



Universidade de Brasília

**PRODUÇÃO DE ISOBUTANO COM HIDROGENAÇÃO E
DESSULFURAÇÃO COM CATALISADOR SÓLIDO**

Andressa Olimpia Borges Machado, Bruna Tomaz Ramos dos Santos, Daniela França Corado, Débora Taís Siqueira Maia, Emiliano Costa Gomes, Julia Ornelas Kramer, Leonardo Vitorio Santos Lins, Natália Stefânia Gomes, Paulo de Assis Lago, Pericles Bessoni Pereira, Rafael Franco de Sá Oliveira, Rafael Pereira Cordellini, Rodrigo Santos Pinheiro de Abreu, Talita Barbosa Sobrinho, Thamyres Nayara Borges Barbosa, Verônica Januário Luz

Brasília

2018

Andressa Olimpia Borges Machado - 13/0177989
Bruna Tomaz Ramos dos Santos - 13/0104086
Daniela França Corado - 13/0106712
Débora Taís Siqueira Maia - 14/0081232
Emiliano Costa Gomes - 12/0116278
Julia Ornelas Kramer - 13/0143189
Leonardo Vitorio Santos Lins - 13/0031097
Natália Stefânia Gomes - 13/0144584
Paulo de Assis Lago - 13/0129003
Pericles Bessoni Pereira - 13/0129950
Rafael Franco de Sá Oliveira - 13/0144924
Rafael Pereira Cordellini - 13/0036056
Rodrigo Santos Pinheiro de Abreu - 12/0134845
Talita Barbosa Sobrinho - 13/0037745
Thamyres Nayara Borges Barbosa - 13/0017892
Verônica Januário Luz - 12/0153891

PRODUÇÃO DE ISOBUTANO COM HIDROGENAÇÃO E DESSULFURAÇÃO 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

Novembro de 2018

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, agradecemos aos nossos familiares, pelo incentivo, apoio, paciência e por sempre acreditarem em nossas capacidades e sonhos.

Ao professor Dr. Jose Joaquin Linares León pela atenciosa orientação, discernimento, paciência e apoio ao longo da realização deste projeto, assim nos tornando mais capazes para realizá-lo.

Aos professores componentes da banca, pela disposição para a avaliação do trabalho.

Ao corpo técnico-administrativo da Universidade de Brasília, em especial do Instituto de Química, pela solicitude, atenção e infraestrutura.

Por fim, agradecemos aos nossos amigos e companheiros que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho, e pelo colaboração e apoio em momentos difíceis.

RESUMO

O presente projeto de uma indústria de produção de isobutano visa fornecer dados de engenharia de processos, informações e caracterização dos compostos necessários para que a planta de produção possa ser montada como parte de um parque industrial, ou como uma planta independente.

Utilizando-se o software Aspen HYSYS® para modelar e simular o processo industrial, foram obtidos dados a partir de entradas fornecidas de projeto de uma planta de propelentes, o butano. A primeira matéria-prima utilizada é o butano da refinaria, e o gás hidrogênio sendo a segunda.

Através desses dados de simulação, pôde-se calcular viabilidade econômica, riscos ambientais, estratégias de controle e a otimização do sistema para a quantidade de isobutano requerida, 30.000 toneladas/ano. Após o projeto finalizado, o produto atingido poderá ser utilizado como substituinte de CFC (Clorofluorcarboneto) que poluem a atmosfera, causando degradação da camada de ozônio, como foi acordado por vários países no Protocolo de Montreal. A capacidade produtiva poderá satisfazer várias empresas do ramo que desejam tornar seus produtos ecologicamente viáveis ou que desejam fornecer isobutano como intermediário de outras reações.

Palavras-chave: projeto, isobutano, viabilidade, riscos, simulação, software, industrial.

ABSTRACT

The present project of an industry of isobutene production aims to provide data of process engineering, information and characterization of the necessary compounds so that the production plant can be assembled as a part of an industrial park, or as an independent plant.

Using Aspen HYSYS® software to model and simulate the industrial process, data were obtained from the project inputs provided from a propellant plant, Isobutene. The first raw material used is butene from refinery, and hydrogen gas is the second one.

Through the simulation data, it was possible to calculate the economic viability, environmental risks, control strategies and the system optimization for the required amount of isobutene, 30.000 tons/year. After the project is completed, the final product will be used as a substitute of CFC (Chlorofluorocarbon) which pollute the atmosphere, causing degradation of the ozone layer; as agreed by several countries in the Montreal Protocol. The productive capacity may satisfy companies that wish to make their products environmentally viable or wish to provide isobutane as an intermediary of their reactions.

Keywords: Project, isobutene, viability, risks, simulation, software, industry

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama simplificado do processo.....	5
Figura 2. Gráfico do fator de correção para um passe no casco e múltiplos de 2 passes nos tubos (ÇENGEL; GHAJAR, 2009 apud DE BOWMAN; MUELLER; NAGLE, 1940).....	22
Figura 3. Gráfico do fator de correção para um passe no casco e múltiplos de 4 passes nos tubos. (ÇENGEL; GHAJAR, 2009 apud DE BOWMAN; MUELLER; NAGLE, 1940).....	22
Figura 4. Relação de custos totais por número de pratos para a coluna C-01.....	33
Figura 5. Relação de custos totais por número de pratos para a coluna C-02.....	35
Figura 6. Curva de otimização comparando o diâmetro do tanque com o investimento total.	39
Figura 7. Desenho esquemático de um trocador do tipo duplo tubo (KREITH, 1997).....	42
Figura 8. Arranjos padronizados de trocadores com tubos duplos (ALMEIDA,2003)	42
Figura 9. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980).....	44
Figura 10. Trocador de calor cabeçote flutuante (REIS, 2002).....	45
Figura 11. Trocador de calor feixe tubular em U (REIS, 2002).....	45
Figura 12. Relação de diâmetro da carcaça em função do número de tubos, arranjo do trocador e passo dos tubos. (SERTH, 2007).....	47
Figura 13. Diagrama P&ID do Forno.....	69
Figura 14. Diagrama P&ID simplificado do forno após a análise Hazop	76
Figura 15. Gráfico de barras dos fluxos de caixa anual atualizados	114
Figura 16. Gráfico de barras dos fluxos de caixa acumulados	115
Figura 17. Gráfico do fluxo de caixa com variação no dólar	115
Figura 18. Gráfico carbono.....	116

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Condições em limite de bateria de entrada	7
Tabela 2. Condições em limite de bateria de saída.....	7
Tabela 3. Critérios gerais de projeto.....	7
Tabela 4. Critérios gerais de projeto.....	7
Tabela 5. Sistema de unidades.....	8
Tabela 6. Dados para o cálculo da velocidade limite, seção mínima, diâmetro mínimo, altura de fundo, altura total, espessura e peso da coluna C-01.....	13
Tabela 7. Dados referentes ao custo e imobilizado da coluna C-01.....	14
Tabela 8. Dados para o cálculo da velocidade limite, seção mínima, diâmetro mínimo, altura de fundo, altura total, espessura e peso da coluna C-03.....	15
Tabela 9. Dados referentes ao custo e imobilizado da coluna C-03.....	16
Tabela 10. Dados obtidos para o dimensionamento do pulmão C-02 associado à coluna C-01.	18
Tabela 11. Custo e imobilizado do pulmão C-02 associado à coluna C-01.....	18
Tabela 12. Dados obtidos para o dimensionamento do pulmão C-04 associado à coluna C-03.	19
Tabela 13. Custo e imobilizado do pulmão C-04 associado à coluna C-03.....	19
Tabela 14. Coeficientes de troca convectivos para os fluidos envolvidos.....	21
Tabela 15. Custo e imobilizado do condensador E-02 associado à coluna C-01.....	23
Tabela 16. Custo e imobilizado do condensador E-06 associado à coluna C-03.....	23
Tabela 17. Custo e imobilizado do refeedor E-03 associado à coluna C-01.....	24
Tabela 18. Custo e imobilizado do refeedor E-07 associado à coluna C-03.....	25
Tabela 19. Custo e imobilizado da bomba B-01 associada à coluna C-01.....	28
Tabela 20. Custo e imobilizado da bomba B-03 associada à coluna C-03.....	28
Tabela 21. Custos de serviços auxiliares associados à coluna C-01.....	30
Tabela 22. Custo de serviços auxiliares associados à coluna C-03.....	31
Tabela 23. Custos operativos associados à coluna C-01.....	32
Tabela 24. Custos operativos associados à coluna C-03.....	34
Tabela 25. Dados obtidos para a otimização do Pulmão C-02 associado à coluna C-01.....	35
Tabela 26. Dados obtidos para a otimização do Pulmão C-04 associado à coluna C-03.....	36
Tabela 27. Parâmetros de projeto para o reator R-01.....	37

Tabela 28. Dados obtidos da otimização do reator R-01	40
Tabela 29. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-01.....	48
Tabela 30. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-01	48
Tabela 31. Custo de equipamento para o trocador E-01.....	49
Tabela 32. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-02.....	50
Tabela 33. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-02	50
Tabela 34. Custo de equipamento para o trocador E-02.....	50
Tabela 35. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-03.....	51
Tabela 36. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-03	51
Tabela 37. Custo de equipamento para o trocador E-03.....	51
Tabela 38. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-04.....	52
Tabela 39. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-04	52
Tabela 40. Custo de equipamento para o trocador E-04.....	53
Tabela 41. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-05.....	53
Tabela 42. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-05	53
Tabela 43. Custo de equipamento para o trocador E-05.....	54
Tabela 44. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-06.....	54
Tabela 45. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-06	54
Tabela 46. Custo de equipamento para o trocador E-06.....	55
Tabela 47. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-07.....	55
Tabela 48. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-07	55
Tabela 49. Custo de equipamento para o trocador E-07.....	56
Tabela 50. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-08.....	56
Tabela 51. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-08	56
Tabela 52. Custo de equipamento para o trocador E-08.....	57

Tabela 53. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-09.....	57
Tabela 54. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-09	57
Tabela 55. Custo de equipamento para o trocador E-09.....	58
Tabela 56. Calculo para fornos do tipo caixa	62
Tabela 57. Propriedades do combustível	62
Tabela 58. Parâmetros do forno.....	62
Tabela 59. Dimensões do forno	63
Tabela 60. Dimensionamento das bombas	66
Tabela 61. Matriz de interação expondo as substâncias e condições responsáveis por oferecer possíveis riscos ao processo.	70
Tabela 62. Análise HAZOP da corrente de hidrocarbonetos e hidrogênio entrada do forno F-01.	72
Tabela 63. Análise HAZOP da corrente de óleo combustível da entrada do forno.	74
Tabela 64. Parâmetros sobredimensionados para as colunas de destilação.....	104
Tabela 65. Parâmetros sobredimensionados para os trocadores de calor.....	105
Tabela 66. Parâmetros sobredimensionados para bombas centrífugas.....	105
Tabela 67. Dados do investimento em cada equipamento.....	105
Tabela 68. Valores do método das porcentagens.....	106
Tabela 69. Dados dos gastos com licenças e engenharia de processos	106
Tabela 70. Dados dos gastos com engenharia de detalhes e construção	107
Tabela 71. Dados dos custos de ISBL e dos demais processos	107
Tabela 72. Capital Imobilizado.....	108
Tabela 73. Dados dos produtos da planta	108
Tabela 74. Custos diretos anuais	108
Tabela 75. Custos indiretos variáveis anuais	108
Tabela 76. Custos indiretos fixos anuais.	109
Tabela 77. Despesas gerais anuais.....	109
Tabela 78. Custos anuais.	109
Tabela 79. Custos dos serviços auxiliares	110
Tabela 80. Custo do Ar de instrumentação.....	111
Tabela 81. Dados para o cálculo de rentabilidade	113

LISTA DE SÍMBOLOS

g	Aceleração da gravidade
H_{total}	Altura da torre
H_{torre}	Altura da coluna de destilação
$h_{destilado}$	Altura do destilado
h_{fundo}	Altura mínima do fundo
$A_{trocador}$	Área de troca térmica do trocador de calor
A_R	Área refratária efetiva
A_T	Área superficial total
$C_{P_{H_2O}}$	Calor específico da água
r	Coefficiente de formação de crosta
h	Coefficiente de troca térmica por convecção
U	Coefficiente global de troca térmica
L	Comprimento do vaso pulmão
C_{torre}	Custo de material da torre
C_{pratos}	Custo dos pratos
C	Custo do recipiente pulmão
I	Custo do imobilizado total
ρ_{H_2O}	Densidade da água
$\rho_{líq}$	Densidade do líquido
$\rho_{destilado}$	Densidade do destilado
ρ_{vap}	Densidade do vapor
D	Diâmetro da torre
D_{coluna}	Diâmetro da coluna de destilação
$D_{pulmão}$	Diâmetro do vaso pulmão
$D_{mín}$	Diâmetro mínimo
ΔT_{ml}	Diferença de temperatura média logarítmica
η_e	Eficiência elétrica da bomba
η_h	Eficiência hidráulica da bomba
e	Espessura da parede do vaso
F_t	Fator de correção para trocadores de calor

X	Fator de complexidade
FL	Fator de localidade
H	Head
N_{pratos}	Número de pratos da coluna de destilação
W_{torre}	Peso do material utilizado na construção da coluna de destilação
Pot	Potência da bomba
P_{asp}	Pressão de aspiração na bomba
P_D	Pressão de desenho
$P_{impulsão}$	Pressão de impulsão da bomba
$P_{pulmão}$	Pressão no vaso pulmão
S_{min}	Seção transversal mínima
CA	Sobre espessura de corrosão
T_e	Temperatura de entrada
T_s	Temperatura de saída
t_R	Tempo de residência
$Q_{destilado}$	Vazão volumétrica de destilado
Q_B	Vazão volumétrica de produto de fundo
$Q_{refluxo}$	Vazão volumétrica de refluxo
Q_{total}	Vazão volumétrica total
$Q_{v_{max}^{vap}}$	Vazão volumétrica de vapor máxima dentro da coluna
v_{lim}	Velocidade limite
V_{liq}	Volume de líquido retido no pulmão
V_{fundo}	Volume de fundo
$V_{pulmão}$	Volume do vaso pulmão
V_{real}	Volume real
$V_{útil}$	Volume do útil do equipamento

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ACV	Análise do Ciclo de Vida
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
CFC	Clorofluorcarboneto
GEE	Gases do Efeito Estufa
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
HAZOP	<i>Hazard and Operability Studies</i>
IBAMA	Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais e Renováveis
ISO	<i>International Organization for Standardization</i>
MMA	Ministério do Meio Ambiente
NPSH	<i>Net Positive Suction Head</i>
OMS	Organização Mundial da Saúde
PROCON	Programa de Proteção e Defesa do Consumidor
R\$	Real – Brasil
RCE	Redução Certificada de Emissões
SGA	Sistema de Gestão Ambiental
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association
UCG	Unidade de concentração de gases
US\$	Dólar – Estados Unidos da América
USGC	Dólares em base <i>U.S. Gulf Coast</i>

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
1.1.	O Composto	1
1.2.	Aplicações e derivados	2
1.2.1.	Solvente	2
1.2.2.	Propelente	2
1.2.3.	Gás refrigerante	2
1.2.4.	Alquilação.....	3
1.3.	Produção	3
2	ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO.....	5
2.1.	Caso de Projeto	5
2.2.	Descrição da unidade	5
2.3.	Capacidade da unidade e qualidade da alimentação	7
2.4.	Critérios de projeto	7
2.5.	Serviços Auxiliares	7
2.6.	Sistemas de unidades.....	8
3	DIMENSIONAMENTO E CUSTO DE EQUIPAMENTOS.....	9
3.1.	Torres de Destilação	9
3.1.1.	Colunas de Destilação C-01 e C-03.....	9
3.1.2.	Recipientes acumuladores C-02 e C-04.....	16
3.1.3.	Trocadores de calor associados às colunas de destilação	20
3.1.4.	Bombas Centrífugas B-01 e B-03.....	25
3.1.5.	Serviços auxiliares	29
3.1.6.	Otimização das colunas de destilação C-01 e C-03.....	31
3.1.7.	Otimização dos recipientes acumuladores C-02 e C-04.....	35
3.2.	Reator (R-01)	37
3.2.1.	Otimização do reator (R-01).....	38

3.3.	Trocadores de Calor	41
3.3.1.	Informações gerais e classificações	41
3.3.2.	Trocador E-01	48
3.3.3.	Condensador E-02	49
3.3.4.	Refervedor E-03	50
3.3.5.	Trocador de Calor E-04	51
3.3.6.	Trocador de Calor E-05	53
3.3.7.	Condensador E-06	54
3.3.8.	Refervedor E-07	55
3.3.9.	Trocador de Calor E-08	56
3.3.10.	Trocador de Calor E-09	57
3.4.	Forno (F-01).....	59
3.4.1.	Dimensionamento do forno F-01.....	59
3.5.	Bombas	64
4	CONTROLE, INSTRUMENTAÇÃO E SEGURANÇA	67
4.1.	Instrumentação de controle	67
4.2.	Análise HAZOP	69
4.3.	Alarmes e intertravamentos	77
4.4.	Válvulas de segurança	78
4.5.	Tocha	79
4.6.	Tubulações	80
4.8.	Diagrama P&ID	82
	Torre de destilação:	82
	Vaso Pulmão:.....	82
	Bombas:.....	83
	Forno:	83
	Demais malhas de controle:.....	83

5	ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL.....	86
5.1.	Legislação, riscos e programas de proteção ambiental.....	87
5.1.1.	Resolução CONAMA nº 313	88
5.1.2.	ISO 14000.....	90
5.1.3.	Protocolo de Quioto.....	93
5.1.4.	Créditos de carbono	94
5.2.	Possíveis impactos ambientais causados na produção de isobutano	94
5.2.1.	Resíduo gasoso	95
5.2.2.	Resíduo sólidos (catalisadores)	97
5.2.3.	Resíduo líquidos	102
6	AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	104
6.1.	Investimento.....	104
6.1.1.	Capital imobilizado	104
6.1.2.	Materiais	106
6.1.3.	Investimento Total.....	107
6.2.	Vendas	108
6.3.	Custos.....	108
6.4.	Serviços auxiliares	110
6.4.1.	Eletricidade.....	110
6.4.2.	Água de refrigeração e vapor de aquecimento	110
6.4.3.	Ar de Instrumentação.....	110
6.5.	Rentabilidade do projeto	111
6.4.5.	Determinação da rentabilidade	111
7	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	117
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	118

1 INTRODUÇÃO

1.1. O Composto

A restrição imposta à utilização das substâncias Cloro-Flúor-Carbono (CFC) pelos Protocolos de Montreal e Kyoto tem motivado a busca por fluidos refrigerantes alternativos e o projeto de sistemas de refrigeração eficientes para operarem com estes fluidos (NETO; BARBOSA JR., 2006).

Entre os substitutos potenciais dos refrigerantes responsáveis pelo aquecimento global e pela destruição da camada de ozônio estão os refrigerantes naturais, como o isobutano (R600a) (ALMEIDA, 2006). O uso de refrigerantes naturais também é defendido do ponto de vista econômico, por serem muito baratos, o que tem efeito positivo, não só no custo associado à instalação do fluido refrigerante, mas também aos seus custos operacionais (MARQUES, *et al.*, 2009).

A escolha do isobutano se deve ao fato desse fluido apresentar excelentes características ambientais, não afetar a camada de ozônio e não causar efeito direto sobre o aquecimento da Terra (ALMEIDA, 2006). Além disso, o isobutano é um refrigerante atrativo pelo seu Potencial de Depleção de Ozônio (ODP) zero, seu baixo Potencial de Aquecimento Global (GWP), seu baixo custo, e pelo seu alto desempenho (NETO; BARBOSA JR., 2006).

Atualmente, existe uma forte tendência na aceitação desses refrigerantes naturais como soluções de longo prazo, havendo uma série de aplicações comerciais já implantadas. O isobutano é amplamente utilizado sistemas de refrigeração doméstica no continente europeu, com cerca de 80% dos refrigeradores utilizando o este hidrocarboneto (PIMENTA, *et al.*, 2006). No Brasil o isobutano, já se encontra em cerca de 5% dos refrigeradores domésticos produzidos (PIMENTA, *et al.*, 2006). Vale ressaltar que o isobutano utilizado em aplicações de refrigeração, não é odorizado como os de uso doméstico, que é odorizado com o objetivo de ser prontamente detectável em casos de vazamento (ORIHUELA GRACIA, 2005).

Outra característica importante do isobutano, em relação a outros refrigerantes, refere-se a sua entalpia de vaporização, já que o isobutano apresenta um maior potencial de absorção de energia térmica durante mudanças de fase em diferentes temperaturas de saturação (OLIVEIRA, 2013). No entanto, o isobutano tem o inconveniente de ser inflamável em concentrações de 2 a 10% em volume em ar, o que o impede de ser amplamente implementado em certos países (VESTERGAARD, 2003).

1.2. Aplicações e derivados

O isobutano é aplicado, de maneira geral, como gás refrigerante, propelente de aerossóis, gasolina de alta octanagem, borracha sintética e fluido para calibração de instrumentos.

1.2.1. Solvente

O isobutano é usado como solvente em um processo de polimerização de etileno (CHO et al, 2000), como também do polietileno. O polímero é obtido como um pó fino que pode ser extrusado ou moldado por compressão. A polimerização é efetuada em uma ou mais etapas, utilizando-se um solvente inerte tipo hidrocarboneto, como isobutano (COUTINHO; et al, 2003).

1.2.2. Propelente

O gás propelente é um fluido capaz de exercer uma pressão quando contido em um recipiente fechado à temperatura ambiente. Deste modo, fornece energia capaz de expelir o conteúdo do recipiente. Aerossóis de higiene pessoal, linha automotiva, tintas, inseticidas, espuma e alimentícios podem conter o gás isobutano. Estudos como o da Comissão das Comunidades Europeias (1999) em que asseguram o uso do isobutano, que comprova a não preocupação sobre o uso de sprays com fins alimentícios.

Um outro exemplo é a produção de poliestireno expandido (EPS), com aplicação em embalagem de alimentos, que utiliza-se o isobutano como matéria prima (CEF Panel, 2018). O EPS é o pioneiro entre os termoplásticos com produção comercial iniciada em 1930 e a partir desta época apresenta um crescente quanto ao consumo e à produção. Tal fato é reflexo das propriedades do composto, que o torna versátil para aplicações para indústria alimentícia como também na construção civil (TESSARI, 2006). O EPS é uma espuma rígida obtida por meio da expansão da resina poliestireno durante sua polimerização. Esta expansão é realizada injetando-se um agente químico na fase de reação da polimerização (TESSARI, 2006). O agente de expansão, normalmente, utilizado é o gás isobutano.

1.2.3. Gás refrigerante

Conforme a crescente preocupação com o impacto do aquecimento global, é esperado que os refrigerantes ecologicamente corretos, incluindo os hidrocarbonetos, sejam alternativas de longo prazo, já que não interferem na camada de ozônio como os CFCs (clorofluorcarbonetos). O isobutano é considerado um componente de misturas alternativas

promissoras com refrigerantes hidrofluorcarbonetos não inflamáveis (MIYAMOTO; WATANABE, 2002). Desta forma, o isobutano (R-600a) é utilizado como refrigerante em frigoríficos domésticos ou em pequenos aparelhos de refrigeração comercial.

1.2.4. Alquilação

O processo de alquilação, reação orgânica de substituição, combina o isobutano com uma olefina para produzir um líquido com estabilidade de armazenamento superior e qualidade adequada à para mistura em combustíveis de aviação. A popularidade da alquilação está relacionada ao custo relativo e disponibilidade da matéria-prima (ANON, 1980). Devido a este uso primário na alquilação, o isobutano é altamente valorizado (YAN, 1983).

1.3. Produção

O isobutano é encontrado na forma gasosa em condições naturais de temperatura e pressão, sendo um isômero do butano. Um dos seus usos tecnológicos consiste em ser aplicado como fluido refrigerante sob o nome de R600a, tecnologia Greenfreeze.

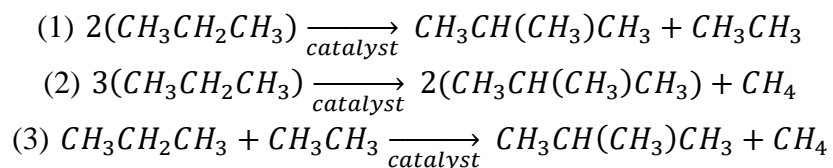
Atualmente, a sua produção é obtida por meio de dois métodos: pela destilação da fração do petróleo chamada Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) nas refinarias, e pela isomerização de catálise ácida do butano. Geralmente, deste processo é gerado uma mistura com outros compostos como butano normal, haleto de hidrogênio etc; sendo que a porcentagem de isobutano varia conforme a temperatura, pressão, tempo de reação empregado (Adriaan, 1941). Esses componentes podem ser separados por meio da destilação fracionada.

Praticamente toda a produção de isobutano é recuperada a partir da isomerização do n-butano (Martin de Simo et al, 1939). Todavia, ainda é pouco estudado e esclarecido na literatura o uso da isomerização catalítica do n-butano sob condições industriais, acarretando um desafio para a sua produção tecnológica (Congming Li, 2017). Isso se deve por causa das muitas limitações no equilíbrio termodinâmico da reação de isomerização. O butano, seja na fase líquida, seja na fase vapor, é tratado com um catalisador de um haleto de metal ácido ou de haleto de boro, a uma temperatura abaixo de 100° C, em um tempo suficiente para gerar uma conversão substancial do butano e do isobutano (Adrianus Johannes van Peski, 1937).

Uma segunda forma preferencial é no uso do haleto de alumínio e ácido clorídrico a temperaturas entre 70° C e 100° C, garantindo no sistema uma fase líquida do ácido clorídrico.

Outra rota de produção de isobutano é realizada pelo contato de uma alimentação de hidrocarboneto contendo propano com um catalisador adequado na presença de um haleto de

hidrogênio. O isobutano é formado por uma série de reações de dismutação. As principais reações ilustrativas deste processo são:



Ele é formado tanto pelo propano conforme a reação 1 e 2, como também pelo propano e etano como na reação 3.

Segundo Cho et al. (2000), um dos métodos usados para produzir isobutano com alto grau de pureza é a hidrogenação de olefinas presentes nas misturas através de uma reação catalítica, na qual as olefinas são convertidas em parafinas e, em seguida, uma corrente de isobutano/butano normal é separada usando destilação. O isobutano concentrado passa por um filtro para remoção de impurezas e, em seguida, o produto passa através de um secador. Entretanto, neste método, os custos de operação são muito altos.

2 ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO

2.1. Caso de Projeto

Este projeto visa a realização da engenharia de processos de uma planta de produção de propelentes. O objetivo da unidade é produzir ISOBUTANO, componente utilizado como propelente na indústria, em substituição dos compostos CFC (Clorofluorcarboneto).

2.2. Descrição da unidade

A Figura 1 apresenta um diagrama simplificado da planta.

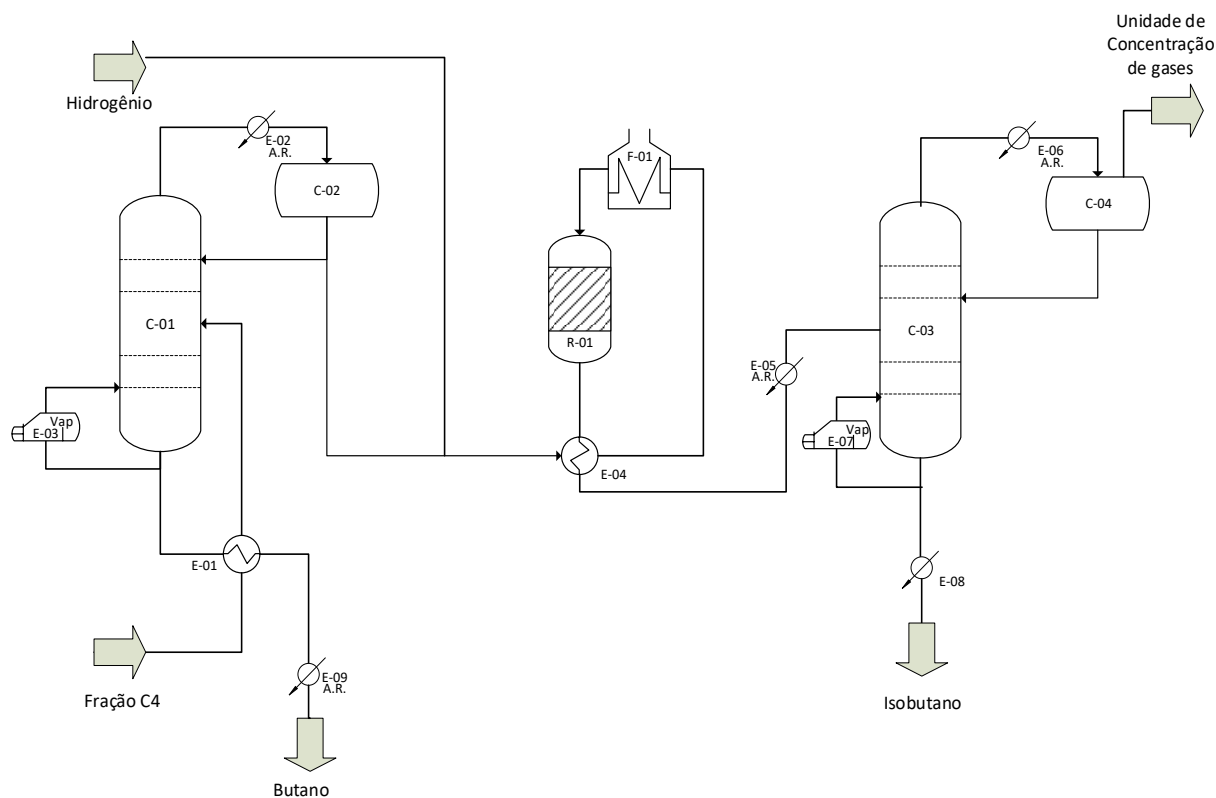


Figura 1. Diagrama simplificado do processo

A primeira etapa do processo ocorre na seção de destilação, onde a fração C₄ que percorre através do trocador E-01 é aquecida e se alimenta à coluna desisobutanizadora C-01. Os produtos adquiridos no topo desta coluna passam através do condensador E-02, onde são condensados e seguem para o acumulador de topo C-02. O líquido do acumulador é destinado em parte como refluxo de topo da coluna e o resto, constituído pelo produto isobutano, envia-se à seção de reação.

O produto de fundo da coluna C-01 é enviado em parte para formar a corrente vapor da coluna através da passagem pelo retervedor E-03 e o resto, que é o produto butano, é enviado

para armazenagem, após resfriamento no trocador E-01, trocando-se calor com a alimentação e com água no resfriador E-09.

A segunda etapa ocorre na seção de reação, onde a corrente de isobutano adquirido como produto de topo mistura-se com gás hidrogênio de aporte, antes de pré-aquecer-se no trocador E-04, carga-efluente do reator. A mistura passa através do trocador E-04 e do forno F-01, onde se alcança a temperatura de reação, após o qual é alimentada ao reator R-01.

O reator R-01 é formado por dois leitos com diferentes tipos de catalisadores em cada um deles. No primeiro leito, o catalisador é específico para as reações de hidrogenação de olefinas:

Reação feita no primeiro leito do reator R-01:

Hidrogenação, utilizando-se um catalisador sólido, onde:

- Olefina + H₂ → Parafinas (exotérmica)
- Compostos com S + H₂ → H₂S

No segundo leito do R-01 o catalisador é formado por óxido de zinco para a absorção do H₂S produzido no primeiro leito:

Dessulfuração, em um leito de ZnO, que absorve quimicamente o H₂S, eliminando-o da corrente de hidrocarbonetos.

- H₂S + ZnO → ZnS + H₂O

O isobutano produto efluente do reator R-1 é resfriado no trocador E-04, trocando-se calor diretamente com a alimentação ao reator. Em seguida, passa através do trocador E-05, onde é resfriado até a temperatura de alimentação da coluna stripper C-03. Considera-se que a reação ocorre em condições de conversão total, tanto no caso da saturação de olefinas como na dessulfuração.

Na terceira etapa ocorre na seção de stripping, onde os vapores do topo da coluna C-03 passam através do condensador com água E-6 e seguem para o acumulador de topo C-04. Os gases do acumulador são enviados à unidade de concentração de gases. O líquido do acumulador é enviado como refluxo ao topo da coluna. Uma parte do produto de fundo da coluna stripper é refluxada através do refeedor com vapor E-07 e o resto, que é o isobutano, envia-se a armazenagem após resfriamento com água no trocador E-08.

Todas as simulações deste sistema foram realizadas utilizando o software Aspen HYSYS®.

2.3. Capacidade da unidade e qualidade da alimentação

A unidade é projetada de modo a processar 30000 toneladas por ano de isobutano, sendo operada por 8000 horas ao ano.

Tabela 1. Condições em limite de bateria de entrada

Composto	Pressão (kg/cm²g)	Temperatura (°C)
Fração C₄	8,00	40,00
Propano	20,00	40,00
Hidrogênio	60,00	40,00

Tabela 2. Condições em limite de bateria de saída

Composto	Pressão (kg/cm²g)	Temperatura (°C)
Isobutano	*	40,00
Butano GLP	10,00	40,00
Gases a UCG	11,00	40,00

2.4. Critérios de projeto

Os critérios sobre o sobredimensionamento e os coeficientes de formação de crosta, estão apresentados na tabela 3.

Tabela 3. Critérios gerais de projeto.

Sobredimensionamento	
Bombas de cargas e produtos	110%
Bombas de refluxo de coluna	120%
Trocadores de calor	110%
Colunas de fracionamento (hidráulica)	120%
Coefficiente de formação de crosta (hm² °C/kcal)	
Hidrocarbonetos	0,0003
Vapor de água e água de caldeiras	0,0001
Água de refrigeração	0,0004

2.5. Serviços Auxiliares

Os custos de serviços auxiliares estão presentes na tabela 4 abaixo:

Tabela 4. Critérios gerais de projeto.

Serviço	Custo
Vapor de alta pressão	R\$ 41,62 / ton
Vapor de média pressão	R\$ 35,41 / ton
Vapor de baixa pressão	R\$ 29,20 / ton

Serviço	Custo
Eletricidade	R\$ 0,189 / kWh
Água de refrigeração (circulante)	R\$ 0,135 / m ³
Água fresca de aporte	R\$ 2,16 / ton
Ar de instrumentos	R\$ 0,036 / Nm ³
Água de caldeiras	R\$ 5,80 / ton
Condensado	R\$ 5,4 / ton
Água de processo	R\$ 2,97 / ton
Fuel-gás (poder calorífico inferior 11.000 kcal/kg)	R\$ 360,00/ton
CO ₂ (emissão de 55 kg CO ₂ /GJ)	R\$ 67,50/ton

2.6. Sistemas de unidades

A tabela 5 apresenta o sistema de unidades utilizado no projeto.

Tabela 5. Sistema de unidades.

Propriedade	Unidade
Temperatura	°C
Pressão	kg/cm ² g
Vácuo	mmHg
Peso (massa)	kg
Volume, líquidos	m ³
Volume, gases	m ³ (nas condições de fluxo e/ou a 0 °C e 1 atmosfera)
Vazão, líquidos	m ³ /h (a 15°C)
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
Viscosidade	cP
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. Torres de Destilação

3.1.1. Colunas de Destilação C-01 e C-03

A destilação é uma operação unitária amplamente utilizada, sobretudo nas indústrias petroquímicas, que tem por objetivo separar os componentes de uma mistura, baseando-se na diferença de volatilidade existente entre eles. No entanto, quando comparada a outros processos de separação, esta técnica apresenta uma eficiência termodinâmica baixa o que, conseqüentemente, eleva o seu consumo de energia. Industrialmente, a sua vasta utilização é justificada pelas altas taxas de obtenção dos produtos (GOUVÊA, 1999). Sendo assim, o projeto de uma coluna de destilação deve promover não somente melhorias no rendimento do processo, mas também a redução de gastos energéticos.

Com o objetivo de promover maior contato interfásico e, por conseguinte, uma separação mais eficiente, internamente, a coluna de destilação pode conter pratos ou bandejas com diferentes configurações. Os pratos valvulados, adotados neste projeto, apresentam furos sobre os quais são montadas válvulas, cuja abertura varia com o fluxo de vapor ascendente, fazendo com que este se mova horizontalmente em direção ao líquido, possibilitando uma melhor mistura e diminuindo os riscos de vazamento de líquidos. Seu uso é bastante difundido devido ao seu baixo custo e alto rendimento (SILVA, 2015, GONÇALVES, 2003). Além disso, um parâmetro fundamental no projeto de colunas de destilação é a eficiência de pratos, dado que este fator é uma relação entre o número de estágios teóricos e o número de pratos reais (DOMINGUES, 2005). Neste trabalho, foi considerada uma eficiência de 0,8 para cada prato.

Para auxiliar a operação de destilação, uma bomba de refluxo, dois trocadores de calor (um condensador e um refeedor) e um tanque pulmão – que irá receber o destilado – estão associados à coluna, com formato de um tubo cilíndrico vertical (FERREIRA et al., 2018). Durante a escolha do material que será utilizado na construção de uma coluna de destilação, deve-se considerar se a mistura a ser separada contém substâncias corrosivas e se o processo ocorre em condições de altas pressões e temperaturas (SILVA, 2015). Devido a sua ampla utilização e propriedades anticorrosivas, o material escolhido neste projeto foi o aço carbono.

A alimentação – corrente que contém a mistura que se deseja separar – é inserida, normalmente, em um prato intermediário da coluna e a divide em duas seções. Acima deste ponto, na parte superior ou zona de retificação, extrai-se o produto de topo (destilado), que sai do condensador juntamente com o refluxo. O refluxo é fundamental para regular a operação da

coluna, uma vez que permite a existência de uma corrente líquida ao longo da mesma, além daquela fração que é introduzida na alimentação. Na parte inferior ou zona de esgotamento, o componente mais volátil é recuperado como produto de fundo (resíduo). É importante destacar que na parte superior da coluna, a vazão de vapor ascendente é maior que a do líquido descendente, uma vez que o vapor condensado produz tanto o refluxo quanto o destilado. Por razões semelhantes, na parte inferior, a vazão de líquido descendente supera a de vapor ascendente. (SCHETTERT, 2012).

A vazão de vapor ascendente é um parâmetro que afeta diretamente a determinação do diâmetro da coluna. Isto porque vazões de vapor muito elevadas podem ocasionar o arraste excessivo da fase líquida ou causar a inundação da coluna. De modo consequente, haverá um aumento na queda de pressão do sistema prejudicando o controle da torre (SOUZA; ALVARES, 2013). Portanto, no dimensionamento do diâmetro, deve-se primeiramente identificar o prato em que se encontra a maior vazão de vapor ascendente.

A partir da identificação do prato com maior vazão de vapor, as densidades mássicas das duas fases em equilíbrio são obtidas e, então, a velocidade limite ou velocidade máxima de vapor, v_{lim} em (m/s), pode ser calculada utilizando a equação de York.

$$v_{lim} = \left(0,23 \sqrt{\frac{\rho_{líq} - \rho_{vap}}{\rho_{vap}}} \right) \cdot \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \quad (1)$$

Com a vazão máxima de vapor identificada e a velocidade limite obtida pela Equação 1, a área mínima para a seção transversal ($S_{mín}$) é calculada, conforme mostrado a seguir.

$$S_{mín} = \frac{Q_{máx}^{vap}}{v_{lim}} \quad (2)$$

Considerando que a seção transversal é circular, o diâmetro mínimo da coluna, pode ser encontrado com a Equação 3 dada abaixo.

$$D_{mín} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{mín}}{\pi}} \quad (3)$$

Por questões de segurança, recomenda-se que seja incluído no cálculo da altura total da torre, um espaçamento no fundo da coluna que acomode certo volume de líquido nos casos de derramamento. Este volume é calculado a partir da vazão volumétrica da corrente de saída no fundo da torre e do tempo de residência adotado, que neste projeto é de 15 minutos.

$$V_{fundo} = B \cdot t_R \quad (4)$$

Onde t_R é o tempo de residência e B é a vazão da corrente de saída no fundo da coluna, sendo composta pela soma das correntes de resíduo e a corrente que segue em direção ao refeedor.

Com o volume de fundo, a área da seção transversal e o diâmetro da torre calculados anteriormente, pode-se determinar a altura de fundo necessária para comportar o líquido acumulado nos casos de falha do sistema.

$$h_{fundo} = \frac{4 \cdot V_{fundo}}{\pi D^2} \quad (5)$$

Assim, considerando um espaçamento de 0,46 m entre os pratos – com exceção do prato de alimentação que possui um espaço maior de 0,61 m – e o espaçamentos de 0,91 m para acomodar os refluxos de topo e de fundo, tem-se a altura básica da torre:

$$H_{torre} = (N_{pratos} - 2) \cdot 0,46 + 2 \cdot 0,91 + 0,61 \quad (6)$$

Desta forma, para calcular a altura total da torre, soma-se a altura de fundo necessária para comportar o acúmulo de líquido, em caso de falha, e a altura básica da torre.

$$H_{total} = h_{fundo} + H_{torre} \quad (7)$$

Para calcular a espessura da coluna, primeiramente, é necessário conhecer a pressão de desenho do projeto (P_D). Para determiná-la, deve-se comparar o valor da pressão no fundo da coluna (ou seja, no último prato) com a pressão mínima permitida de 3,5 kg/cm²g. Feito isto, deve-se adotar aquela com maior valor. No caso deste projeto, verifica-se que o valor para a pressão de fundo é de 6,719 kg/cm²g, sendo este valor, portanto, adotado como a pressão de desenho.

Sabendo-se que a torre é construída a partir de aço carbono e que os fluidos de trabalho não são corrosivos, considera-se que a sobre-espessura de corrosão (CA) seja igual a 3 mm. Assim, a espessura da coluna, em mm, pode ser encontrada utilizando a Equação 8 a seguir.

$$e_{coluna} = \frac{P_D \cdot \frac{D}{2} \cdot 1000}{S_t \cdot E - 0,6 \cdot P_D} + CA \quad (8)$$

Em que P_D é a pressão de desenho, D é o diâmetro da torre, E é uma constante igual a 0,85 e S_t é um parâmetro relacionado ao limite de resistência à tração do aço carbono com valor igual a 1055.

Com os valores obtidos para a espessura, a altura total e o diâmetro da torre, pode-se calcular o peso do material utilizado na sua construção, em kg. Além disso, o cálculo do peso também depende do fator de complexidade X , que vale 2 para casos simples e 4 para casos complexos. No caso de uma coluna de destilação, assume-se que este fator seja igual a 4.

$$W_{torre} = 24,6. D. (H_{total} + 0,8. D). (e + X) \quad (9)$$

O custo de material da torre, dado em dólares de 2006, é calculado a partir de seu peso, segundo a Equação 10 a seguir.

$$C_{torre}(US\$2006) = -2500 + 200. W^{0,6} \quad (10)$$

Enquanto que o custo dos pratos deve ser calculado separadamente, considerando que os pratos são valvulados, conforme a equação abaixo.

$$C_{pratos}(US\$2006) = N_{pratos}. (130 + 146. D^2) \quad (11)$$

Assim, o custo do imobilizado total é calculado multiplicando a soma dos custos de fabricação da torre e dos pratos pelo fator de Lang (4,74), dado que esta é uma operação com fluidos. Este fator abrange de forma aproximada os custos de construção, instalação, operação e segurança.

$$I (US\$2006) = 4,74. (C_{torre} + C_{pratos}) \quad (12)$$

Em seguida, todos os custos calculados em dólar de 2006 foram corrigidos para o ano de 2016, considerando os índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) de 2006 e 2016, cujos valores são de 499,6 e 541,7, respectivamente.

$$I(US\$2016) = I(US\$2006) \frac{CEPCI2016}{CEPCI2006} \quad (13)$$

Por fim, uma conversão monetária de dólar para real foi realizada, de acordo com a cotação do real em 2016, para que todos os custos possam ser comparados juntamente com os gastos de serviços auxiliares – que foram cotados nesta mesma unidade.

$$I(R\$2016) = I(US\$2016). 3,2 \left(\frac{US\$}{R\$} \right) \quad (14)$$

Uma vez que no projeto de uma coluna de destilação buscam-se as melhores condições de eficiência e redução de custos, foram simulados diferentes casos, considerando a coluna C-01 desde 50 até 400 pratos e a coluna C-02 de 15 a 90 pratos, através do software Aspen HYSYS com o intuito de identificar o número de pratos que demandasse o menor investimento.

Para avaliação do ótimo econômico, devem ser considerados, além do custo da torre, os custos referentes ao projeto dos trocadores de calor, do recipiente pulmão e da bomba de refluxo, bem como os serviços auxiliares vinculados ao processo de destilação – gastos com eletricidade, água de refrigeração e vapor de aquecimento.

