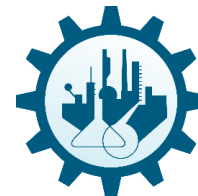




# **PROJETO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

Brasília – DF

**2017**



**AÉCIO REIS DE CARVALHO**  
**AYRTON PEDRO LIRA DE SOUSA**  
**BRUNO ARINOS DA COSTA**  
**BRUNO BEZERRA LIMA DE FREITAS**  
**CAIO QUIRINO MEDEIROS**  
**JOÃO MARCOS LIMA DE OLIVEIRA**  
**JOÃO VITOR CARREIRA MACHADO**  
**PEDRO HENRIQUE SOARES**  
**RAYSSA ANDRESSA BARBOSA FREIRE**  
**RODRIGO PEREIRA CAMPELO**

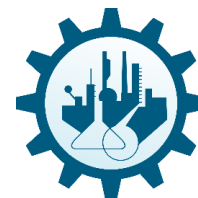
**UNIDADE DE PRODUÇÃO DE ETENONA**

Trabalho final da disciplina de “Projeto de Engenharia Química 2” do Instituto de Química da Universidade de Brasília, apresentado ao Instituto de Química com o objetivo de avaliação na disciplina.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares Leon

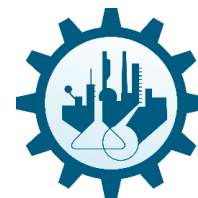
**BRASÍLIA**

**2017**

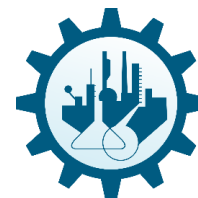


## SUMÁRIO

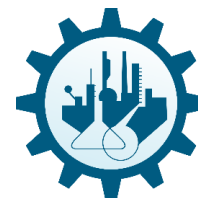
1	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	8
1.1	ESPECIFICAÇÃO DO PROJETO.....	8
1.1.1	CASO DE PROJETO.....	8
1.2	ESTIMAÇÃO DE CUSTOS.....	9
2	<b>BOMBAS</b> .....	13
2.1	BOMBA P-1.....	14
3	<b>TROCADORES DE CALOR</b> .....	18
3.1	OTIMIZAÇÃO.....	18
3.2	TROCADOR E-1.....	24
3.3	TROCADOR E-2.....	25
4	<b>FORNO</b> .....	28
5	<b>REATOR R-1</b> .....	34
6	<b>TORRE DE DESTILAÇÃO</b> .....	38
6.1	PROJETO DA COLUNA.....	38
6.2	PROJETO DO PULMÃO.....	43
6.3	TROCADORES.....	46
6.3.1	CONDENSADOR.....	46
6.3.2	REFERVEDOR.....	49
6.4	BOMBA P-2.....	50
6.5	SERVIÇOS AUXILIARES.....	54
6.5.1	AMÔNIA DE REFRIGERAÇÃO.....	54
6.5.2	VAPOR DE AQUECIMENTO.....	55
6.5.3	ELETRICIDADE.....	56
6.6	ANÁLISE DO NÚMERO DE PRATOS.....	57
6.7	OTIMIZAÇÃO.....	59
6.7.1	PRATO DE ALIMENTAÇÃO.....	59
6.7.2	DA BOMBA P-2.....	61
6.7.3	DO PULMÃO.....	62
6.8	SOBREDIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS.....	63



7	<b>CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO.....</b>	64
7.1	INSTRUMENTAÇÃO E LAÇOS DE CONTROLE.....	64
7.2	ALARMES E ENCRAVAMENTOS.....	65
7.3	VÁLVULAS E SISTEMAS DE TOCHA.....	66
7.4	TUBULAÇÃO.....	68
7.5	ESTRATÉGIA DE CONTROLE.....	69
7.5.1	SISTEMAS DE BOMBEAMENTO.....	69
7.5.2	TROCADOR DE CALOR E-1.....	69
7.5.3	TROCADOR DE CALOR E-2.....	69
7.5.4	FORNO.....	70
7.6	ANÁLISE HAZOP.....	72
7.6.1	REATOR PFR.....	77
7.6.2	COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	77
7.7	P&ID.....	79
7.8	DIAGRAMA DE INTERCONEXÕES.....	80
8	<b>ANÁLISE AMBIENTAL.....</b>	81
8.1	SISTEMA DE GESTÃO AMBIENTAL.....	82
8.1.1	POLITICA AMBIENTAL.....	82
8.1.2	PLANEJAMENTO AMBIENTAL.....	83
8.1.3	IMPLEMENTAÇÃO E OPERAÇÃO.....	89
8.1.4	VERIFICAÇÕES E AÇÕES CORRETIVAS.....	97
8.1.5	ANÁLISE CRÍTICA E MELHORIAS.....	101
9	<b>AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....</b>	102
9.1	CAPITAL IMOBILIZADO.....	102
9.2	CAPITAL DE GIRO.....	107
9.3	INVESTIMENTO TOTAL.....	108
9.4	RENTABILIDADE DO PROJETO.....	108
10	<b>FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO.....</b>	119
10.1	BM-1 PSEUDOCOMPONENTES (1 de 3).....	119
10.2	BM-2 BALANÇOS DE MASSA (2 de 3).....	120

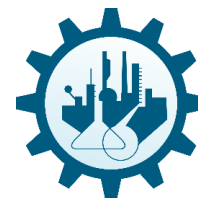


10.3	BM-3 BALANÇOS DE MASSA (3 de 3).....	125
10.4	C-1V RECIPIENTES (1 de 2).....	130
10.5	C-1H RECIPIENTES (2 de 2).....	131
10.6	C-2 PRATOS/RECHEIOS.....	133
10.7	E-1 TROCADORES.....	134
10.8	F-1 FORNOS.....	138
10.9	G-1 BOMBAS (1 de 2).....	139
10.10	G-2 BOMBAS (2 de 2).....	141
10.11	L-1 TUBULAÇÕES.....	143
10.12	J-1 INSTRUMENTOS DE VAZÃO.....	145
10.13	J-2 INSTRUMENTOS DE NÍVEL.....	146
10.14	J-3 INSTRUMENTOS DE PRESSÃO.....	146
10.15	J-4 INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA.....	147
10.16	J-7 VÁLVULAS DE CONTROLE.....	148
10.17	PSV-1 VÁLVULAS DE SEGURANÇA.....	152
10.18	PSV-2 RESUMO PSV.....	154
10.19	SSAA-1 ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO.....	155
10.20	SSAA-3 VAPOR E GERAÇÃO DE CONDENSADOS.....	156
10.21	SSAA-4 GERAÇÃO DE VAPOR.....	156
10.22	SSAA-5 COMBUSTÍVEL.....	157
10.23	SSAA-6 ELETRICIDADE.....	158
10.24	SSAA-7 AR, NITROGÊNIO.....	159



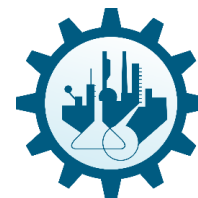
## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Gráfico para escolha de modelo de bomba centrífuga. ....	14
<b>Figura 2.</b> Curva de rendimento por vazão e head de uma bomba centrífuga da marca Meganorm. ....	15
<b>Figura 3.</b> Gráfico do ótimo econômico da bomba P-1. ....	17
<b>Figura 4.</b> Curva de investimento versus iteração. ....	23
<b>Figura 5.</b> Esquema da configuração do trocador E-1. ....	24
<b>Figura 6.</b> Perfis de temperatura. ....	24
<b>Figura 7.</b> Exemplo de forno cilíndrico vertical. ....	29
<b>Figura 8.</b> Relação entre investimento (em dólares de 2016) e diâmetro do reator. ....	37
<b>Figura 9.</b> Esquema simplificado do reator tubular projetado com as dimensões especificadas. ....	37
<b>Figura 10.</b> Representação gráfica da análise do número ótimo de pratos da coluna. ....	59
<b>Figura 11.</b> – Representação gráfica da otimização do prato de alimentação. ....	60
<b>Figura 12.</b> – Representação gráfica da análise de custo da bomba P-2. ....	62
<b>Figura 13.</b> Custo em comparação com a relação L/D. ....	63
<b>Figura 14.</b> - Diagrama de fluxo de instalação. ....	77
<b>Figura 15.</b> - Gráfico dos fluxos de caixa anuais. ....	116
<b>Figura 16.</b> Gráfico dos fluxos de caixa acumulados. ....	117
<b>Figura 17.</b> Gráfico da cotação do dólar vs VPL. ....	117



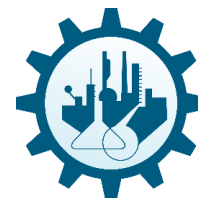
## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1</b> - Especificação das condições no limite da planta .....	9
<b>Tabela 2.</b> Tabela de estimação de custos dos equipamentos. ....	11
<b>Tabela 3.</b> Valores da bomba P-1. ....	17
<b>Tabela 4.</b> Valores de temperatura de entrada e saída para o trocador E-1.....	19
<b>Tabela 5.</b> Valores referentes à equação global do trocador E-1. ....	19
<b>Tabela 6.</b> Valores de custo, ISBL e investimento para o trocador E-1.....	20
<b>Tabela 7.</b> Dados referentes à utilização de água no trocador E-2.....	21
<b>Tabela 8.</b> Valores correspondentes ao trocador E-2. ....	22
<b>Tabela 9.</b> Valores de custo, ISBL e investimento para o trocador E-2.....	22
<b>Tabela 10.</b> Investimento final para cada iteração realizada.....	23
<b>Tabela 11.</b> Projeto térmico do trocador E-2. ....	27
<b>Tabela 12.</b> Projeto hidrodinâmico do trocador E-2. ....	27
<b>Tabela 13.</b> Trocador E-2.....	28
<b>Tabela 14.</b> Valores de investimento e custos.....	28
<b>Tabela 15.</b> Correntes envolvidas no forno.....	30
<b>Tabela 16.</b> Parâmetros de entrada e saída da seção convectiva.....	30
<b>Tabela 17.</b> Dimensões da seção radiante do forno. ....	31
<b>Tabela 18.</b> Materiais de seleção dos tubos conforme temperatura. <sup>1</sup> .....	33
<b>Tabela 19.</b> Custos do Forno.....	34
<b>Tabela 20.</b> Especificações de projeto do reator. ....	34
<b>Tabela 21.</b> Valores e Unidades dos parâmetros da equação da cinética de reação .....	35
<b>Tabela 22.</b> Dados referentes à análise de custo e otimização das dimensões do reator. ....	36
<b>Tabela 23.</b> Projeto da torre. ....	41
<b>Tabela 24.</b> Custo da torre. ....	42
<b>Tabela 25.</b> Projeto e custo do pulmão. ....	45
<b>Tabela 26.</b> Tabela de valores típicos de alguns casos de troca térmica.....	47
<b>Tabela 27.</b> Propriedades do condensador para o cálculo do investimento. ....	48
<b>Tabela 28.</b> Propriedades do refeedor para o cálculo do investimento.....	49
<b>Tabela 29</b> – Projeto e cálculo do custo da bomba .....	53
<b>Tabela 30</b> - Custo da amônia de refrigeração.....	55
<b>Tabela 31</b> - Custo do vapor de aquecimento .....	56



<b>Tabela 32.</b> Custo operacional da bomba .....	57
<b>Tabela 33.</b> Avaliação econômica para número de pratos ótimo.....	58
<b>Tabela 34.</b> Custos imobilizados e operacionais da coluna de destilação.....	60
<b>Tabela 35-</b> Tabela de Investimento para a bomba P-2. ....	61
<b>Tabela 36.</b> Análise da relação L/D.do pulmão .....	62
<b>Tabela 37.</b> Comparação do custo sobredimensionado .....	64
<b>Tabela 38.</b> Código funcional dos instrumentos. ....	65
<b>Tabela 39 -</b> Alarmes da planta.....	66
<b>Tabela 40-</b> Condições que oferecem riscos.....	71
<b>Tabela 41 -</b> Análise HAZOP da corrente de acetona pelo forno. ....	73
<b>Tabela 42 -</b> Análise HAZOP da corrente de combustível (fuel oil) ao forno.....	75
<b>Tabela 43-</b> Estimação de custos de equipamento. ....	103
<b>Tabela 44-</b> Estimação dos custos de materiais .....	104
<b>Tabela 45 -</b> Custo de engenharia de processos.....	104
<b>Tabela 46-</b> Custos engenharia de detalhe .....	105
<b>Tabela 47 -</b> Custos construção e supervisão.....	105
<b>Tabela 48 -</b> Estimativas de custos gerais sobre ISBL. ....	106
<b>Tabela 49-</b> Capital Imobilizado.....	107
<b>Tabela 50-</b> Investimento Total .....	108
<b>Tabela 51 -</b> Preços de matéria prima, produtos e serviços auxiliares.....	109
<b>Tabela 52-</b> Valores referentes às vendas anuais.....	109
<b>Tabela 53 -</b> Custos anuais.....	110
<b>Tabela 54 -</b> Custos de Eletricidade .....	111
<b>Tabela 55 -</b> Custos de fluidos auxiliares. ....	112
<b>Tabela 56 -</b> Custo de válvulas de controle.....	113
<b>Tabela 57 -</b> Dados para o cálculo do VPL.....	114
<b>Tabela 58.</b> Tabela do fluxo de caixa.....	115





## 1. INTRODUÇÃO

### 1.1 ESPECIFICAÇÕES DO PROJETO

#### 1.1.1 Caso de projeto

Deve-se escrever o livro de engenharia de processos de uma unidade de produção de etenona através da pirólise da acetona com posterior purificação do produto. A etenona, quando reagida com ácido acético, é uma das possíveis vias de produção de anidrido acético.

#### 1.1.2 Capacidade e qualidade da alimentação

A unidade deve ser projetada para processar uma alimentação de 1000 kg/h de acetona considerando um fator operacional de 8000 h/ano. A corrente de alimentação é composta apenas por acetona e encontra-se a uma pressão de 1 bar e a uma temperatura de 25 °C.

#### 1.1.3 Especificação do produto

O produto de interesse é uma mistura de metano e etenona que é posteriormente enviada a uma unidade de produção de anidrido acético. Na coluna de destilação retira-se, pelo fundo, a acetona pura não reagida que é utilizada em outra unidade da planta.

A fração molar acumulada de etenona e metano pelo topo é de 99,5%. Enquanto, pelo fundo, tolera-se uma concentração de etenona de 1 ppm (mmol/kmol).

#### 1.1.4 Condições no limite da planta

Tabela 1 - Especificação das condições no limite da planta

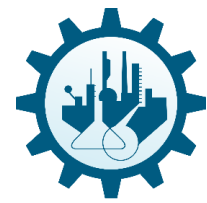
	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> g)	Temperatura (°C)
Alimentação	1,7	148
Mistura etenona + metano	*	*
Resíduo	*	*

\* indica valores obtidos de acordo com o processo

#### 1.1.5 Critérios gerais de projeto

a) Fator de operação: 80000 h/ano

b) Capacidade mínima: 60%



**c) Sobredimensionamento dos equipamentos:**

- Bombas de carga e produto: 110%
- Bombas de refluxo em coluna: 120%
- Trocadores de calor e forno: 120%
- Coluna de fracionamento (hidráulica): 120%

**d) Coeficientes de formação de crostas:**

- Correntes de processo: 0,0001 hm<sup>2</sup>.°C/kcal
- Água de arrefecimento: 0,0003 hm<sup>2</sup>.°C/kcal

**e) Objetivos de otimização e sensibilidade:**

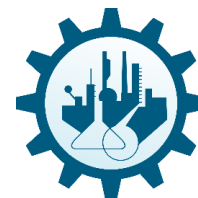
- Relação taxa de refluxo frente ao número de pratos na coluna C-1
- Dimensões (relação altura/diâmetro) do recipiente acumulador C-2
- Análise da integração energética através do trocador E-1. Determinação do número de carcaças.
- Será realizado um estudo de sensibilidade com relação ao câmbio dólar/real ( $\pm 20\%$ ).

## 1.2 ESTIMAÇÃO DE CUSTOS

A estimativa precisa do custo requer um profissional em si, no entanto, deve-se realizar estimativas de custo do projeto para que seja possível escolher alternativas de projeto e otimizá-lo. As estimativas preliminares foram calculadas segundo Towler, 2008.

O custo de planta ISBL (Inside Battery Limits) corresponde aos custos de aquisição e instalação de cada equipamento que constitui a planta. Lang (1948) propôs um método de cálculo do valor do ISBL, conforme a Equação 1.

$$C = F \times \sum C_e \quad (1)$$



Em que  $F$  é o fator de Lang, cujo valor é de 4,74 para processos que envolvem fluidos e  $C_e$  corresponde ao custo individual de cada equipamento. O custo  $C_e$  é baseado na U.S. Gulf Coast de jan/2006 e pode ser calculado de acordo com a Equação 2.

$$C_e = a + b \times S^n \quad (2)$$

O fator  $S$  corresponde à dimensão característica de cada equipamento Após o cálculo do ISBL deve-se converter para valores de 2016, dado que a moeda varia ao longo do tempo. Utilizou-se o índice CEPCI (Chemical Engineernig Plant Cost Index) multiplicando-se por 533,9/499,6 em seguida convertendo o valor para reais, considerando que 1 U\$\$ = 3,3 R\$.

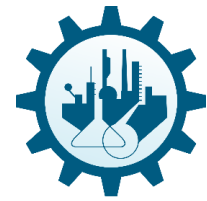
**Tabela 2.** Tabela de estimação de custos dos equipamentos.

Equipment	Units for Size, $S$	$S_{Lower}$	$S_{Upper}$	$a$	$b$	$n$	Note
<i>Agitators &amp; mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75.0	4,300	1,920	0.8	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35.0	11,000	420	1.5	
Static mixer	Liters/s	1.0	50.0	780	62	0.8	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000.0	200,000.0	4,600	62	0.8	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000.0	800,000.0	-90,000	93	0.8	
<i>Centrifuges</i>							
High-speed disk	diameter, m	0.26	0.49	63,000	260,000	0.8	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20.0	37,000	1,200	1.2	
<i>Compressors</i>							
Blower	m <sup>3</sup> /h	200.0	5,000.0	4,200	27	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	132.0	29,000.0	8,400	3,100	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	100.0	16,000.0	240,000	1.33	1.5	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10.0	500.0	21,000	340	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10.0	500.0	23,000	575	1.0	
Bucket elevator, 0.5 m bucket	height, m	10.0	35.0	14,000	1,450	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	tonne/h	20.0	400.0	400	9,900	0.5	
Pulverizers	kg/h	200.0	4,000.0	3,000	390	0.5	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7.0	280.0	41,000	40,000	0.7	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing, and trays							
<i>Dryers</i>							
Direct contact rotary	area, m <sup>2</sup>	11.0	180.0	-7,400	4,350	0.9	1
Pan	area, m <sup>2</sup>	1.5	15.0	-5,300	24,000	0.5	2
Spray dryer	evap rate kg/h	400.0	4,000.0	190,000	180	0.9	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m <sup>2</sup>	11.0	640.0	17,000	13,500	0.6	
Agitated falling film	area, m <sup>2</sup>	0.5	12.0	29,000	53,500	0.6	

(continua)



Equipment	Units for Size, $S$	$S_{Lower}$	$S_{Upper}$	$a$	$b$	$n$	Note
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10.0	1,000.0	10,000	88	1.0	
Floating head shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10.0	1,000.0	11,000	115	1.0	
Double pipe	area, m <sup>2</sup>	1.0	80.0	500	1,100	1.0	
Thermosyphon reboiler	area, m <sup>2</sup>	10.0	500.0	13,000	95	1.0	
U-tube Kettle reboiler	area, m <sup>2</sup>	10.0	500.0	14,000	83	1.0	
Plate and frame	area, m <sup>2</sup>	1.0	180.0	1,100	850	0.4	3
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m <sup>3</sup>	0.4	1.4	76,000	54,000	0.5	
Vacuum drum	area, m <sup>2</sup>	10.0	180.0	-45,000	56,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60.0	53,000	69,000	0.8	
Box	duty, MW	30.0	120.0	7,000	71,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m <sup>3</sup>			0	3,700	1.0	
Ceramic intalox saddles	m <sup>3</sup>			0	930	1.0	
304 ss Pall rings	m <sup>3</sup>			0	4,000	1.0	
PVC structured packing	m <sup>3</sup>			0	250	1.0	
304 ss structured packing	m <sup>3</sup>			0	3,200	1.0	4
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	150.0	69,200.0	-400	230	0.6	5
Horizontal, cs	shell mass, kg	250.0	69,200.0	-2,500	200	0.6	
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	90.0	124,200.0	-10,000	600	0.6	5
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	170.0	114,000.0	-15,000	560	0.6	
<i>Pumps and drivers</i>							
Single-stage centrifugal	flow Liters/s	0.2	500.0	3,300	48	1.2	
Explosion-proof motor	power, kW	1.0	2,500.0	920	600	0.7	
Condensing steam turbine	power, kW	100.0	20,000.0	-19,000	820	0.8	
<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m <sup>3</sup>	0.5	100.0	14,000	15,400	0.7	
Jacketed, agitated, glass-lined	volume, m <sup>3</sup>	0.5	25.0	13,000	34,000	0.5	
<i>Tanks</i>							
Floating roof	capacity, m <sup>3</sup>	100.0	10,000.0	53,000	2,400	0.6	
Cone roof	capacity, m <sup>3</sup>	10.0	4,000.0	5,700	700	0.7	
<i>Trays</i>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	100	120	2.0	6
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	146	2.0	6
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	200	240	2.0	6
<i>Utilities</i>							
Cooling tower & pumps	flow liters/s	100.0	10,000.0	61,000	650	0.9	7
Packaged mechanical refrigerator	evaporator duty, kW	50.0	1,500.0	4,900	720	0.9	
Water ion exchange plant	flow m <sup>3</sup> /h	1.0	50.0	6,200	4,300	0.7	



## 2. BOMBAS

Máquinas hidráulicas são máquinas transformadoras de energia e são classificadas em três grupos, máquinas motrizes, mistas e geratrizes. A primeira transforma energia hidráulica em mecânica, a segunda transforma energia hidráulica em hidráulica e as geratrizes transformam energia mecânica em hidráulica, sendo as bombas hidráulicas o nosso objeto de estudo. Segundo Towler e Sinnott<sup>1</sup>, bombas podem ser classificadas de acordo com o movimento de suas partes móveis em:

- I. Bombas Cinéticas
- II. Bombas de deslocamento positivo

Tal que, no primeiro caso à parte móvel se desloca promovendo um aumento de pressão e velocidade no líquido acelerando-o e depois desacelerando-o a fim de converter energia de pressão, são essas bombas centrífugas, por exemplo. Já as hidrostáticas fornecem energia a partir da parte móvel que imprime mesmo movimento ao líquido no qual é expelido de espaços com volumes determinados no interior da bomba, por tal razão, também, são conhecidas como bombas volumétricas.

As bombas centrífugas são as mais utilizadas na indústria de processos químicos por apresentarem uma capacidade de operação entre 0,5m<sup>3</sup>/h a 20.000m<sup>3</sup>/h. Além de serem capazes de bombear líquidos altamente voláteis, líquidos com sólidos suspensos e líquidos numa ampla faixa de temperaturas. São classificadas em centrífugas radiais, helicoidais, diagonais e axiais.<sup>2</sup>

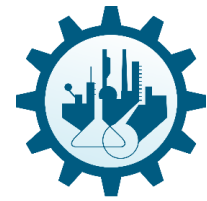
Bombas centrífugas radiais também são conhecidas como “centrífugas puras”. O fluido, nessa bomba, entra axialmente ao rotor, passa pelos canais formados por pás de curvatura simples que não provocam a rotação da partícula de fluido. O fluido é expulso do rotor na direção do raio, daí o nome “radial”. Em algumas bombas bem projetadas, a entrada das pás pode ser de curvatura dupla ou em dois planos, para que a transição da direção axial para a radial aconteça com suavidade, ou seja, para que o fluido possa ser admitido dentro do canal entre as pás sem muitos choques ou turbulências.<sup>3</sup>

---

1 TOWLER.G, SINNOTT. R.K., **Chemical Engineering Design: Principles, practice and economics of plant and process design**. Ed. Elsevier. 2008, London, UK.

2 DOS SANTOS. S.L., **Bombas e instalações hidráulicas**. 1ªEd. LCTE. 2007. São Paulo.

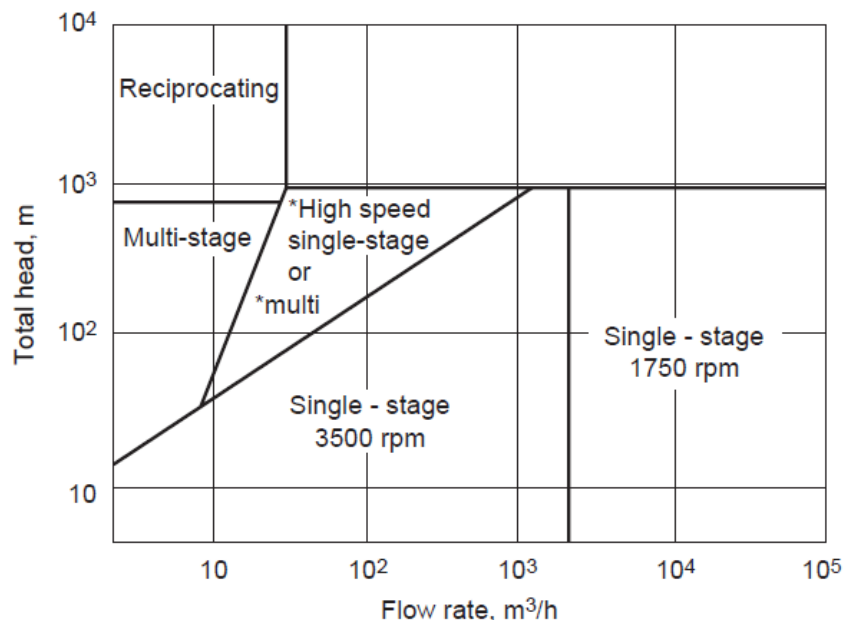
3 *Idem*



Toda a energia recebida pelo fluido é obtida através de forças centrífugas aplicadas no líquido devido a rotação. Estas bombas são utilizadas quando se necessita de cargas manométricas mais significativas do que as vazões, exatamente o caso tratado no presente trabalho.

## 2.1 BOMBA P-1

Esta bomba tem a função de impulsionar o fluido para dentro do processo, sendo esta a primeira etapa deste, assim conferindo ao fluido uma pressão de impulsão de 8,4 kg.f/cm<sup>2</sup>. Sendo assim, pela figura 1 pode-se escolher a bomba a ser utilizada:

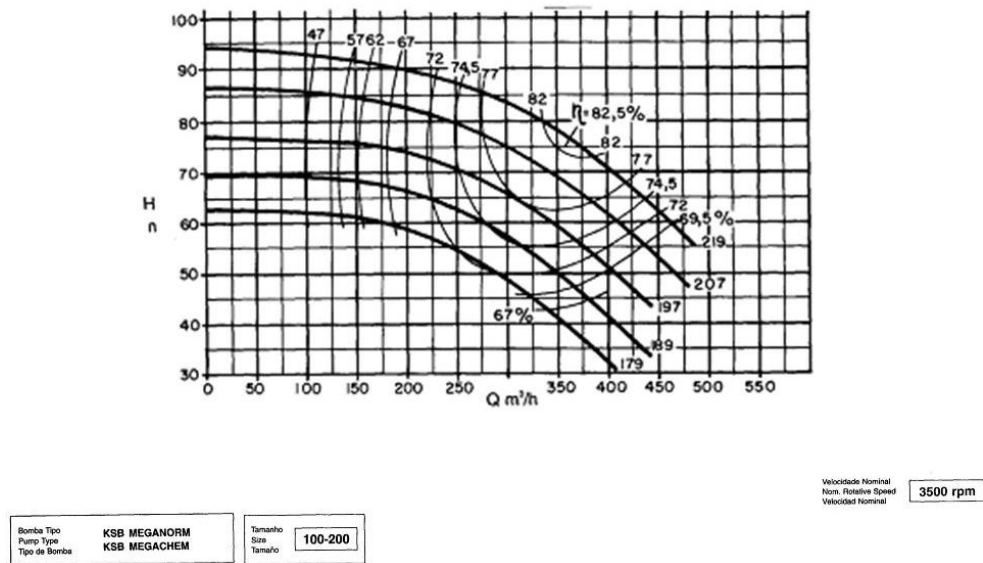


**Figura 1.** Gráfico<sup>4</sup> para escolha de modelo de bomba centrífuga.

A bomba P-1 é uma bomba centrífuga, de sucção simples e múltiplos estágios com rotor radial aberto devido ao emprego de uma baixa vazão e a possibilidade de sólidos em suspensão na mistura inicial. Carcaça de aço inox e em voluta para manter a mesma velocidade média ao longo do percurso e evitar perdas de carga.

A partir de uma curva característica de bombas KSB *Meganorm* se pode deduzir que a eficiência da bomba P-1 é de aproximadamente 35% como apresentado na figura 2.

<sup>4</sup> TOWLER, G., SINNOTT, R.K., **Chemical Engineering Design: Principles, practice and economics of plant and process design**. Ed. Elsevier. 2008, London, UK.



**Figura 2.** Curva de rendimento por vazão e head de uma bomba centrífuga da marca Meganorm5.

O rendimento de uma bomba é a relação entre a potência aplicada ao fluido e a potência total. A curva dada na figura 2 indica que o rendimento reduz com a velocidade do fluxo para baixas velocidades e alcança o máximo na região de operação da bomba, após isto, diminui à medida que a velocidade do fluxo se aproxima ao valor de carga zero.<sup>6</sup>

Como fundamentos de cálculos para se encontrar a eficiência desta bomba foi encontrado o *head* (H), ou carga da bomba, medido em metros, conforme a Equação 3.

$$H(m) = \Delta P \left( \frac{kg}{cm^2} \right) \cdot \frac{1}{\rho \left( \frac{g}{cm^3} \right)} \cdot 10 \quad (3)$$

Esta carga é o resultado da transformação de todas as energias a serem fornecidas em energia potencial, por tal razão não deve ser confundida com uma altura geométrica.

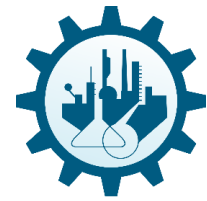
Conhecendo-se a variação de pressão e a vazão da bomba é possível se aferir a potência absorvida pelo fluido de acordo com as Equações 4 e 5.

$$W(C.V.) = Q \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot \frac{\Delta P(cm^2)}{27,4} \quad (4)$$

$$1 C.V = 0,736 Kw \quad (5)$$

<sup>5</sup> Disponível em: <[https://0201.nccdn.net/4\\_2/000/000/071/260/KSB-02.pdf](https://0201.nccdn.net/4_2/000/000/071/260/KSB-02.pdf)>, acesso em: 15/11/2017 as 14:30.

<sup>6</sup> MCCABE. W.L., **Operaciones Unitarias en Ingenieria Quimica**. 4ª edicion. Ed.McGraw Hill. Madrid. 1998.



Porém, o consumo de energia é maior devido à eficiência de cada bomba, necessitando-se assim de uma correção, logo pode-se calcular a potência hidráulica pela Equação 6. Por sua vez, a potência do motor se dá pela Equação 7.

$$W_{\text{hidráulico}} = \frac{W}{\eta_{\text{hidráulico}}} \quad (6)$$

$$W_{\text{motor}} = \frac{W_{\text{hidráulico}}}{\eta_{\text{motor}}} \quad (7)$$

Tal que  $\eta_{\text{motor}}$  é 0,945.

A carga necessária para evitar a cavitação – fenômeno que se produz quando a pressão de aspiração se torna menor que a pressão de vapor do líquido provocando a colisão de bolhas de vapor contra as pás do rotor– pode ser calculado pela Equação 8.7

$$\text{NPSHr} = \frac{P_{\text{aspiração}} - P_{\text{vapor}}}{10} \cdot \rho \quad (8)$$

Como parâmetros de projeto considerou-se a variação de pressão máxima conforme Equação 9.

$$\Delta P_{\text{máx}} = 1,2 \cdot \Delta P \quad (9)$$

As vazões máximas e mínimas de projeto podem ser obtidas pelas Equações 10 e 11.

$$Q_{\text{min}} = 0,6 \cdot Q \quad (10)$$

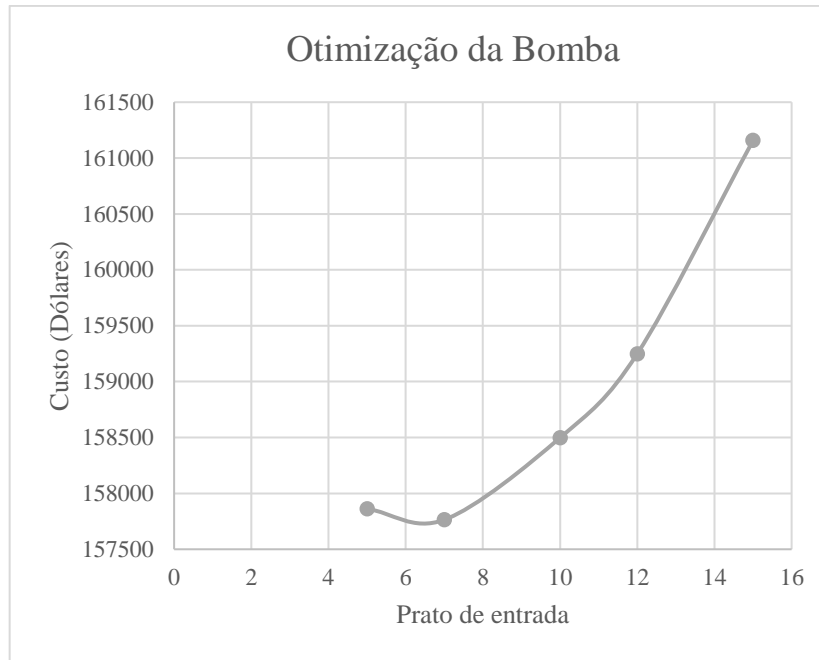
$$Q_{\text{máx}} = 1,2 \cdot Q \quad (11)$$

Após a otimização desta, como apresentado na Figura 3, se pode concluir que o melhor prato para a alimentação da coluna fornecida pela bomba é o sétimo prato, uma vez que exige uma potência menor do motor da bomba, tornando assim seu custo de operação mais viável no projeto.

---

<sup>7</sup> TOWLER.G, SINNOTT. R.K., **Chemical Engineering Design: Principles, practice and economics of plant and process design**. Ed. Elsevier. 2008, London, UK.



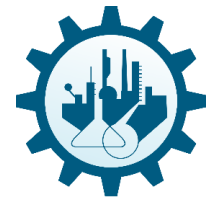


**Figura 3.** Gráfico do ótimo econômico da bomba P-1.

Para o cálculo de custo da bomba P-1 foram considerados parâmetros como a potência consumida pela bomba, potência consumida pelo motor – ambas dependentes das densidade e temperatura do fluido – e o CEPCI 2016. A Tabela 2 identifica os valores da Figura 3 com mais precisão.

**Tabela 3.** Valores da bomba P-1.

Prato de Alimentação	Potência Consumida Total (kW)	Custo (US\$2016)
5	650,9843	152862
7	646,8047	157764
10	710,1343	158498
12	767,4731	161157



### 3. TROCADORES DE CALOR

#### 3.1 OTIMIZAÇÃO

Trocadores de calor são equipamentos amplamente utilizados para realização de troca térmica entre dois fluidos. A Equação 12 representa a equação geral de um trocador de calor<sup>8</sup>.

$$Q = U F A \Delta T_{ml} \quad (12)$$

Em que Q corresponde ao calor trocado, U ao coeficiente global de troca térmica, F ao fator de correção, A representa a área de troca requerida e  $\Delta T_{ml}$  corresponde à temperatura média logarítmica, que pode ser calculada pela Equação 13.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \left[ \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)} \right]} \quad (13)$$

O objetivo do trocador E-1 é realizar a integração energética entre as correntes de saída do reator e de saída da bomba, realizando um preaquecimento da corrente na entrada do forno e um resfriamento para entrada na coluna a 80 °C.

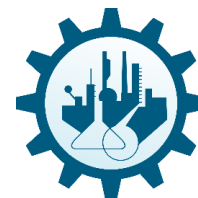
Para a otimização do equipamento utilizou-se a ferramenta de cálculo rigoroso do programa *Aspen HYSYS*, em que no cálculo, considera-se fator de correção igual a 1 uma vez que existe mudança de fase de uma substância pura (acetona) ao longo do processo .

Na otimização, em cada iteração especificou-se uma diferente temperatura de saída da corrente de processo para o trocador E-2, de uma faixa de 80 °C até 110 °C. Sendo assim, para cada iteração obteve-se diferentes parâmetros de projeto o que leva a um diferente custo de imobilizado.

A Tabela 4 apresenta os valores de temperatura de saída das correntes em função de cada iteração, enquanto que na Tabela 5 estão presentes os parâmetros da equação do trocador de calor.

---

<sup>8</sup> KERN, D.Q., **Process Heat Transfer**, International Student Edition, USA, McGraw-Hill Inc, 1965.



**Tabela 4.** Valores de temperatura de entrada e saída para o trocador E-1.

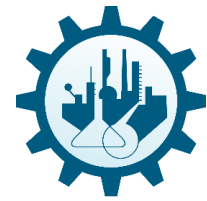
Iteração	T especificada (°C)	Temp. acetona		Temp. fluido processo	
		(°C)		(°C)	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
1	80	25	328,6	528,8	82,69
2	81	25	325,57	528,8	83,44
3	83	25	306,2	528,8	85,39
4	85	25	300,39	528,8	87,53
5	90	25	280,85	528,8	92,68
6	110	25	228,69	528,8	123,03

**Tabela 5.** Valores referentes à equação global do trocador E-1.

Iteração	Q	U	A	LMTD
	(kcal/h)	(kcal/h °C)	(m <sup>2</sup> )	(°C)
1	250622,01	30,59	71,52	114,54
2	249244,02	43,79	48,99	116,18
3	244809,59	120,2	16,92	120,36
4	240200,96	50,60	37,78	125,66
5	227023,92	128,47	12,73	138,84
6	208248,8	131,35	8,78	180,61

Com base no valor da área de troca é possível estimar o cálculo do custo do equipamento, que foi calculado pelas Equações 1 e 2, considerando-se um trocador de calor casco e tubos em U para escolha dos parâmetros a, b e n, que são iguais a 1000, 88 e 1, respectivamente. Para trocadores de calor, S corresponde à área de troca térmica.

As estimativas de investimento do imobilizado para o trocador E-1 estão presentes na Tabela 6.



**Tabela 6.** Valores de custo, ISBL e investimento para o trocador E-1.

Iteração	C <sub>e</sub> (U\$\$ 2006)	ISBL (U\$\$ 2006)	Investimento (R\$ 2016)
1	16293,92	77233,18	272367,55
2	14311,28	67835,49	239226,01
3	11489,21	54458,84	192052,44
4	13324,18	63156,65	222725,81
5	11120,08	52709,19	185882,18
6	10772,49	51061,6	180071,85

O objetivo do trocador E-2 é resfriar a corrente de processo que sai de E-1 para a temperatura de 80 °C utilizando água como fluido de refrigeração, que entra a uma temperatura de 28 °C e não deve atingir um valor maior que 45 °C.

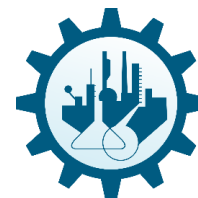
Para cada iteração realizada no trocador E-1, especificou-se uma diferente temperatura de saída do fluido de processo. Sendo assim, o calor a ser removido da corrente de processo também variou, necessitando de um diferente projeto do trocador E-2 para cada caso. Os calores foram obtidos por meio da simulação no *Aspen HYSYS*, e a partir da Equação 14, obteve-se a vazão mássica de água necessária ( $\dot{m}$ ).

$$\dot{Q} = \dot{m} \times Cp \times (T_{\text{água}}^s - T_{\text{água}}^e) \quad (14)$$

Dado que o custo da água de refrigeração é de R\$ 0,40 /m<sup>3</sup>, para uma planta que opera 8000 h/ano durante um período de 15 anos, calcula-se o custo operativo (C<sub>o</sub>) pela Equação 15.

$$C_o = 0,4 \times 15 \times 8000 \times \dot{m} \times \rho \quad (15)$$

Dessa forma, para cada iteração obteve-se um custo operativo de consumo de água conforme apresentado na Tabela 7.



**Tabela 7.** Dados referentes à utilização de água no trocador E-2.

Iteração	Temp. fluido de processo (°C)		Q (kcal/h)	Vazão de água (kg/h)	Custo Operativo (R\$/15 anos)
	Entrada	Saída			
1	82,69	80	646,29	37,84	1816,16
2	83,44	80	1051,64	61,57	2955,26
3	85,35	80	5650,58	330,81	15878,96
4	87,53	80	11118,84	650,95	31245,55
5	92,68	80	26364,90	1543,52	74089,20
6	123,03	80	41597,24	2435,30	116894,31

Por último considerou-se o valor do custo do equipamento E-2, que por sua vez depende da área de troca térmica.

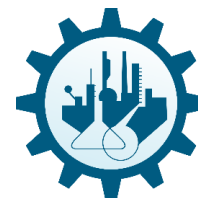
Primeiramente, estimou-se o coeficiente de troca global por meio da Equação 16.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{processo}}} + \frac{1}{h_{\text{água}}} + \frac{1}{r_{\text{processo}}} + \frac{1}{r_{\text{água}}} \quad (16)$$

Em que  $h_{\text{processo}}$  e  $h_{\text{água}}$  correspondem aos coeficientes de troca térmica para o fluido de processo e a água de refrigeração, iguais a 1450 kcal/m<sup>2</sup> h °C e 5700 kcal/m<sup>2</sup> h °C, respectivamente<sup>9</sup>. Por sua vez,  $r_{\text{processo}}$  e  $r_{\text{água}}$  correspondem aos coeficientes de formação de crosta para cada fluido. Por fim, obteve-se um valor de U igual a 760,4 kcal/m<sup>2</sup> h °C.

Calculou-se a área de troca necessária por meio da equação 10, novamente com F igual a 1 levando-se em conta um trocador de calor de tubos concêntricos em contracorrente. O baixo valor da área de troca necessária justifica a configuração do trocador. A Tabela 8 apresenta os resultados da área de troca requeridas para cada iteração.

