



Universidade de Brasília

**PRODUÇÃO DE FORMALINA A PARTIR DE METANOL COM
CATALISADOR SÓLIDO**

André de Azevedo Cruz, Ariane Cristina Boechie Carvalho, Gabriel Dias Cardoso,
Gabriel Luiz da Silva, Ingrid Metz, Juliane Borchardt Ghedini, Maísa Monteiro
Alves, Marianna Borges Lopes, Yulle de Oliveira Araújo.

Brasília

2019

André de Azevedo Cruz - 14/0130080
Ariane Cristina Boechie Carvalho - 14/0130926
Gabriel Dias Cardoso - 14/0140042
Gabriel Luiz da Silva - 14/0140352
Ingrid Metz - 14/0143971
Juliane Borchardt Ghedini - 13/0011843
Maísa Monteiro Alves - 14/0152491
Marianna Borges Lopes - 14/0154281
Yulle de Oliveira Araújo - 13/0039314

PRODUÇÃO DE FORMALINA A PARTIR DE METANOL COM CATALISADOR SÓLIDO

Projeto de graduação da disciplina Projeto de Engenharia Química 2 do Instituto de Química da Universidade de Brasília apresentado como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Dr. Jose Joaquin Linares León

Universidade de Brasília

Junho de 2019

AGRADECIMENTOS

Agradecemos às nossas famílias pelo amor, apoio, paciência e por sempre acreditarem em nós.

Agradecemos aos professores que acompanharam nosso crescimento acadêmico, em especial o professor Dr. Jose Joaquin Linares León. Sua atenção, dedicação, apoio, paciência e bom humor tornou possível a realização deste projeto.

Por fim, agradecemos aos nossos amigos e companheiros pelo apoio emocional durante essa fase desafiadora de nossas vidas.

RESUMO

O propósito deste trabalho foi realizar uma avaliação da implementação de uma planta de produção de formalina a partir do metanol em um reator com catalisador de prata. O programa Aspen HYSYS® foi utilizado para simular, otimizar e gerar dados do processo. A partir deles, calcularam-se os parâmetros de design dos equipamentos e, além disso, determinaram-se as tubulações e sistemas de segurança da planta. Posteriormente, avaliaram-se a viabilidade econômica, os riscos ambientais e estratégias de controle para o processo. A capacidade da planta permitirá uma produção em larga escala do composto, o qual será destinado para a fabricação de resinas.

Palavras-chave: projeto, formalina, formaldeído, viabilidade, riscos, simulação, industrial, catalisador sólido.

ABSTRACT

The objective of this study was to evaluate the implementation of a formalin production plant from methanol using a reactor with silver catalyst. The program used to simulate, optimize and generate data for this process was Aspen HYSYS®. From them, equipment design parameters were calculated. Furthermore, the plant's security and plumbing systems were also designed. Afterwards, an analysis was conducted on this process' economic viability, environmental risks and control strategies. This plant's capacity allows a large product output which will be used as raw material on resin production.

Keywords: project, formalin, formaldehyde, viability, risks, simulation, industry, solid catalyst.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Consumo de formaldeído pelo mundo em 2017. Adaptado e extraído de IHS MARKIT LTD, 2017.....	2
Figura 2. Diagrama simplificado de processo da produção de formalina.	4
Figura 3. Reações de conversão do metanol em formaldeído na planta de formalina.	5
Figura 4. Custo total da destilação em função do número de pratos.	27
Figura 5. Representação de um trocador de calor casco-tubo (TOWLER; SINNOTT, 2007).	34
Figura 6. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980).	35
Figura 7. Representação da temperatura em função dos fluxos contracorrente, à esquerda, e concorrente, à direita. (PERRY, 1980).....	36
Figura 8. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com o câmbio do dólar a R\$ 3,88.	63
Figura 9. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com um acréscimo de 20% no dólar.	64
Figura 10. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com um decréscimo de 20% no dólar.	64

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Valores de temperatura dos vapores de aquecimento da planta de produção de formalina.....	6
Tabela 2. Custos dos serviços auxiliares da planta de produção de formalina.....	6
Tabela 3. Sistemas de Unidades.	7
Tabela 4. Custo do reator para diferentes dimensões de diâmetro.	10
Tabela 5. Coeficientes de troca convectivos.....	12
Tabela 6. Coeficientes de deposição.....	12
Tabela 7. Custo da carcaça da torre de absorção para diferentes alturas de recheio.	14
Tabela 8. Custo do vaso para diferentes razões de L/D.....	16
Tabela 9. Custo de serviços auxiliares em função do número de pratos.	25
Tabela 10. Custo da destilação em função do número de pratos.....	26
Tabela 11. Dimensionamento e custos da torre T-802.	27
Tabela 12. Parâmetros das bombas da planta.	29
Tabela 13. Parâmetros do Compressor C-801.	32
Tabela 14. Tabela de diâmetro do casco para conformação triangular do <i>pitch</i> . (KERN, 1965)	37
Tabela 15. Custos dos trocadores de calor em USGC (2006).	39
Tabela 16. Alarmes da planta de produção de formalina.	41
Tabela 17. Encravamentos da planta de produção de formalina.	41
Tabela 18. Válvulas de segurança da planta de produção de formalina.	42
Tabela 19. Composição dos componentes da planta em diferentes fases.	50
Tabela 20. Custos dos equipamentos da planta de formalina em reais do ano de 2018.....	52
Tabela 21. Fração correspondente a uma determinada instalação e custo estimado para ela em milhões de reais.	53
Tabela 22. Fração da soma dos gastos com equipamentos e materiais e custo estimado em milhões de reais.	54
Tabela 23. Fração do ISBL correspondente a um determinado gasto e custo estimado para ela em milhões de reais.	55
Tabela 24. Valores dos capitais envolvidos no projeto em milhões de reais de 2018.....	56
Tabela 25. Valores envolvidos nas vendas dos produtos da planta de formalina.....	56
Tabela 26. Valores dos capitais envolvidos no projeto em MR\$ do ano de 2018.....	57
Tabela 27. Valores anuais dos custos diretos de produção em MMR\$ do ano de 2018.	58

Tabela 28. Valores anuais dos gastos com serviços auxiliares em MMR\$ do ano de 2018. ..	58
Tabela 29. Valores anuais dos custos indiretos variáveis de produção em MMR\$ do ano de 2018.	59
Tabela 30. Valores anuais dos custos indiretos fixos de produção em MMR\$ do ano de 2018.	59
Tabela 31. Valores anuais dos gastos gerais de produção em MMR\$ do ano de 2018.	59
Tabela 32. Horizonte temporal para o cálculo do VAL e da TIR.	60
Tabela 33. Fluxos de caixa estimados para a planta de produção de formalina.	62

LISTA DE SÍMBOLOS

g	Aceleração da gravidade
H_c	Altura da coluna de destilação
$h_{\text{destilado}}$	Altura do destilado
H_d	Altura do fundo da coluna de destilação
n	Ano
A_{trocador}	Área de troca térmica do trocador de calor
A_{tubos}	Área dos tubos do trocador
C_{pH_2O}	Calor específico da água
λ	Calor latente de vaporização
Q	Calor trocado
r	Coefficiente de formação de crosta
h	Coefficiente de troca térmica por convecção
U	Coefficiente global de troca térmica
Δz	Comprimento do leito catalítico
l_{tubo}	Comprimento dos tubos dos trocadores
R	Constante dos gases ideais
$C_{\text{carcaça}}$	Custo da carcaça da bomba
C_c	Custo da coluna de destilação
C_{motor}	Custo do motor da bomba
C_p	Custo dos pratos da coluna de destilação
C_{reboiler}	Custo do reboiler
ρ_{H_2O}	Densidade da água
$\rho_{\text{líq}}$	Densidade do líquido
$\rho_{\text{destilado}}$	Densidade do destilado
ρ_{vap}	Densidade do vapor
D_{coluna}	Diâmetro da coluna de destilação
D_{tubo}	Diâmetro do tubo do trocador
ΔT_{ml}	Diferença de temperatura média logarítmica
η_e	Eficiência elétrica da bomba
η_h	Eficiência hidráulica da bomba
η_m	Eficiência real (politrópica) do compressor
Φ	Esfericidade de partícula

e	Espessura da parede do vaso
e_{coluna}	Espessura da coluna de destilação
Ft	Fator de correção para trocadores de calor
ZI	Fator de compressibilidade
H	<i>Head</i>
W	Massa da carcaça
N_p	Número de pratos da coluna de destilação
N_t	Número de tubos do trocador de calor
ΔP_{leito}	Perda de carga no leito
ΔP_{carga}	Perda de carga associada à tubulação e acessórios
W_c	Peso do material utilizado na construção da coluna de destilação
φ	Porosidade do leito catalítico
Pot_{real}	Potência real da bomba
W_{real}	Potência real do compressor
P_{adm}	Pressão de admissão na bomba
P_1	Pressão de admissão no compressor
P_d	Pressão de desenho
P_{imp}	Pressão de impulsão da bomba
P_2	Pressão de impulsão do compressor
P_v	Pressão de vapor
P_{reator}	Pressão no reator
$P_{pulmão}$	Pressão no vaso pulmão
P_{altura}	Pressão relacionada à altura do fluido
$Q_{condensador}$	Quantidade de calor trocada no condensador
K	Razão entre as capacidades caloríficas do gás
R_c	Razão de compressão
S_{min}	Seção transversal mínima
$T_{c,1}$	Temperatura de entrada do fluido frio
$T_{c,2}$	Temperatura de saída do fluido frio
$T_{h,1}$	Temperatura de entrada do fluido quente
$T_{h,2}$	Temperatura de saída do fluido quente
T_1	Temperatura de entrada do gás no compressor
T_2	Temperatura de saída do gás no compressor

τ	Tempo de residência
VAL_K	Valor Atualizado Líquido para juros de referência K
ΔP	Varição de pressão da bomba
m	Vazão mássica de descarga
$Q_{destilado}$	Vazão volumétrica de destilado
Q_B	Vazão volumétrica de produto de fundo
$Q_{refluxo}$	Vazão volumétrica de refluxo
Q_{total}	Vazão volumétrica total
Q_v	Vazão volumétrica de vapor máxima dentro da coluna
v_{lim}	Velocidade limite
G	Velocidade mássica superficial
VVH	Velocidade volumétrica horária
μ	Viscosidade dinâmica
V_{cat}	Volume do catalisador
$V_{recheio}$	Volume do recheio
$V_{pulmão}$	Volume do vaso pulmão
V_{real}	Volume real
V_{total}	Volume total
$V_{útil}$	Volume útil do equipamento
S_t	Tensão máxima suportada pelo material

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
BFW	<i>Boiler Feed Water</i>
CAESB	Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal
CEB	Companhia Energética de Brasília
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
CDIIC	Coluna com Integração Interna de Calor
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
ECS	Incinerador catalítico
IBAMA	Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais e Renováveis
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
ISO	<i>International Standardization for Organization</i>
HPS	<i>High Pressure Steam</i>
LPS	<i>Low Pressure Steam</i>
MMA	Ministério do Meio Ambiente
MPS	<i>Medium Pressure Steam</i>
NBR	Norma Técnica
NPSH	<i>Net Positive Suction Head</i>
OMS	Organização Mundial da Saúde
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
P&ID	<i>Piping and Instrumentation Diagram</i>
PSV	<i>Pressure Safety Valve</i>
R\$	Real – Brasil
SGA	Sistema de Gestão Ambiental
TEMA	<i>Tubular Exchanger Manufacturers Association</i>
TIR	Taxa Interna de Retorno
US\$	Dólar – Estados Unidos da América
USGC	Dólares em base <i>U.S. Gulf Coast</i> de janeiro de 2006
VAL	Valor Atualizado Líquido
WHO	<i>World Health Organization</i>

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. O Produto	1
1.2. Aplicações e derivados	2
1.2.1. Controle de doenças parasitárias na piscicultura	2
1.2.2. Desinfetante, esterilizante e conservante	2
1.2.3. Resinas	3
1.3. Produção	3
2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO	4
2.1. Caso de Projeto	4
2.3. Capacidade da unidade e qualidade da alimentação	5
2.4. Critérios de projeto	5
2.5. Serviços Auxiliares	6
2.6. Sistemas de unidades	6
3. DIMENSIONAMENTO E CUSTO DE EQUIPAMENTOS	7
3.1. Reator (R-801)	7
3.1.1. Otimização do reator	8
3.1.2. Trocador de Calor associado ao reator	10
3.2. Torre de absorção (T-801)	13
3.2.1. Otimização da torre de absorção	13
3.2.2. Custo do recheio da coluna de absorção	14
3.3. Torre de Destilação (T-802)	17
3.3.2. Recipientes acumuladores	19
3.3.3. Trocadores de calor associados à coluna de destilação	19
3.3.3.1 Condensador	20
3.3.3.2. Refervedor	20
3.3.4. Bombas Centrífugas	21
3.3.5. Serviços auxiliares	23
3.3.5.1. Água de refrigeração	23
3.3.5.2. Vapor de aquecimento	24
3.3.5.3. Eletricidade	25
3.3.5.3. Custos de Serviços Auxiliares	25
3.3.6. Otimização da coluna de destilação	26
3.4. Bombas	27
3.5. Compressor	30

3.5.1. Descrição	30
3.5.2. Dimensionamento do Compressor	30
3.5.3. Parâmetros do Compressor	32
3.6. Trocadores de Calor	32
3.6.1. Informações Gerais	32
3.6.2. Trocadores de Casco e Tubo	33
3.6.3. Dimensões do Trocador de Casco e Tubo	36
3.6.4. Descrição dos trocadores de calor da planta	37
3.6.5. Custo dos trocadores de calor	39
4. INSTRUMENTAÇÃO, CONTROLE E SEGURANÇA	39
4.1. Instrumentação do processo	39
4.2. Alarmes e Encravamentos	40
4.3. Válvulas de Segurança	42
4.4. Tubulações	43
4.5. Diagrama de Interconexões	44
4.6. Diagrama P&ID	45
5. ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL	46
5.1. Legislação Brasileira de Proteção ao Meio Ambiente	46
5.2. Possíveis impactos ambientais causados na produção de Formalina	48
5.2.1. Efluentes Líquidos	48
5.2.3. Emissão de gases	49
5.2.4. Efluentes Sólidos	50
6. AVALIAÇÃO ECONÔMICA	50
6.1. Capital Imobilizado	51
6.1.1. <i>Inside Battery Limits</i> (ISBL)	51
6.1.1.1. Custo dos equipamentos	52
6.1.1.2. Custo dos Materiais	53
6.1.1.3. Custos com Engenharia de Detalhe, Construção e sua Supervisão	54
6.1.1.4. Custos com Engenharia de Processo e Catalisadores	54
6.1.2. <i>Offsite Costs</i> (OSBL), Gastos de Arranque e Taxas de Contingência	54
6.1.3. Visão Geral do Capital Imobilizado	55
6.2. Capital de Giro	55
6.3. Capital de Investimento	56
6.4. Análise de Rentabilidade do Projeto	56
6.4.1. Vendas	56
6.4.2. Custos	57
6.4.3. Valor Atualizado Líquido e Taxa Interna de Retorno	59

7. CONSIDERAÇÕES FINAIS	65
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	66

1. INTRODUÇÃO

1.1. O Produto

A formalina, também conhecida como formol, é uma solução aquosa de formaldeído com concentração de 37% em massa (ou 40% em volume) combinada com até 15% de metanol para conferir estabilidade. O formaldeído é um importante composto químico industrial, usado em mais de cinquenta ramos industriais em diferentes formas de solução aquosa e resinas contendo formaldeído (FRANZ *et al*, 2016).

Butlerov realizou a primeira síntese de formaldeído em 1859 ao hidrolisar acetato de metileno. No entanto, a produção industrial de formaldeído só foi possível em 1882 quando Tollens regulamentou a razão entre vapor de metanol e ar, e a produção em escala comercial começou apenas em 1889. A firma alemã Hugo Blank patenteou o primeiro uso de catalisador de prata na produção de formaldeído em 1910 (FRANZ *et al*, 2016).

O armazenamento da formalina não é simples, pois, em altas temperaturas, a polimerização do formaldeído é inibida, porém, a formação de ácido metanoico é favorecida; em baixas temperaturas, a formação de ácido metanoico é inibida, porém, a polimerização do formaldeído é favorecida. Para inibir a polimerização, adicionam-se estabilizadores ou até metanol com concentrações, em massa, entre 5 e 15% (TURTON *et al*, 2018). Tendo em vista isso e somado à facilidade de fabricação, o formaldeído-base para a formalina é geralmente produzido perto de um ponto de consumo. Além disso, o transporte desse produto é caro e pode haver problemas com a estabilidade durante o transporte. Assim, o comércio internacional de formaldeído é mínimo (IHS MARKIT LTD, 2017).

Em 2011, a demanda de formalina nos três maiores mercados (América do Norte, Europa Ocidental e Ásia) foi de 31,4 milhões de toneladas por ano (CHEM. SYSTEMS INC., 2011). Prevê-se que a demanda de formalina na América do Sul tenha grande crescimento devido ao aumento na produção de painéis de madeira, metileno difenilisocianato (MDI), pentaeritritol e laminados. Além disso, prevê-se que o do consumo mundial de formalina entre 2017 e 2022 cresça a uma taxa anual média de cerca de 2,5% (IHS MARKIT LTD, 2017). A figura abaixo ilustra o consumo mundial de formaldeído em 2017:

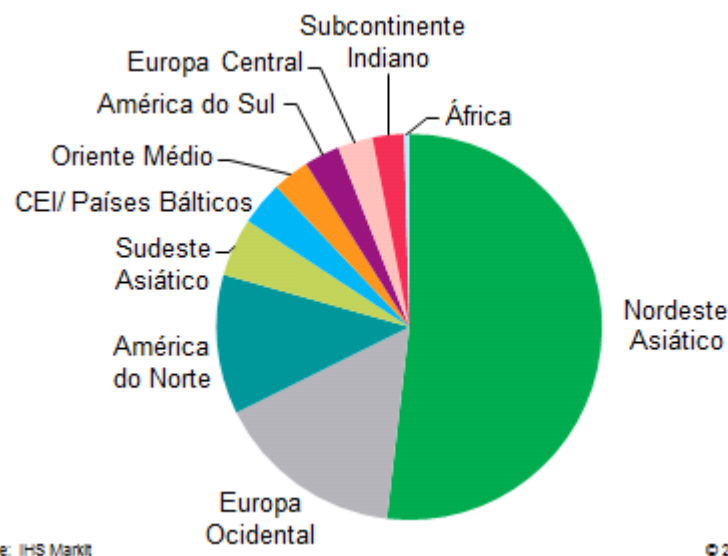


Figura 1. Consumo de formaldeído pelo mundo em 2017. Adaptado e extraído de IHS MARKIT LTD, 2017.

No Brasil, começou a ser usado intensamente a partir do ano 2000 nas formulações de produtos para alisamento e redução de volume dos fios de cabelo e em ambientes ocupacionais como indústrias, laboratórios e hospitais ou outros ambientes que manipulam diretamente o formaldeído (INSTITUTO NACIONAL DE CÂNCER, 2018).

1.2. Aplicações e derivados

1.2.1. Controle de doenças parasitárias na piscicultura

No âmbito da piscicultura, a formalina tem efeito parasiticida e é empregada em tratamentos contra ectoparasitas e até bacterioses (NOGA, 1995). Sua viabilidade e eficácia no tratamento de larvas de tilápia foram comprovadas no estudo de Silva e colaboradores (2018), eliminando completamente os ectoparasitas e obtendo uma taxa de sobrevivência das larvas superior a 90%. Além disso, foi constatado por Araújo e colaboradores (2004) que a formalina pode ser utilizada com esse propósito sem sinais de estresse e sem comprometer a homeostase de peixes tambaquis, corroborando a utilidade e aplicação da formalina nesta área.

1.2.2. Desinfetante, esterilizante e conservante

A formalina é bastante utilizada nas unidades de patologia de centros médicos para conservar órgãos, tecidos e até cadáveres humanos (HERRERA; CALVO, 2012). Apesar de seu potencial cancerígeno, a formalina é um bactericida potente e fungicida, agindo também contra vírus, bacilos de tuberculose e esporos bacterianos. Assim, é usada como desinfetante e

até como esterilizante no caso de materiais que não podem ser esterilizados por calor ou óxido de etileno (KALIL; COSTA, 1994).

1.2.3. Resinas

Segundo a avaliação de IHS Markit Ltd. (2017), a produção de resinas de ureia, fenol e melamina-formaldeído (resinas UF, PF e MF, respectivamente) são responsáveis por cerca de 70% do consumo de formaldeído ao redor do mundo. A formalina é usada para produzir resinas UF e MF. O metanol que pode estar presente nessa solução de formaldeído pode atuar como solvente de resina e como reagente (GERBERICH; SEAMAN, 2013). As resinas de formaldeído são usadas predominantemente como adesivos nas indústrias que processam madeira. A demanda por essas resinas é devido a construções civis e, em um grau menor, à atividade na indústria automotiva (IHS MARKIT LTD, 2017).

As resinas UF são também usadas como compostos de moldar para aumentar a resistência do papel molhado a forças de ruptura. Já as resinas MF são usadas como laminados decorativos, revestimentos de superfícies termofixas e compostos de moldagem, como as louças (GERBERICH; SEAMAN, 2013).

1.3. Produção

O formaldeído é encontrado como componente natural em frutas, vegetais, carnes e peixes, além de ser um metabólito natural do corpo humano (GERBERICH; SEAMAN, 2013). A formalina é produzida em escala industrial utilizando o metanol como reagente. Sua produção pode ser feita a partir de outras matérias-primas, como monóxido de carbono, alcanos, alcenos ou éteres. No entanto, por razões econômicas ou de rendimento, esses métodos não são empregados em escala industrial, não competindo com as fabricações a partir do metanol. Há três processos diferentes para a produção a partir desse álcool (FRANZ *et al*, 2016):

- 1) Processo BASF: oxidação parcial e desidrogenação com ar na presença de cristais de prata, vapor e metanol em excesso a uma temperatura entre 650 e 720 °C. A conversão é considerada completa, estando entre 97-98%.
- 2) Oxidação parcial e desidrogenação com ar na presença de prata cristalina ou gaze de prata, vapor e metanol em excesso a uma temperatura entre 600 e 650 °C. O produto é destilado e o metanol não convertido é reciclado. Estima-se uma conversão entre 77-87% neste processo.

- 3) Oxidação apenas com ar em excesso na presença de um catalisador modificado de óxido de ferro-molibdênio-vanádio a uma temperatura entre 250 e 400 °C. A conversão estimada é de 98-99%.

2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO

2.1. Caso de Projeto

O objetivo deste projeto é descrever a engenharia de processos de uma planta produtora de formalina a partir de metanol e catalisador de prata em gaze para uma capacidade de produção de 8000 horas/ano.

2.2. Descrição da unidade

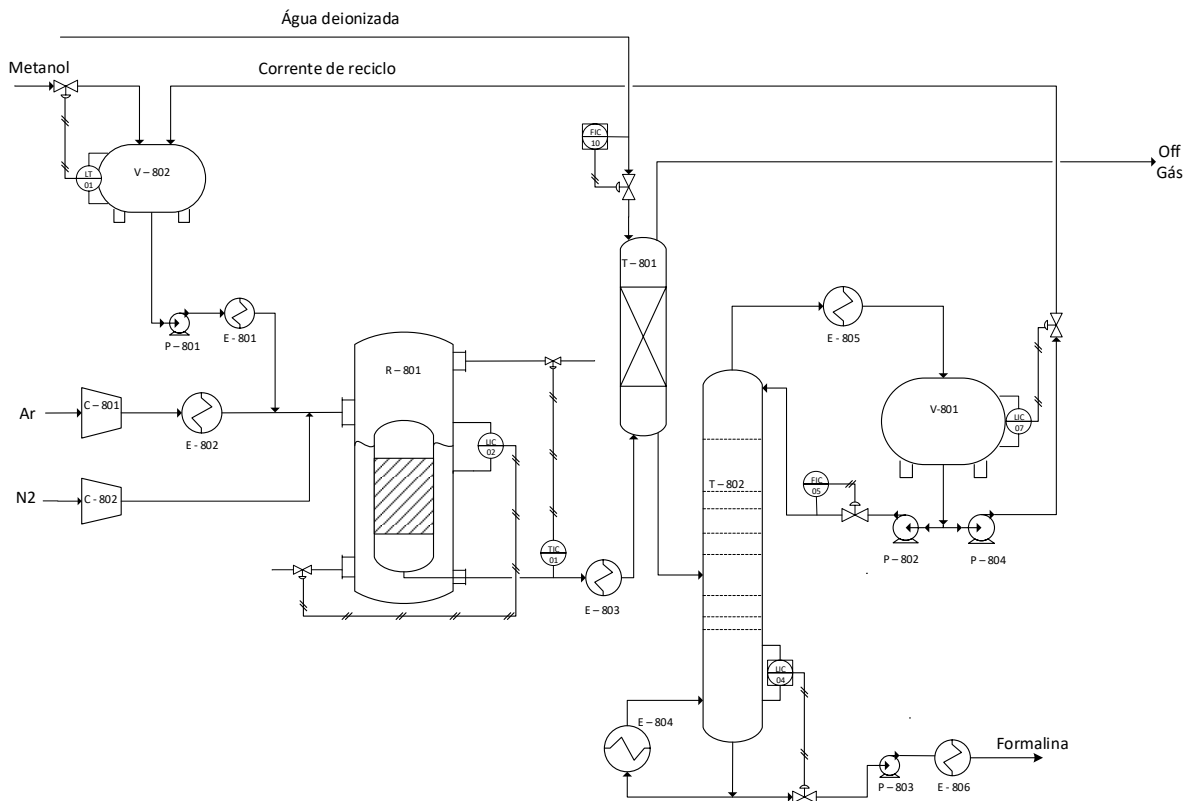


Figura 2. Diagrama simplificado de processo da produção de formalina.