Encontram-se dispostos nas tabelas a seguir, todos os dados obtidos ao longo desta análise para as duas colunas de destilação C-01 e C-03, conforme foram identificadas no diagrama mecânico do processo apresentado na Figura 1.

Tabela 6. Dados para o cálculo da velocidade limite, seção mínima, diâmetro mínimo, altura de fundo, altura total, espessura e peso da coluna C-01.

Número de pratos	Vazão máxima de vapor (m ³ /h)	Densidade do vapor (kg/m ³)	Densidade do líquido (kg/m ³)	Velocidade limite (m/s)	Seção mínima (m ²)	Diâmetro mínimo (m)	Altura de fundo (m)	Altura total da torre (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)
50	6797	18,04	516,5	0,3685	5,124	2,554	13,020	37,530	12,612	41.304,47
75	3420	17,97	516,7	0,3693	2,572	1,810	15,012	51,022	9,810	32.260,21
100	3019	17,94	516,8	0,3697	2,268	1,699	15,545	63,055	9,396	36.075,44
125	2894	17,93	516,9	0,3698	2,174	1,664	15,740	74,750	8,755	39.715,82
139	2863	17,95	516,9	0,3696	2,152	1,655	15,786	81,236	8,726	42.780,81
140	2862	17,95	516,9	0,3696	2,151	1,655	15,779	81,689	8,725	43.004,39
141	2860	17,94	516,9	0,3697	2,149	1,654	15,795	82,165	9,225	44.926,01
145	2855	17,94	516,9	0,3697	2,145	1,653	15,799	84,009	8,717	44.117,65
150	2850	17,94	516,9	0,3697	2,141	1,651	15,803	86,313	8,712	45.250,93
155	2844	17,92	516,9	0,3699	2,136	1,649	15,822	88,632	8,705	46.357,21
160	2841	17,94	516,9	0,3697	2,134	1,649	15,807	90,917	8,703	47.517,74
165	2837	17,94	516,9	0,3697	2,131	1,647	15,817	93,227	8,699	48.657,93
170	2835	17,94	517,0	0,3697	2,130	1,647	15,818	95,528	8,697	49.812,80
175	2832	17,93	517,0	0,3699	2,127	1,646	15,828	97,838	8,693	50.950,53
200	2824	17,93	517,0	0,3699	2,121	1,643	15,837	109,347	8,685	56.747,35
225	2819	17,91	517,0	0,3701	2,116	1,641	15,863	120,873	8,678	62.550,28
250	2817	17,92	517,0	0,3700	2,115	1,641	15,858	132,368	8,677	68.413,83
275	2816	17,92	517,0	0,3700	2,114	1,641	15,851	143,861	8,676	74.276,82
300	2816	17,92	517,0	0,3700	2,114	1,641	15,851	155,361	8,676	80.160,68
400	2815	17,91	517,0	0,3701	2,113	1,640	15,862	201,372	8,674	103.652,78

Tabela 7. Dados referentes ao custo e imobilizado da coluna C-01.

Número de pratos	Custo da coluna C-01 (US\$2006)	Custo dos pratos (US\$2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
50	134.908,82	54.122,05	896.006,29	3.108.833,37
75	116.261,67	45.612,98	767.285,82	2.662.217,63
100	124.354,09	55.169,91	850.943,75	2.952.481,84
125	131.761,81	66.760,21	940.994,36	3.264.926,48
139	137.790,19	73.667,79	1.002.310,84	3.477.673,54
140	138.223,07	74.178,22	1.006.782,08	3.493.187,19
141	141.907,10	74.652,40	1.026.492,03	3.561.573,93
145	140.365,19	76.668,94	1.028.741,79	3.569.379,84
150	142.523,73	79.207,95	1.051.008,15	3.646.636,43
155	144.610,08	81.682,76	1.072.628,08	3.721.650,18
160	146.777,47	84.287,36	1.095.247,27	3.800.130,95
165	148.886,31	86.829,16	1.117.291,31	3.876.616,20
170	151.002,28	89.406,11	1.139.535,77	3.953.796,81
175	153.067,72	91.942,40	1.161.347,97	4.029.477,62
200	163.317,54	104.853,65	1.271.131,40	4.410.388,34
225	173.166,29	117.752,11	1.378.953,22	4.784.492,94
250	182.753,06	130.794,33	1.486.214,62	5.156.653,07
275	192.015,40	143.835,38	1.591.932,67	5.523.458,30
300	201.020,97	156.911,32	1.696.599,04	5.886.614,56
400	234.604,62	209.113,83	2.103.225,47	7.297.468,28

Tabela 8. Dados para o cálculo da velocidade limite, seção mínima, diâmetro mínimo, altura de fundo, altura total, espessura e peso da coluna C-03.

Número de Pratos	Vazão máxima de vapor(m ³ /h)	Densidade do vapor (kg/m ³)	Densidade do líquido (kg/m ³)	Velocidade limite (m/s)	Seção mínima (m ²)	Diâmetro mínimo (m)	Altura de fundo (m)	Altura total da torre (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)
15	571,5	86,39	385,7	0,1305	1,216	1,244	30,117	38,527	21,578	30.950,62
30	143,6	69,94	408,1	0,1541	0,259	0,574	46,761	62,071	11,568	13.745,66
40	135,1	68,59	409,9	0,1564	0,240	0,553	48,505	68,415	11,251	14.279,70
45	127,7	68,34	410,4	0,1568	0,227	0,537	49,466	71,676	11,010	14.287,57
50	126,2	68,36	410,5	0,1568	0,223	0,533	49,673	74,183	10,963	14.650,72
55	124,5	68,32	410,6	0,1569	0,220	0,530	49,786	76,596	10,907	14.962,12
59	124,9	66,79	402,6	0,1572	0,221	0,530	49,749	78,399	10,913	15.329,16
60	122,7	67,73	411,3	0,1579	0,216	0,524	50,310	79,420	10,825	15.265,44
61	124,8	66,76	402,6	0,1572	0,220	0,530	49,757	79,327	10,909	15.496,87
65	122,6	66,94	403,3	0,1571	0,217	0,525	50,113	81,523	10,841	15.714,73
70	121,7	68,2	410,8	0,1571	0,215	0,523	50,117	83,827	10,812	16.067,17
75	121,3	68,29	410,7	0,1570	0,215	0,523	50,143	86,153	10,803	16.481,05
90	120,7	68,19	410,8	0,1571	0,213	0,521	50,268	93,178	10,780	17.737,03
105	120,5	68,15	410,9	0,157	0,213	0,521	50,318	100,128	10,772	19.022,66
120	120,5	68,12	410,9	0,157	0,213	0,520	50,309	107,019	10,771	20.322,30
135	120,4	68,09	410,9	0,157	0,213	0,520	50,338	113,948	10,766	21.614,91
150	120,5	68,13	410,9	0,157	0,213	0,521	50,293	120,803	10,771	22.931,16

Tabela 9. Dados referentes ao custo e imobilizado da coluna C-03.

Número de pratos	Custo da coluna C-03 (US\$2006)	Custo dos pratos (US\$2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15	113.396,65	5.342,32	562.822,68	1.952.800,95
30	69.524,15	5.343,10	354.870,75	1.231.279,32
40	71.141,71	6.984,39	370.317,69	1.284.874,91
45	71.165,37	7.741,94	374.020,64	1.297.722,86
50	72.251,27	8.577,52	383.128,48	1.329.323,92
55	73.173,89	9.403,37	391.416,23	1.358.079,55
59	74.251,55	10.090,70	399.782,27	1.387.106,85
60	74.065,21	10.207,67	399.453,44	1.385.965,92
61	74.740,54	10.430,08	403.708,73	1.400.730,30
65	75.372,56	11.068,56	409.730,89	1.421.625,13
70	76.387,67	11.899,66	418.481,95	1.451.988,29
75	77.568,43	12.742,58	428.074,15	1.485.269,92
90	81.081,00	15.269,67	456.702,18	1.584.599,32
105	84.574,87	17.805,64	485.283,65	1.683.767,20
120	88.012,06	20.348,05	513.626,92	1.782.108,59
135	91.344,48	22.885,72	541.451,13	1.878.649,01
150	94.656,85	25.435,59	569.238,17	1.975.060,47

3.1.2. Recipientes acumuladores C-02 e C-04

A corrente de produto de topo, que deixa a coluna, passa pelo condensador e segue para o tanque pulmão. O objetivo deste recipiente acumulador é evitar que ocorram oscilações de vazão nos equipamentos que se sucedem ao longo do processo e, ainda, garantir a vazão de refluxo para a coluna em casos de falha do sistema, durante o tempo de residência especificado (FERNANDES, 2011, FERREIRA et al., 2018).

Para o projeto do tanque pulmão, inicialmente, é preciso calcular a vazão total de saída deste vaso acumulador somando-se as vazões volumétricas de refluxo e de destilado:

$$Q_{total} = Q_{Destilado} + Q_{Refluxo} \quad (15)$$

Então, o volume útil do equipamento é calculado levando-se em conta o tempo de residência de 15 minutos (estimativa conservadora), de modo a garantir um bom controle e operação de unidades que sucedem o recipiente.

$$V_{útil} = Q_{total} \cdot t \quad (16)$$

Em condições normais de operação, é suposto que o líquido ocupe somente metade da capacidade do tanque, portanto, o volume real é calculado pela equação a seguir.

$$V_{real} = \frac{V_{\acute{u}til}}{0,5} \quad (17)$$

Uma vez que o recipiente possui formato cilíndrico, o diâmetro pode ser, então, calculado de acordo com a equação dada abaixo.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{real}}{\pi \cdot (L/D)}} \quad (18)$$

A relação entre o comprimento e o diâmetro varia de 2 a 5 para recipientes acumuladores. Neste projeto, define-se que razão L/D é igual a 5, uma vez que para valores muito pequenos o custo desses equipamentos torna-se alto. Desta forma, o comprimento do pulmão pode ser obtido conforme mostrado na equação a seguir.

$$L = 5 \cdot D \quad (19)$$

A espessura do recipiente é calculada utilizando-se a mesma equação (8) que foi empregada para a coluna de destilação, conforme mostrado a seguir.

$$e_{pulm\tilde{a}o} = \frac{P_D \frac{D}{2} 1000}{S_t E - 0,6 \cdot P_D} + CA \quad (20)$$

Sendo, novamente, P_D a pressão de desenho, D o diâmetro do pulmão, CA a sobre-espessura de corrosão considerada igual a 3 mm, S_t e E constantes com valores iguais a 1055 e 0,85, respectivamente.

Para o cálculo do peso do equipamento, utilizou-se a fórmula já empregada para torre:

$$W = 24,6D(L + 0,8 \cdot D)(e_{pulm\tilde{a}o} + X) \quad (21)$$

Em que D é o diâmetro, L o comprimento anteriormente calculado para o pulmão, e a espessura e X o fator de complexidade igual a 2, para este caso.

Por fim, o custo do recipiente pulmão pode ser estimado por meio da fórmula:

$$C = -2500 + 200W^{0,6} \quad (22)$$

Semelhantemente ao cálculo feito para a coluna de destilação, o investimento para o recipiente pulmão foi estimado multiplicando-se o valor de seu custo pelo fator de Lang (4,74) e os mesmos índices CEPCI (2016/2006), bem como a cotação do dólar para o ano de 2016, foram utilizados para calcular o imobilizado do pulmão.

As tabelas abaixo apresentam os resultados obtidos durante todo o cálculo de projeto e dimensionamento dos recipientes C-02 e C-04.

Tabela 10. Dados obtidos para o dimensionamento do pulmão C-02 associado à coluna C-01.

Número de pratos	Vazão de destilado (m ³ /h)	Vazão de refluxo (m ³ /h)	Volume real (m ³)	Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)
50	7,223	205,60	70,941	2,624	13,119	12,874	14.611,37
75	7,694	119,60	42,431	2,211	11,054	11,320	9.288,35
100	7,693	106,40	38,031	2,131	10,658	11,021	8.441,27
125	7,691	90,42	32,704	2,027	10,135	10,628	7.402,62
139	7,690	85,36	31,017	1,991	9,957	10,494	7.070,27
140	7,689	85,18	30,956	1,990	9,951	10,490	7.058,35
141	7,690	85,27	30,987	1,991	9,954	10,492	7.064,35
145	7,689	84,96	30,883	1,989	9,943	10,484	7.043,86
150	7,689	84,84	30,843	1,988	9,939	10,480	7.035,96
155	7,689	84,61	30,783	1,986	9,932	10,476	7.024,10
160	7,689	84,66	30,716	1,985	9,925	10,470	7.010,92
165	7,689	84,64	30,693	1,984	9,923	10,468	7.006,30
170	7,689	84,46	30,673	1,984	9,920	10,467	7.002,35
175	7,689	84,39	30,640	1,983	9,917	10,464	6.995,75
200	7,689	83,94	30,543	1,981	9,906	10,456	6.976,63
225	7,689	83,79	30,493	1,980	9,901	10,452	6.966,74
250	7,689	83,7	30,463	1,980	9,898	10,450	6.960,80
275	7,689	83,65	30,446	1,979	9,896	10,448	6.957,50
300	7,689	83,62	30,436	1,979	9,895	10,447	6.955,52
400	7,689	83,57	30,420	1,979	9,893	10,446	6.952,22

Tabela 11. Custo e imobilizado do pulmão C-02 associado à coluna C-01.

Número de pratos	Custo do pulmão (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$ 2006)	Imobilizado (R\$ 2016)
50	60.573,16	287.116,76	1.012.534,85
75	45.561,05	215.959,37	761.593,94
100	42.881,05	203.256,17	716.795,35
125	39.443,18	186.960,68	659.328,30
139	38.302,97	640.268,62	214.581,20
140	38.261,68	639.578,47	214.404,93
141	38.282,44	639.925,53	214.504,67
145	38.211,45	638.738,79	214.218,56
150	38.184,09	638.280,40	214.134,02
155	38.142,86	637.592,33	213.987,79
160	38.097,09	636.827,09	213.820,78
165	38.081,05	636.559,08	213.786,27
170	38.067,31	636.329,29	213.761,65
175	38.044,38	635.946,15	213.695,84
200	37.977,85	634.833,98	213.576,46
225	37.943,40	634.258,09	213.595,23
250	37.922,72	633.912,36	213.668,84
275	37.911,22	633.720,22	213.780,00
300	379.04,32	633.604,91	213.906,44
400	378.92,83	633.412,70	214.453,13

Tabela 12. Dados obtidos para o dimensionamento do pulmão C-04 associado à coluna C-03.

Número de Pratos	Vazão de destilado (m ³ /h)	Vazão de refluxo (m ³ /h)	Volume real (m ³)	Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)
15	21,47	54,85	25,44	1,864	9,321	10,015	5.957,57
30	21,46	12,78	11,41	1,427	7,135	8,370	3.013,44
40	21,46	11,93	11,13	1,415	7,076	8,326	2.950,55
45	21,46	11,19	10,88	1,405	7,023	8,286	2.895,64
50	21,46	10,99	10,82	1,402	7,009	8,275	2.880,77
55	21,46	10,77	10,74	1,399	6,993	8,263	2.864,40
59	21,46	10,78	10,75	1,399	6,994	8,264	2.865,14
60	21,45	10,62	10,69	1,396	6,981	8,255	2.852,49
61	21,45	10,77	10,74	1,398	6,992	8,263	2.863,66
65	21,46	10,57	10,68	1,396	6,978	8,252	2.849,51
70	21,45	10,46	10,64	1,394	6,970	8,246	2.840,56
75	21,45	10,45	10,63	1,394	6,969	8,245	2.839,82
90	21,45	10,39	10,61	1,393	6,965	8,242	2.835,35
105	21,45	10,37	10,61	1,393	6,963	8,241	2.833,85
120	21,44	10,32	10,59	1,392	6,959	8,238	2.829,38
135	21,45	10,33	10,59	1,392	6,960	8,239	2.830,87
150	21,44	10,31	10,58	1,392	6,958	8,237	2.828,63

Tabela 13. Custo e imobilizado do pulmão C-04 associado à coluna C-03

Número de pratos	Custo do pulmão (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15	34.318,95	162.671,81	573.672,09
30	21.960,62	104.093,36	367.091,61
40	21.653,06	102.635,50	361.950,39
45	21.382,33	101.352,24	357.424,87
50	21.308,67	101.003,10	356.193,61
55	21.227,40	100.617,89	354.835,14
59	21.231,10	100.635,42	354.896,98
60	21.168,14	100.336,97	353.844,46
61	21.223,70	100.600,35	354.773,29
65	21.153,30	100.266,64	353.596,43
70	21.108,73	100.055,40	352.851,49
75	21.105,02	100.037,78	352.789,35
90	21.082,70	99.932,00	352.416,33
105	21.075,26	99.896,72	352.291,92
120	21.052,92	99.790,83	351.918,47
135	21.060,37	99.826,14	352.042,99
150	21.049,19	99.773,17	351.856,19

3.1.3. Trocadores de calor associados às colunas de destilação

A fim de se obter a otimização das colunas C-01 e C-02, foram calculados os custos referentes aos condensadores e refeedores, constituintes dessas torres, bem como gastos com os serviços auxiliares pertencentes a esses trocadores. Conforme é mostrado a seguir, para a torre 1, calculou-se os custos envolvidos no projeto dos trocadores E-02 e E-03. Já para a torre 2, foi realizado um estudo referente aos trocadores E-06 e E-07.

3.1.3.1. Condensadores E-02 e E-06

Condensadores são utilizados para trocar calor no topo da coluna e, conseqüentemente, produzir uma corrente líquida, que irá ser destinada ao tanque pulmão, responsável por garantir a razão de refluxo necessária ao processo (SOUZA, 2013).

Os condensadores geralmente são tubulares contendo certo número de tubos internos utilizados para a passagem do fluido de resfriamento, responsável pela transferência de calor e condensação da corrente quente (SILVA, 2015). Os fluidos de resfriamento comumente utilizados para realizar essa tarefa são a água e o ar, podendo ainda ser empregado diversos tipos de substâncias, dependendo das condições do processo (SILVA, 2015).

O tipo de condensador utilizado no processo é o trocador casco e tubo. Esse tipo de trocador é amplamente utilizado no aquecimento, resfriamento, evaporação e condensação de fluidos. Trocadores deste tipo têm muitas aplicações nas indústrias de geração de energia, química, farmacêutica e óleo e gás (SOUZA, 2013). Nesse tipo de equipamento, um dos fluidos de trabalho escoam pelo casco e o outro fluido, pelos tubos do feixe e a troca térmica é realizada através das paredes dos tubos (SOUZA, 2013).

Durante a operação da coluna de destilação, o produto de topo flui pelo casco e a água de resfriamento flui pelos tubos. No resfriamento de hidrocarbonetos, a água de resfriamento é alocada nos tubos. Se a água escoar pelo casco, os lados internos e externos aos tubos se tornam sujeitos à corrosão. Dessa forma, alocar a água nos tubos é uma forma de evitar que os tubos e o casco sejam corroídos. Outro fator que influencia na escolha da água como fluido que escoar pelos tubos do trocador é devido ao fato desse fluido possuir maior tendência à incrustação (SOUZA, 2013). Como é mais fácil limpar o interior dos tubos que o exterior, o fluido com maior fator de depósito deve ser alocado nos tubos (SOUZA, 2013).

Conforme dito anteriormente, o custo dos trocadores de calor envolvidos no processo de destilação faz parte da avaliação do número ótimo de estágios para as colunas C-01 e C-03.

Uma vez que estes equipamentos requerem um investimento muito alto, avaliou-se o custo de cada um deles para as diferentes configurações das duas colunas simuladas. Posteriormente, na seção de trocadores, estes equipamentos serão mais bem especificados em relação a sua respectiva função e tipo.

A área de troca térmica é utilizada para o projeto e avaliação econômica dos trocadores. Esta pode ser encontrada pela equação de projeto de trocadores de calor mostrada a seguir.

$$A_{\min} = \frac{Q}{F \cdot U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (23)$$

O coeficiente global de troca térmica (U) é estimado a partir dos coeficientes de convecção dos fluidos frio e quente (h_{frio} e h_{quente}) e dos coeficientes de formação de crosta dos fluidos (r_{quente} e r_{frio}). Esses dados podem ser encontrados por meio de pesquisa bibliográfica para os fluidos envolvidos. A equação é mostrada na equação (24). Coeficientes de troca convectivos para os fluidos envolvidos no projeto da planta encontram-se na Tabela X.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{frio}}} + \frac{1}{h_{\text{quente}}} + r_{\text{frio}} + r_{\text{quente}} \quad (24)$$

Tabela 14. Coeficientes de troca convectivos para os fluidos envolvidos.

Fluido	Valores aproximados de h (kcal/h.m ² .°C)
Água sem mudança de fase	1400-10000
Água condensando	4900 - 15000
Hidrocarbonetos leves condensando	950-1950
Hidrocarbonetos sem mudança de fase	50 - 600
Hidrocarbonetos leves evaporando	740 - 1450

A diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}) é definida pela equação c a seguir.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (25)$$

Onde $\Delta T_1 = T_{\text{quente,entrada}} - T_{\text{frio,saída}}$ e $\Delta T_2 = T_{\text{quente,saída}} - T_{\text{frio,entrada}}$

O fator de correção Ft depende da geometria do trocador de calor, além das temperaturas de entrada e saída dos fluidos envolvidos. Este parâmetro pode ser encontrado graficamente a partir de duas razões de temperatura P e R definidas pelas equações (26) e (27) (ÇENGEL; GHAJAR, 2009). Os gráficos do fator de correção para os trocadores comuns tipo casco e tubo encontram-se nas Figuras 2 e 3.

$$P = \frac{T_{\text{tubo,saída}} - T_{\text{tubo,entrada}}}{T_{\text{casco,entrada}} - T_{\text{tubo,entrada}}} \quad (26)$$

$$R = \frac{T_{casco,entrada} - T_{casco,sáida}}{T_{tubo,sáida} - T_{tubo,entrada}} \quad (27)$$

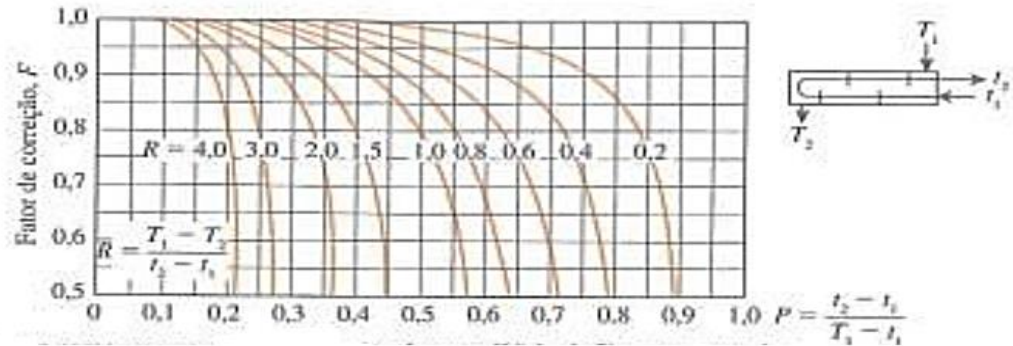


Figura 2. Gráfico do fator de correção para um passe no casco e múltiplos de 2 passes nos tubos (ÇENGEL; GHAJAR, 2009 apud DE BOWMAN; MUELLER; NAGLE, 1940).

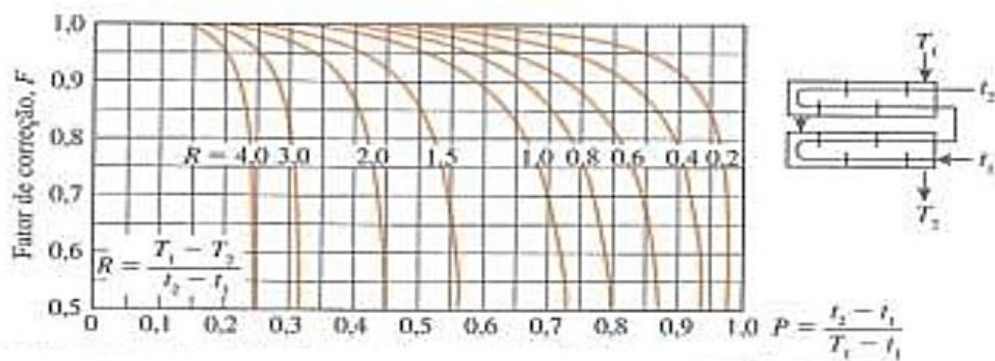


Figura 3. Gráfico do fator de correção para um passe no casco e múltiplos de 4 passes nos tubos. (ÇENGEL; GHAJAR, 2009 apud DE BOWMAN; MUELLER; NAGLE, 1940).

Assim, o custo para o condensador pode, então, ser calculado conforme mostrado na equação 28 a seguir.

$$C_{condensador} = 11.000 + 115A^{1,0} \quad (28)$$

De maneira semelhante ao cálculo feito para a coluna de destilação, o investimento para o condensador foi encontrado multiplicando-se o valor de seu custo pelo fator de Lang (4,74) e os mesmos índices CEPCI (2016/2006), bem como a cotação do real para o ano de 2016, foram utilizados para calcular o imobilizado deste equipamento.

Tabela 15. Custo e imobilizado do condensador E-02 associado à coluna C-01

Número de pratos	Custo do condensador E-02 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$ 2006)	Imobilizado (R\$ 2016)
50	167.504,58	793.971,72	2.754.808,52
75	92.649,66	439.159,40	1.523.731,92
100	83.103,67	393.911,39	1.366.736,91
125	80.176,54	380.036,80	1.318.596,85
139	79.497,03	376.815,90	1.307.421,44
140	79.385,19	376.285,79	1.305.582,14
141	79.423,84	376.469,02	1.306.217,90
145	79.220,45	375.504,92	1.302.872,81
150	79.112,83	374.994,80	1.301.102,85
155	78.966,47	374.301,05	1.298.695,77
160	78.854,36	373.769,67	1.296.852,07
165	78.783,51	373.433,86	1.295.686,92
170	78.728,63	373.173,70	1.294.784,27
175	78.655,45	372.826,83	1.293.580,73
200	78.435,91	371.786,20	1.289.970,11
225	78.326,14	371.265,88	1.288.164,80
250	78.271,25	371.005,73	1.287.262,14
275	78.234,66	370.832,29	1.286.660,37
300	78.216,36	370.745,57	1.286.359,49
400	78.179,77	370.572,13	1.285.757,72

Tabela 16. Custo e imobilizado do condensador E-06 associado à coluna C-03.

Número de pratos	Custo do condensador E-06 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15	29.508,66	139.871,06	485.304,44
30	15.396,96	72.981,59	253.220,98
40	15.103,93	71.592,64	248.401,80
45	14.891,73	70.586,82	244.911,97
50	14.810,52	70.201,87	243.576,32
55	14.743,42	69.883,82	242.472,81
59	14.748,38	69.907,30	242.554,26
60	14.718,10	69.763,80	242.056,37
61	14.742,43	69.879,13	242.456,52
65	14.684,20	69.603,11	241.498,84
70	14.648,56	69.434,18	240.912,70
75	14.666,46	69.519,03	241.207,09
90	14.648,66	69.434,64	240.914,30
105	14.641,18	69.399,18	240.791,27
120	14.611,01	69.256,19	240.295,13
135	14.607,91	69.241,47	240.244,08
150	14.611,01	69.256,19	240.295,13

3.1.3.2. Refervedores E-03 e E-07

O refervedor tem o papel de fornecer calor para aquecer a corrente líquida proveniente da base da coluna e vaporizá-la. Assim como os condensadores, o refervedor também é considerado um trocador de calor, no qual, o líquido da base da coluna sofre vaporização total ou parcial ao ser aquecido pelo vapor contido no equipamento (SILVA, 2015). Quando o líquido é parcialmente vaporizado, uma mistura de líquido e vapor é formada, o que geralmente é considerado como um estágio ideal da coluna (SILVA, 2015).

O vapor gerado pelo refervedor que retorna para a base da coluna é chamado de *boilup*. Assim como a vazão de alimentação, refluxo e vazão das correntes de produto, o *boilup* também é um parâmetro fundamental para o ajuste na operação da coluna de destilação, sendo diretamente relacionado pela taxa de adição de calor ao refervedor (LUYBEN, 1990).

Semelhantemente ao projeto do condensador, o custo dos refervedores E-01 e E-07 pode ser encontrado a partir da área de troca térmica. Por se tratar de um trocador do com cabeçote flutuante do tipo T, o custo deste equipamento, agora, é calculado pela seguinte equação:

$$C_{refervedor} = 13.000 + 95A^{1,0} \quad (29)$$

Igualmente ao cálculo feito para a coluna de destilação, o investimento para o refervedor foi encontrado multiplicando-se o valor de seu custo pelo fator de Lang (4,74) e os mesmos índices CEPCI (2016/2006), bem como a cotação do real para o ano de 2016, foram utilizados para calcular o imobilizado deste equipamento. É importante ressaltar, que assim como os condensadores, uma descrição detalhada do tipo e da função destes equipamentos encontra-se na seção de trocadores, neste presente trabalho.

Tabela 17. Custo e imobilizado do refervedor E-03 associado à coluna C-01.

Número de pratos	Custo do refervedor E-03 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$ 2006)	Imobilizado (R\$ 2016)
50	19.961,77	94.618,81	328.294,69
75	16.534,68	78.374,38	271.932,12
100	16.126,33	76.438,79	265.216,27
125	15.999,03	75.835,40	263.122,73
139	15.968,74	75.691,81	262.624,53
140	15.964,85	75.673,40	262.560,65
141	15.965,97	75.678,71	262.579,08
145	15.958,55	75.643,54	262.457,05
150	15.952,42	75.614,49	262.356,26
155	15.946,99	75.588,72	262.266,84
160	15.941,55	75.562,95	262.177,42
165	15.938,44	75.548,22	262.126,32

Número de pratos	Custo do refeedor E-03 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$ 2006)	Imobilizado (R\$ 2016)
170	15.936,11	75.537,18	262.088,00
175	15.933,01	75.522,45	262.036,90
200	15.924,46	75.481,95	261.896,38
225	15.919,02	75.456,18	261.806,96
250	15.916,69	75.445,13	261.768,63
275	15.915,14	75.437,77	261.743,08
300	15.914,36	75.434,09	261.730,31
400	15.912,81	75.426,72	261.704,76

Tabela 18. Custo e imobilizado do refeedor E-07 associado à coluna C-03.

Número de pratos	Custo do condensador E-06 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15	15.045,27	71.314,60	247.437,11
30	13.491,49	63.949,68	221.883,37
40	13.462,09	63.810,33	221.399,87
45	13.432,59	63.670,47	220.914,59
50	13.427,20	63.644,94	220.826,04
55	13.419,02	63.606,15	220.691,44
59	13.419,45	63.608,19	220.698,52
60	13.411,80	63.571,95	220.572,78
61	13.418,80	63.605,13	220.687,90
65	13.411,80	63.571,95	220.572,78
70	13.407,60	63.552,04	220.503,71
75	13.405,56	63.542,34	220.470,05
90	13.403,30	63.531,62	220.432,86
105	13.402,43	63.527,54	220.418,69
120	13.402,11	63.526,01	220.413,38
135	13.401,90	63.524,99	220.409,84
150	13.402,00	63.525,50	220.411,61

3.1.4. Bombas Centrífugas B-01 e B-03

Bombas são equipamentos relativamente simples, sem design especial, que possuem instalação, comissionamento e manutenção fácil e barata (DERAKHSHAN; NOURBAKHS, 2008). São consideradas bombas hidráulicas todas as máquinas que recebem trabalho mecânico e fornecem um acréscimo de energia de pressão e cinética para o fluido, permitindo que o mesmo atinja posições mais elevadas dentro do sistema de recalque (MACINTYRE, 1987, MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993, POLESE, 2010). O processo de bombeamento é baseado no escoamento e nas forças detectadas na interface do fluido e sua superfície e a movimentação do líquido é produzida por forças que se desenvolvem na massa líquida

(MACINTYRE, 1987, DE MATTOS; DE FALCO, DERAKHSHAN; NOURBAKHSH, 2008).

Bombas centrífugas constituem o tipo mais comum de máquinas de bombeamento na prática de plantas industriais e são amplamente utilizadas em ambientes e aplicações diferentes (MCCABE; SMITH; HARRIOTT, 1993, EUGENE; LORENC; ERICKSON, 2004).

O projeto da bomba centrífuga de refluxo é feito a partir da diferença de pressão entre a entrada e saída da bomba. A pressão de aspiração (P_{asp}) é dada pelas contribuições da pressão do pulmão, da carga hidrostática referente à altura da coluna de líquido – 3 metros de elevação do pulmão, somados ao nível de líquido no recipiente que corresponde à metade de seu diâmetro D –, da aceleração da gravidade (g) e da densidade mássica do destilado ($\rho_{destilado}$). Além disso, consideram-se as perdas de carga por atrito nas tubulações – que assumem um valor entre 0,05 e 0,1 kg/cm² – e no filtro presente no recipiente C-02, cujos valores variam de 0 a 1 kg/cm². Neste projeto, foi considerado o valor de 0,07 kg/cm² para a perda de carga na tubulação e de 0,05 kg/cm² para a perda de carga no filtro.

$$P_{asp} = P_{pulmão} + \rho_{destilado} \cdot g \cdot \left(\frac{D}{2} + 3 \right) - P_{tubulação} - P_{filtro} \quad (30)$$

Já a pressão de impulsão é obtida relacionando a pressão no primeiro prato da coluna, a altura da torre e as perdas de carga devido à tubulação e à válvula. Para a perda de carga na tubulação, considera-se um valor entre 0,05 e 0,1 kg/cm² e àquela correspondente à válvula, entre 0,5 e 1 kg/cm². Neste projeto, adotou-se um valor de 0,35 kg/cm² para a primeira e de 0,5 kg/cm² para a segunda.

$$P_{imp} = P_{1ºprato} + \rho_{destilado} \cdot g \cdot H - P_{tubulação} - P_{válvula} \quad (31)$$

Realizando a diferença entre a pressão de impulsão e de aspiração, tem-se o valor de pressão que a bomba deve fornecer ao sistema. A partir do valor da vazão de refluxo de topo e considerando uma eficiência de 45% para a bomba (η_h) e de 90% para o motor (η_e), pode-se calcular a potência real requerida pela bomba em (kW):

$$P_{ot} = \frac{Q_{reflux} \cdot \Delta P}{\eta_h \cdot \eta_e} \quad (32)$$

Para o bom funcionamento da bomba num determinado sistema, é necessário verificar o NPSH (Net Positive Suction Head), um parâmetro que avalia a diferença entre a carga de pressão (em metros) de sucção e a carga de pressão de vapor do líquido à temperatura de bombeamento. Há dois tipos de NPSH, o disponível e o requerido. O primeiro diz respeito ao sistema onde se instala a bomba e é uma expressão da energia de um líquido na região de aspiração da bomba, com relação à energia deste mesmo líquido devido a sua pressão de vapor.

Já o segundo é característico da própria bomba, geralmente fornecido pelo fabricante, e pode ser entendido como a energia necessária para transpor as perdas por choque na tubulação e preencher a parte da sucção. (CARNICER; HASTA, 1995).

O parâmetro NPSH é essencial, pois em operações de bombeamento, a pressão na linha de sucção não deve ser menor que a pressão de vapor do líquido bombeado, isto é, a aspiração da bomba não deve ser excessiva. Se isto ocorre, o líquido vaporiza-se e as bolhas são transportadas pela bomba até alcançarem zonas de pressões mais elevadas, onde implodem contra a carcaça do dispositivo, provocando trincas que danificam o equipamento. Este processo é denominado cavitação e, para evitá-lo, é necessário que o NPSH disponível seja maior que o NPSH requerido (CARNICER; HASTA, 1995; RAYNER, 1995). Assim, para calcular o NPSH disponível, tem-se que:

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{asp} - P^{vap}}{\rho_{destilado} \cdot g} \quad (33)$$

Em que P^{vap} é a pressão de vapor do destilado.

Para calcular o imobilizado da bomba de refluxo, deve-se avaliar separadamente o custo do motor. Primeiramente, no cálculo do custo da bomba, considera-se a vazão de refluxo, já para o custo do motor, o critério de avaliação é a potência real da bomba.

$$C_{bomba}(US\$2006) = 3300 + 48 \cdot Q_{refluxo}^{1,2} \quad (34)$$

$$C_{motor}(US\$2006) = 920 + 600 \cdot (Pot)^{0,7} \quad (35)$$

Nos cálculos de investimento do projeto, é de fundamental importância incluir, uma bomba reserva, associada paralelamente à bomba principal, para operar nos casos de falha ou danos. Desta forma, duas bombas devem ser consideradas no cálculo do custo total.

$$C_{total} = 2 \cdot (C_{bomba} + C_{motor}) \quad (36)$$

Este custo total, assim como no cálculo do investimento da torre de destilação, deve ser multiplicado por um fator de 4,74, no qual estão embutidos os custos de instalação, operação e segurança. E por último, os custos finais obtidos em dólar de 2006 devem ser corrigidos para valores em real de 2016, conforme demonstrado nos cálculos anteriormente.

Visando encontrar o número ótimo de pratos para as torres C-01 e C-02, os dados obtidos e calculados para a análise de custo imobilizado para as bombas B-01 e B-03 estão dispostos, logo abaixo, nas tabelas 19 e 20.

Tabela 19. Custo e imobilizado da bomba B-01 associada à coluna C-01.

Número de pratos	Custo da bomba B-01 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$ 2006)	Imobilizado (R\$ 2016)
50	20.869,09	98.919,47	348.845,56
75	14.152,85	67.084,53	236.577,70
100	13.128,60	62.229,56	219.456,36
125	12.889,71	61.097,22	215.463,10
139	12.836,95	60.847,15	214.581,20
140	12.826,41	60.797,17	214.404,93
141	12.832,37	60.825,45	214.504,67
145	12.815,26	60.744,32	214.218,56
150	12.810,20	60.720,35	214.134,02
155	12.801,45	60.678,88	213.987,79
160	12.791,46	60.631,52	213.820,78
165	12.789,40	60.621,74	213.786,27
170	12.787,92	60.614,76	213.761,65
175	12.783,99	60.596,09	213.695,84
200	12.776,84	60.562,24	213.576,46
225	12.777,97	60.567,57	213.595,23
250	12.782,37	60.588,44	213.668,84
275	12.789,02	60.619,96	213.780,00
300	12.796,58	60.655,81	213.906,44
400	12.829,29	60.810,83	214.453,13

Tabela 20. Custo e imobilizado da bomba B-03 associada à coluna C-03

Número de pratos	Custo da bomba B-03 (US\$ 2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15	10.997,02	52.125,88	183.825,09
30	8.894,11	42.158,09	148.673,10
40	8.859,97	41.996,28	148.102,46
45	8.830,02	41.854,32	147.601,81
50	8.822,43	41.818,34	147.474,92
55	8.814,03	41.778,49	147.334,39
59	8.814,91	41.782,67	147.349,16
60	8.808,48	41.752,22	147.241,75
61	8.887,32	42.125,89	148.559,52
65	8.807,02	41.745,27	147.217,25
70	8.803,09	41.726,67	147.151,64
75	8.803,24	41.727,37	147.154,11
90	8.802,41	41.723,43	147.140,25
105	8.803,16	41.726,96	147.152,69
120	8.802,62	41.724,41	147.143,69
135	8.804,50	41.733,32	147.175,12
150	8.805,11	41.736,20	147.185,27

3.1.5. Serviços auxiliares

Os serviços auxiliares considerados no projeto são o consumo de energia elétrica pela bomba, e vapor de aquecimento e água de refrigeração pelos trocadores de calor.

3.1.5.1. Água de refrigeração

Para calcular o consumo de água de arrefecimento, deve-se considerar o Calor trocado nos condensadores E-02 e E-06, por meio da equação 37, para se obter a vazão mássica requerida:

$$\dot{m}_{\text{água}} = \frac{Q_{\text{condensador}}}{c_p \Delta T} \quad (37)$$

Onde c_p é o calor específico da água e ΔT é a diferença de temperatura da água na entrada e na saída do condensador. Assim, a quantidade total de água de refrigeração utilizada pode ser calculada conforme mostrado pela equação a seguir, considerando o fator de operação (8000 horas/ano) e o tempo adotado de projeção da planta (15 anos).

$$M_{\text{água}} = \dot{m}_{\text{água}} \cdot t \quad (38)$$

Por fim, o custo total para a água de refrigeração utilizada ao longo dos 15 anos de funcionamento da planta é calculado sabendo que o preço deste serviço é de R\$ 0,135/m³.

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

3.1.5.2. Vapor de aquecimento

Para calcular o consumo de vapor de aquecimento, deve-se considerar o Calor trocado nos refervedores E-03 e E-07 em relação ao calor latente referente à mudança de fase do vapor saturado. Para estimar o calor latente de vapor na temperatura de 240°C, utiliza-se a equação empírica de Regnault (GEROLA, et. al, 2010):

$$r_{\text{vaporização}} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right) = 606,5 - 0,695 T_{\text{projeto}} \quad (40)$$

Então, relacionamos ao calor trocado no refervedor para obter-se a vazão, expressa pela equação 41:

$$\dot{m}_{\text{vapor}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = \frac{Q_{\text{refervedor}}}{r_{\text{vaporização}}} \quad (41)$$

Para 8000 horas/ano de operação, calculamos a quantidade de vapor necessária em t/ano:

$$M_{vapor} \left(\frac{t}{ano} \right) = \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot 8000}{1000} \quad (42)$$

Finalmente, considerando que o vapor utilizado é de baixa pressão, o custo total do vapor de aquecimento utilizado nos refrvedores para um período de 15 anos é dado pela equação abaixo, em que o preço cobrado para este serviço é de R\$29,20 para cada tonelada.

$$C_{vapor} = \frac{M_{vapor} * 29,20}{\rho_{\acute{a}gua}} \times 15 \text{ anos} \quad (43)$$

3.1.5.3. Eletricidade

Sabe-se que a energia elétrica participa em torno de 30 a 50% nos custos de produção da indústria química e que o Brasil tem uma das tarifas mais caras do mundo para este serviço (ABIQUIM, 2015). Considerando que a planta tem um fator de operação de 8000 horas por ano, o consumo de energia elétrica foi calculado multiplicando-se a potência das bombas por este fator e considerando um período de projeção de 15 anos. Sendo o custo do kwh igual a R\$ 0,189, pode-se escrever:

$$C_{eletricidade} = 0,189 \cdot 8000 \cdot 15 \cdot W_{motor} \quad (44)$$

3.1.5.3. Custos de Serviços Auxiliares

Os custos dos serviços auxiliares estão dispostos na tabela 21 abaixo.

Tabela 21. Custos de serviços auxiliares associados à coluna C-01.

Número de pratos	Custo de água de refrigeração (R\$ 2016)	Custo do vapor de aquecimento (R\$ 2016)	Custo de eletricidade (R\$ 2016)
50	27799200,00	71434741,87	1 033 865,33
75	14495760,00	36267236,75	1 172 784,70
100	12788280,00	32075506,03	760 069,35
125	12256920,00	30768578,58	870 061,46
139	12130560,00	30457784,85	940 178,51
140	12104640,00	30417939,50	943 894,69
141	12117600,00	30425908,57	950 586,71
145	12075480,00	30354186,95	969 851,75
150	12062520,00	30290434,39	996 833,04
155	12036600,00	30234650,90	1 023 011,32
160	12010680,00	30178867,41	1 048 821,68
165	12004200,00	30146991,13	1 076 151,35
170	11994480,00	30123083,92	1 103 564,74
175	11981520,00	30091207,64	1 130 402,69
200	11942640,00	30003547,87	1 266 241,49
225	11923200,00	29947764,38	1 404 472,67

Número de pratos	Custo de água de refrigeração (R\$ 2016)	Custo do vapor de aquecimento (R\$ 2016)	Custo de eletricidade (R\$ 2016)
250	11913480,00	29923857,18	1 542 288,01
275	11907000,00	29907919,04	1 681 622,23
300	11903760,00	29899949,97	1 820 207,67
400	11897280,00	29884011,83	2 377 568,67

Tabela 22. Custo de serviços auxiliares associados à coluna C-03.