<sup>9</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.



**Tabela 8.** Valores correspondentes ao trocador E-2.

Iteração	Q (kcal/h)	U (kcal/h m <sup>2</sup> °C)	LMTD (°C)	A (m <sup>2</sup> )
1	646,29	760,4	44,46	0,019
2	1051,64	760,4	44,88	0,031
3	5650,58	760,4	45,93	0,162
4	11118,84	760,4	47,11	0,310
5	26364,90	760,4	49,81	0,696
6	41597,24	760,4	64,14	0,853

A partir da área de troca térmica, estimou-se o custo de imobilizado seguindo a metodologia aplicada para o trocador E-1, apenas alterando os valores das constantes da Equação 13 considerando um trocador de tubos concêntricos, em que a, b e n são iguais a 500, 1000 e 1, na mesma ordem. A Tabela 9 apresenta os resultados obtidos.

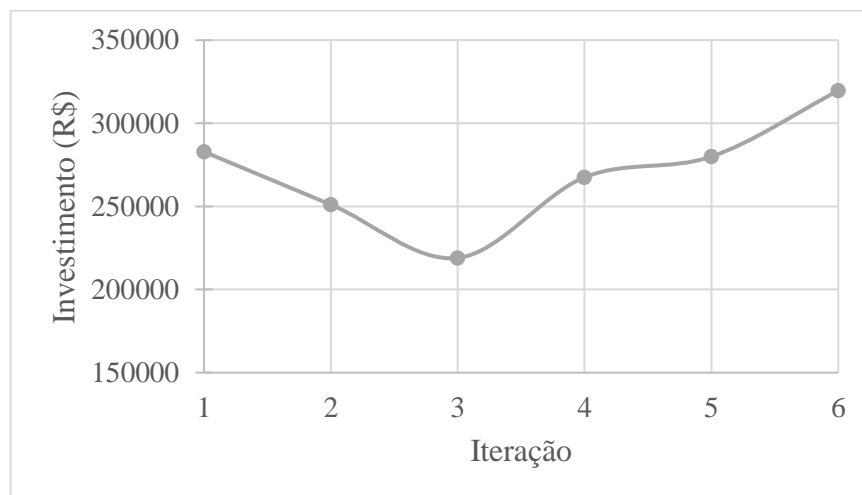
**Tabela 9.** Valores de custo, ISBL e investimento para o trocador E-2.

Iteração	C <sub>e</sub> (U\$\$ 2006)	ISBL (U\$\$ 2006)	Investimento (R\$ 2016)
1	519,12	2460,61	8677,49
2	530,81	2516,06	8873,05
3	661,71	3136,51	11061,09
4	810,39	3841,26	13546,45
5	1196,11	5669,55	19994,03
6	1352,94	6412,93	22615,61

Por fim, somou-se os resultados de investimento de imobilizado de ambos os trocadores e de custo operativo do uso de água ao longo de 15 anos. Os resultados estão presentes na Tabela 10 e no gráfico da Figura 4.

**Tabela 10.** Investimento final para cada iteração realizada.

Iteração	Investimento final (R\$)
1	282861,20
2	251054,31
3	218992,50
4	267517,81
5	279965,41
6	319581,77



**Figura 4.** Curva de investimento *versus* iteração.

Pela Figura 4 percebe-se que o ótimo econômico do arranjo entre os trocadores se encontra na iteração número 3, uma vez que nas iterações 1 e 2 apresentam valores elevados de custo de imobilizado, especialmente no trocador E-1, enquanto que as iterações 4, 5 e 6 apresentam um investimento mais elevado para o trocador E-2 e também um maior custo operativo de uso de água. Após a escolha do ótimo econômico, realizou-se o projeto mais detalhado de cada trocador.

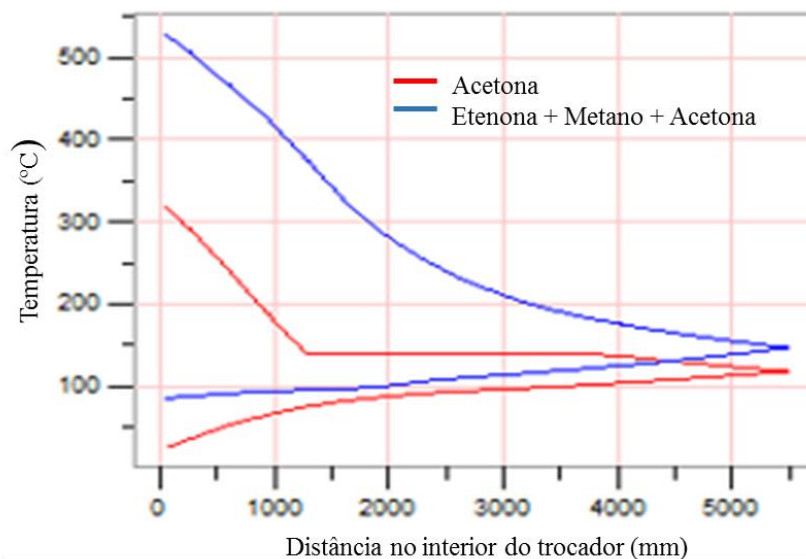
### 3.2 TROCADOR E-1

Trata-se de um trocador de calor do tipo casco e tubo em que a corrente de vapor (mais quente) passa pelos tubos e a corrente de acetona passa pela carcaça, visto que ocorre a vaporização da acetona e a carcaça consegue acomodar a expansão de mudança de fase. Escolheu-se a configuração BFU de acordo com as normas TEMA, isto é, com dois passes pela carcaça e tubos em U, por ser a configuração de menor custo e permitem abertura para limpeza<sup>10</sup>.

As Figuras 5 e 6 representam esquematicamente a configuração do equipamento e os perfis de temperatura de cada fluido ao longo do processo.



**Figura 5.** Esquema da configuração do trocador E-1.

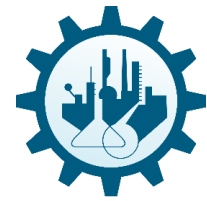


**Figura 6.** Perfis de temperatura.

Uma vez que uma das correntes entra a 528 °C, escolheu-se uma liga de aço inoxidável 304 L, que é capaz de resistir a temperaturas até 650 °C.

<sup>10</sup> SERTH, R. W., **Process Heat Transfer, Principles and Applications**, 1<sup>st</sup> Ed, Texas, USA, Elsevier Ltd, 2007.





Realizou-se o sobredimensionamento do equipamento em 110 %, conforme a Equação 17.

$$A_{sobredimensionada} = 1,1 \times A \quad (17)$$

Com base no novo valor de área de troca térmica 18,62 m<sup>2</sup>, recalculou-se o investimento do imobilizado segundo as equações. Considerou-se o tipo de material multiplicando-se o resultado por um fator igual a 2,2<sup>11</sup>. Obteve-se por fim, um custo igual a R\$ 427 991,93 para o trocador E-1.

### 3.3 TROCADOR E-2

Para o projeto do trocador de tubos concêntricos, estipulou-se que o fluido quente (processo) passa pelo tubo interno e a água de refrigeração pelo externo. Escolheu-se o material do tipo aço carbono por não sofrer corrosão na temperatura de operação e definiu-se uma tubulação *schedule* 40. Para tal tipo de tubulação existem diferentes diâmetros possíveis. Para a escolha do diâmetro adequado realizou-se o projeto térmico conforme Serth<sup>12</sup> e hidrodinâmico segundo Cao<sup>13</sup>, para cada configuração possível.

Em primeiro lugar, recalculou-se o coeficiente global de troca térmica de acordo com a Equação 18, mais adequada para tal equipamento.

$$U_d = \left[ \frac{D_o}{h_{processo} D_i} + \frac{D_o \ln \left( \frac{D_o}{D_i} \right)}{2k} + \frac{1}{h_{água}} + \frac{r_{processo} D_o}{D_i} + r_{água} \right]^{-1} \quad (18)$$

Em que D<sub>i</sub> e D<sub>o</sub> correspondem aos diâmetros interno e externo, respectivamente e k diz respeito à condutividade térmica, cujo valor é de 70,45 kcal/h m<sup>2</sup> para o aço carbono.

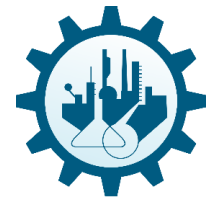
A partir das Equações 10 e 19 obteve-se a nova área de troca térmica e o comprimento necessário.

$$L = \frac{A}{\pi D_o} \quad (19)$$

<sup>11</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.

<sup>12</sup> SERTH, R. W., **Process Heat Transfer, Principles and Applications**, 1<sup>st</sup> Ed, Texas, USA, Elsevier Ltd, 2007.

<sup>13</sup> CAO, E., **Heat Transfer in Process Engineering**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, McGraw-Hill Inc, 2010.



Para a realização do cálculo hidrodinâmico, com base no diâmetro interno calculou-se a área de seção transversal.

$$A_{seção} = \frac{\pi D_i^2}{4} \quad (20)$$

Posteriormente, para uma vazão de 1000 kg/h obteve-se a velocidade de escoamento e em seguida o número de Reynolds, pelas Equações 21 e 22. Considerou-se os valores de densidade e viscosidade iguais a 11,67 kg/m<sup>3</sup> e 0,172 E-3 kg/m s. Com base no número de Reynolds, obteve-se o fator de atrito de Fanning (f), que para trocadores de calor pode ser obtido pela equação 23.

$$v = \frac{1000}{A_{seção}} \quad (21)$$

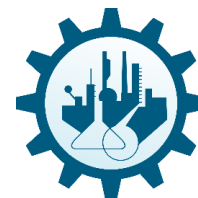
$$Re = \frac{\rho v D_i}{\mu} \quad (22)$$

$$f = 0,035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \quad (23)$$

Por fim, calculou-se a perda de carga, em Pa, pela equação 24 e o valor foi então convertido para kg/cm<sup>2</sup>g. Considerou-se as razões entre as viscosidades igual a 1, dado que, apesar dessa propriedade variar conforme a temperatura, não houve uma mudança significativa entre as temperaturas de 85,35 °C e 80 °C.

$$\Delta P = 4f \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \quad (24)$$

As Tabelas 11 e 12 apresentam os dados referentes ao projeto térmico e hidrodinâmico, respectivamente.



**Tabela 11.** Projeto térmico do trocador E-2.

$D_i$	$D_o$	Q	LMTD	$U_d$	A	L
(m)	(m)	(kcal/h)	(°C)	(kcal/h°C)	(m <sup>2</sup> )	(m)
0,011	0,017	5650,58	45,95	526,46	0,234	4,34
0,016	0,021	5650,58	45,95	585,67	0,210	3,13
0,021	0,027	5650,58	45,95	612,59	0,201	2,40
0,027	0,033	5650,58	45,95	617,43	0,199	1,90
0,035	0,042	5650,58	45,95	636,47	0,193	1,46

**Tabela 12.** Projeto hidrodinâmico do trocador E-2.

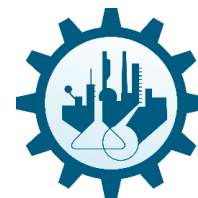
$D_i$	$A_s$	v	Re	f	$\Delta P$
(m)	(m <sup>2</sup> )	(m/s)			(kg/cm <sup>2</sup> g)
0,011	9,77E-05	243,65	184850,8624	5,12E-03	28,2229
0,016	1,96E-04	121,37	130465,48	5,38E-03	3,7484
0,021	3,44E-04	69,16	98482,43759	5,61E-03	0,7334
0,027	5,58E-04	42,67	77358,94049	5,84E-03	0,1807
0,035	9,65E-04	24,66	58804,00622	6,12E-03	0,0370

Realizou-se a escolha com base no projeto hidrodinâmico, dado que a pressão permitida deve respeitar um valor entre 0,5 e 1 kg/cm<sup>2</sup>g<sup>14</sup>. Tal resultado é respeitado somente para  $D_i$  e  $D_o$  iguais a 0,021 m e 0,027 m, isto é, uma tubulação de diâmetro nominal igual a ¾ in.<sup>15</sup>

Após a escolha da tubulação, realizou-se o sobredimensionamento conforme a Equação 17 e recalculou-se o custo do equipamento. Os resultados estão presentes na Tabela 13.

<sup>14</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.

<sup>15</sup> SERTH, R. W., **Process Heat Transfer, Principles and Applications**, 1<sup>st</sup> Ed, Texas, USA, Elsevier Ltd, 2007.



**Tabela 13.** Trocador E-2.

A	L	$\Delta P$	Investimento
(m <sup>2</sup> )	(m)	(kg/cm <sup>2</sup> g)	(R\$ 2016)
0,221	2,64	0,81	11713,3186

A Tabela 14 resume os valores de investimentos para cada equipamento e de custo operativo ao longo de 15 anos.

**Tabela 14.** Valores de investimento e custos.

Investimento E-1	Investimento E-2	Custo operativo	Total
(R\$ 2016)	(R\$ 2016)	(R\$/15 anos)	(R\$ 2016)
R\$ 427 991,93	11713,3186	15878,96	455619,00

#### 4. FORNO F-1

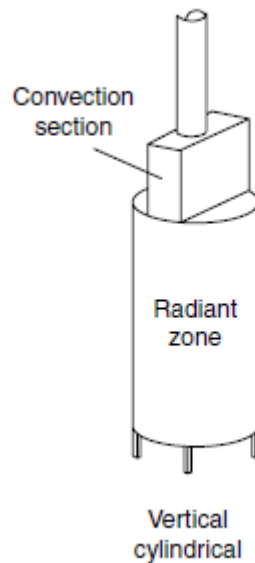
Para que ocorra a reação da acetona, sendo convertida no produto de interesse, é necessário primeiro que ocorra um aquecimento da corrente de alimento até a temperatura em que ocorrerá a reação química, como trata-se de uma reação de pirólise, onde é necessária uma temperatura muito elevada para que ocorra a decomposição do alimento em produtos mais leves, será necessária a utilização de um equipamento capaz de suprir a elevada necessidade de energia térmica da corrente de alimento, neste caso é clara a necessidade do forno.

Para este projeto jugou-se apropriado a utilização de um forno do tipo cilíndrico vertical, este é provavelmente o modelo mais utilizado na atualidade, podendo fornecer calor a taxas de até  $4 \cdot 10^7$  kcal/h. Neste tipo de forno os tubos da seção radiante encontram-se dispostos de forma vertical, desta forma as chamas do queimador propagam-se paralelamente em relação aos tubos.<sup>16</sup>

Este tipo de forno pode conter também uma seção radiante de forma que o calor absorvido pelos gases de combustão, obtidos durante a queima e também por parte da radiação, é reaproveitado nessa seção, aumentando a eficiência total do forno. Na seção radiante os tubos encontram-se paralelamente à direção de ascensão dos gases de combustão provenientes da

<sup>16</sup> CAO, E., **Heat Transfer in Process Engineering**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, McGraw-Hill Inc, 2010.

queima, de forma a gerar turbulência e aumentar a transferência de calor. Para reparos e manutenções o equipamento deve estar disposto a uma elevação de 2 metros do chão.<sup>17</sup>



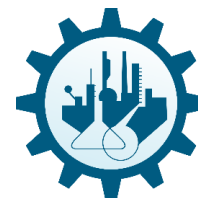
**Figura 7.** Exemplo de forno cilíndrico vertical.<sup>18</sup>

Os parâmetros de projeto do forno devem ser obtidos de forma a conferir a corrente de alimento um aumento de temperatura de 306,2 °C para 760 °C que é a temperatura de entrada do alimento especificada para entrada no reator. Utilizando o software de simulação de processo *Aspen HYSYS* foi feita uma simulação não rigorosa do forno de modo a obter de forma aproximada os parâmetros referentes à seção radiante do equipamento.

Como parâmetros de projeto do forno, ficou como a única especificação que o poder calorífico máximo do *fuel* óleo de refinaria que será utilizado como combustível seja de 40,36 MJ/kg. Para realizar a simulação do forno foi considerado um valor de 25% ar em excesso, valor típico utilizado para combustíveis líquidos, de modo a permitir uma maior atomização do combustível, melhorando a queima. As seções radiantes de fornos possuem valores típicos de eficiência (fração do calor de combustão liberado que é transmitido para a corrente de processo) entre 65 e 75%, sendo utilizado um valor de 65% na simulação. Sendo 263737,25 kcal/h a taxa

<sup>17</sup> *Idem*

<sup>18</sup> CAO, E., **Heat Transfer in Process Engineering**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, McGraw-Hill Inc, 2010.



de calor que a corrente de alimentação deve receber para chegar à temperatura desejada chegou-se as seguintes configurações para as correntes envolvidas no forno, contidas na tabela abaixo.<sup>19</sup>

**Tabela 15.** Correntes envolvidas no forno.

	Ar	Fuel óleo	Gases de combustão	Entrada no forno	Saída do forno
Temperatura (°C)	25	25	818,02	306,2	760
Vazão Mássica (kg/h)	495,19	34,91	530,1	1000	1000

Para minimizar os custos com serviços auxiliares do projeto deseja-se averiguar se há a possibilidade de utilizar a seção convectiva do forno para gerar o vapor necessário para o refeedor da coluna de destilação a partir de água de resfriamento, para isto é necessário que a mesma tenha capacidade fazer o processamento na corrente de água contido na tabela abaixo.

**Tabela 16.** Parâmetros de entrada e saída da seção convectiva.

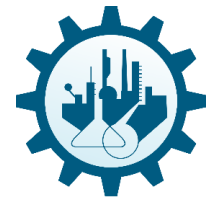
	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> g)	Temperatura (°C)	Fração de Vapor	Vazão Mássica (kg/h)
Entrada	8,0	28,0	0	51,55
Saída	7,0	240	1	51,55

É necessário primeiramente para determinar a viabilidade do processo verificar a quantidade de calor necessária para que a corrente de água possa adquirir as configurações da tabela acima. Utilizando o software Aspen HYSYS verificou-se a diferença entálpica entre as duas correntes de modo a verificar a taxa de calor a ser transferida, sendo obtido um valor de 34725,79 kcal/h, o que representa no S.I aproximadamente 40320,50 W.

Para verificar a capacidade da seção convectiva do forno é necessário calcular inicialmente a projeção dos tubos da seção convectiva de modo a obter a área de fluxo por meio da Equação 25.<sup>20</sup>

<sup>19</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.

<sup>20</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.



$$A_{PS} - NT.D.L = S \quad (25)$$

Onde  $A_{ps}$  é a área frontal da seção convectiva (dada pelo produto entre comprimento e largura da seção),  $NT$  é o número de tubos,  $D$  é o diâmetro dos tubos,  $L$  é o comprimento da caixa convectiva e  $S$  é a área de fluxo. Para este primeiro passo as dimensões da seção convectiva foram obtidos a partir das dimensões da seção radiante obtidas por meio de simulação no Aspen HYSYS, sendo as dimensões inicialmente atribuídas as dispostas na Tabela 17.<sup>21</sup>

**Tabela 17.** Dimensões da seção radiante do forno.

Diâmetro Interno (m)		Diâmetro Externo (m)	
Tubos	Forno	Tubo	Forno
0,0889	1,70	0,1016	2,00

Com essas dimensões admitiu-se as dimensões da seção convectiva obtidas por meio de um retângulo inscrito na circunferência que forma a seção transversal da seção radiante do forno, utilizando um comprimento de seção de cerca de 80% do valor do diâmetro da seção radiante como estimativa inicial para os cálculos, sendo obtidos os valores de aproximadamente 1,64 m para o comprimento e 1,145 m para a largura da seção. Assumindo inicialmente que a seção convectiva do forno possui 4 tubos com mesmo comprimento da seção e com mesmo diâmetro da seção radiante foi então feito o cálculo de  $S$ , resultando num valor de 1,471 m<sup>2</sup>.

Em seguida calcula-se o fluxo mássico dos gases de combustão  $G_H$ , em kg/(s.m<sup>2</sup>), dado pela razão entra a vazão mássica de gases e a área de fluxo, em seguida utiliza-se as equações abaixo para o cálculo dos coeficientes de transmissão de calor envolvidos na seção convectiva.<sup>22</sup>

Coeficiente de transmissão por convecção do gás para os tubos:

$$h_c = 1,268 \frac{G_H^{0,6} T_H^{0,28}}{D_0^{0,4}} \quad (26)$$

Onde  $T_H$  é a temperatura dos gases de combustão em K e  $D_0$  é o diâmetro dos tubos.

<sup>21</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.

<sup>22</sup> *Idem*



Coeficiente de transmissão por radiação para os tubos:

$$h_R = 0,0254 t_H - 2,37 \quad (27)$$

Onde  $t_H$  é a temperatura dos gases de combustão em °C.

1. Coeficiente de transmissão por radiação vindo das paredes da seção radiante:

$$h_0 = 1,1(h_C + h_R) \quad (28)$$

Considerando um fator de formação de fuligem  $h_f$  como  $0,0014 \text{ m}^2 \text{ K/W}$  calcula-se o coeficiente global de troca térmica conforme a equação abaixo.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + h_f \quad (29)$$

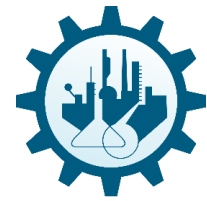
Sendo obtido um valor de  $24,59 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , considerando que na seção convectiva há duas fileiras de 4 tubos têm-se que a área de troca é de  $3,664 \text{ m}^2$ , assumindo a máxima variação de temperatura possível, dada pela diferença entre a temperatura dos gases de combustão e a do vapor liberado da seção convectiva calcula-se o calor que pode ser liberado pela equação abaixo.<sup>1</sup>

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (30)$$

Onde  $\Delta T$  é a máxima variação de temperatura mencionada acima. Desta forma foi obtido um valor máximo de calor que pode ser transmitido com essa configuração do forno de  $52081,39 \text{ W}$ , valor superior ao demandado pela corrente de água que era de  $40320,50 \text{ W}$ , portanto pode-se considerar que a seção convectiva do forno pode gerar o vapor necessário para o refeedor da coluna de destilação. Supondo que o  $\Delta T$  acima seja mantido constante, assim como o número de tubos, chegou-se por meio de um método iterativo a um diâmetro dos tubos de cerca de  $2,7 \text{ in}$  para que o calor fornecido pelo forno seja igual ao demandado pela corrente.

Como as temperaturas de trabalho que ocorrem dentro do forno não são consideradas muito elevadas, tratando-se de fornos, podem ser utilizadas argilas refratárias, que possuem





baixo custo além de faixas de temperatura máximas de uso entre 1580 e 1780 °C, já em relação ao material que compõe os tubos, este foi escolhido conforme a tabela abaixo.<sup>23</sup>

**Tabela 18.** Materiais de seleção dos tubos conforme temperatura.<sup>1</sup>

Material	Type or Grade	Maximum Temperature
Carbon steel	B	538°C
C-1/2Mo	T1 or P1	593°C
1 1/4Cr-1/2Mo	T11 or P11	593°C
2 1/4Cr-1Mo	T22 or P22	649°C
5Cr-1/2Mo	T5 or P5	649°C
7Cr-1/2Mo	T7 or P7	704°C
9Cr-1Mo	T9 or P9	704°C
18Cr-8Ni	304 or 304H	815°C
16Cr-12Ni-2Mo	316 or 316H	815°C
18Cr-10Ni-Ti	321 or 321H	815°C
18Cr-10Ni-Cb	347 or 347H	815°C
Ni-Fe-Cr	Alloy 800H	982°C
25Cr-20Ni	HK-40	1,010°C

Desta forma, como a temperatura máxima de trabalho dentro do forno é de cerca de 818 °C, o material a ser escolhido deve ser a liga Ni-Fe-Cr *alloy* 800H pois pode suportar bem essa temperatura.

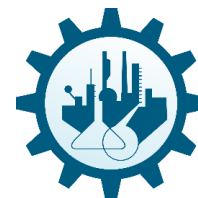
Com base no calor total que forno deve fornecer à corrente de processo que passa pela seção radiante é possível fazer uma estimativa do custo do equipamento em U\$\$ do ano de 2006 com base na equação 13, em que S corresponde ao calor que deve ser transmitida pela seção radiante do forno para a corrente de processo, em MW. Para um forno com a configuração escolhida, os parâmetros a, b e n da equação e são iguais a 53000, 690000 e 0,8, respectivamente.<sup>24</sup>

Com o custo do equipamento em mãos utiliza-se o método de Lang (equação 12). Posteriormente deve-se corrigir o valor total de U\$\$ 2006 para U\$\$ 2016 por meio do índice CEPCI e por último deve-se converter o valor de U\$\$ para R\$, sendo utilizada a cotação de R\$ 3,30/U\$. O custo final obtido consta na tabela abaixo.<sup>25</sup>

<sup>23</sup> Disponível em: < <https://www.linkedin.com/pulse/types-refractory-materials-applications-le-sylvia/>, > acesso em 22/11/2017.

<sup>24</sup> TOWLER G. SINNOT R., **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.

<sup>25</sup> *Idem*

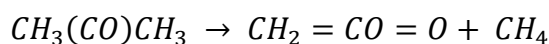


**Tabela 19.** Custos do Forno.

Calor (kcal/h)	Calor (MW)	$C_f$ (U\$\$ 2006)	Investimento (U\$\$ 2006)	Investimento (U\$\$ 2016)	Investimento (R\$ 2016)
263737,25	0,306228251	79772,27605	378120,5885	404080,4287	1.333.465,41

## 5. REATOR R-1

A etenona pode ser obtida através da pirólise da acetona, essa que ocorre em temperaturas em torno de 700 °C. A reação se desenvolve em um reator tubular de fluxo empistonado com o auxílio de um catalisador de cobre fixado em um leito fixo poroso de carvão.



A Tabela 20 indica as especificações de projeto do leito fixo e da queda de pressão máxima tolerável no reator.

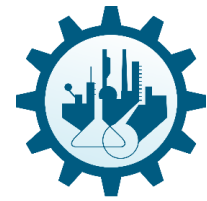
**Tabela 20.** Especificações de projeto do reator.

Parâmetro	Especificação
Porosidade do leito	0,5
Queda de pressão máxima tolerável	0,15 kg/cm <sup>2</sup>

A cinética da reação de pirólise se adequa à equação (31) abaixo.

$$-r = A \cdot \exp\left(\frac{-E_A}{RT}\right) \cdot C_{acetona} \quad (31)$$

Onde R é a constante dos gases e T a temperatura de reação e em que os demais termos se adequam às unidades e valores dispostos na Tabela 21.



**Tabela 21.** Valores e Unidades dos parâmetros da equação da cinética de reação

Termo	Valor Numérico	Unidade
r	*	kmol/m <sup>3</sup> s
Fator pré-exponencial - A	8,2 x 10 <sup>14</sup>	-
Energia de ativação - E <sub>A</sub>	280000	kJ/kmol
C <sub>acetona</sub>	*	kmol/m <sup>3</sup>

\* Calculado ou dependente das condições operacionais

Para se obter o volume do reator, parâmetro de projeto, pode-se avaliar o tempo de residência recomendado a partir de informações da planta em escala piloto e a vazão no equipamento.

$$V = \tau \cdot v \quad (32)$$

Em que  $\tau$  é o tempo de residência recomendado de 5 minutos e  $v$  é a vazão de entrada no reator.

Dessa forma, pode-se obter o volume do reator de 15,64 m<sup>3</sup>, sendo necessário encontrar a relação entre comprimento e diâmetro tal que sua construção seja a mais barata.

Com o volume do reator, é necessário encontrar o dimensionamento ótimo desse equipamento, para isso foi escolhido projetar o reator para suportar a queda de pressão máxima tolerável de 0,15 kg/cm<sup>2</sup>. Dessa forma, pode-se avaliar a configuração ótima variando o diâmetro do reator, verificando o ponto em que se tem um menor custo.

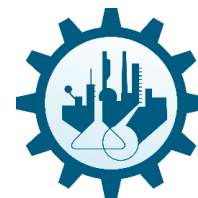
A equação para o cálculo da espessura, considerando um fator de corrosão de 3, encontra-se abaixo.

$$e = \frac{P_{proj} \cdot \frac{D}{2} \cdot 1000}{1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot P_{proj}} + 3 \quad (33)$$

O peso, parâmetro de cálculo do custo, pode ser calculado através da equação abaixo. Vale ressaltar que para reatores o fator de complexidade X assume um valor de 4.

$$W = 24,6 \cdot D \cdot (L + 0,8 \cdot D) \cdot (e + X) \quad (34)$$

Utilizou-se a equação 13 para o cálculo do custo, considerando -2500, 200 e 0,6 os valores das constantes a, b e n. Para reatores, o parâmetro S da equação é definido pelo peso.



Seguiu-se a metodologia de cálculo de investimento de trocadores e do forno, aplicando-se o método de Lang, em seguida o ajuste do valor CEPCI e posterior conversão para o real.

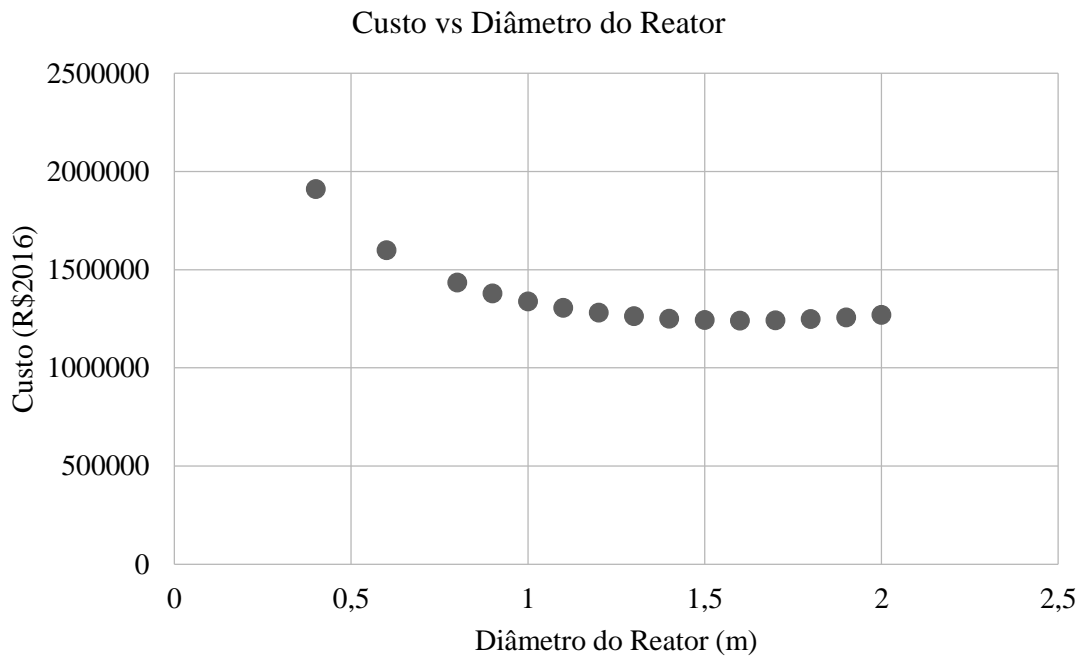
Devido à operação em temperaturas elevadas, o material de construção do reator é uma liga de aço tipo 316 que possui certa de 18% de cromo em sua composição, suportando temperaturas de até mais de 1000 °C. Dessa forma, no custo, de acordo com Towler em Chemical Engineering Design, considerou-se que o custo é 30% maior para esse material que para um aço carbono comum. A equação 36 apresenta o cálculo do investimento considerando o material.

$$C = 1,3 \cdot C_{reator} \quad (36)$$

Assim, pode-se verificar o investimento, em dólares para 2016, para cada configuração das dimensões do reator.

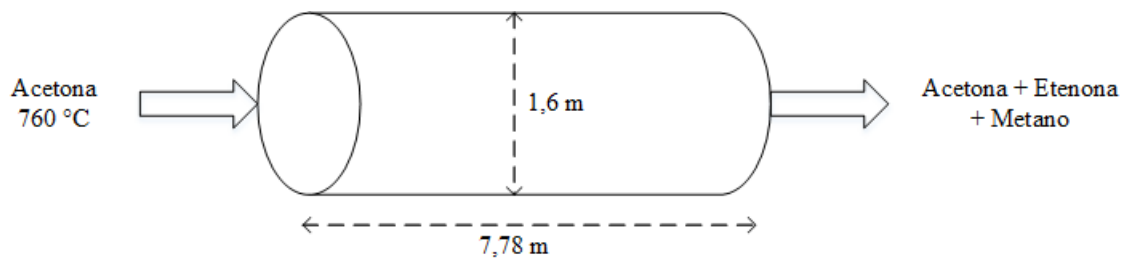
**Tabela 22.** Dados referentes à análise de custo e otimização das dimensões do reator.

D (m)	L (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (US\$2006)	Investimento (US\$2006)	Investimento (R\$2016)
0,4	124,46	5,316	11439,5	114311,20	541835,10	1910814,69
0,6	55,318	6,474	8626,63	95648,03	453371,68	1598843,01
0,8	31,116	7,632	7270,05	85779,93	406596,86	1433888,76
0,9	24,586	8,211	6841,90	82515,48	391123,39	1379320,60
1	19,914	8,790	6517,93	79990,64	379155,65	1337115,62
1,1	16,458	9,369	6272,82	78046,96	369942,60	1304625,24
1,2	13,829	9,948	6089,95	76576,95	362974,77	1280052,77
1,3	11,783	10,52	5958,017	75505,35	357895,39	1262140,04
1,4	10,160	11,10	5869,12	74778,03	354447,87	1249982,14
1,5	8,8509	11,68	5817,68	74355,12	352443,29	1242912,86
1,6	7,7791	12,26	5799,66	74206,65	351739,54	1240431,04
1,7	6,8909	12,84	5812,15	74309,59	352227,49	1242151,84
1,8	6,1465	13,42	5853,03	74645,91	353821,61	1247773,61
1,9	5,5165	14,00	5920,77	75201,14	356453,43	1257054,88
2	4,9786	14,58	6014,28	75963,49	360066,96	1269798,20

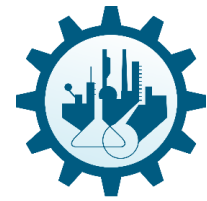


**Figura 8.** Relação entre investimento (em dólares de 2016) e diâmetro do reator.

Finalmente, pode-se concluir que a configuração ótima do reator é com um diâmetro de 1,6 m e um comprimento de 7,7791 m por apresentar o menor investimento para construção. A Figura 9 apresenta um esquema simplificado do reator projetado.



**Figura 9.** Esquema simplificado do reator tubular projetado com as dimensões especificadas.



## 6. TORRE DE DESTILAÇÃO

### 6.1 PROJETO DA COLUNA DE DESTILAÇÃO

Visando um ótimo econômico com relação aos custos de construção e de operação além de considerar o custo de outros equipamentos que serão necessários para o projeto da coluna, como a bomba do refluxo, os trocadores e os recipientes, verifica-se qual o número de pratos da coluna deste projeto que possibilita atender os objetivos de separação do projeto.

Afim de verificar qual o número de pratos da coluna que fornece o menor valor necessário de investimentos, foi necessário calcular o custo do capital imobilizado total somado aos custos operativos.

Para se obter os parâmetros de funcionamento da coluna para cada número de pratos reais com eficiência de 0,8 cada prato, várias simulações foram realizadas através do software Aspen HYSYS.

Com auxílio do software é obtido o valor máximo de vazão de vapor dentre os pratos da coluna e este valor é o que será utilizado para a realização dos cálculos, visto que representará a condição limite dos pratos.

Os primeiros parâmetros a serem definidos são as densidades da fase líquida e da fase vapor que, para isso utiliza-se a razão entre os valores fornecidos de vazão mássica e vazão volumétrica das duas fases pelo programa, conforme a equação abaixo.

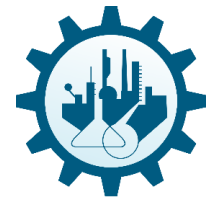
$$\rho = \frac{\dot{m}}{Q} \quad (36)$$

Sendo  $\rho$  a densidade,  $\dot{m}$  a vazão mássica e  $Q$  a vazão volumétrica, com o valor das densidades das fases líquida e vapor utiliza-se a equação de York abaixo para calcular a velocidade limite do vapor ascendente para que não ocorra arraste do líquido.

$$v_{lim} = 0,23 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \cdot 0,3048 \quad (37)$$

Onde  $\rho_L$  é a densidade da fase líquida,  $\rho_G$  é a densidade da fase vapor e  $v_{lim}$  é a velocidade limite expressa em m/s. Com o valor da velocidade limite calcula-se a área transversal mínima,  $S_{mín}$  da seção da coluna por meio da equação abaixo.

$$S_{mín} = \frac{Q}{v_{lim}} \quad (38)$$



Com a área mínima da seção transversal da coluna calcula-se o diâmetro mínimo conforme a equação abaixo.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{\min}}{\pi}} \quad (39)$$

Com o diâmetro da coluna é possível calcular a altura necessária para manter um determinado volume de líquido no fundo da coluna por um determinado tempo de residência, que neste caso foi de 10 minutos, utilizando o valor da vazão de resíduo fornecida pelo software calcula-se o volume necessário para que o líquido acumulado no fundo tenha um tempo de residência de 10 minutos, conforme a equação abaixo.

$$V_{\text{fundo}} = Q_{\text{resíduo}} \cdot \tau \quad (40)$$

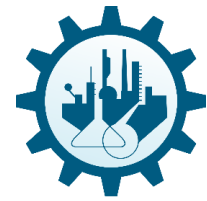
Onde  $V_{\text{fundo}}$  é o volume acumulado no fundo,  $Q_{\text{resíduo}}$  é a vazão volumétrica de resíduo e  $\tau$  é o tempo de residência. Com o volume acumulado calcula-se a altura do fundo da coluna conforme a equação abaixo.

$$h_{\text{fundo}} = \frac{V_{\text{fundo}}}{S_{\min}} \quad (41)$$

A altura do restante da coluna em metros pode ser obtida pela equação abaixo, definida a partir valores típicos de projeto.

$$h_{\text{básica}} = (NP - 1) \cdot 0,46 + 0,61 + 2,0,91 \quad (42)$$

Onde NP é número de pratos da coluna. Por fim a altura total da coluna de destilação é dada pela soma de  $h_{\text{básica}}$  e  $h_{\text{fundo}}$ . A espessura das paredes da coluna depende da pressão de projeto no fundo da coluna, que é dado pelo maior valor entre o valor da pressão de operação no fundo em bar acrescido de 10 % ou somado a 1,8 bar. A espessura pode ser então estimada pela equação abaixo.



$$e = \frac{P_P \cdot D_{\min} / 2 \cdot 1000}{0,85 \cdot 1055 - 0,6 \cdot P_P} + 3 \quad (43)$$

Onde  $e$  é a espessura das paredes do recipiente e  $P_P$  é a pressão de projeto utilizada. Com a espessura pode-se calcular uma estimativa do peso do material necessário para a construção da torre conforme a equação abaixo.

$$Peso = 24,6 \cdot D_{\min} \cdot (h_{total} + 0,8 \cdot D_{\min}) \cdot (e + 4) \quad (44)$$

O custo da matéria prima assumindo que a coluna será fabricada em aço pode ser assumida pela equação abaixo.

$$Custo_{MP} = -2500 + 200 \cdot Peso^{0,6} \quad (45)$$

Uma estimativa do custo unitário dos pratos pode ser calculada a partir da equação abaixo.

$$CUP = 180 + 340 \cdot D_{\min}^{1,9} \quad (46)$$

Desta forma o custo total da coluna de destilação incluindo as matérias primas e os pratos, em \$ de 2006 pode ser obtido pela equação abaixo.

$$Custo_{Total} (US\$2006) = NP \cdot CUP + Custo_{MP} \quad (47)$$

Para calcular o investimento necessário para a construção da coluna foi utilizado o método de Lang e converteu-se os valores para reais de 2016.



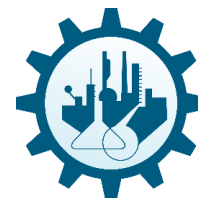
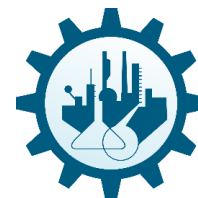


Tabela 23. Projeto da torre.

Projeto torre								
N° Est.	P (bar)	Temp. (°C)	Vazão Vol.		Vazão Mássica		Densidade	
			Líqu. (m³/h)	Vapor (m³/h)	Líqu. (kg/h)	Vapor (kg/h)	Líqu. (kg/m³)	Vapor (kg/m³)
5	6,652	122,34	43,53	2424,6	28701,8	27959,3	659,24	11,53
10	6,325	95,88	1,452	156,03	1003,52	1420,6	691,02	9,104
20	6,187	74,81	0,515	100,24	370,80	805,09	719,88	8,031
30	6,144	72,38	0,465	97,52	333,53	768,55	716,23	7,880
40	6,124	72,22	0,464	97,75	332,85	767,87	716,44	7,855
50	6,135	72,88	0,466	98,03	334,00	772,40	715,78	7,878
70	6,114	72,74	0,466	98,29	333,62	772,00	715,97	7,853

(Continua)

N° Est	V <sub>lim</sub> (ft/s)	S <sub>mín</sub> (m²)	V <sub>real</sub> (m/s)	D <sub>min.</sub> (m)	H <sub>bas</sub> (m)	Q <sub>resíduo</sub> m³/h	Volume (m³)	H <sub>fundo</sub> (m)	H <sub>total</sub> (m)
5	1,7238	1,2819	0,5254	1,30	4,270	0,8624	0,1437	0,108	4,3783
10	1,9905	0,0714	0,6067	0,40	6,570	0,8624	0,1437	1,143	7,7138
20	2,1654	0,0422	0,6600	0,30	11,17	0,8624	0,1437	2,033	13,203
30	2,1806	0,0408	0,6646	0,30	15,77	0,8624	0,1437	2,033	17,803
40	2,1845	0,0408	0,6658	0,30	20,37	0,8624	0,1437	2,033	22,403
50	2,1801	0,0410	0,6645	0,30	24,97	0,8624	0,1437	2,033	27,003
70	2,1839	0,0410	0,6657	0,30	34,17	0,8624	0,1437	2,033	36,203

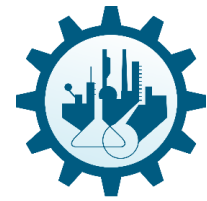


**Tabela 24.** Custo da torre.

Custo Torre				
Número de Estágios	Pressão de Projeto (bar)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo Matéria Prima (US\$ 2006)
5	9,1385	9,6647	2320,4594	18410,97
10	9,1385	5,0507	613,6148	6913,85
20	9,1385	4,5380	718,9503	7852,59
30	9,1385	4,5380	1008,7988	10185,65
40	9,1385	4,5380	1298,6473	12261,30
50	9,1385	4,5380	1588,4958	14157,95
70	9,1385	4,5380	2168,1928	17576,53

(Continua)

Custo Torre						
Nº Est	C <sub>unitário</sub> (US\$2006)	C <sub>pratos</sub> (US\$2006)	Custo Total (US\$ 2006)	Invest. (US\$ 2006)	Invest. (US\$2016)	Invest. (R\$2016)
5	739,72	3698,60	22109,58	104799,42	111994,42	369581,58
10	239,62	2396,20	9310,05	44129,66	47159,38	155625,96
20	214,51	4290,30	12142,89	57557,34	61508,94	202979,50
30	214,51	6435,45	16621,10	78784,03	84192,94	277836,71
40	214,51	8580,60	20841,90	98790,65	105573,11	348391,27
50	214,51	10725,75	24883,70	117948,78	126046,55	415953,60
70	214,51	15016,05	32592,59	154488,89	165095,31	544814,52



## 6.2 PROJETO DO RECIPIENTE PULMÃO

O recebimento e o armazenamento do produto de topo que é parcialmente condensado é realizado pelo pulmão. Recipiente que tem a função de garantir que haja refluxo para a coluna durante um determinado tempo de residência.