Ar é comprimido em C-801 e pré-aquecido em E-802, assim como o metanol, de modo que as duas correntes são misturadas com metanol a 39% para entrada no reator R-801, onde ocorrem as reações de produção de formalina com catálise de prata.

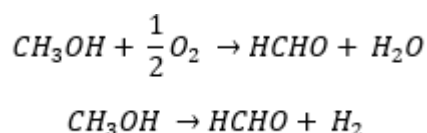


Figura 3. Reações de conversão do metanol em formaldeído na planta de formalina.

Como a reação geral é altamente exotérmica, o calor é removido rapidamente por trocadores de calor tubulares. A corrente de saída do reator entra na torre de absorção T-801, onde a maior parte do metanol e do formaldeído são absorvidos na água. A mistura metanol-formaldeído-água adentra a coluna de destilação T-802, sendo o produto de topo o metanol, que é parcialmente recirculado. O produto de fundo é a mistura formaldeído-água, que é resfriada e depois segue para ser utilizada como matéria-prima em outro processo. Como a concentração de formaldeído na corrente que sai do fundo da torre de destilação pode exceder 37%, é adicionada água para atingir a proporção adequada durante a saída do produto.

2.3. Capacidade da unidade e qualidade da alimentação

A unidade é projetada para processar 19.718 toneladas por ano de metanol, funcionando um total de 8.000 horas por ano.

As matérias-primas utilizadas são metanol e ar (mistura de nitrogênio e oxigênio).

2.4. Critérios de projeto

Os critérios a respeito do sobredimensionamento e características do projeto se encontram a seguir:

- Sobredimensionamento dos equipamentos
 - Bombas de Cargas e Produtos - 120%
 - Bomba de Refluxo da coluna - 120%
 - Compressor - 120%
 - Trocadores de Calor - 110%
 - Colunas de Separação – 120%
 - Reator - 120%

- Coeficiente de Formação de Depósitos
 - Vapor de água e água de caldeiras: $0,0002 \text{ hm}^2 \cdot \text{°Ckcal}^{-1}$
 - Água de refrigeração: $0,0004 \text{ hm}^2 \cdot \text{°Ckcal}^{-1}$
 - Fluidos limpos: $0,0002 \text{ hm}^2 \cdot \text{°Ckcal}^{-1}$

2.5. Serviços Auxiliares

A água de refrigeração possuirá as seguintes especificações:

- Temperatura de entrada: 28°C
- Temperatura de saída: 41°C
- Pressão de projeto: 8,0 kg.cm⁻².g

As especificações do vapor de aquecimento estão de acordo com a tabela abaixo.

Tabela 1. Valores de temperatura dos vapores de aquecimento da planta de produção de formalina.

Tipo de Vapor	Temperatura (°C)
LPS - Vapor de Baixa Pressão	134
MPS - Vapor de Média Pressão	212
HPS - Vapor de Alta Pressão	250

Os custos dos serviços auxiliares se encontram na tabela abaixo. Os custos referentes à eletricidade foram consultados no site da CEB (2019).

Tabela 2. Custos dos serviços auxiliares da planta de produção de formalina.

Serviço	Custo
Vapor de alta pressão	R\$ 41,62 / t
Vapor de média pressão	R\$ 35,41 / t
Eletricidade	R\$ 0,89 / kWh
Água de refrigeração	R\$ 0,135 / m ³
Ar de instrumentos	R\$ 0,04 / Nm ³
Água de processo	R\$ 2,97 / t

2.6. Sistemas de unidades

A Tabela 3 apresenta o sistema de unidades utilizadas na simulação deste projeto.

Tabela 3. Sistemas de Unidades.

Parâmetros	Unidade
Temperatura	°C
Pressão	kg/cm ² g
Peso (massa)	kg
Volume, líquidos	m ³ (nas condições de fluxo e/ou a 0 °C e 1 atmosfera)
Vazão, líquidos	m ³ /h
Vazão, gases	m ³ /h (nas condições de fluxo e/ou a 0 °C e 1 atmosfera)
Vazão, vapor	kg/h
Calor	kcal
Potência Térmica/Elétrica	kcal/h, kW
Densidade	kg/m ³
Coefficiente de Transmissão de Calor	kcal/h·m ² ·°C
Tamanho de equipamento e comprimento de tubulação	mm
Diâmetro de tubulação	Polegada (in)
Dimensões em diagramas de planta	mm
Tamanho das conexões em depósitos	Polegada (in)

3. DIMENSIONAMENTO E CUSTO DE EQUIPAMENTOS

3.1. Reator (R-801)

A reação química é a única etapa do processo em que ocorre a formação do produto de interesse, a formalina, sendo as etapas subsequentes destinadas a purificá-la. Desse modo, o adequado projeto do reator é parte crítica do dimensionamento da planta. A formalina é produzida no reator a partir do metanol e oxigênio conforme as reações descritas na seção 2.2. Como o hidrogênio é um dos produtos de reação, foi escolhido o aço inox 304 como material de construção do reator, pois o aço carbono pode sofrer corrosão com a difusão do hidrogênio na matriz de carbono.

A alimentação é composta por uma mistura gasosa de metanol e ar pré-aquecidos. Quando as duas correntes se misturam a uma proporção de 39% de metanol, acima do limite de inflamabilidade do metanol, tem-se as condições ideais para ocorrência da primeira reação.

As reações são catalisadas por prata em forma de “gaze”, suspensa sobre um trocador de calor de tubos, visto que a reação é altamente exotérmica, liberando 17 kcal para dois moles de metanol reagidos (Turton *et al*, 2018). O comprimento do leito catalítico é reduzido e a área de troca é alta, de modo a evitar a formação de caminhos preferenciais e pontos quentes. Devido à grande área superficial do catalisador e à alta temperatura, a reação pode ser considerada instantânea. O catalisador é trocado semestralmente devido à sinterização da prata, que causa aumento da perda de pressão e redução da performance. Ao final de sua vida útil, o catalisador é retornado para o fabricante para reprocessamento (MILLAR; COLLINS, 2017).

Devido às características específicas da reação, o reator é um leito catalítico de prata acima dos tubos do trocador de calor. Ele pode chegar à temperatura de 600°C e a perda de carga da alimentação é 70 kPa, com nível de ‘líquido’ de 50%. Na simulação do projeto, foi obtida conversão de 65%. A alimentação pode ser tanto por cima quanto lateral, de modo que foi escolhida a lateral com a colocação de chicanas antes do leito catalítico a fim de garantir a uniformidade na distribuição do fluxo sobre ele (MILLAR; COLLINS, 2017).

3.1.1. Otimização do reator

Nas simulações no Aspen HYSYS®, foi usado o reator com comando ‘Conversion’, visto que era conhecida a conversão da reação, pois foram encontrados dados de correntes de entrada e saída para a carga de metanol a ser processada na obra de Turton *et al* (2018).

O volume de catalisador necessário foi calculado usando-se a equação:

$$V_{cat} = \frac{Q_{total}}{VVH} \quad (1)$$

Em que V_{cat} (m³) é o volume de catalisador, Q_{total} (m³/h) é a vazão volumétrica de reativos e VVH (h⁻¹) é a velocidade volumétrica horária a condições padrão de T=15,5°C e P=1 atm.

Para $VVH = 175.000 \text{ h}^{-1}$ (MILLAR; COLLINS, 2017) e a vazão de reativos a condição padrão de 23.501 m³/h, temos que o volume de catalisador é 0,13 m³. Como o reator é cheio até a metade, seu volume é 0,26 m³. Com o sobredimensionamento de segurança, chegamos a um reator de $V_{útil} = 0,32 \text{ m}^3$. Considerando-se o reator cilíndrico, temos que seu diâmetro (D) é dado por:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{útil}}}{\pi L}} \quad (2)$$

As dimensões do reator foram otimizadas para menor custo de material de construção. Para se conhecer os limites superior e inferior de L/D, usou-se a equação de Ergun que, a partir da perda de carga máxima e mínima, permite calcular a altura máxima e mínima do leito, respectivamente.

$$\frac{\Delta P_{\text{leito}}}{\Delta z} = -\frac{G}{\rho D_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left(\frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} \right) + 1,75G \quad (3)$$

Em que ΔP_{leito} (Pa) é a queda de pressão ao longo do leito, Δz (m) é o comprimento do leito catalítico, G ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-2}$) é a velocidade mássica superficial, ρ_{vapor} ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$) é a densidade do gás, D_p (m) é o diâmetro de partícula do leito catalítico, ϕ é a porosidade do leito e μ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$) é a viscosidade dinâmica da corrente de gás passando pelo leito.

A perda de pressão ao longo do reator é 70 kPa. Como ela ocorre predominantemente na região de troca de calor, considerou-se, no leito catalítico, a perda de carga mínima 10 kPa, e máxima, 350 kPa. Desse modo, os diâmetros mínimo e máximo são 0,16 e 0,94 m. Fazendo-se o diâmetro variar nesse intervalo, pode-se calcular o custo da carcaça do reator para cada par de dimensões (L,D), sendo usadas as seguintes equações para cálculo de espessura, massa e custo do reator, sendo a última equação usada no projeto de recipientes verticais (TOWLER; SINNOTT, 2007):

$$e = CA + \frac{500DP_d}{S_t E - 0,6P_d} \quad (4)$$

$$W = 24,6D(L + 0,8D)(e + X) \quad (5)$$

$$C = -10.000 + 600W^{0,6} \quad (6)$$

Em que e (mm) é a espessura da parede, P_d ($\text{kg}/\text{cm}^2\cdot\text{g}$) é a pressão de desenho, D (m) é o diâmetro interno do reator, S_t ($\text{kg}/\text{cm}^2\cdot\text{g}$) é a tensão máxima suportada pelo material usado, sendo 1243 para aço inox 304 (TOWLER; SINNOTT, 2007), E é a eficiência de junções de valor igual a 0,85, CA (mm) é a sobre-espessura de corrosão, W (kg) é a massa da carcaça, X é o fator de complexidade, sendo 4 para esse caso complexo e 2 para casos simples e C (USGC) é o custo em dólares em base *U.S. Gulf Coast* referentes a janeiro de 2006 (TOWLER; SINNOTT, 2007).

A pressão de desenho foi calculada usando-se:

$$P_d = P + 1,75, \text{ se } P_d > 3,5 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{gou}$$

$$P_d = 3,5 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{g caso contrário.}$$

Tabela 4. Custo do reator para diferentes dimensões de diâmetro.

L/D	D (m)	H (m)	P (kg/cm ² .g)	e (mm)	W (kg)	C ₂₀₀₆ (USGC)
51,30	0,20	10,26	4,0	3,39	378,67	52804.40
15,20	0,30	4,56	3,6	3,52	266,22	33709.85
6,41	0,40	2,56	3,6	3,69	218,23	24590.53
3,28	0,50	1,64	3,6	3,86	197,36	20376.98
1,90	0,60	1,14	3,6	4,03	192,04	19274.40
1,20	0,70	0,84	3,6	4,20	197,42	20389.27
0,80	0,80	0,64	3,6	4,38	211,18	23186.78
0,56	0,90	0,51	3,6	4,55	232,13	27308.14

Desse modo, temos que as dimensões ideais do reator na seção de reação são H = 1,14 m e D = 0,60 m para a parte dedicada à reação química.

3.1.2. Trocador de Calor associado ao reator

É essencial que a corrente seja resfriada logo após a reação química para evitar a decomposição de formaldeído gasoso em monóxido de carbono e hidrogênio (MARSÍ et al., 1989), o que é conseguido com uso de trocador de calor *floating head* em aço carbono.

De forma geral, trocadores de calor são utilizados quando se deseja uma variação na temperatura de um fluido para seu uso em processos físico-químicos, e também quando precisa ser condensado, liquefeito, ou deseja-se utilizar da mistura em mais de uma fase distintas (ÇENGEL; GHAJAR, 2009). Eles serão descritos mais detalhadamente em seu tópico específico.

Considerando-se uma temperatura de entrada de 600°C e de saída de 200°C da corrente de processo, conforme simulação, e usando-se *boiler feed water* (BFW) a 134°C, temos que a porção responsável pela troca de calor é dada por 102,6 m², com coeficientes convectivos dados na Tabela 5. Essa área de troca pode ser obtida com o uso de 250 tubos de ¾ de polegada com 6,84 m de comprimento. Desse modo, temos que a altura total do reator, somando-se as duas seções, de reação e de troca de calor, é dada por 8,0 m de comprimento.

O principal parâmetro a ser calculado para o dimensionamento dos trocadores de calor é a área para troca térmica. A equação utilizada para estimar seu valor está abaixo.

$$A_{\text{trocador}} = \frac{Q}{Ft \cdot U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (7)$$

A Quantidade de Calor trocada (Q) foi obtida através da simulação no Aspen HYSYS. Ft é o fator de correção, U é o coeficiente global de troca térmica e o ΔT_{ml} , a diferença de temperatura média logarítmica. A diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}) pode ser calculada através da seguinte equação:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{h,1} - T_{c,2}) - (T_{h,2} - T_{c,1})}{\ln \frac{(T_{h,1} - T_{c,1})}{(T_{h,2} - T_{c,2})}} \quad (8)$$

$T_{c,1}$ e $T_{c,2}$ são as temperaturas de entrada e saída do fluido frio respectivamente,

$T_{h,1}$ e $T_{h,2}$ são as temperaturas de entrada e saída do fluido quente.

O coeficiente global de troca térmica (U) é calculado a partir dos coeficientes individuais de convecção para fluidos frios e quentes (h_{frio} e h_{quente}), e dos coeficientes de formação de crosta dos fluidos (r_{quente} e r_{frio}). Esses valores são encontrados na obra de Çengel e Ghajar, 2009. A equação (8) com o cálculo de (U) é mostrada a seguir:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{frio}}} + \frac{1}{h_{\text{quente}}} + r_{\text{frio}} + r_{\text{quente}} \quad (9)$$

Tabela 5. Coeficientes de troca convectivos.

Valor aproximado de h (kcal/(h m² °C))	
Sem mudança de fase	
Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
Produtos condensando	
Vapor de água	4900-15000
Solvente orgânicos	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
Produtos evaporando	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Tabela 6. Coeficientes de deposição.

Coeficientes de deposição ((h m² °C)/kcal)	
Fluídos limpos	0,0001-0,0002
Fluído sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

O fator de correção F_t depende tanto da geometria do trocador, quanto das temperaturas dos fluidos envolvidos no processo. A sua determinação é feita a partir de relações R e P das temperaturas dos fluidos do sistema. Após encontrados esses parâmetros, é possível determinar o fator de correção através de um método gráfico, ou analítico (ÇENGEL, 2009).

O cálculo de R e P pode ser realizado conforme as equações abaixo.

$$R = \frac{(T_{h,1} - T_{h,2})}{(T_{c,2} - T_{c,1})} \quad (10)$$

$$S = \frac{(T_{c,2} - T_{c,1})}{(T_{h,1} - T_{c,1})} \quad (11)$$

Após o cálculo dos parâmetros R e P, optou-se pelo método analítico para a determinação do fator de correção. A equação é dada a seguir:

$$Ft = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \cdot \ln\left(\frac{1-P}{1-R \cdot P}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left(\frac{2^{-P} \left(R+1 - \sqrt{(R^2+1)}\right)}{2^{-P} \left(R+1 + \sqrt{(R^2+1)}\right)}\right)} \quad (12)$$

A partir do cálculo das equações citadas acima, faz-se o cálculo da área do trocador de calor, e então obtém-se seu custo.

3.2. Torre de absorção (T-801)

A absorção é um importante processo que compõe o estudo das operações unitárias. Baseia-se na transferência de um componente da corrente líquida para a corrente gasosa a partir das diferenças de solubilidade e concentração das duas correntes, com isso, é necessário que as correntes permaneçam em contato por tempo suficiente para que ocorra essa transferência. Logo, em virtude das diferenças de densidade das correntes gasosa e líquida, é necessária a utilização de ferramentas que garantem esse contato pelo tempo necessário.

Há dois tipos de torres utilizadas em ambientes industriais, torre de pratos e torre de recheio. A torre de pratos consiste em estágios, distribuídos ao longo da coluna, que forçam o contato líquido/gás. Já as colunas de recheio, que são o tipo de coluna de absorção utilizada neste projeto, possuem um leito de um material inerte de forma a permitir o contato das correntes ao longo de todo o recheio.

3.2.1. Otimização da torre de absorção

A corrente que deixa o reator passa por um cooler (E-803), onde é resfriada até 100°C, e entra no absorvedor como corrente gasosa. Essa operação é necessária para que se remova os

gases, N₂ e H₂, provenientes da reação. Dessa forma, o formaldeído deixa a coluna como produto da corrente aquosa, juntamente com a maior parte da água e metanol.

A otimização foi realizada alterando a altura da coluna de recheio de 7,647 a 17,84m, com incremento de 2,55m. Os valores de vazão volumétrica no fundo da coluna (L), área de seção transversal (S_{torre}) e diâmetro da coluna (D) sofreram pouca ou nenhuma variação ao se alterar a altura do recheio (H_{recheio}). Os cálculos da espessura (e), massa (W) e custo (C) da carcaça da coluna foram realizados de acordo com as equações 4,5 e 6, respectivamente, e com os mesmos valores dos parâmetros P_d, S_t, E e X utilizados na otimização do reator. O valor da CA utilizado foi 6 devido à escolha do material ser o aço-carbono, que é um material com baixa resistência à corrosão.

Tabela 7. Custo da carcaça da torre de absorção para diferentes alturas de recheio.

H _{recheio} (m)	L(m ³ /h)	S _{torre} (m)	H _{líquido} (m)	D(m)	H _{total} (m)	e (mm)	W (Kg)	C ₂₀₀₆ (USGC)
7,647	19,9	0,8938	3,710748	1,067	11,35775	8,087129	4451,661	35150,12
10,200	19,9	0,8938	3,710748	1,067	13,91075	8,087129	5261,64	38900,72
12,740	19,9	0,8938	3,710748	1,067	16,45075	8,087129	6067,494	42408,84
15,290	19,9	0,8938	3,710748	1,067	19,00075	8,087129	6876,52	45747,6
17,840	19,9	0,8938	3,710748	1,067	21,55075	8,087129	7685,547	48932,45

Observando a tabela acima, percebe-se que o menor custo é quando a altura do recheio é 7,647m. Porém, de acordo com a simulação realizada, percebeu-se que, para alturas de recheio menores que 10,2m, há presença de formaldeído na corrente gasosa no topo da coluna. Dessa forma, escolheu-se a situação com menor custo e com todo formaldeído recuperado na corrente aquosa.

3.2.2. Custo do recheio da coluna de absorção

Os recheios das colunas de absorção têm um importante papel na eficiência da separação. São eles os responsáveis por promover uma grande área superficial que permite a interface gás/líquido. Também são importantes para se obter uma baixa resistência do fluxo de gás da coluna, bem como proporcionar a distribuição uniforme das correntes.

Existem dois tipos de recheios comumente usados na indústria, os recheios randômicos e estruturados. O tipo randômico, escolhido como recheio neste projeto, são dispostos de forma

aleatória na coluna e têm geometria bem determinada. Já os recheios do tipo estruturado são projetados sob medida para o diâmetro da torre e consiste em chapas, com diferentes geometrias, colocadas paralelamente ao longo da coluna. A principal vantagem desses dois tipos é que os estruturados possuem uma alta transferência de massa e baixa queda de pressão -apresentando, conseqüentemente, baixos custos operacionais- e os randômicos têm baixo custo de investimento (McGLAMERY, 1988).

O recheio utilizado é do tipo Berl *saddle* com material cerâmico. Para a separação aqui apresentada, bem como as características das correntes gasosa e líquida, esse tipo de recheio é inerte, apresenta alta superfície de interface gás/líquido, possui boa resistência mecânica e baixo custo.

$$C_{2006} = 930 \cdot V_{recheio} \quad (13)$$

A equação acima descreve a estimativa do custo do recheio Berl *saddle* cerâmico ($C_{recheio}$) para um volume do recheio ($V_{recheio}$). Para a coluna já otimizada, tem-se:

$$V_{recheio} = 9,1168 \text{ m}^3$$

$$C_{2006} = 8478,587 \text{ USGC}$$

3.2.2. Recipientes acumuladores

Os vasos ou tanques de armazenamento são utilizados para depositar matérias-primas ou produtos. Habitualmente são cilíndricos e podem ser de médio ou grande porte, dependendo de sua utilização e de sua operação. Normalmente, são situados fora do limite de bateria da área de processo. Os critérios usados para a sua projeção são tempo de residência do produto e a relação altura/diâmetro do tanque.

3.2.3. Otimização do vaso acumulador

A corrente que entra no vaso acumulador é a soma de duas correntes do projeto, 18 e a 2. Sua temperatura média é de 40,7 °C, pressão de 101,3 KPa, composição de 94,11 kmol/h de metanol e 5,81 kmol/h de água e uma vazão volumétrica de entrada é 3,91 m³/h.

Para determinação do volume útil ($V_{\text{útil}}$) com um tempo de residência (τ) estabelecido de 10 minutos, tem-se que:

$$Volume \text{ útil (m}^3) = Vazão \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \times \tau(\text{h}) \quad (14)$$

Assim, $V_{\text{útil}} = 0,65 \text{ m}^3$. Como o vaso é cheio até a metade, seu volume total é $1,30 \text{ m}^3$.

As dimensões do vaso foram otimizadas para menor custo de material de construção. Pode-se calcular o custo da carcaça do vaso para cada par de dimensões (L,D), variado $2 < L/D < 5$, sendo usadas as seguintes equações para cálculo de espessura, massa e custo do vaso:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot v_{\text{total}}}{\pi (L/D)}} \quad (15)$$

$$e = \frac{Pd \left(\frac{D}{2}\right) 1000}{St E - 0,6 Pd} \quad (16)$$

$$W = 24,6 \cdot D (L + 0,8D) \cdot (e + X) \quad (17)$$

$$C = -2500 + 200W^{0,6} \quad (18)$$

Em que e (mm) é a espessura da parede, V_{total} (m^3) é o volume total do vaso, P_d ($\text{kg}/\text{cm}^2 \cdot \text{g}$) é a pressão de desenho, D (m) é o diâmetro do vaso, S_t é um fator dependente do material usado que vale 1055 para aço, $E = 0,85$, W (kg) é a massa da carcaça, X é o fator de complexidade, sendo 4 para esse caso complexo e 2 para casos simples. E nesse caso, $X = 2$. C (USGC) é o custo em dólares em base *U.S. Gulf Coast* referentes a janeiro de 2006 (TOWLER; SINNOTT, 2007).

A pressão de desenho foi calculada usando-se:

$$P_d = P + 1,75 \text{ ou } 1,1P \text{ se } P_d > 3,5 \text{ kg}/\text{cm}^2 \cdot \text{gou}$$

$$P_d = 3,5 \text{ kg}/\text{cm}^2 \cdot \text{g caso contrário.}$$

Assim, temos que:

Tabela 8. Custo do vaso para diferentes razões de L/D.

L/D	D (m)	L (m)	e (mm)	W (kg)	C ₂₀₀₆ (USGC)
2	0,9398	1,8796	1,8383	233,50	2772,29
2,5	0,8724	2,1810	1,7065	229,01	2711,30
3	0,8210	2,4629	1,6059	227,19	2686,37
3,5	0,7799	2,7295	1,5255	226,80	2681,05
4	0,7459	2,9836	1,4590	227,35	2687,15
4,5	0,7172	3,2273	1,4029	228,20	2700,23
5	0,6924	3,4622	1,3545	229,48	2717,67

Observando a tabela acima, nota-se que o menor custo é quando a altura do recheio é a razão $L/D = 3,5$. Com isso o diâmetro do vaso será de 0,7799 m, seu comprimento será de 2,7295 m com uma espessura de 1,5255 mm.