Número de pratos	Custo de água de refrigeração (R\$ 2016)	Custo do vapor de aquecimento (R\$ 2016)	Custo de eletricidade (R\$ 2016)
15	1.700.100,00	15.141.232,66	185.903,59
30	400.680,00	3.637.083,47	55.204,01
40	376.200,00	3.419.527,86	58.747,87
45	351.450,00	3.201.175,35	58.490,61
50	346.950,00	3.161.330,00	60.766,82
55	340.110,00	3.100.765,07	62.805,69
59	340.560,00	3.103.952,70	65.469,08
60	334.170,00	3.047.372,30	65.140,42
61	340.020,00	3.099.171,25	66.709,89
65	334.080,00	3.047.372,30	68.027,09
70	330.570,00	3.016.292,93	70.479,93
75	328.950,00	3.001.151,69	73.569,39
90	326.970,00	2.984.416,65	82.563,39
105	326.160,00	2.978.041,39	91.802,42
120	325.980,00	2.975.650,67	100.712,76
135	326.250,00	2.974.056,86	110.171,72
150	325.980,00	2.974.853,76	119.302,07

3.1.6. Otimização das colunas de destilação C-01 e C-03

Para avaliação do ótimo econômico, devem ser considerados, além do custo da torre, os custos referentes ao projeto dos trocadores de calor, do recipiente pulmão e da bomba de refluxo, bem como os serviços auxiliares vinculados ao processo de destilação – gastos com eletricidade, água de refrigeração e vapor de aquecimento.

Conforme dito anteriormente, para avaliação do número ótimo de estágios das colunas de destilação C-01 e C-03, deve-se somar os custos dos trocadores, do recipiente pulmão, da bomba de refluxo e os serviços auxiliares associados a cada coluna. Sendo assim, visando o menor custo possível para a instalação da planta, foi feita uma análise entre os diferentes números de pratos simulados e o custo total. As tabelas 23 e 24 bem como as figuras 4 e 5, a seguir, apresentam as informações necessárias para identificação do número ótimo de pratos de cada uma das colunas da planta.

Tabela 23. Custos operativos associados à coluna C-01.

Número de pratos	Custo da coluna C-01 (R\$ 2016)	Custo do Pulmão C-02 (R\$ 2016)	Custo da bomba B-01 (R\$2016)	Custo dos trocadores E-01 e E-02 (R\$ 2016)	Custo dos serviços auxiliares (R\$ 2016)	Custo total (R\$ 2016)
50	3.108.833,37	1.012.534,85	348.845,56	3.083.103,22	100.267.807,20	107.821.124,20
75	2.662.217,63	761.593,94	236.577,70	1.795.664,04	51.935.781,45	57.391.834,76
100	2.952.481,84	716.795,35	219.456,36	1.631.953,18	45.623.855,38	51.144.542,11
125	3.264.926,48	659.328,30	215.463,10	1.581.719,58	43.895.560,04	49.616.997,50
139	3.477.673,54	214.581,20	214.581,20	1.570.045,97	43.528.523,36	49.005.405,27
140	3.493.187,19	214.404,93	214.404,93	1.568.142,80	43.466.474,19	48.956.614,04
141	3.561.573,93	214.504,67	214.504,67	1.568.796,98	43.494.095,28	49.053.475,53
145	3.569.379,84	214.218,56	214.218,56	1.565.329,86	43.399.518,70	48.962.665,52
150	3.646.636,43	214.134,02	214.134,02	1.563.459,12	43.349.787,43	48.988.151,02
155	3.721.650,18	213.987,79	213.987,79	1.560.962,61	43.294.262,22	49.004.850,59
160	3.800.130,95	213.820,78	213.820,78	1.559.029,49	43.238.369,09	49.025.171,09
165	3.876.616,20	213.786,27	213.786,27	1.557.813,24	43.227.342,48	49.089.344,46
170	3.953.796,81	213.761,65	213.761,65	1.556.872,26	43.221.128,66	49.159.321,03
175	4.029.477,62	213.695,84	213.695,84	1.555.617,63	43.203.130,33	49.215.617,26
200	4.410.388,34	213.576,46	213.576,46	1.551.866,49	43.212.429,36	49.601.837,11
225	4.784.492,94	213.595,23	213.595,23	1.549.971,75	43.275.437,05	50.037.092,20
250	5.156.653,07	213.668,84	213.668,84	1.549.030,77	43.379.625,19	50.512.646,71
275	5.523.458,30	213.780,00	213.780,00	1.548.403,46	43.496.541,27	50.995.963,03
300	5.886.614,56	213.906,44	213.906,44	1.548.089,80	43.623.917,64	51.486.434,88
400	7.297.468,28	214.453,13	214.453,13	1.547.462,48	44.158.860,50	53.432.697,52

Com a tabela acima, construiu-se o gráfico de número de pratos versus custos totais. Verifica-se, portanto, que para a coluna C-01 o número de pratos ótimo é igual a 140.

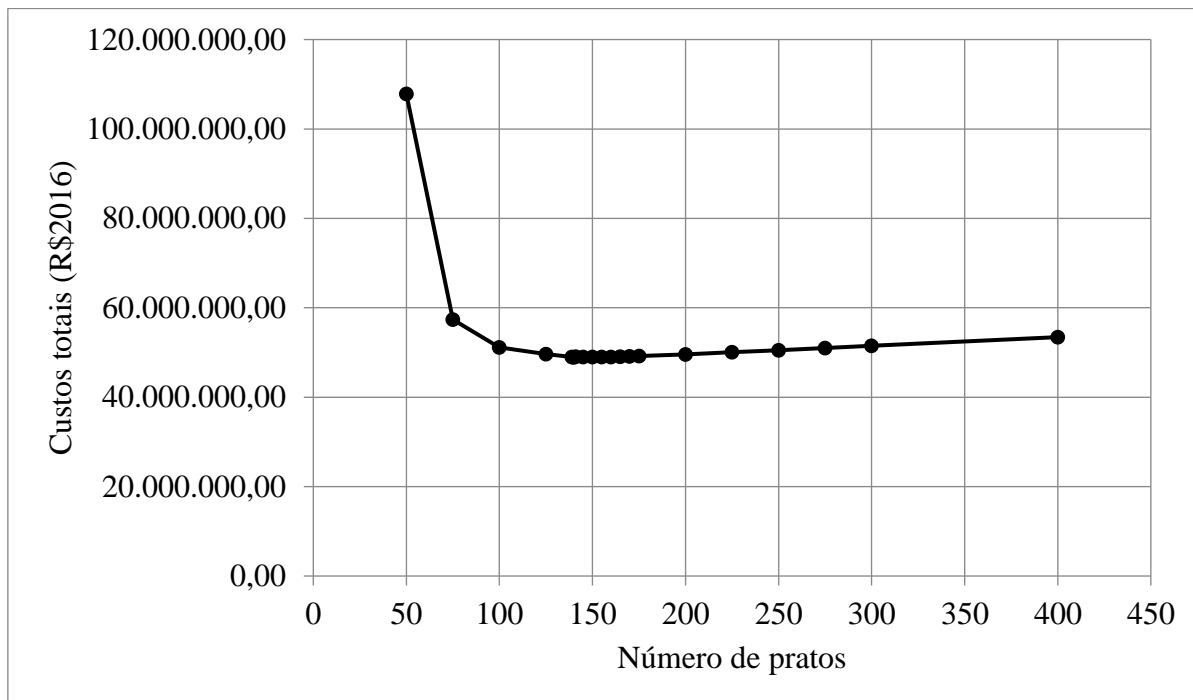


Figura 4. Relação de custos totais por número de pratos para a coluna C-01.

Já para a coluna C-02, a análise foi feita de forma semelhante e constatou-se que o número ótimo de pratos é igual a 60, como pode ser verificado na tabela 24 e na figura 5 a seguir.

Tabela 24. Custos operativos associados à coluna C-03.

Número de pratos	Custo da coluna C-01 (R\$ 2016)	Custo do Pulmão C-02 (R\$ 2016)	Custo da bomba B-01 (R\$2016)	Custo dos trocadores E-01 e E-02 (R\$ 2016)	Custo dos serviços auxiliares (R\$ 2016)	Custo total (R\$ 2016)
15	1.952.800,95	573.672,09	183.754,66	732.741,55	17.027.236,25	20.470.205,50
30	1.231.279,33	367.091,61	148.642,99	475.104,35	4.092.967,48	6.315.085,76
40	1.284.874,91	361.950,39	148.071,01	469.801,67	3.854.475,73	6.119.173,72
45	1.297.722,86	357.424,87	147.570,46	465.826,57	3.611.115,96	5.879.660,72
50	1.329.323,92	356.193,61	147.442,72	464.402,36	3.569.046,82	5.866.409,43
55	1.358.079,55	354.835,14	147.301,44	463.164,25	3.503.680,76	5.827.061,13
59	1.387.106,85	354.896,98	147.315,24	463.252,79	3.509.981,78	5.862.553,64
60	1.385.965,92	353.844,46	147.207,94	462.629,14	3.446.682,72	5.796.330,19
61	1.400.730,30	354.773,29	148.559,52	463.144,41	3.505.901,14	5.873.108,66
65	1.421.625,13	353.596,43	147.182,41	462.071,61	3.449.479,39	5.833.954,96
70	1.451.988,29	352.851,49	147.115,93	461.416,40	3.417.342,86	5.830.714,96
75	1.485.269,92	352.789,35	147.117,30	461.677,15	3.403.671,08	5.850.524,80
90	1.584.599,32	352.416,33	147.100,34	461.347,16	3.393.950,04	5.939.413,20
105	1.683.767,20	352.291,92	147.109,72	461.209,97	3.396.003,81	6.040.382,61
120	1.782.108,585	351.918,47	147.097,84	460.708,51	3.402.343,43	6.144.176,82
135	1.878.649,02	352.042,99	147.126,29	460.653,92	3.410.478,58	6.248.950,79
150	1.975.060,47	351.856,19	147.133,64	460.706,74	3.420.135,83	6.354.892,88

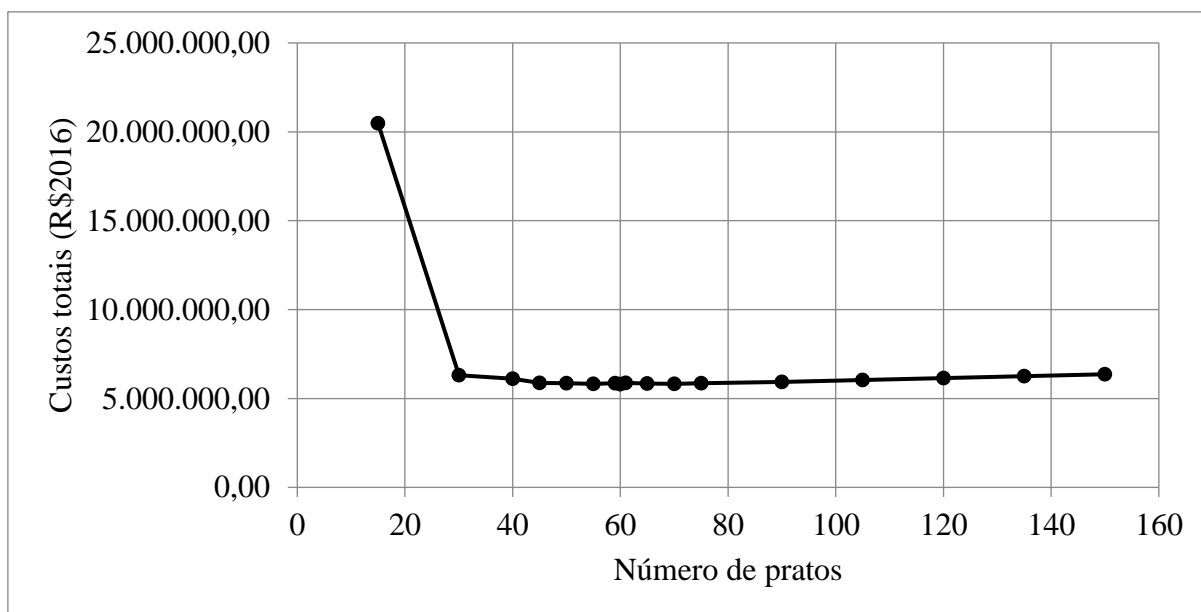


Figura 5. Relação de custos totais por número de pratos para a coluna C-02

A partir da identificação do número ótimo de pratos das colunas C-01 e C-02, os equipamentos subsequentes puderam ser projetados e otimizados. Vale ressaltar que após a otimização do processo, por questões de segurança, os equipamentos devem ser sobredimensionados de acordo com os critérios do projeto apresentados anteriormente.

3.1.7. Otimização dos recipientes acumuladores C-02 e C-04

Feita a identificação do número ótimo de pratos para as colunas de destilação, verifica-se agora para qual valor da relação L/D utilizada no cálculo do pulmão, tem-se o menor custo possível. Conforme dito anteriormente, este parâmetro varia de 2 a 5, sendo que quanto menor o seu valor, maior será o custo do equipamento. Sendo assim, calculou-se o custo dos recipientes C-02 e C-04, correspondentes às colunas C-01 e C-03 otimizadas, para os diferentes valores da razão L/D. Nas tabelas 25 e 26 a seguir, encontram-se dispostos os resultados obtidos para esta análise.

Tabela 25. Dados obtidos para a otimização do Pulmão C-02 associado à coluna C-01

L/D	Diâmetro (m)	Altura (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (US\$ 2006)
2	2,701	5,402	13,165	7.621,127	40.181,68
3	2,359	7,078	11,880	7.224,305	38.834,02
4	2,143	8,575	11,068	7.092,210	38.378,87
5	1,99	9,951	10,490	7.058,355	38.261,68

Tabela 26. Dados obtidos para a otimização do Pulmão C-04 associado à coluna C-03.

L/D	Diâmetro (m)	Altura (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (US\$ 2006)
2	1,895	3,790	10,131	3.000,857	366.066,327
3	1,655	4,966	9,230	2.876,998	355.880,903
4	1,504	6,016	8,660	2.847,710	353.446,951
5	1,396	6,981	8,254	2.852,486	353.844,463

Fazendo uma análise das tabelas acima, verifica-se que para o recipiente C-04, associado à coluna C-02, a razão L/D igual 4 atingiu o menor valor para o custo do equipamento. Entretanto, percebe-se que a diferença deste custo para aquele obtido com L/D igual a 5 é mínima. Sendo assim, a análise acima justifica a consideração feita anteriormente para a relação L/D, uma vez que para o valor igual a 5 foram obtidos os menores custos para os equipamentos C-02 e C-04.

3.2. Reator (R-01)

Para a etapa de reação da nossa planta projetou-se um reator que capaz de realizar duas funções: Remover o enxofre orgânico encontrado na corrente de alimentação da planta e hidrogenar as insaturações dos alcenos presentes.

Isso foi realizado com um reator de leito fixo tubular vertical, onde estão inseridos dois leitos catalíticos, um de cobalto e molibdênio suportados por alumina que será responsável pela catalise da reação de hidrogenação dos alcenos e outro de oxido de zinco suportado por sílica que será utilizado para absorção do ácido sulfídrico produzido pela hidrogenação do enxofre orgânico.

Os parâmetros definidos pelo projeto utilizado foram expostos na seguinte tabela:

Tabela 27. Parâmetros de projeto para o reator R-01

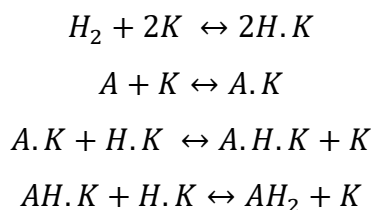
Parâmetro	Valor
Temperatura de entrada no reator	320°C
Velocidade espacial	2,2 m ³ /h.m ³
Pressão de entrada no reator	28,5 kg/cm ² g
Pressão parcial de hidrogênio	4 kg/cm ² a
Absorção do catalisador ZnO	595 kg H ₂ S / m ³ ZnO
Máxima perda de pressão no reator	2 kg/cm ²
Velocidade mássica mínima	³⁰⁰⁰ kg/h.m ²

Para definir as dimensões do reator ótimo para o processo é preciso definir primeiramente o volume de catalisador necessário, para isso devemos fazer uma análise da dinâmica dos catalisadores utilizados.

Catalisador Co-Mo-Al₂O₃

O catalisador a base de cobalto e molibdênio é utilizado devido à alta seletividade de catalisadores a base de 2 metais de transição, onde a mistura utilizada no catalisador em estudo apresenta ótimos resultados experimentais para a adsorção de alcenos, que favorece a hidrogenação dos mesmos.

Selecionou-se um catalisador formado por 12% MoO₃, 43% CoO e 55% Al₂O₃ onde a reação pode ser descrita por:



Onde A representa o alceno e K o sitio ativo para adsorção. Esse conjunto de reações pode ser descrito através da seguinte equação cinética:

$$r_a = \frac{k \cdot K_a \cdot \rho_a \cdot \rho_H}{(1 + K_a \cdot \rho_a)^2} \quad (45)$$

$$K_a = \frac{(1 - 2 \cdot y_a)}{P \cdot y_a} \quad (46)$$

$$k = \frac{4r_a^{max} \cdot (1 - y_a)}{(1 - 2 \cdot y_a)} \quad (47)$$

Onde r_a representa a taxa de reação, y_a a pressão parcial do alceno, P a pressão total e r_a^{max} a taxa de reação máxima obtida experimentalmente para o alceno em estudo.

Primeiramente definiu-se a taxa de reação para cada um dos alcenos encontrados na corrente, que são o isobuteno e 1-buteno.

Para o isobuteno o valor de r_a encontrado foi de 1,65 mol/h.kg e para o 1-buteno 1,12 mol/h.kg. Conhecendo a alimentação de alcenos em kmol/h pode-se encontrar o peso necessário de catalisador, e com sua densidade encontrasse o volume necessário para reagir toda a corrente. Os valores encontrados para a massa e volume deste catalisador foram:

$$M_c = 1566,1 \text{ kg} \quad (48)$$

$$V_c = 0,35 \text{ m}^3 \quad (49)$$

Catalisador ZnO/SiO₂

Para o catalisador de oxido de zinco deve-se observar os parâmetros do projeto que visam a troca do catalisador de 2 em 2 anos. O leito de absorção foi definido pelo projeto com a capacidade de 595 kg H₂S/m³ ZnO, portanto conhecendo a quantidade de mols/h de enxofre sendo abastecido pode-se calcular facilmente o volume necessário para esse catalisador durar 2 anos de operação. O valor encontrado foi de:

$$V_c = 9,78 \text{ m}^3 \quad (50)$$

3.2.1. Otimização do reator (R-01)

Somando os valores dos volumes de catalisador pode-se obter o volume total de $V_t = 10,13 \text{ m}^3$. Sabendo a vazão volumétrica alimentada ao reator e a velocidade espacial é possível calcular o volume total do reator pela seguinte equação:

$$V_R = \frac{Vazão_{vol}}{Vol_{cat}} \times Vel_{esp} \quad (51)$$

O valor encontrado foi de $V_R = 29,94 \text{ m}^3$ que resultou em um valor de porosidade de $\varepsilon = 0,338$ no reator. Esse valor será necessário para aplicação da equação de Ergun, que quando

utilizada com o valor máximo de perda de pressão, resulta em a altura máxima do reator e, portanto, o diâmetro mínimo do reator. A equação de Ergun foi usada na forma:

$$\frac{\Delta P}{H} = \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot D_p} \cdot \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \cdot \left[\frac{150(1 - \epsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \quad (52)$$

Onde G representa a velocidade mássica e D_p o diâmetro médio das partículas do leito que foi considerado como sendo de 4,4 cm. A aplicação da equação com $\Delta P = 2 \text{ kg/cm}^2$ resulta em um valor de $H_{\text{max}} = 1218,58 \text{ m}$ e diâmetro $D_R = 0,125 \text{ m}$. Considerando o ΔP mínimo encontra-se um diâmetro máximo de $D_{R\text{max}} = 4,37 \text{ m}$.

Conhecendo esses valores otimiza-se o reator através da razão entre o comprimento e o diâmetro(L/D). A equação de Ergun estabelece que a razão L/D deve ser superior a 20. Para calcular o custo do investimento do reator têm que se calcular o peso e a espessura das paredes para a pressão de operação sobre dimensionada do processo, onde o valor ótimo para a razão L/D deve ser encontrado variando o diâmetro em 0,1 m desde o diâmetro mínimo até o diâmetro máximo.

As relações usadas para o cálculo da espessura e peso foram:

$$E = \left(\frac{(P + 1,8) \cdot D_R \cdot 500}{(P + 1,8) \cdot 0,85 \cdot (1055 - 0,6)} \right) + 3 \quad (53)$$

$$W = 24,6 \cdot D_R \cdot ((H + 0,8) \cdot D_R) \cdot (E + 4) \quad (54)$$

Com o investimento total calculado para todas as variações de diâmetro e altura construiu-se a curva de otimização comparando o diâmetro do tanque com o investimento total, como mostrado no gráfico:

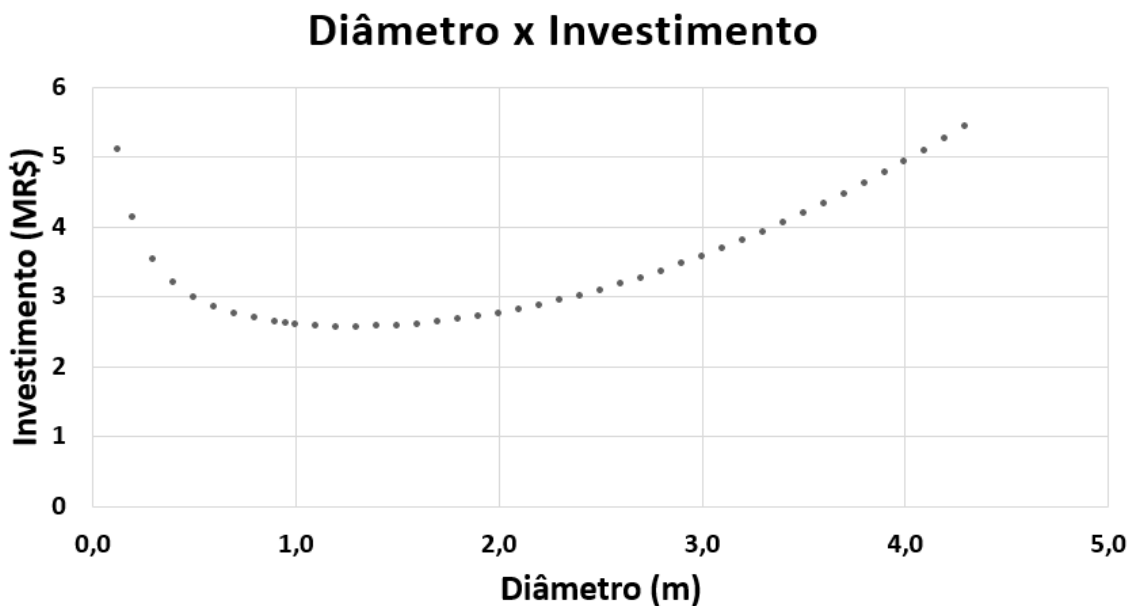


Figura 6. Curva de otimização comparando o diâmetro do tanque com o investimento total.

Com o investimento total calculado para todas as variações de diâmetro e altura, encontra-se o menor custo que respeite a regra $L/D > 20$ que foi definido com as seguintes dimensões:

Tabela 28. Dados obtidos da otimização do reator R-01

Volume do Reator	29,94 m ³
Pressão de Desenho	29,75 bar
Diâmetro	0,95 m
Altura	21,12 m
Espessura	19,1 mm
Peso	11801,3 kg
L/D	22,23
Investimento Total	2.615.364,32 R\$

Considerando o custo do catalisador necessário para iniciar a operação e que terá vida útil de 2 anos será de 2,25 MR\$, o investimento total para iniciar a operação do reator será de 4,85 MR\$ e será acrescido o valor do catalisador para cada 2 anos a mais de operação.

3.3. Trocadores de Calor

3.3.1. Informações gerais e classificações

Os trocadores de calor são equipamentos que facilitam a troca de calor entre dois fluidos que se encontram em diferentes temperaturas, evitando-se que haja mistura entre eles. Diferentes aplicações exigem diversos tipos de configurações de trocadores de calor (ÇENGEL; GHAJAR, 2009). Em geral, são projetados de maneira específica de acordo com o tipo de serviço envolvido, principalmente em se tratando de indústrias de processo. Em relação aos serviços que desempenham dentro da planta produtiva, os trocadores de calor podem ser classificados em 5 tipos: condensadores, resfriadores/aquecedores, evaporadores, vaporizadores e refeedores. (ALMEIDA, 2003). A planta produtiva estudada possui dois condensadores (E-02 e E-03), dois refeedores (E-06 e E-07), além de cinco resfriadores/aquecedores (E-01, E-04, E-05, E-08, E-09).

Refeedores:

Podem ser do tipo total ou parcial. Quando o refeedor é total, ou seja, todo o fluido do fundo da torre passa por ele, tem-se o tipo caldeira. Quando a vaporização é parcial, o trocador é classificado como refeedor tipo termosifão se o retorno se dá devido a diferença de densidades entre o fluido do fundo da torre e a mistura de retorno. Caso seja necessário o bombeamento para o retorno, o trocador chama-se refeedor de circulação forçada. (ALMEIDA, 2003)

Quanto à geometria, alguns dos principais tipos de trocadores de calor usados na engenharia de processos são: (TOWLER; SINNOTT, 2008)

- Trocador de tubo duplo: tipo mais simples, utilizado para resfriadores/aquecedores.
- Trocadores de casco e tubo: utilizados para todas as aplicações;
- Trocadores de placas e quadros: utilização generalizada;
- Trocadores de calor compactos: grande superfície obtida por chapas e aletas;
- Trocadores de calor em espiral;

➤ Trocador de tubo duplo

• Características:

O trocador de calor de tubo duplo consiste de dois tubos concêntricos, sendo um de menor diâmetro, colocado dentro do outro tubo, de maior diâmetro. Um dos fluidos irá passar pelo tubo de menor diâmetro. O outro fluido escoará através do espaço anular entre os dois

tubos. Podem escoar em contracorrente ou paralelamente. (ÇENGEL; GHAJAR, 2009). O principal uso deste trocador de calor se faz em processos que necessitem de sensível aquecimento ou resfriamento onde pequenas áreas são requeridas. Alguns autores definem áreas pequenas como sendo por volta de 50m², como Felício (2012). Outros definem como aproximadamente até 20m², como Almeida (2003). A Figura 7 mostra um Desenho esquemático de um trocador do tipo duplo tubo.

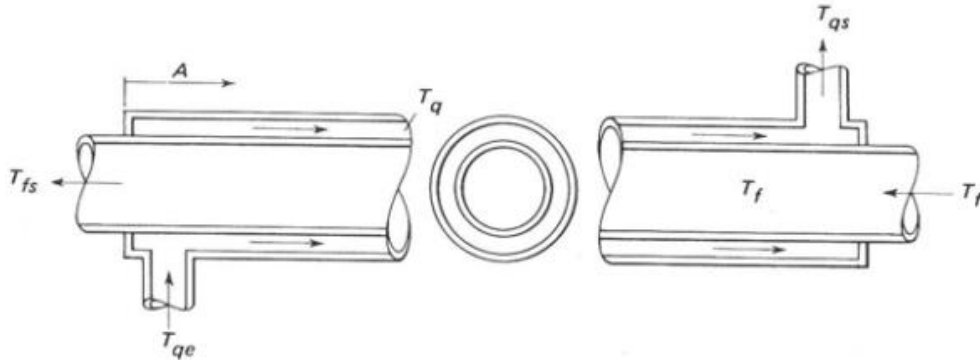


Figura 7. Desenho esquemático de um trocador do tipo duplo tubo (KREITH, 1997)

- **Dimensionamento de um trocador tubo duplo**

Dimensões dos tubos:

Comprimento: O comprimento efetivo é dado pela distância onde ocorre a transferência de calor em cada ramo. Em geral, são dispostos em conjuntos com comprimento de 3,66m, 4,57m e 6,1m.

Área de escoamento e diâmetros: Para os arranjos padronizados, a partir da área requerida de troca térmica, e escolha do comprimento que melhor se adequa ao serviço, obtém-se a área do anel, e o diâmetro hidráulico. A Figura 8 mostra as possíveis configurações. Os diâmetros interno e externo podem ser encontrados a partir da relação descrita na equação 55.

$$A_{tubo} = \pi d_{tubo} \times l_{tubo} \quad (55)$$

Trocador IPS	Área de escoamento, (cm ²)		Diâmetro equivalente anel (mm)	
	Anel	Tubo	D_H	D'_H
2 x 1 ¼	7,68	9,68	23,24	10,16
2 ½ x 1 ¼	16,97	9,68	51,31	20,57
3 x 2	18,90	21,61	39,88	17,53
4 x 3	20,25	47,60	28,96	13,46

Figura 8. Arranjos padronizados de trocadores com tubos duplos (ALMEIDA,2003)

Número de tubos e grampos:

O número de tubos é encontrado dividindo-se a área total de troca térmica do trocador para a área do tubo maior. A partir do mecanismo disposto pela equação 56. A quantidade de grampos será a metade da quantidade de tubos.

$$N = \frac{A_{1,1}}{\pi L d_{\text{externo}}} \quad (56)$$

Locação dos fluidos no trocador:

É recomendado empregar o arranjo que irá permitir que as vazões mássicas e quedas de pressões para ambos os fluidos sejam o mais próximas possíveis. (ALMEIDA, 2003)

Trocador de calor de casco e tubo

- **Características:**

Pode ser considerado o tipo mais comum de trocador de calor. Entre os fatores que corroboram para a sua ampla utilização é a facilidade de fabricação e custo relativamente baixo. Permite escoamento de fluidos líquido para líquido, líquido para gás ou gás para gás, sendo os líquido para líquido os mais comuns.

Utilizam-se três letras padronizadas pelo TEMA. Cada letra corresponde ao tipo construtivo das partes dianteira, intermediária e traseira dos trocadores. A Figura 9 mostra o padrão TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) para a classificação de trocadores de calor de casco e tubo.

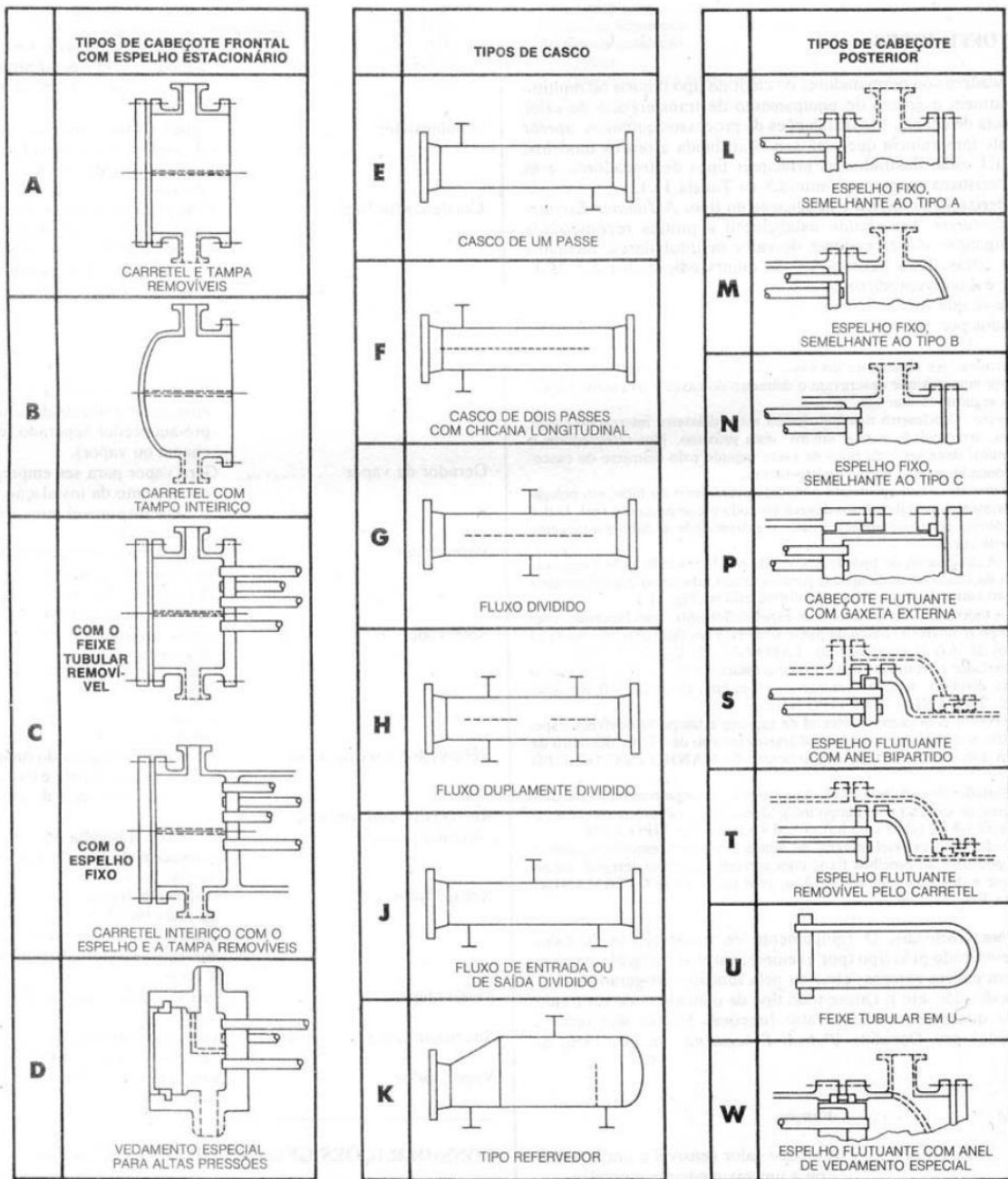


Figura 9. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980)

Tipo A: Tanto o carretel como sua flange são removíveis. Este é o tipo de cabeçote mais utilizado pois proporciona limpeza dos tubos sem que o trocador seja removido das tubulações conectadas ao trocador.

Tipo S: Tipo cabeçote flutuante com anel bipartido. Este tipo de trocador, mostrado da Figura 10, possibilita que o espelho se movimente em relação ao trocador visto que é construído com um espelho flutuante entre um anel bipartido e a tampa do espelho. Permite assim, a remoção do feixe, o que viabiliza a limpeza mecânica e inspeção do lado externo dos tubos

além de não apresentar dificuldades decorrentes de dilatação diferencial entre o feixe tubular e o casco. (REIS, 2002).

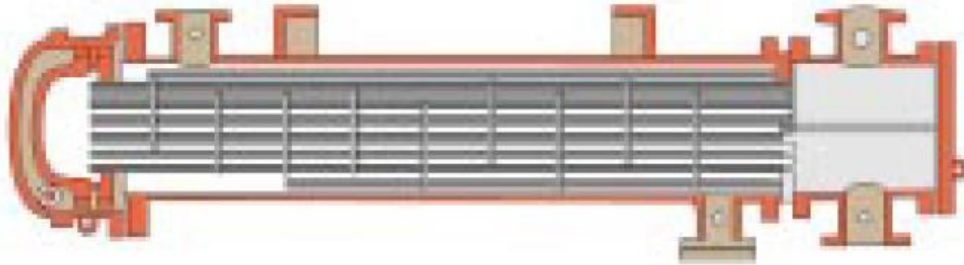


Figura 10. Trocador de calor cabeçote flutuante (REIS, 2002)

Tipo U: Feixe tubular constituído com tubos em U (Figura 11), ou seja, possui feixe constituído de tubos curvados em forma de “U” e mandrilados ao espelho. Como os tubos podem expandir-se livremente, não há a necessidade de espelho flutuante, cabeçote flutuante, um dos flanges do casco e a tampa do casco.

O feixe de tubos pode ser removido do casco para limpeza e inspeção da área externa dos tubos. Além disso, O fluido que escoar no lado dos tubos deve ser limpo, para evitar incrustação excessiva. (REIS, 2002)

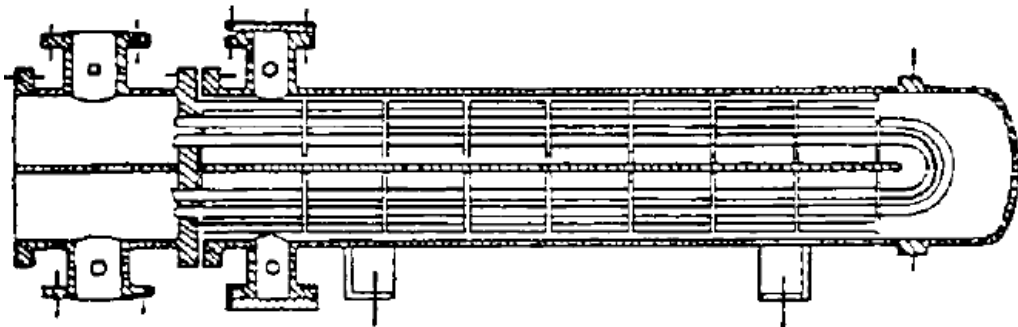


Figura 11. Trocador de calor feixe tubular em U (REIS, 2002)

- **Dimensionamento de um trocador casco e tubo**

- **Dimensões dos tubos:**

Comprimento: Não havendo problemas de limitação do comprimento pela planta física, o tamanho de tubo mais económico para a maioria dos serviços de refinaria é de 6 metros (20 pés), que está de acordo com a padronização TEMA. (ALMEIDA, 2003). Esse foi o comprimento adotado para o referido projeto.

Diâmetro e espessura: Na maioria das aplicações utiliza-se ¾” e 1” de diâmetro externo. Indica-se ¾” para fatores de incrustações inferiores 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 nesse estudo.

Números de tubos para trocadores casco e tubo:

O número de tubos é encontrado dividindo-se a área de troca térmica do trocador para a área do tubo. A partir do mecanismo disposto pelas equações (57) e (58).

$$A_{tubo} = \pi d_{tubo} \times l_{tubo} \quad (57)$$

$$N = \frac{A_{1.1}}{A_{tubo}} \quad (58)$$

Passo ou pitch:

A distância entre os centros de tubos adjacentes para diâmetro de tubo ¾” e geometria triangular, é 15/16” a 1” e para geometria quadrada, 1”. (ALMEIDA, 2003) Para o projeto, foi definido passo de 1”.

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 Figura 12, mostra a tabela utilizada para fins de escolha para esse trabalho.

Shell ID (in.)	TEMA L or M				TEMA P or S				TEMA U		
	Number of passes				Number of passes				Number of passes		
	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
8	42	40	26	24	31	26	16	12	32	24	24
10	73	66	52	44	56	48	42	40	52	48	40
12	109	102	88	80	88	78	62	68	84	76	74
13¼	136	128	112	102	121	106	94	88	110	100	98
15¼	183	172	146	148	159	148	132	132	152	140	136
17¼	237	228	208	192	208	198	182	180	206	188	182
19¼	295	282	258	248	258	250	228	220	266	248	234
21¼	361	346	318	320	320	314	290	276	330	316	296
23¼	438	416	382	372	400	384	352	336	400	384	356
25	507	486	448	440	450	442	400	392	472	440	424
27	592	574	536	516	543	530	488	468	554	528	502
29	692	668	632	604	645	618	574	556	648	616	588
31	796	774	732	708	741	716	666	648	744	716	688
33	909	886	836	812	843	826	760	740	852	816	788
35	1023	1002	942	920	950	930	878	856	974	932	908
37	1155	1124	1058	1032	1070	1052	992	968	1092	1056	1008
39	1277	1254	1194	1164	1209	1184	1122	1096	1224	1180	1146
42	1503	1466	1404	1372	1409	1378	1314	1296	1434	1388	1350
45	1726	1690	1622	1588	1635	1608	1536	1504	1652	1604	1560
48	1964	1936	1870	1828	1887	1842	1768	1740	1894	1844	1794
54	2519	2466	2380	2352	2399	2366	2270	2244	2426	2368	2326
60	3095	3058	2954	2928	2981	2940	2832	2800	3006	2944	2884
66	3769	3722	3618	3576							
72	4502	4448	4324	4280							
78	5309	5252	5126	5068							
84	6162	6108	5964	5900							
90	7103	7040	6898	6800							
96	8093	8026	7848	7796							
108	10260	10206	9992	9940							
120	12731	12648	12450	12336							

Figura 12. Relação de diâmetro da carcaça em função do número de tubos, arranjo do trocador e passo dos tubos. (SERTH, 2007)

Locação dos fluidos no trocador:

Para determinar a locação de cada fluido, fatores econômicos e requisitos de manutenção e limpeza devem ser observados. Com isso, alguns critérios são adotados seguindo ordem de importância. Para decidir a distribuição dos fluidos quando é transferido calor sensível, deve-se considerar: (FELICIO,2012)

1. Fluido com maior tendência de incrustação é recomendado a circular pelos tubos, local onde a velocidade de escoamento é mais uniforme e a limpeza mecânica ou química é mais fácil.
2. Fluido corrosivo deve circular preferencialmente pelo lado do tubo, visto que se torna mais barato a sua construção em materiais específicos, mais resistentes quando em comparação à carcaça.

3. Fluidos a alta temperatura ou pressão também exigem materiais específicos e, portanto, é preferível que sejam alocados no tubo.
4. Fluido mais viscoso devem circular pelo casco, visto que a partir da colocação de chicanas pode-se aumentar a turbulência, e, portanto, a troca de calor.

Além disso, é comum que sejam locados dentro dos tubos água de refrigeração e vapores de água condensando. Outros tipos de vapores circulam preferencialmente pelo casco. Outro critério importante é o fato de que se a diferença entre as temperaturas de entrada e saída para um mesmo fluido for muito elevada (acima de 150°C), este fluido tende a gerar problemas em relação a expansão térmica, e por isso deverá ser alocado na carcaça. (ALMEIDA, 2003)

3.3.2. Trocador E-01

O trocador E-01 tem como finalidade aquecer a fração C₄ que alimentará a coluna C-01 a partir de butano produto da coluna C-01, resfriando-o antes de ser direcionado ao trocador E-09. Dessa forma, a fração C₄ é o fluido frio, enquanto a corrente de produto butano que sai da coluna C-01 é o fluido quente. Para a torre otimizada com 140 pratos, a corrente quente entra no trocador a uma temperatura de 68 °C e sai a uma temperatura de aproximadamente 52,3 °C. O fluido frio é alimentado a uma temperatura de 40 °C e a sua temperatura de saída é de 51,7 °C. Os parâmetros necessários para o cálculo do coeficiente de troca térmica são apresentados da Tabela 29.

Tabela 29. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-01.

h_{quente} (kcal/h.m ² .°C)	h_{frio} (kcal/h.m ² .°C)	r_{quente} (h.m ² .°C/kcal)	r_{frio} (h.m ² .°C/kcal)
325	325	0,0003	0,0003

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 30.

Tabela 30. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-01

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m ² .°C/kcal)	U (kcal/h.m ² .°C)	A (m ²)	$A_{1,1}$ (m ²)
1,018.10 ⁵	14,217	0,88	148,064	54,954	60,449

Observando-se a área sobredimensionada, verifica-se que esta encontra-se acima de 50m². Dessa forma, optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo com tubo em U, 1-2 e número de tubos N sendo 164. O seu custo encontra-se na Tabela 31 e foi calculado a partir da equação (59), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 10000 + 88A_{1,1}^1 \quad (59)$$

Tabela 31. Custo de equipamento para o trocador E-01

Custo (USGC2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15.320,00	72.614,69	251.947,98

3.3.3. Condensador E-02

Os vapores que são gerados na parte superior da coluna C-01 passam pelo condensador (trocador E-02), onde são enviados a um vaso pulmão. O processo de condensação ocorre por meio de troca térmica com água de refrigeração. Dessa forma, a água é o fluido frio, enquanto a corrente de vapor de hidrocarbonetos que se condensa é o fluido quente. A corrente quente entra no condensador a uma temperatura de aproximadamente 46°C e sai do condensador a uma temperatura de aproximadamente 40,8°C. O fluido frio é fornecido a uma temperatura de 31 °C e a sua temperatura máxima de retorno é de 49°C.

Observa-se que não se pode projetar o trocador utilizando a temperatura máxima de retorno da água de refrigeração, visto que isso acarretaria em cruzamento de temperatura. Foi utilizada a premissa de que o valor mínimo da diferença entre a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio é dado por 10°C. Essa diferença mínima entre as correntes ($\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$) é comumente adotada para estabelecer o equilíbrio econômico entre custo do trocador e o consumo de serviços auxiliares (LINNHOFF; AHMAD, 1982, 1990). A figura 12 demonstra um desenho esquemático da influência custo do trocador e o consumo de serviços auxiliares para o custo mínimo em função de ΔT_{\min} . Sendo assim, determinou-se uma temperatura de retorno de 36°C para a água de refrigeração nesse trocador.

Os valores de coeficiente de formação de crosta para os fluidos de trabalho e valores aproximados de coeficiente convectivo são mostrados na Tabela 32.

Tabela 32. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-02.

h_{quente} (kcal/h.m ² .°C)	h_{frio} (kcal/h.m ² .°C)	r_{quente} (h.m ² .°C/kcal)	r_{frio} (h.m ² .°C/kcal)
1450	5700	0,0003	0,0004

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 33.