Para fazer seu projeto é necessário definir a pressão de projeto do condensador, onde está deve ser o maior valor encontrado entre 3,5 bar, a pressão de operação do condensador acrescido de 1,8 bar ou acrescido de 10% de seu valor.

O maior valor obtido foi a pressão do condensador acrescido de 1,8 bar, obtendo-se o valor de 7,71 bar, sendo este o valor utilizado para fazer o projeto do recipiente.

Primeiramente é necessário calcular o volume de líquido necessário para garantir que o recipiente possa sustentar 10 minutos de vazão em caso de falha do equipamento, desta forma a vazão de saída de líquido do pulmão é dada pela soma das vazões volumétricas de destilado e de refluxo, logo para um tempo de residência de 10 minutos o volume necessário é calculado pela equação abaixo.

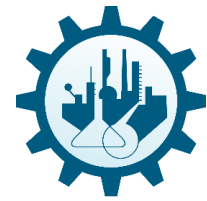
$$V_{\text{líquido}} = (Q_{\text{Destilado}} + Q_{\text{Refluxo}}) \cdot \tau \quad (48)$$

Onde  $V_{\text{líquido}}$  é o volume de líquido para garantir o tempo de residência,  $Q_{\text{Destilado}}$  é a vazão volumétrica de destilado,  $Q_{\text{Refluxo}}$  é a vazão volumétrica do refluxo e  $\tau$  é o tempo de residência. Assume-se que em condições normais de operação este volume de líquido ocupe aproximadamente 50 % da capacidade do recipiente, desta forma o volume do pulmão pode ser calculado pela equação abaixo.

$$V_{\text{Pulmão}} = 2 \cdot V_{\text{líquido}} \quad (49)$$

Para o dimensionamento do recipiente utiliza-se a equação abaixo para o cálculo do diâmetro.

$$D_{\text{Pulmão}} = \frac{4}{\left(\frac{L_{\text{Pulmão}}}{D_{\text{Pulmão}}} \cdot \pi \cdot V_{\text{Pulmão}}\right)^{1/3}} \quad (50)$$



Onde a relação  $\frac{L_{Pulmão}}{D_{Pulmão}}$  foi assumida em aproximadamente 5. É importante ressaltar que a relação  $\frac{L_{Pulmão}}{D_{Pulmão}}$  teve uma análise de custo para encontrar seu melhor valor na secção de otimização desde mesmo projeto.

Calculado o diâmetro do pulmão têm-se que seu comprimento é 5 vezes maior que seu diâmetro. Com a pressão de projeto e as dimensões do recipiente calcula-se a espessura em mm e o peso de modo semelhante ao cálculo da espessura da coluna, conforme a expressão abaixo.

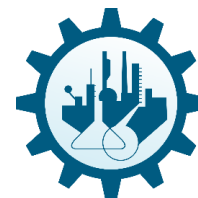
$$e = \frac{P_p \cdot D_{Pulmão} / 2 \cdot 1000}{0,85 \cdot 1055 - 0,6 \cdot P_p} + 3 \quad (51)$$

$$Peso = 24,6 \cdot D_{Pulmão} \cdot (L_{Pulmão} + 0,8 \cdot D_{Pulmão}) \cdot (e + 2) \quad (52)$$

O custo da matéria prima, supondo fabricação em aço é calculada pela mesma equação utilizada para o cálculo do custo de matéria prima da coluna, reescrita abaixo.

$$Custo_{MP} = -2500 + 200 \cdot Peso^{0,6} \quad (53)$$

Aplica-se então o método de Lang para calcular o investimento necessário em US\$ 2006 para a fabricação do recipiente pulmão, e o investimento em R\$ 2016 são calculados da mesma forma que o investimento da coluna.



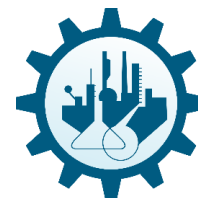
**Tabela 25.** Projeto e custo do pulmão.

Projeto Pulmão						
Número de Pratos	Pressão de Projeto (bar)	Vazão de Destilado (m <sup>3</sup> /h)	Vazão Refluxo (m <sup>3</sup> /h)	Volume Líquido (m <sup>3</sup> /h)	Volume Total (m <sup>3</sup> /h)	Diâmetro (m)
5	7,7166	57,1892	29,5549	14,4574	28,9147	1,9454
10	7,7166	57,1893	1,1813	9,7284	19,4569	1,7048
20	7,7166	57,1893	0,4870	9,6127	19,2254	1,6980
30	7,7166	57,1892	0,4431	9,6054	19,2108	1,6976
40	7,7166	57,1893	0,4421	9,6052	19,2105	1,6976
50	7,7166	57,1892	0,4427	9,6053	19,2106	1,6976
70	7,7166	57,1892	0,4421	9,6052	19,2104	1,6976

(Continua)

Projeto Pulmão				
N de Pratos	Comprimento (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (US\$ 2006)
5	9,7272	11,4138	7243,5824	38900,16
10	8,5240	10,3730	5130,7284	31161,81
20	8,4900	10,3436	5077,8842	30953,35
30	8,4879	10,3417	5074,5363	30940,12
40	8,4878	10,3417	5074,4648	30939,84
50	8,4878	10,3417	5074,5047	30939,99
70	8,4878	10,3417	5074,4593	30939,81

(Continua)



Projeto Pulmão			
N de Pratos	Investimento (US\$ 2006)	Investimento (US\$ 2016)	Investimento (R\$ 2016)
5	184386,77	197045,83	650251,23
10	147706,96	157847,77	520897,64
20	146718,90	156791,87	517413,19
30	146656,16	156724,83	517191,95
40	146654,82	156723,40	517187,22
50	146655,57	156724,20	517189,86
70	146654,72	156723,29	517186,85

### 6.3 PROJETO DOS TROCADORES

Os trocadores constituem parte importante da economia do projeto da coluna, visto que quanto maior o refluxo necessário para a operação da coluna maiores serão os custos com os serviços auxiliares, condensadores e refeedores, pois serão maiores as quantidades de calor a serem trocadas, a área de troca térmica calculada é o parâmetro dos trocadores que determinam o custo dos equipamentos.

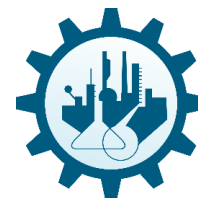
#### 6.3.1 Condensador

A área de troca térmica do condensador foi determinada utilizando a Equação 11 apresentada anteriormente.

O calor trocado e as temperaturas de entrada e saída dos fluidos são obtidos a partir do software de simulação, desta forma  $\Delta T_{m1}$  pode ser calculado por meio da Equação 13.

Para estimar os coeficientes globais de troca térmica foi utilizada a Equação 16 com ajustes para amônia no lugar da água de resfriamento.

Os valores dos coeficientes de formação de crostas foram descritos no item 1.1.5 d) do projeto enquanto os coeficientes de transmissão de calor por convecção foram obtidos por meio da tabela abaixo que contém valores típicos de alguns casos de troca térmica.

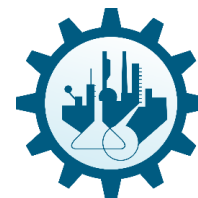


**Tabela 26.** Tabela de valores típicos de alguns casos de troca térmica.

Valor aproximado de h (kcal/(h m <sup>2</sup> °C))	
<i>Sem mudança de fase</i>	
Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
<i>Produtos condensando</i>	
Vapor de água	4900-15000
Solvente orgânicos	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
<i>Produtos evaporando</i>	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Para a amônia de resfriamento assumiu-se um valor de 8144,742 kcal/h m<sup>2</sup> °C obtido pelo estudo do coeficiente de troca de calor por convecção<sup>26</sup>, o termo e/k foi aproximado para zero visto que seu valor é muito pequeno em comparação com os outros, ao final sendo obtido um coeficiente global de troca térmica 509,571 kcal/h m<sup>2</sup> °C para o condensador. Considerou-se, também, que a amônia de resfriamento evapora à temperatura de -34 °C, trocando apenas

<sup>26</sup> PATRICK N. R, Determinação do coeficiente global de transferência de calor de um condensador do tipocasco e tubo de um chiller por adsorção de amônia em NaBr, Universidade Federal de Santa Catarina Campus Araranguá.



calor latente. A partir da área de troca térmica é possível calcular o custo do condensador a partir da Equação 1.

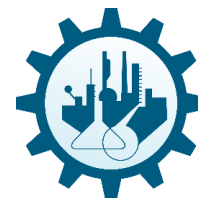
**Tabela 27.** Propriedades do condensador para o cálculo do investimento.

Projeto do Trocador (Condensador)						
Nº Pratos	T entrada (C°)	T Saída (C°)	$\Delta T_{ml}$	Q (kcal/h)	Coefficiente global (kcal/h.m <sup>2</sup> .°C)	Área de troca (m <sup>2</sup> )
5	72,4507	-2,5468	61,5146	3033991,5257	982,3763	50,2063
10	58,1460	-2,5467	56,4651	126600,6241	982,3763	2,2823
20	46,9811	-2,5468	52,3709	54312,2203	982,3763	1,0557
30	45,6401	-2,5470	51,8686	49736,8833	982,3763	0,9761
40	45,6049	-2,5467	51,8555	49632,3639	982,3763	0,9743
50	45,6213	-2,5470	51,8615	49693,5278	982,3763	0,9754
70	45,5989	-2,5469	51,8531	49628,0602	982,3763	0,9743

(Continua)

Projeto do Trocador (Condensador)				
Nº Pratos	Custo (US\$2006)	Investimento (US\$2006)	Investimento (US\$2016)	Investimento (R\$2016)
5	14418,15	68342,04	73034,06	241012,40
10	10200,84	48352,00	51671,61	170516,30
20	10092,90	47840,34	51124,82	168711,90
30	10085,90	47807,15	51089,35	168594,85
40	10085,74	47806,40	51088,54	168592,20
50	10085,83	47806,85	51089,03	168593,80
70	10085,73	47806,38	51088,53	168592,14





### 6.3.2 Refervedor

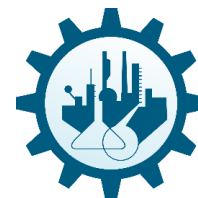
De maneira semelhante ao projeto do condensador, projeta-se o condensador, entretanto, no resfriamento utiliza-se amônia, enquanto no aquecimento utiliza-se água na forma de vapor de aquecimento onde é doado calor latente, como a temperatura de operação é baixa, foi utilizado vapor de baixa pressão, com características de projeto listadas conforme a tabela 2 do projeto, logo a temperatura do vapor de aquecimento é de 240 °C, sendo mantida neste valor.

Para o cálculo do coeficiente global de troca térmica do refervedor os valores dos coeficientes de troca de calor por convecção foram calculados utilizando dos dados da Tabela 26, sendo assumido o valor médio de 9950 kcal/h m<sup>2</sup> °C para o vapor de aquecimento, desta forma os foram obtidos os valores do coeficiente global de troca térmica e a área de troca com as mesmas equações utilizadas no condensador, assim como o investimento final. O vapor de água condensa à temperatura de 240 °C, trocando calor latente.

**Tabela 28.** Propriedades do refervedor para o cálculo do investimento.

Projeto do Trocador (Refervedor)						
Nº Pratos	T entrada (C°)	T Saída (C°)	ΔT <sub>ml</sub>	Q (kcal/h)	Coeficiente global (kcal/h.m <sup>2</sup> .°C)	Área de troca (m <sup>2</sup> )
5	127,9665	128,5854	111,7238	3006536,2992	740,4651	36,3426
10	127,9688	128,5854	111,7226	99141,6268	740,4651	1,1984
20	127,9709	128,5854	111,7216	26852,7987	740,4651	0,3246
30	127,9711	128,5854	111,7214	22278,2927	740,4651	0,2693
40	127,9712	128,5854	111,7214	22173,0287	740,4651	0,2680
50	127,9711	128,5854	111,7214	22234,6188	740,4651	0,2688
70	127,9712	128,5854	111,7214	22169,0346	740,4651	0,2680

(Continua)



Projeto do Trocador (Refervedor)				
Nº	Custo	Investimento	Investimento	Investimento
Pratos	(US\$2006)	(US\$2006)	(US\$2016)	(R\$2016)
5	16452,55	77985,08	83339,14	275019,17
10	13113,85	62159,65	66427,22	219209,81
20	13030,84	61766,17	66006,72	217822,17
30	13025,58	61741,27	65980,11	217734,36
40	13025,46	61740,69	65979,50	217732,34
50	13025,53	61741,03	65979,85	217733,52
70	13025,46	61740,67	65979,47	217732,26

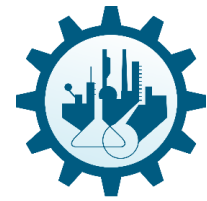
#### 6.4 PROJETO DA BOMBA CENTRÍFUGA P-2

Em uma destilação de múltiplos estágios, a fim de manter os perfis de temperatura e composição é retirado do prato mais alto o produto, resfriado e devolvido ao próximo prato abaixo – se economicamente este for o mais viável –. Tal procedimento auxilia no processo de purificação do componente de interesse, fazendo com que moléculas que não são do componente o qual se deseja purificar retornem ao processo, sendo desta maneira separadas. Logo, aumentando a eficiência da coluna. Por isso, se faz necessária o uso de uma bomba, uma vez que, teoricamente o refluxo volta a coluna naturalmente, entretanto a bomba é capaz de enviar aquele a vários estágios da coluna devido a sua carga.<sup>27</sup>

Assim, a bomba P-2 se encontra no topo da torre de destilação e é responsável pelo bombeamento do condensado a torre. Para todos os parâmetros calculados se utilizaram as mesmas equações utilizadas para a bomba P-1, uma vez que a bomba escolhida também é uma bomba centrífuga, devido a sua ampla capacidade de aplicação.

Uma vez que não a necessidade de um alto *head*, esta bomba é uma bomba que opera a 60Hz de frequência, ou seja, a 3600 rpm e é de estágio simples, como demonstrado na figura 2, promovendo um menor consumo de energia e como consequência, portanto apresentando, no geral, um custo reduzido em relação a P-1.

<sup>27</sup> **What is meant by pump around reflux in distillation process?.** Disponível em: <  
<https://www.quora.com/What-is-meant-by-pump-around-reflux-in-distillation-process>> acesso em: 18/11/2017  
as 11:29



Se utilizando a curva característica da bomba,  $H = f(Q)$ , encontrou-se uma eficiência equivalente a 0,4 para a P-2. Tal curva representa a disponibilidade de energia.

Se uma instalação necessitar de uma vazão  $Q$ , a bomba poderá fornecer uma carga  $H$ , se precisar de uma vazão maior a bomba só poderá fornecer uma carga menor.<sup>28</sup> Desse modo, justifica-se as características desta bomba apresentada no parágrafo anterior.

Para fazer o projeto da bomba é necessário calcular as pressões de admissão e descarga da bomba, a pressão de admissão deve-se considerar a pressão de operação do recipiente somada a altura manométrica de líquido na admissão da bomba, considerando que o recipiente se encontra a 3 metros de altura em relação ao solo (onde encontra-se a bomba) e que este encontra-se em 50% de sua capacidade, a pressão de admissão é calculada por meio da equação abaixo.

$$P_{admissão} = P_{pulmão} + \rho \cdot g \cdot \left( d_{b-p} + \frac{D_{pulmão}}{2} \right) \quad (54)$$

Onde  $\rho$  é a densidade do líquido do pulmão,  $g$  é a aceleração da gravidade e  $d_{b-p}$  é a componente vertical da distância entre a bomba e o pulmão. A pressão de impulsão deve ser grande o suficiente para garantir que o líquido vença a pressão no topo da coluna, o peso da altura de líquido, que compreende os 3 metros que separam a coluna do solo mais a altura da coluna de destilação e a perda de carga devido à perda de carga na válvula de controle, cujo valor assumido foi de 0,1 bar, a pressão de impulsão ou descarga da bomba é então dada pela equação abaixo.

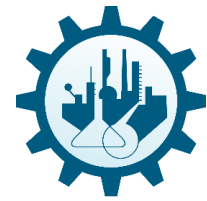
$$P_{impulsão} = P_{Topo\ da\ Coluna} + \rho \cdot g \cdot (d_{c-s} + H_{Coluna}) + h_{cv} \quad (55)$$

Onde  $d_{c-s}$  é a componente vertical da distância entre a coluna de destilação e o solo e  $h_{cv}$  é a perda de carga devido à válvula de controle.

Com essas duas pressões pode-se calcular a diferença de pressão a ser vencida pela bomba conforme a equação abaixo.

---

<sup>28</sup> DOS SANTOS. S.L., **Bombas e instalações hidráulicas**. 1ªEd. São Paulo. LTC. 2007.



$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{admissão} \quad (56)$$

Utilizando o valor da vazão mássica de refluxo adquirido no software de simulação pode-se calcular a potência necessária para fazer o bombeamento pela equação abaixo.

$$W_{bomba} = \frac{\dot{m} \cdot \Delta P}{\rho \cdot \varepsilon} \quad (57)$$

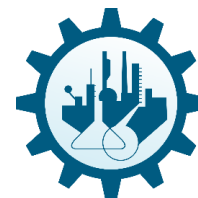
Onde  $\dot{m}$  é a vazão mássica de refluxo,  $W_{bomba}$  é a potência necessária à bomba para fazer o bombeamento e  $\varepsilon$  é a eficiência da bomba, que neste projeto foi atribuído o valor de 0,4. O custo da bomba é calculado em função de sua vazão volumétrica em litros por segundo conforme a equação abaixo.

$$C_{Bomba} (US\$ 2006) = 3300 + 48 \cdot Q_{Bomba}^{1,2} \quad (58)$$

O custo do motor da bomba é feito por meio da equação abaixo.

$$C_{motor} = 920 + 600 \cdot W_{bomba}^{0,7} \quad (59)$$

O investimento total em R\$ 2016 em função do custo em US\$ 2006 é feito da mesma forma que os outros equipamentos projetados anteriormente.



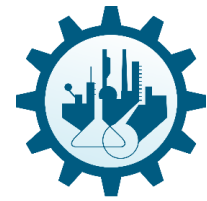
**Tabela 29** – Projeto e cálculo do custo da bomba

Projeto Bomba								
Nº Est.	$\rho_{\text{refluxo}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$P_{\text{pulmão}}$ (bar)	$P_{\text{adm}}$ (bar)	$P_{\text{imp}}$ (bar)	$\Delta P$ (bar)	Vazão Refluxo (kg/h)	Efic.	Potência (W)
5	743,617	7,716	6,206	6,702	0,495	21977,51	0,4	1130,78
10	743,618	7,716	6,197	6,945	0,748	883,003	0,4	68,5304
20	743,620	7,716	6,197	7,346	1,148	362,145	0,4	43,1640
30	743,617	7,716	6,197	7,681	1,484	329,487	0,4	50,7446
40	743,617	7,716	6,197	8,017	1,819	328,747	0,4	62,0775
50	743,174	7,716	6,197	8,352	2,155	329,188	0,4	73,6230
70	743,617	7,716	6,197	9,023	2,826	328,726	0,4	96,4117

(Continua)

Projeto Bomba				
Nº Pratos	Vazão Refluxo (m <sup>3</sup> /h)	Vazão Refluxo (L/s)	Custo Bomba (US\$2006)	Custo Motor (US\$2006)
5	29,5549	8,2097	3900,39	1573,91
10	1,1874	0,3298	3312,68	1011,89
20	0,4870	0,1353	3304,35	986,49
30	0,4431	0,1231	3303,89	994,46
40	0,4421	0,1228	3303,88	1005,74
50	0,4427	0,1230	3303,88	1016,62
70	0,4421	0,1228	3303,87	1036,69

(Continua)



Projeto Bomba				
Nº Pratos	Custo Total (US\$ 2006)	Investimento (US\$ 2006)	Investimento (US\$ 2016)	Investimento (R\$ 2016)
5	5474,30	25948,17	27729,64	91507,82
10	4324,57	20498,48	21905,80	72289,13
20	4290,84	20338,58	21734,92	71725,24
30	4298,35	20374,16	21772,95	71850,72
40	4309,62	20427,60	\$1830,05	72039,17
50	4320,50	20479,17	21885,17	72221,05
70	4340,57	20574,29	21986,81	72556,49

## 6.5 SERVIÇOS AUXILIARES

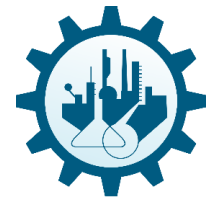
Para o cálculo do custo total de serviços auxiliares considerou-se os preços destes serviços conforme a tabela 4, num período de 15 anos com funcionamento de 8000 horas por ano.

### 6.5.1 Amônia de refrigeração

Para o cálculo da quantidade de amônia de resfriamento necessária para a operação do condensador deve-se utilizar o calor total trocado no mesmo e utilizar o calor sensível da amônia para o cálculo da vazão mássica de amônia no trocador, conforme a equação abaixo.

$$\dot{m}_{\text{Amônia de refrigeração}} = \frac{\dot{Q}_{\text{condensador}}}{c_{\text{amônia}} \cdot \Delta T} \quad (60)$$

Onde  $c_{\text{amônia}}$  é o calor específico da amônia,  $\dot{Q}$  é a taxa de troca de calor no condensador e  $\Delta T$  a diferença de entre as temperaturas de saída e de entrada da amônia de resfriamento. A massa total da amônia consumida é calculada conforme a equação abaixo.



$$m_{amônia} = \dot{m}_{amônia} \cdot t \quad (61)$$

Onde  $m_{amônia}$  é a massa total de amônia de refrigeração utilizada e  $t$  é o período de funcionamento da coluna de destilação (15 anos). O preço da amônia de refrigeração é cobrado por volume de amônia utilizado, portanto o custo total em reais é dado pela equação abaixo.

$$C_{total\ de\ amônia} = \frac{m_{amônia}}{\rho_{Amônia}} \text{Preço}_{amônia} \quad (62)$$

**Tabela 30** - Custo da amônia de refrigeração

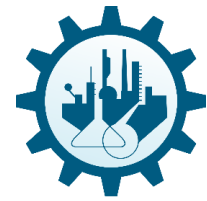
Nº Est.	Imobilizado (R\$2016)	Vazão (kg/h)	Consumo Total (kg)	Consumo Total (m³)	Preço (R\$/m³)	Custo Total (R\$2016)
5	2267668,92	9275,42	1113051003	1650676,3	4	6602705,05
10	1592318,10	387,039	46444741,3	68878,454	4	275513,81
20	1630467,98	166,041	19924996,7	29549,157	4	118196,63
30	1704928,04	152,054	18246487,2	27059,895	4	108239,58
40	1775659,49	151,734	18208143,2	27003,03	4	108012,12
50	1843410,39	151,921	18230581,8	27036,307	4	108145,23
70	1972599,49	151,721	18206564,4	27000,689	4	108002,75

### 6.5.2 Vapor de aquecimento

Para calcular a vazão mássica de vapor é necessário primeiramente calcular o calor latente de vaporização da água na temperatura de projeto, para esta finalidade foi utilizada a equação de Regnault abaixo.

$$\lambda_{vaporização} = 606,5 - 0,695 \cdot T_{projeto} \quad (63)$$

Como o vapor utilizado é de baixa pressão assumiu-se que a temperatura de projeto é de 240 °C, com o valor do calor trocado no refeedor e o calor latente de vaporização calcula-se a vazão mássica de vapor necessária pela equação abaixo.



$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{refervedor}}{\lambda_{vaporização}} \quad (64)$$

Desta forma o custo total do vapor utilizado no refervedor, que é cobrado por unidade de massa, em R\$ 2016 é obtido pela equação abaixo.

$$C_{total\ de\ vapor} = \dot{m}_{vapor} \cdot t \cdot Preço_{vapor} \quad (65)$$

Tabela 31 - Custo do vapor de aquecimento

Número de Pratos	C. Vap (kcal/kg)	Consumo de Vapor (kg/h)	Cons. Vap. Total (kg)	Preço Vapor (R\$/kg)	Custo Vapor (R\$2016)
5	439,7	6837,6991	820523893,3	0,0004	328209,56
10	439,7	225,47561	27057073,49	0,0004	10822,83
20	439,7	61,070727	7328487,247	0,0004	2931,39
30	439,7	50,667029	6080043,494	0,0004	2432,02
40	439,7	50,427629	6051315,536	0,0004	2420,53
50	439,7	50,567703	6068124,305	0,0004	2427,25
70	439,7	50,418546	6050225,496	0,0004	2420,09

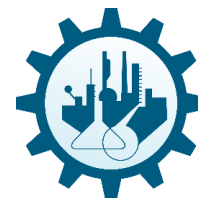
### 6.5.3 Eletricidade

Os custos de eletricidade são oriundos da utilização de motores elétricos para promover o giro da bomba centrífuga, desta forma o custo com eletricidade para o funcionamento da bomba no período de operação pode ser calculado conforme a equação abaixo.

$$C_{eletricidade} = W_{bomba} \cdot t \cdot Preço_{eletricidade} \quad (66)$$

Onde  $W_{bomba}$  é a potência utilizada pela bomba.





**Tabela 32.** Custo operacional da bomba

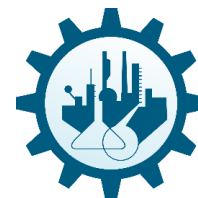
Número de Pratos	Preço Eletricidade (R\$/MWh)	Consumo (MWh)	Custo Total Eletricidade (R\$2016)
5	240	135,6941218	32566,59
10	240	8,223652205	1973,68
20	240	5,179677965	1243,12
30	240	6,089352831	1461,44
40	240	7,449305239	1787,83
50	240	8,834758738	2120,34
70	240	11,56940013	2776,66

**Tabela 33 - Custos operacionais totais**

Número de Pratos	Custo Op. Total (R\$2016)
5	6963481,19
10	277487,49
20	119439,75
30	109701,03
40	109799,95
50	110265,57
70	110779,41

## 6.6 ANÁLISE DO NÚMERO DE PRATOS

A avaliação do número de estágios de uma coluna é realizado com base em uma análise econômica verificando a configuração que apresenta um ótimo econômico melhor ao se considerar os custos imobilizados e operacionais. A tabela abaixo apresenta os custos totais de equipamentos e operativos em função do número de pratos da coluna.



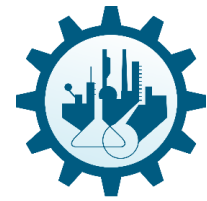
**Tabela 33.** Avaliação econômica para número de pratos ótimo

Custos totais da coluna de destilação				
Número de Pratos	Custo Torre (R\$2016)	Custo Pulmão (R\$2016)	Custo Condensador (R\$2016)	Custo Refervedor (R\$2016)
5	369581,58	650251,23	241012,40	275019,17
10	155625,96	520897,64	170516,30	219209,81
20	202979,50	517413,19	168711,90	217822,17
30	277836,71	517191,95	168594,85	217734,36
40	348391,27	517187,22	168592,20	217732,34
50	415953,60	517189,86	168593,80	217733,52
70	544814,52	517186,85	168592,14	217732,26

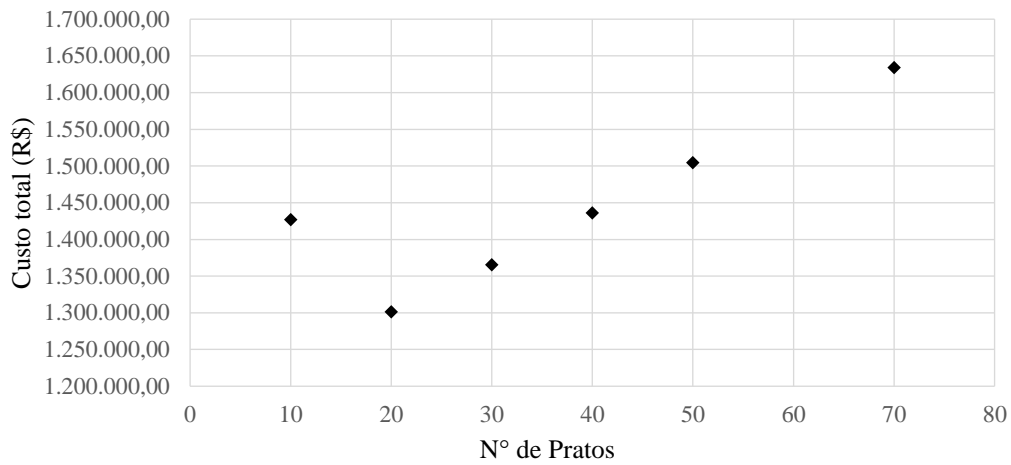
(Continua)

Custos totais da coluna de destilação					
Número de Pratos	Bomba (R\$2016)	Amônia de Ref. (R\$2016)	Vapor de aq. (R\$2016)	Eletricidade (R\$2016)	Custo Total (R\$2016)
5	91507,82	6602705,05	328209,56	32566,59	8590853,39
10	72289,13	275513,81	10822,83	1973,68	1426849,17
20	71725,24	118196,63	2931,39	1243,12	1301023,14
30	71850,72	108239,58	2432,02	1461,44	1365341,63
40	72039,17	108012,12	2420,53	1787,83	1436162,67
50	72221,05	108145,23	2427,25	2120,34	1504384,64
70	72556,49	108002,75	2420,09	2776,66	1634081,76

A partir da tabela acima podemos perceber que a coluna apresentou um ótimo econômico com 20 pratos ao demonstrar possuir o menor custo total ao longo dos 15 anos de trabalho, nesta tabela pode-se observar também a tendência decrescente dos elevados gastos com serviços auxiliares e a tendência crescente nos gastos com a construção da torre de destilação com o aumento do número de pratos, o que gera um perfil aproximadamente parabólico para os custos totais, como pode ser observado graficamente na figura abaixo.



Custo total da coluna vs N° de pratos



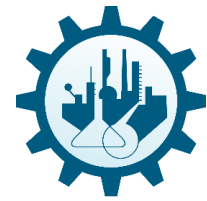
**Figura 10.** Representação gráfica da análise do número ótimo de pratos da coluna

## 6.7 OTIMIZAÇÃO DA COLUNA

### 6.7.1 Prato de alimentação

Sabendo o número ótimo de pratos ainda é possível encontrar qual o prato de alimentação que pode gerar menores custos, visto que o prato de alimentação também interfere nas razões de refluxo necessárias para o funcionamento da coluna.

Desta forma fazendo mudanças no prato de alimentação da coluna de 20 pratos são obtidos novos custos que podem ser vistos na tabela e na figura abaixo. Pode-se observar que a alimentação da coluna deve ser disposta no prato número 5, pois é o que possibilitará os menores custos operativos.



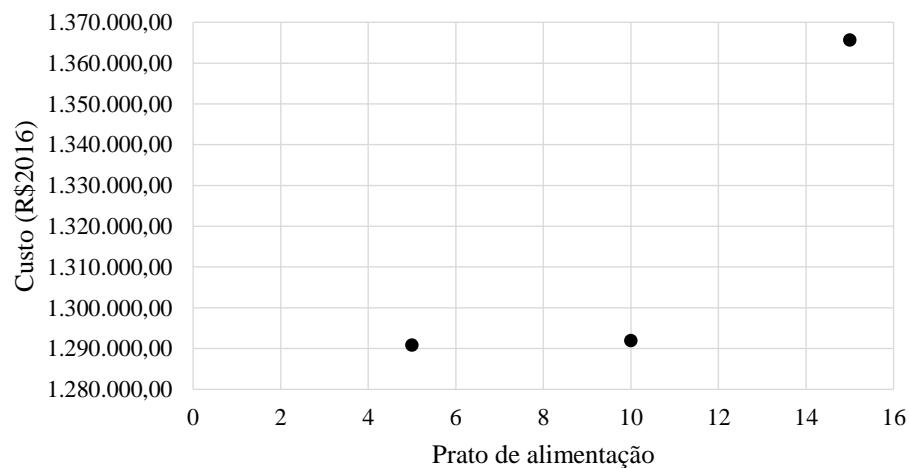
**Tabela 34.** Custos imobilizados e operacionais da coluna de destilação

Aliment.	Custo torre (R\$2016)	Custo pulmão (R\$2016)	Custo Cond. (R\$2016)	Custo referv. (R\$2016)	Custo bomba (R\$2016)
5	202979,50	517210,69	168604,77	217741,83	71653,06
10	202979,50	517228,01	168616,60	217750,76	71661,01
15	202979,50	518710,57	169386,48	218335,18	72158,89
20	23433532,68	4734972,01	7283367,61	5852342,32	2886070,52

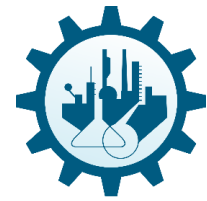
(Continua)

Alimentação	Custo Amônia (R\$2016)	Custo Vapor (R\$2016)	Custo Eletricidade (R\$2016)	Custo total (R\$2016)
5	109087,15	2474,49	1140,52	1290892,02
10	110078,21	2525,30	1151,71	1291991,11
15	176357,66	5848,84	1901,71	1365678,84
20	638908175,07	32047347,57	5305391,27	720451199,06

**Custo total da coluna vs Prato de alimentação**



**Figura 11.** – Representação gráfica da otimização do prato de alimentação



### 6.7.2 Bomba P-2

O custo de uma bomba é diretamente relacionado a sua eficiência em face da potência que esta necessitará utilizar para mover o fluido o qual bombeia. A diferença de pressão também influenciará a performance desta. Avaliando-se o custo e as características específicas da bomba pode-se diminuir ou não o custo desta<sup>29</sup>. A tabela 2 detalha o custo da bomba P-2 em função do prato de alimentação que o refluxo entra na coluna.

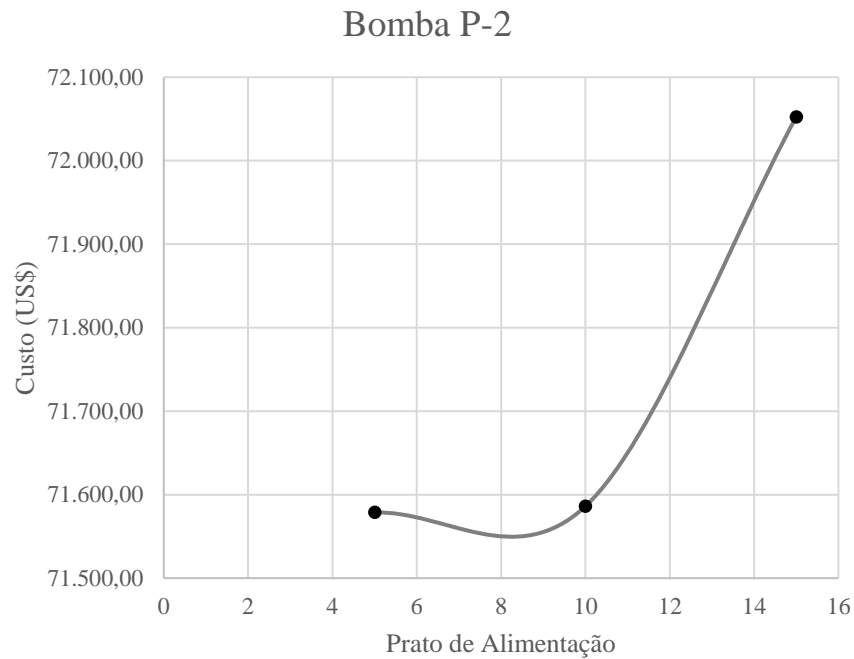
É possível, com uma rápida avaliação dos valores, notar que, com a alimentação no 20º prato, a coluna é inviável, o custo é muito elevado, logo, este dado foi retirado de questão quanto a um possível investimento de bomba neste parâmetro. Assim, o prato ótimo de retorno, como dito anteriormente, é o quinto estágio.

**Tabela 35-** Tabela de Investimento para a bomba P-2.

Prato de Alimentação	Investimento 2016
5	71578,66713
10	71586,10547
15	72052,48337
20	2858599,948

Avaliando-se o prato de alimentação ótimo de retorno do refluxo se concluiu que este seria o quinto prato como demonstra a Figura 12.

<sup>29</sup> **Pumps Costs.** Disponível em: < <http://www.pumpschool.com/applications/Energy.pdf> > acesso em: 18/11/2017 às 11:59.



**Figura 12** – Representação gráfica da análise de custo da bomba P-2

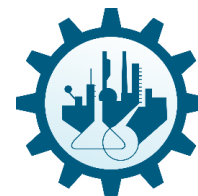
### 6.7.3 Recipiente pulmão

A relação do comprimento com o diâmetro  $\frac{L_{Pulmão}}{D_{Pulmão}}$  teve uma análise de otimização com o objetivo de diminuir ainda mais os custos de investimento, de maneira que a relação foi variada de 2 até 5 e selecionado a relação que obteve o menor custo, conforme apresentado na tabela abaixo.

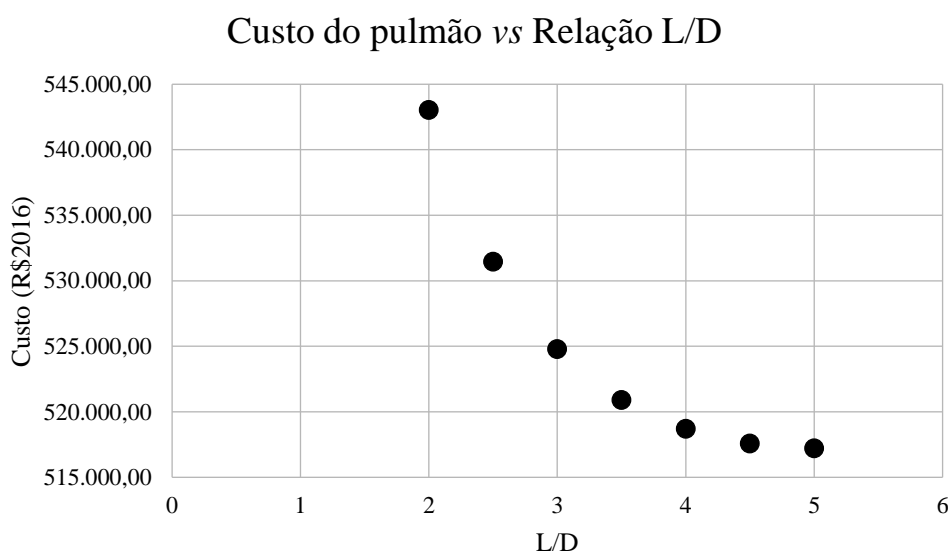
**Tabela 36.** Análise da relação L/D.do pulmão

L/D	Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)
2	2,3040	4,6080	12,9645	5471,7214
2,5	2,1389	5,3471	12,2502	5292,1560
3	2,0127	6,0382	11,7048	5189,9793
3,5	1,9119	6,6917	11,2688	5130,7244
4	1,8287	7,3148	10,9088	5097,3582
4,5	1,7583	7,9123	10,6043	5080,5561
5	1,6976	8,4880	10,3419	5074,8199

(Continua)



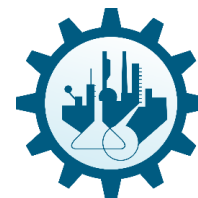
L/D	Custo (US\$2006)	Investimento (US\$2006)	Investimento (US\$2016)	Investimento (R\$2016)
2	32486,81	153987,49	164559,49	543046,33
2,5	31793,32	150700,35	161046,68	531454,03
3	31394,51	148809,98	159026,52	524787,51
3,5	31161,79	147706,88	157847,69	520897,37
4	31030,27	147083,49	157181,50	518698,94
4,5	30963,91	146768,96	156845,37	517589,71
5	30941,24	146661,48	156730,51	517210,69



**Figura 13.** Custo em comparação com a relação L/D.

## 6.8 SOBREDIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

O sobredimensionamento é uma medida de segurança que tem como objetivo garantir que os equipamentos serão capazes de operar, mesmo que ocorram determinadas variações no processo. O sobredimensionamento de alguns equipamentos, implica em um custo adicional ao immobilizado final, sendo necessário fazer alguns incrementos nas principais variáveis de projeto dos equipamentos.



Tendo em vista a necessidade do sobredimensionamento foi preciso projetar o diâmetro da coluna aumentado em 20 %, de modo a melhorar sua capacidade hidráulica, a bomba do refluxo para suportar uma diferença de pressão 20% maior que a de operação, o condensador e o refeedor tiveram sua área de troca térmica acrescida em 10%.

Por fim o sobredimensionamento é apresentado a baixo de maneira comparativa com seu valor não sobredimensionado, com o objetivo de ter um parâmetro de comparação de custo final.