3.3. Torre de Destilação (T-802)

A destilação é o método de separação de misturas que apresentam diferentes volatilidades. Este processo ocorre em uma coluna de destilação, um vaso cilíndrico com diâmetro constante que permite a interação das correntes de líquido e vapor, ocasionadas pela transferência de massa e calor entre as duas fases. A presença de pratos aumenta a eficiência do processo, de modo que a corrente de líquido desça por uma série de pratos enquanto a fase gasosa sobe a coluna por entre perfurações, gerando um contato descontínuo entre as fases (HOLLAND, 1981).

Após sair da torre de absorção, em que houve a separação de gases da mistura de metanol, água e formaldeído, esta corrente entra na coluna de destilação para separar estes componentes. O metanol e uma pequena fração de água saem como produto de topo na coluna, sendo então necessário passar por um condensador de modo a garantir que todo o vapor de produto de topo se transforme em líquido. A mistura de formaldeído e uma grande fração de água saem como produto de fundo da torre, sendo então submetidas a troca de calor em um *reboiler* visando a vaporização total ou parcial do líquido de saída da coluna e logo em seguida esta corrente é enviada para ser armazenada no pulmão (recipiente acumulador).

Para dimensionar uma coluna de destilação deve-se levar em consideração o número de pratos ideal para que se tenha uma boa eficiência de separação das misturas e com os menores custos possíveis. Optou-se pelo sobredimensionamento da coluna na faixa de 120% visando garantir a segurança estrutural do processo.

O custo da coluna está relacionado diretamente ao material utilizado para construir a torre, variando em função da altura da coluna, da espessura e de seu diâmetro. Quanto maior a torre, maior a sua altura e mais espessa, por conseguinte teremos um custo mais elevado para projetar este equipamento.

Inicialmente, faz-se necessário estimar a composição da corrente de entrada na coluna, a temperatura, pressão de operação da torre, a composição dos produtos de fundo e de topo da torre, conhecer o equilíbrio líquido-vapor das misturas e a entalpia da mudança de fase de cada fração da mistura.

Após essa estimativa, deve-se calcular a vazão máxima de gás ascendente, velocidade limite (v_{lim}) na coluna a partir da equação de York. Esta equação relaciona a densidade do líquido (ρ_{liq}) e do destilado ($\rho_{destilado}$) no prato de maior vazão volumétrico de gás.

$$v_{lim} = \sqrt{(\rho_{liq} + \rho_{destilado})/\rho_{destilado}} \quad (19)$$

A partir da velocidade limite, podemos calcular a área da seção transversal mínima (S_{min}) da coluna, utilizando a vazão máxima de vapor dentro da coluna (Q_v) na equação 20.

$$S_{min} = \frac{Q_v}{v_{lim}} \quad (20)$$

O diâmetro da coluna (D_{coluna}) pode ser calculado em função da seção transversal mínima conforme demonstra equação 21.

$$D_{coluna} = \sqrt{(4 \cdot S_{min})/\pi} \quad (21)$$

O cálculo da seção transversal mínima e do diâmetro da coluna devem ser realizados visando que não ocorra a inundação da coluna, arraste do líquido pelo vapor ascendente, e nem o gotejamento de líquidos pelos orifícios de vapor.

Em seguida deve-se calcular a altura total da coluna de destilação, sendo esse parâmetro dependente do espaçamento entre os pratos (0,46m) e da altura de fundo da torre (H_d). Para esta altura de fundo, considerou-se o espaçamento entre os pratos de fundo (0,61m), topo (0,91m) e de alimentação (0,91m), tempo de residência (τ) equivalente a 10 minutos, a vazão de produto de fundo (Q_B) e o número de pratos (N_p). A altura total (H_c) pode ser calculada pela seguinte equação.

$$H_c = H_d + \frac{Q_B \cdot \tau}{N_p} \quad (22)$$

A espessura da coluna (e_{coluna}) foi calculada a partir da pressão de desenho do equipamento (P_d) e do diâmetro da coluna (D_{coluna}) calculado anteriormente, conforme demonstra a seguinte equação.

$$e_{coluna} = \frac{P_d \cdot (0,5 \cdot D_{coluna}) \cdot 1000}{1055,0,85 - 0,6 \cdot P_d} \quad (23)$$

Quanto ao peso da carcaça (Wc) utilizou-se a seguinte equação para calculá-lo.

$$Wc = 24,6.Dcoluna.(Hc + 0,8.Dcoluna).(e_{coluna} + 4) \quad (24)$$

Já o custo da coluna (Cc) e dos pratos (Cp) foram realizados utilizando as respectivas equações abaixo.

$$Cc = (-2500 + 200.W^{0,6}) \quad (25)$$

$$Cp = (180 + 340.D^{1,9}).N_p \quad (26)$$

O custo total da coluna se dá pela soma entre o custo dos pratos e o custo da coluna, sendo necessário que este valor final seja corrigido através da utilização da correlação do valor (CEPCI) de 2006 e de 2018. Este valor também foi reajustado a partir da multiplicação do custo total pelo fator de Lang equivalente a 4,74.

3.3.2. Recipientes acumuladores

O recipiente acumulador que retém a corrente que sai do topo da coluna de destilação, que se subdivide em corrente de refluxo e destilado, pode ser otimizado utilizando-se as mesmas equações da seção 3.2.3. Para isso, é necessário primeiramente conhecer seu volume, que pode ser calculado usando-se a seguinte equação 18.

Considerando que o pulmão fica cheio até a metade, o volume do tanque será o dobro do volume de líquido calculado. A razão L/D escolhida para cálculo do acumulador do destilador para cada número de pratos foi 5.

3.3.3. Trocadores de calor associados à coluna de destilação

A fim de se obter valores ótimos no custo da torre, foram calculados os trocadores de calor que funcionam junto a coluna de destilação (T-802). É apresentado abaixo um estudo sobre os custos do refeedor e do condensador acoplados à torre. Os custos dos trocadores foram feitos conforme os critérios de otimização da torre, que serão discutidos mais adiantes.

3.3.3.1 Condensador

O condensador presente no topo da coluna de destilação tem como objetivo trocar calor em um contato indireto para que a corrente de vapor no topo da torre seja liquefeita (SOUZA, 2013). Essa liquefação pode ser parcial ou total e, no caso do projeto, o condensador E-805 condensa totalmente a corrente de vapor de saída, faz com que ela vá para o vaso pulmão, e assim possa retornar à torre em forma de refluxo e seguir para outro vaso acumulador onde haverá recirculação (FERNANDES, 2011, FERREIRA et al., 2018).

O tipo mais comum de trocadores de calor, e mais especificamente condensadores, existente no mercado é o de casco e tubos. Ele consiste em uma carcaça por onde se escoam os fluidos, e no seu interior o outro fluido escoam por dentro de tubos, permitindo a troca térmica. Além disso, trocadores de calor do tipo casco e tubo são mais baratos, de fácil manutenção e uso bastante amplo (SOUZA, 2013).

No processo na torre de destilação, o produto de topo escoam pelo casco do equipamento, e a água de refrigeração escoam pelos tubos. Como o produto de topo se trata de metanol, o material utilizado no casco do trocador é de aço carbono, mais barato e amplamente empregado na indústria.

Os trocadores de calor são fundamentais na otimização da coluna de destilação C-802, pois por serem equipamentos mais caros, sua otimização precisa estar de acordo com a otimização do número de estágios da torre. No tópico específico sobre os trocadores de calor eles serão melhor descritos e explicados quanto às suas variações e funções.

Com a determinação do fator de correção, então, se torna possível o cálculo da área de troca de energia, que é dada pela equação 7. Foi feito um sobredimensionamento de 10% a critério de segurança.

3.3.3.2. Refervedor

O objetivo deste equipamento é vaporizar a massa de líquido do fundo da coluna de destilação, fornecendo calor a essa massa. O refervedor, ou *reboiler*, é considerado um tipo de trocador de calor, que visa a vaporização total ou parcial do líquido contido no fundo da torre (SILVA, 2015). No processo em questão, parte do produto de fundo retorna à torre, e o restante do produto de fundo é o formaldeído, produto de interesse da planta industrial.

O vapor que é gerado pelo refervedor recebe o nome especial de *boilup*. O *boilup* é um parâmetro fundamental para o ajuste da torre de destilação, assim as vazões das correntes e a

taxa de refluxo. Ele também está diretamente relacionado com a taxa de adição de calor ao refeedor (LUYBEN, 1990).

Assim como foi feito no condensador, o custo do *reboiler* pode ser obtido através de sua área útil de troca térmica. A equação usada para descrever o seu custo se encontra abaixo (TOWLER; SINNOTT, 2007), por se tratar de um maquinário do tipo *Kettle*, sendo S o valor obtido de sua área.

$$Q_{reboiler} (USGC) = 14000 + 83.S \quad (27)$$

Igualmente ao cálculo feito para a coluna de destilação, o investimento para o refeedor foi encontrado multiplicando-se o valor de seu custo pelo fator de Lang (4,7) foram utilizados para calcular o imobilizado deste equipamento. É importante ressaltar que estes equipamentos serão descritos mais detalhadamente na seção de trocadores de calor.

3.3.4. Bombas Centrífugas

Bombas são equipamentos responsáveis por transferir energia ao líquido com a finalidade de o transportarem de um ponto a outro na planta. Elas recebem energia de uma fonte motora e cedem parte dessa energia ao fluido na forma de energia cinética ou energia de pressão, ou ainda ambas (MCCABE, 2005). As bombas centrífugas são amplamente mais utilizadas na indústria, trabalhando com altas pressões, vazão de descarga constante e baixo custo de manutenção, sendo assim, uma boa escolha para a corrente de refluxo da coluna de destilação. A movimentação do líquido dentro desse tipo de bomba ocorre pela ação de forças que se desenvolvem na massa do líquido, através da rotação de um rotor que apresenta pás recebendo o líquido pelo centro e o expulsando pela periferia (movimento centrífugo) (MACINTYRE, 1987).

Para o dimensionamento da bomba de refluxo (P-802), foi necessário calcular os parâmetros potência do motor, pressão de aspiração e de impulsão, carga da bomba e NPSH. Utilizaram-se os dados obtidos pelo simulador de processos *HYSYS*.

Cada bomba foi duplicada, sendo uma em operação e a outra reserva. A bomba reserva tem as mesmas especificações, para que assim, caso a bomba principal pare de funcionar ou apresente algum defeito, a reserva entre em operação, não permitindo a interrupção do funcionamento da planta.

Para o projeto da bomba centrífuga da torre de destilação, deve-se considerar entre as pressões de aspiração e impulsão do refluxo. A pressão de admissão (P_{adm}) é dada pela contribuição da pressão do vaso pulmão, da carga hidrostática referente à altura da coluna de

liquido - neste caso representada pela elevação do vaso pulmão de 3m e metade do seu diâmetro -, da aceleração da gravidade (g) e da densidade mássica do destilado ($\rho_{destilado}$).

Deve-se considerar também as perdas de carga do sistema referentes ao atrito que o fluido deve vencer nas tubulações, cujo valores variam de 0,05-0,1 kg/cm² por km de tubulação.

$$P_{adm} = P_{pulmão} + \rho_{destilado} \cdot g \cdot \left(3 + \frac{\phi}{2}\right) \quad (28)$$

A pressão de impulsão, de forma similar, é obtida relacionando as pressões que influenciam o bombeamento do refluxo de volta à torre. São elas, a pressão do 1º prato da torre de destilação e a energia potencial relacionada à altura da torre. Deve-se somar a contribuição da perda de carga referente à tubulação e a válvula, que assume valores entre 0,5-1 kg/cm².

$$P_{imp} = P_{1prato} + P_{altura} + \Delta P_{carga} \quad (29)$$

O próximo passo é o cálculo da potência absorvida, W_a , pela bomba. Para isso, considera-se um sobredimensionamento de 20% para a vazão de refluxo Q_{ref} e a diferença entre as pressões de admissão e impulsão, ΔP .

$$W_a = \frac{Q_{ref} \cdot \Delta P}{27,4} \quad (30)$$

A vazão de refluxo deve estar em m³/h e a diferença de pressão em kg/cm², fornecendo a pressão absorvida em CV. Para o cálculo da potência real, precisam ser levadas em consideração a eficiência hidráulica da bomba η_h e as perdas de calor sofridas pelo motor η_m . A primeira assume valores de 0,3-0,6, sendo considerado aqui 0,45 e, a segunda, com valores entre 0,9-0,95, considerou-se 0,9. A potência real adquirida pela bomba é dada pela equação abaixo.

$$Pot_{real} = \frac{W_a}{\eta_h \cdot \eta_m} \quad (31)$$

O cálculo do NPSH (*Net Positive Suction Head*), que será melhor descrito posteriormente no tópico específico de bombas é dado pela equação abaixo. Sendo P_{adm} a pressão de admissão da bomba de refluxo, P_v a pressão de vapor do produto refluxado e ρ a densidade mássica do produto de topo ao deixar o vaso pulmão.

$$NPSH = \frac{(P_{adm} - P_v) \cdot \rho}{10} \quad (32)$$

A carga da bomba centrífuga é a altura em metros que o fluido pode ser bombeado dado a diferença de pressão entre a admissão e impulsão, e é calculada de acordo com a equação a seguir.

$$H = \frac{10 \cdot \Delta P}{\rho} \quad (33)$$

O custo da bomba de refluxo é dado por meio das equações mostradas a seguir (TOWLER et al., 2007). O valor final é multiplicado por 2, tendo em vista que cada equipamento deve ter o seu reserva. O custo da bomba foi multiplicado pelo fator de Lang, assim como os outros equipamentos que fazem parte do sistema da coluna de destilação. As bombas foram calculadas para os critérios de otimização da torre, que serão apresentados no projeto mais adiante.

$$C_{motor}(USGC) = 920 + 600 \cdot Pot_{real}^{0,7} \quad (34)$$

$$C_{carcaça}(USGC) = 3300 + 48 \cdot Q_{ref}^{1,2} \quad (35)$$

3.3.5. Serviços auxiliares

Os serviços auxiliares a serem levados em consideração no custo da coluna de destilação são a eletricidade consumida pela bomba, e a água de refrigeração e vapor de aquecimento utilizados no condensador e refeedor, respectivamente.

3.3.5.1. Água de refrigeração

Para o consumo de água no Trocador de Calor E-805, um condensador, deve-se considerar o calor trocado. O primeiro passo é calcular a vazão mássica a partir da equação a seguir:

$$\dot{m}_{água} = \frac{Q_{condesador}}{C_p \cdot \Delta T} \quad (36)$$

O C_p é o calor específico da água, o ΔT é a variação de temperatura entre a entrada e saída do trocador, e o $Q_{\text{condensador}}$ é a quantidade de calor no condensador calculada anteriormente. A quantidade de água de refrigeração utilizada pelo condensador da torre de destilação pode ser calculada a partir da equação a seguir, considerando o período de operação de 8000h/ano, durante o período de 15 anos:

$$M_{\text{água}} = m_{\text{água}} \cdot t \quad (38)$$

O custo total da água de refrigeração pode ser calculado, então, sabendo que o preço é de R\$0,135 m³/h:

$$C_{\text{água}} = \frac{M_{\text{água}} \cdot 0,135}{\rho_{\text{água}}} \quad (39)$$

3.3.5.2. Vapor de aquecimento

Para o cálculo do consumo de vapor de aquecimento, deve-se considerar a troca de energia referente ao *reboiler* E-804 e o calor latente referente à mudança de fase do vapor saturado. Para que seja possível estimar o calor latente de condensação do vapor saturado à 212°C, utiliza-se a equação empírica de Regnault:

$$\lambda = 606,5 - 0,695 \cdot 212 \quad (40)$$

Relacionando com o calor trocado no refeedor para se obter a vazão de acordo com a equação abaixo.

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{refervedor}}}{\lambda} \quad (41)$$

Considerando o tempo de operação de 8000h/ano, a quantidade de vapor de média pressão utilizada será de:

$$M_{\text{água}} = \frac{m_{\text{vapor}} \cdot 8000}{1000} \quad (42)$$

O custo total gasto em vapor de aquecimento, então, considerando os preços do vapor do vapor de média pressão e do vapor de alta pressão serão:

$$C_{\text{água}} = \frac{M_{\text{vapor}} \cdot 29,20}{\rho_{\text{água}}} \times 15 \quad (43)$$

3.3.5.3. Eletricidade

Deve-se levar em consideração que a planta industrial tem um fator de operação de 8000 horas, multiplicando esse valor pela potência das bombas e do compressor pelo custo do kWh de energia elétrica no DF para indústria, que é 0,89 R\$ kWh (CEB, 2019), e pelo tempo de projeção para a planta, que é de 15 anos, tem-se o gasto da torre com eletricidade.

$$C_{\text{eletricidade}} = 0,89 \cdot 8000 \cdot 15 \cdot W_{\text{total}} \quad (44)$$

3.3.5.3. Custos de Serviços Auxiliares

Os valores obtidos para os serviços auxiliares foram calculados conforme o dólar *Gulf Coast* de janeiro de 2006. Os custos foram feitos com a coluna contendo respectivamente 50, 70, 86, 100 e 120 pratos. Todos os valores obtidos se encontram na tabela abaixo. Posteriormente, foram avaliados com a otimização da coluna que se encontra a seguir.

Tabela 9. Custo de serviços auxiliares em função do número de pratos.

Número de Pratos	Custo da Energia Elétrica (US\$)	Custo Água de Refrigeração (US\$)	Custo Vapor de Aquecimento (US\$)	Soma Custos Auxiliares (US\$)
50	412761,54	1266046,11	3873198,36	5552006,01
70	421099,32	1008931,34	3096582,56	4526613,23
86	452293,05	930820,53	2825853,90	4208967,49
100	485895,06	893066,97	2711238,85	4090200,88
120	543688,75	854011,56	2592671,55	3990371,87

3.3.6. Otimização da coluna de destilação

Inicialmente, deve-se simular todo o projeto da coluna, incluindo equipamentos auxiliares para seu pleno funcionamento, como por exemplo a bomba de refluxo do líquido resultante do condensador, o pulmão de armazenamento do produto de interesse, o condensador e *reboiler*. Além disso, faz-se necessário levar em consideração a utilização de serviços auxiliares como água, eletricidade, vapor de aquecimento do *reboiler* e água de refrigeração do condensador.

O processo de otimização foi realizado por meio da ferramenta computacional, Aspen HYSYS para simular os possíveis casos de projeto. A escolha do número de pratos foi feita em função da taxa de refluxo da coluna. Essa taxa consiste na razão entre a vazão de líquido que retorna a torre, após passar pelo condensador, sobre a vazão de produto de topo (destilado) formado. Sendo assim, foi calculada a taxa de refluxo mínima encontrada em 500 pratos, onde não houvesse mais separação. Este valor encontrado foi multiplicado por 1,4 e então obtendo o refluxo ótimo equivalente a 2,52. Deste modo, encontrou-se o número de pratos que corresponderia ao valor mais aproximado do refluxo ótimo, obtendo 86 pratos.

A partir deste valor de pratos, estipulou-se outros 4 possíveis números de pratos (50,70,100 e 120) e com isso foi feita a simulação na ferramenta computacional para obter os respectivos custos para cada número de pratos testados, obtendo os seguintes resultados.

Tabela 10. Custo da destilação em função do número de pratos.

Número de Pratos	Custo da Coluna (US\$)	Custo Condensador (US\$)	Custo Reboiler (US\$)	Custo Bomba (US\$)	Custo Pulmão (US\$)	Custo Total + Auxiliares (US\$)
50	148369,39	234083,43	77765,93	99769	280147,50	6392141,27
70	192279,73	198727,73	75478,92	95280,56	248618,95	5336999,13
86	225813,42	185253,37	74681,92	96149,99	237499,62	5028365,82
100	254287,70	179079,07	74344,65	97431,13	891701,98	5587045,43
120	293856,55	173466,81	73944,99	100932,38	226158,64	4858731,24

A partir da tabela apresentada anteriormente, pode-se plotar o gráfico dos custos totais da destilação em função do número de pratos, conforme apresentado abaixo.

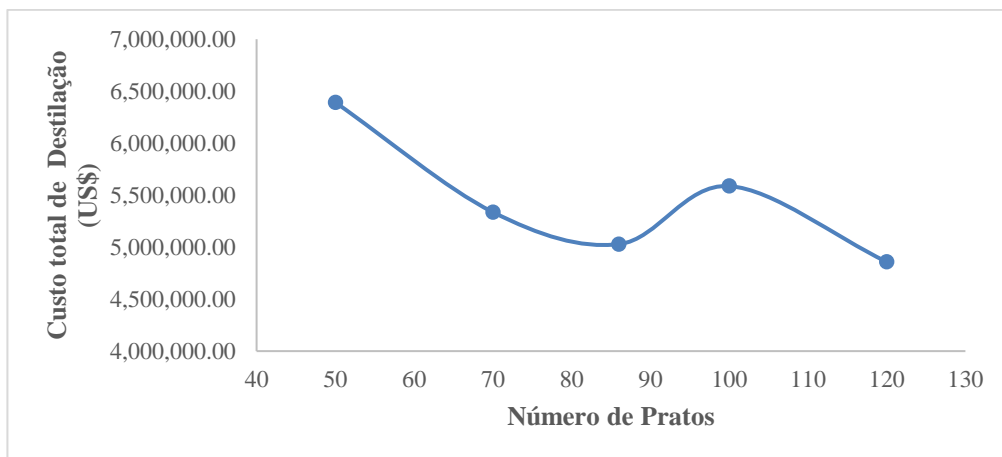


Figura 4. Custo total da destilação em função do número de pratos.

Constatou-se por análise que o número ótimo de pratos da coluna foi equivalente a 120 pratos, tendo, por conseguinte o menor custo de projeto. Para este número ótimo encontrado foram calculados os parâmetros de dimensionamento da coluna.

Tabela 11. Dimensionamento e custos da torre T-802.

Número de Pratos	Seção Transversal Mínima (m ²)	Diâmetro (m)	Altura da Torre (m)	Espessura do Recipiente (mm)	Peso do Recipiente (kg)	Custo Total (US\$)
120	0,092	3,342	59,568	25,278	152532,30	293856,55

3.4. Bombas

Para o transporte dos fluidos o dimensionamento das bombas (P-801, P-803 e P-804), do tipo centrífuga, foi necessário calcular os parâmetros potência do motor, pressão de admissão e de impulsão, carga da bomba e NPSH. Utilizaram-se os dados obtidos pelo simulador de processos HYSYS.

Cada bomba foi duplicada, sendo uma em operação e a outra reserva. A bomba reserva tem as mesmas especificações, para que assim, caso a principal pare de funcionar ou apresente algum defeito, a reserva entre em operação, não permitindo a interrupção do funcionamento da planta.

Para dimensionar a bomba, é necessário calcular a potência absorvida, a qual depende das vazões de operação e da diferença entre a pressão de admissão e impulsão da bomba. Sendo assim, a pressão de admissão e a pressão de impulsão são dadas respectivamente pelas seguintes equações:

$$P_{adm} = P_{altura} + P_{entrada} \quad (45)$$

$$P_{imp} = P_{altura} + P_{destino} + \Delta P_{carga} \quad (46)$$

Onde ΔP_{carga} é a perda de carga na tubulação, que para os tubos pode ter valores entre 0,05 e 0,1 kg/cm², a perda de carga causada pela presença de válvulas, no caso da bomba P-804 e que assume o valor de 1 kg/cm², e a perda de carga referente aos trocadores de calor, com valor de 1 kg/cm², para as bombas P-801 e P-803. A diferença de pressão e vazão foram sobre dimensionados em 20% do valor normal. Dessa forma calculou-se a potência absorvida em CV, pela seguinte equação:

$$W_a = \frac{Q \cdot \Delta P}{27,4} \quad (47)$$

Sendo ΔP a diferença de pressão de aspiração e de impulsão da bomba em kg/cm² e Q é a vazão de impulsão em m³/h. Para o cálculo da potência hidráulica, leva-se em conta as perdas de calor por atrito e as perdas de calor no motor. Logo, considera-se que a eficiência hidráulica da bomba (η_h), que comumente varia de 0,3 a 0,6, tem valor médio de 0,45. A potência hidráulica é dada pela seguinte equação:

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} \quad (48)$$

Por fim, para encontrar o valor real da potência, é necessário considerar a perda de calor do motor, cuja eficiência (η_m) considera-se valor igual a 0,9. A potência do motor é dada pela seguinte equação:

$$W_m = \frac{W_h}{\eta_m} \quad (49)$$

O parâmetro NPSH (*Net Positive Suction Head*, ou, em português, Carga Positiva Líquida de Pressão) é de muita importância para as bombas centrífugas, representando o valor de altura que a bomba deve ter para que a pressão de vapor do líquido a ser impulsionado não seja maior que a pressão de aspiração da bomba. Caso esse parâmetro não seja atendido, o líquido pode vaporizar e formar bolhas de vapor que estouram contra as pás e rotor da bomba, diminuindo sua vida útil (CARNICER; HASTA, 1995). Este fenômeno é conhecido como

cavitação, e para que seja evitado o $NPSH_{disponível}$ deve ser maior que o $NPSH_{requerido}$, que é informado pelo fabricante. O cálculo é feito utilizando a seguinte equação:

$$NPSH = \frac{(P_{adm} - P_v) \cdot \rho}{10} \quad (50)$$

Em que P_{adm} é a pressão de admissão na bomba, P_v é a pressão de vapor do fluido bombeado e ρ é sua densidade mássica.