Tabela 33. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-02

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m ² .°C/kcal)	U (kcal/h.m ² .°C)	A (m ²)	$A_{1,1}$ (m ²)
$3,736 \cdot 10^6$	10,034	0,98	638,939	594,654	654,119

Optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo cabeçote flutuante com anel bipartido (AES), 1-2, 1768 tubos, com a corrente composta principalmente por isobutano passando pela carcaça, e a água de refrigeração pelos tubos. O seu custo encontra-se na Tabela 34 e foi calculado a partir da equação (60), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 11000 + 115A_{1,1}^1 \quad (60)$$

Tabela 34. Custo de equipamento para o trocador E-02

Custo (USGC2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
86.223,71	408.700,37	1.418.049,57

3.3.4. Refervedor E-03

Uma parte da fração correspondente acumulada no fundo, é enviada ao refervedor (E-03) para gerar o vapor que será devolvido à torre de fracionamento. O processo ocorre por meio de troca térmica com vapor de água. Dessa forma, a água é o fluido quente enquanto que a corrente de hidrocarbonetos que evapora é o fluido frio. O fluido quente é fornecido a uma temperatura de operação de 218°C, sendo então 240 °C a temperatura de projeto do trocador. A água sai a essa mesma temperatura, visto que permanece constante no processo de condensação. A temperatura da corrente de fluido frio de entrada no refervedor possui temperatura de 67,2 °C e 68°C de saída.

Os valores de coeficiente de formação de crosta para os fluidos de trabalho e valores aproximados de coeficiente convectivo são mostrados na Tabela 35.

Tabela 35. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-03.

h_{quente} (kcal/h.m ² .°C)	h_{frio} (kcal/h.m ² .°C)	r_{quente} (h.m ² .°C/kcal)	r_{frio} (h.m ² .°C/kcal)
9950	1100	0,0001	0,0003

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 36.

Tabela 36. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-03

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m ² .°C/kcal)	U (kcal/h.m ² .°C)	A (m ²)	$A_{1,1}$ (m ²)
3,817.10 ⁶	172,400	1	709,424	31,209	34,330

Optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo (AKT) com circulação termosifão, 1-2, com a água condensando nos tubos. O seu custo encontra-se na Tabela 37 e foi calculado a partir da equação (61), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 13000 + 95A_{1,1}^1 \quad (61)$$

Tabela 37. Custo de equipamento para o trocador E-03

Custo (USGC2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
16.261,338	77.078,743	267.436,702

3.3.5. Trocador de Calor E-04

O trocador E-04 tem como finalidade pré-aquecer a corrente de isobutano misturada com o gás hidrogênio de aporte (fluido frio), a partir do isobutano produto efluente do reator R-01 (fluido quente). A mistura de isobutano e hidrogênio, após passar pelo E-04, é direcionada para o forno F-01 com o fim de alcançar a temperatura de reação. Dessa forma, projetou-se o trocador E-04 de forma a desempenhar o máximo de troca térmica possível, tendo como justificativa o fato de que o forno possui gasto frequente de combustível, o que encarece

consideravelmente o projeto, enquanto que o E-04 não possui gastos com serviços auxiliares, pois utiliza os próprios produtos do processo. Além disso, o fluido quente, após passar pelo E-04, precisa passar pelo E-05 para atingir a temperatura de alimentação da coluna C-02 a partir de água de refrigeração (fluido frio). Esse projeto do trocador E-04 também permite economia com água de refrigeração para o trocador E-05. Também, ao diminuir consideravelmente a área de troca térmica do E-05, possibilita a aquisição de um trocador mais simples.

Para a torre otimizada com 140 pratos, a corrente quente entra no trocador a uma temperatura de 342,9 °C e sai a uma temperatura de aproximadamente 151,3 °C. O fluido frio é alimentado a uma temperatura de 37,23 °C e a sua temperatura de saída é de 163,4 °C. Os parâmetros necessários para o cálculo do coeficiente de troca térmica são apresentados da Tabela 38.

Tabela 38. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-04

h_{quente} (kcal/h.m ² .°C)	h_{frio} (kcal/h.m ² .°C)	r_{quente} (h.m ² .°C/kcal)	r_{frio} (h.m ² .°C/kcal)
325	325	0,0003	0,0003

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 39.

Tabela 39. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-04

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m ² .°C/kcal)	U (kcal/h.m ² .°C)	A (m ²)	$A_{1,1}$ (m ²)
5,208.10 ⁵	144,321	0,96	148,064	25,388	27,926

Observando-se a área sobredimensionada, verifica-se que esta encontra-se em um intervalo entre 20m² e 50m². Dessa forma, após cálculo comparativo entre casco e tubos concêntricos, optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo com tubo em U (AEU), 1-4, 76 tubos, com o fluido quente escoando pelo tubo e o frio pela carcaça. O seu custo encontra-se na Tabela 40 e foi calculado a partir da equação (62), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 10000 + 88A_{1,1}^1 \quad (62)$$

Tabela 40. Custo de equipamento para o trocador E-04

Custo (USGC2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
12.457,51	59.048,60	204.878,31

3.3.6. Trocador de Calor E-05

O trocador E-5 tem como objetivo resfriar o isobutano produto proveniente do E-4 (fluido quente) até a temperatura de alimentação da coluna C-2 a partir de água de refrigeração (fluido frio). Para as torres otimizadas, a corrente quente entra no trocador a uma temperatura de 151,3 °C e sai a uma temperatura de aproximadamente 120,1°C. O fluido frio é alimentado a uma temperatura de 31 °C e a sua temperatura de saída é de 49 °C. Os parâmetros necessários para o cálculo do coeficiente de troca térmica são apresentados da Tabela 41.

Tabela 41. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-05.

h_{quente} (kcal/h.m².°C)	h_{frio} (kcal/h.m².°C)	r_{quente} (h.m².°C/kcal)	r_{frio} (h.m².°C/kcal)
325	5700	0,0003	0,0004

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 42.

Tabela 42. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-05

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m².°C/kcal)	U (kcal/h.m².°C)	A (m²)	$A_{1,1}$ (m²)
$2,703 \cdot 10^5$	95,548	1	253,013	11,181	12,299

Como a área de troca é pequena, menor que 15m², optou-se pelo trocador do tipo tubo duplo, também chamado de tubos concêntricos, em contracorrente pela sua simplicidade, com o fluido quente escoando pelo tubo interno. O custo encontra-se na Tabela 43 e foi calculado a partir da equação (63), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 500 + 1100A_{1,1}^1 \quad (63)$$

Tabela 43. Custo de equipamento para o trocador E-05

Custo (USGC2006)	Imobilizado (U\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
14.029,01	66.497,52	230.723,51

3.3.7. Condensador E-06

Os vapores que são gerados na parte superior da coluna C-2 passam pelo condensador parcial (trocador E-6). O processo de condensação ocorre por meio de troca térmica com água de refrigeração. Dessa forma, a água é o fluido frio, enquanto a corrente de vapor de hidrocarbonetos que se condensa é o fluido quente. A corrente quente entra no condensador a uma temperatura de 73,7 °C e sai do condensador a uma temperatura de 48,95 °C. O fluido frio é fornecido a uma temperatura de 31 °C e a sua temperatura de retorno é de 49°C.

Os valores de coeficiente de formação de crosta para os fluidos de trabalho e valores aproximados de coeficiente convectivo são mostrados na Tabela 44.

Tabela 44. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-06.

h_{quente} (kcal/h.m².°C)	h_{frio} (kcal/h.m².°C)	r_{quente} (h.m².°C/kcal)	r_{frio} (h.m².°C/kcal)
1450	5700	0,0003	0,0004

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 45.

Tabela 45. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-06

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m².°C/kcal)	U (kcal/h.m².°C)	A (m²)	$A_{1,1}$ (m²)
3,713.10 ⁵	21,146	0,85	638,939	32,331	35,564

Optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo cabeçote flutuante com anel bipartido (AES), 1-4, 128 tubos, com a corrente da coluna passando pela carcaça, e a água de refrigeração pelos tubos. O seu custo encontra-se na Tabela 46 e foi calculado a partir da equação (64), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 11000 + 115A_{1,1}^1 \quad (64)$$

Tabela 46. Custo de equipamento para o trocador E-06

Custo (USGC2006)	Imobilizado (U\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
15.089,91	71.526,18	248.171,22

3.3.8. Refervedor E-07

Uma parte da fração correspondente acumulada no fundo da coluna C-2 é enviada ao refervedor (E-7) para gerar o vapor que será devolvido à torre de fracionamento. O processo ocorre por meio de troca térmica com vapor de água. Dessa forma, a água é o fluido quente enquanto que a corrente de hidrocarbonetos que evapora é o fluido frio. O fluido quente é fornecido a uma temperatura de operação de 218°C, sendo então 240 °C a temperatura de projeto. A água sai a essa mesma temperatura, visto que permanece constante no processo de condensação. A temperatura da corrente de fluido frio de entrada no refervedor possui temperatura de 115,4 °C e 115,9 °C de saída.

Os valores de coeficiente de formação de crosta para os fluidos de trabalho e valores aproximados de coeficiente convectivo são mostrados na Tabela 47.

Tabela 47. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-07.

h_{quente} (kcal/h.m².°C)	h_{frio} (kcal/h.m².°C)	r_{quente} (h.m².°C/kcal)	r_{frio} (h.m².°C/kcal)
9950	1100	0,0001	0,0003

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 48.

Tabela 48. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-07

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m².°C/kcal)	U (kcal/h.m².°C)	A (m²)	$A_{1,1}$ (m²)
$3,824 \cdot 10^5$	124,350	1	709,424	4,335	4,768

Optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo (AKT) com circulação termosifão, 1-2, com vapor de água condensando nos tubos. O seu custo encontra-se na Tabela 49 e foi calculado a partir da equação (65), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 13000 + 95A_{1,1}^1 \quad (65)$$

Tabela 49. Custo de equipamento para o trocador E-07

Custo (USGC2006)	Imobilizado (US\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
13.452,98	63.767,14	221.250,04

3.3.9. Trocador de Calor E-08

O trocador E-8 resfria o isobutano (fluido quente) para que este seja enviado para a armazenagem, a partir de água de refrigeração (fluido frio). A corrente quente entra no trocador a uma temperatura de 115,9 °C e sai a uma temperatura de 40 °C. O fluido frio é alimentado a uma temperatura de 31 °C e a sua temperatura de saída é de 49 °C. Os parâmetros necessários para o cálculo do coeficiente de troca térmica são apresentados da Tabela 50.

Tabela 50. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-08.

h_{quente} (kcal/h.m ² .°C)	h_{frio} (kcal/h.m ² .°C)	r_{quente} (h.m ² .°C/kcal)	r_{frio} (h.m ² .°C/kcal)
325	5700	0,0003	0,0004

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 51.

Tabela 51. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-08

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m ² .°C/kcal)	U (kcal/h.m ² .°C)	A (m ²)	$A_{1,1}$ (m ²)
1,913.10 ⁵	28,864	0,95	253,013	27,574	30,331

Observando-se a área sobredimensionada, verifica-se que esta encontra-se em um intervalo entre 20m² e 50m². Dessa forma, após cálculo comparativo entre casco tubo e tubos concêntricos, optou-se pelo projeto de um trocador do tipo casco e tubo com tubo em U (AEU), 1-4, 84 tubos, com água de refrigeração escoando pelo tubo e o fluido quente pela carcaça. O seu custo encontra-se na Tabela 52 e foi calculado a partir da equação (66), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 10000 + 88A_{1,1}^1 \quad (66)$$

Tabela 52. Custo de equipamento para o trocador E-08

Custo (USGC2006)	Imobilizado (U\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
12.669,13	60.051,69	208.358,69

3.3.10. Trocador de Calor E-09

O trocador E-9 tem como objetivo finalizar o resfriamento do butano produto proveniente do E-1 (fluido quente) a partir de água de refrigeração (fluido frio), a fim de que se alcance a temperatura para armazenagem. Para a torre otimizada com 140 pratos, a corrente quente entra no trocador a uma temperatura de 342,9 °C e sai a uma temperatura de aproximadamente 151,3 °C. O fluido frio é alimentado a uma temperatura de 37,23 °C e a sua temperatura de saída é de 163,4 °C. Os parâmetros necessários para o cálculo do coeficiente de troca térmica são apresentados da Tabela 53.

Tabela 53. Coeficientes de troca térmica por convecção, de formação de crosta e globais de troca térmica para E-09.

h_{quente} (kcal/h.m².°C)	h_{frio} (kcal/h.m².°C)	r_{quente} (h.m².°C/kcal)	r_{frio} (h.m².°C/kcal)
325	5700	0,0003	0,0004

Os parâmetros necessários para o cálculo da área do trocador, bem como a área sobredimensionada, estão presentes na Tabela 54.

Tabela 54. Parâmetros para o cálculo da área do trocador E-09

q (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	F_T (h.m².°C/kcal)	U (kcal/h.m².°C)	A (m²)	$A_{1,1}$ (m²)
$7,613.10^4$	10,573	0,86	253,013	33,091	36,400

O projeto do tipo de trocador de calor foi realizado a partir de cálculo térmico rigoroso do software *Aspen HYSYS*. O estudo demonstrou o BEU como o de menor custo, seguido do AEU, entretanto, com uma pequena diferença. Analisando o custo-benefício ao considerar que o BEU possui tampo inteiriço, optou-se então pelo tipo casco e tubo com tubo em U (AEU), 1-2, com o butano produto escoando pela carcaça e a água de refrigeração pelo tubo. O seu custo encontra-se na Tabela 55 e foi calculado a partir da equação (67), que exprime a fórmula de cálculo particular para esse tipo de equipamento.

$$C = 10000 + 88A_{1,1}^1 \quad (67)$$

Tabela 55. Custo de equipamento para o trocador E-09

Custo (USGC2006)	Imobilizado (U\$2006)	Imobilizado (R\$2016)
13.203,17	62.583,03	217.141,57

3.4. Forno (F-01)

Os fornos possuem uma construção básica (em sua maioria), consistindo em uma câmara de material metálico, com um revestimento no interior feito por um forro refratário, em formatos retangulares ou cilíndricos com tubos ao redor da parede, dispostos de forma horizontal ou vertical, de acordo com o *design* ou aplicação (BERGMAN, 1978), costumando ser requeridas quando há a necessidade de alcançar altas temperatura os quais são aquecidos por produtos da combustão de um combustível. As aplicações mais comuns dos fornos são em: pré-aquecimento da alimentação para colunas e reatores de refinarias, onde o fluido da alimentação pode ser vaporizado em 60%; *reboilers* para colunas, utilizando unidades diretas entre outros (TOWLER, 2008).

A transferência de calor dos fornos ocorre predominantemente através da radiação, a qual é emitida pelos seus queimadores que recebem combustível líquido ou gasoso juntamente com o ar necessário para a combustão. Essa reação forma gases de exaustão. O fluido que circula os tubos é aquecido por uma fração da energia liberada por essa reação, enquanto outra parte se perde com gases de exaustão, que são liberados a alta temperatura. Uma parte também é perdida por condução através das paredes da câmara (CAO, 2009).

3.4.1. Dimensionamento do forno F-01

Para o dimensionamento do forno (F-01) desse projeto utilizamos o método de Lobo e Evans, por ser uma maneira mais prática de dimensionar esse equipamento, uma vez que seu projeto geralmente é dado de maneira complexa.

O combustível do forno utiliza de um excesso de ar que é injetado no queimador e misturado com o combustível para atomizá-lo, sendo para combustíveis líquidos o excesso mínimo de ar de 25% (KERN, 1983).

Apesar da transferência de calor se dar por radiação, os projetos mais modernos incluem uma seção menor acima da seção radiante, na qual a transferência de calor dos gases de combustão se dá por convecção. Primeiramente, o fluido de processo é pré-aquecido na zona convectiva, então se dirigindo para a zona radiante, o que permite que o calor seja melhor aproveitado, A capacidade dos fornos pode variar de 3 a 100 MW (TOWLER, 2008).

A planta de isobutano possui apenas um forno, por se tratar de um fluido não corrosivo, escolhemos o aço carbono como material dos tubos. Nesse forno é necessário aquecer de 163,4°C até 320°C uma corrente de vazão 84.76 kmol/h contendo propano, i-buteno e 1-buteno antes da corrente entrar no reator R-01.

Aplicando o método de Lobo e Evans, a fim de projetar a seção radiante, iniciamos com o valor de fluxo de calor (Q), adquirido através da simulação, usado para aquecer o fluido de processo. A densidade de fluxo de calor (\dot{q}) escolhida foi de 12.000 BTU/h, é um valor médio para a seção radiante de um forno. Foi assumido que:

$$\frac{\sum Q}{\alpha_{pe} \times A_l} = 2\dot{q} \quad (68)$$

Inicialmente, considerou-se $f_e = 0,57$ então, se efetuou:

$$\frac{\sum Q}{\alpha_{pe} \times A_l \times f_e} \quad (69)$$

A temperatura das paredes do tubo é definida. Dessa forma, é possível estimar graficamente a temperatura dos gases de exaustão através do gráfico 19.4 do livro do Kern (1983).

Sabendo a eficiência de combustão (η), o calor do combustível (Q_F) foi calculado:

$$Q_F = \frac{Q_T}{\eta} \quad (70)$$

Sabendo-se o seu poder calorífico inferior (C_F) calculamos a massa de combustível (m_F):

$$m_F = \frac{Q_F}{C_F} \quad (71)$$

Usando a relação estequiométrica ar/combustível, determina-se a massa de ar necessária para combustão (m_A):

$$m_A = (1 + Ex) \times \frac{ar}{combustível} \times m_F \quad (72)$$

Na qual Ex representa o excesso de ar que será adicionado ao forno. O calor do ar (Q_A) foi calculado usando a vazão mássica de ar (m_A) e a capacidade calorífica do ar (cp_A) por meio da equação abaixo:

$$Q_A = m_A \times cp_A \times (T_A - T_R) \quad (73)$$

Em que T_A é a temperatura do ar e T_R é a temperatura de referência.

Conhecendo-se a relação entre vapor de atomização/combustível, calculou-se a vazão de vapor necessária para atomizar o combustível (m_S).

$$m_S = \frac{vapor}{combustível} \times m_F \quad (74)$$

O calor (Q_S) pôde então ser obtido pela expressão:

$$Q_S = m_S \times cp_S \times (T_S - T_R) \quad (75)$$

Levou-se em consideração que as perdas de calor pelas paredes do forno (Q_W) correspondem a 2% do calor do combustível.

$$Q_W = 0,02 \times Q_F \quad (76)$$

O calor dos gases de exaustão (Q_G) foi calculado da seguinte maneira:

$$Q_G = m_F \times (1 - G) \times cp_{G\text{médio}} \times (T_G - 520) \quad (77)$$

Na qual T_G é a temperatura dos gases de exaustão que se encontra em °R, $cp_{G\text{médio}}$ refere-se ao calor específico médio dos gases de exaustão e G é a relação entre ar e combustível.

O balanço de calor é dado por:

$$Q = Q_A + Q_S + Q_F + Q_R - Q_G - Q_W \quad (78)$$

No qual Q_R refere-se ao calor dos gases recirculantes e pode ser negligenciado durante o cálculo.

Após ter a geometria dos tubos definida, o número de tubos (N_t) necessário para a troca térmica foi calculado:

$$N_t = \frac{Q}{2 \times \pi \times l \times \dot{q}} \quad (79)$$

Em que l representa o comprimento do tubo.

Uma vez que apenas parte da energia incidente será absorvida, é preciso considerar uma área (A_1), chamada de plano equivalente, que é definida por:

$$A_1 = S \times l \times N_t \quad (80)$$

Onde s refere-se à separação centro a centro dos tubos.

A eficiência desse plano é dada por α_{pe} , que graficamente é obtida ao se saber a relação entre as distâncias centro a centro dos tubos (s) e seu diâmetro.

Para o projeto, o tipo de forno utilizado foi o do tipo caixa, devido a sua indicação para pré-aquecer a alimentação de reatores de refinarias. A área superficial total A_T da seção radiante foi, então, calculada. Com isso, a área refratária efetiva (A_R) foi obtida usando a seguinte expressão:

$$A_R = A_T - \alpha_{pe} \times A_1 \quad (81)$$

Portanto, para o forno da planta de produção de isobutano em questão, um arranjo tubular foi considerado de forma que a razão do número de tubos nas paredes laterais e do topo fosse de 2:1.

A partir da separação entre os tubos e seu comprimento, foram calculadas as dimensões do forno. Sabendo a razão entre a altura, largura e comprimento do forno e o comprimento médio do feixe de radiação foi calculado segundo a tabela abaixo:

Tabela 56. Cálculo para fornos do tipo caixa

Razão entre as dimensões	Comprimento médio do feixe de radiação L (ft ²)
1-1-1 até 1-1-3	$\frac{2}{3} \times (\text{Volume do forno})^{1/3}$
1-2-1 até 1-2-4	
1-1-4 até 1-1-inf	1,0 × menor dimensão
1-2-5 até 1-2-inf	1,3 × menor dimensão
1-3-3 até 1-inf-inf	1,8 × menor dimensão

A emissividade dos gases pode ser obtida graficamente, sabendo-se o produto entre p e L , bem como a temperatura dos gases de exaustão. A pressão parcial p de vapor de água e CO_2 da combustão também pode ser obtida por gráficos simples, conhecendo-se o excesso de ar utilizado.

Então, um novo fator f pode ser determinado. Dessa forma, a equação (69) é novamente resolvida e é verificado T_G . Se a diferença entre as temperaturas dos gases de exaustão for grande, repete-se o uso da equação (69) para achar um novo T_G .

Foi resolvido de forma iterativa até que se possuísse uma diferença entre as temperaturas, de no máximo 50 °C para o processo.

O combustível utilizado no forno foi o gás natural e suas propriedades e relações estequiométricas foram consultadas na literatura e listadas abaixo.

Tabela 57. Propriedades do combustível

Eficiência (η)	0,75
Poder calorífico inferior C_F do gás (kcal/kg)	9523,035
lb ar/ lb combustível	17,44
lb vapor de atomização/ lb combustível	0,3

O calor específico do ar foi obtido considerando a temperatura de referência de 15,5°C ou 60°F. A temperatura de entrada do ar no forno foi definida como sendo de 163,4°C e nas paredes dos tubos foi definida como 241,7°C. Um excesso de 25% de ar foi assumido.

Abaixo, encontram-se os valores da potência requerida no forno F-01, bem como a temperatura do gás de exaustão e as vazões mássicas dos serviços auxiliares:

Tabela 58. Parâmetros do forno

Potência (MW)	1,73
Temperatura do gás de exaustão T_G (°C)	901,67
Massa de combustível - m_F (kg/hr)	213,67
Massa de ar - m_A (kg/hr)	4658,03
Vapor de atomização - m_S (kg/hr)	64,12

A separação centro a centro dos tubos (s) foi calculada pela relação $s/D = 2$. Essa relação foi estabelecida partindo do pressuposto de que a potência é inferior a 3MW. Na Tabela 59 estão apresentadas as características adotadas para os tubos e as dimensões do forno F-01.

Tabela 59. Dimensões do forno

Parâmetros	Valor
Número de tubos	40
Diâmetro dos tubos (polegadas)	4
Comprimento dos tubos (m)	3,657
Separação centro a centro de tubo (m)	203,2
Altura (m)	3,251
Largura (m)	2,032
Área da seção radiante (m ²)	50,37

3.5. Bombas

O transporte de fluidos é necessário para que os processos industriais estejam interconectados. Uma bomba cede a energia para o escoamento por meio da movimentação de um fluido (MCCABE, 2005). Neste projeto, as oito bombas presentes na planta industrial são centrífugas, em que quatro delas são reservas.

A bomba centrífuga é a bomba mais comum na indústria e na agricultura, devido ao intervalo amplo de condições de operação, como vazão e pressão, e aos custos menores quando comparados às outras bombas (USHA; SYAMSUNDAR, 2010). Esse tipo de equipamento é caracterizado por possuir um rotor que exerce sobre o fluido uma força, transferindo quantidade de movimento ao fluido e gerando aceleração no mesmo. O fluido flui axialmente em direção ao impulsor, é desviado por ele e flui para fora através de aberturas entre as palhetas (EUGENE; LORENC; ERICKSON, 2004). Desta forma, na saída da bomba, há a elevação da velocidade e da pressão do fluido.

O projeto da bomba é direcionado pela vazão que a bomba proporciona e que fatores como diferença de pressão e potência fornecida ao fluido interferem no dimensionamento.

A diferença entre as pressões de impulsão e aspiração resulta na variação de pressão (ΔP) que a bomba deve fornecer ao líquido, conforme a equação 82.

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{aspiração} \quad (82)$$

O cálculo referente à pressão de aspiração ($P_{aspiração}$) depende da pressão da unidade de origem do fluido ($P_{anterior}$), da carga hidrostática resultante da altura de líquido (h_{fluido}), da aceleração da gravidade (g), da densidade do fluido (ρ_{fluido}) e da perda de carga do sistema (h_L), conforme a equação 83.

$$P_{aspiração} = P_{anterior} + \rho_{fluido} \cdot g \cdot h_{fluido} - h_L \quad (83)$$

O cálculo referente à pressão de impulsão ($P_{impulsão}$) depende da pressão da unidade posterior em que o fluido irá percorrer, da carga hidrostática devido à altura de líquido, da aceleração da gravidade, da densidade mássica do fluido e da perda de carga no sistema, conforme a equação 84.

$$P_{impulsão} = P_{posterior} + \rho_{fluido} \cdot g \cdot h_{fluido} - h_L \quad (84)$$

A carga ou head (H) de uma bomba centrífuga é a altura de fluido em que o equipamento pode impulsar e é calculada conforme a equação abaixo:

$$H = \frac{\Delta P}{g \cdot \rho_{fluido}} \quad (85)$$

O cálculo referente a potência fornecida pela bomba, conforme a equação 86, depende da diferença de pressão, a vazão volumétrica (Q) e as eficiências hidráulica (η_h) e elétrica (η_e), é possível calcular a potência fornecida pela bomba com a equação 86.

$$Pot = \frac{Q \cdot \Delta P}{\eta_h \cdot \eta_e} \quad (86)$$

A eficiência hidráulica, devido às perdas de calor por atrito, foi considerada o valor de 0,45 e a eficiência elétrica, devido às perdas de calor no motor, de 0,9. A potência da bomba de refluxo (B-01, B-03) é sobredimensionada em 120% e as bombas de carga (B-02, B-04) em 110%, conforme as especificações de projeto.

Um fator importante a ser considerado é o NPSH (Net Positive Suction Head) que é a carga líquida de sucção do sistema necessária para não ocorrer cavitação da bomba. Para isso, a pressão de aspiração deve ser maior que a pressão de vapor do líquido e o NPSH disponível deve ser maior que o NPSH requerido que é fornecido pelo fabricante do equipamento. Na equação 87, a pressão de vapor do líquido (P_{vap}) está nas condições de processo.

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{asp} - P_{vap}}{\rho_{destilado} \cdot g} \quad (87)$$

A equação do custo da bomba (C_{bomba}) considera a vazão de entrada (Q) e a equação do custo do motor (C_{motor}) depende da potência hidráulica da bomba (Pot), conforme as equações 88 e 89 (SINNOTT; TOULER, 2008).

$$C_{bomba}(US\$2006) = 3300 + 48 \cdot Q^{1,2} \quad (88)$$

$$C_{motor}(US\$2006) = 920 + 600 \cdot Pot^{0,7} \quad (89)$$

Desta forma, a equação do custo total da bomba (C_{total}) é a soma dos dois custos, conforme a equação 90. Além disso, o valor é dobrado devido a instalação de duas bombas paralelas, no caso de manutenção ou apresentação de falhas, a fim de manter a operação.

$$C_{total} = 2 \cdot (C_{bomba} + C_{motor}) \quad (90)$$

Semelhantemente ao cálculo feito para a coluna de destilação, o custo total das bombas, calculado em dólar de 2006, foi corrigido para o ano de 2016, considerando os índices CEPCI (2016/2006) e, em seguida, realizou-se a conversão monetária de dólar para real, de acordo com a cotação desta moeda nesse mesmo ano.

A Tabela 60 tem os dados obtidos para as bombas B-01, B-02, B-03 e B-04.

Tabela 60. Dimensionamento das bombas

	B-01	B-02	B-03	B-04
Q (m³/h)	85,18	7,64	10,62	17,93
ρ (kg/m³)	522,50	522,60	474,70	556,90
ΔP (kg/cm²)	4,77	24,11	2,63	4,60
H (m)	91,20	47,03	55,83	8,42
NPSH (m)	8,20	12,15	8,35	9,87
Pot (kW)	32,77	1,52	2,26	0,68
Custo (R\$2016)	214.404,93	171.885,62	147.241,75	167.395,82

4 CONTROLE, INSTRUMENTAÇÃO E SEGURANÇA

4.1. Instrumentação de controle

Instrumentação e controle de processos em plantas industriais envolvem uma ampla gama de tecnologias e são utilizados em dezenas de aplicações (DUNN, 2005).

Os sistemas de controle automático nas indústrias químicas operam em paralelo à linha de produção e são utilizados para monitorar e registrar as condições de máquinas, produtos e processos (DUNN, 2017). Os principais objetivos do sistema de controle são a minimização da intervenção humana, manutenção de condições de segurança operacional e garantia de respostas em tempo real (GUTIERREZ; PAN, 2008).

O controlador é um dispositivo que monitora e altera as variáveis de saída de um sistema dinâmico através da manipulação das variáveis de entrada do sistema. Por esse motivo, as variáveis de saída recebem o nome de controladas, enquanto as variáveis de entrada são chamadas de manipuladas (GUTIERREZ; PAN, 2008).

Uma malha de controle é um circuito composto por sensores, controladores e atuadores, que realiza o ciclo de ações básicas necessárias ao controle automático de um processo industrial. Uma planta industrial completa geralmente é composta por centenas de malhas de controle que executam a automação total da máquina ou unidade produtiva (GUTIERREZ; PAN, 2008).

As estratégias de controle utilizadas na otimização de um processo químico são tão importantes quanto seu projeto. Se a estratégia de controle não é definida de maneira correta ou se a sintonia dos controladores não é eficaz, o desempenho e a segurança da planta podem ser drasticamente afetados (MULLER, 2012).

A definição da estratégia de controle diz respeito a determinar quais variáveis devem ser controladas, quais devem ser manipuladas e como essas variáveis devem estar interconectadas (AYALA, 2005). Dessa maneira, a definição da estratégia a ser adotada é uma tarefa complexa, que demanda profundo conhecimento do processo e da teoria de controle (AYALA, 2005).

O controle é capaz de prever o comportamento futuro do processo através de um modelo dinâmico (NORMEY-RICO *et al.*, 2005). As suas ações são então calculadas de modo a tornar mínima a diferença entre a trajetória real do processo e a trajetória de referência (NORMEY-RICO *et al.*, 2005).

Por sua vez, a instrumentação é o ramo da engenharia que trata do projeto, fabricação, especificação, montagem, operação e manutenção dos instrumentos para a medição, alarme,

monitoração e controle das variáveis do processo industrial (RIBEIRO, 1999). As variáveis típicas incluem pressão, temperatura, vazão e nível (RIBEIRO, 1999). Dessa maneira, a instrumentação é considerada a base para o controle de processos na indústria, mostrando a localização do instrumento, sua função principal, o número do circuito de controle do processo e seu intervalo (DUNN, 2005).

Os instrumentos possibilitam a verificação, a garantia e a repetibilidade da qualidade dos produtos. O conjunto de normas ISO 9000 exige que os instrumentos que impactam a qualidade do produto tenham um sistema de monitoramento, no qual estão incluídas sua manutenção e calibração documentada (RIBEIRO, 1999).

Ao longo dos anos, a função de controle do operador foi substituída por instrumentos e sensores que fornecem medições e indicações muito precisas, tornando a função de controle totalmente independente do operador (DUNN, 2017). Ademais, a qualidade do controle somente é garantida por um bom sistema de medição. Nesse contexto, a maior diferença entre um instrumento e um sensor é que um instrumento mede e mostra a magnitude de uma variável física, enquanto um sensor é um dispositivo que mede a amplitude da variável, mas não fornece uma indicação direta do valor (DUNN, 2017).

Devido aos rápidos avanços na tecnologia, os instrumentos em uso hoje podem se tornar obsoletos amanhã, com a introdução de novas e mais eficientes técnicas de medição (DUNN, 2017). Essas mudanças estão sendo impulsionadas pela necessidade de maior precisão, qualidade, precisão e desempenho (DUNN, 2017).

4.2. Análise HAZOP

Análise Hazop (*Hazard and Operability Studies*) é um estudo de risco da operabilidade de um projeto, quando aplicado indica ameaças potenciais que podem surgir devido a desvios do design pretendido na operação (TOWLER, 2008).

O forno é um equipamento de operação altamente perigoso, pois trabalha com elevadas temperaturas, diante disso foi feita a análise HAZOP desse equipamento e as correções tomadas aperfeiçoaram o sistema de controle e segurança.

Descrição das instalações de segurança do forno F-01:

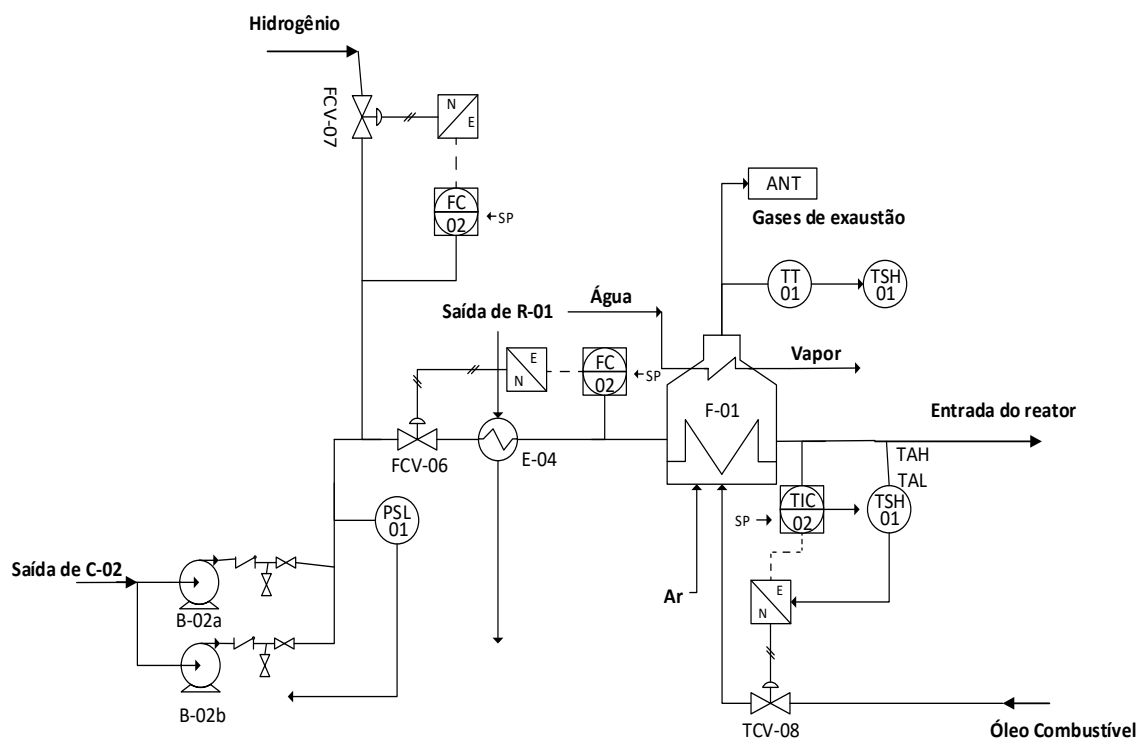


Figura 13. Diagrama P&ID do Forno

O sistema de proteção do forno conta com o intertravamento PSL-02 que aciona a bomba centrífuga reserva em caso de pressão abaixo da especificada. Por sua vez, o intertravamento TSH-02 é responsável por acionar o fechamento da válvula FCV-08 caso haja aumento de temperatura dos gases de exaustão acima da especificada no processo. Finalmente, o sistema de intertravamento TSH-02, recebendo o sinal do transmissor de temperatura TIT, atua no corte de fluxo da válvula FCV-08 ao detectar elevação de temperatura na corrente de saída do forno.

Considerações prévias de análise

As seguintes hipóteses são assumidas considerando o sistema operando em condições normais:

- A bomba B-02a impulsiona a corrente de saída do pulmão C-02 para entrada do forno F-01. O sistema conta com a bomba reserva B-02b que entra em operação somente quando ocorre queda de pressão tubulação subsequente.
- A remoção dos gases do forno é feita unicamente por tiragem natural, assim como não há nenhum sistema de impulsão na entrada de ar na câmara.
- O calor residual dos gases utilizado para vaporização da corrente de água na seção convectiva é desprezível, não alterando o funcionamento do sistema.

A Tabela 61 a seguir apresenta o estudo preliminar, via matriz de interação, da detecção da periculosidade das substâncias em condições normais e anômalas de processo.

Tabela 61. Matriz de interação expondo as substâncias e condições responsáveis por oferecer possíveis riscos ao processo.

	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	Comentários
Isobutano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Líquido Inflamável
Propano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
Hidrogênio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
1-buteno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
Isobuteno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
Metano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
Etano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
N-butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Atmosfera Explosiva
Óleo Combustível	-	-	-	-	-	-	-	-	-	X	Líquido Inflamável
Ar	X	X	X	X	X	X	X	X	X	-	Atmosfera Explosiva
Temperatura de Trabalho	X	X	X	X	X	X	X	X	X	-	Líquido e Gás Inflamáveis
Excesso de Temperatura	X	X	X	X	X	X	X	X	X	-	Atmosfera Explosiva e Incrustações

Por meio da elaboração da matriz de interação foram identificadas as seguintes situações de risco:

- A presença de ar na tubulação da corrente de entrada no forno F-01 pode favorecer a formação de atmosfera explosiva.
- O contato do ar com o óleo combustível, que é um líquido inflamável, pode favorecer a formação de atmosfera explosiva.
- A ocorrência de temperatura acima da especificada na corrente pode provocar o aumento de incrustação na tubulação.

Análise HAZOP

As Tabelas 62 e 63 apontam os resultados obtidos após realização da análise HAZOP das correntes do forno F- 01.

Tabela 62. Análise HAZOP da corrente de hidrocarbonetos e hidrogênio entrada do forno F-01.

Palavra-Guia	Variável	Causas Possíveis	Consequências Possíveis	Proteção do Sistema	Medidas Corretivas
Mais	Temperatura	1.Falha do laço de controle da temperatura de saída da corrente. 2.Vazão abaixo do especificado da corrente de entrada através do forno por falha na bomba.	Decomposição da corrente e do óleo térmico e aquecimento dos gases exaustão.	1.Nenhuma. 2. O FIC-07 detectaria o erro e regularia a vazão da corrente.	Inserir sistema de intertravamento (TSH-02) do óleo combustível independente à de controle de temperatura de saída do forno.
Menos	Temperatura	Falha no laço de controle da temperatura de saída da corrente	Perda de rendimento e produtividade devido à diminuição da cinética da reação	Nenhuma	Instalar TAL na saída da corrente.
Mais	Vazão	Não se aplica.	-	-	-
Inverso	Vazão	Não se aplica.	-	-	-
Não/Menos	Vazão	1. Falha em B-01a. 2.Falha elétrica que afete a operação das duas bombas.	1.2. Aumento da temperatura dos tubos do F-01, com perigo de rompimento e/ou formação de incrustação.	1. PSL-02 ativar a bomba de reserva. 2.Nenhuma. 3.Nenhuma.	1.Instalação de um TSL -02 que pare o fluxo de óleo combustível. 2. Instalação de um FSL-01 que bloqueie o funcionamento das bombas.

		3.Falha nas bombas por problemas de fornecimento de óleo de lubrificação.	3.Possibilidade de causar danos mecânicos na bomba.		
Mais	Pressão	1.Válvula de retenção bloqueada. 2. Obstrução dos tubos por incrustações.	Danos ao sistema de bombeamento, o qual atingirá pressão máxima	1.2. Nenhuma	1.2. Válvula de alívio de pressão PSV -03. 1.2. Intertravamento PSHH -04 na bomba por pressão muito alta
Menos	Pressão	Rompimento do tubo dentro do forno	Vazamento da corrente dentro do forno, promovendo queima e/ou explosão. Ativação desnecessária da B-01b	Nenhuma.	Instalar sensor/transmissor com intertravamento Instalar PSL-03 na válvula FCV-07.
Outra	Composição.	Não se aplica.	-	-	-

Tabela 63. Análise HAZOP da corrente de óleo combustível da entrada do forno.

Palavra-Guia	Variável	Causas Possíveis	Consequências Possíveis	Proteção do Sistema	Medidas Corretivas
Mais	Temperatura	Não se aplica.	-	-	-
Menos	Temperatura	Não se aplica	-	-	-
Mais	Vazão	Falha no laço de controle da temperatura de saída da corrente do forno com abertura da válvula.	Aumento da temperatura nas tubulações do forno com possibilidade de incrustação e rompimento dos tubos.	Nenhuma	Inserir sistema de intertravamento (FSH-01) do óleo combustível independente à de controle de temperatura de saída do forno.
Não/Menos	Vazão	Falha no laço de controle da temperatura de saída da corrente do forno com abertura da válvula.	Diminuição ou extinção da chama do forno	Nenhuma	Instalar um medidor de pressão com alarme PAL em PT-02 após válvula FCV-06
Inverso	Vazão	Não se aplica	-	-	-
Mais	Pressão	Não se aplica	-	-	-
Menos	Pressão	Rompimento da tubulação da corrente de combustível	Diminuição ou extinção da chama do forno	Nenhuma	Medida corretiva já adotada. Diminuição da vazão na corrente de combustível.
Outra	Composição.	Não se aplica.	-	-	-

Após a realização da análise HAZOP, o diagrama de fluxo do forno F01 proposto na Figura 13 foi modificado, implantando as seguintes medidas corretivas:

- Sistema de intertravamento FSH-01 do óleo combustível independente à de controle de temperatura de saída do forno, atuando no caso desse laço de controle falhar. Esse sistema também poderá solucionar problemas causados por possível aumento na vazão de óleo combustível.

- Alarme de baixa temperatura TAL na tubulação de saída da corrente do forno em caso de falha do laço de controle, o que resultaria na diminuição da vazão de óleo combustível, e diminuição da temperatura da corrente de hidrocarbonetos e hidrogênio.

- Sistema de intertravamento FSL-01 na corrente de hidrocarbonetos e hidrogênio que ao detectar baixa vazão da corrente, feche a entrada de combustível ou bloqueie o funcionamento das bombas.

- Válvula de alívio de pressão PSV-03 na tubulação que irá atuar em casos de pressão acima da especificada.

- Sistema de intertravamento PSHH-02 na corrente após bomba que, ao detectar pressão excessiva, a desligue.

- Sensor-transmissor de diferença de vazões mássicas da entrada e saída do forno FDT-01 com sistema de intertravamento acoplado que, ao detectar diferença de vazão, para o fluxo da corrente, evitando vazamentos.

- Alarme de pressão baixa PAL após válvula FCV-08 com o objetivo de sinalizar a ocorrência de baixa vazão ou baixa pressão de óleo combustível.

As medidas corretivas tomadas após a realização da análise HAZOP aprimoram o sistema de controle e segurança do forno F-01, atuando nas correntes de hidrocarbonetos e hidrogênio e também na corrente de óleo combustível, que são considerados os pontos críticos do processo. Dessa forma, a análise garante a proteção da instalação de qualquer condição anômala ou falha que possa ocorrer no sistema de controle do equipamento.

O diagrama de fluxo de instalação do forno F-01, após realização da análise HAZOP encontra-se disposto na Figura 14.