**Tabela 37.** Comparação do custo sobredimensionado

Sobredimensionado	Custo torre (R\$2016)	Custo pulmão (R\$2016)	Custo cond. (R\$2016)	Custo reboiler (R\$2016)
Não	202979,50	517210,69	168604,77	217741,83
Sim	202979,50	517210,69	168749,35	217785,34

(Continua)

Sobredimensionado	Custo bomba (R\$2016)	Custo eletr. (R\$2016)	Custo total (R\$2016)
Não	71653,06	1140,52	1290892,02
Sim	71710,98	1231,76	1291229,26

## 7. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

### 7.1 INSTRUMENTOS E LAÇOS DE CONTROLE

Os sistemas de instrumentação e controle têm como objetivo principal garantir a segurança da planta, além de permitir a operação em condições ótimas e reduzir a demanda de mão-de-obra direta.<sup>30</sup>

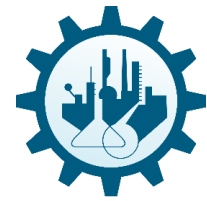
A instrumentação da planta é o conjunto dos instrumentos usados na medição das variáveis de processo: nível, vazão, temperatura e pressão. O controle da planta se dá pelo conjunto de laços de controle que permitem manter as variáveis críticas do processo em valores desejados, de forma automática.<sup>31</sup>

A realização de um laço de controle básico se dá pelos seguintes elementos:

<sup>30</sup> SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. **Principles and practice of automatic process control**. 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, c2006. xvi, 563 p.

<sup>31</sup> CABRA, Luis D. / DE LUGAS, Antonio M./ RUIZ, Fernando F./ RAMOS, María J. M. **Metodologías del Diseño Aplicado y Gestión de Proyectos para Ingenieros Químicos**.





- Medidor: realiza a medição da variável controlada
- Transmissor: recebe o sinal do medidor e transforma em um sinal elétrico na faixa entre 4-20 mA.
- Controlador: compara o sinal recebido do transmissor com um sinal de referência (*Set Point*), isso é, o valor em que se deseja manter a variável controlada.
- Conversor: converte o sinal elétrico do controlador em um sinal pneumático.
- Válvula de controle: é o elemento final de controle. O atuador pneumático recebe o sinal de controle e atua na abertura da válvula, manipulando a vazão.

Os instrumentos da planta possuem um código de identificação formado por um conjunto de letras (identificação funcional) e um número (identificação da malha de controle). Na identificação funcional, a primeira letra indica a variável à qual o instrumento está relacionado e as letras subsequentes indicam a função do instrumento. A Tabela 38 a seguir apresenta a identificação funcional de alguns instrumentos usados na planta.<sup>32</sup>

**Tabela 38.** Código funcional dos instrumentos.

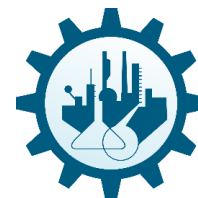
Variável medida	Letra	Indicador	Transmissor	Controlador	Válvula de controle
<b>Fluxo</b>	F	FI	FT	FC	FCV
<b>Fluxo diferencial</b>	FD	FD	FDT	FDC	FDCV
<b>Nível</b>	L	LI	LT	LC	LCV
<b>Pressão</b>	P	PI	PT	PC	PCV
<b>Temperatura</b>	T	TI	TT	TC	TCV

## 7.2 ALARMES E ENCRAVAMENTOS

Os alarmes são sinais sonoros e luminosos que disparam na sala de controle quando uma variável de processo atinge um valor anormal, fora de uma faixa especificada, oferecendo risco ao processo e à segurança da planta. Os alarmes procedem dos instrumentos de medição e controle da planta, sendo representados por AH quando é um alarme de alta e AL quando é um alarme de baixa. Quando um alarme é acionado e nenhuma ação corretiva é tomada pelo operário, a variável de processo pode atingir um valor ainda mais crítico, acionando o alarme de muito alta (AHH) ou de muito baixa (ALL), os quais estão associados a um encravamento.<sup>33</sup>

<sup>32</sup> SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. **Principles and practice of automatic process control**. 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, c2006. xvi, 563 p.

<sup>33</sup> CABRA, Luis D. / DE LUGAS, Antonio M./ RUIZ, Fernando F./ RAMOS, María J. M. **Metodologías del Diseño Aplicado y Gestión de Proyectos para Ingenieros Químicos**.



O encravamento é um sistema que toma uma ação automática para reverter a situação de perigo e deixar a planta novamente em segurança, podendo, por exemplo, abrir ou fechar uma válvula ou desligar uma bomba. É representado pela sigla SE seguida por um número de identificação, de forma que seja colocado no laço de controle, seguido de um seletor de muito alta (SHH) ou muito baixa (SLL) associado ao instrumento de medição, e também na válvula ou bomba em que atua o encravamento.

A Tabela 39 apresenta os alarmes utilizados e os equipamentos associados:

**Tabela 39** - Alarmes da planta.

Variável	Alarmes	Instrumento	Equipamento
Nível	LAL/LAH	LC-16	C-2
	LAL/LAH	LC-21	C-1
Vazão	FAL/FALL	FC-01	P-1
	FAL	FC-20	P-2
Temperatura	TAHH/TAH/TAL	TC-03	F-1
	TAH	TI-11	E-2 (AR)
Pressão	PAL	PI-05	F-1 ( <i>Fuel oil</i> )
	PAH/PAHH	PC-13	C-1

### 7.3 VÁLVULAS DE SEGURANÇA E SISTEMAS DE TOCHA

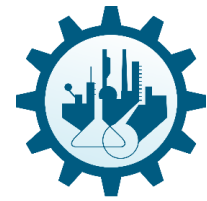
Apesar dos sistemas de instrumentação e controle da planta garantir um certo nível de segurança, dependem de todo um sistema eletrônico e pneumático, por isso estão suscetíveis a falhas. As válvulas de segurança são adicionadas como um nível adicional e mais básico de segurança.<sup>34</sup>

A válvula de segurança tem como objetivo impedir que a pressão de um recipiente ultrapasse a sua pressão de desenho, situação que poderia causar rompimento ou explosão do recipiente.

O dimensionamento das válvulas de segurança é realizado de acordo com a vazão de descarga. No caso da coluna, o dimensionamento é realizado levando em consideração três fatores, são eles:<sup>35</sup>

<sup>34</sup> CABRA, Luis D. / DE LUGAS, Antonio M./ RUIZ, Fernando F./ RAMOS, María J. M. **Metodologías del Diseño Aplicado y Gestión de Proyectos para Ingenieros Químicos.**

<sup>35</sup> BEGA, E. A.; DELMÉE, G.J.; COHN, P.E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL, V.S. GROOVER, M. P. **Instrumentação Industrial**, 2ª Ed., Rio de Janeiro: Interciência: IBP, 2006. xviii, 583 p.



- Fogo externo
- Falha no condensador
- Falha no refeedor

Para o primeiro caso utiliza-se a seguinte equação:

$$Q_C = 37139 \cdot A_C^{0,82} \quad (67)$$

$$A_C = \pi \cdot D \cdot H \quad (68)$$

em que  $H$  é a altura de líquido no fundo da coluna,  $D$  o diâmetro da coluna e  $Q_C$  é o calor recebido em caso de fogo externo, em cal/h. A vazão de descarga da válvula é calculada da seguinte forma:

$$V_c = \frac{Q}{\lambda_{vapF}} \quad (69)$$

sendo  $\lambda_{vapF}$  é calor de vaporização da corrente de fundo da coluna.<sup>36</sup>

Para o segundo e o terceiro caso, são necessários o fluxo de calor do condensador,  $Q_{cond}$ , e o fluxo de calor do refeedor,  $Q_{ref}$ . Os cálculos são realizados pelas equações a seguir:

$$V_{CC} = \frac{Q_{cond}}{\lambda_{vapD}} \quad (70)$$

$$V_{CF} = \frac{Q_{refe}}{\lambda_{vapF}} \quad (71)$$

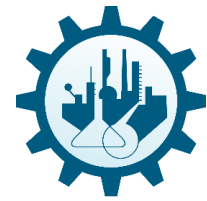
em que  $\lambda_{vapD}$  é o calor de vaporização da corrente de topo da coluna.

Após os cálculos é escolhido o maior valor dentre eles.

Para o recipiente pulmão é necessário calcular apenas para o caso de fogo externo. Então o dimensionamento é feito da seguinte forma:

---

<sup>36</sup> BEGA, E. A.; DELMÉE, G.J.; COHN, P.E.; BULGARELLI, R.; KOCH, R.; FINKEL, V.S. GROOVER, M. P. **Instrumentação Industrial**, 2ª Ed., Rio de Janeiro: Interciência: IBP, 2006. xviii, 583 p.



$$Q_p = 37139 \cdot A_p^{0,82} \quad (72)$$

$$A_p = \frac{\pi \cdot d^2}{4} + \frac{\pi \cdot h \cdot d}{2} \quad (73)$$

Onde  $h$  é a altura de líquido no pulmão,  $d$  o diâmetro do pulmão e  $Q_p$  o calor recebido em caso de fogo, em cal/h. A vazão de descarga da válvula é calculada com a seguinte fórmula:

$$V_p = \frac{Q_p}{\lambda_{vapD}} \quad (74)$$

Todas as vazões de descarga,  $V_{ij}$ , possuem unidade de kg/h.<sup>37</sup>

#### 7.4 TUBULAÇÕES

As tubulações são responsáveis pelo transporte dos fluidos de processo. Seu projeto é constituído na determinação do diâmetro adequado para que o fluido não sofra uma grande perda de carga. A perda de carga é um fator muito importante pois, irá influenciar nos custos operativos do sistema de bombeamento.<sup>38</sup>

A perda de carga nas tubulações está relacionada com o atrito do fluido com as paredes das tubulações (perda de carga distribuída) e com mudanças na geometria da tubulação (perda de carga localizada). O seu cálculo leva em consideração o comprimento da seção de tubo, o diâmetro interno, a rugosidade do material, a vazão de fluido e suas propriedades.

Para o dimensionamento das tubulações no HYSYS®, foram adotados os seguintes parâmetros:

- Comprimento de 40 m
- Diâmetro interno (Schedule 40)
- Perda de carga  $\leq 0,12$  kg/cm<sup>2</sup>

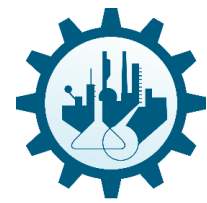
As tubulações recebem a seguinte representação lógica:

A-B-C-D.

---

<sup>37</sup> *Idem*

<sup>38</sup> CABRA, Luis D. / DE LUGAS, Antonio M./ RUIZ, Fernando F./ RAMOS, María J. M. **Metodologías del Diseño Aplicado y Gestión de Proyectos para Ingenieros Químicos.**



onde  $A$  é o diâmetro em polegada,  $B$  é o tipo de fluido (P: fluido de processo, AR: água de refrigeração, V: vapor de água),  $C$  é o número de identificação de cada corrente ou tubulação e  $D$  indica o tipo de proteção ou conservação de temperatura utilizada (NA: não isolada, P: isolada por proteção pessoal, H: isolada por convecção).<sup>39</sup>

## 7.5 ESTRATÉGIAS DE CONTROLE

### 7.5.1 Sistemas de Bombeamento

Os sistemas de bombeamento da planta são compostos por bombas centrífugas dispostas em pares (P-1A, P-1B, P-2A, P-2B), uma bomba principal e uma reserva. No caso de falha da bomba principal a reserva entra em ação, mantendo a planta operando normalmente. Essa mudança é realizada quando detectada uma baixa pressão ao longo da tubulação de descarga da bomba.

Além da pressão, também é monitorado o fluxo diferencial na entrada e na saída do forno para, caso haja um rompimento de alguma tubulação em seu interior, o sistema de bombeamento P-1 seja imediatamente desligado.

### 7.5.2 Trocador de Calor E-1

A planta possui dois trocadores de calor do tipo casco e tubos. O primeiro trocador (E-1) é utilizado para realizar uma integração energética, aproveitando o calor da corrente de saída do reator PFR para pré-aquecer a corrente de acetona antes de entrar no forno. Nele são instalados apenas indicadores de pressão e temperatura.

### 7.5.3 Trocador de calor E-2

O segundo trocador (E-2) utiliza água de refrigeração para resfriar a corrente de processo até a temperatura de 80 °C. Para isso, é usado um laço de controle em cascata, de forma a manipular a vazão de água de refrigeração para manter a temperatura de saída do fluido de processo na dada referência. Não é desejável que a água de refrigeração deixe o trocador com temperatura acima de 45 °C, por isso é colocado nessa corrente um indicador de temperatura aliado a um alarme de alta. Por motivos de segurança a válvula de controle da água de arrefecimento deve ser uma do tipo *Fail-Open*.

---

<sup>39</sup> CABRA, Luis D. / DE LUGAS, Antonio M./ RUIZ, Fernando F./ RAMOS, María J. M. **Metodologías del Diseño Aplicado y Gestión de Proyectos para Ingenieros Químicos.**

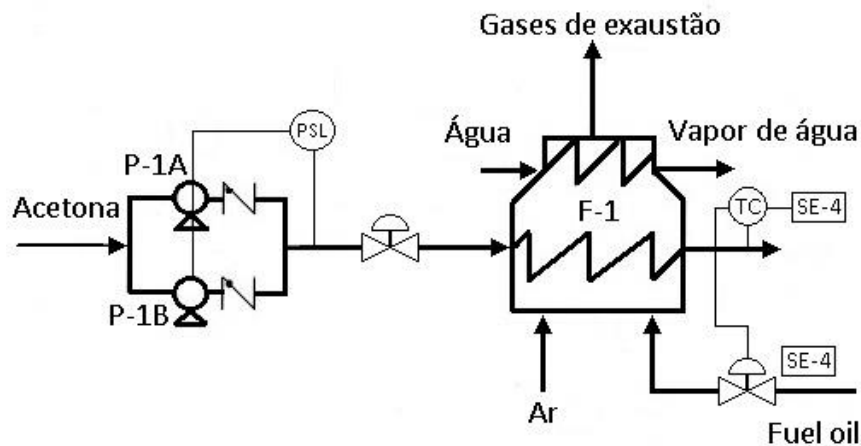
Para os trocadores de calor foram escolhidos, controladores PID, por serem equipamentos de troca térmica e terem uma constante de tempo expressiva.<sup>40</sup>

#### 7.5.4 Forno

Por trabalhar com elevadas temperaturas, o forno é um equipamento de operação bastante perigosa, por esse motivo foi feita uma análise HAZOP (*Hazard and Operability Studies*) para decidir sobre o seu sistema de controle e segurança:

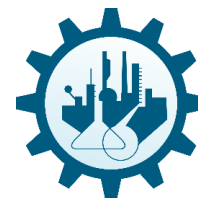
##### 7.5.4.1 Descrição da instalação em estudo

O equipamento analisado é o forno F-1, responsável pelo fornecimento de energia térmica para a corrente de acetona. O calor dos gases é aproveitado para gerar vapor, que será utilizado no refeedor da coluna de destilação mais adiante. A corrente de acetona deve deixar o forno a 760° C. O combustível utilizado no forno é um *fuel oil* e é considerado que sua composição não varia ao longo do processo e sua vazão só é alterada mediante atuação na válvula de controle FCV-02. O controle da temperatura da corrente de acetona é realizado através da manipulação da vazão de combustível que adentra no forno, aumentando ou diminuindo a chama. O esquema simplificado é apresentado na seguinte figura:



**Figura 13.** Diagrama de fluxo da instalação inicial.

<sup>40</sup> SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. **Principles and practice of automatic process control**. 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, c2006. xvi, 563 p.



#### 7.5.4.2 Descrição das proteções do forno F-1

O sistema de proteção do forno provoca o corte de combustível mediante o sistema de encravamento SE-4 que, ao detectar alta temperatura na saída de acetona, fecha a válvula FCV-02.

##### 7.5.4.2.1 Considerações prévias à análise:

É considerado que o sistema opera em condições normais, o que requer assumir as seguintes hipóteses:

- Considera-se que a bomba P-1A impulsiona a acetona através do forno e que a bomba P-1B é uma bomba reserva, entrando em funcionamento somente quando se percebe uma queda de pressão na linha de impulsão de acetona (PSL-1).
- Os gases saem do forno livremente, sem que haja aspiração, assim como a entrada de ar na câmara de combustão também ocorre naturalmente, ou seja, não existe nenhum sistema de impulsão.
- O calor residual dos gases que se utiliza para vaporizar a corrente de água, na seção convectiva, é insignificante, não alterando o funcionamento do sistema.

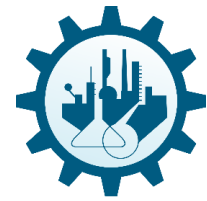
A Tabela 40 a seguir apresenta, mediante a matriz de interação, o estudo preliminar para determinar a periculosidade das substâncias nas possíveis condições de processo (normais de operação e anômalas).

**Tabela 40-** Condições que oferecem riscos.

	Acetona	<i>Fuel oil</i>	Ar	Comentários
Acetona	-	-	-	
<i>Fuel oil</i>	-	-	X	Atmosfera explosiva
Ar	X	-	-	Atmosfera explosiva
Temperatura de trabalho	X	X	-	Líquido e gás inflamáveis
Excesso de temperatura	X	X	-	Atmosfera explosiva e incrustações

Através do desenvolvimento desta matriz de interação, foram identificadas as seguintes situações perigosas:

- A presença de combustível na aspiração do ar do forno pode produzir a formação de uma atmosfera explosiva.
- A presença de ar na corrente gasosa de entrada de acetona pode favorecer a formação de atmosfera explosiva, especialmente se essa está superaquecida.

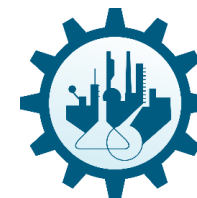


- A temperatura normal de aquecimento da acetona está acima do seu ponto de fulgor ( $-18\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), portanto é inflamável.
- Um excesso de temperatura provoca a decomposição apreciável da acetona e maior incrustação nos tubos.

## 7.6 ANÁLISE HAZOP

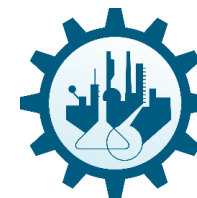
A seguinte tabela 46 apresenta os resultados da análise HAZOP.



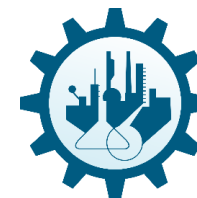


**Tabela 41** - Análise HAZOP da corrente de acetona pelo forno.

PALAVRA-GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
<b>Mais</b>	Temperatura	1. Falha do laço de controle da temperatura de saída da acetona. 2. Baixa vazão da acetona através do forno por falha na bomba.	Decomposição apreciável da acetona e aquecimento dos gases da exaustão, ambos devidos ao aumento de temperatura.	1. Nenhuma. 2. O TC-03 detectaria o erro e regularia a vazão de combustível.	1. Encravamento SE-5 no combustível por alta temperatura dos gases de exaustão.
<b>Menos</b>	Temperatura	Falha do laço de controle da temperatura de saída da acetona.	Perda de rendimento e produtividade devido à diminuição da cinética da reação.	Nenhuma	Instalar TAL na saída de acetona.
<b>Não / menos</b>	Vazão	1. Falha na bomba de carga. 2. Falha elétrica que afete as duas bombas.	Aumento da temperatura nos tubos do forno com perigo de formação de incrustações nos tubos ou rompimento dos tubos.	1. O PSL-1 ativar a bomba de reserva. 2. Nenhuma.	2. Encravamento SE-1 no combustível por baixa vazão de acetona.

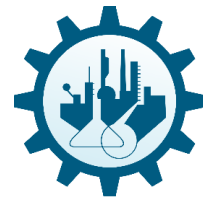


PALAVRA-GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
<b>Mais</b>	Vazão	Não se aplica.	-	-	-
<b>Inverso</b>	Vazão	Não se aplica.	-	-	-
<b>Mais</b>	Pressão	1. Válvula de retenção foi bloqueada. 2. Obstrução dos tubos por deposição de incrustações.	Danos ao sistema de bombeamento, pois está bloqueado apesar de estar funcionando, alcançando a pressão de shutoff.	1 e 2. Válvula de alívio e tubulação de descarga da bomba dimensionadas à pressão de projeto de shutoff.	1. Encravamento SE-2 na bomba por pressão muito alta
<b>Menos</b>	Pressão	Rompimento do tubo dentro do forno.	Vazamento de acetona gasosa dentro do forno, promovendo queima descontrolada. A possível queda de pressão pode ativar a bomba reserva desnecessariamente.	Nenhuma.	Instalar sensor-transmissor de diferença de vazões mássicas com encravamento.
<b>Outra</b>	Composição	Não se aplica.	-	-	-



**Tabela 42** - Análise HAZOP da corrente de combustível (*fuel oil*) ao forno.

PALAVRA-GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
<b>Mais</b>	Temperatura	Não se aplica.			
<b>Menos</b>	Temperatura	Não se aplica.			
<b>Não / menos</b>	Vazão	Falha no laço de controle da temperatura de saída da acetona do forno, com fechamento da válvula.	Diminuição, com possível extinção, da chama do forno.	Nenhuma.	Instalar um medidor de pressão com alarme PAL após válvula FCV-02.
<b>Mais</b>	Vazão	Falha no laço de controle da temperatura de saída da acetona do forno, com abertura da válvula.	Aumento da temperatura nas tubulações do forno com possibilidade de incrustar e romper os tubos.	Nenhuma.	Medida corretiva já adotada (aumento da temperatura na corrente de acetona).
<b>Inverso</b>	Vazão	Não se aplica.			
<b>Mais</b>	Pressão	Não se aplica			
<b>Menos</b>	Pressão	Rompimento da tubulação de combustível.	Diminuição, com possível extinção, da chama do forno.	Nenhuma.	Medida corretiva já adotada (baixa vazão na corrente de combustível).
<b>Outra</b>	Composição	Não se aplica.			



Após a análise HAZOP, o diagrama de fluxo da instalação apresentado anteriormente foi modificado, implantando as medidas corretivas adotadas da seguinte maneira:

- Sistema de encravamento SE-5 na saída dos gases de exaustão que, por um aumento na sua temperatura, fecha a entrada de combustível. Esse encravamento é independente do controle de temperatura da saída de acetona do forno e atua no caso desse falhar. Finalmente, ele também solucionará um possível aumento na vazão de combustível.
- Alarme de baixa temperatura (TAL) na tubulação de saída da acetona para o caso do laço de controle falhar e resultar na diminuição da vazão de combustível, o que conseqüentemente diminuiria a temperatura da corrente de acetona.
- Sistema de encravamento SE-1 na corrente de acetona que, ao detectar sua baixa vazão, fecha a entrada de combustível.
- Sistema de encravamento SE-2 na corrente de acetona após a bomba que, ao perceber pressão excessiva na descarga, a desligue.
- Sensor-transmissor de diferença de vazões mássicas de entrada e de saída do forno (FDT) com sistema de encravamento SE-3 que, ao detectar diferença de vazão (que causaria uma diminuição da pressão), fecha a corrente de acetona, encerrando o vazamento. Concomitantemente, a ação do PSL-1 é desativada, para que a bomba reserva não seja desnecessariamente ativada.
- Alarme de pressão baixa (PAL) após válvula FCV-02 para sinalizar uma baixa vazão ou pressão de combustível.

As correções tomadas aprimoram o sistema de controle e segurança do forno através da redundância de sinais que atuam no encravamento das correntes de combustível e acetona, que são os pontos críticos do processo. Assim, garante a proteção da instalação de qualquer falha que se produza nos laços de controle.

O diagrama corrigido de fluxo de instalação para o forno F-1 encontra-se na Figura

14

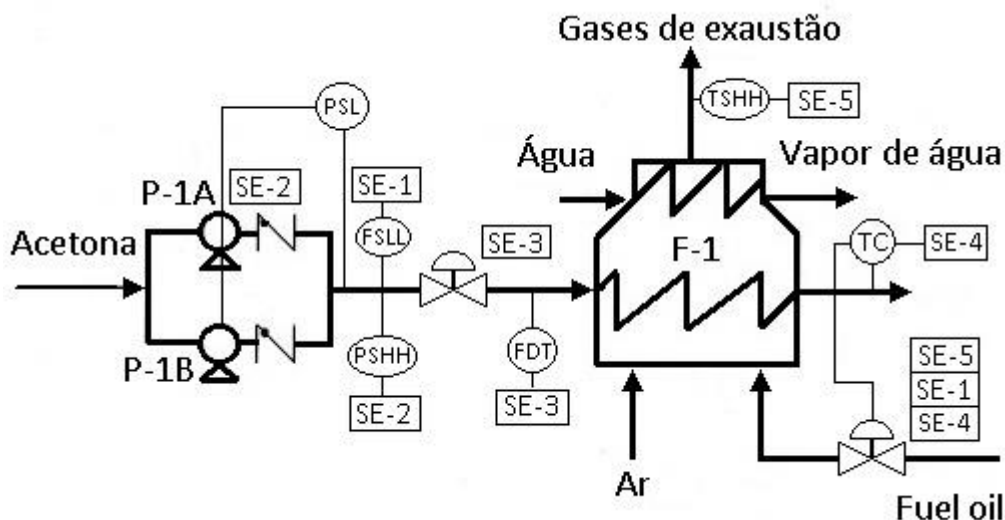


Figura 14 - Diagrama de fluxo de instalação.

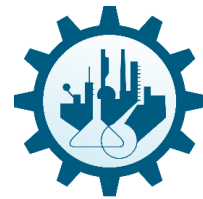
### 7.6.1 Reator PFR

A reação de conversão de acetona em etenona é uma reação endotérmica e o reator PFR (R-1) é adiabático, o que significa que a temperatura do reator não atingirá níveis perigosos de operação. Por esse motivo não existe nenhum laço de controle no reator, apenas é monitorado a temperatura e pressão em seu interior.

### 7.6.2 Coluna de Destilação

A temperatura da coluna (C-1) é medida em vários pontos e controlada através do refeedor (E-4). O sistema de controle do refeedor é um controle em cascata que leva em consideração a temperatura da coluna e a vazão de vapor de aquecimento. Foram escolhidos controladores PID. A válvula de controle de vapor de aquecimento, FCV-08 é do tipo *Fail-Close*, pois, no caso de uma falha, deve-se parar o fornecimento de calor à torre.

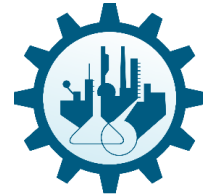
No topo da coluna, a pressão é controlada por um laço de controle em cascata que regula a vazão de vapor que sai do pulmão, através da válvula de controle FCV-05. Associado a esse laço é instalado um alarme de pressão alta e um encravamento por pressão muito alta, SE-06, que atua na válvula FCV-08 cortando a vazão de vapor no refeedor.



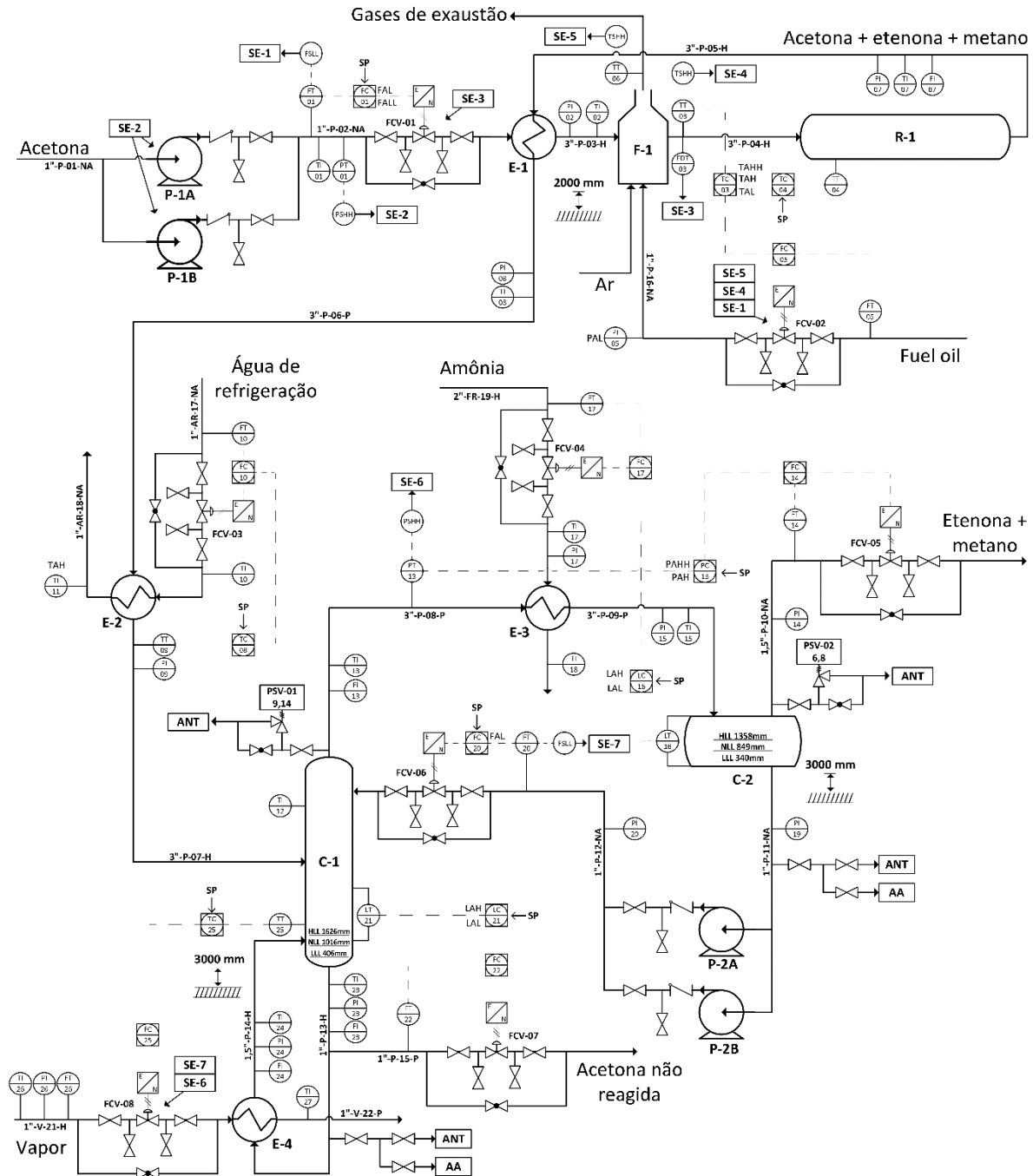
O condensador (E-3), por ser um condensador parcial e utilizar apenas calor latente de fusão da amônia (líquido de arrefecimento), possui apenas indicadores de temperatura e pressão. A válvula de controle FCV-04 pertence ao laço de controle em cascata que controla o nível do pulmão (C-2), fornecendo maior vazão de amônia quando se detecta uma diminuição no nível e uma menor vazão quando se detecta um aumento no nível. No controle do nível do pulmão são instalados alarmes de nível baixo (LAL), para evitar o enchimento e transbordamento, e de nível alto (LAH), para evitar a cavitação da bomba P-2. A válvula FCV-04 é do tipo *Fail-Open*.

O controle do refluxo de topo é feito por um laço de controle de realimentação simples, sendo escolhido um controlador PI. É colocado um alarme de baixa vazão e um encravamento para muito baixa vazão no refluxo, SE-07, que atua fechando a válvula FCV-08, de forma redundante ao encravamento SE-06.

Tanto a coluna quanto o pulmão possuem válvulas de segurança para alívio de pressão.

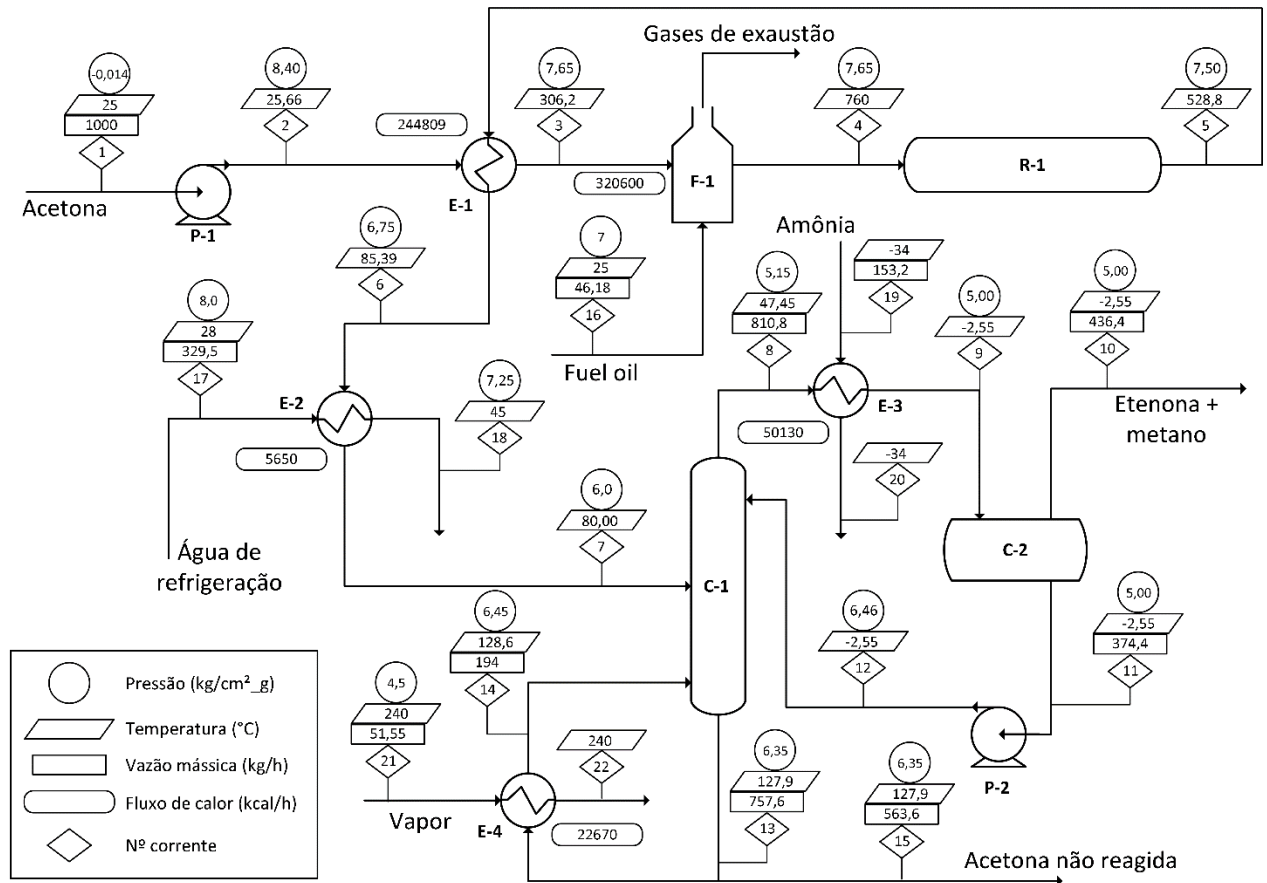


7.7 P&ID (Piping and Instrumentation Diagram)



Equipamentos		Válvulas de controle		Válvulas de segurança	Encravamentos		Outros
P-1: Bomba centrífuga	C-1: Torre de destilação	FCV-01	FCV-06	PSV-01	SE-01: Fecha válvula FCV-01	SE-06: Fecha válvula FCV-08	ANT: Tocha
E-1: Trocador de calor	E-3: Condensador	FCV-02	FCV-07	PSV-02	SE-02: Desliga bomba P-1	SE-07: Fecha válvula FCV-08	AA: Tratamento de água
F-1: Forno	C-2: Pulmão	FCV-03	FCV-08		SE-03: Fecha válvula FCV-01		
R-1: Reator PFR	P-2: Bomba centrífuga	FCV-04			SE-04: Fecha válvula FCV-02		
E-2: Trocador de calor	E-4: Reservador	FCV-05			SE-05: Fecha válvula FCV-02		

### 7.8 DIAGRAMA DE INTERCONEXÕES E ARMAZENAMENTO







## 8. AVALIAÇÃO AMBIENTAL

Atualmente, é exigido das empresas uma preocupação com o meio ambiente, pois há uma preocupação da sociedade com a qualidade do nosso meio ambiente. Isso implica numa mudança de perspectiva das empresas, em que a qualidade dos produtos e serviços se tornam grandes diferenciais para a satisfação dos clientes. A utilização indiscriminada de matérias primas, insumos e produtos deixava uma bomba que estouraria posteriormente, provocando impactos negativos na biosfera.

Essa crescente preocupação da sociedade com o meio ambiente fomenta a criação de leis ambientais cada vez mais rigorosas. As criações dessas leis deram origem à mecanismos de avaliação ambiental das empresas, objetivando estabelecer sistemas eficazes de gestão ambiental que possam alcançar objetivos econômicos sustentáveis, por exemplo a série ISO 14000.

As normas da série ISO 14000 são um conjunto de padrões de gerenciamento ambiental de caráter voluntário que as empresas utilizam para seguir um sistema de gestão ambiental (SGA). Ela visa melhorar o desempenho das empresas através da utilização eficiente dos recursos e da redução da quantidade de resíduos, ganhando assim vantagem competitiva e a confiança dos clientes. A finalidade dessa norma é equilibrar a proteção ambiental e a prevenção de poluição com as necessidades socioeconômicas<sup>41</sup>.

O sistema da gestão ambiental ajuda as empresas a identificar, gerenciar, monitorar e controlar questões ambientais. O SGA é uma parte do sistema de gestão voltado para o controle dos aspectos ambientais de empresas. A implementação de um sistema como esse traz inúmeros benefícios para uma organização. Demonstra comprometimento ambiental aos clientes, diminui os custos operativos, reduz ou elimina impactos negativos, melhora a imagem da empresa junto à comunidade e garante a aplicação da legislação ambiental. Ela exige que as empresas considerem todas as questões ambientais relativas às suas operações, como a poluição do ar, questões referentes à água e ao esgoto, a gestão de resíduos, a contaminação do solo e a utilização e eficiência dos recursos<sup>42</sup>.

---

<sup>41</sup> REIS, Luís Filipe Sousa Dias; QUEIROZ, Sandra Mara Pereira de. **Gestão ambiental em pequenas e médias empresas**. Rio de Janeiro: Qualitymark, 2002. 123 p. ISBN 9788573033410

<sup>42</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



Foi elaborado um SGA específico para o caso de projeto da etenona baseado nos requisitos da norma 14000 e com o auxílio dos livros gestão ambiental de pequenas e médias empresas<sup>43</sup> e estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental<sup>44</sup> na implementação de cada requisito normativo.

## 8.1 SISTEMA DE GESTÃO AMBIENTAL

Para a implementação de um sistema da gestão ambiental são necessários alguns elementos-chave, através dos quais podem ser contabilizados os avanços de uma empresa. Essas etapas estão resumidas abaixo:

- I. Política ambiental: Definida pela administração da empresa, expressa o conjunto de metas, objetivos e os requisitos para atender esse programa
- II. Planejamento: Análise de todas as etapas do processo produtivo, produtos, serviços e seus respectivos aspectos ambientais
- III. Implementação e Operação: Implementação dos processos criados para controlar e melhorar as atividades de toda a organização do ponto de vista ambiental.
- IV. Verificação e Ação corretiva: Monitoramento, registro e medição dos processos que possuem riscos ambientais
- V. Análise Crítica: Análise periódica para assegurar a contínua adaptação e melhoria do sistema
- VI. Melhoria Contínua: Um dos mais importantes elementos do SGA, permitindo a melhoria do desempenho dele. É utilizado em conjunto com o método cíclico de PDCA, que está inserido no contexto da ISO<sup>45</sup>.

### 8.1.1 Política Ambiental

Com esse novo panorama de organização de empresas a administração se sentiu compelida a desenvolver uma política de gestão ambiental voltada para o melhoramento e excelência ambiental, sendo seus princípios listados abaixo:

---

<sup>43</sup> REIS, Luís Filipe Sousa Dias; QUEIROZ, Sandra Mara Pereira de. **Gestão ambiental em pequenas e médias empresas**. Rio de Janeiro: Qualitymark, 2002. 123 p. ISBN 9788573033410

<sup>44</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314

<sup>45</sup> *Idem*



Um dos valores mais importantes desta empresa está na melhoria contínua de seus produtos e serviços. Tendo em vista esse aspecto, acreditamos ser nosso principal objetivo a redução dos impactos ambientais causados pela produção de etenona buscando o desenvolvimento sustentável e a melhoria da qualidade de vida desta geração e das futuras.

A companhia compromete-se em praticar métodos de controle e verificação de produção que previnam a poluição da fauna e flora locais. Tais métodos estão baseados no gerenciamento correto dos resíduos e qualidade deles, permitindo antever quaisquer acidentes e outros eventos que gerem prejuízos à empresa.

Estaremos incorporando o sistema de gestão de acordo com a legislação e regulamentos federais e regionais relevantes. Bem como incentivar a conscientização ambiental dos funcionários dentro e fora do espaço de trabalho. Além disso, aumentar a participação da comunidade nas atividades da empresa, estabelecendo um canal de comunicação direto entre empresa e comunidade em que mostrarão os resultados obtidos após a implementação do SGA.

## 8.1.2 Planejamento Ambiental

### 8.1.2.1 Aspectos Ambientais

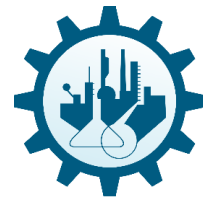
Entende-se por aspecto ambiental fatores que causam uma alteração no meio ambiente. As alterações feitas no ambiente são denominadas de impactos ambientais, portanto, aspecto é a causa enquanto impacto seria o efeito<sup>46</sup>.

Para uma identificação dos aspectos ambientais e avaliação dos impactos ambientais associados às atividades, produtos e serviços dessa empresa será descrito geralmente o processo de produção de etenona que é onde ocorrem os impactos mais significativos.

A corrente de alimentação procede de um tanque de armazenamento refrigerado de acetona onde é inicialmente pressurizada com ajuda de uma bomba. Após a pressurização, coloca-se um bloco de aquecimento para levar a acetona até uma temperatura de 760 °C, de forma a permitir uma adequada cinética de pirólise e formação de etenona. A corrente de saída do reator deve ser resfriada, pelo que é necessário um bloco de resfriamento para

---

<sup>46</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



reduzir a temperatura da corrente até 80 °C. Esta corrente acenderá à unidade de destilação, onde será obtido pelo topo uma mistura rica em etenona e metano e, pelo fundo, uma corrente praticamente pura de acetona. A torre de fracionamento opera de forma que toda a fração condensada no topo é devolvida à coluna formando a corrente de refluxo, sendo apenas extraída a corrente vapor do recipiente pulmão colocado após o condensador parcial. No fundo, uma fração da corrente de acetona é extraída como resíduo, enquanto o restante é devolvido à torre na forma de vapor.

