



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Projeto de Engenharia Química 2

**UNIDADE DE PRODUÇÃO DE PROPILENOGLICOL A PARTIR DE ÓXIDO DE
PROPILENO**

Camila Maria Araujo da Silva, Danielly Freire Rolim, Felipe Morais Bolner,
Gabriel Araujo Lopes, Gabriel Mc Mannis Pagotti João, Gabriela de Sena Cardoso,
Giovanna Maria da Rocha Otero, Gustavo Scarparo Pandolfo, Isabela Oliveira de Souza
Soares, Isabella Pires Ferreira Corrêa, Marina Guedes Valério

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília
2017



**Universidade de Brasília
Instituto de Química
Projeto de Engenharia Química 2**

**UNIDADE DE PRODUÇÃO DE PROPILENOGLICOL A PARTIR DE ÓXIDO DE
PROPILENO**

Camila Maria Araujo da Silva, Danielly Freire Rolim, Felipe Morais Bolner,
Gabriel Araujo Lopes, Gabriel Mc Mannis Pagotti João, Gabriela de Sena Cardoso,
Giovanna Maria da Rocha Otero, Gustavo Scarparo Pandolfo, Isabela Oliveira de Souza
Soares, Isabella Pires Ferreira Corrêa, Marina Guedes Valério

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Trabalho de Projeto em Engenharia II apresentado ao
Instituto de Química da Universidade de Brasília.

**Brasília
2017**

AGRADECIMENTOS

Agradecemos aos professores que tivemos ao longo da graduação pelos ensinamentos, em especial, ao nosso orientador, José Joaquín Linares León, por toda dedicação, atenção e paciência. Aos familiares e amigos, agradecemos por todo suporte e incentivo.

“Se quiser ir rápido, vá sozinho.
Se quiser ir longe, vá em grupo.”

Provérbio africano

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	13
1.1 Objetivos.....	13
1.2 Óxido de Propileno	14
1.3 Propilenoglicol	16
1.4 Metanol.....	17
2. ESPECIFICAÇÕES DO PROJETO	18
2.1 Caso de Projeto	18
2.1.1 Capacidade da Unidade	19
2.1.2 Capacidade de Qualidade da Alimentação.....	19
2.1.3 Capacidade da Qualidade dos Produtos.....	19
2.1.4 Critérios Gerais	19
2.1.5 Dados Básicos de Engenharia.....	20
2.1.6 Custos Gerais	20
2.1.7 Projetos dos Equipamentos	21
2.1.8 Sistemas de Unidades	21
3. DIAGRAMAS E DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	21
4. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO	24
4.1 Folhas de Especificação de Balanços de Calor e Massa	24
4.2 Folhas de Especificação de Recipientes, Torres e Reatores	42
4.3 Folhas de Especificação de Trocadores de Calor	46
4.4 Folhas de Especificação de Bombas.....	48
4.5 Folhas de Especificação de Tubulações.....	58
4.6 Folhas de Especificação de Instrumentação e Controle.....	63
4.7 Folhas de Especificação de Serviços Auxiliares	79
5. ANÁLISE DE SEGURANÇA.....	83
5.1 Tubulações	83

5.2 Elementos de Segurança	83
5.2.1 Alarmes	83
5.2.2 Encravamentos	84
5.2.3 Válvulas de Segurança	85
6. DIAGRAMA DE INTERCONEXÕES E P&ID.....	87
6.1 Diagrama de interconexões.....	87
6.2. P&ID.....	88
7. IMPACTO AMBIENTAL.....	89
8. AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	90
8.1 Capital Imobilizado	91
8.1.1. Equipamentos principais	91
8.1.2. Materiais.....	93
8.1.3. Gastos em engenharia de processos	93
8.1.4. Gastos em engenharia de detalhes	94
8.1.5. Gastos de construção e supervisão.....	94
8.1.6. Gastos gerais do processo	94
8.1.7. Custos totais	95
8.2. Capital de giro.....	96
8.2.1. Investimento total.....	97
8.3. Avaliação da rentabilidade do projeto	97
8.4. Preço dos serviços auxiliares	97
8.5. Vendas.....	98
8.6. Custos.....	98
8.6.1. Eletricidade	100
8.6.2. Água de refrigeração e Vapor de baixa pressão.....	100
8.6.3. Válvulas de instrumentação.....	101
9. AVALIAÇÃO DA RENTABILIDADE DO PROJETO.....	101