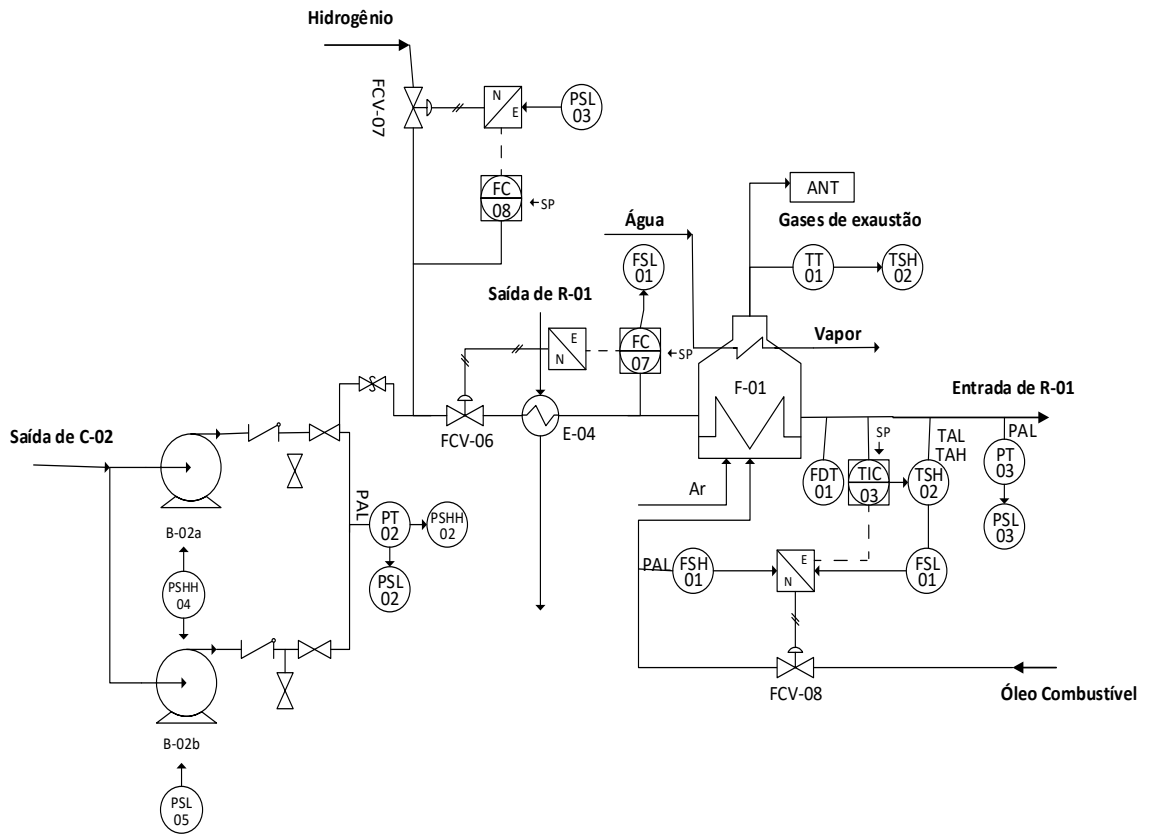


Figura 14. Diagrama P&ID simplificado do forno após a análise Hazop

4.3. Alarmes e intertravamentos

Em sistemas de controle e de monitoração é comum a presença de alarmes. A contínua monitorização e registo das variáveis observáveis em conjunto com os mecanismos de alarmes contribuem para um modelo eficaz de prevenção e manutenção da planta, essencial não só para a segurança dos equipamentos, mas também para manutenção da qualidade do processo como um todo (COELHO, 2011).

Um sistema de alarme opera dispositivos de aviso (luminoso, sonoro) após a incidência de algo indesejável ou perigoso no processo (RIBEIRO, 1999). Através de displays visuais e dispositivos sonoros, o sistema de alarme chama a atenção do operador para condições anormais do processo. Os displays visuais geralmente piscam lâmpadas piloto para indicar anomalias do processo e são codificados por cores para distinguir condições de alarme (tipicamente branca) e de desligamento (tipicamente vermelha) (RIBEIRO, 1999). Diferentes tons audíveis também podem ser usados para diferenciar condições de alarme e de desligamento (RIBEIRO, 1999).

Quando um aspecto de segurança é considerado especialmente importante em determinada parte do processo industrial, um segundo nível de alarme é incorporado no processo: o intertravamento. Sistemas de intertravamento chaveados são dispositivos de travamento mecânico operados por uma chave de transferência que será utilizada no controle do procedimento do equipamento a ser operado (DE OLIVEIRA, 2012).

O intertravamento consiste em um sistema lógico controlado por computador que, ao receber um sinal de valor muito alto ou muito baixo de uma variável, tem a finalidade de impedir o funcionamento de elementos da máquina sob condições específicas, colocando a parte que origina o problema em uma posição segura (SCHNEIDER, 2011). Estes intertravamentos devem trabalhar em função de um conjunto de procedimentos de segurança pré-estabelecidos e adequados ao sistema desenvolvido (SANTOS, 2007). Estes dispositivos são aceitos mundialmente como uma ferramenta para o gerenciamento da segurança e estão sendo adotados pela maioria das grandes operadoras mundiais de petróleo, gás e produtos químicos (DE OLIVEIRA, 2012).

4.4. Válvulas de segurança

O sistema de controle e instrumentação da planta dependem de todo um sistema eletrônico e pneumático que assegura um certo nível de segurança, porém estão suscetíveis a falhas (DUEÑAS et al., 2010).

As válvulas de segurança são adicionadas como um nível adicional, podendo assim, servir de proteção contra aumento excessivo de pressão que pode levar a rompimentos e explosão do recipiente. O objetivo é impedir que a pressão de um recipiente ultrapasse a pressão de operação, quando a pressão de seu interior supera a pressão de projeto a válvula estoura aliviando a pressão. O gás liberado pela válvula é encaminhado para uma tocha ou liberado para atmosfera. Condições de pressão elevadas podem ocorrer devido a fogo externo ou condições do processo que gerem muito calor (LIPTÁK, 1995).

O dimensionamento das válvulas de segurança é realizado pela maior vazão mássica dentre todas as possibilidades de aumento de pressão descarga. No caso da coluna de destilação o dimensionamento é realizado levando em consideração a falha no condensador, falha no refeedor ou fogo externo.

Para o cálculo de dimensionamento das falhas no condensador ou refeedor são utilizadas as equações abaixo:

$$V_{cond} = \frac{Q_{cond}}{\lambda_{vap,topo}} \quad (91)$$

Onde $\lambda_{vap,topo}$ o calor de vaporização do líquido do topo e Q_{cond} é o fluxo de calor do condensador.

$$V_{ref} = \frac{Q_{ref}}{\lambda_{vap,fundo}} \quad (92)$$

Sendo $\lambda_{vap,fundo}$ o calor de vaporização do líquido no fundo e Q_{ref} é o fluxo de calor do refeedor.

No caso do fogo externo é calculado a vazão do vapor gerado ao evaporizar o líquido acumulado no fundo do recipiente. Para isso é calculado o calor absorvido pela área molhada do recipiente. A área molhada (A) é dada por:

$$A = \pi . D . H \quad (93)$$

Onde D é o diâmetro do vaso em metros e H é a altura de líquido em metros. O calor absorvido (Q_{fogo}) em kcal/h é:

$$Q_{fogo} = 37139 . A^{0,82} \quad (94)$$

Assim a vazão mássica será dada por:

$$V_{fogo} = \frac{Q_{fogo}}{\lambda_{vap,fundo}} \quad (95)$$

Para o recipiente pulmão é necessário calcular apenas para o caso de fogo externo, portanto o dimensionamento é feito a partir das seguintes equações:

$$A_p = \frac{\pi \cdot d^2}{4} + \frac{\pi \cdot h \cdot d}{2} \quad (96)$$

$$Q_{pulmão} = 37139 \cdot A_p^{0,82} \quad (97)$$

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

$$V_{pulmão} = \frac{Q_{pulmão}}{\lambda_{vap,topo}} \quad (98)$$

Além das vazões há uma falha que pode aumentar pressão em caso haja bloqueio de válvula (DUEÑAS et al., 2010).

4.5. Tocha

As tochas propiciam um mecanismo de sistema de segurança final. São utilizadas amplamente nas unidades industriais de processos químicos para a combustão de gases perigosos inflamáveis, impedindo que, devido as conjunções adversas como a pressão no interior das tubulações e equipamentos excedam os valores máximos aceitáveis de operação (JOSÉ CARLOS DOS SANTOS, 2010). Esse mecanismo reduz as condições de sobrepressão (gases inflamáveis libertados das válvulas de alívio de pressão não planejadas no equipamento) e lida com as correntes de gás indesejadas produzidas no decorrer das situações adversas (CHEMICAL ENGINEERING, 2017).

Não foi necessário o dimensionamento da tocha devido que o equipamento disponível do complexo tem a capacidade suficiente apta para a absorção das novas descargas providas no processo, assim o coletor de tocha da planta se conectará com o coletor geral do complexo.

4.6. Tubulações

As tubulações são encarregadas pelo transporte dos fluidos do processo. Esses equipamentos são influenciados de modo direto pelo tipo de substância que será transportada. O material empregado para a composição das tubulações é o aço-carbono, devido ao seu baixo custo, características mecânicas excelentes e sua aptidão de solda e de conformação (SENAI / CST ARCELOR BRASIL, 1997).

Um fator muito significativo que influencia nos custos operativos do sistema de bombeamento é a perda de carga, que está associada com o atrito do fluido com as paredes das tubulações sendo chamada de perda de carga distribuída e com mudanças na geometria da tubulação conhecida como perda de carga localizada. Para o fluido não sofrer uma grande perda de carga foi determinado o diâmetro de cada tubulação.

O dimensionamento das tubulações foi feito no simulador HYSYS com os seguintes parâmetros:

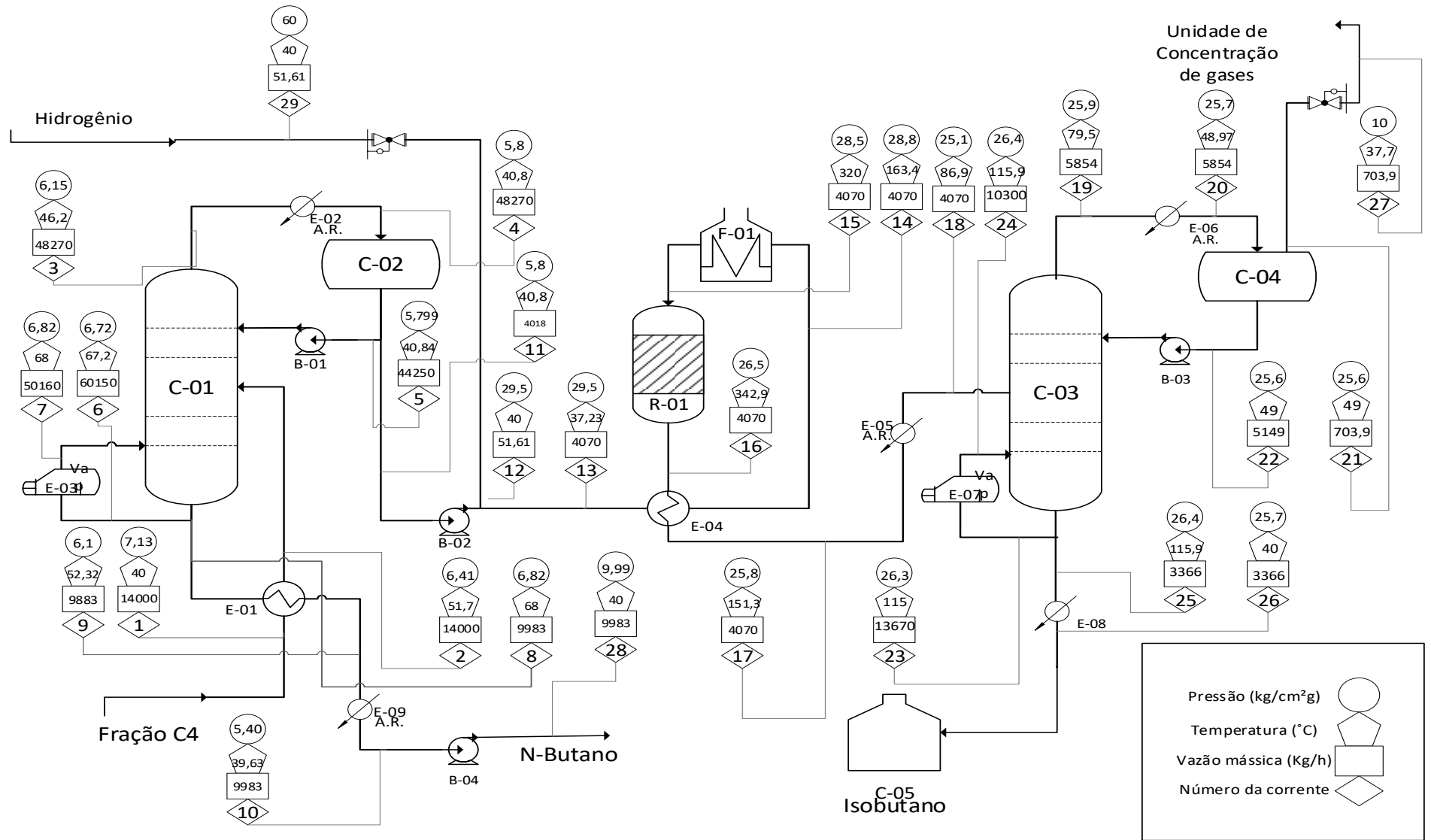
- Comprimento: 40 metros
- *Pipe schedule* (Diâmetro interno): 40
- Perda de carga $\leq 0,08$ kg/cm²

No diagrama P&ID as tubulações são representadas de uma forma lógica da seguinte maneira:

A-B-C-D

Em que *A* é o diâmetro em polegada, *B* é a espécie de fluido (podendo ser descrito como P: fluido de processo, AR: água de refrigeração, V: vapor de água), *C* é o número de identificação de cada tubulação e *D* designa o tipo de proteção ou conservação de temperatura utilizada (NA: não isolada, P: isolada por proteção pessoal, H: isolada por convecção) (DUEÑAS et al., 2010).

4.7. Diagrama de interconexões



4.8. Diagrama P&ID

Os fluxogramas de engenharia (P&ID - *Piping and Instrumentation Diagram*) são diagramas de processos industriais que mostram as linhas de tubulação, os equipamentos instalados e a instrumentação do processo (FERREIRA, 2012).

Os P&ID's tem um papel fundamental na manutenção e nas modificações do processo de uma planta química pois é extremamente necessário que haja a demonstração da sequência física dos equipamentos e sistemas, bem como a conexão entre eles (FERREIRA, 2012). Durante a fase de projeto da planta, os P&ID's também fornecem a base para o desenvolvimento de sistemas de controle e estudos dos riscos e operacionalidade do processo (FERREIRA, 2012).

Torre de destilação:

Nas torres de destilação são necessários laços de controle de temperatura e do nível de reservatório líquido ao fundo. O controle de temperatura é ligado por cascata ao laço de controle de fluxo de vapor no refeedor, de forma direta. Para evitar o superaquecimento, em caso de falhas na alimentação de refluxo de topo ou no laço de controle de temperatura, são instalados alarmes e intertravamentos responsáveis por cortar o fluxo de vapor de aquecimento, ativados em caso de fluxo muito baixo na corrente de refluxo de topo e de detecção de temperatura elevada no interior da torre. A altura de líquido no fundo da torre é controlada pela vazão de saída do fundo da torre, na corrente por um controlador de nível em cascata a um controlador de fluxo. As taxas de refluxo de fundo e topo são mantidas constantes em *Set Point* aplicados a controles de vazão em regime de *FeedBack*. A válvula de segurança, comum aos recipientes da planta, são instaladas como sistema de segurança terciário, em caso de falha geral nos demais sistemas de segurança e intertravamentos. A válvula cede caso a pressão interna ultrapasse o valor máximo estabelecido, enviando toda a corrente de vapor à tocha da planta (RIBEIRO, 1999), (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Vaso Pulmão:

A variável controlada no vaso pulmão é o nível de líquido no reservatório. O nível é controlado pela manipulação da vazão da corrente de sai do sistema da torre, no caso da torre C-01 e pela vazão de entrada da corrente que sai do condensador, no caso da torre C-03, de forma que o controle de nível não interfira na manutenção do *Set Point* da corrente de refluxo. O controlador de nível é instalado em cascata à malha interna de controle de vazão, que manipula as válvulas de controle. Assim como nas torres, os vasos pulmão possuem válvulas

de segurança para alívio de pressão caso haja uma falha geral no sistema (RIBEIRO, 1999), (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Bombas:

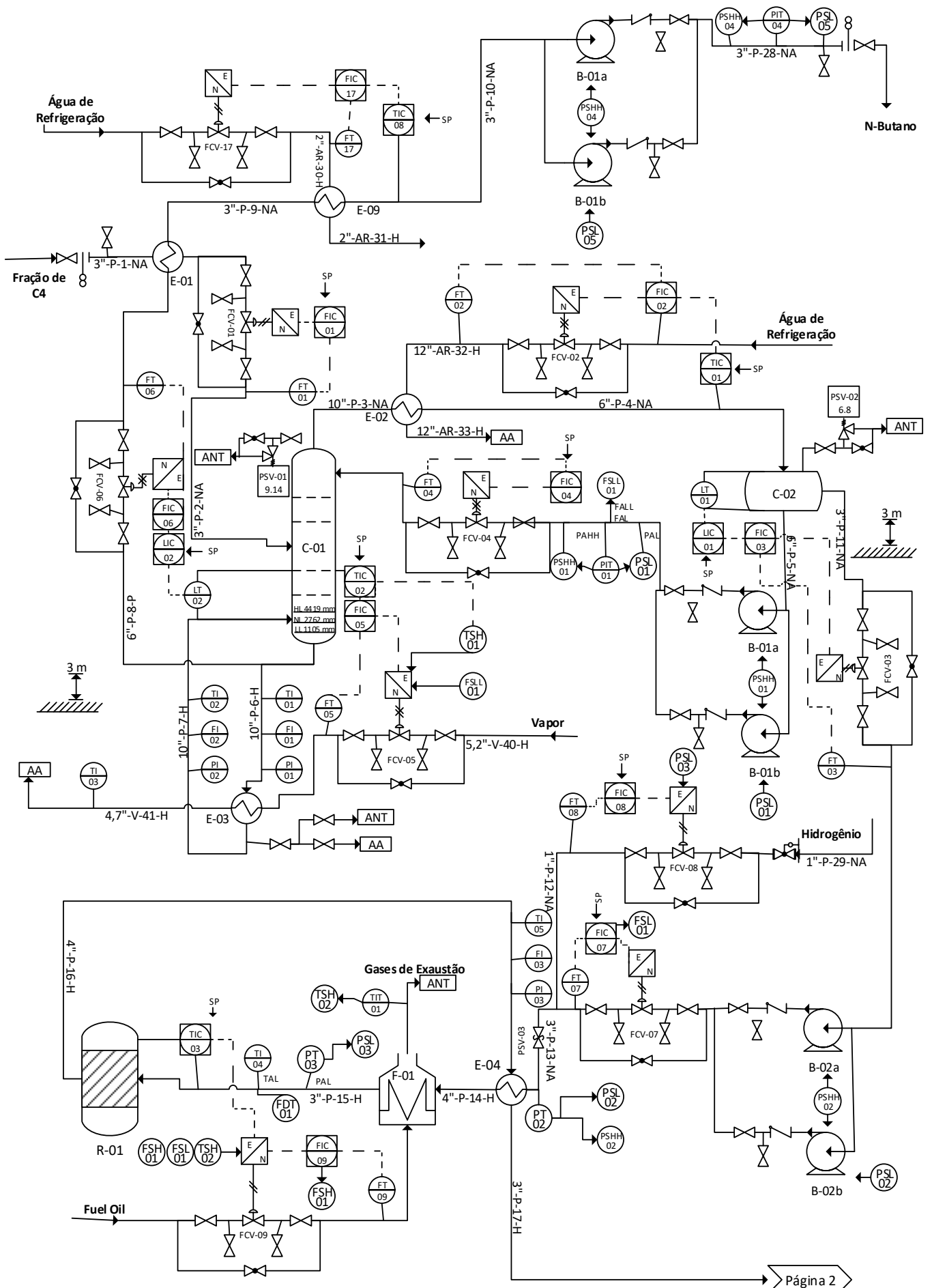
Não há laços de controle instalados nas bombas da planta como elementos finais de controle. Para todas as bombas, há válvulas de controle de vazão em série à bomba. Porém, há chaves que são acionadas pelos intertravamentos na corrente de saída das bombas, que ativam a bomba reserva em caso de pressão ou vazão baixas e desligam as bombas em caso de pressão muito alta na linha, situação que se indica um provável entupimento das válvulas de retenção e passe (RIBEIRO, 1999), (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Forno:

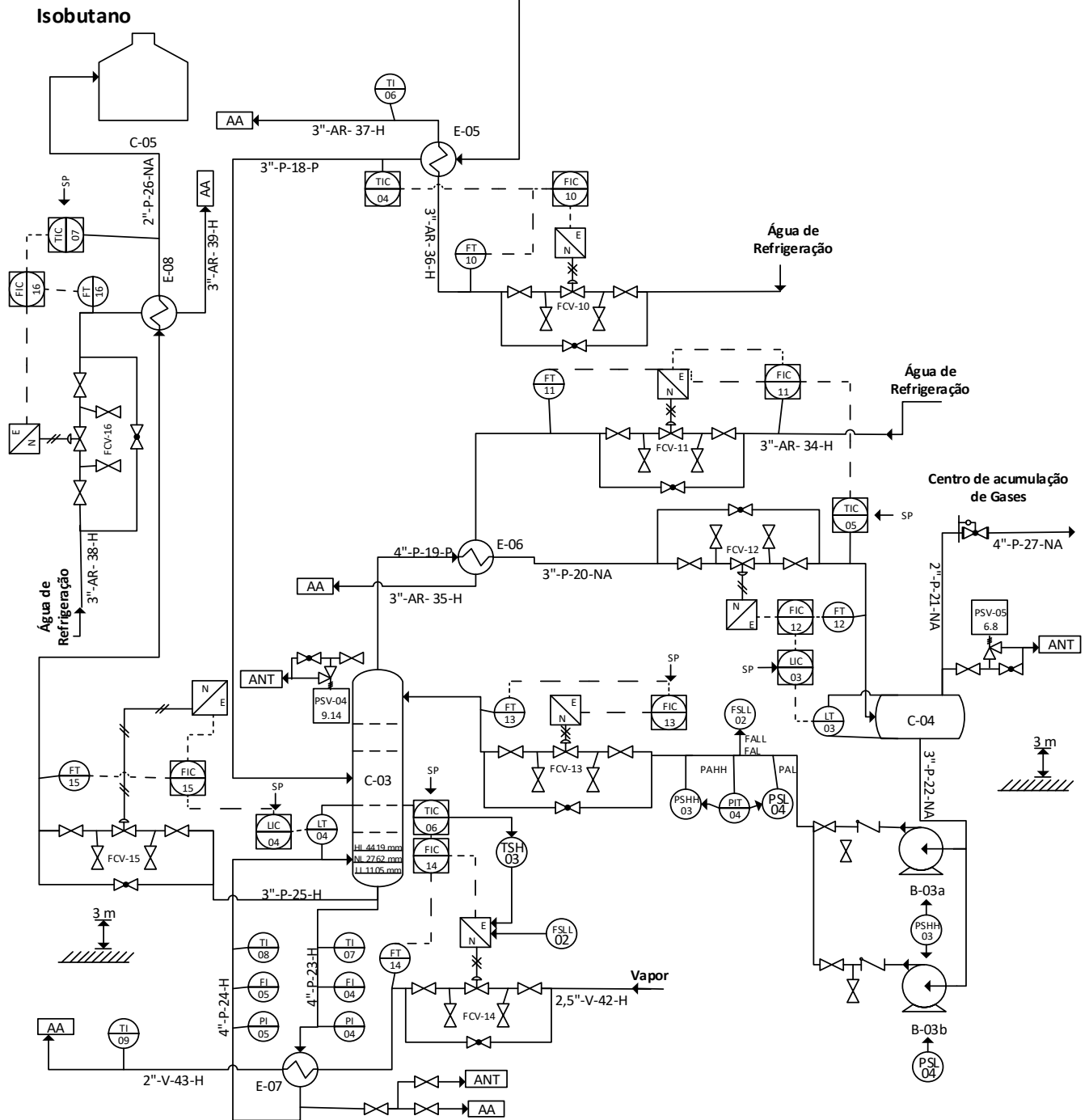
No forno são controladas vazão e temperatura da corrente interna, sendo manipulado para o controle da temperatura, o fluxo de alimentação de combustível *Fuel Oil*, controlado por uma malha interna de vazão que atua na válvula FCV-08. Os sistemas de segurança adotados, explicitados com maior destreza na análise Hazop, são acionados em caso de sobreaquecimento do forno detectado na corrente que entra no reator R-01 e na temperatura de saída dos gases de exaustão, que são conduzidos à tocha. Aumento de pressão e vazão muito baixa na corrente também acionam a chave de fechamento da válvula FCV-08 quando detectados. No caso mais delicado, que consiste no risco de vazamento de gás hidrogênio dentro do forno, podendo provocar explosões e incêndios, é cortada a alimentação de hidrogênio à corrente que entra no forno em caso de queda de pressão na tubulação. A mudança diferencial no fluxo da corrente interna ao forno, consequência de um possível vazamento, também aciona de forma simultânea o corte na alimentação de combustível (RIBEIRO, 1999), (SMITH & CORRIPIO, 2008).

Demais malhas de controle:

As outras malhas de controle instaladas controlam a temperatura no reator e nas correntes de saída de condensadores e refervedores. No caso do reator, é controlada a temperatura da corrente de saída do forno, por um controlador de temperatura em cascata à malha interna de controle de fluxo de alimentação de combustível ao forno. No caso dos refervedores e condensadores, a temperatura da corrente de saída é controlada pela vazão de vapor de aquecimento e água de refrigeração. Então, o controlador de temperatura ajusta o *Set Point* da vazão de alimentação do aquecedor ou refrigerante por meio de controle em cascata da malha interna. A corrente de água ou vapor aos trocadores é então enviada à unidade de tratamento de água da planta (RIBEIRO, 1999), (SMITH & CORRIPIO, 2008).



Página 2



Equipamentos	Válvulas de Segurança	Válvulas de Controle	Intertravamentos	Outros
B-01 – Bomba Centrífuga	C-03 - Torre de Destilação	FCV-01	PSHH-02 – Desliga B-02a e B-02b	
C-01 - Torre de Destilação	E-03 – Reboiler	FCV-02	PSL – 03 – Fecha FCV-07	
E-01 – Trocador de Calor	C-04 - Vaso Pulmão	FCV-03	PSL-04 – Liga B-03b	AA – Tratamento de Efluentes
F-01 – Forno	E-04 – Trocador de Calor	FCV-04	PSHH-04 – Desliga B-03a e B-03b	ANT – Tocha
R-01 - Reator	E-05 – Condensador	FCV-05	TSH-03 – Fecha FCV-13	
B-02 – Bomba Centrífuga	E-06 – Condensador	FCV-06	PSL-02 – Liga B-02b	
C-02 - Vaso Pulmão	E-07 – Reboiler	FCV-07	PSLL-02 – Fecha FCV-13	
E-02 – Condensador	E-08 – Trocador de Calor	FCV-08		
B-03 – Bomba Centrífuga	E-09 – Trocador de Calor	FCV-09		

5 ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL

O estudo sobre o impacto ambiental que o ser humano gera sobre o meio ambiente é um assunto relativamente recente. Apesar da pouca maturidade, a questão ambiental ganhou relevância em consequência das inúmeras pesquisas que retratam as mudanças climáticas ocorridas e as que estão por vir, caso os respectivos governos dos países não adotem medidas enérgicas com vistas a reduzir e minimizar os impactos ambientais decorrentes da intervenção humana sobre o meio ambiente.

No Brasil, um número cada vez maior de empresas trata o assunto com a devida importância. Várias empresas brasileiras, inclusive as multinacionais, estão sujeitas a regras de preservação ambiental rígidas que visam minimizar os impactos decorrentes da poluição. Muitas empresas, para poderem atuar no Brasil, devem primeiramente ser licenciadas por órgãos associados aos cuidados com o meio ambiente, como é o caso do IBAMA (Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis).

Vale ressaltar que uma empresa, dependendo de sua magnitude, não é uma organização isolada da sociedade, pois além de interagir com o ecossistema, ela envolve o mercado, instituições que desenvolvem tecnologia e órgãos de controle ambiental. Assuntos como a competição financeira por meio de políticas de preços e qualidade são extremamente importantes, porém a questão ambiental deve ser considerada um elemento a mais da competitividade, não sendo possível falar de qualidade total pensando somente na qualidade intrínseca do produto, sem considerar a qualidade ambiental (LORA, 2000).

Priorizar a eficácia do uso de recursos naturais exige uma prática inovadora de gestão. Essa prática envolve estratégias para atuação na área de qualidade ambiental com o objetivo de minimizar a emissão de poluentes e descarte de resíduos industriais, a racionalizar o uso de recursos naturais e evitar o esgotamento dos recursos hídricos, minerais e vegetais. Além disso, a gestão ambiental deve se levar em conta as necessidades da geração atual sem violar o direito de futuras gerações quanto ao atendimento de suas necessidades.

Com o objetivo de melhorar a sua performance ambiental, algumas empresas têm focado a atenção para a padronização de regimes regulatórios baseados em acordos feitos a nível mundial que obriga empresas a seguirem regras impostas por órgãos regulatórios além de mudarem o estilo de mercado, pois hoje em dia existe até um marketing destinado a empresas que têm prioridades com o cuidado ao meio ambiente e possuem um selo de preocupação ambiental. Nos dias atuais, é possível perceber que as pressões que são feitas para as empresas

com o objetivo de que se façam cumprir as normas, é um fator positivo que traz para as empresas uma melhor reputação. (SANTOS DE SOUZA, 2002).

5.1. Legislação, riscos e programas de proteção ambiental

Em termos gerais, a poluição ambiental é caracterizada pela injeção ou descarte de materiais na água, no solo e no ar que cause um desequilíbrio nocivo ao meio ambiente, a longo ou curto prazo, pela ação ou omissão do indivíduo. Seus efeitos englobam tanto a degradação da qualidade ambiental quanto danos à qualidade de vida, saúde e segurança, afetando diretamente o ecossistema e as condições estéticas ou vitais ao meio ambiente. O poluidor pode ser uma pessoa física ou jurídica, de direito público ou privado, responsável pela atividade causadora da degradação ambiental, podendo ocorrer de forma indireta ou não.

Por volta dos anos 70 não era possível encontrar no Brasil uma série de leis que abordasse o tema ambiental. As regulamentações que existiam sobre o assunto diziam respeito à saúde pública, segurança e higiene industrial, abordavam também proteção à fauna e flora. Hoje em dia temos uma legislação em vigor sendo considerada bastante completa, abrangente e avançada (VALLE, 2006).

“A Lei Federal nº 6.938, de 31-08-1981, conhecida como Política Nacional do Meio Ambiente, estabeleceu o arcabouço do Sistema Nacional do Meio Ambiente (Sisnama) e introduziu o conceito da responsabilidade objetiva. No plano federal, a estrutura do Sisnama comporta os seguintes organismos:

- órgão superior - Conselho do Governo que tem a função de assessorar o presidente da República na formulação da política nacional e das diretrizes governamentais para o meio ambiente e os recursos ambientais;
- órgão consultivo e deliberativo - Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), com a 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;
- órgão central - 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;
- órgão executor - o Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais e Renováveis (Ibama), incumbido de executar a política e as diretrizes governamentais para o meio ambiente;

- órgãos setoriais - os órgãos ou entidades integrantes da administração federal, direta ou indireta, bem como as fundações instituídas pelo poder público cujas atividades estejam associadas às de proteção da qualidade ambiental ou às de disciplinamento do uso de recursos ambientais (VALLE, 2006)”.

5.1.1. Resolução CONAMA n° 313

“Esta resolução do CONAMA dispõe sobre o Inventário Nacional de Resíduos Sólidos Industriais (BRASIL, 2002).

Art. 1º Os resíduos existentes ou gerados pelas atividades industriais serão objeto de controle específico, como parte integrante do processo de licenciamento ambiental.

Art. 2º Para fins desta Resolução entende-se que:

- I - resíduo sólido industrial: é todo o resíduo que resulte de atividades industriais e que se encontre nos estados sólido, semi-sólido, gasoso - quando contido, e líquido - cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgoto ou em corpos d'água, ou exijam para isso soluções técnica ou economicamente inviáveis em face da melhor tecnologia disponível. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água e aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição.
- II - Inventário Nacional de Resíduos Sólidos Industriais: é o conjunto de informações sobre a geração, características, armazenamento, transporte, tratamento, reutilização, reciclagem, recuperação e disposição final dos resíduos sólidos gerados pelas indústrias do país.

Art. 3º As concessionárias de energia elétrica e empresas que possuam materiais e equipamentos contendo Bifenilas Policloradas - PCB's deverão apresentar ao órgão estadual de meio ambiente o inventário desses estoques, na forma e prazo a serem definidos pelo Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis - IBAMA.

Art. 4º As indústrias das tipologias previstas na Classificação Nacional de Atividades Econômicas do IBGE, abaixo discriminadas, deverão, no prazo máximo de um ano após a publicação desta Resolução, ou de acordo com o estabelecido pelo órgão estadual de meio ambiente, apresentar a este, informações sobre geração, características, armazenamento, transporte e destinação de seus resíduos sólidos, de acordo com os anexos de I a III:

- I - Preparação de couros e fabricação de artefatos de couro, artigos de viagem e calçados (Divisão 19);

- II - Fabricação de coque, refino de petróleo, elaboração de combustíveis nucleares e produção de álcool (Divisão 23);
- III - fabricação de produtos químicos (Divisão 24);
- IV - Metalurgia básica (Divisão 27);
- V - Fabricação de produtos de metal, excluindo máquinas e equipamentos (Divisão 28);
- VI - fabricação de máquinas e equipamentos (Divisão 29);
- VII - fabricação de máquinas para escritório e equipamentos de informática (Divisão 30);
- VIII - fabricação e montagem de veículos automotores, reboques e carrocerias (Divisão 34); e
- IX - Fabricação de outros equipamentos de transporte (Divisão 35).

§ 1º As informações previstas neste artigo deverão ser prestadas ao órgão estadual de meio ambiente e atualizadas a cada vinte e quatro meses, ou em menor prazo, de acordo com o estabelecido pelo próprio órgão.

§ 2º O órgão estadual de meio ambiente poderá incluir outras tipologias industriais, além das relacionadas no caput deste artigo, de acordo com as especificidades e características de cada Estado, e as informações sobre as tipologias industriais incluídas deverão ser repassadas ao IBAMA, de acordo com o estabelecido nesta Resolução.

§ 3º O órgão estadual de meio ambiente poderá, dentro das tipologias industriais relacionadas no caput deste artigo, limitar o universo de indústrias a serem inventariadas de acordo com as características e especificidades de cada Estado, priorizando os maiores geradores de resíduos.

Art. 5º As indústrias deverão indicar as informações que considerarem sigilosas.

Art. 6º Os órgãos estaduais de meio ambiente deverão, no prazo máximo de dois anos, contados a partir da data de publicação desta Resolução, apresentar ao IBAMA os dados do Inventário mencionados no art. 2º, na forma a ser definida por este Instituto.

§ 1º As informações previstas no caput deste artigo deverão ser atualizadas a cada vinte e quatro meses, na forma determinada pelo IBAMA.

§ 2º A cada dois anos, os anexos integrantes desta Resolução poderão ser revistos, a critério do IBAMA, conjuntamente com os órgãos estaduais de meio ambiente.

Art. 7º O IBAMA e os órgãos estaduais de meio ambiente deverão elaborar, em até três anos contados a partir da publicação desta Resolução, de forma coordenada e no âmbito de suas

competências, os Programas Estaduais de Gerenciamento de Resíduos Industriais, e, em até quatro anos, também contados a partir da publicação desta Resolução, o Plano Nacional para Gerenciamento de Resíduos Industriais.

Art. 8º As indústrias, a partir de sessenta dias da data de publicação desta Resolução, deverão registrar mensalmente e manter na unidade industrial os dados de geração e destinação dos resíduos gerados para efeito de obtenção dos dados para o Inventário Nacional dos Resíduos Industriais.

Art. 9º O não cumprimento do disposto nesta Resolução sujeitará os infratores as penalidades e sanções previstas Lei nº 9.605, de 12 de fevereiro de 1998 e no Decreto nº 3.179, de 21 de setembro de 1999.”

5.1.2. ISO 14000

ISO ou International Organization for Standardization (Organização Internacional de Normalização) - é uma organização com sede em Genebra, Suíça, que foi criada em 1946, que tem como associados mais de 160 países. Têm como objetivo criar normas que estabeleçam facilidades no comércio e promovam boas práticas de gestão e avanço tecnológico.

As normas da série ISO 14000 foram desenvolvidas por um comitê, denominado Comitê Técnico 207. Diz respeito a um grupo de normas que fornece ferramentas e estabelece o padrão SGA que será mencionado abaixo. A ISO 14000 abrange seis áreas bem definidas, quais sejam:

- Sistema de Gestão Ambiental (SGA), que é das séries ISO 14000 e 14004;
- Auditorias Ambientais, que são tratadas nas séries 14010, 14011, 14012 e 14015;
- Rotulagem Ambiental, tratada nas séries 14020, 14021, 14025;
- Avaliação de Desempenho Ambiental, tratada nas séries 14031 e 14032;
- Avaliação do Ciclo de Vida do Produto, tratada nas séries 14040, 14041, 14042 e 14043;
- Termos e definições, tratadas na série 14050.

No Brasil, a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), oficializou as ISO: 14001, 14004, 14010, 14011 e 14040.

O principal objetivo da Norma NBR Série ISO 14001 é especificar as principais exigências para que a empresa possa aplicar o Sistema de Gestão Ambiental, ela fornece informações para elaboração de políticas ambientais e estabelecimento de estratégias, objetivos e metas, fazendo respeito à lei ambiental vigente e também considerando os impactos ambientais mais significativos que são causados pela planta industrial.

Em relação a Série 14000, algumas normas são dirigidas tanto para a organização quanto para o produto. As normas referentes aos produtos têm como foco principal a determinação dos impactos ambientais causados por produtos e serviços sobre o seu ciclo de vida, além da rotulagem e declarações ambientais. As normas dirigidas para a organização resultam em um completo guia para a manutenção, estabelecimento e avaliação de um sistema de gestão ambiental. Tem como função principal certificar as empresas com um selo de qualidade ambiental, denominado “selo verde”. Esse selo implica que a empresa possui o maior grau de conformidade, além de atestar que o produto dessa empresa impacta minimamente o ambiente. Após algum tempo, essa ISO englobou não somente os produtos como também os processos relacionados (VALLE, 2006).

5.1.2.1. Sistema de Gestão Ambiental (SGA) – Série ISO 14001

A padronização do Programa de Gerenciamento de Riscos tem alguns aspectos a serem considerados: aspectos ambientais que estão associados às atividades empresariais e análise dos prováveis impactos ambientais. Isso é alcançado pela análise, em cada uma das unidades da organização, dos inúmeros tipos de falhas que podem ocorrer nas instalações, quantificando as possíveis descargas que serão jogadas no meio ambiente caso haja falha operacional. Calculando as probabilidades quanto a severidade possível de cada ocorrência prevista, é viável propor mudanças no projeto da unidade de manuseio operacional, minimizando riscos.

Há uma classificação dos riscos que envolvem o meio ambiente:

- riscos internos: quando são relacionados ao interior da indústria podendo comprometer a saúde e segurança dos funcionários que trabalham no local, resultando, conseqüentemente, em processos trabalhistas ou até mesmo em autuações de órgãos que são encarregados de fiscalizar esses locais;
- riscos externos relacionado à contaminação em áreas vizinhas, resultando muitas vezes em multas ou até mesmo na interdição por parte dos órgãos reguladores;
- risco de contaminação do próprio produto, acarretando em problemas de marketing e vendas, resultado, muitas das vezes, de processos por parte do PROCON (Programa de Proteção e Defesa do Consumidor) (VALLE, 2006).

A Gestão Ambiental, se aplicada de forma correta, permite minimizar e controlar os impactos introduzidos por uma determinada atividade empresarial sobre o meio ambiente. O ciclo de atuação da gestão ambiental, para que esta seja eficaz, deve cobrir desde a fase de

planejamento do projeto até a eliminação efetiva dos resíduos gerados para o meio ambiente durante todo o seu período de funcionamento.

A implantação do SGA constitui o primeiro passo para a certificação da empresa nas normas da série ISO 14000, que possibilita à empresa incorporar a gestão ambiental na gestão integrada da organização.

5.1.2.2. Auditorias ambientais

Outro ponto importante abordado na ISO 14000 são as auditorias que desempenham papel fundamental nessas normas são elas que asseguram a base de credibilidade a todo o processo de certificação ambiental, assim como ele está concebido. Elas visam às auditorias de terceiras partes, nas quais uma entidade externa e independente verifica, pelo Sistema de Gestão Ambiental, os compromissos estabelecidos internamente pela organização e que devem estar, em primeira instância, expressos em sua Política Nacional.

A ISO 19011 (Diretrizes para Auditoria de Sistemas de Gestão da Qualidade e Ambiental) é uma norma conjuntiva resultado da compatibilização dos procedimentos de auditoria do meio ambiente (sistemas ISO 14000) e da qualidade (sistema ISO 9000), substituindo algumas normas específicas para auditoria ambiental que foram originalmente publicadas (VALLE, 2006).

5.1.2.3. Rotulagem ambiental

“A Rotulagem Ambiental, atribuição de um certificado a um produto ou serviço para informar acerca de seus aspectos ambientais, já é praticada em vários países, variando, contudo, em suas formas de abordagem e seus objetivos. A fim de harmonizar esses programas nacionais, foram incluídas na série ISO 14000 normas de rotulagem ambiental que têm validade internacional e orientam as organizações na expressão das características ambientais de seus produtos. Espera-se que essas normas tenham como consequências a melhoria de qualidade dos produtos, o aperfeiçoamento das reivindicações ambientais e a defesa dos produtores como barreiras comerciais não tarifárias” (VALLE, 2006).

5.1.2.4. Análise do Ciclo de Vida (ACV)

A Análise ou Avaliação do Ciclo de Vida é uma ferramenta importante que possibilita que a empresa avalie a sustentabilidade de seus produtos, considerando o impacto desses durante todo o seu ciclo de vida, ou seja, da extração dos insumos necessários à produção,

passando pelo processo de manufatura, uso regular e destinação final. Trata-se de um enfoque sistêmico, que visa a tomada da decisão no sentido de minimizar os impactos ambientais no sentido de minimizar os impactos ambientais em todo o processo produtivo

O processo de ACV analisa não somente os impactos ambientais causados como também identificar as melhorias a serem aplicadas para reduzi-los. Para ser válida, portanto, essa análise deve considerar:

- consumo de matérias-primas e seus processos de extração e produção;
- os processos de produção dos insumos e materiais intermediários utilizados na fabricação do produto;
- o processamento de todos os materiais até se chegar ao produto final;
- a utilização do produto durante toda sua vida útil;
- a reciclagem, o tratamento e a disposição dos materiais resultantes do produto descartado, ao final de sua vida útil. (VALLE, 2006)

5.1.3. Protocolo de Quioto

Em 16 de fevereiro de 2005, o Protocolo de Quioto da Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudanças Climáticas (UNFCCC) entrou em vigor. Os 37 mais industrializados países das 146 nações que ratificaram o acordo concordaram em reduzir suas emissões de GEE (Gases do Efeito Estufa) abaixo dos níveis de 1990 durante um período de compromisso inicial de 2008 até 2012.

Os processos de negociação que levaram à adoção do Protocolo de Quioto foram iniciados na Primeira Conferência das Partes (COP 1), a qual os Estados Unidos da América (EUA) assumiu papel de liderança com a finalidade de estabelecer metas obrigatórias de redução de GEEs para países desenvolvidos assim como o estabelecimento de metas de redução de emissões para países em desenvolvimento. Porém essa proposta foi rejeitada por parte dos países emergentes, articulação feita principalmente pelo Brasil, contrário ao estabelecimento de metas de redução para eles (COP 1).

Países com potencial risco de desmatamento em grande escala, como Brasil, Indonésia, Bolívia, Peru, Colômbia e nações da África Central, não têm incentivo para reduzir ou evitar emissões oriundas do desmatamento. Existe uma necessidade clara de incentivos substanciais para que os países em desenvolvimento participem dessas reduções de emissões a curto prazo, respeitando a orientação da UNFCCC (SANTILLI et al., 2005).

5.1.4. Créditos de carbono

Créditos de carbono ou Redução Certificada de Emissões (RCE) são certificados que são emitidos para empresas quando estas reduzem a emissão de gases do efeito estufa (GEE).

Os créditos de carbono surgiram nos países que já estavam em desenvolvimento como uma forma de inibir a produção de poluentes. A legislação desses países estabeleceu níveis máximos de emissões de alguns gases e aqueles países que conseguiram manter o volume de emissões abaixo do estabelecido tinham direito à títulos de créditos equivalentes à porção reduzida, os quais podiam ser vendidos àqueles que não tiveram o mesmo sucesso, e que não deveriam infringir as regras. Assim, os que realizaram investimentos para melhorar a qualidade de seus processos operacionais teriam uma recompensa e, por outro lado, aqueles que não o fizeram ou não o fizeram em montante suficiente teriam que pagar pela poluição produzida. Com o advento do Protocolo de Quioto, mencionado acima, esse mecanismo foi adotado e aperfeiçoado (RIBEIRO, 2005).