A partir de um balanço entre entradas e saídas do processo será possível identificar as atividades geradoras de impacto

As entradas são correntes de acetona líquida, óleo necessário para funcionamento do forno, catalisador de cobre, água de resfriamento, amônia utilizada como fluido de resfriamento no condensador, vapor superaquecido para refulvedor, energia elétrica para bombas, vapor para funcionamento de atuadores.

As saídas são emissões atmosféricas provenientes da queima de combustíveis, catalisador sem atividade, corrente de água aquecida, corrente de etenona mais metano, corrente de acetona não reagida, corrente de amônia aquecida, corrente de vapor resfriada

As saídas podem provocar os seguintes impactos potenciais: poluição atmosférica, contaminação das águas superficiais e subterrâneas, contaminação do solo.

#### 8.1.2.2 Requisitos Legais

Lei Nº 6938 de 31 de agosto de 1981- Dispõe sobre a Política Nacional de Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências.

Lei Nº 7374 de 24 de julho de 1985- disciplina a ação civil pública de responsabilidade por danos causados ao meio-ambiente, ao consumidor, a bens e direitos de valor artístico, estético, histórico, turístico e paisagístico e dá outras providências.

Lei Nº 9605 de 12 de fevereiro de 1998- dispõe sobre as sanções penais e administrativas derivadas de condutas e atividades lesivas ao meio ambiente, e dá outras providências.



Decreto Federal Nº 96.044 de 18 de maio de 1988- Transporte rodoviário de produtos perigosos.

Resolução CONAMA Nº 001, de 23 de janeiro de 1986- estabelece os critérios básicos e as diretrizes gerais para o uso e implementação da Avaliação de Impacto Ambiental.

Resolução CONAMA Nº 237, de 19 de dezembro de 1997- disciplina o Licenciamento Ambiental no Brasil.

Resolução CONAMA Nº 003, de 28 de junho de 1990- instituiu o Programa Nacional de Controle da Qualidade do Ar (PRONAR).

Resolução CONAMA Nº 20, de 18 de junho de 1986- estabelece critérios para a classificação das águas e corpos d'água em função de seus usos.

Resolução CONAMA Nº 06, de 16 de novembro de 1988- critérios para realização de inventário de resíduos sólidos.

NBR 12235- armazenamento de resíduos sólidos perigosos

NBR 7500- identificação para o transporte e manuseio de produtos

NBR 7505- armazenamento de líquidos inflamáveis

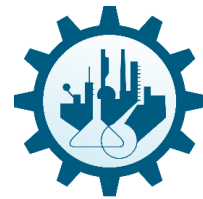
NBR 14725- ficha de informações de segurança de produtos químicos

### 8.1.2.3 Objetivos

1- A companhia pretende reduzir as emissões de gases resultante da combustão da caldeira industrial. Para isso será monitorado a quantidade de emissões por quantidade de produto acabado.

2- A companhia pretende mudar o combustível utilizado no forno para um que seja renovável. Para isso será gradativamente aumentado a quantidade percentual de biodiesel no *fuel oil*.

3- Planeja-se a instalação de filtros na chaminé de saída dos gases da combustão, de forma a reduzir a eliminação de poluentes ao ambiente. Afim de atestar a efetividade do filtro será feito o controle de material particulado no ar de saída periodicamente.



- 4- Buscar alternativas para o descarte do catalisador após o fim de sua atividade. Serão registradas as quantidades de catalisador que foram regeneradas.
- 5- Serão feitas análises com a intenção de melhorar-se a eficiência da bomba. Para isso serão adotadas medidas com o intuito de reduzir as perdas de carga no /sistema
- 6- Promover a integração energética entre as várias correntes do sistema.
- 7- Implantar sistemas de gerenciamentos dos resíduos químicos que sejam de acordo com a legislação existente.
- 8- Promover a conscientização dos empregados com relação ao bom uso dos recursos energéticos e incentivar sua economia.

#### 8.1.2.4 Metas

- 1- A redução das emissões de gases podem ser feitas através do aumento da eficiência do forno. Para isso devem ser feitas análises periódicas de seis em seis meses que visem melhorar a eficiência da combustão e do reator. Sendo as futuras aquisições pautadas por equipamentos de alta eficiência.
- 2- A substituição do combustível de origem fóssil para um renovável será feita aumentando-se a quantidade de biodiesel em 2,5% a cada seis meses. Esse aumento acompanhará as análises de eficiência da combustão e só será concretizado caso venha a igualar ou diminuir o consumo percentual.
- 3- Em um período de até três meses será feita a aquisição dos filtros e mostradores para a chaminé de exaustão dos gases provenientes da queima de combustível. Os controles de partículas serão feitos de acordo com a resolução do CONAMA N.º 003 de 28 de junho de 1990.
- 4- Espera-se que as quantidades de catalisador sejam descartadas adequadamente em todos os seus ciclos.
- 5- A cada seis meses serão limpos os filtros de ar e as tubulações, remoção de incrustações, para a redução das perdas de carga. Além disso, os sistemas de dutos foram projetados com a menor perda de carga possível.



6- Serão analisadas diversas formas de integrar energeticamente as correntes de resfriamento e aquecimento da planta. Com especial atenção ao pré-aquecimento da corrente de ar ao forno.

7- Implantar em até três meses melhorias no gerenciamento da acetona, do catalisador e da etenona desde a estocagem até o descarte, quando necessário.

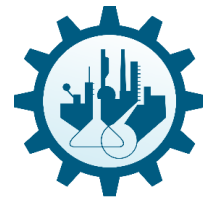
8- Promover palestras semestrais voltadas para a redução do consumo de energia elétrica e água entre os funcionários.

9- Reunir a comunidade externa semestralmente para divulgar dados referentes às práticas ambientais e receber sugestões e reclamações.

#### 8.1.2.5 Programa de gestão ambiental

Um dos principais aspectos abordados nesta análise ambiental é a contaminação do ar que pode ser causada pela produção de etenona. Por isso, é de extrema importância o monitoramento das emissões de gases provenientes da combustão do fueloil. Como parte do processo produtivo a corrente de acetona deve ser aquecida até  $760^{\circ}\text{C}$ , para isso é feito a queima desse combustível de baixo custo, portanto esse é o principal processo da cadeia responsável pela poluição do ar. O monitoramento dos gases será feito através de um analisador da qualidade do ar, este deverá ser utilizado depois do sistema de filtragem colocado na chaminé e nas vizinhanças da fábrica a fim de verificar a eficiência do filtro. Os padrões serão aferidos mensalmente e devem sempre estar de acordo com a resolução do CONAMA referente a padrões primários e secundários de partículas totais, fumaça, partículas inaláveis, dióxido de enxofre, monóxido de carbono, ozônio e dióxido de nitrogênio. Sempre que houver alteração deverá ser feita a troca imediata do sistema de filtragem. A coleta dos dados deverá ser feita pelo técnico responsável por essa parte do processo que entregará os dados a um laboratório disponível a empresa em que os métodos de amostragem definidos pela resolução deverão ser adotados.

Os recursos financeiros para estes serviços estão garantidos pois foram incluídos dentro dos custos operacionais da empresa. As revisões têm periodicidade mensal, ou excepcionalmente quando o técnico observar qualquer alteração nos sistemas de exaustão. Os resultados das análises devem sempre ser documentados a fim de se monitorar o



comportamento das emissões, prevendo a troca do sistema de filtragem, e serem divulgados aos órgãos interessados para eventuais auditorias.

A preocupação da companhia com a redução das emissões de gases totais tem por objetivo a melhoria da qualidade do ar da região nas imediações da empresa junto com a redução dos gastos com combustível. Essas medidas adotadas com certeza reduziriam os impactos da produção de etenona ao ambiente tornando o processo mais sustentável e menos passível de punição.

Outro aspecto base de planejamento foi a elaboração de um gerenciamento mais completo dos resíduos químicos produzidos pela empresa. A administração da empresa acredita que adotar um sistema de gerenciamento de resíduos será o grande obstáculo ao acontecimento de acidentes que venham a contaminar o meio ambiente e outros prejuízos à empresa. O gerenciamento deve conter ações para um inventário, classificação, tratamento, procedimentos de manuseio e minimização dos resíduos químicos de acordo com as legislações de cada processo. A elaboração desse plano deverá ser de responsabilidade dos empregados ligados a logística da empresa e devem ser atualizados sempre que houver a aquisição ou venda dos produtos. A estocagem será feita em um local disponível a companhia respeitando todas as normas ambientais e de segurança do trabalho.

A viabilidade econômica desse projeto está garantida tendo em vista que um bom modelo de gerenciamento evitará desperdício de matéria prima e produto aumentando o lucro da empresa. Além dos ganhos evitando acidentes que geram pagamentos de multas e outros encargos que seriam prejudiciais a empresa.

É necessário também organizar um planejamento para o tratamento adequado das águas residuais provenientes da planta tendo em vista que são ricas em agentes poluentes. As principais fontes geradoras de efluentes são as purgas de águas e vapores de refrigeração e atividades de limpeza das tubulações industriais. Por isso a companhia entende que deve ser feito um planejamento para o tratamento e descarte adequado dos resíduos químicos. O gerenciamento deve conter os procedimentos necessários para o tratamento e descarte e deve ser elaborado pelo engenheiro projetista em conjunto com o gerente da divisão ambiental e o químico.





A viabilidade econômica do processo será assegurada pela inclusão desses processos nos custos operacionais, além de evitar possíveis multas referentes a crimes ambientais causados pelo processo produtivo.

### 8.1.3 Implementação e Operação

#### 8.1.3.1 Estrutura e responsabilidade

Um dos principais objetivos da implementação deste sistema de gestão ambiental é a disseminação da responsabilidade e a conscientização ambiental por toda as funções empresariais<sup>47</sup>. Por isso, a administração resolveu não contratar novos empregados apenas acrescentar outras atribuições aos cargos já existentes.

O grande responsável pela implementação e manutenção do SGA será o gerente de qualidade que já é responsável pelo controle da qualidade da planta. Terá como principal atribuição a assessoria técnica para os assuntos ambientais, interpretação e acompanhamento da aplicação da legislação ambiental, relacionar-se com os órgãos ambientais atuantes e com a discussão do planejamento ambiental com os demais gerentes e os administradores. Os monitoramentos das práticas previstas nos gerenciamentos serão feitos pelos trabalhadores da linha responsáveis pelo processo produtivo. Os funcionários de logística serão responsáveis pelo armazenamento, descarte e transporte dos produtos químicos. Os técnicos responsáveis pela manutenção e operação do forno serão também responsáveis pelo monitoramento das emissões e funcionamento dos filtros. O engenheiro projetista será responsável pelas metas de integração energética e aumento da eficiência dos equipamentos. O químico ficará encarregado das metodologias de qualidade do ar e pelos processos de regeneração de catalisador. Esses funcionários passaram a fazer parte da divisão ambiental que passará a reunir-se semanalmente.

O aporte de recursos para os projetos ambientais deve ser garantido pelo gerente da fábrica com a ajuda do gerente de qualidade e ambiente que tem a função de distribuir os recursos por todos os processos adequadamente. Os recursos físicos estão garantidos pelo projeto de construção da fábrica que prevê a construção de um armazém para a alocação dos produtos químicos, uma sala para o departamento de qualidade e meio ambiente e um

---

<sup>47</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



laboratório para as análises de partículas e desenvolvimento de métodos de redução e reciclagem de materiais.

#### 8.1.3.2 Treinamento, Conscientização e Competência

O objetivo do treinamento dos funcionários é garantir que todos estejam conscientes do seu papel no SGA e demais requisitos e que todos os envolvidos em atividades possivelmente impactantes sejam competentes para evitá-los. A conscientização dos empregados sobre a importância de sua atividade é a melhor forma de minimizar os impactos ambientais. Além disso, empregados conscientes contribuem com sugestões e novas práticas para a implementação e manutenção do sistema. O treinamento será dividido em fases sendo a primeira ministrada para todos os membros da empresa e a segunda específica para as funções com maior papel no gerenciamento. O primeiro treinamento será sobre as informações básicas de meio-ambiente e do SGA da unidade, além de uma introdução sobre a causa ambiental com uma carga horária total de duas horas. Deve ser feito para todos visando a conscientização sobre questões ambientais. O segundo treinamento será exclusivo para os funcionários que estão diretamente ligados ao SGA para o aperfeiçoamento de suas habilidades e cumprimento dos requisitos. Os membros da divisão de logística deverão participar de ao menos um treinamento sobre gerenciamento de resíduos e gerenciamento de produtos perigosos. Os operadores do sistema de forno devem ser treinados em controle de emissões atmosféricas em conjunto com o químico que também necessita de capacitação em ciência e tecnologia ambiental. Além disso, todos os citados devem ser treinados para realizar suas tarefas de maneira que atenda aos requisitos técnicos, ambientais e de segurança. A efetividade desses treinamentos será avaliada pelos membros da divisão ambiental, mais especificamente o gerente ambiental<sup>48</sup>.

#### 8.1.3.3 Comunicação

Uma das políticas ambientais adotada pela empresa é o de manter um canal de comunicação direta com a comunidade. Isso é devido ao fato do entendimento da administração da força que a comunicação possui tanto externamente como internamente. Por isso, incluiremos métodos para comunicar internamente os diversos níveis e funções

---

<sup>48</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



da empresa e receber, analisar, documentar e responder as reclamações externas para que seja possível a melhoria contínua do processo. A empresa assumiu o compromisso de manter uma relação íntima com a sociedade, para isso serão realizadas reuniões semestrais com os órgãos públicos e demais representantes comunitários a fim de mostrar as boas práticas ambientais realizadas pela empresa bem como os resultados delas. A comunicação interna será conduzida por meio de memorandos internos entre os diversos membros da divisão ambiental e durante as diversas reuniões realizadas. O procedimento básico de comunicação será: A divisão de meio ambiente recebe e registra as reclamações e sugestões, analisa as alternativas em conjunto com as áreas competentes e define as medidas em resposta às ações, os responsáveis pelas ações as executam, a divisão elabora as respostas aos interessados e os dados são divulgados e discutidos na reunião de análise crítica com a administração da empresa<sup>49</sup>.

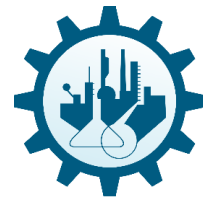
#### 8.1.3.4 Documentação do sistema de gestão ambiental

O gerente de meio ambiente deverá elaborar o manual do sistema que é o documento que descreve de maneira genérica o funcionamento de todos os elementos do SGA indicando os formulários de seus respectivos elementos. Os documentos devem ser devidamente identificados com as informações relevantes, periodicamente revisados e aprovados, suas versões atualizadas distribuídas e antigas retiradas. O objetivo do manual será servir de guia para o processo de auditoria do sistema que provavelmente será conduzido por um membro externo à organização que não a conhece. Portanto, conterá todos os requisitos da norma e como estão sendo atendidos. É interessante que seja escrito ao final da implementação da norma quando tudo já está devidamente definido. Após sua confecção deve ser encaminhado ao gerente da fábrica para sua aprovação e seu envio para o órgão de certificação<sup>50</sup>.

---

<sup>49</sup> REIS, Luís Filipe Sousa Dias; QUEIROZ, Sandra Mara Pereira de. **Gestão ambiental em pequenas e médias empresas**. Rio de Janeiro: Qualitymark, 2002. 123 p. ISBN 9788573033410

<sup>50</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



#### 8.1.3.5 Controle de documentos

O controle dos documentos deverá ser feito por um outro membro da divisão ambiental que seja o segundo na hierarquia da divisão. Esse membro será responsável por emitir novas versões atualizadas dos procedimentos e instruções de trabalho e garantir sua distribuição das cópias aos devidos funcionários. Identificar os documentos obsoletos e retirá-los de circulação e, por fim, arquivar todos os documentos externos e internos e promover sua organização. Esse controle é importante pois os dados serão utilizados para futuras auditorias e divulgação dos resultados para os agentes externos<sup>51</sup>.

#### 8.1.3.6 Controle Operacional

O controle operacional visa a prevenção da poluição, para isso identifica as atividades ligadas aos prováveis impactos ambientais e elabora procedimentos capazes de prevenir e gerenciá-los. Para a empresa é necessário criar métodos de controle ambiental para as emissões atmosféricas, efluentes líquido e produtos perigosos<sup>52</sup>.

O primeiro plano a ser elaborado é o de gerenciamento de produtos perigosos provenientes da linha de produção. Os produtos que necessitam de gerenciamento são a acetona que não foi reagida, o catalisador de cobre, amônia e o *fuel oil*. Para a implementação do requisito foi proposta a elaboração de um inventário, classificação, tratamento, procedimentos de manuseio e minimização dos resíduos.

Deve ser feito um inventário de todos os resíduos de acordo com a resolução CONAMA 06/88 que discorre sobre as diretrizes nacionais para o controle de resíduos industriais. Superficialmente, o inventário que deve definir os pontos de geração, classificação, quantidades médias, locais de estocagem e destino final. A corrente de fundo da torre de destilação é rica em acetona não reagida e, além disso, possui cerca de 1ppm dos outros produtos e que podem ser negligenciados dado a sua quantidade insignificante. A acetona é classificada conforme as recomendações da ONU como classe 3 sendo seu fluxo mássico de saída do processo de 561,1 kg/h. Após sua saída da torre de destilação ela seria resfriada e armazenada em um tanque adjacente para que possa ser reutilizada no

---

<sup>51</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314

<sup>52</sup> REIS, Luís Filipe Sousa Dias; QUEIROZ, Sandra Mara Pereira de. **Gestão ambiental em pequenas e médias empresas**. Rio de Janeiro: Qualitymark, 2002. 123 p. ISBN 9788573033410

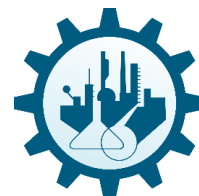


início do processo formando assim um reciclo. A amônia é utilizada como fluido de refrigeração no condensador sendo classificada como resíduo classe 2 e será depois reutilizada no processo de tratamento de  $\text{NO}_x$  no método de redução catalítica seletiva (SCR). O *fuel oil* possui um fluxo de 46,18 kg/h e seria classificado na classe de líquidos inflamáveis e é utilizado no forno para a sua combustão e, por consequência, o aquecimento da corrente de acetona. O seu tratamento não é necessário tendo em vista que sofre uma reação de combustão sendo todo convertido em gases que serão tratados posteriormente. O catalisador de cobre é utilizado para acelerar a reação de pirólise da acetona, portanto seria um subproduto do reator. Portanto, deve ser destinado a processos de regeneração sempre que possível, quando o processo de recuperação deixar de ser eficiente deve-se recuperar o metal por meio de processos de recuperação ou inertizá-lo em uma matriz fixa como o cimento.

A classificação dos produtos seguiria a recomendação das nações unidas para o transporte de produtos perigosos a qual os divide em oito classes de acordo com os critérios técnicos e com a legislação. Os produtos e suas classificações encontram-se em várias tabelas com a classe, número e instruções de armazenamento e exposição.

A pesar de possuírem classificações diferentes todos os tipos de resíduos devem ser tratados corretamente conforme a legislação existente. O tratamento serve para reduzir ou eliminar a periculosidade dos resíduos, facilitando sua disposição e seu reciclo. A amônia será reutilizada no processo de tratamento dos gases de combustão retirando óxidos de nitrogênio e posteriormente descartada após passar pelo tratamento de efluentes líquidos. Para a acetona não é previsto seu descarte tendo em vista que será totalmente reutilizada no processo, caso haja algum resíduo de acetona ele deve ser segregado em um recipiente próprio e quando possível ser reutilizado. O tratamento do catalisador consiste nos processos de regeneração, quando não for mais possível promover sua reativação ele deve ser descartado sendo destinado a uma outra empresa de cimento que o adicionará a matriz eliminando qualquer tipo de contaminação do meio ambiente. O tratamento dos gases da combustão do *fuel oil* será abordado mais especificamente no plano de gerenciamento das emissões atmosféricas.

A amônia deve ser armazenada em locais frios, bem ventilados, protegidos de umidade e danos físicos. A instalações devem ser resistentes a ação corrosiva do gás sendo aconselhável que os tanques sejam de aço carbono normalizado ASTM A 285/ A 515/ A



516 e os tubos de aço carbono ASTM A 106. Evitar o contato de amônia com outras substâncias com as quais ela reage fortemente como mercúrio, flúor, cloro, bromo e iodo, com compostos inter-halogenados, ácidos, agentes oxidantes, peróxidos, haletos de boro, com compostos de ouro, prata. Devem conter sinais com avisos de gás tóxico da norma 704 da NFPA sendo os recipientes vedados para evitar a saída dos gases, além disso, deve ser assegurado no projeto uma boa ventilação ou sistema de exaustão para o ambiente. Os trabalhadores que atuam no manuseio devem estar com os devidos equipamentos de proteção individual: máscara com filtro para amônia, luvas de PVC, óculos de segurança e roupas de PVC. Os envolvidos devem ser submetidos a exames periódicos das funções respiratórias. A equipe deve ser treinada constantemente para evitar acidentes e agir rapidamente a em caso de ocorrência deles. Em caso de incêndio, apagar o fogo com CO<sub>2</sub>, pó químico ou água em forma de névoa. Os recipientes de amônia podem explodir durante incêndios, por isso é importante retirá-los e resfriá-los cuidadosamente. O transporte terrestre desse material é permitido e regulamentado de acordo com o decreto de lei federal nº 96.044 de 18.05.88 entre outras normas (NBR)<sup>53</sup>.

A acetona deve ser armazenada em local bem ventilado, abrigado do sol e da chuva e afastada fontes de calor, além de substâncias químicas incompatíveis especialmente de oxidantes fortes como cloratos, peróxidos e ácidos. Os tanques e tubulações devem ser de aço carbono de preferência inertizados e com a devida sinalização da norma da NFPA. Os envolvidos devem utilizar os seguintes equipamentos de proteção individual: máscara com filtro, luvas impermeáveis de PVC, óculos de proteção e roupas de PVC. Devem evitar a exposição maciça a vapores e realizar exames periódicos para que os limites de exposição ocupacional não sejam superados. É altamente recomendado que apenas pessoal habilitado faça o manuseio dos produtos tendo em vista o risco que eles representam. Em caso de incêndio utilizar pó químico, neblina, CO<sub>2</sub> ou espuma para álcool. Assim como a acetona o transporte terrestre é permitido desde que siga as leis correspondentes. As instruções para o armazenamento da amônia e da acetona são semelhantes, para facilitar a implantação dessas recomendações deve-se seguir as NBR 12235 e 7500 que abordam o armazenamento, transporte, manuseio e movimentação de produtos perigosos e a

---

<sup>53</sup> Fosfertil. **Ficha de Segurança de Produto Químico -FISPQ Amônia**. 01/03/2004. Isolab. Ficha de Segurança de Produto Químico-FISPQ Hidróxido de Amônio. 08/06/2001



simbologia que deve ser usada. A norma NBR 7500 tem o objetivo de fixar a simbologia para informar os riscos e cuidados no trato dos produtos e a NBR 12235 fixa os procedimentos para o armazenamento a fim de proteger o meio ambiente e a saúde pública<sup>54</sup>. O manuseio e armazenamento do fuelóleo devem ser de acordo com a NBR 7505-1, pois se trata de um líquido combustível. Essa norma tem o objetivo de determinar as características para o projeto de tanques de combustíveis com capacidade superior a 250 L ou pressão manométrica de 103,4 kPa medida no topo do tanque, e além disso, as medidas de proteção contra acidentes de trabalho e ambientais. O catalisador não precisa de um manejo muito elaborado tendo em vista que não representa uma ameaça a saúde ou segurança dos trabalhadores. A coleta desse material pela empresa de cimentos deve ser monitorada, bem como se o descarte que foi estabelecido está sendo seguido.

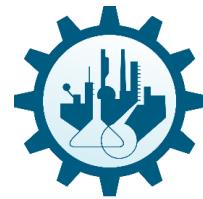
Um dos objetivos de fomentar a elaboração de um gerenciamento é facilitar a redução dos resíduos gerados durante a produção, para isso foram desenvolvidos mecanismos para minimizá-los. Toda a acetona gerada como produto de fundo na coluna será reciclada pelo processo por um mecanismo de resfriamento que deverá ser colocado após a torre de destilação. Essa corrente resfriada será encaminhada para um tanque de armazenamento que estará no começo da linha de produção e fornecerá a acetona ao processo. A amônia gerada será utilizada no tratamento dos gases de combustão em que participa de um método chamado de SCR ou redução catalítica seletiva. Esse método converte os óxidos de nitrogênio, danosos ao meio ambiente, em nitrogênio e água com a ajuda de um catalisador e um gás redutor que no caso será a amônia. Para a minimizar o consumo de *fuel oil* serão tomadas medidas ao longo do tempo para o melhoramento tanto da eficiência do forno como eficiência da combustão.

O plano de gerenciamento da qualidade da água assume um papel secundário tendo em vista que a geração de efluentes é muito pequena, pois é proveniente da lavagem da planta e eventuais purgas das águas de refrigeração. Espera-se que esse efluentes, após o processo de tratamento, possam ser devolvidos aos corpos receptores de água sem contribuir para a sua poluição. Para a seguridade da qualidade da água será usada a resolução CONAMA 20/86 que classifica as águas em relação aos seus usos e as

---

<sup>54</sup> Quimidrol. **Ficha de Segurança de Produto Químico (FISPQ) Acetona**. 11/2007. Merck. Ficha de Segurança de Produto Químico (FISPQ) Acetona. 19/05/2017.





concentrações de poluentes para cada uma das classes. A legislação define concentrações para vários tipos de substâncias, a empresa deve tomar especial atenção a concentração de amônia nos efluentes. O limite máximo de amônia não ionizável que é permitido depende do tipo de água que receberá o efluente mas varia de 0,02 até 5 mg/L. Para tratar o efluente é indicado um sistema de *stripping* de amônia<sup>55</sup>. Esse processo é de transferência de massa entre líquido e gás, que visa retirar os gases mais voláteis da corrente de água em contracorrente com uma corrente gasosa resultando em um gás rico em componentes voláteis. Esse gás passaria posteriormente por uma lavagem com ácidos fortes que resultariam em um sal de amônio que poderia ser utilizado como adubo<sup>56</sup>. Outro processo que poderia ser utilizado é a construção de um tanque de neutralização para a inertização dos compostos de amônia. É preciso também fazer controles periódicos dos padrões de qualidade da água tanto nos efluentes que são despejados quanto nos corpos receptores e os comparando aos padrões legais.

O plano de gerenciamento da qualidade do ar é uma das principais razões da implementação do SGA sendo a poluição do ar um dos principais riscos ambientais gerados pela produção de etenona. A legislação será seguida de acordo com a resolução do CONAMA 03/90 sobre os padrões de qualidade do ar para os principais poluentes. Será implantada um sistema de filtro de manga, pois é o mais adequado a grandes fontes geradoras de gases como fornos industriais. O filtro de manga atuará como a primeira barreira física para reter as partículas liberadas. Em seguida, será estabelecido um sistema do tipo SCR ou redução catalítica seletiva capaz de converter os óxidos de nitrogênio e que será utilizada o resíduo de amônia da própria planta. Amônia é injetada a corrente e misturada a corrente de gases onde ocorre uma reação catalítica com o NO<sub>x</sub> liberando nitrogênio gasoso e vapor d'água que não são poluentes. O catalisador usa um suporte cerâmico sendo, geralmente, um óxido de metal e será colocado em um leito fixo no fundo antes da saída dos gases. Assim como para a água, deverão ser feitos controles periódicos de qualidade de acordo com métodos estabelecidos na norma para todos os poluentes<sup>57</sup>.

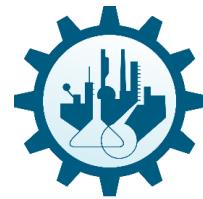
---

<sup>55</sup>**Disponível em:** <https://www.tratamentodeagua.com.br/artigo/stripping-de-amonia-em-efluentes-industriais>. Acessado em 8 de novembro de 2017.

<sup>56</sup> GOMIDE, R. **Operações unitárias**. São Paulo, SP: **Gomide**, 1980. nv.: il. Language: Portuguese.

<sup>57</sup>**Disponível em:** <http://www.utbr.com.br/remocao-de-nox-co>. Acessado em 8 de novembro de 2017.





### 8.1.3.7 Preparação e Atendimento a Emergências

A empresa deve estar pronta para atender todos tipos de situações de emergência para isso estabelecerá procedimentos para identificar os potenciais acidentes a fim de preveni-los e diminuir seus impactos. Para a elaboração do Plano de Emergências será designado um Engenheiro de Segurança que deverá: elaborar um plano de combate a incêndios, definir medidas e ações de atendimento a emergências, analisar os riscos ambientais e selecionar as situações que requerem atenção de todo o pessoal da planta, garantir os recursos e materiais necessários à prevenção e atendimento, formar e treinar uma brigada de emergência e planejar simulações das ações corretivas coordenando e avaliando-as. O engenheiro deve selecionar as situações que necessitam da atuação da brigada, portanto precisa definir o seu local, quais as pessoas e equipamentos envolvidos, como e por que ocorreu bem como suas consequências aos trabalhadores e meio ambiente. Deve estar presente no plano medidas de prevenção que foram abordadas no controle operacional para o manuseio de produtos e devem ser inseridas aqui também ou até complementadas. Em seguida, é necessário definir como atender a cada situação provável e, se for preciso, como acionar a brigada e de que forma os comunicar. Essa brigada deve ser treinada periodicamente através de simulações e outros processos sendo seus resultados documentados para serem verificados e as prováveis melhorias tomadas. Por fim, o engenheiro deve estar em contato permanente com a diretoria para que os recursos para a manutenção do plano sejam assegurados<sup>58</sup>.

## 8.1.4 Verificação e Ação corretiva

### 8.1.4.1 Monitoramento e Medição

Um bom sistema de gerenciamento deve conter métodos eficientes de monitoramento e medição, pois sem isso é impossível promover a melhoria do sistema como um todo. Esse requisito nos permite acompanhar o desempenho do SGA e avaliá-lo, o cumprimento ou não das metas e objetivos, monitoramento das atividades mais impactantes e manter os equipamentos em perfeitas condições de uso. O plano de

---

<sup>58</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314

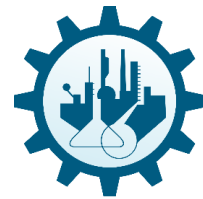


monitoramento estabelecido pela diretoria ambiental prevê o monitoramento de efluentes líquidos e das emissões atmosféricas<sup>59</sup>.

O monitoramento dos efluentes líquidos será baseado nos padrões estabelecidos pela resolução CONAMA 20/86 que divide os corpos d'água em 5 classes de água e os padrões de qualidade para cada tipo. De acordo com o artigo 21 da resolução, os efluentes de qualquer fonte poluidora poderão ser lançados aos corpos d'água desde que respeitem as seguintes características: pH entre 5 e 9, materiais sedimentáveis até 1 ml/litro em teste de 1 hora em cone de *Imhoff*, regime de lançamento com vazão 1,5 vezes a vazão média de operação, óleos minerais até 20mg/L, óleos e gorduras animais até 50 mg/L e ausência de materiais flutuantes. Como os efluentes líquidos são apenas geradas a partir da lavagem dos equipamentos e tubulações, os materiais presentes são reduzidos e se enquadram na maioria das especificações. Entretanto, é necessário observar que na lista de substâncias possivelmente prejudiciais há a presença de amônia e que sua concentração não deve exceder 5 mg/L. Para evitar possíveis desconformidades com as leis foram estabelecidos processos para se retirar o conteúdo de amônia do efluente e, por consequência, os demais produtos que ainda estejam diluídos na água. De acordo com o artigo 24, os métodos de coleta e análise de água devem ser os especificados nas normas aprovadas pelo INMETRO é recomendado que sejam retiradas amostras dos efluentes no ponto de descarga e das águas do receptor à jusante e à montante das instalações. Há outros 2 artigos referentes a despejos industriais, o artigo 22 não permite a diluição de efluentes industriais em águas que não estejam poluídas. O artigo 23 é de maior importância, pois caso a descarga altere as concentrações limites de poluentes para a classe de uso do corpo d'água utilizado o tratamento deve ser alterado para que se enquadre na legislação. Quando não se sabe a classificação do corpo em que serão despejados admite-se que seja da classe 2 que será a classe utilizada para os padrões. Corpos de classe 2 são utilizados para abastecimento doméstico após tratamento convencional, proteção das comunidades aquáticas, recreação de contato primário, irrigação de hortaliças e frutas e aquicultura destinada à consumação humana. Para as águas dessa classe não serão permitidos corantes que não possam ser removidos pelo processo de coagulação, coliformes que não excedam um limite de 1000 por 100ml em 80% ou mais de pelo menos 5% das amostras recolhidas em um mês

---

<sup>59</sup>MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



qualquer, cor de até 75 mg Pt/L (escala de platina-cobalto), turbidez de até 100 UNT (unidades nefelométricas de turbidez padrão definido pela diluição de fomalzina em água destilada), DBO até 5 mg/L O<sub>2</sub> e OD não inferior a 5 mg/L. Dentre as substâncias listadas como potencialmente prejudiciais encontra-se a amônia não-ionizável que agora seu limite é de 0,02 mg/L. Por isso é necessário a diretoria ficar atenta a possíveis alterações caso o corpo d'água seja usado de alguma maneira.

O monitoramento das emissões atmosféricas será um processo mais complexo tendo em vista que a produção libera muitos gases sendo o principal risco representado pela produção de etenona. No controle operacional foram definidos os sistemas de controle para retirar-se os gases prejudiciais, agora serão definidos os padrões que devem ser seguidos de acordo com a resolução CONAMA 03/90. Na lei são estabelecidos os indicadores para a qualidade do ar em uma área que são os padrões primários, níveis máximos que se ultrapassados podem afetar a saúde da população, e padrões secundários, níveis desejados de qualidade do ar. As quantidades de partículas totais, fumaça, partículas inaláveis, dióxido de enxofre, monóxido de carbono, ozônio e dióxido de nitrogênio devem ser monitoradas de acordo com os métodos de referência aprovados pelo INMETRO e pelo IBAMA. Portanto, é desejável que os gases emitidos pela indústria estejam com quantidades abaixo dos padrões secundários. Para aferição dos padrões recomenda-se que sejam coletadas amostras na saída do forno por um mostrador de grandes volumes (Hi-Vol) e nas comunidades vizinhas. O monitoramento da qualidade do ar é de responsabilidade do governo estadual, entretanto, essas medidas seriam para verificar a eficiência do controle operacional proposto<sup>60</sup>.

#### 8.1.4.2 Não-conformidade e Ações corretivas e preventivas

Nenhum sistema de gerenciamento será perfeito, por isso é necessário um sistema de controle de não conformidades e aplicação de ações corretivas e preventivas para estabelecer uma melhoria contínua do SGA. Uma não-conformidade do sistema seria qualquer desvio aos critérios ou requisitos estabelecidos pela ISO 14001. A diretoria de

---

<sup>60</sup> Disponível em: [http://www.renovaqualidadedoar.com.br/site/produtos\\_equi\\_sistemas.php](http://www.renovaqualidadedoar.com.br/site/produtos_equi_sistemas.php). Acessado em 8 de novembro de 2017.



ambiente deve ser capaz de perceber esses problemas e investigar as causas e abrangência desse desvio. Identificados os problemas deve-se elaborar as ações corretivas e implementá-las, acompanhá-las, verificá-las e registrá-las. A partir do processo de auditoria do SGA também será possível elaborar as ações necessárias para o melhoramento. Mesmo sendo importantes, ações preventivas são mais desejáveis que corretivas, pois sempre é mais caro e complexo corrigir do que prevenir impactos ambientais. Ações preventivas estão intrinsecamente ligadas a avaliação dos aspectos e riscos ambientais, por isso é tão importante avaliar os riscos do processo feitos ainda nas primeiras etapas desse gerenciamento. Análise de riscos podem ser feitas de diversas maneiras, uma delas é o HAZOP que é um método qualitativo de análise, mas bastante eficiente. Baseado no HAZOP podem ser definidas novas ações que venham a ajudar a manutenção do SGA<sup>61</sup>.

#### 8.1.4.3 Registros

Para um controle efetivo do sistema de gerenciamento ambiental, registrar os documentos é de vital importância. A equipe ambiental deve determinar quais os documentos que deverão ser registrados, como serão mantidos e onde serão mantidos. Devem ser mantidas as amostragens das emissões de gases e análises de efluentes para que seus resultados sejam enviados aos órgãos ambientais para que sejam verificadas sua eficiência e conformidade com a lei. Os procedimentos de manuseio e estocagem devem ser mantidos, pois sua auditoria permite o melhoramento das práticas utilizadas na empresa. Os indicadores utilizados para identificação das metas e objetivos devem ser registrados para que posteriormente sejam apresentados aos órgãos reguladores e a comunidade nas reuniões sobre o desempenho ambiental da empresa. Os treinamentos dados aos funcionários e membros da brigada devem ser mantidos além dos dados de ações corretivas e simulações realizadas. Demais documentos de instruções de trabalho, manual do sistema e procedimentos devem ser armazenados por um tempo menor que os outros registros. O acesso a esses dados deve ser facilitado aos gerentes da planta e alta administração da

---

<sup>61</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314



empresa para que seja mostrada a eficiência do sistema e a melhoria que o gerenciamento trouxe a operação da planta, além da sua análise crítica<sup>62</sup>.

#### 8.1.4.4 Auditoria do sistema de gestão ambiental

Provavelmente o requisito mais importante que esteja ligado à melhoria contínua do processo. Auditorias periódicas devem ser realizadas pela empresa, recomenda-se que inicialmente ocorra a cada seis meses e conforme a evolução seja feita anualmente. Os auditores devem ser de áreas diferentes da ambiental para que realizem um processo imparcial, por isso é necessário que sejam treinados ou tenham alguma experiência no processo de auditoria. O objetivo dessa auditoria é verificar o gerenciamento das práticas ambientais e o cumprimento das políticas e legislação ambientais pela empresa identificando as falhas e desvios de conduta. Consequências diretas de uma auditoria bem realizada seriam o melhoramento do SGA, melhor utilização dos recursos destinados a manutenção do sistema e manter o foco dos funcionários e gerentes da empresa. As auditorias servirão para a administração realizar as análises críticas do sistema e promover alterações na política e controle ambiental<sup>63</sup>.

#### 8.1.5 Análise Crítica e Melhoria

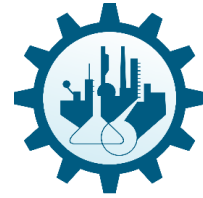
Os processos de auditoria, registros, ações corretivas e outros permitem a companhia ter seu sistema melhorado globalmente sendo o ponto crítico no processo de melhoria contínua. Os gerentes durante as análises do sistema devem verificar se ele é adequado, eficiente e eficaz com bases nos dados levantados pelos requisitos mencionados no início deste parágrafo. Outro ponto que deve ser abordado são fatores externos a companhia como mudança na legislação, preferências de mercado e avanços nos processos tecnológicos que venham a melhorar a produção como um todo. A administração deve estar atenta aos dados internos e externos para compor as informações envolvidas na análise crítica. As análises devem seguir a periodicidade das auditorias sendo sempre feitas pela alta administração da empresa que deve apontar as falhas e tomar as medidas necessárias para sua correção<sup>64</sup>.

---

<sup>62</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314

<sup>63</sup> MOREIRA, Maria Suely. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte: DG, c2001. 286 p. ISBN 8586948314

<sup>64</sup> *Idem*



## 9. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Plantas químicas são criadas para gerar lucro, logo, é de suma importância a avaliação econômica do projeto, observando sua rentabilidade. Com a análise da rentabilidade, é possível concluir se o projeto é viável ou não a partir do retorno obtido de um investimento inicial. Com isso, busca-se os melhores caminhos para se desenvolver um projeto rentável.

O capital de investimento para colocar uma planta em funcionamento é dividido em capital de investimento imobilizado e capital de giro. O capital imobilizado é o custo total de desenho, construção e instalação da planta. Ele apresenta pouca fluidez e está associado a terrenos, instalações, equipamentos e licenças. Enquanto o capital de giro apresenta muita fluidez e é associado a reserva de dinheiro destinado a matérias prima para o início da atividade operacional da planta. Com isso, o capital de investimento será dado pela soma do capital imobilizado e do capital de giro.

A operação da planta deve ser suficiente para dar rentabilidade ao processo, ou seja, as vendas devem superar o capital de investimento e os custos de operação como serviços auxiliares e energia elétrica. A estimativa dos custos antes da implementação do projeto da planta é essencial para prever a viabilidade do projeto.

### 9.1 CAPITAL IMOBILIZADO

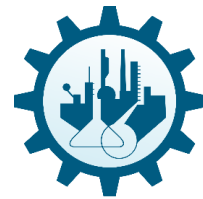
Primeiramente, estima-se o custo dos equipamentos e então aplica-se o método das porcentagens. No método das porcentagens o imobilizado é dividido em várias partes, sendo elas:

#### 9.1.1 Equipamentos principais: maquinaria e aparelhos.

Para a estimativa do custo dos equipamentos foi usada a equação:

$$C = a + bS^n, \text{ sendo:}$$

- C: custo dos equipamentos em dólar em 2006.
- a e b são as constantes presentes na tabela.
- S: parâmetro de tamanho nas unidades dadas na tabela.
- n: expoente para cada tipo de equipamento



Os valores dos parâmetros usados foram encontrados no livro *Chemical Engineering Design*<sup>65</sup>. Para adaptar o valor para o ano de 2016, usa-se o fator  $F_0$ .

$$F_D = \frac{IC_{2016}}{IC_{2006}}$$

Sendo  $IC_{2016}$ , o valor do índice no ano de 2016, igual a 533,9; e  $IC_{2006}$ , o valor do índice no ano-base, 2006, igual a 499,9. Estes índices são obtidos do CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Considerando o Dólar como sendo 3,3R\$ foram estimados os custos dos equipamentos mostrados na tabela 43.

**Tabela 43-** Estimação de custos de equipamento.

Equipamento	Número	Parâmetro(s) de estimação	CUSTO (US\$2006)	CUSTO (R\$2016)
		Peso, kg	57557,34	202.979,50
Torre de destilação	C-1	Diâmetro, m Nº de pratos		
Bomba	P-1	Vazão, L/s Eletricidade consumida, kW	44035,54	157562,82
Recipiente Pulmão	C-2	Peso, kg	146661,47	517210,68
Trocador de calor	E-1	Área, m <sup>2</sup>	71714,14	252904,32
Trocador de calor	E-2	Área, m <sup>2</sup>	12048,85	15578,20
Bomba de refluxo	P-2	Vazão, L/s Eletricidade consumida, kW	21730,59	71710,97
Forno	F-1	Calor, MW	378331,07	1.334.207,69
Refervedor	E-4	Área, m <sup>2</sup>	61743,38	217741,82
Condensador	E-3	Área, m <sup>2</sup>	47809,96	168604,77

<sup>65</sup> TOWLER G. SINNOT R., *Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 1<sup>st</sup> Ed., USA, Elsevier Inc, 2008.