10. ANÁLISE ECONÔMICA SEM RECICLO.....	104
11. CONSIDERAÇÕES FINAIS	104
12. REFERÊNCIAS	105
ANEXO - MEMÓRIA DE CÁLCULO	107
ANEXO A. TORRE DE DESTILAÇÃO FRACIONADA.....	107
A.1 Ótimo econômico e prato de alimentação da coluna C-1.....	115
ANEXO B. RECIPIENTE PULMÃO	119
ANEXO C. REATOR.....	120
ANEXO D. TROCADORES DE CALOR.....	125
D.1 Condensador E-1	131
D.2 Refervedor E-2	132
D.3 Camisa do Reator E-3	133
ANEXO E. BOMBAS.....	135
E.1 Bombas G-1, G-2 e G-3.....	140
E.2 Bombas G-4 e G-5	141

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Representação química do óxido de propileno.....	14
Figura 2 - Produtos produzidos a base de óxido de propileno. (WOOD, 2017).....	15
Figura 3 - Molécula de Propilenoglicol.....	16
Figura 4 - Porcentagem dos produtos finais obtidos através do metanol no Mundo, em 2015. (BERGGREN, 2016).....	18
Figura 5 - Diagrama do processo.	23
Figura 6 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (1/9).....	24
Figura 7 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (2/9).....	25
Figura 8 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (3/9).....	26
Figura 9 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (4/9).....	27
Figura 10 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (5/9).....	28
Figura 11 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (6/9).....	29
Figura 12 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (7/9).....	30
Figura 13 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (8/9).....	31
Figura 14 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (9/9).....	32
Figura 15 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (1/9) .	33
Figura 16 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (2/9) .	34
Figura 17 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (3/9) .	35
Figura 18 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (4/9) .	36
Figura 19 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (5/9) .	37
Figura 20 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (6/9) .	38
Figura 21 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (7/9) .	39
Figura 22 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (8/9) .	40

Figura 23 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (9/9)	.41
Figura 24 - Folha de Especificação da Coluna de Destilação C-1 (1/2)42
Figura 25 - Folha de Especificação da Coluna de Destilação C-1 (2/2)43
Figura 26 - Folha de Especificação do Recipiente Pulmão C-2 (1/1)44
Figura 27 - Folha de Especificação do Reator R-1 (1/1)45
Figura 28 - Folha de Especificação do Condensador E-1 (1/1)46
Figura 29 - Folha de Especificação do Reboiler E-2 (1/1)47
Figura 30 - Folha de Especificação das Bombas G-1 (1/2)48
Figura 31 - Folha de Especificação das Bombas G-1 (2/2)49
Figura 32 - Folha de Especificação das Bombas G-2 (1/2)50
Figura 33 - Folha de Especificação das Bombas G-2 (2/2)51
Figura 34 - Folha de Especificação das Bombas G-3 (1/2)52
Figura 35 - Folha de Especificação das Bombas G-3 (2/2)53
Figura 36 - Folha de Especificação das Bombas G-4 (1/2)54
Figura 37 - Folha de Especificação das Bombas G-4 (2/2)55
Figura 38 - Folha de Especificação das Bombas G-5 (1/2)56
Figura 39 - Folha de Especificação das Bombas G-5 (2/2)57
Figura 40 - Folha de Especificação de Tubulações (1/5)58
Figura 41 - Folha de Especificação de Tubulações (2/5)59
Figura 42 - Folha de Especificação de Tubulações (3/5)60
Figura 43 - Folha de Especificação de Tubulações (4/5)61
Figura 44 - Folha de Especificação de Tubulações (5/5)62
Figura 45 - Folha de Especificação de Instrumentos de Vazão (1/2) Erro! Indicador não definido.
Figura 46 - Folha de Especificação de Instrumentos de Vazão (2/2)64
Figura 47 - Folha de Especificação de Instrumentos de Nível (1/1)65
Figura 48 - Folha de Especificação de Instrumentos de Pressão (1/1)66
Figura 49 - Folha de Especificação de Instrumentos de Temperatura (1/1)67
Figura 50 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (1/7)68
Figura 51 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (2/7)69
Figura 52 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (3/7) Erro! Indicador não definido.
Figura 53 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (4/7)71
Figura 54 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (5/7)72