5.2. Possíveis impactos ambientais causados na produção de isobutano

Para analisar os impactos que devem ser causados na produção de isobutano, primeiro devemos seguir os passos de produção. A princípio devemos nos preocupar com as matérias-primas que serão utilizadas para produzir isobutano, que são o butano (advindo de refinaria) e gás hidrogênio. Essas matérias-primas estão dispostas em tanques já existentes na planta.

Os resíduos não são uma característica pequena no que diz respeito às disposições finais de produtos utilizados em empresas, provavelmente é esta a mais palpável dos impactos ambientais.

Através do que é definido pela Organização Mundial da Saúde (OMS), um resíduo é definido como algo que não tem mais valor ou serventia para o processo industrial, que seu proprietário não tem mais desejo por aquilo e que em dado momento ou local, não tem mais valor comercial. A ABNT define os resíduos como materiais decorrentes de atividades antrópicas, que são gerados como sobras de processos, ou os que não são mais utilizados para as propostas para o qual foram desenvolvidos originalmente, que resultam do uso inadequado de materiais ou energia, assim como o mal uso de processos que podem estar sendo geridos de forma que não é a mais indicada. (VALLE, 2006)

5.2.1. Resíduo gasoso

O primeiro resíduo que é gerado na primeira coluna (coluna desisobutanizadora) é o butano. O butano é produto de fundo dessa coluna, uma parcela volta à coluna sendo reaquecida pelo reboiler e outra parte é retirada do processo. Essa parte que é retirada sofre um resfriamento pois passa num trocador de calor que está aquecendo a alimentação da coluna (E-1), logo após passar por outro resfriamento através do trocador (E-9) que resfria a corrente com água, lembrando que todas as águas que são utilizadas na planta podem ser reutilizadas, pois não sofrem reação, servem apenas para troca energética. O butano será armazenado e utilizado para venda comercial, ou seja, um resíduo que já têm destinação.

O segundo resíduo são os gases de combustão que estão sendo gerados no forno, que são CO₂ e CO, dióxido e monóxido de carbono, respectivamente, ambos são efluentes gasosos. Segundo a NR 15, em ambiente de trabalho, a concentração máxima para uma exposição semanal de até 48 horas é de 39 ppm. O dióxido de carbono é um dos gases que mais contribuem para o efeito estufa. Com esses dois gases podem ser realizadas gaseificação, uma reação que diminui o volume dos gases formando uma mistura gasosa com baixo poder calorífico, o que permite alcançar níveis de emissão gasosa favoráveis, mesmo com um sistema de controle simples, o que poderia ser atingido com um ciclone, por exemplo, que separaria o resíduo sólido proveniente dessa mistura de gases.

Fazer o tratamento de gases através da própria recirculação desses gases, é um dos métodos mais utilizados, essa recirculação é mais efetiva quando os produtos da combustão são recirculados frios, começando na seção de saída da caldeira até os queimadores., que serão introduzidos juntos com o ar de combustão e o próprio combustível. A redução de emissão de poluente fica na faixa de 40-80% para combustíveis com baixo teor de nitrogênio na sua composição elementar, nos casos em que a formação dos Nox acontecem predominantemente pelo mecanismo térmico. (VALLE, 2006)

O CO é um poluente altamente tóxico, pois afeta a capacidade do sangue de transportar oxigênio. Este composto reage com a hemoglobina do sangue, obtendo-se como resultado uma substância denominada carboxihemoglobina. A afinidade da hemoglobina pelo CO é 210 vezes maior que pelo oxigênio. Cerca de 5% de carboxihemoglobina no sangue provoca alterações nervosas e de comportamento, assim como alterações no funcionamento do miocárdio. (LORA, 2000)

No topo da coluna C-02, o vapor sai rico em propano e isobutano, além de uma pequena fração de gás hidrogênio e metano, passando pelo condensador E-06 o qual é resfriado e parte

desse vapor é convertido em líquido. Após a fase de condensação, a corrente com a composição tanto líquida quanto gasosa entra no acumulador de topo C-04. O líquido que sai do acumulador de gases é usado como refluxo de topo, com a finalidade de aumentar a taxa de separação entre o isobutano e o propano, uma vez que nem todo o isobutano é retirado na primeira operação.

Em relação ao gás metano (CH_4) gerado na C-02 coluna, devemos levar em consideração que esse gás possui um potencial de poluição 20 vezes maior que o dióxido de carbono comparando seus efeitos ambientais, sendo necessário um cuidado especial para esse efluente. Porém, esse gás pode ser reaproveitado, gerando energia, e conseqüentemente reduzindo seu potencial de poluição ambiental. Em alguns experimentos envolvendo o tratamento desse gás, principalmente em estações de tratamento de efluentes, o metano, por seu elevado poder calorífico, pode ser utilizado como matriz energética para operação em caldeiras, por exemplo. Além do reaproveitamento, o impacto ambiental é muito menor, uma vez que na queima de metano, há uma conversão de CH_4 em CO_2 e ainda reduz o uso de outras matrizes energéticas usadas em caldeiras, como o caso de lenhas. (DAVIES, 2016)

5.2.1.1. Contaminação do ar

Antes que os programas que discorrem sobre cuidados com o meio ambiente fossem efetivamente seguidos e antes que este assunto fosse amplamente abordado, havia uma correlação entre progresso e a quantidade de fuligem emitida, sendo as chaminés os símbolos mais expressivos para caracterizar este processo de desenvolvimento de uma região ou país. Acreditava-se nessa época, que quanto maior fosse a altura de uma chaminé, menos poluente seria lançado ao ar, os poluentes seriam dispersos de forma mais homogênea e o problema da contaminação seria eliminado.

Diz-se hoje em dia que não existem mais razões que justifiquem uma empresa jogando gases poluentes diretamente no ar, graças aos progressos alcançados em projetos de instalações de filtragem e de tratamento de gases e vapores expelidos nos processos industriais. Redes de monitoramento, modelos matemáticos de dispersão e sistemas de medição contínua são alguns dos recursos técnicos disponíveis para assegurar um bom controle da qualidade do ar. O que dificulta o desenvolvimento e cumprimento de novas normas que podem postergar a eliminação de fontes de poluição do ar é a questão econômica, em razão dos custos elevados de muitas dessas instalações despoluidoras. (VALLE, 2006)

As principais fontes e compostos de geração da poluição do ar que devem ser mais controladas nas indústrias são: óxidos de enxofre, em especial dióxido de enxofre que causa

chuva ácida; óxido de nitrogênio, hidrocarbonetos e solventes orgânicos voláteis sob a forma de metano; monóxido de carbono que tem efeito mortal sobre o homem quando em concentrações elevadas; materiais particulados constituídos de poeira e fuligem; chumbo e aerossóis; além de chaminés, fornos e outros.

Não são apenas gases e particulados que poluem o ar e que causam efeitos negativos sobre o mesmo, nesse mesmo quesito são considerados as emissões radioativas, níveis excessivos de ruídos, fatores que podem causar problemas em âmbito legal e trabalhista para os responsáveis por sua geração. (VALLE, 2006)

5.2.1.2. Ação corretiva da contaminação do ar

Existem inúmeras ações corretivas para descontaminação do ar, assim como equipamentos, tais como ciclones e hidrociclones., em casos de combustão existe recirculação de gases, injeção não-catalítica de compostos, etc. O controle da poluição atendendo a padrões de emissão é simples e de excelente execução, pois é relativamente fácil realizar a amostragem e a análise da composição dos gases em cada ponto de emissão. Porém a eficiência econômica é baixa, já que exige investimentos para o controle da poluição de fontes pequenas ou localizados longe dos centros urbanos, nos quais a situação ambiental é mais crítica. O fenômeno da poluição do ar é muito mais complexo que o da poluição das águas, devido ao fato de que é necessário considerar também a dispersão dos poluentes na atmosfera e as reações fotoquímicas que acontecem entre eles. (LORA, 2000)

5.2.2. Resíduo sólidos (catalisadores)

5.2.2.1. Contaminação do solo

Através da disposição feita de forma inadequada de resíduos e produtos contaminados, ocorre a contaminação do solo, que acaba por permitir que agentes poluentes que estão contidos no próprio ar se difundam e por meio de lixiviação ou solubilização no meio físico. O fator mais preponderante nesse sentido é que a contaminação do solo pode ocorrer por substâncias poluentes que podem ser arrastadas por águas superficiais e subterrâneas até grandes distâncias que talvez não estejam mais na área de controle e monitoramento da própria empresa, gerando contaminação que não será resolvida e que sua remediação será custosa e demorada. (VALLE, 2006)

Atualmente existe um grande esforço feito pelas indústrias químicas para que a imagem que é atribuída a elas de maiores fontes de riscos e de poluição ambiental possa ser apagada,

até mesmo entre os demais setores da economia. É certo dizer que aproximadamente 10% do comércio mundial seja representado por processos químicos. Nesse âmbito, 100 mil produtos químicos já são registrados nos dias atuais, sendo comercializados por todo mundo, e anualmente mais 2 mil produtos novos são agregados nesse pacote, sendo grande parte representados por medicamentos e produção de alimentos em larga escala. (VALLE, 2006)

5.2.2.2. Ação corretiva da contaminação do solo

Para que uma ação corretiva de um solo contaminado possa ser aplicada, é necessário informar que situações mais graves podem ocorrer, como, por exemplo, impactos decorrentes da disposição ilegal e sem escrúpulos de resíduos industriais, sobretudo os que são classificados como perigosos, em locais que também não são devidos para aquela destinação. Disposições clandestinas de resíduos vão solicitar extensos trabalhos de remediação de solo afetado, por processos de tratamento físico, químico ou até biológico que são capazes de remover produtos contaminantes deste solo. Se ocorrer uma contaminação mais séria, talvez seja necessária a remoção da população que reside na área. (VALLE, 2006)

O próximo resíduo gerado na planta são os catalisadores utilizados no reator. O reator da planta tem dois leitos, no primeiro leito temos um catalisador sólido de óxido de Molibdênio e Cobalto utilizado para a reação de hidrogenação. Não é permitido dispor catalisadores sólidos em aterros industriais sem tratamento prévio, como oxidação, por exemplo, para eliminar matéria orgânica e compostos químicos pesados como sulfetos e nitrogenados, que podem desencadear reações perigosas e indesejadas como combustão espontânea ou uma possível ignição.

Os inúmeros catalisadores e processos industriais que existem tornam quase que impossível uma regra ou norma que atenda particularmente a cada um deles. Apenas oxidar amostras fazendo a utilização de temperaturas altamente elevadas nem sempre é o suficiente, pois não temos a garantia com isso que todos os componentes inorgânicos vão estar com valores de solubilidade abaixo dos teste-padrão. Esses catalisadores podem ser recuperados, podem ser reutilizados, seriam formas de monetizar os mesmos. O problema que se têm quando tratamos de recuperação é que a maioria desses catalisadores tem uma composição altamente complexa, ou ainda, componentes que estão agregados que também requerem tratamentos especiais.

O primeiro motivo pela atração desses catalisadores é o teor de metal encontrado, o segundo é a composição utilizada, que nesse caso serão o Molibdênio e o Cobalto, que dependendo da aplicação para que foram utilizados, podem ter teores de metal maiores que os

encontrados na natureza, representando uma grande gama de aplicações comerciais interessadas nesses produtos. Essa situação estimula pesquisas industriais na forma de dispor esses rejeitos.

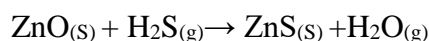
A principal destinação dada aos catalisadores sólidos no Brasil denomina-se co-processamento. Assim como diz a Resolução 264/99 do CONAMA, que aborda exatamente o co-processamento desses catalisadores sólidos, informa que estes são resíduos de baixo poder calorífico, podendo, por exemplo, contribuir na fabricação de cimento. Quando o cimento é coproduzido com esses metais, deve passar por testes de compressibilidade, porosidade, absorção de água e corrosão em meio à sulfato devido a formação de gesso. Existem rotas propostas para esses catalisadores que são promissoras, já que o aproveitamento na produção de cimento é possível, mas não é muito utilizada. Um outro exemplo é a produção de compostos vítreo-cerâmicos, no qual o catalisador utilizado em produtos de hidrorrefino, como é o caso, consiste em misturá-lo a outros materiais e depois submetê-los a aquecimento em alta temperatura. No processo descrito, forma-se compostos que são resistentes a lixívias ácidas e alcalinas que permitem estabilização dos metais presentes, ao mesmo tempo em que se agrega valor ao composto obtido a partir de tratamento de misturas de resíduos. (AFONSO et al., 2006)

No segundo leito temos um catalisador de óxido de zinco (ZnO), utilizado para reação de dessulfuração. O sulfeto de hidrogênio (H_2S) é um gás incolor, possui certa toxicidade, capaz de irritar os olhos e atuar tanto no sistema nervoso quanto respiratório, odor desagradável e está presente na corrente de isobutano oriunda do forno. A retirada desse componente é necessária por questões ambientais, problemas com a segurança além do risco de corrosão do equipamento. Existem diversas metodologias de remoção de H_2S presente na corrente como: absorção e regeneração com diversos tipos de aminas ou óxidos metálicos, absorção sem regeneração com soluções alcalinas, oxidação com agentes oxidantes como oxigênio, cloro, hipoclorito, ozônio, oxidação seletiva com catalisadores à base de vanádio e outros metais. Durante o transporte da solução, os níveis de H_2S caem devido também ao intemperismo, fenômeno que consiste na perda deste gás por meio de aberturas do tanque. Um número reduzido de H_2S em um hidrocarboneto como o isobutano pode dar origem a vastas quantidades deste gás em fase vapor. Em alguns estudos, é estabelecido que cada ppm (mg/Kg) desse composto na solução pode gerar de 20 a 400 ppm (V/V) na fase vapor. Se a redução de do volume de H_2S for o principal objetivo, sequestrantes sólidos e sistemas líquido redox devem ser considerados, mas se os produtos gerados na reação forem a principal preocupação, sequestrantes sólidos devem ser eliminados das opções pois os subprodutos da reação são tóxicos. (SOUZA, 2012)

Para remoção do sulfeto de hidrogênio é necessário um sequestrante ideal que possua os seguintes critérios:

1. O sequestrante deve ser disponível na natureza e economicamente viável para atividades industriais.
2. Alta eficiência sob todas as condições de uso industrial
3. O sequestrante deve ser seguro e não pode trazer danos à saúde das pessoas e não polua o meio ambiente.
4. O material do sequestrante não deve ser corrosivo para metais ou outros equipamentos os quais estará em contato
5. A reação de remoção de H₂S deve acontecer em ampla faixa de PH, temperatura, pressão e deve ser a mais completa e rápida possível. Os produtos da reação devem permanecer inertes.

O segundo catalisador tem como função principal realizar a dessulfuração profunda do gás, feita sob altas temperaturas com óxido de zinco usado para reagir com o sulfeto de hidrogênio de acordo com a reação (NEVEUX et al., 2013):



É possível prolongar a vida útil dos leitos de óxido de zinco por meio da adição de oxigênio, regenerando o óxido de zinco. A regeneração é feita após o processo de dessulfuração pela injeção de ar no reator. Os óxidos de zinco frequentemente têm elevada área superficial e capacidade de adsorção. O uso do óxido de zinco como sequestrador provoca a formação de sólidos indesejáveis como o sulfeto de zinco. O revestimento de sais metálicos sobre filtros de zeólita são alternativas viáveis (CRISTIANO, 2015).

De acordo com a reação, o produto final do processo é o sulfeto de zinco (ZnS). Algumas técnicas de remoção do lodo contaminado no final do processo podem ser aplicadas para o tratamento do efluente. Atualmente os processos de tratamento de efluentes contaminados com metais são feitos por processos que possuam como fundamento principal a adsorção e precipitação tanto química quanto eletroquímica. A precipitação química é realizada pela adição do óxido de cálcio (CaO) em uma solução contendo o metal, formando hidróxido de zinco ao final do processo, sendo que sua eficiência ao final do processo varia entre 85% e 90%, dependendo do tipo de coadjuvante utilizado em cada etapa de coagulação. Em processos envolvendo múltiplos estágios, ou seja, precipitações inseridas em etapas para o reciclo da fase sólida são, geralmente, mais eficazes e resultam na diminuição do lodo gerado ao final do processo. O processo de remoção eletroquímica tem como unidade de precipitação uma célula

eletrolítica feita com duas placas de aço, o ânodo e o cátodo e o processo é destacado pela elevada eficiência, pois atuando em efluentes de concentrações da ordem de 200 a 4000 ppm é possível obter uma solução final com concentração da ordem de 1 ppm após o tratamento (HOMEM, 2001).

Os métodos tradicionais de precipitação química e eletroquímica tem custos relativamente altos e a utilização dessas substâncias em larga escala torna o processo impraticável e não econômico, além de causar severos danos ambientais gerando resíduos secundários que apresentam problemas de tratamento, como grande quantidade de lodo gerado. Visto estas desvantagens, foi concluído que o método mais eficaz é a adsorção. Este método é baseado na separação de componentes em uma mistura, sendo seu fenômeno físico caracterizado pela transferência de massa. Na mistura, há o composto diluído na fase fluida, tanto o gás quanto líquido e o sólido que atua como agente adsorvente. Quando as duas fases entram em contato, o composto que está diluído vai se difundir indo da fase fluida para a superfície do material sólido. Quando a molécula é atingida, as forças residuais criam um campo de força que atrai e aprisiona a molécula. A bioadsorção baseia-se na capacidade que os microrganismos apresentam de concentrar em sua massa celular metais presentes em soluções diluídas. O uso da biomassa sem vida elimina o problema da toxicidade e os aspectos econômicos envolvendo nutrientes e manutenção de cultura. Comparando as metodologias citadas para remoção do zinco do efluente, o processo de bioadsorção tem como vantagem o baixo custo de operação, a minimização do lodo biológico disposto, alta eficácia no tratamento de efluentes diluídos e economia na manutenção de nutrientes uma vez que a biomassa se encontra inativa (GASPAR, 2003).

Dentre os principais componentes bioadsorventes, podemos destacar macro e microalgas, fungos e bactérias. As células, em seu revestimento externo, possuem íons que permitem a realização de interações com diversos íons metálicos. Uma característica primordial que distingue células de bactérias, algas e fungos é a presença da parede celular no exterior da membrana citoplasmática. Com esta parede, os microrganismos ficam sob proteção contra danos do ambiente, além de controlar o fluxo entre o citoplasma e o ambiente. Esta parede está diretamente em contato com o meio externo e interage com algumas substâncias solúveis no meio líquido. Esta interação pode ser aplicada para casos com íons metálicos devido às características aniônicas da parede celular. A composição variada das paredes celulares das células microbianas, que podem ser influenciadas pelas condições de cultura, resulta em

variáveis capacidades bissorativas e permitem variados graus de acumulação seletiva. Os mecanismos que permitem a remoção de metais em solução são:

1. Acumulação intracelular
2. Sorção na superfície celular ou complexação
3. Acumulação extracelular

Sendo que a atividade (2) pode ocorrer para microrganismos vivos ou mortos e a atividade (3) requer atividade microbiana.

A área de pesquisa de bioadsorvedores que oferece grandes oportunidades de pesquisa, tem apresentado excelentes resultados pelo aprimoramento de sua tecnologia devido ao uso de biomassa como agente adsorvedor. A eficiência de remoção, em alguns casos, pode chegar a atingir 98% da concentração inicial. Alguns microrganismos foram estudados para esta finalidade e especificamente para a remoção do zinco foi utilizada a *Undaria pinnatifida* (HOMEM, 2001).

5.2.3. Resíduo líquidos

5.2.3.1. Contaminação da água

Outro problema são as águas residuárias que são utilizadas na indústria. O conceito de reutilização de água, que pode ser usada várias vezes antes de ser finalmente descartada, e o conceito de segregação de seus vários fluxos, não permitindo que se misturem, por exemplo, águas pluviais com esgotos sanitários e com águas de processos industriais. A contaminação das águas pode ter caráter físico, químico, bioquímico ou biológico e pode dar-se por várias formas:

- poluição orgânica: na qual resíduos orgânicos ao serem degradados por bactérias presentes na água acarreta um consumo excessivo de oxigênio, tornando real a mortandade dos peixes;
- presença de nutrientes como nitratos e fosfatos que provocam eutrofização das águas, ou seja, favorecem o crescimento descontrolado das populações de algas e plantas aquáticas, que ao se decompor, consomem grandes quantidades de oxigênio, além de contribuírem para o assoreamento dos corpos d'água, especialmente os lagos;
- existência de produtos tóxicos lançados sobretudo por indústrias, seja diretamente, seja pela lixiviação de solos contaminados. Estão nesse rol os metais pesados, ácidos, solventes, etc.

- poluição térmica causada pelo lançamento de águas de resfriamento em temperaturas superiores à do corpo d'água receptor, que provocam um aumento da atividade bacteriana, o que por sua vez, acarreta aumento no consumo do oxigênio dissolvido na água

O lançamento de resíduos sólidos e efluentes diretamente em corpos d'água, sem um tratamento prévio, é hoje uma prática condenada. Da mesma forma, a alternativa de lançamento de resíduos tóxicos nos mares e oceanos, prática muito utilizada pelos países industrializados até recentemente, está hoje proibida por tratados internacionais.

5.2.3.2. Ação corretiva das águas residuárias

Alguns poluentes merecem atenção especial no tratamento das águas usadas: os metais pesados, óleos graxas, sulfetos, fenóis cianetos, fluoretos e produtos químicos orgânicos em geral. Além da remoção desses contaminantes, o tratamento das águas usadas deve corrigir alguns parâmetros como: índices elevados de acidez ou de alcalinidade, turbidez, coloração, cargas orgânicas elevadas e a temperatura, quando esta for muito distinta da temperatura natural do corpo d'água receptor (VALLE, 2006).

6 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A análise de viabilidade é parte crucial de todo e qualquer projeto, uma vez que leva em consideração todos os custos envolvidos no mesmo, possibilitando sua concepção econômica. O parâmetro observado nesse tipo de análise é o retorno sobre o investimento inicial: pode-se considerar um projeto bem-sucedido se o preço das vendas supera o capital de investimento e os custos de operação. Para que isto ocorra, é necessário fazer uma estimativa de custos rigorosa e precisa.

O capital de investimento é comumente dividido em duas categorias: o capital imobilizado e o capital de giro. O capital imobilizado representa os gastos necessários em bens tangíveis do projeto, como maquinário, terrenos, construção, entre outros. Já o capital de giro pode ser entendido como o investimento necessário para estocar matéria prima suficiente para a planta operar por sete. É importante ressaltar que, no caso deste projeto em específico, não há capital de giro, uma vez que a unidade se encontra inserida em uma refinaria e, portanto, não há fornecimento por parte de terceiros da matéria prima.

6.1. Investimento

6.1.1. Capital imobilizado

O capital imobilizado é constituído pelos bens necessários para a operação da planta, somando-se os custos de espaço físico, maquinário e equipamentos. Neste projeto foi utilizada a equação 99 para determinar o custo dos equipamentos.

$$C = a + b \times S^n \quad (99)$$

Após a estimar o preço de cada equipamento e otimizá-los, estes foram sobredimensionados de forma conservadora, para que possam operar de maneira segura em caso de falhas no sistema. A tabela abaixo resume os dados de sobredimensionamento:

Isto significa sobredimensionar o diâmetro da torre de destilação em 120%, a vazão de refluxo e o diferencial de pressão considerados para a bomba em 120% e a área dos trocadores de calor em 110%. As tabelas 64, 65 e 66 resumem as operações de sobredimensionamento dos equipamentos supracitados, assim como o impacto no custo final dos mesmos.

Tabela 64. Parâmetros sobredimensionados para as colunas de destilação.

Equipamento	Diâmetro (m)	Altura coluna (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (R\$2016)
Coluna C-01	1,986	81,689	9,871	56.428,20	4.301.874,84
Coluna C-03	0,629	79,420	12,390	20.273,65	1.630.671,60

Tabela 65. Parâmetros sobredimensionados para os trocadores de calor.

Tipo de equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Área de troca (m ²)	Custo (R\$2016)
Trocador de calor	E-01	60,449	251.947,98
Condensador	E-02	654,119	1.418.049,57
Reboiler	E-03	34,330	267.436,70
Trocador de calor	E-04	27,926	204.878,31
Condensador	E-05	12,299	230.723,51
Condensador	E-06	47,130	270.045,08
Reboiler	E-07	4,940	221.518,16
Trocador de calor	E-08	30,899	209.180,84
Trocador de calor	E-09	36,091	217.141,57

Tabela 66. Parâmetros sobredimensionados para bombas centrífugas.

Tipo de equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Vazão de refluxo (m ³ /h)	Pressão de impulsão (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	Potência (kW)	Custo (R\$2016)
Bomba de refluxo	B-01	102,22	10,99	4,76	32,77	214.404,93
Bomba centrífuga	B-02	7,64	29,90	28,92	1,52	171.241,75
Bomba centrífuga	B-03	12,74	28,33	2,59	24,24	147.241,75
Bomba de refluxo	B-04	19,73	9,99	4,60	0,68	167.395,82

O investimento em equipamentos está descrito na tabela 67:

Tabela 67. Dados do investimento em cada equipamento

Tipo de equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Custo (R\$2016)
Bomba Centrífuga	B-01	214.404,93
Torre de Destilação	C-01	4.301.874,84
Trocador de Calor	E-01	251.947,98
Forno	F-01	412.878,00
Reator	R-01	2.615.364
Bomba Centrífuga	B-02	171.241,75
Vaso Pulmão	C-02	639.578,47
Condensador	E-02	1.418.049,57
Bomba Centrífuga	B-03	147.241,75
Torre de Destilação	C-03	1.630.671,60
Reboiler	E-03	267.436,70
Vaso Pulmão	C-04	353.844,46
Trocador de Calor	E-04	204.878,31
Condensador	E-05	230.723,51
Condensador	E-06	248.171,22
Reboiler	E-07	221.250,04

Tipo de equipamento	Identificação no diagrama P&ID	Custo (R\$2016)
Trocador de Calor	E-08	208.358,69
Trocador de Calor	E-09	217.141,57
Tanque Esférico	C-05	149.844,32
Bomba	B-04	167.395,82

6.1.2. Materiais

O custo de materiais está relacionado parte elétrica, tubulações, instrumentação, entre outros. Estima-se que este custo represente um valor de 65 % do valor estipulado aos equipamentos principais.

Procede-se, então, a atribuir porcentagens para cada tipo de material, numa metodologia conhecida como método das porcentagens, dados na tabela 68.

Tabela 68. Valores do método das porcentagens

Partida	Porcentagem considerada (%)	Custo (R\$2016)
Equipamentos (E)	100	13.920.606,43
Materiais (M)	65	9.048.394,18
Tubulações e Infraestrutura	45	4.071.777,38
Obra Civil e Edifícios	28	2.533.550,37
Instrumentação	10	904.839,42
Eletricidade	10	904.839,42
Isolamento	5	452.419,71
Pintura	2	180.967,88

Gastos com licenças e Engenharia de processos:

Tabela 69. Dados dos gastos com licenças e engenharia de processos

Partida	Custo (R\$2016)
Licença	2.700.000,00
Engenharia Básica	1.350.000,00

Os gastos com engenharia de detalhes condizem com o tamanho do projeto, usualmente há um acréscimo de 40 a 50% nos custos de equipamentos e materiais quando o projeto é denominado pequeno e de 15 a 20% no caso dele for grande. Como o presente projeto é categorizado como pequeno, então utilizou-se um valor médio de 45 % para o custo de engenharia de detalhes.

Gastos com engenharia de detalhes e construção:

Tabela 70. Dados dos gastos com engenharia de detalhes e construção

Partida	Porcentagem considerada (%)	Custo (R\$2016)
Construção	60	13.781.400,37
Engenharia de Detalhes	45	10.336.050,28
Supervisão	10	2.296.900,06

São gastos que correspondem a 70% da soma do custo de equipamentos e materiais, sendo 10% equivalentes à supervisão e à 60% da construção.

Gastos gerais do processo:

O custo de ISBL (“inside battery limits”) é acerca da aquisição e instalação de todos os equipamentos de processos. Os custos do ISBL incluem custos de compra e transporte de equipamentos, custos de terra, infraestrutura, tubulação, catalisadores e qualquer outro material necessário para a operação final da planta ou a construção da planta. Os custos ISBL também incluem quaisquer taxas associadas à construção, como licenças, seguro ou aluguel de equipamentos; mesmo que esses itens não sejam necessários quando a planta estiver operacional.

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

Tabela 71. Dados dos custos de ISBL e dos demais processos

	Porcentagem incidente sobre ISBL (%)	Custo (R\$2016)
ISBL	100	53.433.351,32
Contingências e Imprevistos	10	5.343.335,13
Off-sites	8	4.274.668,11
Serviços Auxiliares	4	2.137.334,05
Gastos de Arranque	3,5	1.870.167,30
Investimento total	-	67.058.855,91

6.1.3. Investimento Total

O investimento total consiste na soma do capital de giro mais o capital imobilizado. Como no projeto não há capital de giro, o investimento total irá se referir somente ao capital imobilizado. Quando realizamos a somas de todos os custos calculados até então, iremos obter os custos totais que são definidos como capital imobilizado. Pode se observar na tabela abaixo, a lista de todos esses custos.

Tabela 72. Capital Imobilizado

Investimento	Custo Total (R\$)
Capital Imobilizado	67.058.855,91

6.2. Vendas

O valor das vendas anuais é calculado a partir do produto do preço de venda pela produção anual. Os produtos de venda, que são obtidos na planta são o butano, isobutano e gás residual. Os dados referentes às correntes de cada um desses produtos foram retirados da simulação da planta, sendo representados na tabela abaixo:

Tabela 73. Dados dos produtos da planta

Produto	Fluxo mássico (g/h)	Fluxo anual (t/ano)	Preço de venda (R\$/t)	Vendas anuais (R\$)	Vendas em 15 anos (R\$)
Isobutano	3366000	26928	1000	26.928.000,00	403.920.000,00
Gás Residual	703900	5631,2	280	1.576.736,00	23.651.040,00
Butano	9983000	79864	540	43.126.560,00	646.898.400,00

6.3. Custos

O custo diz respeito a uma quantidade de recursos usada para algum propósito específico, sendo divididos, didaticamente, em diretos e indiretos. Os custos diretos estão ligados diretamente a unidade de produção e os indiretos são aqueles que auxiliam no processo de produção, mas não participam de fato dela.

Os custos anuais do projeto são apresentados nas tabelas 74, 75, 76, 77 e 78.

Tabela 74. Custos diretos anuais

Custos diretos	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Matéria prima	R\$ 1.447.046,40	21.705.696,00
Mão de obra	R\$ 1.800.000,00	27.000.000,00

Tabela 75. Custos indiretos variáveis anuais

Custos Indiretos Variáveis	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Mão de obra indireta	540.000,00	8.100.000,00
Serviços gerais	12.412.412,92	186.186.193,86

Custos Indiretos Variáveis	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Abastecimento	1.057.966,09	15.869.491,33
Manutenção	835.236,39	12.528.545,79

Tabela 76. Custos indiretos fixos anuais.

Custos Indiretos Fixos	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Diretivos e Empregados	450.000,00	6.750.000,00
Amortização	1.392.060,64	20.880.909,65
Impostos	1.044.045,48	15.660.682,24
Seguros	139.206,06	2.088.090,96

Tabela 77. Despesas gerais anuais.

Despesas Gerais	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Gastos comerciais	1.583.848,05	23.757.720,74
Gerencia	950.308,83	14.254.632,44
Pesquisas + serviço técnico	R\$ 716.312,96	10.744.694,40
Seguros	R\$ 139.206,06	2.088.090,96

Tabela 78. Custos anuais.

Custo	Custo anual (R\$)	Custo em 15 anos (R\$)
Fabricação	21.117.973,99	316.769.609,84
Despesas Gerais	3.389.675,90	50.845.138,55
Custos Totais	24.507.649,89	367.614.748,38

Considerações do custo anual:

- A planta irá operar com 2 postos de trabalho, incluindo-se a sala de controle a planta e em cada posto irão atuar 5 operadores. Cada operador recebe R\$ 180.000,00 por ano;
- O valor de mão de obra indireta foi considerado 30% do valor da mão de obra direta;
- Abastecimento e manutenção equivalem respectivamente a 7,6 e 6% do custo de equipamentos;
- O custo de laboratório foi nulo por se tratar de uma planta pequena e com a tecnologia já bem estabelecida;
- Os custos anuais referentes à manutenção e ao seguro são 3% do investimento total;

- Gastos gerais e gerência foram calculados como sendo 7,5% e 4,5% do custo de fabricação;
- Os serviços gerais incluem os serviços auxiliares.

6.4. Serviços auxiliares

6.4.1. Eletricidade

Os custos de eletricidade são provenientes dos motores das bombas B-01, B-02, B-03 e B-04, levando em conta que o preço da eletricidade é de 0,189 R\$/kWh e que 8000h equivale a um ano de produção. A partir disso, calcula-se os custos de operação das bombas, que estão na tabela 67.

6.4.2. Água de refrigeração e vapor de aquecimento

Os gastos de fluidos de serviços nesse projeto são dados pela água de refrigeração utilizada nos trocadores E-08, E-05, E-06, E-09, E-02 e pelo vapor de aquecimento usado nos trocadores E-03, E-07. Esses custos são calculados para um ano de operação (8000 h) pelo seguinte cálculo:

$$Custo_{fluidos} = Vazão \left(\frac{m^3}{h} \right) \cdot preço \left(\frac{R\$}{m^3} \right) \cdot 8000h \quad (100)$$

Sendo que para o vapor, não se trabalha com m³, e sim com toneladas.

Na tabela 79 é mostrado o valor de cada custo.

Tabela 79. Custos dos serviços auxiliares

Tipo de Custo Auxiliar	Custo anual (R\$)
Água de Refrigeração	R\$ 867.519,60
Vapor de Aquecimento	R\$ 2.238.671,09
Eletricidade	R\$ 71.070,23
Combustível do Forno	R\$ 9.230.544,00
Total	R\$ 12.412.412,92

6.4.3. Ar de Instrumentação

O custo de ar de instrumentação refere-se ao consumo de ar utilizado nas válvulas de controle em um ano. Considerando uma vazão de ar de 2 Nm³/h e um custo unitário de 0,036 R\$/Nm³. Existem 8 válvulas de controle na nossa planta e cada uma opera 8000h/ano, levando tudo isso em conta, calcula-se o custo total de operação que é mostrado na tabela 80.

Tabela 80. Custo do Ar de instrumentação

Identificação no diagrama mecânico	Vazão (kg/h)	Densidade do ar (kg/m ³)	R\$/ano (2016)
PSV-1	2	0,036	576
PSV-2	2	0,036	576
PSV-3	2	0,036	576
PSV-4	2	0,036	576
PSV-1	2	0,036	576
PSV-3	2	0,036	576
PSV-1	2	0,036	576
PSV-3	2	0,036	576
TOTAL	-	-	4.608,00

6.5. Rentabilidade do projeto

A rentabilidade do projeto, pode, então ser analisada, indicando se o mesmo é viável ou não. Para os cálculos de rentabilidade, iremos considerar as vendas (V) dos produtos pós processamento na planta, os custos (C), os impostos (U) e o capital requerido (P), sem esquecer de considerar o valor da moeda e o fator temporal do projeto. Será considerado como base da avaliação econômica um horizonte temporal total de 15 anos de operação e 3 anos de investimento.

A análise de rentabilidade será efetuada por meio de parâmetros como o Valor Presente Líquido (VPL) e a taxa interna de retorno (TIR). O primeiro consiste em um indicador de rentabilidade que não relaciona simplesmente o preço de venda versus o investimento, calculando o ganho real do investimento, uma vez que leva em consideração a valorização real do capital com o decorrer do tempo, ou seja, considera o juros que a empresa receberia se, ao invés de realizar o investimento, ela simplesmente fizesse a opção de colocar o dinheiro no banco ou em papéis e esperasse os ganhos com juros compostos.

A TIR é responsável por dizer o percentual de rentabilidade do nosso projeto, ela também pode ser definida como a taxa necessária para que o nosso VPL seja igual a zero.

6.4.5. Determinação da rentabilidade

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

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

$$VPL = \sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad (101)$$

Sendo F_n o fluxo de caixa correspondente ao ano n e i é taxa de juros, que no projeto é apresentada como 4%.

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

$$0 = \sum_{n=0}^N \frac{F_n}{(1+TIR)^n} \quad (102)$$

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

Tabela 81. Dados para o cálculo de rentabilidade

Anos	Imobilizado	Giro	Fundos investidos	Vendas	Custos	Amortização	Benefícios antes de impostos (BAI)	Impostos	Benefícios depois de impostos (BDI)	Fundos gerados = BDI + amortização	Cash flow	Cash flow atualiz. Anuais	Cash flow Acumulada
0	-6,7	-	-6,7	-	-	-	-	-	-	-	-6,7	-6,7	-6,7
1	-40,2	-	-40,2	-	-	-	-	-	-	-	-40,2	-36,6	-43,3
2	-20,1	-	-20,1	-	-	-	-	-	-	-	-20,1	-16,6	-59,9
3	-	-	-	71,63	24,51	6,71	40,4	14,2	26,3	33,0	33,0	24,8	-35,1
4	-	-	-	74,5	25,5	6,7	42,3	14,8	27,5	34,2	34,2	23,4	-11,8
5	-	-	-	77,5	26,5	6,7	44,3	15,5	28,8	35,5	35,5	22,0	10,3
6	-	-	-	80,6	27,6	6,7	46,3	16,2	30,1	36,8	36,8	20,8	31,0
7	-	-	-	83,8	28,7	6,7	48,4	17,0	31,4	38,2	38,2	19,6	50,6
8	-	-	-	87,2	29,8	6,7	50,6	17,7	33,0	39,6	39,6	18,5	69,1
9	-	-	-	90,6	31,0	6,7	52,9	18,5	34,4	41,1	41,1	17,4	86,5
10	-	-	-	94,3	32,3	6,7	55,3	19,4	36,0	42,7	42,7	16,5	103,0
11	-	-	-	98,0	35,5	6,7	57,8	20,2	37,6	44,3	44,3	15,5	118,5
12	-	-	-	102,0	35,0	6,7	60,4	21,1	39,2	46,0	46,0	14,6	133,1
13	-	-	-	106,0	36,3	6,7	63,0	22,1	41,0	47,7	47,7	13,8	147,0
14	-	-	-	110,3	37,8	6,7	65,8	23,0	42,8	49,5	49,5	13,0	160,0
15	-	-	-	114,7	39,2	6,7	68,7	24,0	44,7	51,4	51,4	12,3	172,3
16	-	-	-	119,3	40,8	6,7	71,8	25,1	46,7	53,3	53,3	11,6	183,9
17	-	-	-	124,0	42,4	6,7	74,9	26,2	48,7	48,7	55,4	55,4	194,9

Para o cálculo das informações contidas na tabela 82, considerou-se os seguintes fatores de implementação e operação da planta:

- As vendas e os custos são influenciados pela inflação (4% ao ano);
- Os benefícios brutos são as vendas menos os custos e a amortização;
- Os benefícios líquidos são os benefícios brutos menos os impostos;
- Os fundos gerados são os benefícios líquidos menos a amortização;
- Os fluxos de caixa são os fundos gerados menos os fundos investidos por ano.

Os fluxos de caixa resultaram num projeto com VPL igual a 194,853 MR\$, isso implica que o projeto é rentável, pois o VPL é maior que zero. Os 3 primeiros anos, que são os anos de investimento, possuem fluxo de caixa negativo, mas a partir do quarto ano, tem-se fluxos de caixa positivos, como observado no gráfico da figura 15.

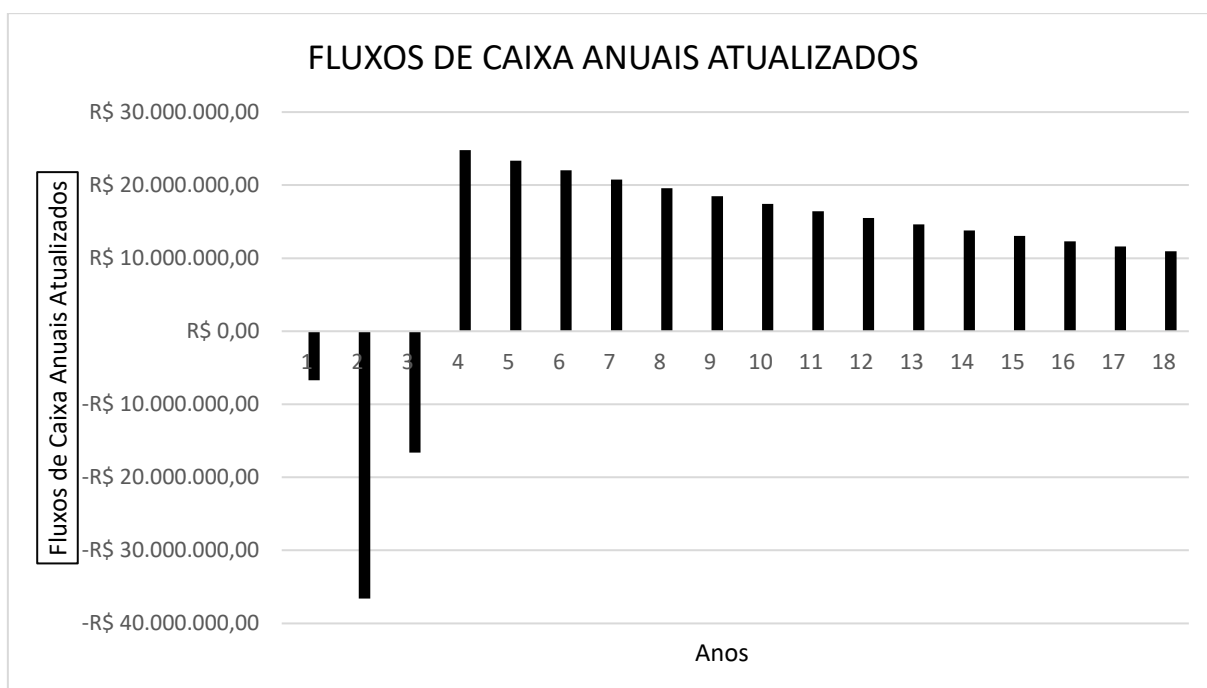


Figura 15. Gráfico de barras dos fluxos de caixa anual atualizados

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

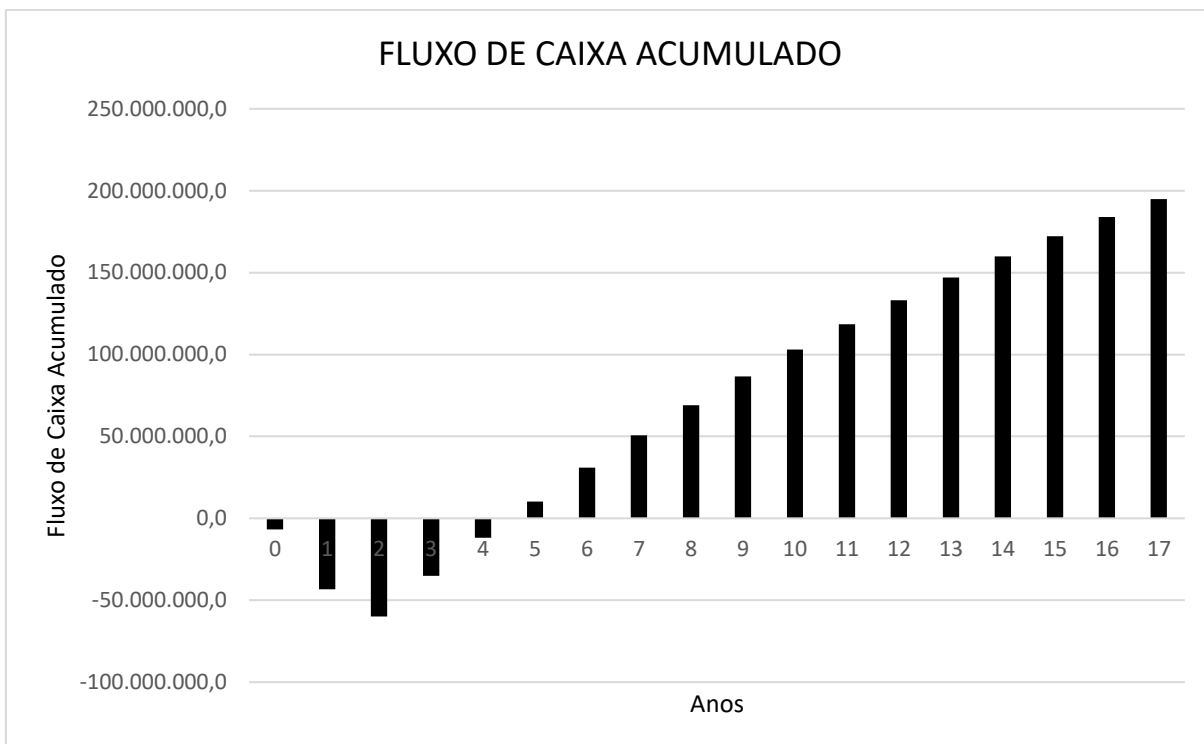


Figura 16. Gráfico de barras dos fluxos de caixa acumulados

A taxa interna de retorno encontrada é de 40,11%. Isso significa que, se os juros aumentarem de 4% para até 40,11%, o projeto ainda será rentável.