### 9.1.2 Materiais:

O custo de materiais se refere a tubulações, isolamentos, material elétrico, estruturas, instrumentação, etc. Usa-se um valor entre 60 e 70 % do valor estimado dos equipamentos principais, foi usado para os cálculos um valor intermediário de 65 %.

O investimento total de materiais e a porcentagem que cada material de acordo com o método das porcentagens são dados na tabela 44.

**Tabela 44-** Estimação dos custos de materiais

Materiais	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
Equipamentos(E)	100	4,17
Materiais(M)	65	2,71
Obra civil e edifício	28	0,75
Tubulações e Infraestrutura	45	1,22
Instrumentação	10	0,27
Eletricidade	10	0,27
Isolamento	5	0,13

- Gastos com licenças e Engenharia de processos:

**Tabela 45 -** Custo de engenharia de processos.

Engenharia de processos	Custo 2016/MR\$
Licença	5,00
Engenharia básica	4,00
Total	9,00

- Gastos com engenharia de detalhes:

Seu valor depende do tamanho do projeto, considerando para projetos pequenos um acréscimo de 40 a 50% nos custos de equipamentos e materiais e para projetos grande um acréscimo de 15 a 20%.

Esse projeto foi considerado como pequeno, logo foi utilizado 45% para o custo de engenharia de detalhes.





**Tabela 46-** Custos engenharia de detalhe

	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
E+M	100%	6,88
Engenharia de detalhes	45%	3,10

- Gastos com construção e supervisão:

Equivalem a 70% da soma do custo de equipamentos e materiais, sendo 60% correspondente à construção e 10% à supervisão.

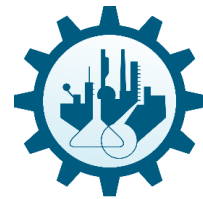
**Tabela 47 -** Custos construção e supervisão

	Porcentagem(%)	Custo MR\$
Equipamentos	60	4,13
Supervisão	10	0,68

- Gastos gerais do processo:

O custo de ISBL (“*inside battery limits*”) é dado pela soma de todos os custos feitos anteriormente apresentados nos subitens do tópico 9.1, para a estimação dos custos que estão fora da bateria. E por meio do ISBL, consegue-se estimar gastos com serviços auxiliares (água, vapor, etc); *off-sites*, que são sistemas que estão fora dos limites físicos da planta, mesmo que adjacentes ou próximas ela e que são necessários para o seu funcionamento (tubulações, tanques de armazenamento de matéria prima, sistemas de segurança, sistemas de tratamento de efluentes e resíduos sólidos, etc); gastos de arranque, para dar partida à operação da planta; contingências e imprevistos.

Os custos de ISBL e dos processos gerais e suas respectivas porcentagens relativas de gastos são dados na tabela abaixo.



**Tabela 48** - Estimativas de custos gerais sobre ISBL.

	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
ISBL	100	23,81
Serviços auxiliares	4	0,95
Off-sites	8	1,90
Gastos de arranque	3,5	0,83
Contingências e imprevistos	10	2,38

- Custos totais

A soma de todos os custos anteriores retornará o valor dos custos totais de investimento, definido como capital imobilizado. Na tabela abaixo, observa-se a lista de todos esses custos.

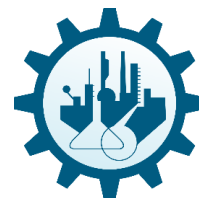


Tabela 49- Capital Imobilizado.

	MR\$
Equipamentos	4,17
Materiais	2,71
Obras civis e edifícios	0,75
Tubulações e infraestrutura	1,22
Instrumentação	0,27
Eletricidade	0,27
Isolamento	0,13
Pintura	0,05
Engenharia básica e licença	9,00
Engenharia de detalhe	3,10
Construção	4,13
Supervisão	0,68
<b>ISBL</b>	<b>23,81</b>
Serviços auxiliares	0,95
<i>Off-sites</i>	1,90
Gasto de arranque	0,83
Contingências e imprevistos	2,38
<b>Investimento total</b>	<b>29,88</b>

## 9.2 CAPITAL DE GIRO

Para esse processo em questão, o capital de giro foi calculado como sendo o investimento necessário para estocar matéria prima suficiente para a planta operar por 7 dias.

Considerou-se que ocorre alimentação à planta 24 horas por dia, logo o estoque deve equivaler a 168h de operação.

A matéria prima desse projeto é acetona, que custa 700 U\$ (2310 R\$) e é alimentada a 1t/h, logo tem se que o capital de giro equivale a 388080 R\$.



### 9.3 INVESTIMENTO TOTAL

O investimento total será dado pela soma do capital imobilizado e do capital de giro.

**Tabela 50-** Investimento Total

Capital	Custo (MR\$)
Capital Imobilizado	29,88
Capital de Giro	0,38
Total	30,27

### 9.4 RENTABILIDADE DO PROJETO

Como dito anteriormente, a rentabilidade do projeto é o que indicará a viabilidade do projeto. A análise econômica é necessária para se descobrir a rentabilidade do projeto e, se necessário, avaliar métodos para melhorá-la. Com isso, são considerados na análise econômica, as vendas (V) do material produzido, os custos (C), o capital requerido (P) e os impostos (U), levando em conta o fator temporal do projeto e o valor cronológico da moeda. Nesse projeto, será considerado um horizonte temporal de 3 anos de investimento e planejamento e 15 anos de operação da planta.

Os parâmetros do Valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) serão utilizados para se verificar a rentabilidade do projeto. O VPL é obtido pela soma dos fluxos de caixa atualizados para o valor presente, considerando a taxa de juros (i) anual. Considera-se todos os anos do projeto (implementação e operação). Se o VPL for negativo, então o projeto não é rentável, mas caso seja maior que zero, o projeto cobre todos os custos e investimentos, logo é rentável.

A TIR é a taxa máxima de juros anual que o projeto ainda é considerado rentável pelo VPL, ou seja, a taxa de juros que faz com que o VPL seja zero. Serão rentáveis os projetos com a taxa de juros menor que a TIR.

#### 9.4.1 Preço dos produtos e serviços



A tabela 56 a apresenta os valores utilizados para os produtos e serviços auxiliares envolvidos no projeto.

**Tabela 51** - Preços de matéria prima, produtos e serviços auxiliares

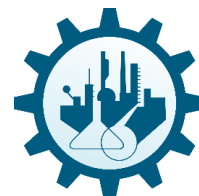
Produtos	Preço
Acetona	US\$ 700
Etenona	US\$ 1600
Metano	US\$ 1350
Serviço	Preço
Água de refrigeração e aquecimento	R\$ 0,4/m <sup>3</sup>
Eletricidade	R\$ 240,00/MWh
Ar de instrumentação	R\$ 0,04/Nm <sup>3</sup>
Amônia de refrigeração	R\$ 4/m <sup>3</sup>

#### 9.4.2 Vendas

O valor referente às vendas anuais é calculado a partir da multiplicação da produção anual pelo preço de venda determinado pelas condições de mercado. Os produtos para venda obtidos são metano e etenona, que podem ser calculados através de balanços de massa e estequiometria levando em conta a especificação do produto de topo de 99,5% de etenona e metano. Com isso, tem-se o seguinte quadro de vendas anuais.

**Tabela 52**- Valores referentes às vendas anuais.

Produto	Vazão(t/h)	Produção anual(t)	Preço de venda (US\$)	Venda anual (MR\$)
Etenona	0,314560	2516,480	1600	9,96
Metano	0,120017	960,141	1350	3,32
Total				13,29



### 9.4.3 Custos

Os custos representam em dinheiro os bens e serviços consumidos para produzir. Podem ser divididos em diretos e indiretos, podendo ser fixos ou variáveis com relação a produção. Os custos diretos estão ligados diretamente a unidade de produção, enquanto os indiretos auxiliam no processo, mas não participam da fonte de produção.

Os custos anuais do projeto são dados na tabela abaixo.

**Tabela 53 - Custos anuais**

Diretos	
Matéria prima	8,11
Mão de obra	0,45
Indiretos	
Mão de obra indireta	0,08
Serviços gerais	1,26
Abastecimento	0,31
Manutenção	0,12
Fixos	
Amortização	2,98
Impostos	0,03
Seguros	0,12
Gastos gerais	
Gastos comerciais	0,07
Gerência	0,42
Pesquisa e serviço técnico	0,17



Considerações para o cálculo do custo anual:

- Para o cálculo da mão de obra foi considerada 3 vagas de trabalho, incluindo na sala de controle da planta sendo cinco operadores por vaga no valor de 3000 R\$/operador;
- O valor de mão de obra indireta foi considerado 18% do valor da mão de obra direta.
- Abastecimento e manutenção equivalem respectivamente a 7,5 e 3% do custo de equipamentos.
- O custo de laboratório foi nulo por se tratar de uma planta pequena e com a tecnologia já bem estabelecida;
- Os custos anuais referentes à manutenção e ao seguro são 3% do investimento total;
- Gastos gerais e gerencia foram calculados como sendo 0,75 e 4% do custo de fabricação.
- Os serviços gerais incluem os serviços auxiliares;

#### 9.4.4 Serviços auxiliares

##### I. Eletricidade

Os gastos de eletricidade são provenientes dos motores das bombas P-1 e P-2, levando em conta que o preço da eletricidade é de 240 R\$/MWh e que 8000h equivale a um ano de produção. A partir disso, calcula-se os custos de operação das bombas, que estão na tabela abaixo.

**Tabela 54** - Custos de Eletricidade

Equipamento	Custo anual(R\$)
Bomba P-1	1249890,02
Bomba P-2	76,03
Total	1249966,06



## II. Líquidos refrigerantes e vapor de aquecimento.

Os gastos de fluidos de serviço nesse projeto são dados pela água de refrigeração utilizada nos trocadores E-1 e E-2, pela amônia de resfriamento no condensador E-3 e pelo vapor de aquecimento no refeedor E-4. Esses custos são calculados para um ano de operação (8000 h) pelo seguinte cálculo:

$$Custo_{fluidos} = Vazão \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot preço \left( \frac{R\$}{m^3} \right) \cdot 8000h$$

Sendo que para o vapor, não se trabalha com  $m^3$ , e sim com toneladas.

Na tabela 60, é mostrado o valor de cada custo.

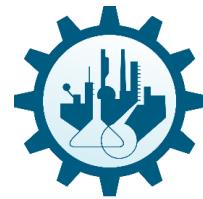
**Tabela 55** - Custos de fluidos auxiliares.

Fluido	Consumo	Custo unitário	Custo anual (R\$)
Água de refrigeração	330,811 kg/h	0,0004 R\$/kg	1038,54
Amônia de refrigeração	0,22726 m <sup>3</sup> /h	4 R\$/m <sup>3</sup>	7272,47
Vapor de aquecimento	51,5519 kg/h	0,0004	2474,49

## III. Ar de instrumentação.

O custo de ar de instrumentação é baseado no consumo de ar utilizado nas válvulas de controle em um ano. Considerando uma vazão de ar de 2 Nm<sup>3</sup>/h e um custo unitário de 0,04 R\$/Nm<sup>3</sup>, levando em conta que nesse projeto existem 8 válvulas de controle, calcula-se o custo total para 8000 h de operação como mostrado na tabela abaixo.





**Tabela 56** - Custo de válvulas de controle.

Válvula	Vazão Nm <sup>3</sup> /h	Custo unitário (R\$/ Nm <sup>3</sup> )	Custo anual (R\$)
<b>FCV-01</b>	2	0,040	640
<b>FCV-02</b>	2	0,040	640
<b>FCV-03</b>	2	0,040	640
<b>FCV-04</b>	2	0,040	640
<b>FCV-05</b>	2	0,040	640
<b>FCV-06</b>	2	0,040	640
<b>FCV-07</b>	2	0,040	640
<b>FCV-08</b>	2	0,040	640
Total			5120

#### 9.4.5 Determinação Da Rentabilidade

Para determinar a rentabilidade, serão calculados o valor presente líquido (VPL) e a taxa interna de retorno (TIR).

Para o cálculo do VPL utiliza-se da seguinte fórmula:

$$VPL = \sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1+i)^n}$$

Sendo  $F_n$  o fluxo de caixa correspondente ao ano  $n$  e  $i$  a taxa de juros, que nesse projeto é de 10%.

E a TIR é calculada como sendo a taxa de juros  $i$  em que o VPL é nulo, ou seja:

$$\sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1+TIR)^n} = 0$$



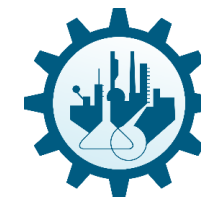
Os fluxos de caixa são calculados levando-se em conta os dados da tabela abaixo.

**Tabela 57** - Dados para o cálculo do VPL

Horizonte Temporal	3 anos de posta em funcionamento e 15 anos de operação (R\$)
<b>Imobilizado</b>	29884103,83
<b>Capital de giro</b>	388080
<b>Vendas</b>	17564449
<b>Custos</b>	11177254,36
<b>Amortização</b>	Linear 10%
<b>Impostos</b>	35%
<b>Inflação</b>	5%
<b>Juros de referência</b>	10%

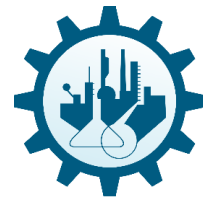
Para o cálculo das informações contidas na tabela 58, considerou-se os seguintes fatores de implementação e operação da planta:

- O capital de giro é gasto no último ano de implementação da planta (ano dois).
- As vendas e os custos são influenciados pela inflação (5% ao ano).
- Os benefícios brutos são as vendas menos os custos e a amortização.
- Os benefícios líquidos são os benefícios brutos menos os impostos.
- Os fundos gerados são os benefícios líquidos menos a amortização.
- Os fluxos de caixa são os fundos gerados menos os fundos investidos por ano.

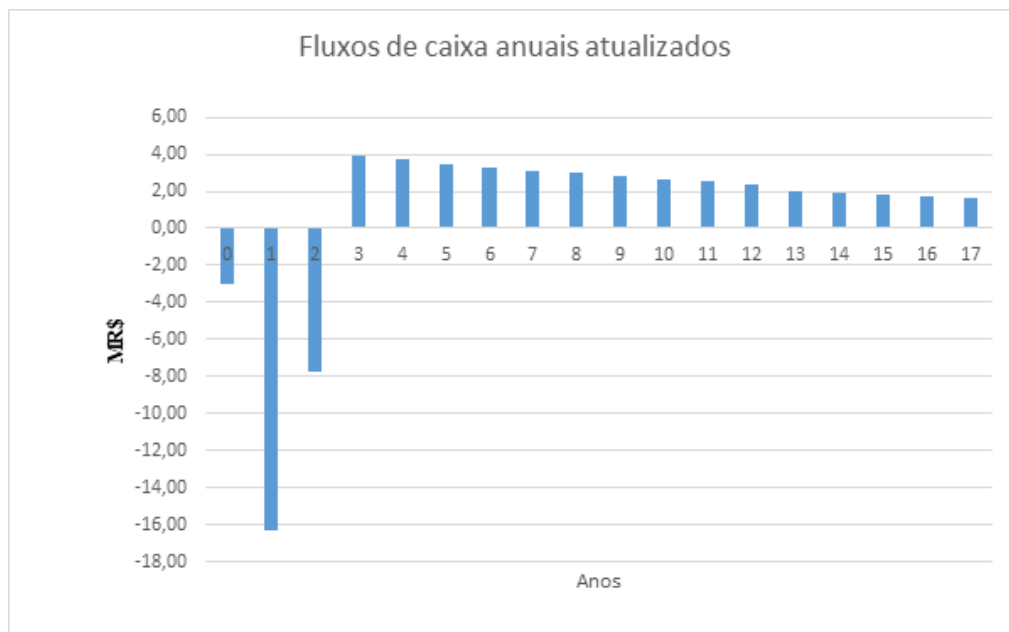


**Tabela 58.** Tabela do fluxo de caixa.

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Imobilizado	-2,9	-17,9	-8,9															
Giro			-0,3															
Fundos investidos	-2,9	-17,9	-9,3															
Vendas				17,5	18,4	19,3	20,3	21,3	22,4	23,5	24,7	25,9	27,2	28,6	30,0	31,5	33,1	34,7
Custos				11,1	11,7	12,3	12,9	13,5	14,2	14,9	15,7	16,5	17,3	18,2	19,1	20,0	21,0	22,1
Amortização				2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Benefícios antes de impostos (BAI)				3,3	3,7	4,0	4,4	4,7	5,1	5,5	5,9	6,4	6,9	10,4	10,9	11,4	12,0	12,6
Impostos				1,1	1,3	1,4	1,5	1,6	1,8	1,9	2,1	2,2	2,4	3,6	3,8	4,0	4,2	4,4
Benefícios depois de impostos (BDI)				2,2	2,4	2,6	2,8	3,1	3,3	3,6	3,8	4,1	4,4	6,7	7,1	7,4	7,8	8,2
Fundos gerados = BDI + amortização				5,1	5,4	5,6	5,8	6,0	6,3	6,6	6,8	7,1	7,4	6,7	7,1	7,4	7,8	8,2
Cash flow	-2,9	-17,9	-9,3	5,1	5,4	5,6	5,8	6,0	6,3	6,6	6,8	7,1	7,4	6,7	7,1	7,4	7,8	8,2
CASH FLOW ATUALIZ. ANUAIS	-2,9	-16,3	-7,7	3,9	3,6	3,4	3,3	3,1	2,9	2,8	2,6	2,5	2,3	1,9	1,8	1,7	1,7	1,6
CASH FLOW ACUM.	-2,9	-19,2	-27,0	-23,1	-19,4	-15,9	-12,6	-9,5	-6,5	-3,7	-1,0	1,4	3,8	5,7	7,6	9,4	11,1	12,7



Os fluxos de caixa resultaram num projeto com VPL igual a 12,188 MR\$, isso implica que o projeto é rentável, pois o VPL é maior que zero. Os 3 primeiros anos, que são os anos de investimento, possuem fluxo de caixa negativo, mas a partir do ano de início de funcionamento da planta, tem-se fluxos de caixa positivos, como observado no gráfico da figura 15.



**Figura 15** - Gráfico dos fluxos de caixa anuais.

Entretanto os fluxos de caixa acumulados que indicaram o ano em que o projeto superará o investimento aplicado, ou seja, quando os lucros começaram a parecer. No gráfico abaixo, é possível observar que esse ano corresponde ao nono ano de operação da planta. A tendência é aumentar os lucros obtidos com relação ao investimento inicial.

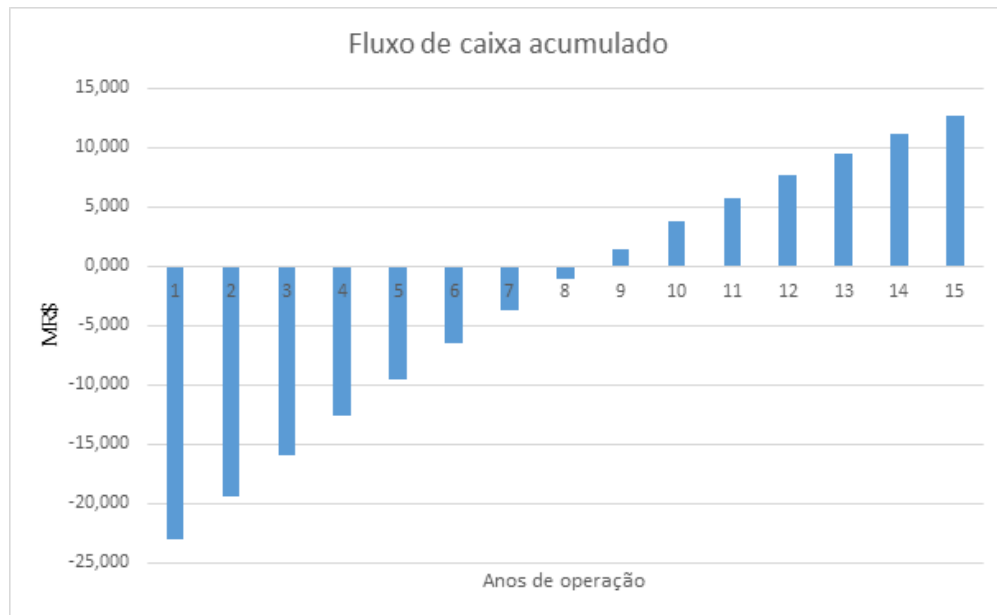
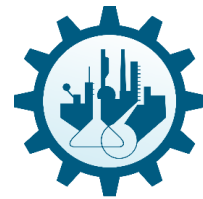


Figura 16. Gráfico dos fluxos de caixa acumulados.

A taxa interna de retorno encontrada é de 15,83%. Isso significa que, se os juros aumentarem de 10 para até 15,83%, o projeto ainda será rentável.

Observou-se também o caso em que o custo imobilizado fosse 20% maior do que o utilizado e ainda assim o VPL seria positivo, sendo igual a 7,91MR\$ com uma TIR de 13,32%.

#### 9.4.5.1 Sensibilidade do dólar

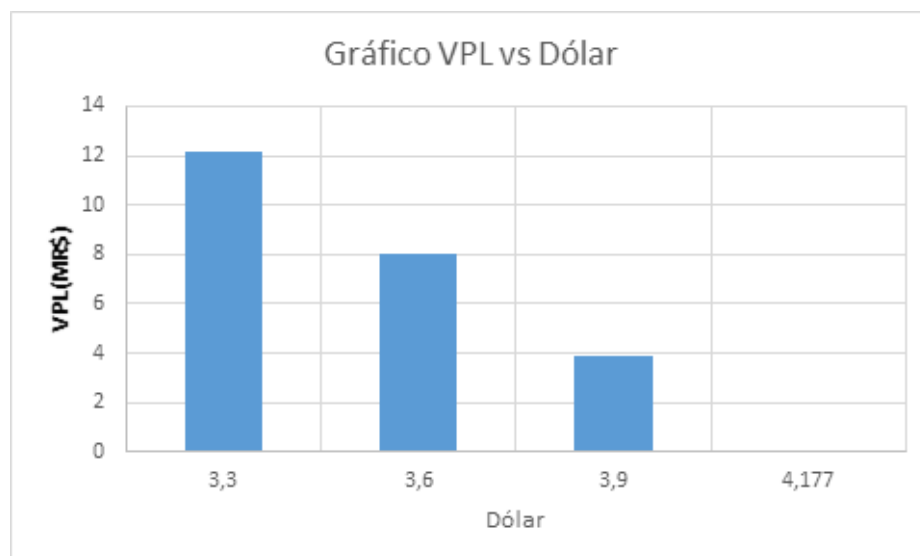
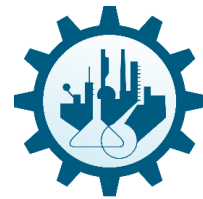
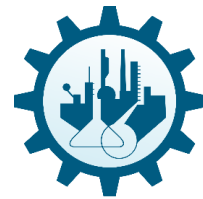


Figura 17. Gráfico da cotação do dólar vs VPL



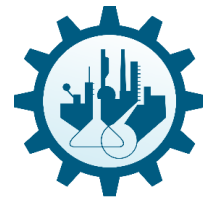
Observou-se que com o aumento do dólar até 4,17 reais o VPL atinge o valor de 0,002 MR\$. Isso implica que o dólar pode ter um aumento de até 87 centavos de reais para o projeto continuar rentável.



## 10. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO

### 10.1 BM-1 PSEUDOCOMPONENTES (1 de 3)

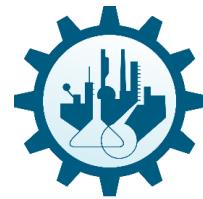
PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Balanços de calor e matéria			
UNIDADE :		Balanços			Pág.	1	de	11
R e v	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>							
	<b>CARACTERIZAÇÃO DE PSEUDOCOMPONENTES</b>							
1	PSEUDOCOMPONENTE	NBP	PM	Densidade				
2		°C a Patm	kg/kmol	Kg/m <sup>3</sup> @15°C				
3								
4	Ammonia	-33,451	17,030	616,070				
5	n-C15	271,618	212,410	770,405				
6	n-C14	253,508	198,380	762,913				
7	n-C13	235,429	184,367	758,814				
8	n-C12	216,278	170,339	751,145				
9	n-C11	195,890	156,313	742,846				
10	Nitrogen	-195,800	28,0130	806,374				
11	Oxygen	-182,950	32,000	1137,68				
12	Methane	-161,550	16,0439	299,394				
13	Acetone	56,050	58,080	790,000				
14	Ketene	-41,152	42,037	678,908				
15	H2O	99,998	18,015	997,986				
16	CO2	-78,552	44,009	825,335				
17	CO	-191,450	28,010	799,388				
18								
19								
20								
21								
22								
23								
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								
42								
43								
44								
45								
46								
47								
48								
49	NOTAS :							
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						



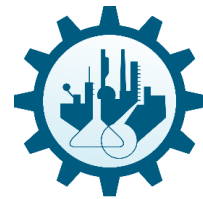
## 10.2 BM-2 BALANÇOS DE MASSA (2 de 3)

PROJETO:		Planta de Produção de Etenona				Balanços de calor e matéria			
UNIDADE:		Balanços				Pág.	2	de	11
R e v	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>								
	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO								
2	Nº DE CORRENTE								
3			1	2	3	4			
4	DESCRIÇÃO		Alimentação	P1-E1	E1-F1	F1-R1			
5									
6	PRESSÃO (1)	kg/cm <sup>2</sup> g	-0,01351	8,4	7,65	7,65			
7	TEMPERATURA	°C	25	25,66	302,2	760			
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	1000	1000	1000	1000			
9	% VAPOR	%p	0	0	1	1			
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	-	-	1000	1000			
11	INCONDENSÁVEIS ( N <sub>2</sub> ....)	kg/h	-	-	0	0			
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	0	0			
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	0	0			
14	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	1000	1000	-	-			
15	ÁGUA LIVRE	kg/h	0	0	-	-			
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	-	-			
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-1,022	-1,022	0,7828	-0,5131			
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-			
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-			
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-			
21	<b>PROPRIEDADES FASE VAPOR</b>								
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	-	-	97,39	173,7			
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	-	58,08	58,08			
25	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	-	-	10,27	5,758			
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm <sup>3</sup>	-	-	-	-			
27	VISCOSIDADE @T	cP	-	-	0,01372	0,02593			
28	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	-	0,03193	0,07503			
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	0,49	0,676			
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	-	-	1	1			
31	Cp / Cv	~	-	-	1,075	1,053			
32	ENTALPIA	Gcal/h	-	-	0,7828	-0,5131			
33	<b>PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (2)</b>								
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	1,28	1,28	-	-			
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
36	DENSIDADE @T	kg/m <sup>3</sup>	779,8	779,7	-	-			
37	DENSIDADE @15°C	kg/m <sup>3</sup>	-	-	-	-			
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,39	0,39	-	-			
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-			
40	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-			
41	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-			
42	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,14	0,14	-	-			
43	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,51	0,51	-	-			
44	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	24,28	24,2	-	-			
45	PRESSÃO DE VAPOR @T (2)	kg/cm <sup>2</sup> a	-0,5	-0,5	-	-			
46	ENTALPIA	Gcal/h	-1,02	-1,02	-	-			
47	<b>MISCELÂNEOS</b>								
48									
49									
50									
51									
52									
53	NOTAS :								
54	(1)	A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais							
55	(2)	Seca para correntes de hidrocarbonetos							
56	(3)	Pressão de vapor informada a 37,8°C							
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

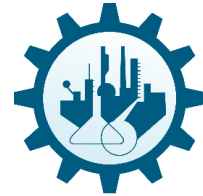




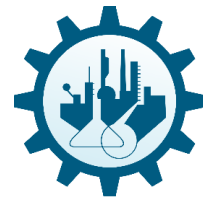
PROJETO:		Planta de Produção de Etenona				Balanços de calor e matéria			
UNIDADE:		Balanços				Pág.	3	de	11
R e v	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>								
	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO								
2	Nº DE CORRENTE		5	6	7	8			
3	DESCRIÇÃO		R1-E1	E1-E2	E2-C1	C1-E3			
4	PRESSÃO (1)	kg/cm <sup>2</sup> g	7,497	6,747	5,997	5,15			
5	TEMPERATURA	°C	528,8	85,39	80	47,45			
6	VAZÃO TOTAL	kg/h	1000	1000	1000	810,8			
7	% VAPOR	%p	1	0,8602	0,8383	1			
8	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	1000	803,8	773	810,8			
9	INCONDENSÁVEIS ( N <sub>2</sub> ,...)	kg/h	0	0	0	0			
10	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0			
11	HIDROCARBONETOS	kg/h	119,34	119,08	119,05	121			
12	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	196,2	227	-			
13	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	0	0	-			
14	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	0,2654	0,286	-			
15	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-0,5131	-0,7521	-0,7578	-0,4622			
16	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-			
17	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-			
18	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-			
19	<b>PROPRIEDADES FASE VAPOR</b>								
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	196,5	82,87	88,03	100,4			
21	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	40,56	37,98	37,4	35,51			
23	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	5,088	9,699	8,781	8,078			
24	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm <sup>3</sup>	-	-	-	-			
25	VISCOSIDADE @T	cP	0,02526	0,01179	0,01168	0,01132			
26	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,06381	0,02173	0,02141	0,01865			
27	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,5983	0,362	0,3598	0,326			
28	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	1	1	1	1			
29	Cp / Cv	~	1,089	1,116	1,173	1,207			
30	ENTALPIA	Gcal/h	-0,5131	-0,5627	-0,5381	-0,4622			
31	<b>PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (2)</b>								
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	0	0,2802	0,3209	-			
33	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
34	DENSIDADE @T	kg/m <sup>3</sup>	1688	700,5	707,4	-			
35	DENSIDADE @15°C	kg/m <sup>3</sup>	-	-	-	-			
36	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,08226	0,245	0,2539	-			
37	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-			
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-			
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-			
40	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,04778	0,1097	0,1118	-			
41	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,7722	0,557	0,573	-			
42	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	0	15,78	16,41	-			
43	PRESSÃO DE VAPOR @T (2)	kg/cm <sup>2</sup> a	295,2	2,953	2,796	-			
44	ENTALPIA	Gcal/h	0	-0,1894	-0,2196	-			
45	<b>MISCELÂNEOS</b>								
46									
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53	NOTAS :								
54	(1)	A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais							
55	(2)	Seca para correntes de hidrocarbonetos							
56	(3)	Pressão de vapor informada a 37,8°C							
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



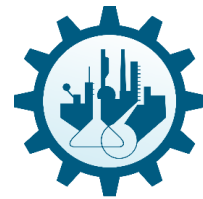
PROJETO:		Planta de Produção de Etenona				Balanços de calor e matéria			
UNIDADE:		Balanços				Pág.	4	de	13
R e v	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>								
	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
	1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO							
	2	Nº DE CORRENTE		9		10		11	
	3	DESCRIÇÃO		E3-C2		Produto de Topo		C2-P2	
	4								
	5	PRESSÃO (1)		kg/cm <sup>2</sup> g		5		5	
	6	TEMPERATURA		°C		-2,55		-2,55	
	7	VAZÃO TOTAL		kg/h		771,2		436,4	
	8	% VAPOR		%p		72,7		100	
	9	VAZÃO TOTAL DE VAPOR		kg/h		335,1		436,4	
	10	INCONDENSÁVEIS ( N <sub>2</sub> ,...)		kg/h		0		0	
	11	VAPOR DE AGUA		kg/h		0		0	
	12	HIDROCARBONETOS		kg/h		319,1		119,34	
	13	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO		kg/h		436,1		-	
	14	ÁGUA LIVRE		kg/h		0		0	
	15	HIDROCARBONETOS		kg/h		0		1,6627	
	16	ENTALPIA TOTAL		Gcal/h		-0,8272		-0,2497	
	17	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS		% p / ppm p		-		-	
	18	SÓLIDOS : QUANTIDADE		%		-		-	
	19	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA		Micras		-		-	
20	<b>PROPRIEDADES FASE VAPOR</b>								
21	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T		m <sup>3</sup> /h		76,68		56,86		
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)		Nm <sup>3</sup> /h		-		-		
23	PESO MOLECULAR		kg/kmol		16,62		29,19		
24	DENSIDADE @P,T		kg/m <sup>3</sup>		4,37		7,68		
25	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)		kg/Nm <sup>3</sup>		-		-		
26	VISCOSIDADE @T		cP		0,0104		0,0103		
27	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T		kcal/h m °C		0,0256		0,0173		
28	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C		8,475		9,397		
29	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		~		1		1		
30	Cp / Cv		~		-		-		
31	ENTALPIA		Gcal/h		-0,3752		-0,2497		
32	<b>PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (2)</b>								
33	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T		m <sup>3</sup> /h		0,5412		-		
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C		m <sup>3</sup> /h		-		-		
35	DENSIDADE @T		kg/m <sup>3</sup>		805,8		-		
36	DENSIDADE @15°C		kg/m <sup>3</sup>		-		-		
37	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T		cSt		0,4948		-		
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C		cSt		-		-		
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C		cSt		-		-		
40	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C		cSt		-		-		
41	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T		kcal/h m °C		0,1435		-		
42	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C		28,02		-		
43	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T		dinas/cm		27,46		-		
44	PRESSÃO DE VAPOR @T (2)		kg/cm <sup>2</sup> a		6,029		-		
45	ENTALPIA		Gcal/h		-0,452		-		
46	<b>MISCELÂNEOS</b>								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53	NOTAS :								
54	✓	(1)	A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais						
55	✓	(2)	Seca para correntes de hidrocarbonetos						
56	✓	(3)	Pressão de vapor informada a 37,8°C						
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



PROJETO:		Planta de Produção de Etenona				Balanços de calor e matéria			
UNIDADE:		Balanços				Pág.	5	de	13
R e v	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>								
	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
1	<b>CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO</b>								
2	Nº DE CORRENTE								
3			13	14	15	16			
4	DESCRİÇÃO		C1-E4	E4-C1	Produto de Fundo	Fuel Oil			
5									
6	PRESSÃO (1)	kg/cm <sup>2</sup> g	6,35	6,45	6,45	7			
7	TEMPERATURA	°C	127,9	128,6	128,6	25			
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	757,6	194	563,6	46,18			
9	% VAPOR	%p	0	100	0	0			
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	-	194	-	-			
11	INCONDENSÁVEIS ( N2,...)	kg/h	-	0	-	-			
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	0	-	-			
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	0	-	-			
14	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	757,6	-	563,6	46,18			
15	ÁGUA LIVRE	kg/h	0	-	0	0			
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	-	0	46,18			
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-0,7309	0,1669	-0,5435	-0,0225			
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-			
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-			
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-			
21	<b>PROPRIEDADES FASE VAPOR</b>								
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	-	15,2	-	-			
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	58,08	-	-			
25	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	-	12,76	-	-			
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm <sup>3</sup>	-	-	-	-			
27	VISCOSIDADE @T	cP	-	0,00914	-	-			
28	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	0,01785	-	-			
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	22,02	-	-			
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	-	1	-	-			
31	Cp / Cv	~	-	-	-	-			
32	ENTALPIA	Gcal/h	-	0,1669	-	-			
33	<b>PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (2)</b>								
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	1,163	-	0,8663	0,0613			
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
36	DENSIDADE @T	kg/m <sup>3</sup>	651,6	-	650,6	753,4			
37	DENSIDADE @15°C	kg/m <sup>3</sup>	-	-	-	-			
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,1907	-	0,19	2,163			
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-			
40	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-			
41	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-			
42	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,09699	-	0,09669	0,1178			
43	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	36,02	-	36,08	93,04			
44	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	11,63	-	11,55	24,88			
45	PRESSÃO DE VAPOR @T (2)	kg/cm <sup>2</sup> a	-0,5031	-	-0,5031	-1,033			
46	ENTALPIA	Gcal/h	-0,7309	-	-0,5435	-0,0225			
47	<b>MISCELÂNEOS</b>								
48									
49									
50									
51									
52									
53	NOTAS :								
54	(1)	A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais							
55	(2)	Seca para correntes de hidrocarbonetos							
56	(3)	Pressão de vapor informada a 37,8°C							
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

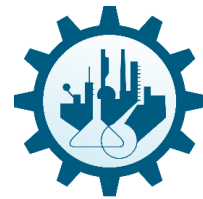


PROJETO:		Planta de Produção de Etenona				Balanços de calor e matéria			
UNIDADE:		Balanços				Pág.	6	de	13
R	<b>BALANÇOS DE CALOR E MATÉRIA</b>								
e	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
v	<b>DADOS DE OPERAÇÃO/DESENHO</b>								
1	<b>DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES</b>								
2	<b>CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO</b>								
3	Nº DE CORRENTE		17	18	19	20			
4	DESCRIÇÃO		Entrada Água	Saída Água	Entrada	Saída			
5			Refrigeração	Refrigeração	Amônia	Amônia			
6	PRESSÃO (1)	kg/cm <sup>2</sup> g	8	7,25	-0,02853	-0,02853			
7	TEMPERATURA	°C	28	45	-34	-34			
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	329,5	329,5	153,24	153,24			
9	% VAPOR	%p	0	0	0	100			
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	-	-	-	153,24			
11	INCONDENSÁVEIS ( N <sub>2</sub> ...)	kg/h	-	-	-	0			
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	0			
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	0			
14	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	329,5	329,5	153,24	-			
15	ÁGUA LIVRE	kg/h	329,5	329,5	0	-			
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	-			
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-1,244	-1,239	-0,1531	-0,1028			
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-			
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-			
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-			
21	<b>PROPRIEDADES FASE VAPOR</b>								
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	181,5			
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	-	-	17,03			
25	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	-	-	-	0,22			
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm <sup>3</sup>	-	-	-	-			
27	VISCOSIDADE @T	cP	-	-	-	0,00646			
28	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	-	-	0,01682			
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	-	0,48			
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	-	-	-	1			
31	Cp / Cv	~	-	-	-	-			
32	ENTALPIA	Gcal/h	-	-	-	-0,1028			
33	<b>PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (2)</b>								
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m <sup>3</sup> /h	0,3278	0,3321	0,2273	-			
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m <sup>3</sup> /h	-	-	-	-			
36	DENSIDADE @T	kg/m <sup>3</sup>	1005	992,3	674,27	-			
37	DENSIDADE @15°C	kg/m <sup>3</sup>	-	-	-	-			
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,8282	0,5985	0,25	-			
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-			
40	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-			
41	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-			
42	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,5295	0,5486	0,53	-			
43	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	18,17	18,18	1,13	-			
44	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	71,58	68,62	39,93	-			
45	PRESSÃO DE VAPOR @T (2)	kg/cm <sup>2</sup> a	-0,9664	-0,9664	13,87	-			
46	ENTALPIA	Gcal/h	-1,244	-1,239	-0,1531	-			
47	<b>MISCELÂNEOS</b>								
48									
49									
50									
51									
52									
53	NOTAS :								
54	(1)	A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais							
55	(2)	Seca para correntes de hidrocarbonetos							
56	(3)	Pressão de vapor informada a 37,8°C							
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

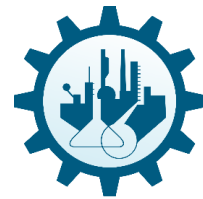


### 10.3 BM-3 BALANÇOS DE MASSA (3 de 3)

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona						Balanço de calor e massa			
UNIDADE :		Balanços						Pág.	7	de	11
R e v	<b>BALANÇO DE CALOR E MASSA</b>										
	<b>COMPOSIÇÃO</b>										
1											
2	Nº CORRENTE	1		2		3		4			
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol		
4	Ammonia	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
5	n-C15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
6	n-C14	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
7	n-C13	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
8	n-C12	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
9	n-C11	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
10	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
11	Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
12	Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
13	Acetone	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	
14	Ketene	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
15	H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
16	CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
17	CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
18											
19											
20											
21											
22											
23											
24											
25											
26											
27											
28											
29											
30											
31											
32											
33											
34											
35											
36											
37											
38											
39											
40											
41											
42											
43	Agua										
44	Total										
45	Vazão total seca (kg/h)										
46	Vazão total seca (kmol/h)										
47	Vazão total úmida (kg/h)										
48	Vazão total úmida (kmol/h)										
49	NOTAS :										
50											
51											
52											
53											
54											
55											
56											
57											
58											
	Rev.	Por									
	Data	Aprovado									



PROJETO :		Planta de Produção de Etenona						Balanço de calor e massa			
UNIDADE :		Balanços						Pág.	8	de	11
R e v	<b>BALANÇO DE CALOR E MASSA</b>										
	<b>COMPOSIÇÃO</b>										
1											
2	Nº CORRENTE	5		6		7		8			
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol		
4	Ammonia	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
5	n-C15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
6	n-C14	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
7	n-C13	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
8	n-C12	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
9	n-C11	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
10	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
11	Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
12	Methane	0,1193	0,3017	0,1481	0,3499	0,1193	0,3017	0,1492	0,3303		
13	Acetone	0,5680	0,3966	0,4732	0,3088	0,5680	0,3966	0,2099	0,1283		
14	Ketene	0,3127	0,3017	0,3786	0,3413	0,3127	0,3017	0,6409	0,5414		
15	H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
16	CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
17	CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
18											
19											
20											
21											
22											
23											
24											
25											
26											
27											
28											
29											
30											
31											
32											
33											
34											
35											
36											
37											
38											
39											
40											
41											
42											
43	Agua										
44	Total										
45	Vazão total seca (kg/h)										
46	Vazão total seca (kmol/h)										
47	Vazão total úmida (kg/h)										
48	Vazão total úmida (kmol/h)										
49	NOTAS :										
50											
51											
52											
53											
54											
55											
56											
57											
58											
	Rev.	Por									
	Data	Aprovado									