A carga da bomba da bomba centrífuga, H , é a altura que a bomba pode impulsionar o fluido, dada a diferença de pressão entre aspiração e impulsão. O cálculo pode ser feito conforme a equação abaixo:

$$H = \frac{10 \cdot \Delta P}{\rho} \quad (51)$$

O custo do imobilizado para as bombas centrífugas é dado pelo custo do motor e da carcaça, que são calculados por meio das equações abaixo.

$$C_{motor}(USGC) = 920 + 600 \cdot Pot_{real}^{0,7} \quad (52)$$

$$C_{carcaça}(USGC) = 3300 + 48 \cdot Q^{1,2} \quad (53)$$

Em que os custos estão em dólares em base *U.S. Gulf Coast* referentes a janeiro de 2006 (TOWLER; SINNOTT, 2007).

O custo da bomba é dado como a soma do dos custos do motor e da carcaça. Como cada bomba conta com uma bomba reserva de segurança, o valor do custo final deve ser dobrado. Os valores juntos com os outros parâmetros são apresentados na tabela abaixo.

Tabela 12. Parâmetros das bombas da planta.

	P-801	P-802	P-803	P-804
Vazão(m³/h)	6,21	47,65	4,47	47,65
Massa específica (kg/m³)	1031,0	934,0	738,9	934,0

	P-801	P-802	P-803	P-804
$\Delta P(\text{kg/cm}^2)$	3,60	6,10	2,96	3,63
H (m)	20,27	67,8	26,56	27,01
NPSH (m)	0,0491	0,0913	0,0276	0,0305
Pot (kW)	3,17	24,12	1,56	1,53
C₂₀₀₆ (USGC)	14.421,74	100.932,57	10.225,25	10.563,82

3.5. Compressor

3.5.1. Descrição

A compressão de gases dentro da indústria química é realizada quando, em condições normais, o gás não possui pressão ou intensidade necessária para seu transporte e utilização. Compressores são equipamentos utilizados para impelir gases até uma pressão de aproximadamente 4000 atm, dependendo das condições finais que se deseja utilizar os gases (FOUST, 2011).

O compressor C-801 utilizado na planta é contínuo do tipo centrífugo, ou seja, o gás escoia em seu interior pelo olho do rotor, sendo acelerado radialmente, tendo sua velocidade e pressão aumentadas ao deixar o compressor. Além disso, são menos onerosos, de manutenção mais fácil e podem operar em regimes variáveis (FOUST, 2011). Na planta, o compressor é projetado para levar a mistura de gases (N_2 e O_2) até o reator R-801, para que, junto do metanol, a reação química seja iniciada.

3.5.2. Dimensionamento do Compressor

Para o dimensionamento do compressor e, obtenção do custo final, foram utilizados dados obtidos na simulação pelo programa Aspen HYSYS.

A potência absorvida pelo compressor, considerando seu funcionamento ideal (adiabático), W_a , é calculada pela seguinte equação:

$$W_a = \frac{k}{k-1} \cdot Z_1 \cdot R \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (54)$$

Em que k é a razão entre as capacidades caloríficas a pressão e volume constantes, $Z1$ é o fator de compressibilidade do gás na admissão, R a constante dos gases (8,314 J/mol.K), $T1$ é a temperatura de admissão do gás, e $P1$ e $P2$ são respectivamente a pressão de aspiração e a pressão de impulsão.

Para a compressão politrópica, é necessário dividir o valor da pressão adiabática pela eficiência (η_c) do equipamento. Esse valor varia entre 0,7 e 0,8, será considerada uma eficiência na ordem de 0,75.

$$W_{real} = \frac{W_a}{\eta_c} \quad (55)$$

Um parâmetro importante para ser avaliado é a temperatura de saída do gás na impulsão do compressor. Ela pode ser calculada através da equação abaixo:

$$T2 = T1 \cdot \left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (56)$$

A pressão de aspiração $P1$, pode ser calculada através de todas as contribuições de pressão na entrada do compressor menos as perdas de carga sofridas pelo escoamento devido a tubulação. Para a aspiração de compressores, os valores são entre 0,2 e 0,3 kg/cm². O valor assumido foi o de 0,3 kg/cm².

$$P1 = P_{entrada} - \Delta P_{carga} \quad (57)$$

A pressão de impulsão precisa vencer as perdas de carga devido à altura do reator R-801, ao trocador de calor E-802 pelo qual o gás passa e é aquecido e a tubulação. Para a tubulação da impulsão de compressores, os valores de perda de carga são de 0,4 - 0,5 kg/cm². O valor assumido para cálculo foi 0,5 kg/cm². Logo, a pressão de impulsão é dada pela equação a seguir.

$$P2 = P_{reator} + P_{altura} + \Delta P_{carga} \quad (58)$$

A vazão mínima de operação do compressor equivale à 60% de sua vazão normal, enquanto para sua vazão de projeto a consideramos 120% de sua vazão normal.

A razão de compressão é dada como a razão entre a pressão de impulsão e a pressão de aspiração no compressor. É desejado que esse número esteja entre 3-4, para que não seja necessário realizar a compressão em mais de uma etapa e com resfriamento.

$$Rc = \frac{P2}{P1} \quad (59)$$

O custo do compressor é calculado conforme apresentado na equação a seguir, que utiliza valores da CEPCI de 2006.

$$C_{comp} (USGC) = 8400 + 3100.Wc^{0,6} \quad (60)$$

3.5.3. Parâmetros do Compressor

A razão de compressibilidade encontrada foi de 3,49, sendo assim, não se faz necessário aumentar o número de etapas de compressão. Os valores obtidos para os parâmetros se encontram na tabela abaixo.

Tabela 13. Parâmetros do Compressor C-801.

Compressor C-801	
Potência real (kW)	6,21
Pressão de aspiração (kg/cm ²)	1,031
Pressão de impulsão (kg/cm ²)	3,601
Vazão (m ³ /h)	5052
Custo (U\$GC2006)	35.344,35

3.6. Trocadores de Calor

3.6.1. Informações Gerais

Os trocadores de calor são os equipamentos da planta de uma indústria responsáveis por realizar troca de calor entre dois fluidos sem que haja contato direto entre eles (CAO, 2009). Dentre os tipos existentes, na planta de produção de formaldeído estão presentes

aquecedores/resfriadores (R-801, E-801, E-802, E-803 e E-806), refeedor (E-804) e condensador (E-805), sendo esses dois últimos presentes na torre de destilação.

Alguns fatores são importantes para a determinação do tipo de trocador de calor a ser escolhido para o processo, tais como a temperatura e pressão de operação, as propriedades dos fluidos de processo e a vazão de escoamento dos mesmos (TOWLER et al., 2008). Os trocadores de calor podem ser do tipo tubular ou de placas. Trocadores de placas suportam pressões menores que os seus equivalentes tubulares. Dentre os trocadores de calor tubulares, existem os trocadores de casco e tubo, os trocadores de tubo concêntricos e os trocadores do tipo serpentina.

Os trocadores de calor utilizados no processo serão do tipo casco e tubo, porque além de serem mais amplamente empregados por suportarem maiores pressões e possuírem menos custos de manutenção, eles permitem que os fluidos troquem energia sem qualquer contato físico entre eles.

3.6.2. Trocadores de Casco e Tubo

O trocador de casco e tubo é constituído por tubos que são envolvidos por uma carcaça, de forma que outro tubo passa pelo espaço intermediário (TOWLER; SINNOTT, 2007).

A forma mais simples do trocador de calor de casco e tubos envolve um único passe nos tubos e um passe em sua carcaça. Para que o coeficiente convectivo dos fluidos do lado do casco aumente, são instaladas chicanas nos trocadores de calor. Chicanas são componentes inseridos em trocadores de calor do tipo casco e tubo que tem como objetivo induzir a turbulência do fluido e um componente de velocidade de velocidade no sentido de escoamento do fluido, aumentando assim a troca de calor entre eles (TOWLER; SINNOTT, 2007). A figura abaixo representa o esquema de um trocador do tipo casco e tubo com chicanas.

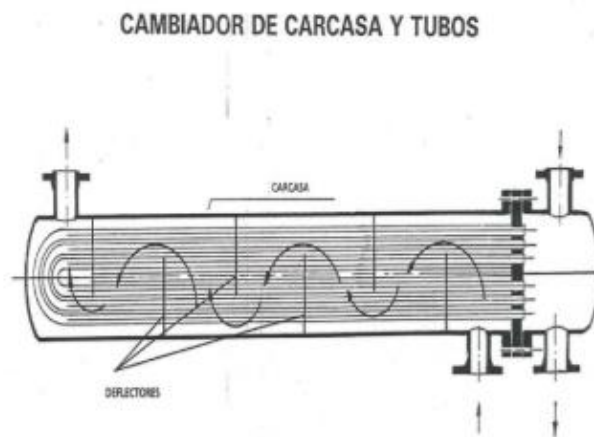


Figura 5. Representação de um trocador de calor casco-tubo (TOWLER; SINNOTT, 2007).

É sabido que um fluido dá um passe em um trocador de calor, quando ele percorre uma vez o comprimento do trocador. Ao aumentar o número de passes do fluido dentro do trocador, para uma mesma área transversal, há o aumento na velocidade do escoamento do fluido, e por consequência um aumento de troca térmica (CENGEL; BOLES, 2007).

Todos os trocadores de calor do projeto são do tipo 1-2, ou seja, o fluido que passa pelo casco percorre uma vez o comprimento do maquinário, e o que passa pelos tubos percorre duas vezes o comprimento.

Para a nomenclatura dos trocadores do tipo casco e tubo, usa-se a regra das três letras caracterizadas pela TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*), que classifica os equipamentos de acordo com seu cabeçote frontal, casco e cabeçote posterior. A figura abaixo traz essa representação.

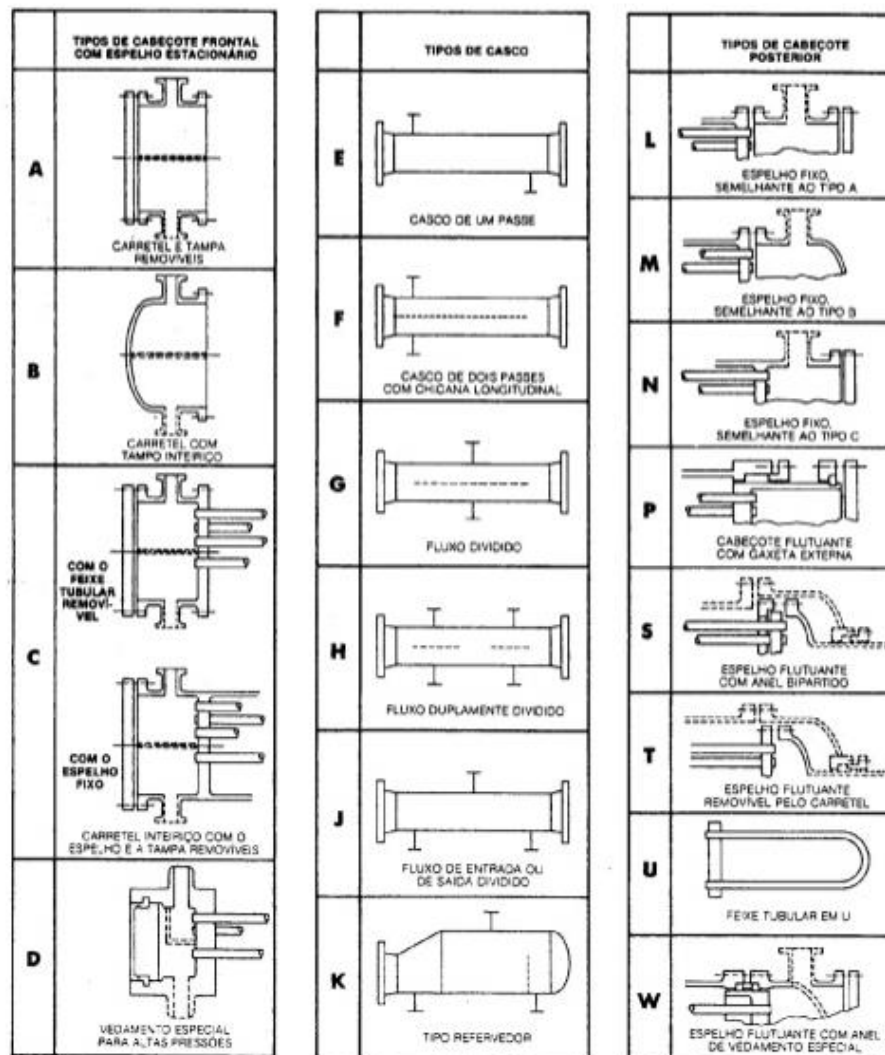


Ilustração 2 - Classificação de trocadores tipo casco e tubo

Figura 6. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980).

O escoamento dos fluidos que acontece dentro dos trocadores de calor pode acontecer de duas formas diferentes. Os fluidos são considerados concorrentes quando a entrada deles acontece do mesmo lado no equipamento (correm em paralelo). Quando os fluidos estão em contracorrente, a entrada das correntes no equipamento acontece em lados opostos (CENGEL, 2014). Com exceção da porção trocadora do reator R-801, todos os trocadores de calor possuem fluxo concorrente.

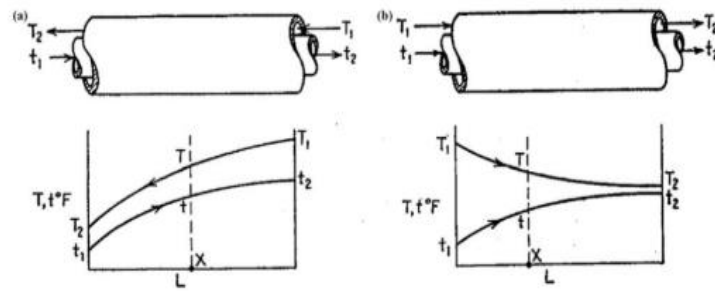


Figura 7. Representação da temperatura em função dos fluxos contracorrente, à esquerda, e concorrente, à direita. (PERRY, 1980)

3.6.3. Dimensões do Trocador de Casco e Tubo

Comprimento dos tubos: caso não haja problemas de limitação do comprimento para planta física, o comprimento adotado para os tubos é o padrão de 6,1m ou 20 pés que está de acordo com a metodologia apresentada no TEMA (ALMEIDA, 2003).

Diâmetro dos Tubos: os valores mais aplicados nas tubulações é de ¾” e 1” para o diâmetro externo. O valor de ¾” é comumente mais empregado quando se tem fator de incrustação inferior a 0,0005 m°C/W. As espessuras são indicadas pelo padrão TEMA, de acordo com o diâmetro externo e materiais dos tubos. (ALMEIDA, 2003). Dessa forma, optou-se por diâmetro ¾” para os tubos envolvidos neste estudo.

O número de tubos é encontrado pela divisão da área de troca térmica do equipamento sobredimensionada em 10%, pela área do tubo, que pode ser obtido conforma equações abaixo.

$$A_{tubo} = \pi D_{tubo} \cdot l_{tubo} \quad (61)$$

$$N_t = \frac{A_{trocador}}{A_{tubo}} \quad (62)$$

O passo ou *pitch* é a distância do centro do tubo ao centro de tubos adjacentes. Um *pitch* mais elevado se traduz em maior área de troca, e conseqüentemente, um equipamento mais caro. O arranjo do *pitch* é triangular o valor adotado como padrão para os trocadores foi de 15/16”.

Diâmetro da carcaça: a partir da definição do comprimento de tubo e área de troca térmica. O diâmetro da carcaça é determinado em função do número de tubos, arranjo do trocador e passo dos tubos com o auxílio de tabela. A seguir, é mostrada a tabela utilizada para fins de escolha para esse trabalho.

Tabela 14. Tabela de diâmetro do casco para conformação triangular do *pitch*. (KERN, 1965)

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{5}{16}$ -in. triangular pitch						$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86	13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128	15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178	17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234	19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290	21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364	23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

3.6.4. Descrição dos trocadores de calor da planta

Para o dimensionamento de cada trocador do projeto, foi necessário o cálculo da sua área, utilizando o passo a passo, e as equações que foram descritas durante o dimensionamento dos trocadores de calor acoplados à torre de destilação. A área é sobredimensionada em 10%, para fins de segurança com o funcionamento da planta. Além disso, as proporções dos tubos foram obtidas conforme descrição feita nos tópicos anteriores, assim como a especificação do corpo para o trocador do tipo casco e tubo.

No caso dos aquecedores/reboiler, o vapor não varia a temperatura durante a troca de energia, ele apenas cede seu calor latente de vaporização. Por esse motivo, no caso dos aquecedores/reboiler não se faz necessário a aplicação do fator de correção na equação do projeto desses trocadores de calor.

O trocador E-801 é um aquecedor casco-tubo de aço carbono e do tipo AES, cuja função é promover o aquecimento da corrente de recirculação de metanol, que entrará no reator R-801. A temperatura de entrada dessa corrente é de 91,39°C e a de saída é 150°C. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido rf $= 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 387,22 m², com número de tubos (Nt) igual a 1062 tubos, considerando o comprimento de cada tubo (Lt) igual a 6100 mm e diâmetro e $\frac{3}{4}$ ".

O trocador E-802, também, é um aquecedor casco-tubo de aço carbono do tipo AES, que tem por finalidade promover o aquecimento da corrente de ar que vem do compressor C-

801, para entrar no reator R-801. A temperatura de entrada dessa corrente é de 167°C e a de saída é de 200°C. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido $r_f = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 11,39 m², com número de tubos (Nt) igual a 32 tubos, considerando o mesmo comprimento e diâmetro que para o trocador E-801.

O trocador E-803 é um trocador casco-tubo de aço carbono, do tipo AES, que tem como objetivo resfriar a corrente de saída do reator contendo metanol e formaldeído com água de refrigeração, à 200°C até atingir 90°C. A corrente de metanol mais formaldeído a ser resfriada passa pelo casco, enquanto a água de refrigeração passa pelos tubos. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido $r_f = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 22,76 m², com número de tubos (Nt) igual a 63 tubos considerando o mesmo comprimento e diâmetro que para o trocador E-801.

O refulvedor E-804 é um casco-tubo de aço inoxidável do tipo AKT, que vaporiza a corrente de fundo da torre de destilação T-802, composta por formaldeído, que passa pelo casco, sendo aquecido de 112,9°C a 116,5°C com coeficiente de deposição igual a $r_f = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O vapor de aquecimento passa pelos tubos à 212°C com $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, sem que haja mudança de fase, logo o fator de correção é igual a 0,93. A área de troca térmica é de 19,4, com número de tubos (Nt) igual a 54.

O condensador E-805 é um trocador casco-tubo de aço inoxidável e do tipo AES, que condensa a corrente de topo da torre de destilação T-802, que é composta por metanol, que passa pelo casco. A corrente é resfriada de 108,7 até 103,6°C com coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. A água de refrigeração escoia pelos tubos entrando a 28°C e saindo a 41°C com $r_f = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. A área de troca térmica é de 333,78, com número de tubos (Nt) igual a 915.

O trocador E-806 é um trocador de casco-tubo de aço inoxidável do tipo AES, que tem como objetivo resfriar a corrente de saída da torre de destilação T-802 contendo Formalina, com água de refrigeração, à 118,3°C até atingir 41,39°C. A corrente de Formalina a ser resfriada passa pelos tubos, enquanto a água de refrigeração passa pelo casco. Para o fluido quente foi considerado o coeficiente de deposição igual a $r_q = 0,0002 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$, e para o fluido $r_f = 0,0004 \text{ h.m}^2.\text{°C.kcal}^{-1}$. O fator de correção foi considerado igual a 1. A área de troca térmica foi de 82,94 m², com número de tubos (Nt) igual a 228 tubos considerando o mesmo comprimento e diâmetro que para o trocador E-801.

3.6.5. Custo dos trocadores de calor

Após a seleção dos tipos de trocadores de calor para cada parte da planta, o custo deve ser estimado e calculado em dólares *Gulf*, com base no ano de 2006, e os valores obtidos se encontram na tabela abaixo. A metodologia utilizada para o cálculo está descrita no Towler, conforme já citado anteriormente.

Tabela 15. Custos dos trocadores de calor em USGC (2006).

Trocador	Custos 2006 (USGC)
E-801	263.543,98
E-802	72.473,85
E-803	75.317,87
E-804	73.994,99
E-805	234.083,43
E-806	161.539,75

4. INSTRUMENTAÇÃO, CONTROLE E SEGURANÇA

4.1. Instrumentação do processo

A eficiência dos processos de uma indústria está diretamente relacionada com a qualidade da instrumentação utilizada. Esses equipamentos têm o papel de monitorar as variáveis chave do processo durante a operação da planta e podem ser implementados em loops automáticos de controle ou utilizados apenas como informação para atuação do operador.

As etapas de um processo químico de transformação devem ser controladas para se obter o produto final com melhor qualidade, menores custos e em menor tempo. Para isso, diversos instrumentos devem ser utilizados para realizar o controle da planta, dentre eles: medidores, sensores/transmissores, controladores, atuadores, conversores, indicadores. Além disso, as principais variáveis medidas em processos químicos são nível, pressão, vazão e temperatura.

Os instrumentos empregados para o controle da planta foram representados no diagrama mecânico, *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID), com termos de siglas e numeração para fácil identificação dos loops de controle, sendo que os sistemas com as mesmas numerações integram o mesmo loop.

A premissa básica considerada no momento de projetar os laços de controle foi a segurança da planta, já que estes equipamentos possuem a função de manter uma variável desejada em um certo valor desejado, para que a indústria opere de forma otimizada, sem a intervenção manual do operador no equipamento, prevenindo acidentes.

Dessa forma, os laços serão necessários para controlar vazões de refluxo de topo e de fundo da coluna de destilação e de produto, nível do fluido de resfriamento do reator, vazão de vapor nos trocadores de calor e pressão no topo da coluna. Além disso serão necessários instrumentos de monitoramento, como medidores de pressão e temperatura instalados nas tubulações, reator e coluna. Essas informações foram detalhadas nas folhas de especificação.

4.2. Alarmes e Encravamentos

Um dos requisitos para o controle da planta é sua segurança, dessa forma, é imprescindível a utilização de mecanismos que indiquem um funcionamento incorreto dos laços de controle.

A função dos alarmes é indicar a operação quando algum parâmetro está com valores fora da normalidade, podendo estar com valor baixo (AL), muito baixo (ALL), alto (AH) ou muito alto (AHH). Nos locais com maiores riscos, serão instalados sistemas de encravamento, que basicamente são lógicas computacionais que agem automaticamente para evitar acidentes, desligando bombas, fechando válvulas ou operando sistemas de emergência e, desta forma, mantendo toda a unidade em segurança.

Será adicionado um sistema de encravamentos na coluna de destilação T-802 para atuar em casos de falha no sistema de refluxo de topo, seguida de uma falha na válvula de segurança. Caso ocorra uma diminuição na vazão refluxo, o equilíbrio líquido-vapor será comprometido e a pressão da torre começa a se elevar, podendo levar à explosão. É esperado que a válvula de segurança, cujo funcionamento será explicado posteriormente, aja de forma a aliviar a pressão desta coluna, entretanto, falhas podem ocorrer. Desta forma, o sistema de encravamento entra em ação fechando a válvula de fornecimento de vapor ao refeedor no fundo da coluna, de forma a interromper imediatamente o funcionamento da torre.

Outro encravamento que será utilizado na planta será no reator R-801. Caso seja detectado um aumento muito expressivo na temperatura de reação e, novamente, a válvula de segurança falhe, o sistema de encravamento irá atuar acionando o compressor C-802. Este equipamento irá impulsionar um fluxo de gás nitrogênio para dentro do reator, essa corrente gasosa funcionará como veneno para a reação, interrompendo-a imediatamente.

Nas tabelas abaixo foram descritos todos os alarmes e encravamentos utilizados na planta.

Tabela 16. Alarmes da planta de produção de formalina.

Equipamento Associado	Alarmes	Descrição
R-801	TAHH TAH TAL	Alertas de temperatura do reator muito alta, alta e baixa.
	LAH LAL	Alertas de nível de líquido de fundo do reator alto e baixo.
T-802	TAHH TAH TAL	Alertas de temperatura da coluna muito alta, alta e baixa.
	FAH FAL FALL	Alertas de vazão de refluxo alta, baixa e muito baixa.
	LAH LAL	Alertas de nível de líquido de fundo da torre de destilação alto e baixo.
	PAHH PAH PAL	Alertas de pressão da coluna muito alta, alta e baixa.
V-801	LAH LAL	Alertas de nível de líquido do vaso alto e baixo.
V-802	LAH LAL	Alertas de nível de líquido do vaso alto e baixo.