Também considerou-se o caso em que o valor do dólar irá variar para um acréscimo de 20% e uma diminuição de 20%. Quando há um acréscimo de 20%, o VPL assume um valor de 177,330 MR\$ e a TIR de 31,67%.

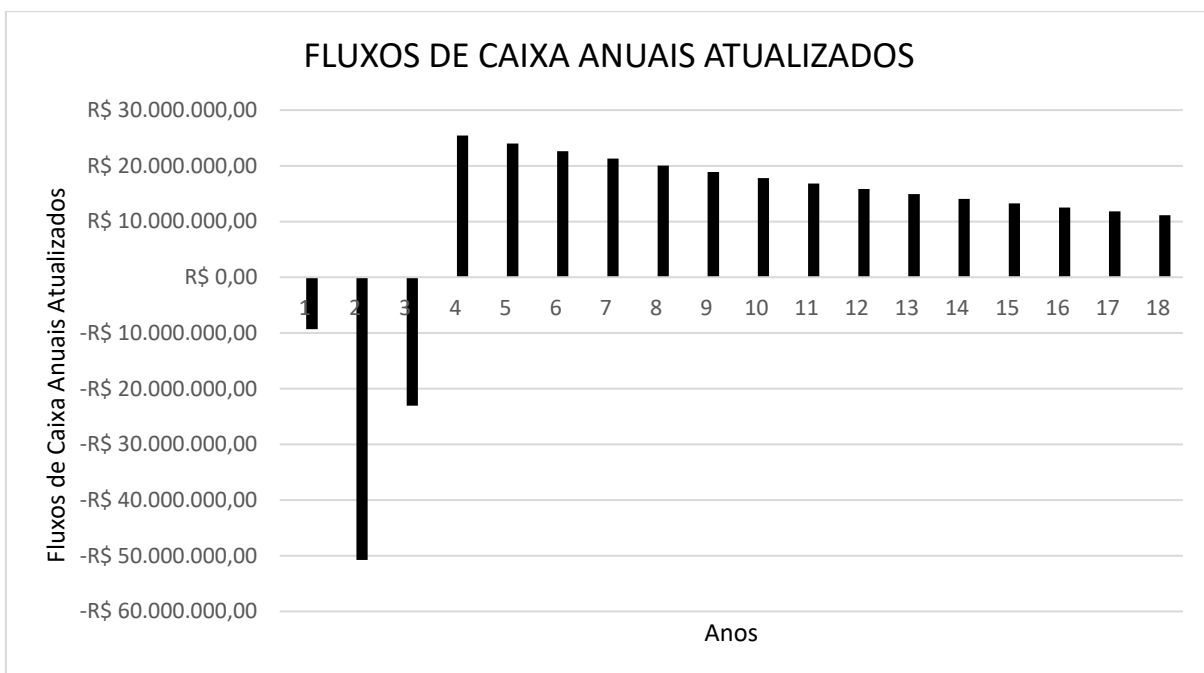


Figura 17. Gráfico do fluxo de caixa com variação no dólar

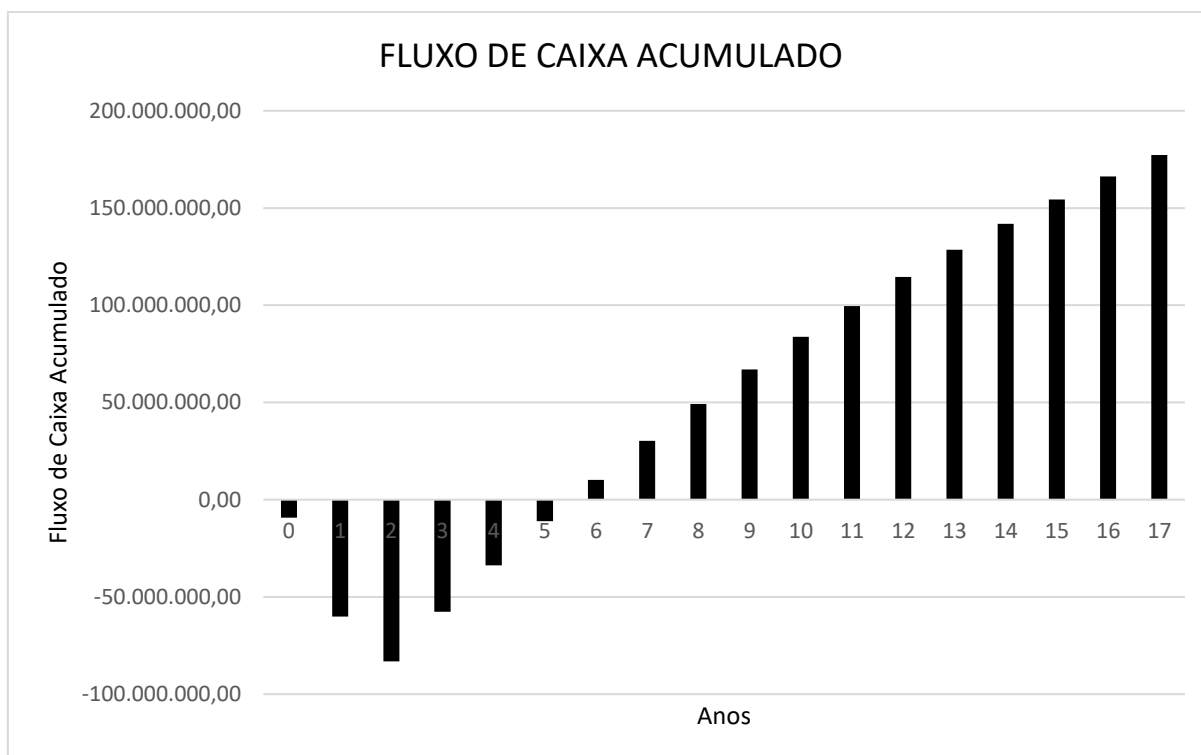


Figura 18. Gráfico carbono

Quando há um decréscimo de 20% o VPL assume um valor de 203,199 MR\$ e a TIR de 46,30%. Resultados, esses, esperados, pois ao aumentar o preço do capital imobilizado mantendo os custos fixos, tem-se uma menor rentabilidade e vice-versa.

Um novo fluxo de caixa foi calculado, considerando o preço que deve ser pago pela emissão de carbono. Pode-se notar que com essa consideração, o novo valor do VPL é de 190,745 MR\$ e a TIR de 40%. Por mais que esta operação aumente os custos de projeto, ela vem sendo cada vez mais importante no cenário industrial dos últimos tempos, pois demonstra a preocupação da empresa com a poluição gerada ou com o atendimento das políticas ambientais vigentes.

7 CONSIDERAÇÕES FINAIS

O projeto de uma planta industrial envolve o estudo e a análise de fatores de distintas áreas, desde a viabilidade econômica e ambiental até o enfoque na segurança da planta e da mão de obra que a opera. A planta em questão, projetada para a produção de isobutano a partir da hidrogenação com catalisador sólido e dessulfuração se mostrou viável econômica e ambientalmente ao resultado das análises preliminares. Contudo, se mostra válida uma análise ainda mais detalhada dos custos por conta da complexidade e da volatilidade de fatores que influenciam nos custos no cenário real. Informação essa que quanto mais precisa, maior o interesse de investimento no projeto.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AFONSO, J. C. et al. **Recuperação de metais de catalisadores de hidrorrefino usados via fusão com KHSO_4** . Química Nova, v. 29, n. 4, p. 856, 2006.

ALMEIDA, I. M. G. **Performance comparativa entre R290/R600a (50: 50) e R134a para drop-in em refrigerador doméstico**. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2010.

ALMEIDA, J. A. **Equipamentos Térmicos: equipamentos de troca térmica**. Apostila FURG. Rio Grande do Sul, 2003.

ANON, A. **Hydrocarbon Process**. Energy Information Administration, Vol. 29, p. 173, 1980.

AYALA, C. O. **Desenvolvimento de um simulador e controle preditivo de uma coluna de destilação piloto**. 111 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Elétrica, Departamento de Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

BERGMAN, H. L. **Finding the basic design for your application**. In: BERGMAN, H. L. **Fired heaters**. New York: Chem Eng, 1978. p. 99.

BRASIL. Resolução nº 313, de 29 de outubro de 2002. **Dispõe sobre o Inventário Nacional de Resíduos Sólidos Industriais**. Resolução Conama: Revoga a Resolução CONAMA no 6/88. Brasília, Brasil, DF, 22 nov. 2002. v. 6, n. 88, Seção 1, p. 85-91. Disponível em: <<http://www2.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=335>>. Acesso em: 18 nov. 2018.

CAO, E. **Heat Transfer in Process Engineering**. New York: Mcgraw-hill, 2009.

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

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

CHEMICAL ENGINEERING: **Essentials for the CPI professional**. Eye on Flare Systems. Disponível em: <<http://www.chemengonline.com/eye-on-flare-systems/>>. Acesso em: 3 nov. 2018.

COELHO, G.; PALMA, J. **Automação e supervisão remota de recursos de bombagem e de caudalimetria-Aplicação ao Pavilhão de Ensaio de Hidráulica de Estruturas**. 2011.

COUTINHO, F M B; MELLO, I L; SANTA MARIA, L C. **Polietileno: principais tipos, propriedades e aplicações**. Polímeros, Vol. 13, No.1, 2003.

CRISTIANO, D. M. **Remoção de H₂S com óxido de Ferro nanoestruturado para fins de purificação de biogás**. 2015. 160 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Ambiental, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis- Sc, Brasil, 2015.

DAVIES, F. D. **Determinações de gás metano (CH₄) gerado em estação de tratamento de efluentes, com avaliação do poder calorífico para queima em caldeira** Destaques Acadêmicos, Lajeado, v. 8, n. 4, p. 230-244, 2016. ISSN 2176-3070

DE MATTOS, E.; DE FALCO, R. **Bombas industriais**. 2.ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

DE OLIVEIRA, E. **Intertravamento Mecânico em válvulas de operação manual**. 4th Latin American Conference on Process Safety. Rio de Janeiro, 2012.

DERAKHSHAN, S.; NOURBAKHS, A. **Experimental study of characteristic curves of centrifugal pumps working as turbines in different specific speeds**. Experimental Thermal and Fluid Science, v. 32, n. 3, p. 800–807, 2008.

DHAGE, P. **Copper-Promoted ZnO/SiO₂ Regenerable Sorbents for the Room Temperature Removal of H₂S from Reformate Gas Streams**. Industrial & Engineering Chemistry Research. Auburn, p. 8388-8396. 18 nov. 2010.

DOMINGUES, T. L. **Avaliação da Eficiência de pratos valvulados com downcomer e pratos dualflow em colunas de destilação industriais**. 191 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2005.

DUEÑAS, L. C. et al. **Metodologías del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos**. Cuenca: Ediciones de La Universidad de Castilla-la Mancha, 2010. 192 p.

DUNN, W. C. **Fundamentals of industrial instrumentation and process control**. Vol. 681. McGraw-Hill, 2005.

DUNN, W. C. **Introduction to instrumentation, sensors, and process control**. Artech House Publishers, 2017.

EUGENE, P.; LORENC, J. A.; ERICKSON, B. **Method for determining a centrifugal pump operating state without using traditional measurement sensors**. US. Pat. 6776584, v.8. p.3-5, 2004.

FELÍCIO, R. S. **Dimensionamento de trocadores de calor aplicados à refrigeração da água do molde de um processo de lingotamento contínuo**. 2012. 1 CD-ROM. Trabalho de conclusão de curso (bacharelado - Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2012. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/11449/118994>>.

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

FERREIRA, N. L. et al. **Estudo da separação isobutano-hexeno: um caso real de indústria petroquímica**. The Journal of Engineering and Exact Sciences. Vol. 04.No. 02. 2018.

FERREIRA, T. E. M. **Dimensionamento das capacidades da caldeira a vapor e torre de resfriamento para o sistema de utilidades de uma planta química**. 45f. Trabalho de Conclusão de Curso. Curso de Engenharia Industrial Química. Universidade de São Paulo– Escola de Engenharia de Lorena, 2012.

GASPAR, A. T. F. S. **Bioadsorção de Cromo em algas marinhas utilizando coluna extratora**. 145 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas - São Paulo, Brasil, 2003.

GONÇALVES, M. G. T. Em: **Monitoramento e controle de processos**. Rio de Janeiro: Petrobras; Brasília: SENAI/ DN, 2003.

GOUVÊA, P. E. M. **Simulação e Análise de Configurações Alternativas de Colunas de Destilação: Meta e Para-Destilação**. 150 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

GUTIERREZ, R. M. V; PAN, S. S. K. **Complexo eletrônico: automação do controle industrial**. BNDES Setorial, Rio de Janeiro, n. 28, p. 189-231, set. 2008.

HOMEM, E. M. **Remoção de Chumbo, Níquel e Zinco em Zeólita Utilizando Sistema de Leito Fluidizado**. 132 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas - São Paulo, Brasil, 2001.

JOSÉ CARLOS DOS SANTOS. **Sistema Flare**. 2010. Disponível em: <<http://krcontrol.com/?p=379>>. Acesso em: 3 nov. 2018.

KERN, D. Q. **Process Heat Transfer**. 21. ed. Japan: Mcgraw-hill, 1983.p.879 .

LINNHOFF, B., et al. **A user guide on process integration for the efficient use of energy**. Rugby (UK): The Institution of Chemical Engineers, 1982. 247

LINNHOFF, B.; AHMAD, S. **Cost optimum heat exchanger networks – 1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost**. Computer Chemical Engineering, v.14, n.7, p.729-750, 1990

LIPTÁK, Béla G. **Instrument Engineers' Handbook: Process Measurement and Analysis**, v. 01. p, 1014 - 1031, 4 ed. Boca Raton: CRC Press, 1995.

LORA, E. E. S. **Prevenção e Controle da Poluição nos Setores Energético, Industrial e de Transporte**. Brasília, Brasil: Aneel, 2000. 503 p.

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.

MARQUES, J. C. B; LIMA, W. B. D.; BARBOSA, C. R. F; FONTES, F. A. O. **Estudo experimental de um refrigerador doméstico com Retrofit de R600A**. In: *Proceedings of the*

IX Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica MA. Las Palmas de Gran Canaria Anais; 2009.

MCCABE, W. L. **Unit Operations of Chemical Engineering**. Paperback International Edition, 2005. Boston: McGraw-Hill, 2005.

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

MIYAMOTO, H; WATANABE, K. **Thermodynamic Property Model for Fluid-Phase Isobutane**. International Journal of Thermophysics, Vol. 23, No. 2, 2002.

MULLER, G. H. **Energia requerida para a separação como ferramenta de otimização operacional e controle de colunas de destilação**. 75 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2012.

NAHUZ, M. A. R. O SISTEMA ISO 14000 - E A CERTIFICAÇÃO AMBIENTAL. **Rae Ambiental**, São Paulo, v. 6, n. 35, p.55-66, nov. 1995. Bimestral. Disponível em: <<http://www.scielo.br/pdf/rae/v35n6/a07v35n6.pdf>>. Acesso em: 09 nov. 2018.

NCBI¹: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 6360 - Isobutane**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/6360#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI²: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 6334 - Propane**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/6334#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI³: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 783 - Hydrogen**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/783#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI⁴: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 7844 - 1-Butene**. Disponível em:

<<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/7844#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI⁵: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 8255 - Isobutylene**. Disponível em:

<<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/8255#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI⁶: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 297 - Methane**. Disponível em:

<<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/297#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NCBI⁷: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 6324 - Ethane**.

NCBI⁸: NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION. **Compound Summary for CID 7843 - Butane**. Disponível em:

<<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/7843#section=Top>>. Acesso em: 10 nov. 2018.

NETO, M. A. M.; BARBOSA JR, J. R. **Determinação experimental do equilíbrio líquido-vapor, da densidade e da viscosidade de misturas de óleo lubrificante e isobutano (R-600a)**. 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering. Curitiba, 2006.

NEVEUX, L. et al. **New insight into the ZnO sulfidation reaction: mechanism and kinetics modeling of the ZnS outward growth**. Phys. Chem. Chem. Phys., [s.l.], v. 15, n. 5, p.1532-1545, 2013. Royal Society of Chemistry (RSC).

<http://dx.doi.org/10.1039/c2cp42988h>.

NORMEY-RICO, J.; SILVESTRE, D. S.; POZAS, L. F.; PASETTI, G. **Utilização da técnica de controle preditivo multivariável gpc no controle de temperatura de topo e fundo de uma coluna de destilação depropanizadora simulada no simulador industrial indiss**. In: 3^o Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo de Gás, Salvador-Bahia, Brasil, 2005.

OLIVEIRA, J. D. D. **Estudo experimental da transferência de calor e queda de pressão na ebulição do isobutano em um mini-tubo**. 119f. Dissertação de Mestrado, Universidade do Vale do Rio dos Sinos – UNISINOS, São Leopoldo, 2003.

ORIHUELA GRACIA, A. **Evaluación experimental del Isobutano (R600a) como substituto del R134a en instalaciones de compresión simple de vapor que utilizan compresores herméticos**. 110f. Trabalho de Conclusão de Curso, Universitat Jaume, Castellón, 2015.

PERRY, R.H., CHILTON, C.H. **Perry's Chemical Engineering Handbook**. 5a ed., 1974.

PIMENTA, W. J.; PIMENTA, J. M. D.; FINOTTI M. V. L., & HAUPT, K. I. **Avaliação da Degradação do Desempenho de um Compressor Operando com Hidrocarbonetos**. 16° Simpósio de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica-FEMEC/UFU, Uberlândia-MG, 2006.

POLESE, E. L. **Eficiência energética em sistemas de bombeamento: uso do variador de frequência**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2010.

POMBO, F. R.; MAGRINI, A. **Panorama de aplicação da norma ISO 14001 no Brasil**. Gestão & Produção, São Carlos, v. 15, n. 1, p.1-10, 31 jan. 2008.

RAYNER, R. **Pump users handbook**. Elsevier, 1995.

REIS, Carlos V. **Equipamentos Estáticos**. Apostila PETROBRAS. Editora UnicenP. Curitiba, 2002.

RIBEIRO, M. A. **Instrumentação**. Tek Treinamentos LTDA, 1999.

RIBEIRO, M. S. **O Tratamento Contábil dos Créditos de Carbono**. 92 f. Tese (Doutorado) - Curso de Contabilidade, Departamento de Contabilidade, Universidade de São Paulo, Ribeirão Preto, São Paulo, 2005.

ROSEN, A. **Reactor Design**. Disponível em:

<https://sites.tufts.edu/andrewrosen/files/2013/09/reactor_design_guide1.pdf>. Acesso em: 11 nov 2018.

SANTILLI, M. et al. **Tropical Deforestation and the Kyoto Protocol**. Climatic Change, [s.l.], v. 71, n. 3, p.267-276, ago. Springer Nature 2005.

DE SOUZA, R. S. **Evolução e condicionantes da gestão ambiental nas empresas**. Revista eletrônica de administração, v. 8, n. 6, 2002.

SANTOS, J. A. M. F. **Projecto e desenvolvimento de rector HFCVD para revestimentos à base de carbono.** Dissertação de Mestrado. Universidade de Aveiro, 2007.

SCHETTERT, GiseaneFumagalli. **Desempenho de uma coluna de destilação, frente à variação das concentrações e vazões de alimentação utilizando-se solução hidroalcoólica padronizada.** 72 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Processos, Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012.

SCHNEIDER, E. E. **Instalações de dispositivos segurança para máquinas operatrizes conforme a norma regulamentadora nº12 com ênfase em dispositivos elétricos.** 47 f. Trabalho de Conclusão de Curso, Departamentos de Ciências Exatas e Engenharia, Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul, Ijuí, 2011.

SENAI / CST ARCELOR BRASIL. **TUBULAÇÃO INDUSTRIAL E ESTRUTURA METÁLICA.** 1997. Disponível em: <<http://www.abraman.org.br/arquivos/51/51.pdf>>. Acesso em: 15 nov. 2018.

SERTH, R. W. **Process Heat Transfer: Principles and Applications.** Oxford: Elsevier, 2007.

SILVA, Maxwell Gomes da. **Modelagem e simulação de uma coluna de destilação para separação dos componentes reacionais do biodiesel em matlab.** 2015. 66 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2015. Cap. 2.

SMITH, C. A.; CORRIPIO A. B.; **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo,** 3a ed., LTC, 2008.

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.

SOUZA, V. M. **Estudo de sequestrantes de H₂S para sistemas de produção de óleo e gás.** 124 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-graduação e Pesquisa de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro - Rj, Brasil, 2012.

TOWLER, G., SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 1266 p. California: Elsevier Inc, 2008.

UCHYTIL, J. **Hydrogenation of alkenes over a cobalt-molybdenum-alumina catalyst**. Journal Of Catalysis. Praga, p. 143-149. 1 out. 1979.

USHA, P; SYAMSUNDAR, C. **Computational analysis on performance of a centrifugal pump impeller**. Proceedings of the 37th National & 4th International Conference on Fluid Mechanics and Fluid Power. India, 2010.

SINNOTT, R; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. California: Butterworth-heinemann, Cap. 6. p. 317-324, 2008.

VALLE, C. E. d. **Qualidade ambiental ISO 14000**. 6. ed. São Paulo: Senac São Paulo, 2006. 200 p.

VESTERGAARD, N. P. **CO₂ refrigerant for industrial refrigeration**. R & D Manager Danfoss Industrial Refrigeration, 2003.

YAN, T Y. **Isobutane production with a catalytic reformer pretreater**. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 61, p. 257–261, 1983.

9 ANEXO – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO

Folhas de especificação mostram informações dos componentes especificados da planta. São requisitadas em projetos de engenharia química para detalhar todas as características técnicas solicitadas no processo, assegurando que a informação seja apresentada de forma esclarecedora. Em seguida, são apresentadas as folhas de especificação da unidade de produção de isobutano.

ANEXO 1. Folhas de especificação de correntes

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Fração C ₄ de refinaria	
Pressão	7.125	Kg/cm ² g
Temperatura	40	°C
Vazão mássica	14000	Kg/h
Vazão molar	243.5	Kmol/h
Entalpia total	-8.375	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	24.27	m ³ /h
Peso molecular	57.51	Kg/kmol
Densidade	547.2	Kg/m ³
Viscosidade	0.1412	cP
Condutividade térmica	0.086	W/m·°C
Calor específico	2.544	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9.548	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0500	0.0383
I-Buteno	0.0060	0.0059
1-Buteno	0.0122	0.0119
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0089	0.0112
I-Butano	0.2469	0.2495
N-Butano	0.6760	0.6832
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Alimentação C-1	
Pressão	6.411	Kg/cm ² g
Temperatura	51.71	°C
Vazão mássica	14000	Kg/h
Vazão molar	243.5	Kmol/h
Entalpia total	-8.274	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	26.35	m ³ /h
Peso molecular	57.51	Kg/kmol
Densidade	531.3	Kg/m ³
Viscosidade	0.127	cP
Condutividade térmica	0.822	W/m·°C
Calor específico	2.662	kJ/kg·°C
Tensão superficial	8.271	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0500	0.0383
I-Buteno	0.0060	0.0059
1-Buteno	0.0122	0.0119
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0089	0.0112
I-Butano	0.2469	0.2495
N-Butano	0.6760	0.6832
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Entrada E-02	
Pressão	6.150	Kg/cm ² g
Temperatura	46.24	°C
Vazão mássica	48270	Kg/h
Vazão molar	866.7	Kmol/h
Entalpia total	-25.79	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	2762	m ³ /h
Peso molecular	55.69	Kg/kmol
Densidade	17.48	Kg/m ³
Viscosidade	8526	cP
Condutividade térmica	0.018	W/m·°C
Calor específico	1.902	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.843	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1687	0.1336
I-Buteno	0.0129	0.0130
1-Buteno	0.0184	0.0186
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7998	0.8347
N-Butano	0.0001	0.0001
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Entrada C-02	
Pressão	5.799	Kg/cm ² g
Temperatura	40.8	°C
Vazão mássica	48270	Kg/h
Vazão molar	866.7	Kmol/h
Entalpia total	-29.510	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	92.370	m ³ /h
Peso molecular	55.69	Kg/kmol
Densidade	522.6	Kg/m ³
Viscosidade	0.133	cP
Condutividade térmica	812.630	W/m·°C
Calor específico	2.625	kJ/kg·°C
Tensão superficial	7.750	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1687	0.1336
I-Buteno	0.0129	0.0130
1-Buteno	0.0184	0.0186
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7998	0.8347
N-Butano	0.0001	0.0001
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Refluxo de topo C-01	
Pressão	5.799	Kg/cm ² g
Temperatura	40.84	°C
Vazão mássica	44250	Kg/h
Vazão molar	794.600	Kmol/h
Entalpia total	-27.050	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	84.69	m ³ /h
Peso molecular	55.69	Kg/kmol
Densidade	522.5	Kg/m ³
Viscosidade	0.1328	cP
Condutividade térmica	0.081	W/m·°C
Calor específico	2.626	kJ/kg·°C
Tensão superficial	7.743	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1687	0.1336
I-Buteno	0.0129	0.0130
1-Buteno	0.0184	0.0186
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7998	0.8347
N-Butano	0.0001	0.0001
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Entrada E-03	
Pressão	6.719	Kg/cm ² g
Temperatura	67.19	°C
Vazão mássica	60150	Kg/h
Vazão molar	1034	Kmol/h
Entalpia total	-34.580	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	115.9	m ³ /h
Peso molecular	58.19	Kg/kmol
Densidade	519	Kg/m ³
Viscosidade	0.114	cP
Condutividade térmica	0.0786	W/m.°C
Calor específico	2.805	kJ/kg.°C
Tensão superficial	7.286	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.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0000	0.0000
I-Buteno	0.0035	0.0034
1-Buteno	0.0109	0.0105
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0065	0.0081
I-Butano	0.0173	0.0173
N-Butano	0.9618	0.9607
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	7	
Descrição	Refluxo de fundo C-01	
Pressão	6.819	Kg/cm ² g
Temperatura	68	°C
Vazão mássica	50160	Kg/h
Vazão molar	862	Kmol/h
Entalpia total	-25.050	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	2654	m ³ /h
Peso molecular	58.17	Kg/kmol
Densidade	18.9	Kg/m ³
Viscosidade	0.008	cP
Condutividade térmica	0.020	W/m·°C
Calor específico	2.020	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.835	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0000	0.0000
I-Buteno	0.0036	0.0035
1-Buteno	0.0111	0.0107
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0053	0.0066
I-Butano	0.0179	0.0179
N-Butano	0.9620	0.9613
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	8	
Descrição	Produto de fundo	
Pressão	6.682	Kg/cm ² g
Temperatura	68	°C
Vazão mássica	9983	Kg/h
Vazão molar	171.3	Kmol/h
Entalpia total	-5.739	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	19.26	m ³ /h
Peso molecular	58.28	Kg/kmol
Densidade	518.3	Kg/m ³
Viscosidade	0.114	cP
Condutividade térmica	0.078	W/m.°C
Calor específico	2.812	kJ/kg.°C
Tensão superficial	7.230	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.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0000	0.0000
I-Buteno	0.0031	0.0030
1-Buteno	0.0096	0.0092
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0126	0.0157
I-Butano	0.0140	0.0140
N-Butano	0.9607	0.9582
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	9	
Descrição	Entrada E-09	
Pressão	6.105	Kg/cm ² g
Temperatura	52.32	°C
Vazão mássica	9983	Kg/h
Vazão molar	171.3	Kmol/h
Entalpia total	-5.841	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	18.48	m ³ /h
Peso molecular	58.28	Kg/kmol
Densidade	540.1	Kg/m ³
Viscosidade	0.129	cP
Condutividade térmica	0.084	W/m·°C
Calor específico	2.640	kJ/kg·°C
Tensão superficial	8.906	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0000	0.0000
I-Buteno	0.0031	0.0030
1-Buteno	0.0096	0.0092
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0126	0.0157
I-Butano	0.0140	0.0140
N-Butano	0.9607	0.9582
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	10	
Descrição	Entrada B-04	
Pressão	5.391	Kg/cm ² g
Temperatura	39.63	°C
Vazão mássica	9983	Kg/h
Vazão molar	171.3	Kmol/h
Entalpia total	-5.919	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	17.94	m ³ /h
Peso molecular	58.28	Kg/kmol
Densidade	556.4	Kg/m ³
Viscosidade	0.144	cP
Condutividade térmica	0.088	W/m.°C
Calor específico	2.524	kJ/kg.°C
Tensão superficial	10.31	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.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0000	0.0000
I-Buteno	0.0031	0.0030
1-Buteno	0.0096	0.0092
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0126	0.0157
I-Butano	0.0140	0.0140
N-Butano	0.9607	0.9582
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	11	
Descrição	Produto de topo C-01	
Pressão	5.799	Kg/cm ² g
Temperatura	40.83	°C
Vazão mássica	4018	Kg/h
Vazão molar	72.15	Kmol/h
Entalpia total	-2.456	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	7.688	m ³ /h
Peso molecular	55.69	Kg/kmol
Densidade	522.6	Kg/m ³
Viscosidade	0.133	cP
Condutividade térmica	0.081	W/m·°C
Calor específico	2.625	kJ/kg·°C
Tensão superficial	7.755	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1687	0.1336
I-Buteno	0.0129	0.0130
1-Buteno	0.0184	0.0186
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7997	0.8347
N-Butano	0.0001	0.0000
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0001	0.0001
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	12	
Descrição	Hidrogênio despressurizado	
Pressão	29.5	Kg/cm ² g
Temperatura	40	°C
Vazão mássica	51.61	Kg/h
Vazão molar	12.61	Kmol/h
Entalpia total	-0.028	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	11.06	m ³ /h
Peso molecular	4.093	Kg/kmol
Densidade	4.667	Kg/m ³
Viscosidade	0.009	cP
Condutividade térmica	0.154	W/m·°C
Calor específico	7.466	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1.009	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.015	0.162
I-Buteno	0.000	0.000
1-Buteno	0.000	0.000
Propeno	0.000	0.000
Sulfeto de Hidrogênio	0.000	0.000
N-Pentano	0.000	0.000
I-Butano	0.000	0.003
N-Butano	0.000	0.000
Hidrogênio	0.902	0.444
Etano	0.019	0.139
Metano	0.064	0.251
S_Vapor	0.000	0.000
Água	0.000	0.000
Total	1.000	1.000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	13	
Descrição	Entrada E-04	
Pressão	29.5	Kg/cm ² g
Temperatura	37.23	°C
Vazão mássica	4070	Kg/h
Vazão molar	84.76	Kmol/h
Entalpia total	-2.473	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.1574	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	7.411	m ³ /h
Peso molecular	54.1	Kg/kmol
Densidade	521.3	Kg/m ³
Viscosidade	0.13	cP
Condutividade térmica	0.082	W/m·°C
Calor específico	2.58	kJ/kg·°C
Tensão superficial	7.886	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	11.13	m ³ /h
Peso molecular	15.46	Kg/kmol
Densidade	18.53	Kg/m ³
Viscosidade	0.012	cP
Condutividade térmica	0.096	W/m·°C
Calor específico	3.045	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.968	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1458	0.1339
I-Buteno	0.0110	0.0129
1-Buteno	0.0157	0.0183
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.6808	0.8241
N-Butano	0.0000	0.0001
Hidrogênio	0.1341	0.0056
Etano	0.0028	0.0018
Metano	0.0095	0.0032
S_Vapor	0.0001	0.0001
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	14	
Descrição	Entrada F-01	
Pressão	28.8	Kg/cm ² g
Temperatura	163.4	°C
Vazão mássica	4070	Kg/h
Vazão molar	84.76	Kmol/h
Entalpia total	-1.9520	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.999	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	0.0001	m ³ /h
Peso molecular	32.12	Kg/kmol
Densidade	1730	Kg/m ³
Viscosidade	0.4338	cP
Condutividade térmica	0.2403	W/m·°C
Calor específico	1.479	kJ/kg·°C
Tensão superficial	77.02	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	87.31	m ³ /h
Peso molecular	48.02	Kg/kmol
Densidade	46.61	Kg/m ³
Viscosidade	0.0143	cP
Condutividade térmica	0.0433	W/m·°C
Calor específico	2.585	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.830	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1458	0.1339
I-Buteno	0.0110	0.0129
1-Buteno	0.0157	0.0183
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.6808	0.8241
N-Butano	0.0000	0.0001
Hidrogênio	0.1341	0.0056
Etano	0.0028	0.0018
Metano	0.0095	0.0032
S_Vapor	0.0001	0.0001
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	15	
Descrição	Entrada R-01	
Pressão	28.5	Kg/cm ² g
Temperatura	320	°C
Vazão mássica	4070	Kg/h
Vazão molar	84.76	Kmol/h
Entalpia total	-1.526	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	137.2	m ³ /h
Peso molecular	48.01	Kg/kmol
Densidade	29.66	Kg/m ³
Viscosidade	0.0183	cP
Condutividade térmica	0.0644	W/m·°C
Calor específico	3.028	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.9505	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1458	0.1339
I-Buteno	0.0110	0.0129
1-Buteno	0.0157	0.0183
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.6808	0.8241
N-Butano	0.0000	0.0001
Hidrogênio	0.1341	0.0056
Etano	0.0028	0.0018
Metano	0.0095	0.0032
S_Vapor	0.0001	0.0001
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	16	
Descrição	Saída do R-01	
Pressão	26.5	Kg/cm ² g
Temperatura	342.9	°C
Vazão mássica	4070	Kg/h
Vazão molar	82.49	Kmol/h
Entalpia total	-1.526	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	0.0001	m ³ /h
Peso molecular	49.34	Kg/kmol
Densidade	27.15	Kg/m ³
Viscosidade	0.0076	cP
Condutividade térmica	0.0076	W/m·°C
Calor específico	4.446	kJ/kg·°C
Tensão superficial	0.0001	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	149.9	m ³ /h
Peso molecular	49.34	Kg/kmol
Densidade	27.15	Kg/m ³
Viscosidade	0.018	cP
Condutividade térmica	0.065	W/m·°C
Calor específico	3.091	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1499	0.1339
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0001	0.0001
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7109	0.8374
N-Butano	0.0162	0.0191
Hidrogênio	0.1103	0.0045
Etano	0.0029	0.0018
Metano	0.0098	0.0032
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	17	
Descrição	Entrada E-05	
Pressão	25.8	Kg/cm ² g
Temperatura	151.3	°C
Vazão mássica	4070	Kg/h
Vazão molar	82.49	Kmol/h
Entalpia total	-2.047	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	90.5	m ³ /h
Peso molecular	49.34	Kg/kmol
Densidade	44.97	Kg/m ³
Viscosidade	0.0136	cP
Condutividade térmica	0.399	W/m·°C
Calor específico	2.535	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1499	0.1339
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0001	0.0001
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7109	0.8374
N-Butano	0.0162	0.0191
Hidrogênio	0.1103	0.0045
Etano	0.0029	0.0018
Metano	0.0098	0.0032
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	18	
Descrição	Alimentação C-03	
Pressão	25.1	Kg/cm ² g
Temperatura	86.38	°C
Vazão mássica	11790	Kg/h
Vazão molar	41.240	Kmol/h
Entalpia total	-0.961	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.50	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	5.136	m ³ /h
Peso molecular	55.280	Kg/kmol
Densidade	443.9	Kg/m ³
Viscosidade	0.084	cP
Condutividade térmica	0.061	W/m·°C
Calor específico	3.367	kJ/kg·°C
Tensão superficial	3.217	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	36.69	m ³ /h
Peso molecular	43.4	Kg/kmol
Densidade	48.790	Kg/m ³
Viscosidade	0.0128	cP
Condutividade térmica	0.0396	W/m·°C
Calor específico	2.450	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.7627	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.1499	0.1657
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0001	0.0001
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.7109	0.7991
N-Butano	0.0162	0.0164
Hidrogênio	0.1103	0.0096
Etano	0.0029	0.0028
Metano	0.0098	0.0062
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0009	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	19	
Descrição	Entrada E-06	
Pressão	25.95	Kg/cm ² g
Temperatura	74.26	°C
Vazão mássica	5854	Kg/h
Vazão molar	132.0	Kmol/h
Entalpia total	-3.245	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	95.27	m ³ /h
Peso molecular	44.34	Kg/kmol
Densidade	61.44	Kg/m ³
Viscosidade	0.0121	cP
Condutividade térmica	0.0312	W/m·°C
Calor específico	2.671	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.6611	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.6100	0.6066
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0003	0.0002
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.2892	0.3791
N-Butano	0.0017	0.0022
Hidrogênio	0.0819	0.0037
Etano	0.0063	0.0043
Metano	0.0106	0.0038
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	20	
Descrição	Entrada C-04	
Pressão	25.72	Kg/cm ² g
Temperatura	48.97	°C
Vazão mássica	5854	Kg/h
Vazão molar	132	Kmol/h
Entalpia total	-3.629	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.1415	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	10.92	m ³ /h
Peso molecular	47.80	Kg/kmol
Densidade	472.3	Kg/m ³
Viscosidade	0.0927	cP
Condutividade térmica	0.9618	W/m·°C
Calor específico	2.995	kJ/kg·°C
Tensão superficial	5.129	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	28.88	m ³ /h
Peso molecular	28.88	Kg/kmol
Densidade	32.83	Kg/m ³
Viscosidade	0.0127	cP
Condutividade térmica	0.052	W/m·°C
Calor específico	2.383	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.09911	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.6100	0.6066
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0003	0.0002
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.2892	0.3791
N-Butano	0.0017	0.0022
Hidrogênio	0.0819	0.0037
Etano	0.0063	0.0043
Metano	0.0106	0.0038
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	21	
Descrição	Corrente de topo	
Pressão	25.6	Kg/cm ² g
Temperatura	48.97	°C
Vazão mássica	703.9	Kg/h
Vazão molar	24.3	Kmol/h
Entalpia total	-0.391	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	21.46	m ³ /h
Peso molecular	28.97	Kg/kmol
Densidade	32.8	Kg/m ³
Viscosidade	0.0127	cP
Condutividade térmica	0.0518	W/m·°C
Calor específico	2.38	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.8613	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.4609	0.7015
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0004	0.0005
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.1207	0.2421
N-Butano	0.0006	0.0011
Hidrogênio	0.3743	0.0260
Etano	0.0099	0.0103
Metano	0.0333	0.0184
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	22	
Descrição	Refluxo do topo C-03	
Pressão	25.6	Kg/cm ² g
Temperatura	48.97	°C
Vazão mássica	5150	Kg/h
Vazão molar	107.7	Kmol/h
Entalpia total	-3.237	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	10.9	m ³ /h
Peso molecular	47.81	Kg/kmol
Densidade	472.4	Kg/m ³
Viscosidade	0.0927	cP
Condutividade térmica	0.0796	W/m·°C
Calor específico	2.995	kJ/kg·°C
Tensão superficial	5.13	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.6436	0.5936
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0003	0.0002
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.3272	0.3978
N-Butano	0.0019	0.0023
Hidrogênio	0.0160	0.0007
Etano	0.0055	0.0035
Metano	0.0055	0.0018
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	23	
Descrição	Entrada E-07	
Pressão	26.3	Kg/cm ² g
Temperatura	115.4	°C
Vazão mássica	13670	Kg/h
Vazão molar	236.6	Kmol/h
Entalpia total	-7.784	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	35.44	m ³ /h
Peso molecular	57.77	Kg/kmol
Densidade	385.6	Kg/m ³
Viscosidade	0.0671	cP
Condutividade térmica	0.043	W/m·°C
Calor específico	4.921	kJ/kg·°C
Tensão superficial	1.201	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0255	0.0195
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.9535	0.9595
N-Butano	0.0209	0.0211
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	24	
Descrição	Refluxo de fundo C-03	
Pressão	26.4	Kg/cm ² g
Temperatura	115.9	°C
Vazão mássica	10300	Kg/h
Vazão molar	178.40	Kmol/h
Entalpia total	-5.475	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	118.2	m ³ /h
Peso molecular	57.74	Kg/kmol
Densidade	87.15	Kg/m ³
Viscosidade	0.0128	cP
Condutividade térmica	0.0295	W/m·°C
Calor específico	3.505	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.5525	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0273	0.0209
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.9523	0.9586
N-Butano	0.0204	0.0205
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	25	
Descrição	Produto de fundo C-03	
Pressão	26.4	Kg/cm ² g
Temperatura	115.9	°C
Vazão mássica	3366	Kg/h
Vazão molar	58.19	Kmol/h
Entalpia total	-1.915	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	8.761	m ³ /h
Peso molecular	57.84	Kg/kmol
Densidade	384.2	Kg/m ³
Viscosidade	0.0668	cP
Condutividade térmica	0.0425	W/m.°C
Calor específico	4.962	kJ/kg.°C
Tensão superficial	1.172	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.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0200	0.0152
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.9573	0.9619
N-Butano	0.0227	0.0228
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	26	
Descrição	I-Butano	
Pressão	25.69	Kg/cm ² g
Temperatura	40	°C
Vazão mássica	3366	Kg/h
Vazão molar	58.19	Kmol/h
Entalpia total	-2.107	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	6.28	m ³ /h
Peso molecular	57.84	Kg/kmol
Densidade	536	Kg/m ³
Viscosidade	0.1442	cP
Condutividade térmica	0.0807	W/m.°C
Calor específico	2.517	kJ/kg.°C
Tensão superficial	8.29	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.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0200	0.0152
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.9573	0.9619
N-Butano	0.0227	0.0228
Hidrogênio	0.0000	0.0000
Etano	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	27	
Descrição	Gases	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	37.68	°C
Vazão mássica	703.9	Kg/h
Vazão molar	24.3	Kmol/h
Entalpia total	-0.3907	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	54.34	m ³ /h
Peso molecular	28.97	Kg/kmol
Densidade	12.95	Kg/m ³
Viscosidade	0.0116	cP
Condutividade térmica	0.0484	W/m·°C
Calor específico	2.173	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0.9383	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.4609	0.7015
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0004	0.0005
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.1207	0.2421
N-Butano	0.0006	0.0011
Hidrogênio	0.3743	0.0260
Etano	0.0099	0.0103
Metano	0.0333	0.0184
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

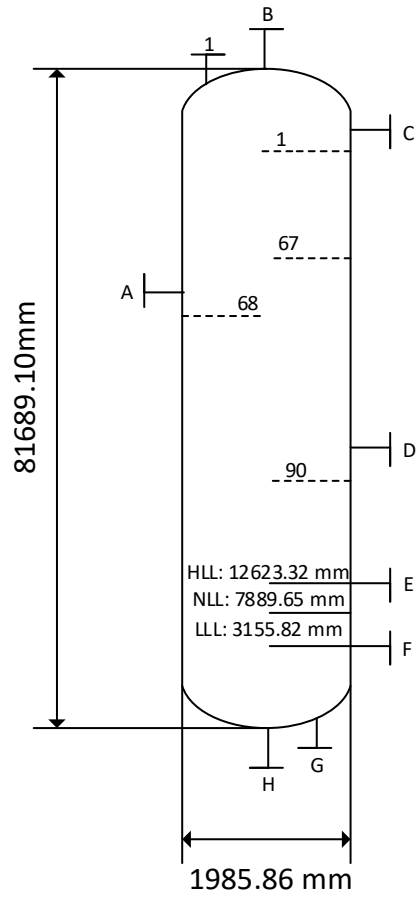
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	28	
Descrição	N-Butano	
Pressão	10	Kg/cm ² g
Temperatura	40	°C
Vazão mássica	9983	Kg/h
Vazão molar	171.300	Kmol/h
Entalpia total	-5.917	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	0.0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	17.930	m ³ /h
Peso molecular	58.280	Kg/kmol
Densidade	556.9	Kg/m ³
Viscosidade	0.144	cP
Condutividade térmica	0.088	W/m·°C
Calor específico	2.519	kJ/kg·°C
Tensão superficial	10.27	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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.000	0.000
I-Buteno	0.003	0.003
1-Buteno	0.010	0.090
Propeno	0.000	0.000
Sulfeto de Hidrogênio	0.000	0.000
N-Pentano	0.012	0.015
I-Butano	0.014	0.014
N-Butano	0.961	0.958
Hidrogênio	0.000	0.000
Etano	0.000	0.000
Metano	0.000	0.000
S_Vapor	0.000	0.000
Água	0.000	0.000
Total	1.000	1.000
-	-	-
-	-	-