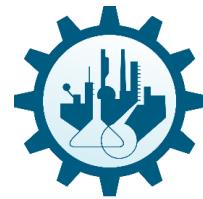


PROJETO :		Planta de Produção de Etenona				Balanço de calor e massa			
UNIDADE :		Balanços				Pág.	9	de	11
R e v	<b>BALANÇO DE CALOR E MASSA</b>								
	<b>COMPOSIÇÃO</b>								
1									
2	Nº CORRENTE	9		10		11		12	
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol
4	Ammonia	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	n-C15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
6	n-C14	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
7	n-C13	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
8	n-C12	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
9	n-C11	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
10	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
11	Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
12	Methane	0,416	0,72	0,2735	0,4975	0,0044	0,0132	0,0375	0,0132
13	Acetone	0,584	0,28	0,01	0,005	0,4429	0,3623	0,2846	0,3623
14	Ketene	0,000	0,000	0,7166	0,4975	0,5527	0,6246	0,6779	0,6245
15	H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
16	CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
17	CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41									
42									
43	Agua								
44	Total								
45	Vazão total seca (kg/h)								
46	Vazão total seca (kmol/h)								
47	Vazão total úmida (kg/h)								
48	Vazão total úmida (kmol/h)								
49	NOTAS :								
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

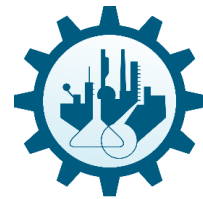


PROJETO :		Planta de Produção de Etenona						Balanço de calor e massa			
UNIDADE :		Balanços						Pág.	10	de	11
R e v	<b>BALANÇO DE CALOR E MASSA</b>										
	<b>COMPOSIÇÃO</b>										
1											
2	Nº CORRENTE	13		14		15		16			
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol		
4	Ammonia	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
5	n-C15	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,2304	0,200		
6	n-C14	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,2152	0,200		
7	n-C13	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,2000	0,200		
8	n-C12	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,1848	0,200		
9	n-C11	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,1696	0,200		
10	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
11	Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
12	Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
13	Acetone	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	0,000	0,000		
14	Ketene	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
15	H2O	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
16	CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
17	CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
18											
19											
20											
21											
22											
23											
24											
25											
26											
27											
28											
29											
30											
31											
32											
33											
34											
35											
36											
37											
38											
39											
40											
41											
42											
43	Água										
44	Total										
45	Vazão total seca (kg/h)										
46	Vazão total seca (kmol/h)										
47	Vazão total úmida (kg/h)										
48	Vazão total úmida (kmol/h)										
49	NOTAS :										
50											
51											
52											
53											
54											
55											
56											
57											
58											
	Rev.	Por									
	Data	Aprovado									



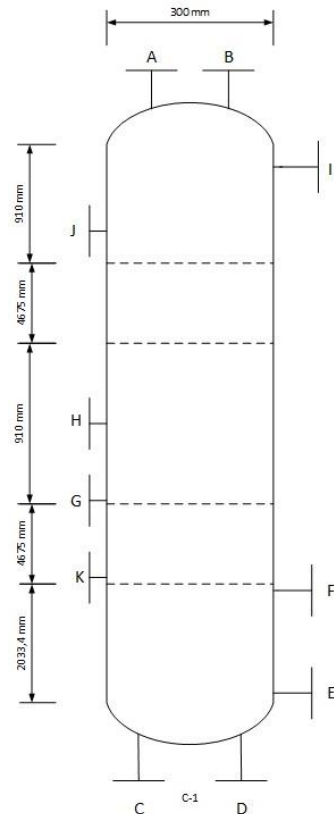


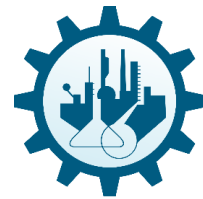
PROJETO :		Planta de Produção de Etenona				Balanço de calor e massa			
UNIDADE :		Balanços				Pág.	11	de	11
R e v	<b>BALANÇO DE CALOR E MASSA</b>								
	<b>COMPOSIÇÃO</b>								
1	Nº CORRENTE		17		18				
2	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol
3	Ammonia	0,000	0,000	0,000	0,000				
4	n-C15	0,000	0,000	0,000	0,000				
5	n-C14	0,000	0,000	0,000	0,000				
6	n-C13	0,000	0,000	0,000	0,000				
7	n-C12	0,000	0,000	0,000	0,000				
8	n-C11	0,000	0,000	0,000	0,000				
9	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000				
10	Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000				
11	Methane	0,000	0,000	0,000	0,000				
12	Acetone	0,000	0,000	0,000	0,000				
13	Ketene	0,000	0,000	0,000	0,000				
14	H2O	1,000	1,000	1,000	1,000				
15	CO2	0,000	0,000	0,000	0,000				
16	CO	0,000	0,000	0,000	0,000				
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41									
42									
43	Agua								
44	Total								
45	Vazão total seca (kg/h)								
46	Vazão total seca (kmol/h)								
47	Vazão total úmida (kg/h)								
48	Vazão total úmida (kmol/h)								
49	NOTAS :								
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



10.4 C-1V RECIPIENTES (1 de 2)

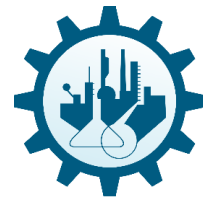
	PROJETO	Planta de Produção de Etanona			Equipamento nº	C-1	
	UNIDADE :	Recipientes			Pág.	1	de 3
R e v	<b>RECIPIENTES VERTICAIS</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
2	EQUIPAMENTO Nº	C-1					
3	SERVIÇO	Separação dos componentes					
4	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm <sup>2</sup> g)		TEMPERATURA (°C)			
5	POSIÇÃO (1)	Topo	Fundo	Topo	Fundo		
6	DE OPERAÇÃO NORMAL	5,9165	7,3385	47,746	127,971		
7	DE DESENHO MECÂNICO	7,7165	9,1385	80,00	157,971		
8	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)	-	-	-	-		
9	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO	-	-	-	-		
10	A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)	-	-	-	-		
11	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO	-	-	-	-		
12	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
13	FLUIDO	Metano+Acetona+Etanona					
14	COMPOSTOS. CORROSIVOS	-					
15	TEOR (% / ppm p)	-					
16	DENSIDADE LÍQ. LEVE @T (kg/m <sup>3</sup> )	8,0852					
17	DENSIDADE LÍQ. PESADO @T (kg/m <sup>3</sup> )	651,49					
18	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)	2033,4					
19	<b>MATERIAL</b>						
20		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico			
21	Envoltivo	AC	3 mm	-			
22	Fundo	AC	3 mm	-			
23	Internos	AC	3 mm	-			
24	Pratos	AC	3 mm	-			
25	Isolamento	-					
26	<b>CONEXÕES</b>						
27	SIGLA	Nº	DIA (")	BRIDA	Serviço		
28	A				SAIDA P/ CONDENSADOR		
29	B				PURGA DE VAPOR		
30	C				ENTRADA DE REFLUXO		
31	D				ENTRADA DE ALIMENTAÇÃO		
32	E				INDICADOR DE NÍVEL SUPERIOR		
33	F				INDICADOR DE NÍVEL INFERIOR		
34	G				BOCA DE INSPEÇÃO		
35	H				SAIDA P/ REFERVEDOR		
36	I				PURGA DE LÍQUIDO		
37	J				INDICADOR DE TEMPERATURA		
38	K				ENTRADA DE VAPOR		
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50					Indicar regiões com recobrimentos, diferente material, CA, T de projeto e/ou isolamentos, enjaquetados...		
51	NOTAS :						
52	(1)	Para colunas e recipientes cheios de líquido, indicar P e T no topo e no fundo em operação normal e em desenho.					
53							
54							
55							
56							
57							
58							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					



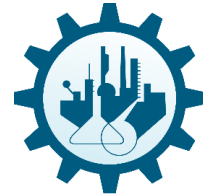


10.5 C-1H RECIPIENTES (2 de 2)

	PROJETO	Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº	C-2	
	UNIDADE:	Recipientes			Pág.	2	de 3
R e v	<b>RECIPIENTES HORIZONTAIS</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
2	EQUIPAMENTO Nº	C-2					
3	SERVIÇO	Acumulador					
4	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm <sup>2</sup> g)		TEMPERATURA (°C)			
5	DE OPERAÇÃO NORMAL	6,03		-2,547			
6	DE PROJETO MECÂNICO	7,87		80,00			
7	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)	-		-			
8	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO	-		-			
9	A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)	-		-			
10	DE LIMPEZA COM VAPORE/INERTIZADO	-		-			
11	<b>ESQUEMA</b>						
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31	Indicar regiões com recobrimentos, diferente material, CA, T de projeto e/ou isolamentos, enjaquetados...						
32	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>			<b>CONEXÕES</b>			
33	FLUÍDO	ETONONA-METANO-ACETONA		SIGLA	Nº	DIA (")	BRIDA
34	COMP. CORROSIVOS	Não		A			Serviço
35	TEOR (% / ppm p)	-		B			ALIMENTAÇÃO
36	DENS. LÍQ. LEVE @T (kg/m <sup>3</sup> )	-		C			VÁLVULA DE SEGURANÇA
37	DENS. LÍQ. PES. @T (kg/m <sup>3</sup> )	743,62		D			CONTROLE DE NÍVEL
38	NÍVEL MÁXIMO LÍQ. (mm)	1358,1		E			VENTEIO
39	<b>MATERIAL</b>			F			PURGA À VAPOR
40		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico	G		BOCA DE INSPEÇÃO
41	Envolvente	AC	3mm	-	H		VÁLVULA DE ALÍVIO
42	Fundos	AC	3mm	-			VÁLVULA DE REFLUXO
43	Internos	AC	3mm	-			
44	Isolamento	-					
45	NOTAS :						
46	(1)	Recipiente pulmão para acúmulo do condensado					
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

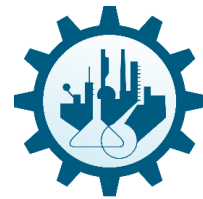


R e v	PROJETO	Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº	R-1	
	UNIDADE:	Recipientes			Pág.	3	de 3
<b>RECIPIENTES HORIZONTAIS</b>							
<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>							
EQUIPAMENTO Nº		R-1					
SERVIÇO		Reator					
CONDIÇÕES		PRESSÃO (kg/cm <sup>2</sup> g)		TEMPERATURA (°C)			
DE OPERAÇÃO NORMAL		8,564		760,0			
DE PROJETO MECÂNICO		10,314		800,0			
DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)		-		-			
DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO		-		-			
A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)		-		-			
DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO		-		-			
<b>ESQUEMA</b>							
Indicar regiões com recobrimentos, diferente material, CA, T de projeto e/ou isolamentos, enjaquetados...							
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>				<b>CONEXÕES</b>			
FLUÍDO	Acetona, metano e etenona			SIGLA	Nº	DIA (*)	BRIDA
COMP. CORROSIVOS	-			A			SERVIÇO
TEOR (% / ppm p)	-			B			ALIMENTAÇÃO
DENS. LÍQ. LEVE @T (kg/m <sup>3</sup> )	5,7580						SAÍDA
DENS. LÍQ. PES. @T (kg/m <sup>3</sup> )	-						
NÍVEL MÁXIMO LÍQ. (mm)	-						
<b>MATERIAL</b>							
	Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico				
Envolvente	AC 314	3mm	-				
Fundos	AC 314	3mm	-				
Internos	AC 314	3mm	-				
Isolamento							
NOTAS :							
(1) Reator empistonado com leito fixo de catalisador							
Rev.	Por						
Data	Aprovado						



## 10.6 C-2 PRATOS/RECHEIOS

	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona				Equipamento nº	C-1			
	UNIDADE :	Torre de Destilação				Pág.	1	de 1		
R e v	<b>PRATOS / RECHEIOS</b>									
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>									
2	EQUIPAMENTO Nº	C-1								
3	SERVIÇO / CASO DE DESENHO :									
4	<b>SEÇÕES DE FRACIONAMENTO (1)</b>									
5	SEÇÃO		Enriquecimento			Esgotamento				
6	DE PRATO REAL / A PRATO REAL		DE	1	A	5	DE	6	A	20
7	PRESSÃO, P	Kg/cm2 g		5,150		5,403		5,466		6,350
8	PERDA DE PRESSÃO ADMISSÍVEL	kg/cm2		0,75				0,75		
9	NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS	-		5				15		
10	CALOR RETIRADO NA SEÇÃO (2)	Gcal/h		-				-		
11	<b>VAPOR AO PRATO</b>									
12	VAZÃO MÁSSICA	kg/h		-	-	-	-	-	-	-
13	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m3/h		-	-	-	-	-	-	-
14	DENSIDADE @ P,T	Kg/m3		-	-	-	-	-	-	-
15	VISCOSIDADE @ T	cP		-	-	-	-	-	-	-
16	TEMPERATURA, T	°C		-	-	-	-	-	-	-
17	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%		-	-	-	-	-	-	-
18	<b>LÍQUIDO DO PRATO</b>									
19	VAZÃO MÁSSICA	kg/h		-	-	-	-	-	-	-
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m3/h		-	-	-	-	-	-	-
21	DENSIDADE @ T	Kg/m3		-	-	-	-	-	-	-
22	VISCOSIDADE @ T	cSt		-	-	-	-	-	-	-
23	TENSÃO SUPERFICIAL @ P,T	Dinas/cm		-	-	-	-	-	-	-
24	TEMPERATURA, T	°C		-	-	-	-	-	-	-
25	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%		-	-	-	-	-	-	-
26	<b>CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA</b>									
27	SYSTEM ( FOAMING) FACTOR	-		-	-	-	-	-	-	-
28	TENDÊNCIA AO FOULING (baixo/moderado/alto)	-		-	-	-	-	-	-	-
29	COMP. CORROSIVOS / TEOR	% p / ppm p		-	-	-	-	-	-	-
30	<b>LIMITAÇÕES EM PROJETO DE PRATOS (3)</b>									
31	JET FLOODING, MÁX.	%		-	-	-	-	-	-	-
32	DOWNCOMER BACKUP, MÁX.	%		-	-	-	-	-	-	-
33	<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS (4)</b>									
34	DIÂMETRO INTERIOR DA COLUNA	mm		300			300			
35	NÚMERO DE PRATOS	-		5			15			
36	DISTÂNCIA ENTRE PRATOS	mm		460			460			
37	NÚMERO DE PASSES POR PRATO	-		-			-			
38	TIPO DE PRATO (Perforado, válvulas,...)	-		Válvula			Válvula			
39	ALTURA DE RECHEIO	mm		-			-			
40	TIPO DE RECHEIO	-		-			-			
41	NOTAS :									
42	(1)	Pratos numerado de cima para baixo. Dividir a coluna em seções com uma variação não superior a +/- 10% no tráfego de correntes. Especificar separadamente os pratos de alimentação e extração total ou parcial.								
43										
44	(3)	Valor positivo é calor agregado, negativo calor retirado.								
45	(3)	Para revamps, flooding e downcomer backup máximos será objeto de recomendação/discussão com o vendedor.								
46	(4)	A confirmar por engenharia de detalhe/vendedor								
47										
48										
49										
50										
51										
52										
53										
54										
55										
56										
57										
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.								
	Rev.	Por								
	Data	Aprovado								

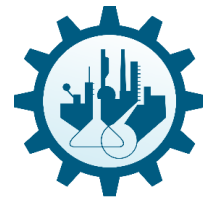


## 10.7 E-1 TROCADORES

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº		E-1		
UNIDADE :		Trocadores de calor			Pág.	1	de	4	
R e v	<b>TROCADORES DE CALOR</b>								
	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>								
1	E-1								
2	EQUIPAMENTO Nº								
3	CASO DE DESENHO								
4	SERVIÇO								
5	TIPO ( casco-tubos / placas / tubo duplo)								
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)								
7	NÚMERO DE CARCAÇAS ESTIMADAS								
8	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>								
9	LADO		CASCO			TUBOS			
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)		-			-			
11	NATUREZA		Orgânico			Orgânico			
12			Entrada		Saída				
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	1000	1000	1000	1000	1000	1000	
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	0	1000	1000	804			
15	INCONDENSÁVEIS (N <sub>2</sub> ,...)	kg/h	-	-	-	-	-	-	
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-	-	-	-	
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	-	-	
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	1000	0	0	196			
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-	-	-	
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	-	-	
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)								
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	58,08	40,56	37,98			
23	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	-	10,270	5,088	9,699			
24	VISCOSIDADE @T	cP	-	0,01372	0,02526	0,01179			
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	-	0,03190	0,06381	0,02173			
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	0,4900	0,5983	0,3620			
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)								
28	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	779,70	-	1688,00	700,50			
29	VISCOSIDADE @T	cSt	0,38520	-	0,08226	0,24500			
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	0,13540	-	0,04778	0,10970			
31	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,5070	-	0,7722	0,5570			
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	24,28	-	0	15,78			
33	TEMPERATURA	°C	25,66	306,20	528,80	85,39			
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm <sup>2</sup> g	8,400			7,497			
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm <sup>2</sup>	0,750			0,750			
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m <sup>2</sup> h <sup>0</sup> C / kcal	-			-			
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	-			-			
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	-			-			
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm <sup>2</sup>	-			-			
40	<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>								
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura			
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C							
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C							
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C							
45		kg/cm <sup>2</sup> g ; °C							
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C							
47	<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)</b>								
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO ( 60 polegadas)	60	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)						
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	3/4	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)					16	
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	20	PITCH (1 pulgada) / TIPO					<input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/>	
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)						
52	NOTAS :								
53	(1)	Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.							
54									
55									
56									
57		Curvas de condensação/vaporização em folha anexo se procede.							
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.							
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº	E-2	
	UNIDADE :	Trocadores de calor			Pág.	2	de 4
R e v	<b>TROCADORES DE CALOR</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
2	EQUIPAMENTO Nº	E-2					
3	CASO DE DESENHO						
4	SERVIÇO	<b>RESFRIAMENTO DA CORRENTE 6</b>					
5	TIPO ( casco-tubos / placas / tubo duplo)	<b>Tubo Duplo</b>		TIPO TEMA		-	
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	<b>Horizontal</b>		Circulação (Termosif., forçada)		-	
7	NÚMERO DE CARÇAS ESTIMADAS	<b>1</b>		Em série / paralelo			
8	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
9	LADO	TUBO INTERNO			TUBO EXTERNO		
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	-			-		
11	NATUREZA	<b>Orgânico</b>			<b>Água</b>		
12		Entrada		Saída		Entrada	
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	<b>1000,0</b>	<b>1000,0</b>	<b>329,5</b>	<b>329,5</b>	
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	<b>803,8</b>	<b>774,3</b>	-		
15	INCONDENSÁVEIS (N <sub>2</sub> ,...)	kg/h	-	-	-		
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-		
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-		
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	<b>196,20</b>	<b>227,40</b>	<b>329,50</b>	<b>329,50</b>	
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	-	<b>329,50</b>	<b>329,50</b>	
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-		
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)						
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	<b>40,56</b>	<b>37,40</b>	-		
23	DENSIDADE @P,T	Kg/m <sup>3</sup>	<b>12,030</b>	<b>8,781</b>	-		
24	VISCOSIDADE @T	cP	<b>0,01179</b>	<b>0,01168</b>	-		
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	<b>0,02173</b>	<b>0,21410</b>	-		
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	<b>0,36281</b>	<b>0,35994</b>	-		
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)						
28	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	<b>700,50</b>	<b>707,40</b>	<b>1005</b>	<b>992,30</b>	
29	VISCOSIDADE @T	cSt	<b>0,1716</b>	<b>0,1796</b>	<b>0,8282</b>	<b>0,5985</b>	
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	<b>0,1094</b>	<b>0,1118</b>	<b>0,5295</b>	<b>0,5486</b>	
31	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	<b>0,5872</b>	<b>0,5753</b>	<b>1,0084</b>	<b>1,0093</b>	
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	<b>15,78</b>	<b>16,41</b>	<b>71,58</b>	<b>68,62</b>	
33	TEMPERATURA	°C	<b>85,39</b>	<b>80,00</b>	<b>28,00</b>	<b>45,00</b>	
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm <sup>2</sup> g	<b>6,747</b>		<b>8,000</b>		
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm <sup>2</sup>	<b>0,750</b>		<b>0,750</b>		
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m <sup>2</sup> h <sup>0</sup> C / kcal	-		-		
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	-		-		
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	-		-		
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm <sup>2</sup>	-		-		
40	<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>						
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura	
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
45		kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
47	<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)</b>						
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO ( 60 polegadas)	<b>60</b>	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)				
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	<b>3/4</b>	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)		<b>16</b>		
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	<b>20</b>	PITCH (1 pulgada) / TIPO				
51	VEL. MÁX./ MIN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MIN. PERM.CASCO (m/s)				
52	<b>NOTAS :</b>						
53	(1)	Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.					
54							
55							
56							
57		Curvas de condensação/vaporização em folha anexo se procede.					
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

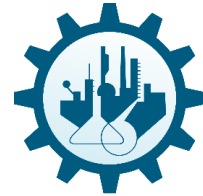


	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº	E-3	
	UNIDADE :	Trocadores de calor			Pág.	3	de 4
R e v	<b>TROCADORES DE CALOR</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
2	EQUIPAMENTO Nº	E-3					
3	CASO DE DESENHO						
4	SERVIÇO	<b>CONDENSADOR DA TORRE</b>					
5	TIPO ( casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubos		TIPO TEMA		BEU	
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal		Circulação (Termosif., forçada)		-	
7	NÚMERO DE CARÇAS ESTIMADAS	1		Em série / paralelo			
8	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
9	LADO	CASCO			TUBOS		
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	-			-		
11	NATUREZA	Amônia			Orgânico		
12		Entrada		Saída			
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	153,24	153,24	810,80	810,80	
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	-	153,24	810,80	352,20	
15	INCONDENSÁVEIS (N <sub>2</sub> ,...)	kg/h	-	-	-	-	
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-	-	
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	153,24	-	-	458,60	
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-	
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)						
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	17,03	35,51	16,62	
23	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	-	0,220	8,078	4,370	
24	VISCOSIDADE @T	cP	-	0,00646	0,01132	0,01040	
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	-	0,01683	0,01865	0,02562	
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	0,480	1,366	2,134	
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)						
28	DENSIDADE @P,T	kg/m <sup>3</sup>	674,27	-	-	13,99	
29	VISCOSIDADE @T	cSt	0,2500	-	-	0,3987	
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	0,5300	-	-	0,1435	
31	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	1,1300	-	-	0,4866	
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	39,93	-	-	27,46	
33	TEMPERATURA	°C	-34,00	-	47,45	-2,55	
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm <sup>2</sup> g	-0,029		5,000		
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm <sup>2</sup>	0,750		0,750		
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m <sup>2</sup> h <sup>0</sup> C / kcal	-		-		
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	-		-		
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	-		-		
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm <sup>2</sup>	-		-		
40	<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>						
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura	
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
45		kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm <sup>2</sup> g ; °C					
47	<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)</b>						
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO ( 60 polegadas)	60	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)				
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	3/4	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)		16		
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	20	PITCH (1 pulgada) / TIPO				
51	VEL. MÁX./ MIN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MIN. PERM.CASCO (m/s)				
52	<b>NOTAS :</b>						
53	(1)	Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.					
54							
55							
56							
57		Curvas de condensação/vaporização em folha anexo se procede.					
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					





	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº	E-4	
	UNIDADE :	Trocadores de calor			Pág.	4	de 4
R	<b>TROCADORES DE CALOR</b>						
v	<b>1 CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
1	EQUIPAMENTO Nº			E-4			
2	CASO DE DESENHO						
3	SERVIÇO						
4	Pré-aquecimento da alimentação						
5	TIPO ( casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubos		TIPO TEMA		BFU	
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal		Circulação (Termosif., forçada)		-	
7	NÚMERO DE CARCAÇAS ESTIMADAS	1		Em série / paralelo			
8	<b>2 CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
9	LADO	CASCO			TUBOS		
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	-		-		-	
11	NATUREZA	Orgânico			Vapor		
12		Entrada		Saída		Entrada Saída	
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	194,0	194,0	51,55	51,55	
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	0	194,0	51,55	0,00	
15	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	-	-	-	-	
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	51,55	-	
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	194,0	0	0	51,55	
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-	
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)						
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	58,08	18,01	18,01	
23	DENSIDADE @P,T	Kg/m3	-	12,76	2,291	807,8	
24	VISCOSIDADE @T	cP	-	0,00914	0,01770	0,01770	
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	-	0,01785	0,03239	0,03239	
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	0,3791	1,0093	1,0093	
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)						
28	DENSIDADE @P,T	kg/m3	651,60	-	-	807,8	
29	VISCOSIDADE @T	cSt	0,1907	-	-	0,1379	
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	0,0970	-	-	0,5403	
31	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,6201	-	-	1,1365	
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	11,63	-	-	28,51	
33	TEMPERATURA	°C	127,90	128,60	240	240	
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm2 g	6,35		4,5		
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm2	0,75		0,75		
36	FACTOR DE DEPOSIÇÃO	m2 h°C / kcal	-		-		
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	-		-		
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	-		-		
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm2	-		-		
40	<b>3 CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>						
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura	
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm2 g ; °C					
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm2 g ; °C					
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm2 g ; °C					
45		kg/cm2 g ; °C					
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm2 g ; °C					
47	<b>4 CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)</b>						
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO ( 60 polegadas)	60	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)				
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	3/4	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)		16		
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	20	PITCH (1 pulgada) / TIPO				
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)				
52	NOTAS :						
53	(1)	Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.					
54							
55							
56							
57		Curvas de condensação/vaporização em folha anexe se procede.					
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					



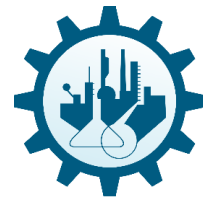
### 10.8 F-1 FORNOS

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Equipamento nº		F-1	
UNIDADE :		Forno			Pág.	1	de	1
R e v	<b>FORNOS</b>							
	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>							
1	EQUIPAMENTO Nº		F1					
2	CASO DE PROJETO		CASO A					
3	SERVIÇO		AQUECIMENTO ATÉ R1					
4	NÚMERO DE PASSES ESTIMADOS		1		TIPO DE FORNO		CILÍNDRICO	
5	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E DADOS DE OPERAÇÃO</b>							
6	SERPENTINA		PROCESSO			AUXILIAR		
7	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)		-	-	-	-	-	-
8	NATUREZA		-	-	-	-	-	-
9			Entrada	Saída	Entrada	Saída (1)		
10	VAZÃO TOTAL		kg/h	1.000,00	1.000,00	35,70	542,16	
11	VAZÃO TOTAL VAPOR ÚNIDO		kg/h	1.000,00	1.000,00	0,00	306,40	
12	INCONDENSÁVEIS (N2,...)		kg/h	-	-	-	-	
13	VAPOR DE ÁGUA		kg/h	-	-	-	0,15	
14	HIDROCARBONETOS		kg/h	-	-	-	-	
15	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO		kg/h	0,00	0,00	35,70	235,80	
16	ÁGUA LIVRE		kg/h	-	-	-	0,00	
17	HIDROCARBONETOS		kg/h	-	-	35,70	-	
18	PROPRIEDADES FASE VAPOR (ÚMIDA)							
19	PESO MOLECULAR		kg/kmol	58,08	58,08	-	25,95	
20	DENSIDADE @P,T		kg/m3	10,27	5,76	-	0,29	
21	VISCOSIDADE @T		cP	0,01	0,03	-	0,04	
22	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T		kcal/h m °C	0,03	0,07	-	0,06	
23	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C	0,49	0,68	-	0,33	
24	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (SECA)							
25	DENSIDADE @P,T		kg/m3	-	-	753,40	1.915,00	
26	VISCOSIDADE @T		cSt	-	-	1,63	0,18	
27	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T		kcal/h m °C	-	-	0,12	0,04	
28	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C	-	-	0,51	0,29	
29	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T		dinas/cm	-	-	24,88	-	
30	TEMPERATURA		°C	306,20	760,00	25,00	818,00	
31	PRESSÃO DE ENTRADA		kg/cm2 g	7,65		7,00		
32	PERDA DE CARGA PERMITIDA		kg/cm2	-		-		
33	FATOR DE DEPOSIÇÃO		m2 h°C / kcal	-		0,00		
34	CALOR TROCADO		Gcal/h	0,27		-		
35	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.		%	-		-		
36	PERDA DE CARGA PERMITIDA A VAZ. MÁX.		kg/cm2	-		-		
37	<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>							
38	CONDIÇÕES DE...			Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura	
39	DESENHO MECÂNICO ELÁSTICO (1)		kg/cm2 g ; °C					
40	DESENHO MECÂNICO A VAZIO		kg/cm2 g ; °C					
41	DECOQUIZAMENTO		kg/cm2 g ; °C					
42			kg/cm2 g ; °C					
43	<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS E LIMITAÇÕES NO PROJETO TÉRMICO (2)</b>							
44	FLUXO TÉRMICO MED. RADIAÇÃO (kcal/h m2)				EFICÁCIA ESTIMADA (%) (3)			
45	FLUXO TÉRMICO MÁX. RADIAÇÃO (kcal/h m2)				CALOR LIBERADO NORMAL, Gcal/h			
46	FLUXO TÉRMICO MÁX. CONV. (kcal/h m2)				PODER CAL. INF. (FO/FG) (kcal/kg)			
47	VEL. MÁX./ MIN. PERMITIDA TUBOS (m/s)				CONSUMO ESTIM. NORMAL (FO/FG) (kg/h)			
48	MÁX T. DE PROCESSO A RADIANTE (°C)				CONSUMO ESTIM. PROJETO (FO/FG) (kg/h)			
49	NOTAS :							
50	(1) Considera a vazão de ar							
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Date	Aprovado						

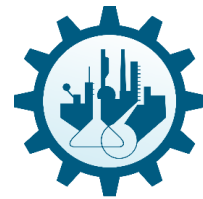


### 10.9 G-1 BOMBAS (1 de 2)

	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona			EQUIPAMENTO n	P-1	
	UNIDADE :	Bombas			Pág.	1	de 4
R e v	<b>BOMBAS</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>						
2	CASO DE PROJETO				P-1		
3	SERVIÇO				Impulsão de Reagente		
4	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA				1		
5	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA				1	1	
6	TIPO DE BOMBA ( centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)				Centrífuga		
7	FUNCIONAMENTO ( contínuo / descontinuo ; série / paralelo)				Contínuo		
8	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO</b>						
9	NATUREZA DO FLUIDO				ORGÂNICO		
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS				Não	Não	
11	SÓLIDOS EN SUSPENSÃO ( quantidade / DIÂMETRO Equivalente)				-	-	
12	PONTO DE FLUIDEZ ( POUR POINT)				°C		
13	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO				°C		
14	TEMPERATURA DE BOMBEIO				°C		
15	Densidade @T BOMBEIO				kg/m <sup>3</sup>		
16	Viscosidade @T BOMBEIO				cSt		
17	PRESSÃO DE VAPOR @T BOMBEIO				kg/cm <sup>2</sup> a		
18	<b>CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA</b>						
19	VAZÃO DE PROJETO Q (rated) (1)			m <sup>3</sup> /h	0,286		
20	VAZÃO MÍNIMO DE PROCESSO (2)			m <sup>3</sup> /h	0,143		
21	VAZÃO NORMAL			m <sup>3</sup> /h	0,238		
22	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated			kg/cm <sup>2</sup> g	8,4		
23	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated			kg/cm <sup>2</sup> g	1,020		
24	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated			kg/cm <sup>2</sup>	7,380		
25	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)			m	94,136		
26	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)			m	3,010		
27	MÁX. DP a IMPULSÃO FECHADA (4)			kg/cm <sup>2</sup>	8,856		
28	PRESSÃO MÁXIMA ASPIRAÇÃO			kg/cm <sup>2</sup> g	1,224		
29	PRESSÃO MÁXIMA IMPULSÃO			kg/cm <sup>2</sup> g	0,286		
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO			polegadas	1	1	
31	IMPULSOR / FECHAMENTO (5)			-			
32	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING (6)			-			
33	<b>condições DE PROJETO MECÂNICO</b>						
34	TEMPERATURA PROJETO MECÂNICO				°C		
35	PRESSÃO PROJETO MECÂNICO				kg/cm <sup>2</sup> g		
36	<b>CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO</b>						
37	TIPO OPERAÇÃO / RESERVA						
38	CONSUMO ELÉCTRICO ESTIMADO A VAZÃO PROJETO				kWh/h		
39	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO A VAZÃO PROJETO				Kg/h		
40	NOTAS :						
41	(1) O ponto de garantia deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.						
42	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe / vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção / recirculação em seu caso.						
43	(3) Na brida de aspiração da bomba. Exclui cargas de aceleração para bombas volumétricas alternativas. Exclui contingências / margem para todo tipo de bombas.						
44	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com dens., viscos. normais e velocidade de operação contínua máx.						
45	(5) Especificar tipo / particularidades do impulsor / fechamento, se existem requerimentos de processo.						
46	(6) Especificar tracejado, isolamento, flushing se existem requerimentos de processo.						
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.						
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

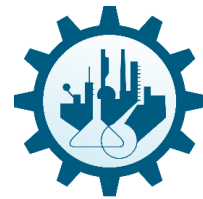


PROJETO :		Planta de Produção de Etenona		EQUIPAMENTO n		P-2		
UNIDADE :		Bombas		Pág.	2	de	4	
R e v	<b>BOMBAS</b>							
	<b>CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO</b>							
	1	CASO DE PROJETO			P-2			
	2	SERVIÇO			Refluxo da coluna			
	3	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA			1			
	4	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA			1	1		
5	TIPO DE BOMBA ( centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)			Centrífuga				
6	FUNCIONAMENTO ( contínuo / descontínuo ; série / paralelo)			Contínuo				
7	<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO</b>							
8	NATUREZA DO FLUIDO			ORGÂNICO				
9	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS			Não	Não			
10	SÓLIDOS EN SUSPENSÃO ( quantidade / DIÂMETRO Equivalente)			-	-			
11	PONTO DE FLUIDEZ ( POUR POINT)			°C	-			
12	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO			°C	-			
13	TEMPERATURA DE BOMBEO			°C	-2,547			
14	Densidade @T BOMBEO			kg/m3	743,60			
15	Viscosidade @T BOMBEO			cSt	0,44010			
16	PRESSÃO DE VAPOR @T BOMBEO			kg/cm2 a	-			
17	<b>CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA</b>							
18	VAZÃO DE PROJETO Q (rated) (1)			m3/h	0,4468			
19	VAZÃO MÍNIMO DE PROCESSO (2)			m3/h	0,2680			
20	VAZÃO NORMAL			m3/h	0,4468			
21	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated			kg/cm2 g	7,3460			
22	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated			kg/cm2 g	6,1970			
23	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated			kg/cm2	1,1480			
24	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)			m	15,4519			
25	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)			m	3,0833			
26	MÁX. DP a IMPULSÃO FECHADA (4)			kg/cm2	1,379			
27	PRESSÃO MÁXIMA ASPIRAÇÃO			kg/cm2 g	7,436			
28	PRESSÃO MÁXIMA IMPULSÃO			kg/cm2 g	8,815			
29	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO			polegadas	1	1		
30	IMPULSOR / FECHAMENTO (5)			-				
31	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING (6)			-				
32	<b>condições DE PROJETO MECÂNICO</b>							
33	TEMPERATURA PROJETO MECÂNICO			°C	50			
34	PRESSÃO PROJETO MECÂNICO			kg/cm2 g	7,346			
35	<b>CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO</b>							
36	TIPO OPERAÇÃO / RESERVA							
37	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO A VAZÃO PROJETO			kWh/h				
38	CONSUMO DE VA POR ESTIMADO A VAZÃO PROJETO			Kg/h				
39	NOTAS :							
40	✓	(1)	O ponto de garantia deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.					
41	✓	(2)	Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe / vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção / recirculação em seu caso.					
42	✓	(3)	Na brida de aspiração da bomba. Exclui cargas de aceleração para bombas volumétricas alternativas. Exclui contingências / margem para todo tipo de bombas.					
43	✓	(4)	Este valor não pode ser excedido pela bomba com dens., viscos. normais e velocidade de operação contínua máx.					
44	✓	(5)	Especificar tipo / particularidades do impulsor / fechamento, se existem requerimentos de processo.					
45	✓	(6)	Especificar tracejado, isolamento, flushing se existem requerimentos de processo.					
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58			Para materiais ver la folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

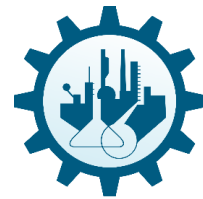


10.10 G-2 BOMBAS (2 de 2)

	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona		Equipamento nº	P-1		
	UNIDADE :	Bombas		Pág.	3	de	4
R e v	<b>FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS</b>						
1	SERVIÇO / CASO :	Bomba Centrífuga					
2	ESQUEMA DE FLUXO :						
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16	<b>NATUREZA DO FLUÍDO</b>						
17	T de BOMBEO	°C	25			<b>P. IMPULSÃO</b>	
18	Viscosidade @T	cSt	0,30219			Circ. 1	Circ. 2
19	Densidade @T	kg/m3	790,7392			Circ. 3	Q Des.
20						kg/cm2 g ó kg/cm2 (DP)	
21	<b>Capacidade</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>		P. destino	
22	VAZÃO mássico	kg/h	-	-		DP distribuidor	
23	VAZÃO volumétrico	m3/h	-	8,4		Altura estática	
24						DP linha	
25	<b>P. ASPIRAÇÃO</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>		DP filtro	
26	P. recipiente	kg/cm2 g	-	-		DP	
27	H ( LT a center line)	kg/cm2	-	-		DP	
28	DP linha	kg/cm2	-	-		DP	
29	DP filtro	kg/cm2	-	-		DP placa	
30	DP otros	kg/cm2	-	-		DP Váv. Cont.	
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm2 g	-	-		P. IMPULSÃO	
32							
33	<b>NPSH DISPONÍVEL</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>		<b>P. Diferencial @ Q des</b>	<b>Q des</b>
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm2 a	1,01972	-		P. IMPULSÃO	kg/cm2 g
35	P. vapor @T	kg/cm2 a	0,271902	-		P. ASPIRAÇÃO	kg/cm2 g
36	Diferença	kg/cm2	8,8563	-		P. Diferencial	kg/cm2
37	NPSHA	m	3,009538	-		Altura Diferencial	m
38							
39	<b>Consumo estimado ACIONAMENTO</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>		<b>P. máx. ASPIRAÇÃO</b>	
40	HHP	CV	224,299316			P. Recipiente (1)	kg/cm2 g
41	Eficiência bomba	%	0,35	0,35		H (HHL-Center line)	kg/cm2
42	BHP	CV	242,495508			P máx. ASPIRAÇÃO	kg/cm2 g
43	Motor					<b>P. máx. IMPULSÃO</b>	
44	Eficiência motor	%	0,925			P difer. máx. motor (2)	kg/cm2 g
45	Eletricidade	kWh/h	-			P difer. máx. turbina (2)	kg/cm2 g
46	Turbina					P máx. IMPULSÃO (3)	kg/cm2 g
47	DH vapor isoentrópica.	kJ/Kg	-				
48	Eficiência turbina	%	-				
49	Consumo vapor	kg/h	-				
50	<b>NOTAS :</b>						
51	(1)	Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração					
52	(2)	Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 // 1,2*1,1 para acionamento com motor // turbina.					
53	(3)	Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.					
54							
55							
56							
57							
58							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					



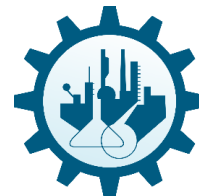
PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			EQUIPAMENTO n°		P-2						
UNIDADE :		Bombas			Pág.	4	de	4					
R e v	<b>FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS</b>												
	1	SERVIÇO / CASO :	Bomba de Refluxo										
	2	ESQUEMA DE FLUXO :											
	3												
	4												
	5												
	6												
	7												
	8												
	9												
	10												
	11												
	12												
	13												
	14												
15													
16	<b>NATUREZA DO FLUÍDO</b>	-							<b>Cetona</b>		<b>P. IMPULSÃO</b>	<b>Q Nor</b>	<b>Circ. 1</b>
17	T de BOMBEIO	°C	<b>-2,547</b>										
18	Viscosidade @T	cSt	<b>0,44</b>				kg/cm2 g ó kg/cm2 (DP)						
19	Densidade @T	kg/m3	<b>743,60</b>		P. destino								
20					DP distribuidor								
21	<b>Capacidade</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>	Altura estática								
22	VAZÃO mássico	kg/h	<b>332,2</b>	<b>398,6</b>	DP linha								
23	VAZÃO volumétrico	m3/h	<b>0,4468</b>	<b>0,5361</b>	DP filtro								
24					DP								
25	<b>P. ASPIRAÇÃO</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>	DP								
26	P. recipiente	kg/cm2 g	-	<b>7,716</b>	DP								
27	H ( LT a center line)	kg/cm2	-	-	DP								
28	DP linha	kg/cm2	-	-	DP								
29	DP filtro	kg/cm2	-	-	DP placa								
30	DP otros	kg/cm2	-	-	DP Váv. Cont.								
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm2 g	-	<b>6,197</b>	P. IMPULSÃO								
32													
33	<b>NPSH DISPONÍVEL</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>	<b>P. Diferencial @ Q des</b>					<b>Q des</b>			
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm2 a			P. IMPULSÃO		kg/cm2 g			<b>7,346</b>			
35	P. vapor @T	kg/cm2 a			P. ASPIRAÇÃO		kg/cm2 g			<b>6,197</b>			
36	Diferença	kg/cm2			P. Diferencial		kg/cm2			<b>1,148</b>			
37	NPSHA	m			Altura Diferencial		m						
38													
39	<b>Consumo estimado ACIONAMENTO</b>		<b>Q Nor</b>	<b>Q des</b>	<b>P. máx. ASPIRAÇÃO</b>								
40	HHP	CV	-	-	P. Recipiente (1)		kg/cm2 g			<b>7,716</b>			
41	Eficiência bomba	%	<b>40</b>	<b>40</b>	H (HHL-Center line)		kg/cm2						
42	BHP	CV	-	-	P máx. ASPIRAÇÃO		kg/cm2 g						
43	Motor				<b>P. máx. IMPULSÃO</b>								
44	Eficiência motor	%	<b>90</b>	-	P difer. máx. motor (2)		kg/cm2 g						
45	Eletricidade	kWh/h	-	<b>4752</b>	P difer. máx. turbina (2)		kg/cm2 g						
46	Turbina				P máx. IMPULSÃO (3)		kg/cm2 g						
47	DH vapor isoentrópica.	kJ/Kg	-	-									
48	Eficiência turbina	%	-	-									
49	Consumo vapor	kg/h	-	-									
50	<b>NOTAS :</b>												
51	(1)	Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração											
52	(2)	Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 // 1,2*1,1 para acionamento com motor // turbina.											
53	(3)	Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.											
54													
55													
56													
57													
58													
	Rev.	Por											
	Data	Aprovado											