Tabela 17. Encravamentos da planta de produção de formalina.

Encravamento	Equipamento Protegido	Situação de Acionamento	Ação
SE-01	T-802	Pressão muito alta na torre de destilação	Interrompe o aporte de calor à coluna
SE-02	R-801	Temperatura muito alta no reator	Permite a entrada de gás inerte e cessa a reação

4.3. Válvulas de Segurança

A válvula de segurança (em inglês, PSV – *Pressure Safety Valve*) é um instrumento de segurança adicional, que opera em casos em que a pressão interna do vaso sobe excessivamente, ocasionando riscos de explosão. O princípio básico da válvula de segurança é que esta permita o escape de gases do interior do vaso, aliviando a pressão interna e assegurando o bom funcionamento e segurança da unidade industrial.

Neste projeto, serão colocadas válvulas de segurança nos dois vasos pulmões, no reator e na torre de destilação, o dimensionamento delas é realizado por meio da vazão de descarga, que corresponde ao maior valor de vazão mássica dentre todas as possibilidades de aumento na pressão interna do tanque. Como mostra a tabela abaixo:

Tabela 18. Válvulas de segurança da planta de produção de formalina.

Válvula	Equipamento Protegido	Situação de Acionamento
PSV-01	R-801	Bloqueio da válvula de controle de temperatura.
PSV-02	T-802	Falha no sistema de refrigeração do condensador de topo ou falha elétrica da bomba de refluxo.
PSV-03	V-801	Fogo externo em vaso.
PSV-04	V-802	Fogo externo em vaso ou falha da válvula de controle de fluxo.

Os cálculos para cada caso são mostrados abaixo.

- Em caso de fogo externo:

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (63)$$

Em que m é a vazão mássica de descarga em kg/h, λ é o calor latente de vaporização do líquido em kcal/kg e Q é a vazão de calor recebido em kcal/h, calculado da seguinte forma:

$$Q = 37139A^{0,82} \quad (64)$$

Em que A corresponde à área molhada do recipiente exposto ao fogo.

- Em caso de falha no sistema de refluxo da torre de destilação utiliza-se a equação 57, entretanto, o calor é igual ao calor aportado à torre em kcal/h.:
- Em caso de bloqueio na válvula:

A vazão mássica considerada é a vazão normal que passaria pela válvula que sofreu a falha.

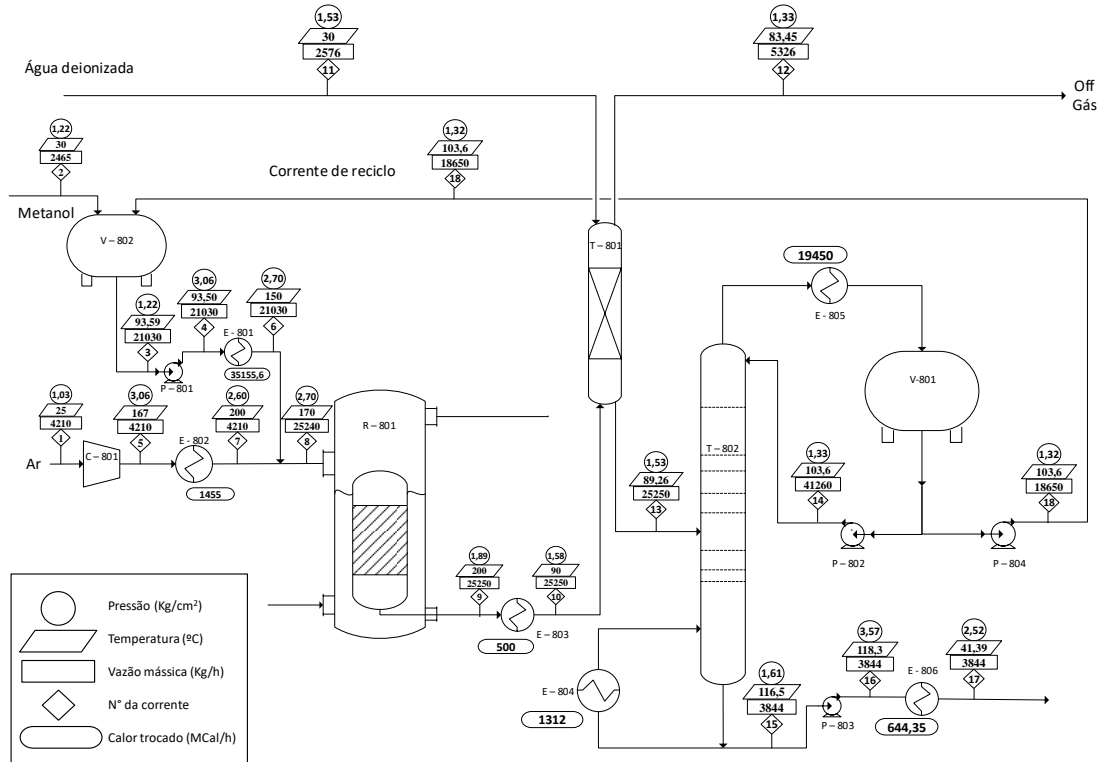
4.4. Tubulações

O dimensionamento das tubulações foi feito por meio do programa HYSYS®, levando em consideração a perda de carga ocasionada pelo processo de transporte em si e outros parâmetros como: composição e propriedades do fluido transportado, diferenças de altura sofridas no transporte de fluidos e trocas de calor. Os materiais escolhidos foram:

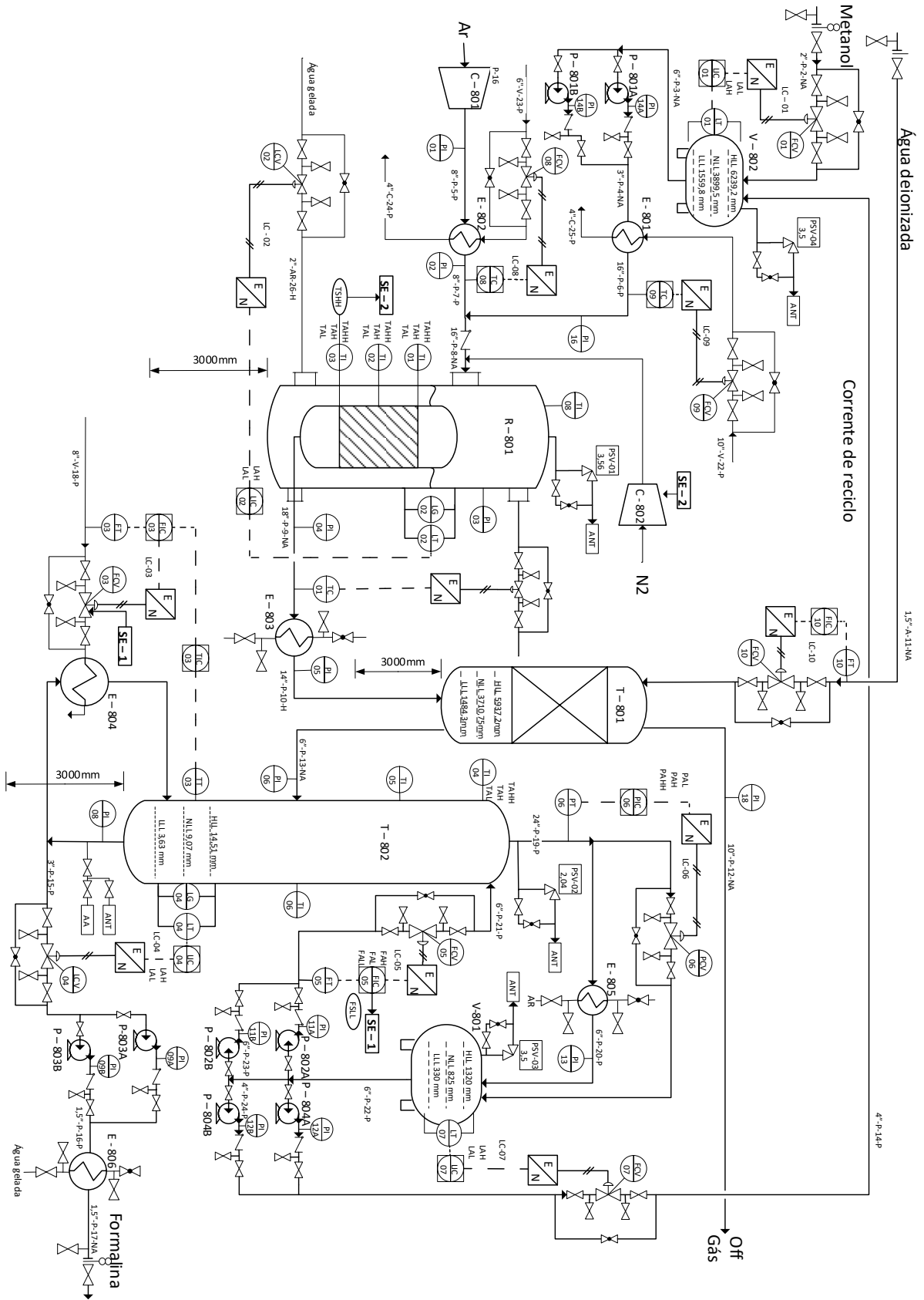
- PVC, para o transporte de água deionizada e água gelada;
- Aço inox 304, para o transporte de correntes que contenham gás hidrogênio ou formalina;
- Aço carbono, para as demais correntes.

No geral, foi considerado que a distância entre um equipamento e outro é de 40 metros.

4.5. Diagrama de Interconexões



4.6 Diagrama P&ID



5. ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL

Apesar do formaldeído ser amplamente usado no mundo, sua fabricação oferece riscos, visto que evapora em condições normais de temperatura e quando em contato direto com soluções de grandes concentrações se torna altamente perigosa à saúde humana (LIMBERGER, 2011). Além disso, por ser um oxidante fotoquímico, é um dos constituintes da poluição fotoquímica do ar. Tanto a exposição profissional quanto as emissões atmosféricas são de grande preocupação, por isso devem ser aplicadas medidas de controle de emissão do formaldeído e de suas matérias-primas nos estágios do processo produtivo (INSTITUTO NACIONAL DE CÂNCER, 2018).

Alguns resíduos provenientes de processos químicos causam um impacto irreversível ao meio ambiente. Por isso, as indústrias precisam adaptar sua segurança quanto à eliminação de resíduos. A falta de tratamento e eliminação incorreta dos resíduos químicos contaminam o solo, o ar e a água, sendo uma grande ameaça à saúde pública. Por isso, é de devida importância seguir as normativas técnicas e jurídicas do controle e preservação do meio ambiente, garantindo assim que o projeto obtenha um licenciamento ambiental.

5.1. Legislação Brasileira de Proteção ao Meio Ambiente

A legislação brasileira sobre o meio ambiente está entre uma das mais completas do mundo. Principalmente após a aprovação da Lei de Crimes Ambientais, lei nº 9.605, os órgãos ambientais e o Ministério Público ganharam um mecanismo para punição aos infratores do meio ambiente (MMA, 2010).

Além dessa lei em vigor, o Brasil possui algumas normas que devem ser cumpridas pelas indústrias com a finalidade de obtenção de licenciamento ambiental, como:

- ABNT NBR 16725:2014

Norma criada com o objetivo de o gerador identificar o resíduo e descrever informações essenciais, como as características químicas do resíduo e o risco associado sobre segurança, saúde e meio ambiente.

- Lei nº 6.938, de 31 de agosto de 1981

Dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação. Também estabelece as responsabilidades das entidades que são responsáveis pela proteção e melhoria da qualidade ambiental. Essas entidades são:

- O Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), que tem finalidade de assessorar, estudar e propor ao Conselho de Governo diretrizes de políticas governamentais e deliberar sobre normas e padrões no âmbito de sua competência.
- O Ministério do Meio Ambiente (MMA), que objetiva planejar, coordenar, supervisionar e controlar a Política Nacional do Meio Ambiente e as diretrizes governamentais fixadas para o meio ambiente.
- O Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA) e o Instituto Chico Mendes de Conservação da Biodiversidade, cuja finalidade é executar políticas e diretrizes governamentais fixadas para o meio ambiente.

Além disso, a lei nº 6.938 instituiu o Sistema Nacional de Meio Ambiente Ambiental e o Relatório de Impacto Ambiental, bem como a obrigatoriedade do Licenciamento Ambiental para determinadas atividades.

- Resolução CONAMA nº 313, de 29 de outubro de 2002

Dispõe sobre o Inventário Nacional de Resíduos Sólidos Industriais, com o objetivo de orientar o controle dos resíduos com características prejudiciais à saúde humana e ao meio ambiente. Segundo o Art. 4º desta resolução, as indústrias de fabricação de produtos químicos devem apresentar ao órgão estadual de meio ambiente informações sobre geração, características, armazenamento, transporte e destinação de seus resíduos sólidos.

- Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005 e Resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio de 2011

Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências.

- ISO 14000

A *International Standardization for Organization* (ISO) é uma organização não-governamental fundada em 1947 com o objetivo de ser o fórum internacional de normalização de diversas agências nacionais.

A ISO 14000 é um conjunto de normas para um sistema de gestão ambiental para empresas de todos os portes, que tem como objetivo de garantir o equilíbrio e proteção ambiental, prevenindo a poluição e os potenciais problemas que estas poderiam trazer para a sociedade e economia. A série ISO 14000 é composta por:

- ISO 14001: trata do Sistema de Gestão Ambiental (SGA), sendo direcionada à certificação e ao fornecimento de subsídios para a implantação da gestão, sendo a norma mais importante da série.
- ISO 14004: trata do SGA, sendo destinada ao uso interno da empresa.
- ISO 14010: são normas sobre as Auditorias Ambientais. São elas que asseguram credibilidade a todo processo de certificação ambiental.
- ISO 14031: são normas sobre Desempenho Ambiental, que estabelecem as diretrizes para medição, análise e definição do desempenho ambiental de uma organização.
- ISO 14020: são normas sobre Rotulagem Ambiental, estabelecendo orientações para a expressão das características ambientais dos produtos das empresas.
- ISO 14040: são normas sobre a Análise do Ciclo de Vida, que analisam o impacto causado pelos produtos, processos e serviços relacionados desde a extração dos recursos naturais até a disposição final.

- Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) – Lei Federal n.o 12.305/10:

Institui a prevenção, a redução na geração de resíduos e a destinação ambientalmente adequada dos rejeitos. Além disso, atribui a responsabilidade compartilhada dos geradores de resíduos sólidos na logística reversa destes.

5.2. Possíveis impactos ambientais causados na produção de Formalina

A fim de analisar os impactos ambientais que podem ser causados na produção de formalina, é preciso analisar os resíduos gerados na produção. Para isso estes serão separados de acordo com o estado físico encontrado na indústria.

5.2.1. Efluentes Líquidos

Os efluentes líquidos são apenas aqueles gerados dentro da parte de fabricação. Os efluentes procedentes dos banheiros, cozinha e refeitório não irão se misturar com o efluente do processo industrial, e assim, estes serão enviados diretamente para a companhia responsável ao tratamento local.

a) Água de Resfriamento

No projeto, a água de resfriamento é empregada no condensador da torre e nos trocadores de calor. Esse líquido não tem contato com nenhum reagente químico durante o processo, por isso, o único tratamento que deverá ser realizado para posterior emissão desta em um corpo de água receptores, de acordo com a resolução 430, é equalização de sua temperatura com o local de lançamento.

b) Águas cinzas

As águas cinzas são provenientes da limpeza da indústria, e visto que este é um projeto seguro, essa água que pode conter traços de metanol e formaldeído oriundo do próprio processo e graxa proveniente das máquinas. Esta deverá ser armazenada e tratada por uma estação de tratamento de esgoto (ETE) presente na planta química. A fim de tratar o formaldeído e o metanol é preciso degradá-los por oxidação gerando ácido fórmico que pode também ser degradado (FELTRE, 2004). Os mais utilizados no tratamento de águas e efluentes, são o peróxido de hidrogênio (H_2O_2), Ozônio (O_3), Cloro (Cl_2), dióxido de cloro (ClO_2) e permanganato ($KMnO_4$) (CANELA; JARDIM, 2004).

Além da remoção desses contaminantes, ao final do tratamento, deve-se corrigir alguns parâmetros como: índices elevados de acidez ou alcalinidade, turbidez, coloração, cargas orgânicas elevadas e a temperatura, quando esta for muito distinta da temperatura natural do corpo d'água receptor, exigidos pela resolução 430 do CONAMA (VALLE, 2006).

5.2.3. Emissão de gases

Na atmosfera, metanol é oxidado gerando formaldeído, o qual leva à formação de radicais hidroperóxido, que oxidam o NO a NO_2 . Deste modo, a concentração atmosférica de O_3 aumenta, pois o estado estacionário de equilíbrio entre NO, NO_2 e O_3 é perturbado. Além disso, o metanol pode reagir com SO_2 e ácido sulfúrico na atmosfera para formar o DMS e DES, que são duas substâncias tóxicas (QUÍMICA, 1998).

Considerando a simulação em Aspen HYSYS, a composição do *off-gas* é uma mistura de vapor contendo metanol, água, gás hidrogênio e gás nitrogênio. A fim de minimizar a emissão do metanol na atmosfera, foi realizada uma simulação de um possível tratamento. Nela, o *off-gas* foi direcionado a um condensador e posteriormente a um separador líquido-vapor a fim de obter metanol líquido. Assim, obtêm-se os seguintes valores:

Tabela 19. Composição dos componentes da planta em diferentes fases.

Componentes	Composição do <i>off-gas</i> antes do tratamento (kg/h)	Composição do vapor ao final do separador (kg/h)	Composição do líquido ao final do separador (kg/h)
Metanol	448,72	158,53	290,19
Água	1638,83	83,63	1555,20
Gás Hidrogênio	3,87	3,87	0
Gás Nitrogênio	3229,10	3229,10	0

Com a adição desses equipamentos na produção, seria possível a recuperação de aproximadamente 65% de metanol, que pode ser usado novamente na produção após a aplicação de método de separação, como uma coluna com integração interna de calor (CDIIC). Porém, ao final desse processo, ainda há metanol no efluente gasoso. Este será direcionado a uma chaminé acoplada com um meio filtrante de celulose aglomerado com resina fenólica. O meio filtrante de celulose plissado possibilita uma elevada capacidade de vazão com baixa perda de pressão e a resina fenólica impregnada fornece resistência, integridade e elevada capacidade de retenção do metanol.

Caso algum efluente possua formaldeído, a *World Health Organization* (WHO) recomenda sua incineração via incinerador catalítico (ECS). O formaldeído é dissolvido ou misturado a solventes combustíveis e incinerado com pós-queimador e lavador de gases, que irá reduzir as concentrações para níveis ambientalmente adequados (ALEKEIROZ, 2018).

5.2.4. Efluentes Sólidos

O único efluente sólido do processo, é o catalisador de prata em forma de “gaze”, suspensa sobre um trocador de calor de tubos, que ao final de sua vida útil, o catalisador é retornado para o fabricante para reprocessamento (MILLAR; COLLINS, 2017).

6. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A avaliação econômica é essencial antes do envolvimento em um projeto, pois uma planta somente será viável se gerar lucros. Assim, cabe ao engenheiro realizar uma estimativa aproximada dos custos de modo a otimizar o projeto ou a decidir entre projetos alternativos.

O capital de investimento requerido para colocar a planta em funcionamento e manter sua produção é dividido em capital imobilizado e capital de giro. O imobilizado é um investimento que existe independentemente da operação ou da produção da planta, envolvendo, por exemplo, gastos com terreno, maquinarias e pagamento de contratos e licenças. Devido à sua natureza, não é facilmente reconvertido em dinheiro nem influenciado por ajustes no design ou operação da planta. Já o capital de giro é facilmente convertido em dinheiro, pois envolve, por exemplo, o dinheiro em caixa e o estoque de matéria-prima e produtos. Ele costuma ter valor entre 5 a 30% do capital imobilizado e depende da complexidade do processo, da estocagem de produtos e da sofisticação do mercado (TOWLER, 2007).

Após estimar o valor total do investimento, analisa-se a rentabilidade do projeto. Considera-se um horizonte temporal de projeto que, para a indústria química, costuma estar entre 10 a 15 anos, o valor cronológico do dinheiro, que desvaloriza ao longo dos anos, as vendas anuais e a inflação. Também é levado em conta custos com impostos e amortização, que é um custo de impacto positivo fictício de perda do valor do investimento em maquinarias, bens e imóveis ao longo do tempo, cuja utilidade é reduzir a pressão fiscal.

O próximo passo é calcular o Valor Atualizado Líquido (VAL) e a Taxa Interna de Rentabilidade (TIR). Neles, define-se um valor de juros de referência (K). O VAL indica a rentabilidade do projeto e é desejável que seu valor seja acima de zero. Valores negativos indicam prejuízos e valores nulos indicam que não há lucros; assim, em ambos os cenários, é necessário otimizar o projeto e buscar opções mais rentáveis. A TIR representa a viabilidade do projeto em relação aos juros de referência. Nela, é calculado o valor de juros em que os fundos gerados compensam os fundos investidos e, caso seu valor seja maior que os juros de referência, o projeto é considerado rentável.

6.1. Capital Imobilizado

O método das porcentagens será utilizado para estimar o imobilizado. Nele, escolhe-se um parâmetro cujo custo é facilmente determinado e, a partir deste, o custo das demais áreas e etapas é estimado como uma porcentagem do parâmetro elegido. O capital imobilizado é composto pelo investimento interno na planta (*Inside Battery Limits – ISBL*), investimento externo da planta (*Offsite Costs – OSBL*), serviços auxiliares, gastos de arranque e taxas de contingência.

6.1.1. *Inside Battery Limits (ISBL)*

O investimento interno ISBL é o custo total da planta em si, ou seja, é o custo da aquisição e instalação de todos os equipamentos de processo, tubulações, catalisadores, de obras civis e sua supervisão, eletricidade, dentre outros. (TOWLER, 2007)

6.1.1.1. Custo dos equipamentos

Os valores estimados nas seções anteriores devem ser convertidos para valores atualizados e para a moeda brasileira. Para tal, tem-se que:

$$C_{e2018} = C_{e2006} \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \quad (65)$$

Em que CEPCI é o Índice de Custo de uma Planta de Engenharia Química (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), que é uma importante ferramenta para ajustar valores de custo de construção de uma planta de processos de um período para outro. Os valores do CEPCI podem ser encontrados em revistas de engenharia química como a *Chemical Engineering*. Dela, tem-se que $CEPCI_{2018} = 603,1$ e $CEPCI_{2006} = 499,6$. Na conversão de dólar para real, utiliza-se a cotação do dólar no ano de 2018, que vale R\$3,88 (TREVIZAN, 2018).

Tabela 20. Custos dos equipamentos da planta de formalina em reais do ano de 2018.

Equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Custo (R\$/2018)
Compressor	C-801	67.548,59
Trocador de calor	E-801	1.234.388,10
Bomba centrífuga	P-801	165.545,97
Reator	R-801	596.587,33
Torre de absorção	T-801	221.915,34
Recipiente pulmão	V-801	1.059.282,53
Trocador de calor	E-802	339.453,24
Bomba centrífuga	P-802	472.747,39
Torre de destilação	T-802	1.376.366,25
Recipiente acumulador	V-802	12.557,51

Equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Custo (R\$/2018)
Trocador de calor	E-803	352.770,18
Bomba centrífuga	P-803	47.893,06
Caldeira	E-804	1.726.499,02
Bomba centrífuga	P-804	49.478,85
Condensador	E-805	3.851.175,70
Trocador de calor	E-806	756.620,37
Total:		12.263.058,45

6.1.1.2. Custo dos Materiais

Os custos nesta categoria estão relacionados às áreas de obra civil e edifícios, tubulações e infraestrutura, instrumentação, eletricidade, isolamento e pintura. Para o método das porcentagens, considera-se que o custo dos materiais tem um valor entre 60 a 70% do custo dos equipamentos. Na estimativa deste projeto, utilizou-se um valor intermediário de 65% do custo dos equipamentos. O custo de cada área de materiais também pode ser estimado como uma certa porcentagem do custo dos materiais. As porcentagens e os custos constam na tabela abaixo:

Tabela 21. Fração correspondente a uma determinada instalação e custo estimado para ela em milhões de reais.