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	29	
Descrição	Hidrogênio	
Pressão	60	Kg/cm ² g
Temperatura	40	°C
Vazão mássica	51.61	Kg/h
Vazão molar	12.61	Kmol/h
Entalpia total	-0.0228	Gcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	1.0	
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·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	5.585	m ³ /h
Peso molecular	4.093	Kg/kmol
Densidade	9.241	Kg/m ³
Viscosidade	0.0092	cP
Condutividade térmica	0.1555	W/m·°C
Calor específico	7.538	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1.018	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Propano	0.0150	0.1619
I-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Propeno	0.0000	0.0000
Sulfeto de Hidrogênio	0.0000	0.0000
N-Pentano	0.0000	0.0000
I-Butano	0.0002	0.0028
N-Butano	0.0000	0.0000
Hidrogênio	0.9016	0.4441
Etano	0.0190	0.1398
Metano	0.0641	0.2513
S_Vapor	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000
-	-	-
-	-	-

ANEXO 2. Folhas de especificação de recipientes verticais

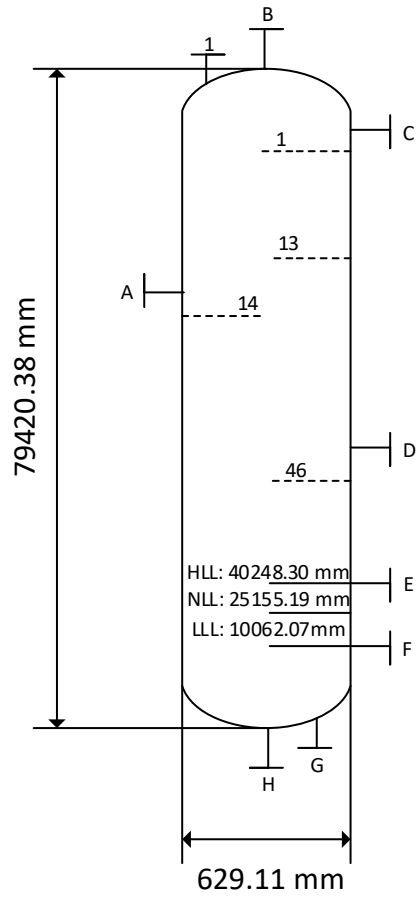
ESPECIFICAÇÃO VASO			
Número do equipamento	C-01		
Descrição	Coluna de Destilação		
Pressão no topo	6,149	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	6,719		
Pressão de projeto	8,00		
Temperatura no topo	46,24	°C	
Temperatura no fundo	67,20		
Temperatura de projeto	97,20		
Nível normal de líquido	7889,65	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	12623,32		
Nível máximo de líquido (20%)	3155,82		
Altura	81689,10		
Diâmetro	1985,86		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve P e T de operação no prato chave	18,07	kg/m ³	
Densidade da fase pesada P e T de operação no prato chave	520,00	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Entrada da alimentação
B			Saída do produto de topo
C			Entrada do refluxo de topo
D			Entrada do refluxo de fundo
E			Medidor de nível
F			Medidor de nível
G			Purga de líquido
H			Saída de fundo
I			Válvula de segurança

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÃO VASO			
Número do equipamento	C-03		
Descrição	Coluna de Destilação		
Pressão no topo	25,95	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	26,30		
Pressão de projeto	26,00		
Temperatura no topo	73,70	°C	
Temperatura no fundo	115,20		
Temperatura de projeto	145,20		
Nível normal de líquido	25155,19	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	40248,30		
Nível máximo de líquido (20%)	10062,07		
Altura	79420,38		
Diâmetro	629,11		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve P e T de operação no prato chave	78,72	kg/m ³	
Densidade da fase pesada P e T de operação no prato chave	399,00	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Entrada da alimentação
B			Saída do produto de topo
C			Entrada do refluxo de topo
D			Entrada do refluxo de fundo
E			Medidor de nível
F			Medidor de nível
G			Purga de líquido
H			Saída de fundo
I			Válvula de segurança

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES REATORES			
Número do equipamento	R-01		
Descrição	Reator de hidrogenação e dessulfuração.		
Pressão no topo	-	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	-		
Pressão de projeto	30,34		
Temperatura no topo	-	°C	
Temperatura no fundo	-		
Temperatura de projeto	361		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	21120		
Diâmetro	950		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve 200 P e T de operação no prato chave	-	kg/m ³	
Densidade da fase pesada 200 P e T de operação no prato chave	-	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	15	3"	Entrada da Alimentação
B	16	4"	Saída do Produto
C			Medidor de Temperatura
D			
E			
F			
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p style="text-align: center;"> A 21,12 m 0,95 m B C </p>			

ANEXO 3. Folhas de especificação de pratos

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-01		
Descrição	Torre de Destilação		
Número de seções da coluna	3		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Retificação		
De prato/A prato	1	67	
Pressão	6,149	6,419	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,27		
Temperatura	46,24	60,93	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	4,853E+04	4,946E+04	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	4,598E+04	4,543E+04	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2777,00	2739,00	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	88,62	87,37	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	17,47	18,06	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	523,00	520,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,526E-03	8,662E-03	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,133	0,119	
Diâmetro	1985,86		mm
Número de pratos	67		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Esgotamento		
De prato/A prato	68	69	
Pressão	6,423	6,428	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,005		
Temperatura	61,06	61,43	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	4,945E+4	5,052E+4	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6,051E+4	6,064E+4	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2737,00	2789,00	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	116,40	116,70	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	18,07	18,12	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	520,00	520,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,664E-03	8,66E-03	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,119	0,119	
Diâmetro	1985,86		mm
Número de pratos	1		
Espaçamento entre pratos	610		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm

SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Esgotamento		
De prato/A prato	70	140	
Pressão	6,432	6,719	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,287		
Temperatura	62,63	67,20	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	5,065E+4	5,060E+4	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6,071E+4	6,044E+4	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2791,00	2712,00	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	116,80	116,50	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	18,15	18,66	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	520,00	519,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,664E-03	8,734E-03	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,119	0,114	
Diâmetro	1985,86		mm
Número de pratos	70		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-03		
Descrição	Torre de Destilação		
Número de seções da coluna	3		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Retificação		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	25,95	26,02	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,07		
Temperatura	73,70	100,30	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	5722,00	7676,00	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6195,00	8353,00	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	93,06	122,60	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	14,23	18,68	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	61,48	68,14	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	435,00	411,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	1,210E-02	1,265E-02	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	7,73E-02	7,20E-02	
Diâmetro	629,11		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Esgotamento		
De prato/A prato	13	14	
Pressão	26,02	26,03	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,01		
Temperatura	100,60	102,30	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	8380,00	8219	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	7516,00	1,116E+04	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	122,70	122,50	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	18,30	27,64	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	68,28	67,10	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	411,00	404,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	1,266E-02	1,266E-02	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	7,20E-02	7,03E-02	
Diâmetro	629,11		mm
Número de pratos	1		
Espaçamento entre pratos	610		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação	Zona de Esgotamento		

De prato/A prato	15	60	
Pressão	26,03	26,30	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,27		
Temperatura	104,70	115,40	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	7791,00	9957,00	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	1,150E+04	1,337E+04	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	98,52	115,20	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	28,63	34,68	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	79,08	86,44	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	402,00	386,00	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	1,280E-02	1,277E-02	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	6,96E-02	6,71E-02	
Diâmetro	629,11		mm
Número de pratos	45		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

ANEXO 4. Folhas de especificação dos recipientes horizontais

ESPECIFICAÇÕES VASOS			
Número do equipamento	C-02		
Descrição	Pulmão da Torre C-01		
Pressão no topo	0	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,1		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	-	°C	
Temperatura no fundo	40,83		
Temperatura de projeto	70,83		
Nível normal de líquido	995	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1592		
Nível máximo de líquido (20%)	398		
Altura	1990		
Diâmetro	1990		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve 200 P e T de operação no prato chave	16,13	kg/m ³	
Densidade da fase pesada 200 P e T de operação no prato chave	522,50	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada
B	-	-	Saída do efluente líquido
C	-	-	Instrumento de nível
D	-	-	Instrumento de nível
E	-	-	Válvula de segurança
F	-	-	Bocal de inspeção
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p style="text-align: center;"> A F E </p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;"> <div style="text-align: center;"> <p>C-02</p> <p>C</p> <p>D</p> </div> <div style="text-align: center;"> <p>HDL 1592mm</p> <p>NLL 995mm</p> <p>NLL 398mm</p> </div> <div style="text-align: center;"> <p>1990 mm</p> </div> </div> <p style="text-align: center; margin-top: 20px;"> ← 9950mm → </p> <p style="text-align: center; margin-top: 20px;">B</p>			

ESPECIFICAÇÕES VASOS			
Número do equipamento	C-04		
Descrição	Pulmão da Torre C-03		
Pressão no topo	0	kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,17		
Pressão de projeto	3,50		
Temperatura no topo	48,95	°C	
Temperatura no fundo	48,95		
Temperatura de projeto	78,95		
Nível normal de líquido	698	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1116		
Nível máximo de líquido (20%)	279		
Altura	1396		
Diâmetro	1396		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve 200 P e T de operação no prato chave	32,80	kg/m ³	
Densidade da fase pesada 200 P e T de operação no prato chave	472,40	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada
B	-	-	Saída do efluente líquido
C	-	-	Instrumento de nível
D	-	-	Instrumento de nível
E	-	-	Válvula de segurança
F	-	-	Bocal de inspeção
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

ANEXO 5. Folhas de especificação dos trocadores de calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-01			
Descrição			Pré-aquecimento da alimentação da C-01			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AEU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		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	14000		Kg/h	9983		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	14000	14000		9983	9983	
Temperatura	40	51.7	°C	68	52.32	°C
Pressão	7.125	6.411	Kg/cm ² g	6.818	6.105	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.7		Kg/cm ²	0.7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	325		Kcal / h m ² °C	325		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C / kcal	0.003		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	148.063				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	14.217				°C	
F_T	0.88					
Calor trocado	0.1020				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	8.925				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	98				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	60.449			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	15 1/4			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-02			
Descrição			Condensador da C-01			
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	48270		Kg/h	747200		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	48270	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	0	48270		747200	747200	
Temperatura	46.24	40.84	°C	31	36	°C
Pressão	6.149	5.799	Kg/cm ² g	8	7.650	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.350		Kg/cm ²	0.350		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1450		Kcal / h m ² °C	5700		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C / kcal	0.004		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	638.939				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	10.033				°C	
F_T	0.98					
Calor trocado	3.74				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	9.8				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	76.149				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	654.119			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	48			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-03			
Descrição			Reboiler da C-01			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Caso-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKT			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Termossifão			
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	60150		Kg/h	8680.918		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	60150	Kg/h	8680.91	8690.91	Kg/h
Vazão de líquido	60150	0		0	0	
Temperatura	67.20	68	°C	218	218	°C
Pressão	6.719	6.819	Kg/cm ² g	4.5	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.1		Kg/cm ²	0.1		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C / kcal	0.001		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	709.424				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	172.399				°C	
F_T	1					
Calor trocado	3.82				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	8.619				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	240				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	34.329			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	16			pés		
Espessura dos tubos	16			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	12			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-04			
Descrição			Pré-aquecimento da entrada do F-01			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AEU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		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	4070		Kg/h	4070		Kg/h
Fração de vapor/gás	0.1574	0.999		1	1	
Vazão de vapor/gás	206.2	4069.8	Kg/h	4070	4070	Kg/h
Vazão de líquido	3864	0.1714		0	0	
Temperatura	37.23	163.4	°C	342.9	151.3	°C
Pressão	29.50	28.80	Kg/cm ² g	26.50	25.80	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.7		Kg/cm ²	0.7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	325		Kcal / h m ² °C	325		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C/ kcal	0.003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	148.063					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	144.321					°C
F_T	0.96					
Calor trocado	0.521					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto						Kg/cm ² g
Temperatura de projeto						°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	27.926			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20			pés/mm		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	12			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-05			
Descrição			Resfriamento da alimentação da C-03			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Tubos concêntricos			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			-			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Contracorrente			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		-		-	
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	15016		Kg/h	4070		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0.5	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	4070	1790	Kg/h
Vazão de líquido	15016	15016		0	2280	
Temperatura	31	49	°C	151.3	83.38	°C
Pressão	8	-	Kg/cm ² g	25.80	25.10	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.7		Kg/cm ²	0.7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	5700		Kcal / h m ² °C	325		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.004		h m ² °C/ kcal	0.003		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	253.013				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	95.548				°C	
F_T	1					
Calor trocado	0.27				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	9.8				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	181				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	12.299			m ²		
Diâmetro dos tubos	25.28			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	-			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	-					
Diâmetro do casco	-			pés/mm		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-06			
Descrição			Condensador da C-03			
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	5854		7083	20627		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	5854	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	0	5854		21777	21777	
Temperatura	73.7	48.95	°C	31	49	°C
Pressão	25.95	25.60	Kg/cm ² g	8	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.35		Kg/cm ²	0.35		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1450		Kcal / h m ² °C	5700		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C/ kcal	0.004		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	638.939				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	21.145				°C	
F_T	0.85					
Calor trocado	0.371				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	27.45				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	100				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	35.564			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 1/4			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-07			
Descrição			Reboiler da C-03			
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...)			Termossifão			
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	10300		Kg/h	869.683		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	10300	Kg/h	869.683	869.683	Kg/h
Vazão de líquido	10300	0		0	0	
Temperatura	115.9	115.4	°C	218	218	°C
Pressão	26.30	26.40	Kg/cm ² g	4.5	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.1		Kg/cm ²	0.1		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.004		h m ² °C / kcal	0.003		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	709.427				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	124.349				°C	
F_T	1					
Calor trocado	0.382				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	28				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	240				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	4.768			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	16			pés		
Espessura dos tubos	16			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular					
Diâmetro do casco	8			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-08				
Descrição		Resfriamento do produto da C-03				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AEU				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	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	3366		Kg/h	10627		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0	0	0	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	0	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	3366	3366	10805	10627	10627	
Temperatura	115.9	40	31	31	49	°C
Pressão	26.40	25.70	8	8	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.7		Kg/cm ²	0.7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	325		Kcal / h m ² °C	5700		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C/ kcal	0.004		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	253.013					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	28.863					°C
F_T	0.95					
Calor trocado	0.191					GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	28.1					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	145					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	30.331			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20			pés/mm		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 1/4			polegadas		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-09			
Descrição			Resfriamento do produto da C-01			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AEU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		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	9983		Kg/h	8458		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	9983	9983		8458	8458	
Temperatura	52.32	40	°C	31	40	°C
Pressão	6.105	5.644	Kg/cm ² g	8	7.3	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0.7		Kg/cm ²	0.7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	325		Kcal / h m ² °C	5700		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0.003		h m ² °C / kcal	0.00		h m ² °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	253.013				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	10.573				°C	
F_T	0.86					
Calor trocado	0.0761				GKcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	9.8				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	80				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	36.399			m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	25.4			pés		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 1/4			polegadas		

ANEXO 6. Folhas de especificação do forno

PROJETO :		PLANTA DE PRODUÇÃO DE PROPELENTES - ISOBUTANO				EQUIPAMENTO	
UNIDADE :		FORNO				Pág.	1 de 1
R	FORNOS						
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO						
2	EQUIPAMENTO Nº	F-01					
3	CASO DE PROJETO	PLANTA DE PRODUÇÃO DE PROPELENTES - ISOBUTANO					
4	SERVIÇO	AQUECIMENTO DE CORRENTE					
5	NUMERO DE PASSES ESTIMADOS		TIPO DE FORNO (CABINE/CILÍNDRICO)	CABINE / CAIXA			
6	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO E DADOS DE OPERAÇÃO						
7	SERPENTINA	PROCESSO			AUXILIAR		
8	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	-	-	-	-	-	
9	NATUREZA	HIDROCARBONETOS		HIDROCARBONETOS			
10		Entrada	Saída	Entrada	Saída		
11	VAZÃO TOTAL	kg/h	4070	4070	213,67	213,67	
12	VAZÃO TOTAL VAPOR ÚNIDO	kg/h	4070	4070	-	-	
13	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	-	-	-	-	
14	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-	-	
15	HIDROCARBONETOS	kg/h	4070	4070	-	-	
16	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	213,67	-	
17	ÁGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-	
18	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	213,67	-	
19	PROPRIEDADES FASE VAPOR (ÚMIDA)		-	-	-	-	
20	PESO MOLECULAR	kg/kmol	48,01	48,01	-	-	
21	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	46,61	29,66	-	-	
22	VISCOSIDADE @T	cP	1,44E-02	1,86E-02	-	-	
23	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	3,74E-02	5,54E-02	-	-	
24	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	29,66	34,75	-	-	
25	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (SECA)		-	-	-	-	
26	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	-	-	-	-	
27	VISCOSIDADE @T	cSt	-	-	-	-	
28	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m K	-	-	-	-	
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	-	-	
30	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	-	-	-	-	
31	TEMPERATURA	°C	163,4	320	25	901,67	
32	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm ² g	28,8		-		
33	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm ²	-		-		
34	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m ² h°C / kcal	-		-		
35	CALOR TROCADO	Gcal/h	3,48E-03		1,524		
36	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	-		-		
37	PERDA DE CARGA PERMITIDA A VAZ. MÁX.	kg/cm ²	-		-		
38	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
39	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão	Temperatura	
40	DESENHO MECÂNICO ELÁSTICO (1)	kg/cm ² g ; °C	-	-	-	-	
41	DESENHO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm ² g ; °C	-	-	-	-	
42	DECOQUIZAMENTO	kg/cm ² g ; °C	-	-	-	-	
43		kg/cm ² g ; °C	-	-	-	-	
44	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS E LIMITAÇÕES NO PROJETO TÉRMICO (2)						
45	FLUXO TÉRMICO MED. RADIAÇÃO (kcal/h m ²)	205575,88	EFICÁCIA ESTIMADA (%) (3)		-		
46	FLUXO TÉRMICO MÁX. RADIAÇÃO (kcal/h m ²)	-	CALOR LIBERADO NORMAL (Gcal/h)		-		
47	FLUXO TÉRMICO MÁX. CONV. (kcal/h m ²)	-	PODER CAL. INF. (FO/FG) (kcal/kg)		-		
48	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)	-	CONSUMO ESTIM. NORMAL (FO/FG) (kg/h)		213,67		
49	MÁX T. DE PROCESSO A RADIANTE (°C)	-	CONSUMO ESTIM. PROJETO (FO/FG) (kg/h)		-		
50	NOTAS :						
51	(1)	EI PROJETO MECÂNICO DO horno se efectuará también en condições de ruptura a 100.000h de OPERAÇÃO.					
52	(2)	Hacer notar si hay limitaciones distintas DAs normais o requerimentos de PROCESSO.					
53	(3)	La eficacia estimada se basa en los serpentines indicados. El aprovechamiento de calor para otros usos, precalent. de aire, etc. es a determinar por l.de detalle con la limitaciones de T min de humos u outras que pudieran existir.					
54							
55							
56							
57		Curvas de evaporización en hoja anexa si procede.					
58		Para materiais ver folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

ANEXO 7. Folhas de especificação de bombas

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	B-01a		B-01b	
Descrição	Bomba de refluxo da torre C-01			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba	Centrífuga			
Funcionamento	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	85,18			m ³ /h
Pressão	5,80	kg/cm ² g	6,15	kg/cm ² g
Temperatura	40,83	°C	40,84	°C
Densidade	522,50	kg/m ³	522,50	kg/m ³
Viscosidade	0,25	cSt	0,25	cSt
Pressão de vapor	0	kg/cm ² g	0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (120% da vazão de operação)	102,22		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	51,11			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	6,23		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	10,99			
Pressão diferencial	4,76		kg/cm ²	
Altura diferencial	91,20		m	
NPSH disponível	8,20		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	5,71		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	8,03		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	13,74			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-	-	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	6,77		kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	70,84		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	32,77		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	B-02a		B-02b	
Descrição	Bomba de carga pós Pulmão C-02			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba	Centrífuga			
Funcionamento	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	6,95		m ³ /h	
Pressão	5,80	kg/cm ² g	29,90	kg/cm ² g
Temperatura	43,22	°C	43,22	°C
Densidade	525,90	kg/m ³	525,90	kg/m ³
Viscosidade	0,25	cSt	0,25	cSt
Pressão de vapor	0	kg/cm ² g	0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110% da vazão de operação)	7,64		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	4,17			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	5,80		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	29,90			
Pressão diferencial	24,10		kg/cm ²	
Altura diferencial	47,03		m	
NPSH disponível	12,15		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	28,92		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	8,70		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	37,62			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-		-	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	32,89		kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	73,22		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,52		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	B-03a		B-03b	
Descrição	Bomba de refluxo da Torre C-03			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba	Centrífuga			
Funcionamento	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	10,62			m ³ /h
Pressão	25,30	kg/cm ² g	25,95	kg/cm ² g
Temperatura	43,24	°C	43,27	°C
Densidade	474,70	kg/m ³	474,70	kg/m ³
Viscosidade	0,195	cSt	0,195	cSt
Pressão de vapor	0	kg/cm ² g	0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (120% da vazão de operação)	12,74		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	6,37			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	25,69		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	28,33			
Pressão diferencial	2,59		kg/cm ²	
Altura diferencial	55,83		m	
NPSH disponível	8,35		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	3,10		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	26,04		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	29,14			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-	-	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	28,22		kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	73,27		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	24,24		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	B-04a		B-04b	
Descrição	Bomba de carga pré armazenamento do N-Butano			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba	Centrífuga			
Funcionamento	Contínuo		Paralelo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	17,94			m ³ /h
Pressão	5,39	kg/cm ² g	9,99	kg/cm ² g
Temperatura	39,93	°C	40,00	°C
Densidade	556,40	kg/m ³	556,60	kg/m ³
Viscosidade	0,26	cSt	0,26	cSt
Pressão de vapor	0	kg/cm ² g	0	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110% da vazão de operação)	19,73			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	10,76			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	5,39			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	9,99			
Pressão diferencial	4,60			kg/cm ²
Altura diferencial	8,42			m
NPSH disponível	9,37			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	5,06			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	5,93			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	10,99			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-		-	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	10,99			kg/cm ² g
Temperatura de projeto	69,95			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	0,68			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

ANEXO 8. Folhas de especificação das tubulações

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1		
De/a		E-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não	não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	1.400e+004	kg/h	
Fração de vapor	-		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	25.58	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-		
Massa molar	57.51	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	547.2	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0.1412	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	7.125	kg/cm ² g	
Pressão de projeto	8.925		
Temperatura de operação	40	°C	
Temperatura de projeto	70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	3	polegadas	
Perda de pressão	0,0585	kg/cm ² /km	
Número de etapas	-		

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	2		
De/a	E-01	C-01	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não	não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	1.400e+004	kg/h	
Fração de vapor	-		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	26.35	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-		
Massa molar	57.51	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	531.3	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0.1274	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	6.411	kg/cm ² g	
Pressão de projeto	8.211		
Temperatura de operação	51.70	°C	
Temperatura de projeto	81.70		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	3	polegadas	
Perda de pressão	0,05993	kg/cm ² /km	
Número de etapas	-		

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		3	
De/a		C-01	E-02
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4.827e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		2762	
Massa molar		55.69	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		17.48	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8.526e-003	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6.149	kg/cm ² g
Pressão de projeto		7.949	
Temperatura de operação		46.24	°C
Temperatura de projeto		76.24	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		10	polegadas
Perda de pressão		0,05474	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		4	
De/a		E-02	C-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4.827e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		92.37	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		55.69	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	522.6
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1328
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		5.799	kg/cm ² g
Pressão de projeto		7.599	
Temperatura de operação		40.80	°C
Temperatura de projeto		70.80	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		6	polegadas
Perda de pressão		0,03117	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		5	
De/a		C-02	B-01
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4.425e+004	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		84.69	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		57.51	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		16.13	522.5
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8.456e-003	0.1328
			kg/m ³
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6.411	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.211	
Temperatura de operação		51.70	°C
Temperatura de projeto		81.70	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		6	polegadas
Perda de pressão		0,03464	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		6	
De/a		C-01	E-03
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		6.015e+004	kg/h
Fração de vapor		0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		115.9	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		0	
Massa molar		58.19	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		18.66	519.0
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		8.734e-003	0.1144
			kg/m ³
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6.719	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.519	
Temperatura de operação		67.20	°C
Temperatura de projeto		97.20	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		10	polegadas
Perda de pressão		0,01418	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	7		
De/a	E-03	C-01	
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)]	V		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	5.016e+004	kg/h	
Fração de vapor	1.00		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	2654		
Massa molar	58.17	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	18.90	-	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	8.757e-003	-	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	6.819	kg/cm ² g	
Pressão de projeto	8.619		
Temperatura de operação	68.00	°C	
Temperatura de projeto	98.00		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	10	polegadas	
Perda de pressão	0,04347	kg/cm ² /km	
Número de etapas	-		

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	8		
De/a	C-01	E-01	
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)]	M		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	9983	kg/h	
Fração de vapor	0.4544		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	19.26	m ³ /h	
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	2.404e-002		
Massa molar	58.28	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	18.90	518.3	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	8.757e-003	0.1139	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	6.819	kg/cm ² g	
Pressão de projeto	8.619		
Temperatura de operação	68.00	°C	
Temperatura de projeto	98.00		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	6	polegadas	
Perda de pressão	0,001374	kg/cm ² /km	
Número de etapas	-		

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		9	
De/a		E-01	E-09
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		9983	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		18.48	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		58.28	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	540.1 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1299 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		6.105	kg/cm ² g
Pressão de projeto		7.905	
Temperatura de operação		52.32	°C
Temperatura de projeto		82.32	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,03052	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		10	
De/a		E-09	B-04
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		9983	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		17.94	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		58.28	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	556.4 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1447 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		5.391	kg/cm ² g
Pressão de projeto		7.191	
Temperatura de operação		39.63	°C
Temperatura de projeto		69.63	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,02982	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		11	
De/a		C-02	B-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		Não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4018	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		7.688	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		55.69	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	522.6 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1328 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		5.799	kg/cm ² g
Pressão de projeto		7.599	
Temperatura de operação		40.83	°C
Temperatura de projeto		70.83	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,006082	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		12	
De/a		Válvula despressurizadora	PSV-03
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		51.61	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		11.06	
Massa molar		4.093	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		4.667	- kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		9.129e-003	- cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29.50	kg/cm ² g
Pressão de projeto		31.30	
Temperatura de operação		40.00	°C
Temperatura de projeto		70.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1	polegadas
Perda de pressão		0,02723	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		13	
De/a		PSV-03	E-04
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		0.1574	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		7.411	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		11.13	
Massa molar		57.51	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		18.53	521.3
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.268e-002	0.1304
			kg/m ³
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		29.50	kg/cm ² g
Pressão de projeto		31.30	
Temperatura de operação		37.23	°C
Temperatura de projeto		67.23	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,01823	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		14	
De/a		E-04	F-01
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		0.9999	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		9.907e-005	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		87.31	
Massa molar		48.01	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		46.61	1730
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.437e-002	0.4338
			kg/m ³
			cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		28.80	kg/cm ² g
Pressão de projeto		30.6	
Temperatura de operação		163.4	°C
Temperatura de projeto		193.4	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4	polegadas
Perda de pressão		0,02921	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		15	
De/a		F-01	R-01
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		137.2	
Massa molar		48.01	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		29.66	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.836e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		28.50	kg/cm ² g
Pressão de projeto		30.3	
Temperatura de operação		320.0	°C
Temperatura de projeto		350.0	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,08863	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		16	
De/a		R-01	E-04
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		149.9	
Massa molar		49.34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		27.15	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.861e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		26.50	kg/cm ² g
Pressão de projeto		28.30	
Temperatura de operação		342.90	°C
Temperatura de projeto		372.90	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4	polegadas
Perda de pressão		0,02381	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		17	
De/a		E-04	E-05
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		90.50	
Massa molar		49.34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		44.97	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.367e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.80	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.60	
Temperatura de operação		151.30	°C
Temperatura de projeto		181.30	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,05805	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		18	
De/a		E-05	C-03
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4070	kg/h
Fração de vapor		0.500	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		5.136	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		36.69	
Massa molar		49.34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		48.79	443.9
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.280e-002	8.458e-002
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.10	kg/cm ² g
Pressão de projeto		26.90	
Temperatura de operação		86.38	°C
Temperatura de projeto		116.38	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,03986	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		19	
De/a		C-03	E-06
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		5854	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		100.1	
Massa molar		44.34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		58.51	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.215e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.95	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.75	
Temperatura de operação		79.49	°C
Temperatura de projeto		109.49	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4	polegadas
Perda de pressão		0,03323	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		20	
De/a		E-06	C-04
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)]		M	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		5854	kg/h
Fração de vapor		0.1828	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		10.92	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		21.23	
Massa molar		44.34	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		32.33	472.3
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.270e-002	9.270e-002
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.72	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.52	
Temperatura de operação		48.97	°C
Temperatura de projeto		78.97	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,05589	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		21	
De/a	C-04	Válvula despressurizadora	
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)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		703.9	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		21.46	
Massa molar		28.97	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		32.80	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.269e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.60	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.4	
Temperatura de operação		48.97	°C
Temperatura de projeto		78.97	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2	polegadas
Perda de pressão		0,06077	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		22	
De/a	C-04	B-03	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		5149	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		10.9	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		47.81	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	472.4
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	9.274e-002
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.60	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.40	
Temperatura de operação		48.98	°C
Temperatura de projeto		78.98	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,01457	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	23	
De/a	C-03	E-07
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	1.367e+004	kg/h
Fração de vapor	-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	35.45	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	57.77	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	385.6 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	6.711e-002 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	26.30	kg/cm ² g
Pressão de projeto	28.10	
Temperatura de operação	115.4	°C
Temperatura de projeto	145.4	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,04649	kg/cm ² /km
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	24	
De/a	E-07	C-03
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)]	V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	1.030e+004	kg/h
Fração de vapor	1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	118.2	
Massa molar	57.74	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	87.15	- kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	1.281e-002	- cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	26.40	kg/cm ² g
Pressão de projeto	28.21	
Temperatura de operação	115.9	°C
Temperatura de projeto	145.9	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,07354	kg/cm ² /km
Número de etapas	-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		25	
De/a		C-03	E-08
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		3366	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		8.761	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		57.84	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	384.2 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	6.685e-002 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		26.40	kg/cm ² g
Pressão de projeto		28.40	
Temperatura de operação		115.9	°C
Temperatura de projeto		145.9	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,006303	kg/cm ² /km
Número de etapas			

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		26	
De/a		E-08	C-05
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		3366	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		6.280	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		57.84	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	536.0 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1442 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		25.69	kg/cm ² g
Pressão de projeto		27.49	
Temperatura de operação		40.00	°C
Temperatura de projeto		70.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2	polegadas
Perda de pressão		0,02956	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		27	
De/a	Válvula despressurizadora	Centro de acumulação de Gases	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		V	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		703.9	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		54.34	
Massa molar		28.97	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		12.95	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		1.164e-002	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		10.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		11.00	
Temperatura de operação		37.68	°C
Temperatura de projeto		40.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		4	polegadas
Perda de pressão		0,01347	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		28	
De/a	B-04	Armazenamento existente da planta para o N-butano	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		9983	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		17.93	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		58.28	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	556.9
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.1444
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		9.991	kg/cm ² g
Pressão de projeto		10.00	
Temperatura de operação		40.00	°C
Temperatura de projeto		40.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,02979	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		29	
De/a	Hidrogênio	Válvula despressurizadora	
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)]		V-	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		51.61	kg/h
Fração de vapor		1.00	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		-	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		5.585	
Massa molar		4.093	kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		9.241	-
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		9.228e-003	-
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		60.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		60.00	
Temperatura de operação		40.00	°C
Temperatura de projeto		40.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		1	polegadas
Perda de pressão		0,01376	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		30	
De/a		E-09	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4094	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		4.082	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		-	1003
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7804
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		9.80	
Temperatura de operação		31.00	°C
Temperatura de projeto		80.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2	polegadas
Perda de pressão		0,02686	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		31	
De/a		E-09	E-09
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		4094	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		4.138	m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		-	
Massa molar		kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	989.3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.5542 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7.866	kg/cm ² g
Pressão de projeto		9.66	
Temperatura de operação		48.93	°C
Temperatura de projeto		78.93	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		2	polegadas
Perda de pressão		0,02581	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		32	
De/a			E-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7.430e+005	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		740.7	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		-	1003 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7804 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.00	
Temperatura de operação		31.00	°C
Temperatura de projeto		80.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		12	polegadas
Perda de pressão		0,07703	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		33	
De/a		E-02	AA
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		7.430e+005	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		743.5	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		-	999.3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7059 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7.650	kg/cm ² g
Pressão de projeto		9.450	
Temperatura de operação		35.88	°C
Temperatura de projeto		65.88	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		12	polegadas
Perda de pressão		0,07722	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		34	
De/a		E-06	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		1.788e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		17.82	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		-	1003 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7804 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.00	
Temperatura de operação		31.00	°C
Temperatura de projeto		80.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,05852	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		35	
De/a		E-06	AA
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		1.788e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		18.07	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		-	989.3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.5535 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7.650	kg/cm ² g
Pressão de projeto		9.450	
Temperatura de operação		49.00	°C
Temperatura de projeto		79.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,05716	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		36	
De/a		E-05	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		1.457e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		14.53	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		-	1003 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7804 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.00	
Temperatura de operação		31.00	°C
Temperatura de projeto		80.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,03987	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		37	
De/a		E-05	AA
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		1.457e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		14.73	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		-	989.3 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.5535 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		7.30	kg/cm ² g
Pressão de projeto		9.10	
Temperatura de operação		49.00	°C
Temperatura de projeto		79.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,03879	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação		38	
De/a		E-08	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		não	não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total		1.049e+004	kg/h
Fração de vapor		-	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		10.45	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		-	1003 kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		-	0.7804 cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação		8.00	kg/cm ² g
Pressão de projeto		8.00	
Temperatura de operação		31.00	°C
Temperatura de projeto		80.00	
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação		3	polegadas
Perda de pressão		0,02163	kg/cm ² /km
Número de etapas		-	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	39		
De/a	E-08	AA	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não	não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	1.049e+004	kg/h	
Fração de vapor	-		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	10.60	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	-	989.3	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0.5535	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	7.30	kg/cm ² g	
Pressão de projeto	9.10		
Temperatura de operação	49.00	°C	
Temperatura de projeto	79.00		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	3	polegadas	
Perda de pressão	0,0209	kg/cm ² /km	
Número de etapas	-		

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-01	2	L	1.4E+4
FT-02	32	L	48270
FT-03	11	L	4018
FT-04	5	L	4.45E+4
FI-01	6	L	6.015E+4
FI-02	7	G	5.016E+4
FT-05	40	G	8680.918
FT-06	8	L	9983.45
FT-07	13	M	4070
FT-08	12	G	51.61
FT-09	44	G	213.67
FDT-01	15	G	4070
FT-10	36	L	15016
FT-11	34	L	7083
FT-12	20	M	5854
FT-13	22	L	5149
FT-14	42	G	902.433
FT-15	25	L	3366
FI-04	23	L	1.367E+4
FI-05	24	G	1.030E+4
FT-16	38	L	10805
FT-17	30	L	9983

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LT-01	C-01	L-V	2762
LT-02	C-02	L-V	1990
LT-03	C-03	L-V	2762
LT-04	C-04	L-V	1990

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TT-01	45	G	901.67
TI-01	6	L	67.2
TI-02	7	G	68.0
TI-03	41	G	218.0
TI-04	15	G	320.0
TI-05	16	G	342.9
TI-06	37	L	49.0
TI-07	23	L	115.4
TI-08	24	G	115.9
TI-09	43	G	218.0

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PT-01	5	L	5.799
PI-01	6	L	6.719
PI-02	7	G	6.819
PT-02	13	M	29.50
PT-03	15	G	28.50
PI-03	16	L	26.50
PT-04	22	L	25.30
PI-04	23	L	26.20
PI-05	24	L	26.30

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)
FIC-01	2	Direta em Feedback	FT-01, FCV-01
FIC-02	32	Direta em Feedback	FT-02, FCV-02
FIC-03	11	Direta em Feedback	FT-03, FCV-03
FIC-04	5	Direta em Feedback	FT-04, FCV-04
FIC-05	40	Direta em Feedback	FT-05, FCV-05
FIC-06	8	Direta em Feedback	FT-06, FCV-06
FIC-07	13	Direta em Feedback	FT-07, FCV-07
FIC-08	12	Direta em Feedback	FT-08, FCV-08
FIC-09	44	Direta em Feedback	FT-09, FCV-09
FIC-10	36	Direta em Feedback	FT-10, FCV-10
FIC-11	34	Direta em Feedback	FT-11, FCV-11
FIC-12	20	Direta em Feedback	FT-12, FCV-12
FIC-13	22	Direta em Feedback	FT-13, FCV-13
FIC-14	42	Direta em Feedback	FT-14, FCV-14
FIC-15	25	Direta em Feedback	FT-15, FCV-15
FIC-16	38	Direta em Feedback	FT-16, FCV-16
FIC-17	30	Direta em Feedback	FT-17, FCV-17
TIC-01	4	Reversa em Cascata	FIC-02, FCV-02
TIC-02	C-01	Direta em Cascata	FIC-05, FCV-05
TIC-03	R-01	Direta em Cascata	FIC-09, FCV-09
TIC-04	18	Reversa em Cascata	FIC-10, FCV-10
TIC-05	20	Direta em Cascata	FIC-11, FCV-11
TIC-06	C-03	Direta em Cascata	FIC-14, FCV-14
TIC-07	26	Reversa em Cascata	FIC-16, FCV-16
TIC-08	9	Reversa em Cascata	FIC-17, FCV-17
LIC-01	C-02	Reversa em Cascata	FIC-03, FCV-03
LIC-02	C-01	Reversa em Cascata	FIC-06, FCV-06
LIC-03	C-04	Direta em Cascata	FIC-12, FCV-12
LIC-04	C-03	Reversa em Cascata	FIC-15, FCV-15

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	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV-01	2	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-02	32	SIM	Fluído circulante	Fechar completamente
FCV-03	11	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-04	5	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-05	40	SIM	Fluído circulante	Fechar completamente
FCV-06	8	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-07	13	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-08	12	SIM	Hidrogênio	Fechar completamente
FCV-09	Fuel oil	SIM	-	Fechar completamente
FCV-10	36	SIM	Fluído circulante	Fechar completamente
FCV-11	34	SIM	Fluído circulante	Fechar completamente
FCV-12	20	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-13	22	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-14	42	SIM	Fluído Circulante	Fechar completamente
FCV-15	25	SIM	Vazão normal	Fechar completamente
FCV-16	38	SIM	Fluído Circulante	Fechar completamente
FCV-17	30	SIM	Fluído Circulante	Fechar completamente

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

ANEXO 12. Folhas de especificação de válvulas de segurança

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-1	C-01	FOGO	9318,34	9,14	Alívio de pressão
PSV-2	C-02	FOGO	3049,62	6,8	Alívio de pressão
PSV-3	C-03	FOGO	24101,09	9,14	Alívio de pressão
PSV-4	C-04	FOGO	602,8848	9,14	Alívio de pressão
PSV-1	C-01	F.COND	48883,16	9,14	Alívio de pressão
PSV-3	C-03	F.COND	2311,82	9,14	Alívio de pressão
PSV-1	C-01	F.REF	39007,89	9,14	Alívio de pressão
PSV-3	C-03	F.REF	13092,89	9,14	Alívio de pressão

Falha condensador (F. COND); Falha refervedor (F.REF)

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

ANEXO 13. 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
FALL	5	Sinalização de fluxo muito baixo	FIC-04
FAL	5	Sinalização de fluxo baixo	FIC-04
PAL	5	Sinalização de baixa pressão	PIT-01
PAHH	5	Sinalização de pressão muito elevada	PIT-01
FALL	22	Sinalização de fluxo muito baixo	FIC-13
FAL	22	Sinalização de fluxo baixo	FIC-13
PAL	22	Sinalização de baixa pressão	PIT-03
PAHH	22	Sinalização de pressão muito elevada	PIT-03

Folha de especificação de alarmes (1/1)

ANEXO 14. Folhas de especificação de intertravamento

ESPECIFICAÇÕES DOS INTERTRAVAMENTOS			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
TSH-01	6	Fecha FCV-05	TIC-02
FSSL-01	6	Fecha FCV-05	FIC-05
PSL-01	5	Liga B-01b	PIT-01
PSHH-01	5	Desliga B-01a e B-01b	PIT-01
TSH-02	15	Fecha FCV-08	FIC-09
PSL-02	13	Liga B-02b	PT-02
PSHH-02	13	Desliga B-02a e B-02b	PT-02
PSL – 03	12	Fecha FCV-07	FIC-08
PSL-04	22	Liga B-03b	PIT-03
PSHH-04	22	Desliga B-03a e B-03b	PIT-03
TSH-03	23	Fecha FCV-13	TIC-06
FSSL-02	23	Fecha FCV-13	FIC-14

Folha de especificação de intertravamento (1/1)

ANEXO 15. Folhas de especificação do quadro resumo das utilidades

SERVIÇOS AUXILIARES								
Equipamento	Utilidade	Consumo						
E-02	Água de resfriamento	747200						Kg/h
E-05		15016						
E-06		20627						
E-08		10805						
E-09		10627						
	Vapor	Tipo de vapor (baixa, média ou alta)	Pressão		Temperatura		Consumo	
E-03		Baixa	4.5	kg/cm ² g	218	°C	869.68	kg/h
E-07		Baixa	4.5		218		902	
	Combustível	Tipo de combustível (fuelóleo, fuelgas, gás natural)	Consumo					
F-01		Fuel-gás	0,21367					t/h
	Eletricidade	Consumo						
B-01		32,77						kW h/h
B-02		1,52						
B-03		2,26						
B-04		0,68						
	Ar de instrumentação	Consumo						
								Nm ³ /h

ANEXO 16. Folhas de especificação do tanque de armazenagem

ESPECIFICAÇÕES TANQUES DE ARMAZENAGEM			
Número do equipamento	C-05		
Descrição	Armazenamento do Isobutano		
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	°C	
Densidade @ T de armazenagem	536,0	Kg/m ³	
Viscosidade @ T de armazenagem	0,1442	cP	
Temperatura máxima de armazenagem	80	°C	
Pressão de vapor @ T máxima de armazenagem	4,140	Kg/cm ² a	
Ponto de fulgor	-	°C	
Ponto de fluidez	-		
CARACTERÍSTICAS DO TANQUE			
Tipo de tanque	Esférico		
Tipo de teto	Fixo		
Capacidade	384,6	m ³	
Altura	-	m	
Diâmetro	10,93	m	
Pressão de projeto	30,70	Kg/m ² g	
Temperatura de projeto	80	°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			
<p>a) Tanque atmosférico, projetado segundo norma API 650, válidos para pressões de vapor @ T máxima em kg/cm² a inferior a 1. Para valores inferiores a 0,05 kg/cm² a, será escolhido o teto fixo. Para outros valores, o teto flutuante. O tipo de fluído deve ser também classificado em função do ponto de fulgor:</p> <ol style="list-style-type: none"> B1 para pontos de fulgor abaixo de 38 °C. B2 para pontos de fulgor entre 38 e 55 °C. C para pontos de fulgor entre 55 e 100 °C. D para pontos de fulgor acima de 100 °C. <p>b) Tanques a pressão, projetado segundo norma API 620, válido para pressões de vapor @ T máxima em kg/cm² a entre 1 e 2.</p> <ol style="list-style-type: none"> B1 para pontos de fulgor abaixo de 38 °C. B2 para pontos de fulgor entre 38 e 55 °C. <p>c) Vaso a pressão/esfera, projetado segundo normas ASME VIII / API 2510 / API 2350, para pressões de vapor @ 15 °C acima de 2 kg/cm² a.</p> <ol style="list-style-type: none"> A1, temperatura de armazenagem abaixo de 0 °C. A2, temperatura de armazenagem acima de 0°C 			
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Entrada do produto
B			Saída do produto
C			Medidor de pressão

ESQUEMA DO TANQUE