## 10.11 L-1 TUBULAÇÕES

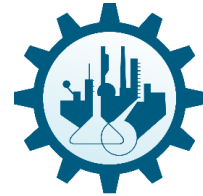
PROJETO:		Planta de Produção de Etanona										Tubulações de Processo								
UNIDADE:		Tubulações										Pág. 1 de 3								
<b>TUBULAÇÕES DE PROCESSO</b>																				
1	TUBULAÇÃO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9										
2	P&I d nº																			
3	DE		P-1	E-1	F-1	R-1	E-1	E-2	C-1	E-3										
4	A	P-1	E-1	F-1	R-1	E-1	E-2	C-1	E-3	C-2										
<b>NATUREZA, FASE Y VAZÃO</b>																				
8	NATUREZA DO FLUIDO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO								
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS ( % peso / ppm p)	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não								
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	L	0	V	100	V	100	M	86,02	M	83,83	V	100	M	72,7			
11	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P, T	m³/h	-	-	-	97,39	173,70	196,50	82,87	88,03	100,40	80,61								
12	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P, T	m³/h	1,2820	1,2830	-	-	-	-	0,2802	0,3209	-	0,5691								
<b>PROPRIEDADES</b>																				
14	PESO MOLECULAR GAS																			
15	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	kg/m³	-	779,80	-	779,70	10,27	-	5,758	-	5,088	-	9,699	700,50	8,781	707,40	8,078	-	4,37	805,80
16	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	-	0,3875	-	0,3852	0,0137	-	0,0259	-	0,0253	-	0,0118	0,245	0,0117	0,2539	0,0113	-	0,0104	0,4948
17	PONTO DE FLUIDEZ (FOUR POINT)	°C																		
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO</b>																				
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C	25,0	55,0	25,67	55,67	306,2	336,2	760,0	790,0	528,8	558,8	85,39	115,39	80,0	110,0	47,45	77,45	-2,55	27,45
20	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm² g	-0,014	3,50	8,400	10,20	7,650	9,450	7,650	9,450	7,497	9,297	6,747	8,547	5,997	7,797	5,150	6,950	5,00	6,80
<b>DADOS TUBULAÇÃO</b>																				
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	1	1	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
23	DP CALCULADA / PERMITIDA (2)	kg/cm² / km	1,612	3,0	1,611	3,0	0,405	3,0	0,757	3,0	0,858	3,0	0,501	3,0	0,534	3,0	0,558	3,0	0,365	3,0
24	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA (2)	m/s	0,7028	-	0,7033	-	5,932	-	10,580	-	11,969	-	5,065	-	5,382	-	6,115	-	4,945	-
25	ISOLAMENTO, TRAJEADO (3)		NA	NA	H	H	H	H	P	P	H	H	P	H	H	P	P	P	P	P
NOTAS:																				
27	(1)	Especificar se é vapor (V), líquido (L), o fase mista (M).																		
28	(2)	Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																		
29	(3)	Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação decolor, C: conservação frio, ST: trajeado com vapor, ET: trajeado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.																		
Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																				
Rev.	Por																			
Data	Aprovado																			

PROJETO:		Planta de Produção de Etanona										Tubulações de Processo								
UNIDADE:		Tubulações										Pág. 2 de 3								
<b>TUBULAÇÕES DE PROCESSO</b>																				
1	TUBULAÇÃO Nº	10	11	12	13	14	15	16	17	18										
2	P&I d nº																			
3	DE	C-2	C-2	P-2	C-1	E-4	C-1			E-2										
4	A		P-2	C-1	E-4	C-1			F-1	E-2										
<b>NATUREZA, FASE Y VAZÃO</b>																				
8	NATUREZA DO FLUIDO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	HC	ÁGUA	ÁGUA									
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS ( % peso / ppm p)	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não									
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	V	100	L	0	L	0	L	0	V	100	L	0	L	0	L	0	L	0	
11	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P, T	m³/h	56,86	-	-	-	-	15,20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
12	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P, T	m³/h	-	0,5035	0,5015	1,1630	-	-	0,8663	0,0613	0,3278	0,3321								
<b>PROPRIEDADES</b>																				
14	PESO MOLECULAR GAS																			
15	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	kg/m³	7,68	-	743,6	-	732,0	-	651,6	12,76	-	650,6	-	753,4	-	1005,0	-	992,3		
16	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	0,1028	-	0,4401	-	0,4300	-	0,1907	0,0091	-	0,1900	-	2,1630	-	0,8282	-	0,5985		
17	PONTO DE FLUIDEZ (FOUR POINT)	°C																		
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO</b>																				
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C	-2,55	27,45	-2,55	27,45	-2,55	27,45	127,9	157,9	128,6	158,6	127,9	157,9	25,0	55,0	28,0	58,0	45,0	75,0
20	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm² g	5,0	6,8	5,0	6,8	6,458	8,258	6,35	8,15	6,45	8,25	6,35	8,15	7,0	8,8	8,0	9,8	7,25	9,05
<b>DADOS TUBULAÇÃO</b>																				
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	1,5	1	1	1	1,5	1	1	1	1	1								
23	DP CALCULADA / PERMITIDA (2)	kg/cm² / km	2,943	3,0	0,285	3,0	0,912	3,0	1,216	3,0	0,358	3,0	0,719	3,0	0,022	3,0	0,203	3,0	0,188	3,0
24	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA (2)	m/s	13,854	-	0,2760	-	0,2749	-	0,6376	-	3,7034	-	0,4749	-	0,0336	-	0,1797	-	0,1821	-
25	ISOLAMENTO, TRAJEADO (3)		NA	NA	NA	NA	H	H	H	H	P	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	
NOTAS:																				
27	(1)	Especificar se é vapor (V), líquido (L), o fase mista (M).																		
28	(2)	Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																		
29	(3)	Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação decolor, C: conservação frio, ST: trajeado com vapor, ET: trajeado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.																		
Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																				
Rev.	Por																			
Data	Aprovado																			



PROJETO : Planta de Produção de Etenona		Tubulações de Processo									
UNIDADE: Tubulações		Pag. 3 de 3									
<b>TUBULAÇÕES DE PROCESSO</b>											
1	TUBULAÇÃO Nº	19	20	21	22						
2	P&I d nº										
3	DE		E-3		E-4						
4	A	E-3		E-4							
5											
6											
7	<b>NATUREZA, FASE Y VAZÃO</b>										
8	NATUREZA DO FLUIDO	INORGÂNICO		INORGÂNICO		VAPOR DE ÁGUA		VAPOR DE ÁGUA			
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TOXICOS ( % peso / ppm p)	Sim		Sim		Não		Não			
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	V	100	V	100	L	0		
11	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P. T	m³/h	-	181,5	-	22,5	-	-	-		
12	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P. T	m³/h	0,2273	-	-	-	-	0,0638	-		
13											
14	<b>PROPRIEDADES</b>										
15	PESO MOLECULAR GAS										
16	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P. T	kg/m³	-	674,3	0,8439	-	2,291	-	-	7,8	
17	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P. T	cP (G) / cSt (L)	-	0,3682	0,0066	-	0,0177	-	-	0,1379	
18	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C									
19	<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO</b>										
20	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C	-34,0	-4,00	-34,0	-4,0	240,0	270,0	240,0	270,0	
21	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm² g	-0,029	1,771	-0,029	1,771	4,5	6,3	6,35	8,15	
22	<b>DADOS TUBULAÇÃO</b>										
23	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	1	2	1	1					
24	DP CALCULADA / PERMITIDA (2)	kg/cm2/ km	0,062	3,0	0,953	3,0	1,488	3,0	0,006	3,0	
25	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA (2)	m/s	0,1246		24,875		12,335		0,0350		
26	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)		P		P		H		P		
27	NOTAS:										
28	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), o fase mista (M).										
29	(2) Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.										
30	(3) Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação decolor, C: conservação frio, ST: tracejado com vapor, ET: tracejado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.										
31											
32											
33											
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.										
	Rev.	Por									
	Data	Aprovado									

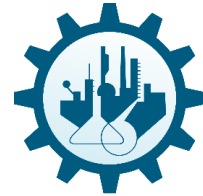




## 10.12 J-1 INSTRUMENTOS DE VAZÃO

PROJETO:		Planta de Produção de Etenona					Instrumentos de Vazão	
UNIDADE:		Instrumentos					Pág. 1 de 2	
<b>INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>								
1	INSTRUMENTO Nº	FT-01	FT-05	FI-07	FT-10	FI-13	FT-14	
2	SERVIÇO	Saída P-1	Fuel Oil	Saída R-1	Água Refrigeração	Saída de Topo C-1	Produto de Topo	
3	CASO DE PROJETO							
<b>DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO</b>								
5	NATUREZA DO FLUIDO	ORGÂNICO	HC	ORGÂNICO	ÁGUA	ORGÂNICO	ORGÂNICO	
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS ( % peso / ppm p)	Não	Não	Não	Não	Não	Não	
7	FASE (1)	L	G	G	L	G	G	
8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m³/h	1,283	0,06129	196,5	0,3278	100,4	56,86
9	GAS @ 0°C y 1 atm.	Nm³/h	-	-	-	-	-	-
10	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-	-	-	-
11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA	%	-	-	-	-	-	-
12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	25,66	25,0	528,8	28,0	47,45	-2,547
13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm² g	8,4	7,0	7,50	8,0	5,15	5
<b>PROPRIEDADES DO FLUIDO</b>								
15	PESO MOLECULAR GAS							
16	DENSIDADE DE LÍQUIDO @ 15,4 °C	Sp. Gr.						
17	POUR POINT DO LÍQUIDO	°C						
18	DENSIDADE @ P. T	kg/m³	779,7	753,4	5,088	1005,0	8,078	7,675
19	VISCOSIDADE @ T	cP (G) / cSt (L)	0,3852	2,1630	0,02526	0,8282	0,01132	1,336
<b>CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO</b>								
21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO							
22	SITUAÇÃO (2)	P	P	P	P	P	P	P
23	PONTOS CONSIGNA ( VAZÃO NORMAL : 100%)							
24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%						
25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%	80/60					
26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%	/60					
27	TRACÉJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING							
28	LOCALIZADO EM TAMANHO/ IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO	1"-P-02-NA	1"-P-16-NA	3"-P-05-H	1"-AR-17-NA	3"-P-08-P	1,5"-P-10-NA	
NOTAS:								
30	(1) Especificar se é gas (G), líquido (L) ou vapor de água (V).							
31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).							
32								
33								
34								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

PROJETO:		Planta de Produção de Etenona					Instrumentos de Vazão	
UNIDADE:		Instrumentos					Pág. 2 de 2	
<b>INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>								
1	INSTRUMENTO Nº	FT-17	FT-20	FT-22	FI-23	FI-24	FT-26	
2	SERVIÇO	Amônia	Refluxo de Topo	Produto de Fundo	Saída de Fundo Coluna	Refluxo de Fundo	Vapor de Água	
3	CASO DE PROJETO							
<b>DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO</b>								
5	NATUREZA DO FLUIDO	INORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	ORGÂNICO	VAPOR DE ÁGUA
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS ( % peso / ppm p)	Sim	Não	Não	Não	Não	Não	Não
7	FASE (1)	L	L	L	L	G	V	
8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m³/h	0,2269	0,5015	0,8663	1,163	15,20	0,3278
9	GAS @ 0°C y 1 atm.	Nm³/h						
10	VAPOR DE ÁGUA	kg/h						329,5
11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA	%						
12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	-34,0	-2,55	127,9	127,9	128,6	240,0
13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm² g	-0,0285	6,46	6,35	6,35	6,45	8,0
<b>PROPRIEDADES DO FLUIDO</b>								
15	PESO MOLECULAR GAS							
16	DENSIDADE DE LÍQUIDO @ 15,4 °C	Sp. Gr.						
17	POUR POINT DO LÍQUIDO	°C						
18	DENSIDADE @ P. T	kg/m³	674,3	732,0	651,6	651,6	12,76	1005,0
19	VISCOSIDADE @ T	cP (G) / cSt (L)	0,3682	0,4300	0,1907	0,1907	0,009143	0,8282
<b>CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO</b>								
21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO							
22	SITUAÇÃO (2)	P	P	P	P	P	P	P
23	PONTOS CONSIGNA ( VAZÃO NORMAL : 100%)							
24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%						
25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%		30/10				
26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%		/10				
27	TRACÉJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING							
28	LOCALIZADO EM TAMANHO/ IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO	1"-FR-19-H	1"-P-12-NA	1"-P-15-P	1"-P-13-H	1,5"-P-14-H	1"-V-21-H	
NOTAS:								
30	(1) Especificar se é gas (G), líquido (L) ou vapor de água (V).							
31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).							
32								
33								
34								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

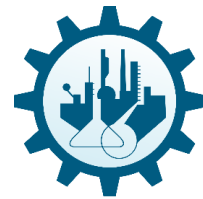


### 10.13 J-2 INSTRUMENTOS DE NÍVEL

PROJETO:		Planta de Produção de Etanona						Instrumentos de Nível	
UNIDADE:		Instrumentos						Pág. 1 de 1	
<b>INSTRUMENTOS DE NÍVEL</b>									
1	INSTRUMENTO Nº	LT-16	LT-21						
2	SERVIÇO	Pulmão (C-2)	Coluna (C-1)						
3	CASO DE PROJETO								
<b>DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO</b>									
5	NATUREZA DO FLUIDO SUPERIOR / INFERIOR	ORGÂNICO	ORGÂNICO						
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TOXICOS ( % peso / ppm p)	Não	Não						
7	TIPO DE INTERFASE (1)	L-V	L-V						
8	TEMPERATURA	°C	-2,547	127,90					
9	PRESSÃO	kg/cm <sup>2</sup> g	5,00	6,35					
<b>PROPRIEDADES DO FLUIDO</b>									
10	DENSIDADE FASE SUP. @ P, T	kg/m <sup>3</sup>	7,675	12,76					
11	VISCOSIDADE FASE SUP. @ T	cP / cSt	0,01026/	0,009143/					
12	DENSIDADE FASE INF. @ P, T	kg/m <sup>3</sup>	743,6	651,6					
13	VISCOSIDADE FASE INF. @ T	cP / cSt	/0,4401	/0,1907					
<b>CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO</b>									
14	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO								
15	SITUAÇÃO (2)	P	P						
16	PONTOS CONSIGNA ( NÍVEL NORMAL : 50% ) (3)	849	1016						
17	ALARME ALTO / MUITO ALTO	mm	1358	1626					
18	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	mm	340	406					
19	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	mm							
20	TRACIADO, FLUSHING								
21	LOCALIZADO EM RECIPIENTE	C-2	C-1						
22	NOTAS:								
23	(1) Especificar se é líquido - líquido (L-L) ou líquido - vapor (L-V)								
24	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL)								
25	(3) Indicar o nível normal em mm sobre LT o % intervalo medida e os pontos de consigna de ALARMES e encravamentos nas mesmas unidades								
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

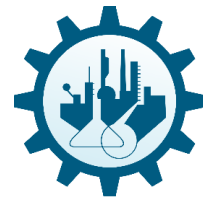
### 10.14 J-3 INSTRUMENTOS DE PRESSÃO

PROJETO:		Planta de Produção de Etanona						Instrumentos de Pressão									
UNIDADE:		Instrumentos						Pág. 1 de 1									
<b>INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>																	
1	INSTRUMENTO Nº	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO (2)					CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO								
2				NATUREZA FLUIDO	COMPOSTOS CORROSIVOS O TÓXICOS	FASE (1)	TEMP. (°C)	PRES. (kg/cm <sup>2</sup> g)			PONTOS CONSIGNA (kg/cm <sup>2</sup> g)			TRAC. (sim/não)	LOCALIZAÇÃO EM TUBULAÇÃO / RECIPIENTE		
3								MIN	NORM	MAX.	ALARMES			ENCRAV.			
4											PAL	PALL	PAH	PAHH	BAIXO	ALTO	
5	PT-01	Saida P-1		ORGÂNICO	Não	L	25,66		8,40							9,18	1°-P-02-NA
6	PI-02	Entrada F-1		ORGÂNICO	Não	L	306,2		7,65								3°-P-03-H
7	PI-05	Fuel Oil		HC	Não	L	25,0		7,00		5,6						1°-P-16-NA
8	PI-07	Saida R-1		ORGÂNICO	Não	G	528,8		7,50								3°-P-05-H
9	PI-08	Saida E-1		ORGÂNICO	Não	M	85,39		6,75								3°-P-06-P
10	PI-09	Saida E-2		ORGÂNICO	Não	M	80,0		6,00								3°-P-07-H
11	PT-13	Topo C-1		ORGÂNICO	Não	G	47,45		5,15			7,31	8,23		8,23		3°-P-08-P
12	PI-15	Saida E-3		ORGÂNICO	Não	M	-2,547		5,00								3°-P-09-P
13	PI-17	Amônia		INORGÂNICO	Sim	L	-34,0		-0,0285								1°-FR-19-H
14	PI-19	Entrada P-2		ORGÂNICO	Não	L	-2,547		5,00								1°-P-11-NA
15	PI-20	Saida P-2		ORGÂNICO	Não	L	-2,547		6,46								1°-P-12-NA
16	PI-23	Fundo C-1		ORGÂNICO	Não	L	127,9		6,35								1°-P-13-H
17	PI-24	Saida E-4		ORGÂNICO	Não	G	128,6		6,45								1,5°-P-14-H
18	PI-26	Vapor de Água		VAPOR DE ÁGUA	Não	V	240,0		4,50								1°-V-21-H
19																	
20																	
21																	
22																	
23																	
24																	
25																	
26	NOTAS:																
27	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L), vapor de água (V) o mista (M).																
28	(2) Especificam-se condições de operação. Para condições de projeto mecânico referir-se às condições da tunulação ou equipamento associado.																
29	(3) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).																
30																	
31																	
32																	
33																	
34																	
	Rev.	Por															
	Data	Aprovado															



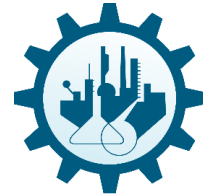
## 10.15 J-4 INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA

PROJETO: Planta de Produção de Benona											Instrumentos de Temperatura										
UNIDADE: Instrumentos											Pag. 1 de 1										
INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA																					
1	2	3	4	5	6	7	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO (2)					CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO									
							8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
INSTRUMENT Nº	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	NATUREZA FLUIDO	COMPLET CORROSIVOS O TÓXICOS	FASE (1)	TEMP. (°C)															
5	TI-01	Saída P-1		ORGÂNICO	Não	L	25,66		25,66		P										1°-P-02-NA
6	TI-02	Entrada F-1		ORGÂNICO	Não	G	306,2		306,2		P										3°-P-03-H
7	TT-03	Saída F-1		ORGÂNICO	Não	G	706,0		706,0		P	750		770	780						3°-P-04-H
8	TT-04	R-1		ORGÂNICO	Não	G	706,0		706,0		P										R-1
9	TT-06	Gases de Exaustao		OXIDOS	Não	G	818,0		818,0		P									838	-
10	TI-07	Saída R-1		ORGÂNICO	Não	G	528,8		528,8		P										3°-P-05-H
11	TI-08	Saída E-1		ORGÂNICO	Não	M	85,39		85,39		P										3°-P-06-P
12	TT-09	Saída E-2		ORGÂNICO	Não	M	80,0		80,0		P										3°-P-07-H
13	TI-10	Entrada E-2 (AR)		ÁGUA	Não	L	28,0		28,0		P										1°-AR-17-NA
14	TI-11	Saída E-2 (AR)		ÁGUA	Não	L	45,0		45,0		P			47,5							1°-AR-18-NA
15	TI-12	C-1		ORGÂNICO	Não	M	-		-		P										C-1
16	TI-13	Saída Topo C-1		ORGÂNICO	Não	G	47,45		47,45		P										3°-P-08-P
17	TI-15	Entrada C-2		ORGÂNICO	Não	G	-2,547		-2,547		P										3°-P-09-P
18	TI-17	Entrada Amônia		INORGÂNICO	Sim	L	-34,0		-34,0		P										1°-FR-19-P
19	TI-18	Saída Amônia		INORGÂNICO	Sim	L	-34,0		-34,0		P										2°-FR-20-P
20	TI-23	Saída Fundo C-1		ORGÂNICO	Não	L	127,9		127,9		P										1°-P-13-H
21	TI-24	Refluxo de Fundo		ORGÂNICO	Não	G	128,6		128,6		P										1,5°-P-14-H
22	TI-25	Produto de Fundo		ORGÂNICO	Não	L	127,9		127,9		P										1°-P-15-P
23	TI-26	Vapor de Água		ORGÂNICO	Não	V	240,0		240,0		P										1°-V-21-H
24	TI-26	Vapor de Água		ORGÂNICO	Não	V	240,0		240,0		P										1°-V-22-P
25	NOTAS:																				
27	(1) Especificar se é gas (G), líquido (L), vapor de água (V) o mista (M).																				
28	(2) Especificam-se condições de operação. Para condições de projeto mecânico referir-se às condições da tunelulação ou equipamento associado.																				
29	(3) Indicar se o instrumento é local (L), panel (P) o painel local (FL).																				
30																					
31																					
32																					
33																					
34																					
	Rev.	Por																			
	Data	Aprovado																			

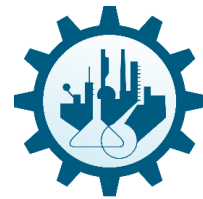


## 10.16 J-7 VÁLVULAS DE CONTROLE

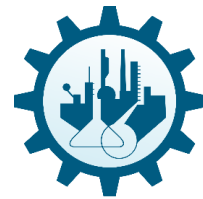
PROJETO :		Planta de Produção de Etenona				Válvula de Controle	
UNIDADE :		Válvulas de Controle				Pág.	1 de 4
<b>VÁLVULAS DE CONTROLE</b>							
<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>							
1	Nº DE VÁLVULA		FCV-01		FCV-02		
2	SERVIÇO		ENTRADA E-1		COMBUSTÍVEL F-1		
3	CASO						
4	LOCALIZADA EM P&ID						
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>							
5	NATUREZA DO FLUIDO		ENTRADA		SAÍDA		
6			ORGÂNICO		ORGÂNICO		
7	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS		% p / ppm p				
8	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO		kg/h		1000		1000
9	VAZÃO NORMAL DE GAS		kg/h				
10	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA		kg/h				
11	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO		%				
12	TEMPERATURA		°C		25,66		25,66
13	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T		kg/m <sup>3</sup>		779,7		779,7
14	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T		cSt		0,3852		0,3852
15	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T		kg/cm <sup>2</sup> a		0,53013		0,53013
16	PRESSÃO CRÍTICA		kg/cm <sup>2</sup> a				
17	PESO MOLECULAR DO GAS		-				
18	DENSIDADE GAS @P, T		kg/m <sup>3</sup>				
19	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T		-		0,0277		0,0277
20	Cp / Cv		-		1,594		1,594
21	ENTRADA		SAÍDA		ENTRADA		SAÍDA
22	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO		kg/h		46,18		46,18
23	VAZÃO NORMAL DE GAS		kg/h				
24	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA		kg/h				
25	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO		%				
26	TEMPERATURA		°C		25		25
27	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T		kg/m <sup>3</sup>		753,4		753,4
28	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T		cSt		2,163		2,163
29	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T		kg/cm <sup>2</sup> a		0,00023		0,00023
30	PRESSÃO CRÍTICA		kg/cm <sup>2</sup> a				
31	PESO MOLECULAR DO GAS		-				
32	DENSIDADE GAS @P, T		kg/m <sup>3</sup>				
33	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T		-		0,0777		0,0777
34	Cp / Cv		-		1,22		1,22
<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>							
35	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL		kg/cm <sup>2</sup> g				
36	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA		kg/cm <sup>2</sup> g				
37	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA		kg/cm <sup>2</sup> g				
38	VÁLVULA ESTAGNADA (1)		SI / NO				
39	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ( 2)		%				
40	AÇÃO A FALHA DE AR (3)		-		F.C		F.C
41	AÇÃO TUDO / NADA		SI / NO				
42	PASSO PLENO REQUERIDO		SI / -				
<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>							
43	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO		-		2		16
44	MARCA E MODO DA VÁLVULA		-				
45	CURVA DA VÁLVULA (4)		-				
46	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE		-				
47	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES		-				
48	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)		-				
<b>NOTAS :</b>							
49	(1) Válvula estagnada significa classe V o VI.						
50	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula						
51	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)						
52	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida						
53	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.						
54							
55							
56							
57							
58							
59	Rev.	Por					
60	Data	Aprovado					



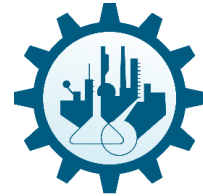
PROJETO : <b>Planta de Produção de Etenona</b>		Válvula de Controle	
UNIDADE : <b>Válvulas de Controle</b>		Pág. <b>2</b> de <b>4</b>	
<b>VÁLVULAS DE CONTROLE</b>			
<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>			
1			
2	Nº DE VÁLVULA	<b>FCV-03</b>	<b>FCV-04</b>
3	SERVIÇO	<b>ENTRADA E-2</b>	<b>ENTRADA E-3</b>
4	CASO		
5	LOCALIZADA EM P&ID		
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>			
6		ENTRADA	SAÍDA
7		ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	<b>ÁGUA</b>	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	<b>GÁS AMÔNIA</b>	
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	% p / ppm p
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%	
14	TEMPERATURA	°C	
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m <sup>3</sup>	
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm <sup>2</sup> a	
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm <sup>2</sup> a	
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m <sup>3</sup>	
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	
22	Cp / Cv	-	
<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>			
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm <sup>2</sup> g	
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm <sup>2</sup> g	
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm <sup>2</sup> g	
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI/ NO	
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ( 2)	%	
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI/ NO	
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI/ -	
<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>			
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-	
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-	
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-	
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-	
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-	
39	<b>NOTAS :</b>		
40	(1)	Válvula estagnada significa classe V o VI.	
41	(2)	Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula	
42	(3)	Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)	
43	(4)	Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida	
44	(5)	Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.	
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	



	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona				Válvula de Controle	
	UNIDADE :	Válvulas de Controle				Pág.	3 de 4
2	<b>VÁLVULAS DE CONTROLE</b>						
1	<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>						
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-05			FCV-06		
3	SERVIÇO	SAÍDA C-2			ENTRADA C-1		
4	CASO						
5	LOCALIZADA EM P&ID						
6	<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
7			ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA	
8	NATUREZA DO FLUIDO	ORGÂNICO			ORGÂNICO		
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p					
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	436,4	436,4	367,1	367,1	
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h			7,31	7,31	
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h					
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%					
14	TEMPERATURA	°C	-2,547	-2,547	-2,547	-2,547	
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m <sup>3</sup>	7,675	7,675	732	732	
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	1,336	1,336	0,43	0,43	
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm <sup>2</sup> a	92,79323	92,79323	16,24323	16,24323	
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm <sup>2</sup> a					
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-					
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m <sup>3</sup>					
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	1	1	0,0206	0,206	
22	Cp / Cv	-	1,268	1,268	1,094	1,094	
23	<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>						
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm <sup>2</sup> g					
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm <sup>2</sup> g					
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm <sup>2</sup> g					
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO					
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ( 2)	%					
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-	F.O		F.C		
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO					
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -					
32	<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>						
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	10		12		
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-					
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-					
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-					
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-					
39	<b>NOTAS :</b>						
40	(1)	Válvula estagnada significa classe V o VI.					
41	(2)	Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	(3)	Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	(4)	Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	(5)	Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					



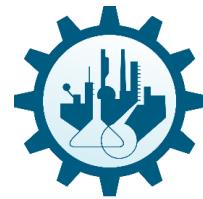
	PROJETO :	Planta de Produção de Etenona			Válvula de Controle			
	UNIDADE :	Válvulas de Controle			Pág.	4	de	4
2	<b>VÁLVULAS DE CONTROLE</b>							
1	<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>							
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-07		FCV-08				
3	SERVIÇO	SAÍDA C-1		ENTRADA E-4				
4	CASO							
5	LOCALIZADA EM P&ID							
6	<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>							
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA			
8	NATUREZA DO FLUIDO	ORGÂNICO		VAPOR DE BAIXA				
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p						
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	563,6	563,6				
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h			51,55	51,55		
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h						
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%						
14	TEMPERATURA	°C	128,6	128,6	218	218		
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m <sup>3</sup>	650,6	650,6				
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,19	0,19				
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm <sup>2</sup> a	0,53013	0,53013	5,53323	5,53323		
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm <sup>2</sup> a						
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-						
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m <sup>3</sup>						
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,0196	0,0196				
22	Cp / Cv	-	1,058	1,058				
23	<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>							
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm <sup>2</sup> g						
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm <sup>2</sup> g						
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm <sup>2</sup> g						
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO						
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ( 2)	%						
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-	F.C		F.C			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO						
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -						
32	<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>							
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	15		21			
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-						
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-						
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-						
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-						
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-						
39	NOTAS :							
40	(1)	Válvula estagnada significa classe V o VI.						
41	(2)	Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula						
42	(3)	Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)						
43	(4)	Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida						
44	(5)	Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.						
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						



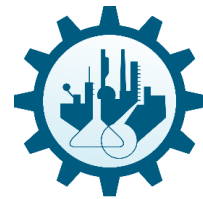
### 10.17 PSV-1 VÁLVULAS DE SEGURANÇA

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Válvula de Segurança			
UNIDADE :		Válvulas de Segurança			Pág.	1	de	3
R	<b>VÁLVULAS DE SEGURANÇA</b>							v
1	<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>							
2	VÁLVULA Nº						PSV-01	
3	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)							
4	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)						C-1	
5	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm2g					7,34	
6	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C					47,45	
7	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm2g					9,14	
8	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C					158	
9	NATUREZA DO FLUIDO						ORGÂNICO	
10	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS ( % peso / ppm p)						ETENONA, METANO	
11	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA (1)		FOGO	F. COND	F. REVER			
12	<b>CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA</b>							
13	PRESSÃO DE ACIONAMENTO	kg/cm2g	9,14	9,14	9,14			
14	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0	0	0			
15	PRES. DE DESCARGA (Pdisp+SOBREPRESSÃO)	kg/cm2g	9,14	9,14	9,14			
16	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	158	158	158			
17	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	0,6082	277,35	257,96			
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	35,5	35,5	35,5			
19	Cp/Cv	-	1,207	1,207	1,207			
20	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	1	1	1			
21	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T (2)	m3/h						
22	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m3						
23	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt						
24	<b>CONDIÇÕES DE DESCARGA À SAÍDA DA VÁLVULA</b>							
25	TEMPERATURA	°C	158	158	158			
26	VAZÃO DE GAS O VAPOR	kg/h	0,6082	277,35	257,96			
27	PESO MOLECULAR	kg/kmol	35,5	35,5	35,5			
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-						
29	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m3/h						
30	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m3		760,2				
31	VÁLVULA DESCARGA A... (Atm/ tocha,...) (3)	-	tocha	tocha	tocha			
32	CONTRAPRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm2g						
33	CONTRAPRESSÃO BUILT-UP	kg/cm2g						
34	CONTRAPRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm2g						
35	<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>							
36	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA )	kg/cm2g						
37	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm2g						
38	BALANCEADA (sim/não)	~	Sim					
39	PILOTADA (sim/não)	~						
40	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA	polegadas 2						
41	ORIFÍCIO A PI ESTIMADO	~						
42	<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>							
43	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm2g						
44	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm2g						
45	BALANCEADA (sim/não)	~						
46	PILOTADA (sim/não)	~						
47	ORIFÍCIO A PI INSTALADO	~						
48	VALIDEZ DA VÁLVULA (4)	~						
49	<b>NOTAS :</b>							
50	(1)	Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.						
52	(2)	No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.						
54	(3)	Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.						
55	(4)	Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.						
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						



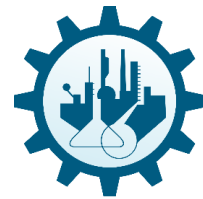


PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Válvula de Segurança			
UNIDADE :		Válvulas de Segurança			Pág.	2	de	3
R e v	<b>VÁLVULAS DE SEGURANÇA</b>							
	<b>CARACTERÍSTICAS GERAIS</b>							
1	VÁLVULA Nº			PSV-02				
2	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)							
3	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)			C-2				
4	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO		kg/cm <sup>2</sup> g	5				
5	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO		°C	-2,55				
6	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO		kg/cm <sup>2</sup> g	6,8				
7	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO		°C	27,45				
8	NATUREZA DO FLUIDO			ORGÂNICO				
9	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS ( % peso / ppm p)			ETENONA, METANO				
10	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA (1)			FOGO				
11	<b>CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA</b>							
12	PRESSÃO DE ACIONAMENTO		kg/cm <sup>2</sup> g	6,8				
13	MÁXIMA SOBREPRESSÃO		%	0				
14	PRES. DE DESCARGA (P <sub>disp</sub> +SOBREPRESSÃO)		kg/cm <sup>2</sup> g	6,8				
15	TEMPERATURA DE DESCARGA		°C	-2,55				
16	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR		kg/h	2,65				
17	PESO MOLECULAR		kg/kmol	29,2				
18	Cp/Cv		-	1,268				
19	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE		-	1				
20	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T (2)		m <sup>3</sup> /h					
21	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T		kg/m <sup>3</sup>					
22	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T		cSt					
23	<b>CONDIÇÕES DE DESCARGA À SAÍDA DA VÁLVULA</b>							
24	TEMPERATURA		°C	-2,55				
25	VAZÃO DE GAS O VAPOR		kg/h	2,65				
26	PESO MOLECULAR		kg/kmol	29,2				
27	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE		-					
28	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T		m <sup>3</sup> /h					
29	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T		kg/m <sup>3</sup>					
30	VÁLVULA DESCARGA A... (Atm / tocha,...) (3)		-	tocha				
31	CONTRAPRESSÃO SUPERIMPOSED		kg/cm <sup>2</sup> g					
32	CONTRAPRESSÃO BUILT-UP		kg/cm <sup>2</sup> g					
33	CONTRAPRESSÃO TOTAL / MÁXIMA		kg/cm <sup>2</sup> g					
34	<b>CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA</b>							
35	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA )		kg/cm <sup>2</sup> g					
36	PRESSÃO DE DISPARO (outras)		kg/cm <sup>2</sup> g					
37	BALANCEADA (sim/não)		~	Sim				
38	PILOTADA (sim/não)		~					
39	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA		polegadas 2					
40	ORIFÍCIO A PI ESTIMADO		~					
41	<b>COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES</b>							
42	MARCA E MODO DA VÁLVULA		kg/cm <sup>2</sup> g					
43	PRESSÃO DE DISPARO		kg/cm <sup>2</sup> g					
44	BALANCEADA (sim/não)		~					
45	PILOTADA (sim/não)		~					
46	ORIFÍCIO A PI INSTALADO		~					
47	VALIDEZ DA VÁLVULA (4)		~					
48	NOTAS :							
49	✓ (1)	Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.						
50	✓ (2)	No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.						
51	✓ (3)	Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.						
52	✓ (4)	Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.						
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						



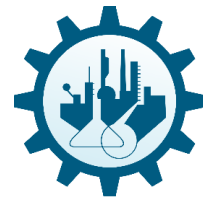
### 10.18 PSV-2 RESUMO PSV

PROJETO:		Planta de Produção de Etenona											Válvula de Segurança						
UNIDADE:		Válvulas de Segurança											Pag. 3 de 3						
RESUMO DE VÁLVULAS DE SEGURANÇA																			
R e v	VÁLVULA	SERVIÇO (1)	TAMANHO (2) E TIPO (3)	SET Pres. kg/cm <sup>2</sup> g	CASOS DE DESCARGA										CASO (4)				
					FOGO			FALHA CW			FALHA ELÉTRICA			VAPOR		LÍQUIDO		°C	
					kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	kg/h		PM	m <sup>3</sup> /h		Dens.
6	PSV-1	C-1	B	9,14	0,6082	35,5	158	277,35	35,5	158	257,96	35,5	158	-	-	-	-	-	
7	PSV-2	C-2	B	6,8	2,65	29,2	-2,55	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
27	<b>TOTAL</b>																		
28	NOTAS:																		
29	✓ (1) Equipamento protegido e descrição																		
30	✓ (2) Indicar tamanho do orifício																		
31	✓ (3) Balanceada (B) ou não (NB)																		
32	✓ (4) Bloqueio, falha válvula controle, falha refluxo, etc.																		
33																			
34																			
	Rev.	Por																	
	Data	Aprovado																	



### 10.19 SSAA-1 ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Serviços Auxiliares			
UNIDADE :		Serviços Auxiliares			Pág.	1	de	6
R e v	<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (AGUA DE REFRIGERAÇÃO)</b>							
	1	CASO DE PROJETO :						
2	3	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (m3/h) (1,2)	NOTAS			
4	5	E-1	Trocador de calor	0,33				
6								
7								
8								
9								
10								
11								
12								
13								
14								
15								
16								
17								
18								
19								
20								
21								
22								
23								
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41	<b>TOTAL</b>							
42	NOTAS :							
43	✓ (1)	Os valores com sinais positivos são vazões circundantes de água refrigeração com o deltaT do projeto. Indicar deltaT considerado para queles casos onde seja diferente do normal (ex. condensadores de turbina,...).						
44								
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

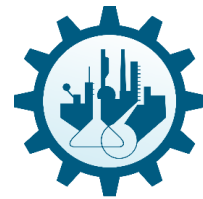


### 10.20 SSAA-3 VAPOR E GERAÇÃO DE CONDENSADOS

PROJETO:		Planta de Produção de Etanona										Serviços Auxiliares			
UNIDADE:		Serviços Auxiliares										Pág.	2	de	6
<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES ( CONSUMO DE VAPOR E GERAÇÃO DE CONDENSADOS )</b>															
1	CASO DE PROJETO:														
2	EQUIPAMENTO	VAPOR (t/h)					CONDENSADOS (t/h)					NOTAS			
3		MUITO ALTA	ALTA	MEDIA	BAIXA	MUITO BAIXA	MUITO ALTA	ALTA	MEDIA	BAIXA	MUITO BAIXA				
4		kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	7 kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g				
5	°C	°C	°C	240 °C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C				
6	E-4	-	-	-	0,052	-	-	-	-	-	-				
7															
8															
9															
10															
11															
12															
13															
14															
15															
16															
17															
18															
19															
20															
21															
22															
23															
24															
25	TOTAL														
26	NOTAS:														
27	(1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções														
28	(2) Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade														
29	(3) Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço														
30															
31															
32															
33															
34															
	Rev.	Pbr													
	Data	Aprovado													

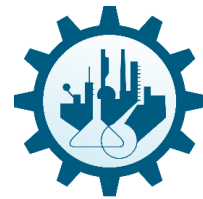
### 10.21 SSAA-4 GERAÇÃO DE VAPOR

PROJETO:		Planta de Produção de Etanona										Serviços Auxiliares			
UNIDADE:		Serviços Auxiliares										Pág.	3	de	6
<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES ( GERAÇÃO DE VAPOR )</b>															
1	CASO DE PROJETO:														
2	EQUIPAMENTO	BFW (t/h)					VAPOR (t/h)					PURGA	NOTAS		
3		MUITO ALTA	ALTA	MEDIA	BAIXA	MUITO BAIXA	MUITO ALTA	ALTA	MEDIA	BAIXA	MUITO BAIXA				
4		kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g	7 kg/cm <sup>2</sup> g	kg/cm <sup>2</sup> g				
5	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	°C	240 °C	°C	°C	%			
6	F-1	-	-	-	-	-	-	-	-	0,052	-				
7															
8															
9															
10															
11															
12															
13															
14															
15															
16															
17															
18															
19															
20															
21															
22															
23															
24															
25															
26	NOTAS:														
27	(1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções														
28	(2) Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade														
29	(3) Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço														
30															
31															
32															
33															
34															
	Rev.	Pbr													
	Data	Aprovado													



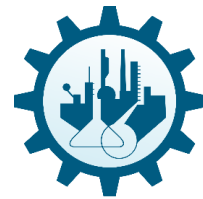
### 10.22 SSAA-5 COMBUSTÍVEL

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona				Serviços Auxiliares			
UNIDADE :		Serviços Auxiliares				Pág.	4	de	6
R e v	<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (COMBUSTÍVEL)</b>								
	1	CASO DE PROJETO :							
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO DE COMBUSTÍVEL (Gcal/h)			NOTAS			
3			Fuel Oil	Fuel gás	Gas Natural				
4	F-1	Forno	0,415	-	-				
5									
6									
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41	<b>TOTAL</b>								
42	NOTAS:								
43	✓ (1)	Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções							
44	✓ (2)	Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade							
45	✓ (3)	Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.							
46									
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



10.23 SSAA-6 ELETRICIDADE

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona				Serviços Auxiliares			
UNIDADE :		Serviços Auxiliares				Pág.	5	de	6
R e v	<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (ELETRICIDADE)</b>								
	1	CASO DE PROJETO :							
2	EQUIPAMENTO		DESCRIÇÃO		CONSUMO (kw h/h)		NOTAS		
3	P-1		Bomba de Impulsão		602,16				
4	P-2		Bomba de Refluxo		0,039				
5									
6									
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
14									
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41	<b>TOTAL</b>								
42	NOTAS :								
43	✓	(1)	Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções						
44	✓	(2)	Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade						
45	✓	(3)	Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.						
46									
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							



10.24 SSAA-7 AR, NITROGÊNIO

PROJETO :		Planta de Produção de Etenona			Serviços Auxiliares			
UNIDADE :		Serviços Auxiliares			Pág.	6	de	6
R	<b>CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (AR, NITROGÊNIO)</b>							
1	CASO DE PROJETO :							
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMOS (kg/h)			NOTAS		
3			A.PLANTA	A. INSTRUM. (5)	NITROGÊNIO			
4	Válvula (4)	Pneumática de controle	-	12,94	-			
5								
6								
7								
8								
9								
10								
11								
12								
13								
14								
15								
16								
17								
18								
19								
20								
21								
22								
23								
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41	<b>TOTAL</b>							
42	NOTAS:							
43	✓ (1)	Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções						
44	✓ (2)	Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade						
45	✓ (3)	Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.						
46								
47	✓ (4)	Referentes a qualquer válvula atuada pneumaticamente.						
48	✓ (5)	Proveniente da necessidade de 18 m3/h e considerando gás ideal nas condições padrão de instrumentação de 14,7psia and 32F.						
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						