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$/2018)
Equipamentos (E)	100	12,26
Materiais (M)	65	7,97
- Obra civil e edifícios	28	3,43
- Tubulações e infraestrutura	45	5,52
- Instrumentação	10	1,23
- Eletricidade	10	1,23
- Isolamento	5	0,61
- Pintura	2	0,25
Total (E+M):		20,23

6.1.1.3. Custos com Engenharia de Detalhe, Construção e sua Supervisão

Os custos com engenharia de detalhe são estimados a partir de uma porcentagem da soma dos gastos com equipamentos e materiais (E+M). Essa porcentagem varia de acordo com a escala do projeto, sendo ela de 15-20% se o projeto for grande e de 40-50% se o projeto for pequeno. Levando em conta que plantas pequenas de formalina produzem até 5000 toneladas anuais de produto e que plantas muito grandes produzem mais de 100000 toneladas por ano (ALDER S.P.A., 2010), considerou-se neste trabalho para o cálculo de gastos com engenharia de detalhe um projeto grande cujo custo equivale a 17,5% dos gastos E+M.

Os gastos com a construção da planta e com a supervisão da construção também são expressos como uma porcentagem de E+M, sendo elas correspondentes a 50-70% e 10%, respectivamente. Para a construção, considerou-se um valor intermediário de 60%. Assim, obtém-se:

Tabela 22. Fração da soma dos gastos com equipamentos e materiais e custo estimado em milhões de reais.

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$/2018)
Engenharia de detalhe	17,5	3,54
Construção	60	12,14
Supervisão da construção	10	2,02
	Total	17,70

6.1.1.4. Custos com Engenharia de Processo e Catalisadores

Os gastos com engenharia de processo e catalisadores não são avaliados pelo método das porcentagens. A engenharia de processo envolve gastos com licenças e engenharia básica, sendo eles estimados em 2,8 e 2 MMR\$, respectivamente, totalizando 4,8 MMR\$ para a engenharia de processos. Devido à peculiaridade da configuração do reator em que a rede de catalisador de prata é colocada suspensa acima do banho, os gastos com catalisador não serão estimados neste projeto.

6.1.2. Offsite Costs (OSBL), Gastos de Arranque e Taxas de Contingência

O investimento externo OSBL (também chamado de *Offsite Costs* e *Outside Battery Limits*) é o custo associado com a infraestrutura da planta. Esse investimento pode incluir gastos com armazéns, ferrovias, escritórios, cantinas, equipamentos de combate a incêndio, estações

de tratamento de águas, instalações de geração de energia, caldeiras, dentre outros (TOWLER, 2007). Os gastos com OSBL são estimados como uma porcentagem do ISBL. Neste projeto, essa porcentagem equivale a 8% do ISBL.

Já os gastos de arranque são os custos envolvidos com a entrada em funcionamento da planta e sua manutenção até que gere lucros. Essa porção é expressa como 4% do total do ISBL. As taxas de contingência são custos extras que cobrem erros na estimação dos custos, variações nos preços de materiais e matérias-primas, flutuações nos valores da moeda, imprevistos, dentre outros (TOWLER, 2007). Essas taxas são expressas como uma porcentagem do ISBL, variando de 5 a 15%. Neste projeto, considerou-se esse valor como 10% do ISBL.

Tabela 23. Fração do ISBL correspondente a um determinado gasto e custo estimado para ela em milhões de reais.

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$/2018)
ISBL	100	42,74
OSBL	8	3,42
Gastos de arranque	4	1,50
Contingência e imprevistos	10	4,27
	Total	51,93

6.1.3. Visão Geral do Capital Imobilizado

Considerando tudo o que foi discutido nesta seção, sabendo que o capital imobilizado é dado pela soma dos valores de ISBL, OSBL, serviços auxiliares, gastos de arranque e contingência e imprevistos, tem-se que o imobilizado é igual a 51,93 MMR\$/2018.

6.2. Capital de Giro

Para este projeto, o capital de giro foi estimado conforme o valor arrecadado com as vendas do produto, que vale 111,01 MMR\$/2018 por ano (determinado na seção 6.4.1 abaixo). O giro é calculado tomando as vendas pendentes de cobro em um mês. Assim, o giro vale 9,25 MMR\$/2018.

6.3. Capital de Investimento

O capital de investimento é a soma do capital de giro com o capital de imobilizado. Logo:

Tabela 24. Valores dos capitais envolvidos no projeto em milhões de reais de 2018.

	Valor (MMR\$/2018)
Capital de giro	9,25
Capital de imobilizado	51,93
Capital de investimento	61,18

6.4. Análise de Rentabilidade do Projeto

Para avaliar se a planta é rentável, utiliza-se um horizonte temporal total de 15 anos de operação e 3 anos de investimento, em que é levado em consideração a desvalorização temporal da moeda. Nesta análise, são consideradas as vendas dos produtos após seu processamento na planta, os custos, os impostos e o capital requerido.

6.4.1. Vendas

A planta produz a formalina como produto de venda, que, neste caso, é uma mistura de apenas formaldeído e água. Na saída da unidade de produção de formalina, temos uma vazão mássica de 1,90 t/h de formaldeído e 1,94 t/h de água, correspondendo a uma fração mássica de 49,47% para o formaldeído. Sendo assim, adiciona-se mais 1,29 t/h de água de modo a diluir o produto a 37%, totalizando um fluxo de 5,14 t/h de formalina.

A partir do fluxo de produção da planta e considerando que um ano de operação equivale a 8000h, estima-se uma produção anual da formalina e o dinheiro arrecadado com sua venda, que se encontram na tabela abaixo.

Tabela 25. Valores envolvidos nas vendas dos produtos da planta de formalina.

Produto	Fluxo mássico (t/h)	Fluxo anual (t/ano)	Preço de venda (R\$/t)	Vendas anuais (MMR\$/2018)
Formalina	5,14	41116,26	2700,00	111,01

6.4.2. Custos

Para fins didáticos, os custos são divididos em custos diretos e custos indiretos. Os custos diretos estão relacionados diretamente à unidade de produção, envolvendo o consumo na atividade de produção da planta, gastos com matéria-prima, mão-de-obra, consumíveis (catalisadores, aditivos, etc), patente, entre outros. Já os custos indiretos estão relacionados indiretamente à unidade de produção, envolvendo gastos com manutenção, aluguel, seguro, laboratório, impostos, amortização, mão-de-obra indireta, utilidades (combustível, eletricidade, vapor de aquecimento, água de refrigeração), depreciação, entre outros.

Nesta análise, alguns gastos foram desconsiderados devido à sua complexidade, à escala do projeto, à tecnologia empregada na fabricação e à configuração da planta. São eles os gastos com laboratório, embalagem, expedição, aluguel e patente.

Muitos custos podem ser relacionados a uma fração de outra variável como capital imobilizado e mão-de-obra direta. Essas relações estão evidenciadas na tabela 26 abaixo. A amortização corresponde ao valor do imobilizado distribuído linearmente ao longo dos 15 anos do tempo de operação da planta (a ser discutido mais detalhadamente na seção 6.4.3), e a variável CF corresponde à soma dos serviços gerais, custos diretos, indiretos fixos e indiretos variáveis, que se encontram nas tabelas 27-30.

Tabela 26. Valores dos capitais envolvidos no projeto em MR\$ do ano de 2018.

	Porcentagem (%)	Variável
Abastecimento	7,6	Imobilizado
Amortização	6,67	Imobilizado
Diretivos e Empregados	25	Mão-de-obra direta
Gastos comerciais	7,5	CF
Gerência	4	CF
Impostos	0,75	Imobilizado
Manutenção	6	Imobilizado
Mão-de-obra indireta	30	Mão-de-obra direta
Pesquisas	1	Vendas
Seguros	1	Imobilizado

Para estimar custos com mão-de-obra direta, consideram-se três vagas com cinco operadores por vaga trabalhando em rotação e um gasto anual de R\$160.000,00 por operador. Os gastos com serviços gerais são aqueles gastos com serviços auxiliares de água de refrigeração, ar de instrumentação, eletricidade e vapor de aquecimento. Seu custo anual é estimado com base no fator de operação de 8000 h/ano e nos preços na Tabela 2 da seção 2.5.

Para os gastos com matéria-prima, levou-se em conta apenas a água de diluição e o metanol, uma vez que não há gasto associado ao ar.

Tabela 27. Valores anuais dos custos diretos de produção em MMR\$ do ano de 2018.

	Preço (R\$/t)	Valor anual (MMR\$/2018)
Matéria-prima	-	29,95
- Metanol	1200	29,60
- Água de processo	2,97	0,35
Mão-de-obra	-	2,4

Tabela 28. Valores anuais dos gastos com serviços auxiliares em MMR\$ do ano de 2018.

	Unidade	Tipo de custo	Consumo (unidade)	Valor anual (MMR\$/2018)
Aquecimento	t/h			
E-801		Vapor de média pressão	76,59	21,697
E-802		Vapor de alta pressão	0,32	0,106
E-804		Água de caldeira	2,86	0,809
Resfriamento	m³/h			
R-801		Água de reator	3,51	0,00758
E-803		Água de refrigeração	9,20	0,00994
E-805		Água de refrigeração	241,44	0,261
E-806		Água de refrigeração	118,56	0,12804
Eletricidade	kW			
P-801		Eletricidade	7,01	0,050
P-802		Eletricidade	24,12	0,172
P-803		Eletricidade	1,56	0,011
P-804		Eletricidade	1,53	0,011
C-801		Eletricidade	6,21	0,044
Válvulas de segurança	Nm³/h			
PSV-01		Ar de instrumentação	2	0,00064
PSV-02		Ar de instrumentação	2	0,00064
PSV-03		Ar de instrumentação	2	0,00064
PSV-04		Ar de instrumentação	2	0,00064
Total:				23,30

Tabela 29. Valores anuais dos custos indiretos variáveis de produção em MMR\$ do ano de 2018.

	Valor anual (MMR\$/2018)
Mão-de-obra indireta	0,72
Serviços gerais	23,30
Abastecimento	3,89
Manutenção	3,11

Tabela 30. Valores anuais dos custos indiretos fixos de produção em MMR\$ do ano de 2018.

	Valor anual (MMR\$/2018)
Diretivos e Empregados	0,6
Amortização	3,46
Impostos	0,39
Seguros	0,52

Tabela 31. Valores anuais dos gastos gerais de produção em MMR\$ do ano de 2018.

	Valor anual (MMR\$/2018)
Gastos Comerciais	5,12
Gerência	2,73
Pesquisas e serviço técnico	1,11

Assim, tem-se que os custos totais valem 77,33 MMR\$/2018 anuais.

6.4.3. Valor Atualizado Líquido e Taxa Interna de Retorno

Os métodos usados para estimar a rentabilidade do projeto são o Valor Atualizado líquido (VAL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR). Para aplicá-los, considera-se que não há resíduo do imobilizado e que o horizonte temporal de funcionamento da planta é de 15 anos, além de ser necessário também 3 anos para colocar a planta em funcionamento. A tabela abaixo ilustra os valores necessários para os cálculos. O valor da inflação para o ano de 2018 foi consultado na matéria “Inflação oficial fecha 2018 em 3,75%” da seção de economia do jornal G1 (2019).

Tabela 32. Horizonte temporal para o cálculo do VAL e da TIR.

Horizonte temporal	
Capital de giro	9,25 MMR\$/2018
Capital de imobilizado	51,93 MMR\$/2018
Curva de investimento do imobilizado	Ano 0: 10% Ano 1: 60% Ano 2: 30%
Vendas	111,01 MMR\$/2018
Amortização	Linear de 3,46 MMR\$/2018
Impostos	35%
Inflação	3,75%
Juros de referência (K)	10%

Para fins didáticos, considera-se nos cálculos que a variável “fundos investidos” é a soma do capital de giro com o capital imobilizado, que os rendimentos brutos são as vendas com custos e amortização descontados dela, que os rendimentos líquidos são os rendimentos brutos com impostos descontados deles, que os fundos gerados são a diferença entre os rendimentos líquidos e a amortização, e que os fluxos de caixa são a diferença entre os fundos gerados e os fundos investidos.

Para cada ano, tanto as vendas quanto os custos são influenciados pela inflação (5% ao ano) e os fluxos de caixa devem ser corrigidos em função dos juros de referência. A correção é feita de acordo com a fórmula abaixo:

$$F_n = \frac{F}{(1 + K)^n} \quad (66)$$

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

Feito isso, o VAL é calculado pelo somatório de todos os fluxos de caixa corrigidos, ou seja:

$$VAL_K = \sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1 + K)^i} \quad (67)$$

Caso o VAL seja um valor positivo, o projeto é rentável.

Já a TIR é o valor de K para o qual o VAL é zero, ou seja:

$$\sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1 + TIR)^i} = 0 \quad (68)$$

O projeto é considerado rentável caso a TIR seja maior que os juros de referência (ou seja, neste caso, a TIR deve ser maior que 10%).

Levando tudo isso em consideração, obtém-se a seguinte tabela de fluxo de caixa:

Tabela 33. Fluxos de caixa estimados para a planta de produção de formalina.

Ano	Imobilizado	Giro	Fundos investidos	Vendas	Custos	Amortização	Rendimento bruto	Impostos	Rendimento líquido	Fundos gerados	Fluxos de caixa	Fluxos atualizados	Fluxos acumulados
0	-5,19	–	-5,19	–	–	–	–	–	–	–	-5,19	-5,19	-5,19
1	-31,16	–	-31,16	–	–	–	–	–	–	–	-31,16	-28,32	-33,52
2	-15,58	-9,25	-24,83	–	–	–	–	–	–	–	-24,83	-20,52	-54,04
3	–	–	–	111,01	77,33	3,46	30,22	10,58	19,65	23,11	23,11	17,36	-36,68
4	–	–	–	115,18	80,23	3,46	31,49	11,02	20,47	23,93	23,93	16,34	-20,33
5	–	–	–	119,50	83,24	3,46	32,80	11,48	21,32	24,78	24,78	15,39	-4,95
6	–	–	–	123,98	86,36	3,46	34,16	11,96	22,20	25,66	25,66	14,49	9,54
7	–	–	–	128,63	89,60	3,46	35,57	12,45	23,12	26,58	26,58	13,64	23,18
8	–	–	–	133,45	92,96	3,46	37,03	12,96	24,07	27,53	27,53	12,84	36,03
9	–	–	–	138,45	96,44	3,46	38,55	13,49	25,06	28,52	28,52	12,10	48,12
10	–	–	–	143,65	100,06	3,46	40,13	14,04	26,08	29,54	29,54	11,39	59,51
11	–	–	–	149,03	103,81	3,46	41,76	14,62	27,14	30,61	30,61	10,73	70,24
12	–	–	–	154,62	107,70	3,46	43,46	15,21	28,25	31,71	31,71	10,10	80,34
13	–	–	–	160,42	111,74	3,46	45,22	15,83	29,39	32,85	32,85	9,52	89,86
14	–	–	–	166,44	115,93	3,46	47,04	16,46	30,58	34,04	34,04	8,96	98,82
15	–	–	–	172,68	120,28	3,46	48,93	17,13	31,81	35,27	35,27	8,44	107,26
16	–	–	–	179,15	124,79	3,46	50,90	17,81	33,08	36,55	36,55	7,95	115,22
17	–	9,25	2,49	185,87	129,47	3,46	52,94	18,53	34,41	37,87	47,12	9,32	124,54

Com isso, a análise econômica do projeto retorna um VAL igual a 124,54 MMR\$/2018 e uma TIR igual a 21%, ambos evidenciando que o projeto é rentável. Observando a Figura 8 abaixo, nota-se que os três primeiros anos possuem fluxo de caixa negativo, uma vez que correspondem aos anos de investimento inicial e de instalação da planta. Além disso, fica evidente pelos fluxos de caixa acumulados que a planta quitará suas dívidas e passará a gerar lucros (evento conhecido como *payback*) em seu 6º ano de existência, que corresponde ao 4º ano de produção.

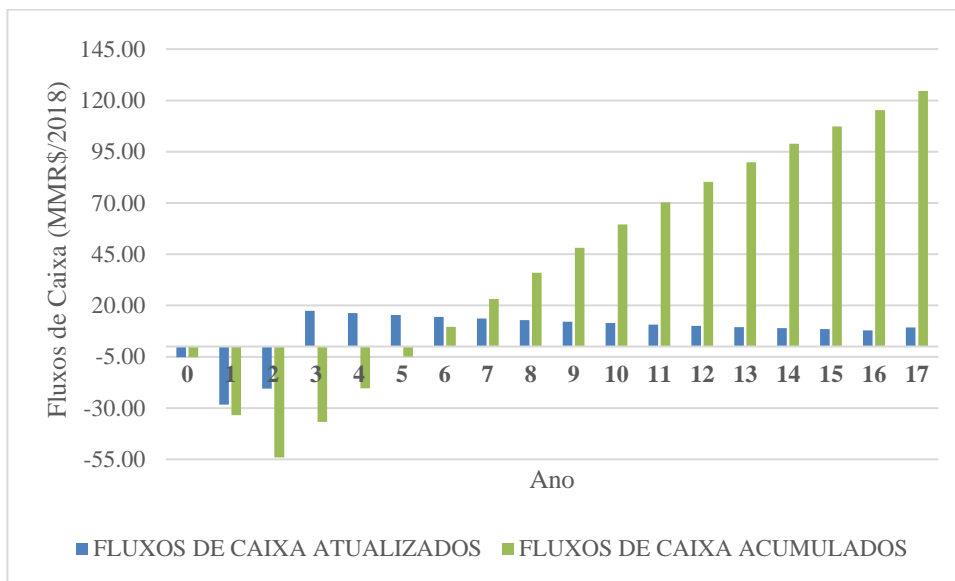


Figura 8. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com o câmbio do dólar a R\$ 3,88.

No entanto, como há também variação cambial do dólar, é interessante estimar a rentabilidade da planta em diferentes cenários. Representou-se na Figura 9 abaixo os fluxos de caixa com um acréscimo de 20% no dólar.

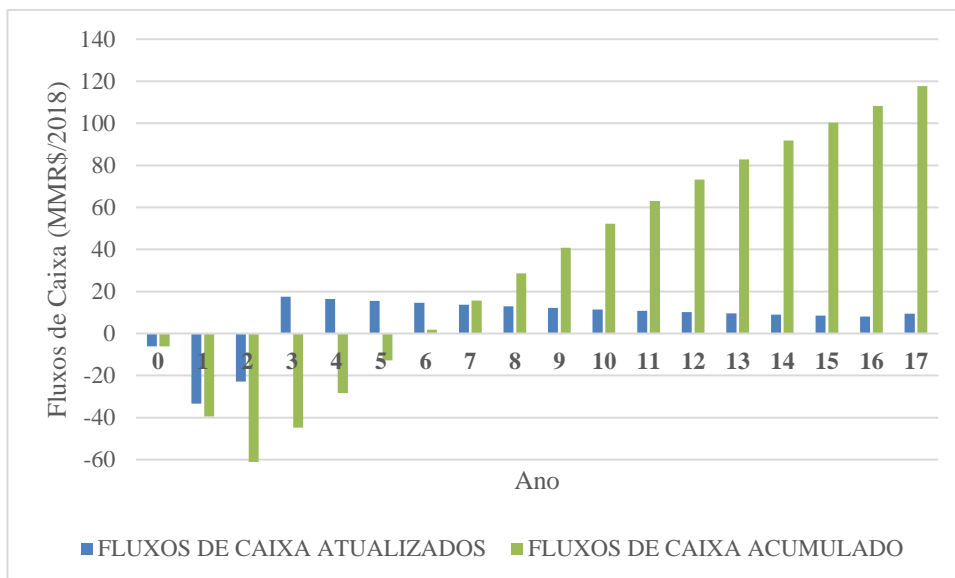


Figura 9. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com um acréscimo de 20% no dólar.

Neste cenário, o VAL vale 117,66 MMR\$ e a TIR vale 18%, ou seja, mesmo com o encarecimento da moeda, a planta ainda será rentável. A menor rentabilidade era esperada, visto que aumentou o custo dos equipamentos (e, conseqüentemente, do capital imobilizado também, já que utiliza os equipamentos como base no método das porcentagens) ao passo que a renda se manteve a mesma.

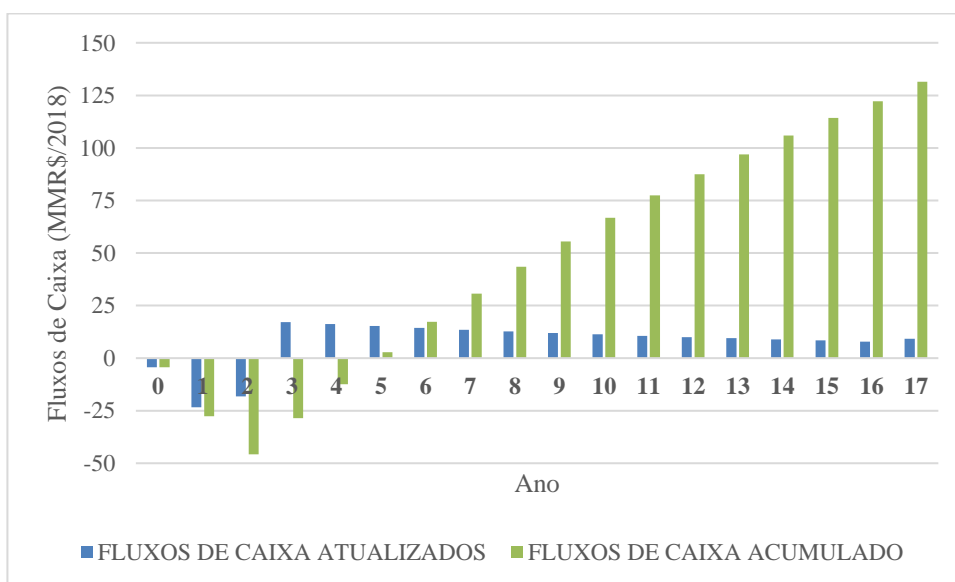


Figura 10. Gráfico de barras dos fluxos de caixa da planta de produção de formalina estimados com um decréscimo de 20% no dólar.

No cenário representado pela Figura 10 acima em que o dólar fica 20% mais barato, o VAL vale 131,43 MMR\$ e a TIR vale 26%. Além disso, nota-se que o *payback* da planta acontecerá um ano mais cedo que o estimado com o dólar fixo a R\$ 3,88.

7. CONSIDERAÇÕES FINAIS

A motivação deste projeto foi avaliar a engenharia de processos de uma planta de produção de Formalina, considerando sua implementação a partir dos projetos dos equipamentos envolvidos, instrumentação e estratégia de controle, viabilidade econômica e ambiental. Usando como base o Software *Aspen HYSYS*. Recomenda-se seguir integração industrial em uma planta de resina de ureia-formaldeído, a fim de facilitar a logística de armazenamento e transporte do produto final devido a sua instabilidade.

O projeto mostrou-se rentável com um *payback* de 6 anos, mostrando que é um grande potencial de investimento nesse setor. Contudo, deve-se respeitar a análise ambiental devido a periculosidade dos reagentes e produtos em contato de forma indevida com o meio ambiente.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. **Sistemas de Gestão Ambiental – Especificação e diretrizes para uso**. Rio de Janeiro: ABNT. Out/1996. 14p.

ALDER S.P.A. Formaldehyde Production Process. **Alder**, 2010. Disponível em: <<http://www.alder.it/formaldehyde-production-process/>>. Acesso em: 21 jun. 2019.

ALVARENGA, D.; SILVEIRA, D. Inflação oficial fecha 2018 em 3,75%. **G1**, 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/economia/noticia/2019/01/11/inflacao-oficial-fecha-2018-em-375.ghtml>>. Acesso em: 12 jul. 2019.

ANDRADE, J. B. Fontes, reatividade e quantificação de metanol e etanol na atmosfera, *Quím. Nova* vol.21 nº.6 São Paulo Nov./Dec. 1998, disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40421998000600015> Acesso em: 29 de junho de 2019.

ARAÚJO, L. D. *et al.* Efeito de banhos terapêuticos com formalina sobre indicadores de estresse em tambaqui. **Pesquisa Agropecuária Brasileira**, v. 39, n. 3, p. 217-221, 2004.

BRASIL, ABNT NBR 16725 de 21 de agosto de 2014.

BRASIL, LEI Nº 6.938, DE 31 DE AGOSTO DE 1981.

BRASIL, Resolução CONAMA nº 313, de 29 de outubro de 2002.

BRASIL, Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005.

BRASIL, Resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio de 2011.

CAJAZEIRA, J.E.R. **ISO 14000: manual de implementação**. Rio de Janeiro: Qualitymark editora, 1997. 117p.

CANELA M.C.; JARDIM, W.F. Fundamentos da oxidação química no tratamento de efluentes e remediação de solos, Caderno Temático, Vol. 01, Lab. de Química Ambiental – LQA, Instituto de Química – UNICAMP, Campinas - SP, 2004.

CARNICER, E. R.; MAINAR, C.H. **Bombas centrífugas**. In: Bombas centrífugas. Paraninfo, 1995.

CEB. Tudo Sobre a Conta de Luz. **CEB**, 2019. Disponível em: <<http://www.ceb.com.br/index.php/tudo-sobre-a-conta-de-luz/370-tudo-sobre-a-conta-de-luz>>. Acesso em: 27 jun. 2019.

ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Transferência de Calor e Massa**. Amgh Editora, 2009.

CHEM. SYSTEMS INC. **Formaldehyde**, 2011 *apud* FRANZ, A. W. *et al.* **Formaldehyde**. New York: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2016. DOI: 10.1002/14356007.a11_619.pub2

COMPANHIA AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO. Qualidade do ar: Poluentes. São Paulo, 2019. Disponível em: <<https://cetesb.sp.gov.br/ar/poluentes/>> Acesso em: 30 de maio de 2019.

ELEKEIROZ. Manual técnico de produtos, 2008.

FELTRE, R. Química, v. 3, Ed. Moderna, 6. ed., São Paulo, 2004.

FERNANDES, A. B. **Diagnóstico e otimização das operações de destilação da Egeo Solventes**. Dissertação de Mestrado, 2011.

FERREIRA, M. A. D.; MONTEIRO, M. P. Formol: um perigo subestimado e o uso indevido em cosméticos. Ceará. Cetox-UFC, boletim 09. Disponível em: <<http://www.cetox.ufc.br/boletins/arquivos%20boletins/Boletim%2009%20Formaldeildo.pdf>>. Acesso em 30 de maio de 2019.

FRANZ, A. W. *et al.* **Formaldehyde**. New York: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2016. DOI: 10.1002/14356007.a11_619.pub2

FOUST, Alan S. **Princípios das operações unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 2011. 670 p.

GERBERICH, H. R.; SEAMAN, G. C. **Formaldehyde**. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. New York: John Wiley & Sons, 2013. DOI: 10.1002/0471238961.0615181307051802.a01.pub3

GRANDINI, C. P. **Rastreamento do formol na produção de MDF e MDP a partir da madeira**. Rio Grande, 2014. Disponível em: <https://sistemas.furg.br/sistemas/sab/arquivos/conteudo_digital/000006470.pdf> Acesso em: 01 jun. 2019.

HERRERA, L. A.; CALVO, J. C. S. Formalina: Características y Mecanismos de Control Ante la Exposición del Personal em los Servicios de Anatomía Patológica a Nivel Hospitalario. **Revista Médica de Costa Rica y Centroamerica**, v. 69, n. 602, p. 235-239, 2012.

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

IHS MARKIT LTD. **Formaldehyde**. Chemical Economics Handbook. London, 2017. Disponível em <<https://ihsmarkit.com/products/formaldehyde-chemical-economics-handbook.html>>. Acesso em: 13 jun. 2019.

INSTITUTO NACIONAL DE CÂNCER. Formol. **Instituto Nacional de Câncer**, 2018. Disponível em: <<https://www.inca.gov.br/exposicao-no-trabalho-e-no-ambiente/solventes/formol>>. Acesso em: 23 jun. 2019.

JACOBSON, M. Z. **Hydrogen Effects on Climate, Stratospheric Ozone, and Air Pollution**. Stanford University, 2004.

KALIL, E. M.; COSTA, A. J. F. Desinfecção e esterilização. **Acta OrtopBras**, v. 2, n. 4, p. 1, 1994.

LIMA, O. C. M.; MULLER, J. M.; POPPI, D. F. **Programa Didático para Cálculo de Colunas de Recheio**. Maringá, 2003. Disponível em <<http://www.abenge.org.br/cobenge/arquivos/16/artigos/OUT162.pdf>>. Acesso em: 14 jun. 2019.

LIMBERGER, D. C. H. **Processos de recuperação, reuso e destinação de formol em laboratório de anatomia**. Santa Maria, 2011. Disponível em: <<https://repositorio.ufsm.br/bitstream/handle/1/7948/LIMBERGER%2C%20DANIELA%20CRISTINA%20HAAS.pdf?sequence=1&isAllowed=y>> Acesso em: 01 de junho de 2019.

LUYBEN, W. L. **Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers**. 2. ed. New York: McGraw-Hill, 1990.

MACINTYRE, A. **Bombas e instalações de bombeamento**. 2.ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1987.

MARSO, I. et al. Simulation of an adiabatic contact catalytic reactor. **Comput. Chem. Eng.**, v. 13, n. 6, p. 725-729, 1989.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 5.ed. New York: McGraw-Hill, 1993.

McGLAMERY, G. G. Liquid Film Transport Characteristics of Textured Metal Surfaces, PhD Dissertation, The University of Texas at Austin, 1988.

MILLAR, G. J.; COLLINS, M. Industrial Production of formaldehyde using Polycrystalline Silver Catalyst. **Ind. Eng. Chem. Res**, v. 56, n. 33, p. 9247-9265, 2017.

NOGA, E. J. **Fish disease** – diagnosis and treatment. Missouri: Walsworth Publishing Co. p. 325, 1995.

PARKER HANNIFIN IND. COM. LTDA. **Construção Especial para a Filtragem de Solventes Orgânicos**. Catálogo 500-02 BR. São Paulo. Disponível em:

<https://www.parker.com/literature/Brazil/Filtration/Filtros%20para%20processos/c_4016.PDF> Acesso em: 02 jun. 2019.

SILVA, A. L. *et al.* Utilização de cloreto de sódio, formalina e a associação destes produtos no controle de ectoparasitas em larvas de tilápia (*Oreochromis niloticus*). **Boletim do Instituto de Pesca**, v. 35, n. 4, p. 597-608, 2018.

SILVA, A.R. da. ISO 14000: Normas para Gestão Ambiental. **NOTESALQ**. Piracicaba: ESALQ, 1998.

SOUZA, B. D.; ALVARES, J. G. **Projeto de uma coluna de destilação didática**. 2013. 48 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Curso de Engenharia Química, Instituto de Ciências e tecnologia, Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, 2013. Cap. 2

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 1266 p. California: Elsevier Inc, 2007.

TREVIZAN, K. Dólar fecha em queda na última sessão de 2018, mas termina o ano em alta. **G1**, 2018. Disponível em:

<<https://g1.globo.com/economia/noticia/2018/12/28/dolar-281218.ghtml>>. Acesso em: 10 jun 2019.

TURTON, R. *et al.* **Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes**. 5. ed. Pearson Education, 2018. Appendix B, p. 1350-1355.

VALLE, C. E. d. **Qualidade ambiental ISO 14000**. 6. ed. São Paulo: Senac São Paulo, 2006.

ANEXO – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO

Folhas de especificação são necessárias em projetos de engenharia química para detalhar todas as características técnicas solicitadas no processo, assegurando que a informação seja apresentada de forma esclarecedora. Elas mostram informações dos componentes especificados da planta e de partes essenciais a seu controle e segurança, como alarmes, válvulas e encravamentos. Seguem abaixo as folhas de especificação da unidade de produção de formalina.

ANEXO 1. Folhas de especificação de correntes

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Corrente de entrada do compressor	
Pressão	1,0329	Kg/cm ² g
Temperatura	25	°C
Vazão mássica	4210	Kg/h
Vazão molar	145,9	Kmol/h
Entalpia total	-234,8470	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4,867	m ³ /h
Peso molecular	28,85	Kg/kmol
Densidade	1,179	Kg/m ³
Viscosidade	1,883E-002	cP
Condutividade térmica	2,592E-002	W/m·K
Calor específico	1,012	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0	0
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0,2101	0,2330
Nitrogênio	0,7899	0,7670

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Corrente de entrada do vaso acumulador	
Pressão	1,224	Kg/cm ² g
Temperatura	30	°C
Vazão mássica	2465	Kg/h
Vazão molar	76,92	Kmol/h
Entalpia total	-4,3738E-6	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	3,097	m ³ /h
Peso molecular	32,04	Kg/kmol
Densidade	24,37	Kg/m ³
Viscosidade	0,5081	cP
Condutividade térmica	0,1776	W/m·K
Calor específico	3,619	kJ/kg·°C
Tensão superficial	28,79	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	1	1
Água	0	0
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Corrente após o vaso acumulador	
Pressão	1,2236	Kg/cm ² g
Temperatura	93,47	°C
Vazão mássica	2,103E+004	Kg/h
Vazão molar	1090	Kmol/h
Entalpia total	-71689440,3639	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	23,05	m ³ /h
Peso molecular	19,30	Kg/kmol
Densidade	912,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,2981	cP
Condutividade térmica	0,6081	W/m·K
Calor específico	4,151	kJ/kg·°C
Tensão superficial	56,08	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0918	0,1523
Água	0,9082	0,8476
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Corrente após a bomba P-801	
Pressão	3,05915	Kg/cm ² g
Temperatura	93,50	°C
Vazão mássica	2,103E+004	Kg/h
Vazão molar	1090	Kmol/h
Entalpia total	-71688200,757	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	23,05	m ³ /h
Peso molecular	19,30	Kg/kmol
Densidade	912,6	Kg/m ³
Viscosidade	0,2980	cP
Condutividade térmica	0,6081	W/m·K
Calor específico	4,151	kJ/kg·°C
Tensão superficial	56,08	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0918	0,1523
Água	0,9082	0,8476
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Corrente após o compressor	
Pressão	3,05915	Kg/cm ² g
Temperatura	167	°C
Vazão mássica	4210	Kg/h
Vazão molar	145,9	Kmol/h
Entalpia total	146367,113	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4,867	m ³ /h
Peso molecular	28,85	Kg/kmol
Densidade	2,362	Kg/m ³
Viscosidade	2,496E-002	cP
Condutividade térmica	3,554E-002	W/m·K
Calor específico	1,043	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	1,001	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0	0
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0,2101	0,2330
Nitrogênio	0,7899	0,7670

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Corrente após o trocador de calor E-801	
Pressão	2,7023	Kg/cm ² g
Temperatura	150	°C
Vazão mássica	2,103E+004	Kg/h
Vazão molar	1090	Kmol/h
Entalpia total	-60902488,465	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1,423E+004	m ³ /h
Peso molecular	19,61	Kg/kmol
Densidade	1,502	Kg/m ³
Viscosidade	1,048E-002	cP
Condutividade térmica	2,796E-002	W/m·K
Calor específico	1,905	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	0,9835	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,1134	0,1854
Água	0,8866	0,8146
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	7	
Descrição	Corrente após o trocador E-802	
Pressão	2,6003	Kg/cm ² g
Temperatura	200	°C
Vazão mássica	4210	Kg/h
Vazão molar	145,9	Kmol/h
Entalpia total	181142,4474	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2254	m ³ /h
Peso molecular	28,85	Kg/kmol
Densidade	1,868	Kg/m ³
Viscosidade	2,627E-002	cP
Condutividade térmica	3,760E-002	W/m·K
Calor específico	1,049	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	1,001	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0	0
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0,2101	0,2330
Nitrogênio	0,7899	0,7670

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	8	
Descrição	Corrente de entrada do reator R-801	
Pressão	2,7023	Kg/cm ² g
Temperatura	170	°C
Vazão mássica	25240	Kg/h
Vazão molar	994,1	Kmol/h
Entalpia total	-23523195,5	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.K
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16484	m ³ /h
Peso molecular	48,46	Kg/kmol
Densidade	3,37	Kg/m ³
Viscosidade	0,03675	cP
Condutividade térmica	0,06556	W/m.K
Calor específico	2,954	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	0,99225	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0567	0,0927
Água	0,4433	0,4073
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0,10505	0,1165
Nitrogênio	0,39495	0,3835

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	9	
Descrição	Corrente de saída do reator R-801	
Pressão	1,88647	Kg/cm ² g
Temperatura	200	°C
Vazão mássica	2,525E+004	Kg/h
Vazão molar	1268	Kmol/h
Entalpia total	-48876673,0402	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.K
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2,679E+004	m ³ /h
Peso molecular	20,30	Kg/kmol
Densidade	0,9605	Kg/m ³
Viscosidade	1,314E-002	cP
Condutividade térmica	3,354E-002	W/m.K
Calor específico	1,770	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	0,9938	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0321	0,0507
Água	0,7921	0,7030
Hidrogênio	0,0019	0,0002
Formaldeído	0,0616	0,0911
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0,1123	0,1550

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	10	
Descrição	Corrente após o trocador E-803	
Pressão	1,58056	Kg/cm ² g
Temperatura	90	°C
Vazão mássica	2,525E+004	Kg/h
Vazão molar	1268	Kmol/h
Entalpia total	-57050669,2161	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0,1889	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	21,34	m ³ /h
Peso molecular	19,16	Kg/kmol
Densidade	905,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,2753	cP
Condutividade térmica	0,5987	W/m·K
Calor específico	4,134	kJ/kg·°C
Tensão superficial	55,87	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4645	m ³ /h
Peso molecular	24,02	Kg/kmol
Densidade	1,239	Kg/m ³
Viscosidade	1,348E-002	cP
Condutividade térmica	2,695E-002	W/m·K
Calor específico	1,382	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	0,9950	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0321	0,0507
Água	0,7921	0,7030
Hidrogênio	0,0019	0,0002
Formaldeído	0,0616	0,0911
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0,1123	0,1550

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	11	
Descrição	Corrente de entrada do topo da coluna de absorção	
Pressão	1,52957	Kg/cm ² g
Temperatura	30	°C
Vazão mássica	2576	Kg/h
Vazão molar	143	Kmol/h
Entalpia total	-9725143,4034	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2,567	m ³ /h
Peso molecular	18,02	Kg/kmol
Densidade	1004	Kg/m ³
Viscosidade	0,7972	cP
Condutividade térmica	0,6182	W/m·K
Calor específico	4,224	kJ/kg·°C
Tensão superficial	71,23	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	1	1
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	12	
Descrição	Gases da saída da coluna de absorção	
Pressão	1,3256	Kg/cm ² g
Temperatura	83,45	°C
Vazão mássica	5326	Kg/h
Vazão molar	222,9	Kmol/h
Entalpia total	-5834130,0191	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	5063	m ³ /h
Peso molecular	23,95	Kg/kmol
Densidade	1,055	Kg/m ³
Viscosidade	1,369E-002	cP
Condutividade térmica	2,690E-002	W/m·K
Calor específico	1,364	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	0,9960	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0630	0,0843
Água	0,4095	0,3080
Hidrogênio	0,0087	0,0007
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0,5188	0,6069

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	13	
Descrição	Corrente de saída da torre de absorção	
Pressão	1,52957	Kg/cm ² g
Temperatura	89,26	°C
Vazão mássica	2,250E+004	Kg/h
Vazão molar	1188	Kmol/h
Entalpia total	-60946462,7151	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	24,54	m ³ /h
Peso molecular	19,10	Kg/kmol
Densidade	909,2	Kg/m ³
Viscosidade	0,2813	cP
Condutividade térmica	0,6031	W/m·K
Calor específico	4,135	kJ/kg·°C
Tensão superficial	56,29	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0200	0,0336
Água	0,9132	0,8615
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0,0668	0,1049
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	14	
Descrição	Corrente de refluxo no topo da coluna	
Pressão	1,3256	Kg/cm ² g
Temperatura	103,6	°C
Vazão mássica	4,126E+004	Kg/h
Vazão molar	2250	Kmol/h
Entalpia total	-51577437,8585	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	41,76	m ³ /h
Peso molecular	18,33	Kg/kmol
Densidade	934	Kg/m ³
Viscosidade	0,2703	cP
Condutividade térmica	0,6634	W/m·K
Calor específico	4,188	kJ/kg·°C
Tensão superficial	57,42	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0227	0,0426
Água	0,9772	0,9574
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	15	
Descrição	Corrente de saída da torre de destilação E-804	
Pressão	1,6061	Kg/cm ² g
Temperatura	116,5	°C
Vazão mássica	3844	Kg/h
Vazão molar	171,1	Kmol/h
Entalpia total	-9067877,6291	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	5,186	m ³ /h
Peso molecular	22,46	Kg/kmol
Densidade	139	Kg/m ³
Viscosidade	0,1024	cP
Condutividade térmica	0,3660	W/m·K
Calor específico	4,938	kJ/kg·°C
Tensão superficial	35,60	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0,6300	0,5053
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0,3700	0,4947
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	16	
Descrição	Corrente após a bomba P-803	
Pressão	3,56901	Kg/cm ² g
Temperatura	118,3	°C
Vazão mássica	3844	Kg/h
Vazão molar	170,9	Kmol/h
Entalpia total	-9067877,6291	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	5,195	m ³ /h
Peso molecular	22,46	Kg/kmol
Densidade	738,9	Kg/m ³
Viscosidade	0,1023	cP
Condutividade térmica	0,3660	W/m·K
Calor específico	4,940	kJ/kg·°C
Tensão superficial	35,59	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0,6300	0,5053
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0,3700	0,4947
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	17	
Descrição	Corrente de saída de Formalina	
Pressão	2,5248173	Kg/cm ² g
Temperatura	41,39	°C
Vazão mássica	3844	Kg/h
Vazão molar	170,9	Kmol/h
Entalpia total	-9347514,3403	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4,632	m ³ /h
Peso molecular	22,46	Kg/kmol
Densidade	828,8	Kg/m ³
Viscosidade	0,2969	cP
Condutividade térmica	0,4059	W/m·K
Calor específico	3,596	kJ/kg·°C
Tensão superficial	50,16	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0	0
Água	0,6300	0,5053
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0,3700	0,4947
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

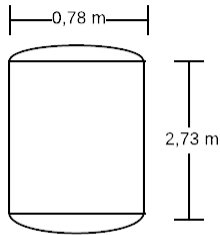
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	18	
Descrição	Corrente de recirculação da entrada do vaso acumulador	
Pressão	1,2236	Kg/cm ² g
Temperatura	100,9	°C
Vazão mássica	1,416E+004	Kg/h
Vazão molar	771,2	Kmol/h
Entalpia total	-51218929,2543	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	15,15	m ³ /h
Peso molecular	18,37	Kg/kmol
Densidade	935,2	Kg/m ³
Viscosidade	0,2706	cP
Condutividade térmica	0,6628	W/m·K
Calor específico	4,188	kJ/kg·°C
Tensão superficial	57,42	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Metanol	0,0250	0,0436
Água	0,9750	0,9564
Hidrogênio	0	0
Formaldeído	0	0
Oxigênio	0	0
Nitrogênio	0	0

ANEXO 2. Folhas de especificação de recipientes verticais

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/RETORES			
Número do equipamento	R - 801		
Descrição	Reator de produção de formalina com catalisador de prata		
Pressão no topo	2,65	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,85		
Pressão de projeto	3,50		
Temperatura no topo	172	°C	
Temperatura no fundo	200		
Temperatura de projeto	600		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	8000		
Diâmetro	600		
Material	Aço inox 304		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação	0,961	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação	1,986	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	5 cm	Alimentação do reator
B	2	1,90 cm	Boiler feed water (bfw) do trocador de calor
C	3	5 cm	Saída do reator
D	4	1,90 cm	Saída do trocador de calor (vapor)
<p>ESQUEMA DO RECIPIENTE</p>			

Folha de especificação de recipientes verticais (1/4)

ESPECIFICAÇÕES TORRE			
Número do equipamento	T-801		
Descrição	Coluna de Absorção		
Pressão no topo	1,33	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,53		
Pressão de projeto	3,50		
Temperatura no topo	83,24	°C	
Temperatura no fundo	89,20		
Temperatura de projeto	119,20		
Nível normal de líquido	3710,75	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	5937,20		
Nível máximo de líquido (20%)	1484,30		
Altura	15730,75		
Diâmetro	1067,00		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	1,05	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	909,2	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Entrada da alimentação
B			Saída do produto de topo
C			Saída do produto de fundo
D			Purga de líquido
E			Medidor de nível
F			Medidor de nível
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p style="text-align: center;">T - 801</p> <p style="text-align: center;">13910,75 mm</p> <p style="text-align: center;">1020 mm</p> <p style="text-align: center;">HLL 5937,2mm</p> <p style="text-align: center;">NLL 3710,75mm</p> <p style="text-align: center;">LLL 1484,3mm</p> <p style="text-align: center;">1067mm</p> <p style="text-align: center;">A B</p> <p style="text-align: center;">C D</p> <p style="text-align: center;">E F</p>			

ESPECIFICAÇÕES VASO ACUMULADOR		
Número do equipamento	V-802	
Descrição	Vaso acumulador de metanol anterior a bomba P-801	
PROPRIEDADES DO FLUÍDO		
Componentes corrosivos (sim ou não?)	Não	
Caso sim, em qual porcentagem em p.?	-	
Sólidos em suspensão (sim ou não?)	Não	
Caso sim, em qual porcentagem em p.?	-	
Temperatura de armazenagem	40,7	°C
Densidade @ T de armazenagem	905,7	Kg/m ³
Viscosidade @ T de armazenagem	0,3057	cP
Temperatura máxima de armazenagem	80	°C
Pressão de vapor @ T máxima de armazenagem	3,58	Kg/cm ² a
Ponto de fulgor	12,2	°C
Ponto de fluidez	-97,5	
CARACTERÍSTICAS DO TANQUE		
Tipo de tanque	Esférico	
Tipo de teto	-	
Capacidade	0,65	m ³
Altura	2,7295	m
Diâmetro	0,7799	m
Pressão de projeto	1,2237	Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	70,7	°C
ACESSÓRIOS		
Agitação (sim ou não?)	Não	
Serpentina para aquecimento (sim ou não?)	Não	
Caso resposta afirmativa para o aquecimento, taxa de calor	-	Gkcal/h
CLASSIFICAÇÃO SEGUNDO O TIPO DE FLUÍDO		
a) Tanques a pressão, projetado segundo norma API 620, válido para pressões de vapor @ T máxima em kg/g cm ² a entre 1 e 2. <ul style="list-style-type: none"> a. B1 para pontos de fulgor abaixo de 38 °C. b. B2 para pontos de fulgor entre 38 e 55 °C. 		
ESQUEMA DO TANQUE		
 <p style="text-align: center;">Tanque</p>		

ESPECIFICAÇÕES TORRE DE DESTILAÇÃO			
Número do equipamento	T-802		
Descrição	Torre de Destilação		
Pressão no topo	1,3256	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,52958		
Pressão de projeto	11,8899352		
Temperatura no topo	103,5	°C	
Temperatura no fundo	116,5		
Temperatura de projeto	109,6		
Nível normal de líquido	9,0718	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	14,5149		
Nível máximo de líquido (20%)	3,6287		
Altura	59568,15		
Diâmetro	400		
Material	Aço Inoxidável		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	0,81572	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	801,75	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Saída para condensador
B			Indicador de temperatura
C			Indicador de temperatura
D			Entrada da alimentação
E			Transmissor de temperatura
F			Entrada do refluxo de fundo
G			Saída para líquido
H			Transmissor de nível
I			Transmissor de nível
J			Indicador de temperatura
K			Entrada do refluxo de topo
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

ANEXO 3. Folhas de especificação de pratos

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	T-802		
Descrição	Coluna de Destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Seção de Esgotamento		
De prato/A prato	1	59	
Pressão	1,4276	1,4449	kg/cm ²
Perda de pressão	0,0214		g
Temperatura	108,7	110,1	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	59910	61550	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	40890	43080	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	80400	81510	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	49,70	53,35	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,8175	0,8271	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	938,7	913,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,009398	0,009472	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2419	0,2191	
Diâmetro	3342,2		mm
Número de pratos	120		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	918,7	906,7	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,009405	0,009435	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2318	0,2213	

SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Seção de Enriquecimento		
De prato/A prato	60	120	
Pressão	0,6236	0,9000	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,2765		
Temperatura	158,5	170,2	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	61551	73724	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	43084	85704	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	81660	90290	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	78,70	116,7	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,8283	0,8947	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	910,9	801,5	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,009476	0,00973	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2174	0,1417	
Diâmetro	3342,2		mm
Número de pratos	120		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			
SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato			
Pressão			Kg/cm ² g
Perda de pressão			
Temperatura			°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa			
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação			m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação			
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Diâmetro			mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos			mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)			
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			

ANEXO 4. Folhas de especificação de recipientes horizontais

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	V-801		
Descrição	Pulmão da torre de destilação		
Pressão no topo	0,0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,0		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	91,4	°C	
Temperatura no fundo	103,6		
Temperatura de projeto	150,1		
Nível normal de líquido	1313,9	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	2102,3		
Nível máximo de líquido (20%)	525,58		
Altura	13139,6		
Diâmetro	2627,9		
Material	Aço inoxidável		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	0,8175		Kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	934,0		Kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Alimentação
B			Bocal de Inspeção
C			Válvula de Segurança
D			Saída do Destilado
E			Drenagem
F			Conexão para medida de nível
G			Conexão para medida de nível
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

ANEXO 5. Folhas de trocadores de calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-801			
Descrição			Aquecedor da corrente de metanol que entra no Reator			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Trocador casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,663E+004		Kg/h	1,663E+004		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	7,659E+004	7,659E+004	Kg/h
Vazão de líquido	1,663E+004	1,663E+004		0	0	
Temperatura	91,39	150	°C	212	212	°C
Pressão	3,0592	2,7023	Kg/cm ² g	20,3943	20,3943	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,3569		Kg/cm ²	0,0		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	2400		Kcal / h m ² °C	15000		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0002		h m ² °C/ kcal	0,0002		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	1132,0754				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	88,0786				°C	
F_T	1					
Calor trocado	3,5155E+007				KJ/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	24,4732				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	242				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	387,8259			m ²		
Diâmetro dos tubos	0,0191			m		
Comprimento dos tubos	6,1			m		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16			in		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	35			in		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-802				
Descrição		Aquecedor da corrente de ar da saída do compressor C-801				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	4210		Kg/h	316,99		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	4210	4210	Kg/h	316,99	316,99	Kg/h
Vazão de líquido	-	-		-	-	
Temperatura	167	200	°C	250	250	°C
Pressão	3,0592	2,6003	Kg/cm ² g	40,7886	40,7886	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,4589		Kg/cm ²	0,0		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	240		Kcal / h m ² °C	15000		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0002		h m ² °C/ kcal	0,0002		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	215,8273				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	65,1122				°C	
F_T	1					
Calor trocado	1,455E+006				KJ/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	48,9463					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	280					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	37,3029				m ²	
Diâmetro dos tubos	0,0191				m	
Comprimento dos tubos	6,1				m	
Espessura dos tubos	14				BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16				In	
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 1/4				in	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-803			
Descrição			Resfria a corrente de entrada da coluna de absorção			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	2,084E+004		Kg/h	2,084E+004		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0,2337	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	2,084E+004	2,084E+004	Kg/h
Vazão de líquido	9201,32	9201,32		-	-	
Temperatura	28	41	°C	200	90	°C
Pressão	1,0332	1,0332	Kg/cm ² g	1,8865	1,5806	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,0		Kg/cm ²	0,3059		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			234,4176			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}			103,0911			°C
F_T			1			
Calor trocado			3,418E+007			KJ/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			2,2638			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			230			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			22,7589			m ²
Diâmetro dos tubos			0,0191			m
Comprimento dos tubos			6,1			m
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16			in
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			12			in

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-804				
Descrição		Refervedor do líquido de fundo da torre de destilação T-802				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AKT				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Natural				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	7,410E+005		Kg/h	7,372E+005		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		1	0	
Vazão de vapor/gás	-	-		2857,39	2857,39	
Vazão de líquido	7,410E+005	3839	Kg/h	-	-	Kg/h
Temperatura	112,9	116,5	°C	212	212	°C
Pressão	1,5296	1,6061	Kg/cm ² g	20,3943	20,3943	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,0765		Kg/cm ²	0,0		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	2400		Kcal / h m ² °C	10000		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	821,9178				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	97,2889				°C	
F_T	0,93					
Calor trocado	1,312E+006				KJ/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	24,4732					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	242					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	19,4067			m ²		
Diâmetro dos tubos	0,0191			m		
Comprimento dos tubos	6,1			m		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16			in		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	10			in		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-805			
Descrição			Condensador da corrente de refluxo da torre T-802			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Vertical			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	2,4144E+005		Kg/h	1,426E+004		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		1	-	
Vazão de vapor/gás	-	-	Kg/h	5,437E+005	1,426E+004	Kg/h
Vazão de líquido	2,4144E+005	2,4144E+005		-	-	
Temperatura	28	41	°C	108,7	103,6	°C
Pressão	1,0332	1,0332	Kg/cm ² g	1,3256	1,2237	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,0		Kg/cm ²	0,1019		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	2400		Kcal / h m ² °C			Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0002		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			895,5224			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}			71,5773			°C
F_T			0,93			
Calor trocado			1,945E+007			KJ/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			1,5907			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			138,7			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			333,7799			m ²
Diâmetro dos tubos			0,0191			m
Comprimento dos tubos			6,1			m
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16			in
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			33			in

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-806			
Descrição			Resfriador da corrente de Formalina			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,1856E+005		Kg/h	3839		Kg/h
Fração de vapor/gás	-	-		-	-	
Vazão de vapor/gás	-	-		-	-	
Vazão de líquido	1,1856E+005	1,1856E+005	Kg/h	3839	3839	Kg/h
Temperatura	28	41	°C	118,3	41,39	°C
Pressão	1,0332	1,0332	Kg/cm ² g	3,5690	2,5248	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,0		Kg/cm ²	1,0442		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	4300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0004		h m ² °C/ kcal	0,0003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			234,4176			Kcal / h m ² °C
ΔT _{ml}			36,4536			°C
F _T			1			
Calor trocado			644350			KJ/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			4,2828			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			148,3			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			82,9437			m ²
Diâmetro dos tubos			0,0191			m
Comprimento dos tubos			6,1			m
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16			in
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			19 1/4			in

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			R-801			
Descrição			Trocador de calor do reator após leito catalítico			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Vertical			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	3.501		Kg/h	20.840		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	3.501	Kg/h	20.840	20.840	Kg/h
Vazão de líquido	3.501	0		0	0	
Temperatura	134	134	°C	600	200	°C
Pressão	3,2	3,2	Kg/cm ² g	2,5	1,85	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,70		Kg/cm ²	0,70		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	7.000		Kcal / h m ² °C	100		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0002		h m ² °C/ kcal	0,0002		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			94,85			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}			204,65			°C
F_T			1			
Calor trocado			1.812			KJ/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			3,5			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			630			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			102,65			m ²
Diâmetro dos tubos			0,75 / 19,0			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			22,5/6.860			pés/mm
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			0,08/25,40			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			19,7/600,0			pés/mm

ANEXO 6. Folhas de especificação de bombas

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-801a		P-801b	
Descrição	Bomba da corrente de metanol para o reator			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	17,45			m ³ /h
Pressão	1,2327	kg/cm ² g	4,5430	kg/cm ² g
Temperatura	91,36	°C	91,39	°C
Densidade	905,7	kg/m ³	905,7	kg/m ³
Viscosidade	0,3057	cP	0,3056	cP
Pressão de vapor	0,0	kg/cm ² g	0,0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	20,94		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	10,47			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,479		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	5,452			
Pressão diferencial	3,9723		kg/cm ²	
Altura diferencial	20,27		m	
NPSH disponível	0,4910		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	4,7668		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	5,62		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	8,39			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	2	1,5	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	5,7723			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	91,36			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	3,17			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama ilustra o sistema de bombeamento. No topo, há um tanque rotacionado rotacionado (V-802). Uma linha de sucção desce verticalmente do tanque até a bomba centrífuga (P-801). Uma dimensão vertical indica que a bomba está localizada 3 metros abaixo do nível do líquido no tanque. O eixo da bomba está conectado a um motor elétrico (E-801). Uma linha de descarga sai da bomba e se conecta ao motor.</p>				

Folha de especificação de bombas (1/4)

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-802a		P-802b	
Descrição	Bomba de refluxo da torre de destilação T-802			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	47,65			m ³ /h
Pressão	1,6264	kg/cm ² g	7,727	kg/cm ² g
Temperatura	108,7	°C	103,6	°C
Densidade	817,5	kg/m ³	934	kg/m ³
Viscosidade	0,009	cP	0,1418	cP
Pressão de vapor	0,0	kg/cm ² g	0,0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	57,18			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	28,59			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,9517			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	9,2672			
Pressão diferencial	6,10			kg/cm ²
Altura diferencial	67,8			m
NPSH disponível	0,0913			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	7,32			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	8,7884			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	16,104			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	3		1,5	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	17,904			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	111,7			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	24,12			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama ilustra o sistema de bombeamento. À esquerda, há a torre de destilação T-802. Uma linha de sucção conecta a base da torre à bomba centrífuga P-802. A bomba está localizada a uma altura inferior à do vaso de refluxo V-801. Uma linha de impulsão conecta a bomba ao vaso V-801. Uma linha de retorno, rotulada como 'Corrente de Refluxo', conecta o fundo do vaso V-801 de volta à base da torre T-802. Uma dimensão vertical indica uma diferença de altura de 3m entre o nível da bomba e o nível do vaso V-801.</p>				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-803a		P-803b	
Descrição	Bomba da corrente de produto de fundo (formaldeído da torre)			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	4,468			m ³ /h
Pressão	1,606053	kg/cm ² g	3,56901	kg/cm ² g
Temperatura	118,2	°C	118,3	°C
Densidade	739,0	kg/m ³	738,9	kg/m ³
Viscosidade	0,1024	cP	0,1023	cP
Pressão de vapor	0,0	kg/cm ² g	0,0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	5,3616			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	2,6808			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,606			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	30,9332			
Pressão diferencial	2,96			kg/cm ²
Altura diferencial	26,56			m
NPSH disponível	0,0276			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	35,1928			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	8,1943			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	43,3871			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	3		1,5	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	37,1198			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	148,3			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,56			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama mostra um sistema de bombeamento. À esquerda, há um tanque vertical rotulado T-802. Uma linha de tubulação desce do fundo do tanque, passa por uma válvula de fechamento e se conecta à aspiração de uma bomba rotativa rotulada P-803. A saída da bomba P-803 é conectada a um equipamento rotulado E-806, que parece ser um medidor ou controlador. Uma dimensão vertical de 3m é indicada ao lado do tanque T-802, representando a altura do líquido no tanque.</p>				

Folha de especificação de bombas (3/4)

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-804 a		P-804 b	
Descrição	Bomba de recirculação da torre de destilação T-802			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	14,35			m ³ /h
Pressão	1,6264	kg/cm ² g	2,6835	kg/cm ² g
Temperatura	103,6	°C	103,6	°C
Densidade	934	kg/m ³	934	kg/m ³
Viscosidade	0,090	cP	0,142	cP
Pressão de vapor	0,0	kg/cm ² g	0,0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	17,22			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	8,61			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,5673			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	28,3809			
Pressão diferencial	3,63			kg/cm ²
Altura diferencial	27,01			m
NPSH disponível	0,0305			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	4,764			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	1,8808			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	34,0571			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	3		1,5	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	35,914			kg/cm ² g
Temperatura de projeto	133,6			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,53			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama ilustra o sistema de bombeamento. No topo, há um tanque rotativo rotulado 'V-801'. Uma linha vertical desce do tanque para a bomba centrífuga rotulada 'P-804'. À esquerda da bomba, uma seta aponta para a esquerda, rotulada 'Sistema de Refluxo'. À direita da bomba, uma seta aponta para a direita, rotulada 'Corrente de Reciclo'. Uma linha vertical à esquerda do tanque indica uma altura de '3m'.</p>				

Folha de especificação de bombas (4/4)

ANEXO 7. Folhas de especificação de compressores

ESPECIFICAÇÕES COMPRESSORES				
Identificação do equipamento operação / reserva	C-801		-	
Descrição				
Número de compressores operação / reserva	1		-	
Tipo de compressor (centrífugo/deslocamento positivo)	Centrífugo			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DO COMPRESSOR	Aspiração		Impulsão	
Vazão mássica de operação	4210			kg/h
Pressão	1,033	kg/cm ² a	3,059	kg/cm ² a
Temperatura	25	°C	149,12	°C
Densidade @ P e T de operação	1,179	kg/m ³	2,362	kg/m ³
Massa molar	28,85			kg/kmol
Fator de compressibilidade @ P e T de operação	0,9998		1,001	
K = c_p/c_v @ P e T de operação	1,401		1,385	
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DO COMPRESSOR				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	5,840		m ³ /h	
Máxima temperatura na impulsão	164,032		°C	
Número de etapas	1			
Razão de compressão por etapas (///)	3,494			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	8	8	polegadas	
Eficiência politrópica do compressor	70		%	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto na aspiração / impulsão	1,031	3,602		Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	152,12			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	5,17			kW

ANEXO 8. Folhas de especificação de tubulações

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		2	
De/a		Início da planta	V-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		2464,8	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		3,0974	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		32,04	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	780,8 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,5081 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		1,224	kg/cm ² g
Pressão de projeto		1,800	
Temperatura de operação		30,0	°C
Temperatura de projeto		80,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1,5	polegadas
Perda de pressão		0,316	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		3	
De/a		V-802	P-804
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		21030	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		23,05	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		19,30	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	912,5 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,2981 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		1,224	kg/cm ² g
Pressão de projeto		1,800	
Temperatura de operação		93,5	°C
Temperatura de projeto		123,5	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		6	polegadas
Perda de pressão		0,072	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		4	
De/a		P-801	E-801
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		21030	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		1090	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		19,30	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	912,6
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,2983
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		3,060	kg/cm ² g
Pressão de projeto		3,366	
Temperatura de operação		93,5	°C
Temperatura de projeto		123,5	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		2,015	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		5	
De/a		C-801	E-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4210,5	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		1847	
Massa molar		28,95	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		2,288	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		2,563e-002	-
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		3,059	kg/cm ² g
Pressão de projeto		3,365	
Temperatura de operação		183,0	°C
Temperatura de projeto		213,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		8	polegadas
Perda de pressão		0,241	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		6	
De/a	E-801	Junção com a tubulação 7	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		21030	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		14230	
Massa molar		19,61	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		2,409	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8,844e-003	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		2,702	kg/cm ² g
Pressão de projeto		2,972	
Temperatura de operação		150,0	°C
Temperatura de projeto		180,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		16	polegadas
Perda de pressão		0,312	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		7	
De/a	E-802	Junção com a tubulação 6	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4210,5	kg/h
Fração de vapor		1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		2169	
Massa molar		28,85	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,941	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		2,627e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		2,702	kg/cm ² g
Pressão de projeto		2,972	
Temperatura de operação		200,0	°C
Temperatura de projeto		230,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		8	polegadas
Perda de pressão		0,283	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8	
De/a	Junção das tubulações 6 e 7	R-801
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	25240	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	994,1	
Massa molar	48,46	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	3,370	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,03675	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	2,702	kg/cm ² g
Pressão de projeto	2,972	
Temperatura de operação	170,0	°C
Temperatura de projeto	200,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	16	polegadas
Perda de pressão	0,408	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	9	
De/a	R-801	E-803
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	9%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	25250	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	26790	
Massa molar	20,30	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,9605	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1,314-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,887	kg/cm ² g
Pressão de projeto	2,076	
Temperatura de operação	200,0	°C
Temperatura de projeto	230,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	18	polegadas
Perda de pressão	0,318	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		10	
De/a	E-803	T-801	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Sim	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		9%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		25250	kg/h
Fração de vapor		0,1889	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		21,34	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		4645	
Massa molar		20,08	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,239	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1,348-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		1,586	kg/cm ² g
Pressão de projeto		1,800	
Temperatura de operação		90,0	°C
Temperatura de projeto		120,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		14	polegadas
Perda de pressão		0,392	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		11	
De/a	Início do processo	T-801	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		2756,2	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		2,567	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		18,02	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	1004
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0,7981
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		1,530	kg/cm ² g
Pressão de projeto		1,800	
Temperatura de operação		30,0	°C
Temperatura de projeto		130,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1.5	polegadas
Perda de pressão		0,270	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	12	
De/a	T-801	Tratamento
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	0,07%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	5326	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	5063	
Massa molar	23,95	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	1,367
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	1,373e-002
		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,428	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	84,6	°C
Temperatura de projeto	114,6	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	10	polegadas
Perda de pressão	0,315	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	13	
De/a	T-801	T-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	10,5%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	22500	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	24,54	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	19,10	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	909,2
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2813
		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,530	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	89,3	°C
Temperatura de projeto	119,3	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	0,063	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	14	
De/a	P-804	V-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	18650	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	19,97	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	933,1 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2703 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,224	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	103,6	°C
Temperatura de projeto	133,6	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,094	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	15	
De/a	T-802	P-803
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	50%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	3844	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	5,186	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	22,46	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	139 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,1024 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,606	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	116,5	°C
Temperatura de projeto	146,5	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	3	polegadas
Perda de pressão	0,075	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	16	
De/a	P-803	E-806
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	50%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	3839	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	5,19	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	22,46	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	738,9 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,1023 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	3,570	kg/cm ² g
Pressão de projeto	3,930	
Temperatura de operação	118,3	°C
Temperatura de projeto	148,3	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	1,5	polegadas
Perda de pressão	1,649	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	17	
De/a	E-806	Tanque de armazenagem
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Sim	Sim
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	50%	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	3839	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	4,63	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	22,46	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	828,8 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2969 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	2,545	kg/cm ² g
Pressão de projeto	2,799	
Temperatura de operação	41,4	°C
Temperatura de projeto	80,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	1,5	polegadas
Perda de pressão	1,866	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	18	
De/a	Armazenamento	E-804
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	7,41E+005	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	91,30	
Massa molar	18,01	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,9787	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,009921	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	20,39	kg/cm ² g
Pressão de projeto	22,43	
Temperatura de operação	212,0	°C
Temperatura de projeto	232,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	18	polegadas
Perda de pressão	0,207	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	19	
De/a	T-802	E-805
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Vapor (V)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	59910	kg/h
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	73180	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,0459	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,0094	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,428	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	108,7	°C
Temperatura de projeto	138,7	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	24	polegadas
Perda de pressão	0,424	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	20	
De/a	E-805	V-801
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	59910	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	20	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	932,3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2632 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,326	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	103,6	°C
Temperatura de projeto	133,6	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	0,045	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	21	
De/a	P-802	T-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	41260	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	44,25	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	932,3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2632 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,326	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	102,9	°C
Temperatura de projeto	132,9	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	0,330	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	22	
De/a	V-801	Junção tubulações 23 e 24
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	59910	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	20	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	932,3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2632 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,326	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	102,9	°C
Temperatura de projeto	132,9	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	0,330	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	23	
De/a	Junção 22 e 23	P-802
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	41260	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	44,25	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	932,3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2632 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,326	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	102,9	°C
Temperatura de projeto	132,9	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	0,330	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	24	
De/a	Junção tubulações 22 e 23	P-804
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	18650	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	19,97	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	18,36	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	933,1 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,2703 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,224	kg/cm ² g
Pressão de projeto	1,800	
Temperatura de operação	103,6	°C
Temperatura de projeto	133,6	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,094	kg/cm ² /km

ANEXO 9. Folhas de especificação de instrumentos

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FT 03	18	G	18,949
FT 05	21	L	38,96
FT 10	11	L	143

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LT 01	V - 802	L - L	3899,5
LT 02	R - 801	L - V	825
LT 04	T - 802	L - V	9,07
LT 07	V - 801	L - L	3710,75

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI 01	R - 801	L	200
TI 02	R - 801	L	200
TI 03	R - 801	L	200
TI 04	T - 802	L - V	108,7
TI 05	T - 802	L - V	140,6
TI 06	T - 802	L - V	141,2
TI 08	R - 801	V	200
TT 03	T - 802	L - V	142,5

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / KPa
PI 01	5	G	300
PI 02	7	G	265
PI 03	R - 801	G	185
PI 04	9	G	185
PI 05	10	G	150
PI 06	13	L	150
PI 08	15	L	150
PI 09A/B	16	L	350
PI 11A/B	21	L	757,76
PI 12A/B	14	L	130
PI 13	20	L	130
PI 14A/B	4	L	300
PI 16	6	L	265
PI 18	12	G	140
PT 06	19	G	140

ANEXO 10. Folhas de especificação de laços de controle

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
LC-01	Tubulação nº 2 e V-802	Controle de nível do pulmão V-802	LT-01, LIC-01, E/N, FCV-01
LC-02	R-801	Controle de nível no reator R-801	LG-02, LT-02, LIC-02, E/N, LCV-02
LC-03	Tubulação nº 18 e E-804	Controle da vazão de vapor no refeedor E-804	TT-03, TIC-03, FIC-03, FT-03, E/N, FCV-03
LC-04	T-802	Controle de nível no fundo da torre T-802	LG-04, LT-04, LIC-04, E/N, LCV-04
LC-05	21	Controle da vazão de refluxo	FT-05, FIC-05, E/N, FCV-05
LC-06	19	Controle da pressão no topo da coluna T-802	PT-06, PIC-06, E/N, PCV-06
LC-07	V-801	Controle de nível do pulmão V-801	LT-07, LIC-07, E/N, FCV-07
LC-08	7	Controle da temperatura da corrente de ar de alimentação do reator R-801	TC-08, E/N, FCV-08
LC-09	E-801	Controle da temperatura da corrente de metanol de alimentação do reator R-801	TC-09, E/N, FCV-09
LC-10	11	Controle da vazão de água deionizada na torre T-801	TC-09, E/N, FCV-09

ANEXO 11. Folhas de especificação de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante (Kg/h)	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV 01	2	LC-01	2464,8	Abrir
FCV 03	18	LC-03	18,949	Fechar
FCV 05	21	LC-05	38,96	Abrir
FCV 07	14	LC-07	655,6	Fechar
FCV 08	23	LC-08	45,43	Fechar
FCV 09	22	LC-09	2063	Fechar
FCV 10	11	LC-10	7330,8	Abrir
LCV 02	26	LC-02	3723	Abrir
LCV 04	15	LC-04	3897,1	Fechar
PCV 06	19	LC-06	18650	Abrir

ANEXO 12. Folhas de especificação de válvulas de segurança

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE SEGURANÇA					
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Caso de descarga	Vazão de descarga / kg/h	Pressão de acionamento / kg/cm ² g	Função
PSV-01	R-801	Bloqueio da válvula de controle de temperatura.	3700	3,56	Aliviar a pressão do reator R-801.
PSV-02	T-802	Falha no sistema de refrigeração do condensador de topo ou falha elétrica na bomba de refluxo.	8,85 x 10 ⁵	2,04	Aliviar a pressão da torre de destilação T-802.
PSV-03	V-801	Fogo externo em vaso.	157,8	3,50	Aliviar a pressão do vaso V-801.
PSV-04	V-802	Fogo externo em vaso ou bloqueio da válvula de controle de fluxo.	3120,3	3,50	Aliviar a pressão do vaso V-802.

Folha de especificação de válvulas de segurança (1/1)

ANEXO 13. Folhas de especificação de encravamento

ESPECIFICAÇÕES DOS ENCRAVAMENTOS			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
SE-01	T-802	Interrompe o aporte de calor no fundo da torre de destilação(T-802).	É acionado por FIC-05 e atua em FCV-03.
SE-02	R-801	Aciona a entrada de gás inerte para interromper a reação e impedir que o reator (R-801) atinja temperaturas extremas.	É acionado por TI-03 e atua em C-802.

Folha de especificação de encravamento (1/1)

ANEXO 14. Folhas de especificação de alarmes

ESPECIFICAÇÕES DOS ALARMES			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
PAHH	T - 802	Alarme de pressão muito alta	PIC-06
PAH	T - 802	Alarme de alta pressão	PIC-06
PAL	T - 802	Alarme de baixa pressão	PIC-06
LAH	V - 801	Alarme de alto nível	LIC-07
LAL	V - 801	Alarme de baixo nível	LIC-07
LAH	R - 801	Alarme de alto nível	LIC-02
LAL	R - 801	Alarme de baixo nível	LIC-02
LAH	T - 802	Alarme de alto nível	LIC-04
LAL	T - 802	Alarme de baixo nível	LIC-04
TAHH	R - 801	Alarme de temperatura muito alta	TI - 01
TAH	R - 801	Alarme de alta temperatura	TI - 01
TAL	R - 801	Alarme de baixa temperatura	TI - 01
TAHH	R - 801	Alarme de temperatura muito alta	TI - 02
TAH	R - 801	Alarme de alta temperatura	TI - 02
TAL	R - 801	Alarme de baixa temperatura	TI - 02
TAHH	R - 801	Alarme de temperatura muito alta	TI - 03
TAH	R - 801	Alarme de alta temperatura	TI - 03
TAL	R - 801	Alarme de baixa temperatura	TI - 03
TAHH	T - 802	Alarme de temperatura muito alta	TI - 04
TAH	T - 802	Alarme de alta temperatura	TI - 04
TAL	T - 802	Alarme de baixa temperatura	TI - 04
FAH	T - 802	Alarme de alta vazão	FIC-05
FAL	T - 802	Alarme de baixa vazão	FIC-05
FALL	T - 802	Alarme de vazão muito baixa	FIC-05

ANEXO 15. Folhas de especificação do quadro resumo das utilidades

SERVIÇOS AUXILIARES									
Equipamento	Utilidade	Consumo							
E-803	Água de resfriamento	9201,32							Kg/h
E-805		241442,77							
E-806		118559,07							
R-801		3508,91							
	Vapor	Tipo de vapor (baixa, média ou alta)	Pressão		Temperatura		Consumo		
E-801		Média	20,39	kg/cm ² g	212	°C	76590	kg/h	
E-802		Alta	40,79		250		316,99		
E-804		Média	20,39		212		2857,4		
	Combustível	Tipo de combustível (fuelóleo, fuelgas, gás natural)	Consumo						
								t/h	
	Eletricidade	Consumo							
C-801		6,21							kW h/h
P-801		7,01							
P-802		24,12							
P-803		1,56							
P-804		1,53							
	Ar de instrumentação	Consumo							
PSV-01		2							Nm ³ /h
PSV-02		2							
PSV-03		2							
PSV-04		2							