Figura 55 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (6/7).....	73
Figura 56 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (7/7).....	74
Figura 57 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (1/3).....	75
Figura 58 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (2/3).....	76
Figura 59 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (3/3).....	77
Figura 60 - Folha de Especificação do Resumo das Válvulas de Segurança (1/1).....	78
Figura 61 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (1/4)	79
Figura 62 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (2/4)	80
Figura 63 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (3/4)	81
Figura 64 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (4/4)	82
Figura 65 - Diagrama de processos da produção industrial de propilenoglicol.	90
Figura 66 - Desenho esquemático dos estágios de uma coluna. (McCABE, 2005)	107
Figura 67 - Fluxos no prato de uma coluna. (TOWLER, 2008).....	108
Figura 68 - Curva de equilíbrio líquido-vapor e pratos conforme o método de McCabe-Thiele. (TOWLER, 2008).....	109
Figura 69 - Gráfico de seleção do tipo de impelidor. (TOWLER, 2008)	121
Figura 70 - Relação entre o número de potência e o número de Reynolds, para impelidores do tipo turbina. (TOWLER, 2008).....	122
Figura 71 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Configuração paralela e seu perfil de temperatura (ÇENGEL,1998).	125
Figura 72 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Configuração contracorrente e seu perfil de temperatura (ÇENGEL,1998).....	126
Figura 73 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Trocador de Calor tipo Tubos Concêntricos (ÇENGEL, 1998).....	126
Figura 74 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Trocador de Calor tipo Casco e Tubos (ÇENGEL, 1998).	126
Figura 75 - Padrão TEMA para classificação de trocadores de casco e tubos (SERTH, 2007).....	127
Figura 76 - Diâmetro interno da carcaça para tubos $\frac{3}{4}$ de polegada de diâmetro interno, 1 polegada de pitch e arranjo triangular (SERTH, 2007).....	128
Figura 77 - Determinação de F_T para um trocador com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos (n é múltiplo de 2) (ÇENGEL, 1998).	130
Figura 78 - Determinação de F_T para um trocador com dois passes pela carcaça e n passes pelos tubos (n é múltiplo de 4) (ÇENGEL, 1998).....	130

Figura 79 - Trocador de calor do tipo TEMA AES (SERTH, 2007).....	131
Figura 80 - Trocador de calor do tipo TEMA AKT (SERTH, 2007).	132
Figura 81 - Exemplo de camisa externa simples em um recipiente. (TOWLER, 2008).	134
Figura 82 - Visão lateral em corte de uma bomba centrífuga radial (McCABE, 2005).	135
Figura 83 - Ponto de operação de uma bomba a partir das curvas características (LIPTÁK, 2009).	136
Figura 84 - Estimação da eficiência das bombas centrífugas (TOWLER, 2008).	139

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Vazão das Correntes de Alimentação.	19
Tabela 2 - Critérios gerais de operação.	19
Tabela 3 - Dados gerais.....	20
Tabela 4 - Custos do projeto.	20
Tabela 5 - Especificações dos equipamentos.	21
Tabela 6 - Unidades de projeto.	21
Tabela 7 - Lista de alarmes utilizados na planta.....	83
Tabela 8 - Sistemas de encravamento na planta.	84
Tabela 9 - Estimação dos custos dos equipamentos e investimento necessário.....	92
Tabela 10 - Custo estimado para materiais.	93
Tabela 11 - Custo de engenharia de processos.	93
Tabela 12 - Custos em engenharia de detalhes.....	94
Tabela 13 - Custos de construção e supervisão.	94
Tabela 14 - Porcentagens sobre o ISBL e os custos calculados.....	95
Tabela 15 - Capital imobilizado.....	96
Tabela 16 - Valores calculados de capital de giro.....	97
Tabela 17 - Investimento total.	97
Tabela 18 - Preço dos serviços auxiliares.....	98
Tabela 19 - Valores de vendas anual.	98
Tabela 20 - Custos do processo.....	99
Tabela 21 - Custo de eletricidade anual.....	100
Tabela 22 - Custo de água de refrigeração.	100
Tabela 23 - Custo de válvulas de instrumentação.....	101
Tabela 24 - Parâmetros utilizados para o cálculo do VLP.	102
Tabela 25 - Fluxos de caixa anuais, em milhões de reais.....	103
Tabela 26 - Comparação do fluxo mássico e custo de matéria prima com reciclo e sem reciclo.....	104
Tabela 27 - Dados de pressão e temperatura de operação no projeto.	110
Tabela 28 - Otimização do número de pratos da coluna de destilação fracionada (C-1).	113
Tabela 29 - Custo ótimo da torre de destilação fracionada.	114
Tabela 30 - Ótimo econômico da coluna de destilação C-1.....	116

Tabela 31 - Custos operacionais e ótimo de alimentação da coluna, parte 1.	117
Tabela 32 - Custos operacionais e ótimo de alimentação da coluna, parte 2.	118
Tabela 33 - Resultado da otimização comprimento-diâmetro do pulmão.....	119
Tabela 34 - Resultado da otimização comprimento-diâmetro do reator.....	124
Tabela 35 - Dados e parâmetros essenciais do condensador.	132
Tabela 36 - Dados e parâmetros essenciais do refeedor.....	133
Tabela 37 - Dados e parâmetros essenciais da camisa do reator.	134
Tabela 38 - Cálculo dos Custos das bombas G-1, G-2 e G-3.....	140
Tabela 39 - Cálculo dos Custos das bombas G-4 e G-5.	141

1. INTRODUÇÃO

O propano-1,2-diol, conhecido também como propilenoglicol, é utilizado na indústria como solvente para compostos orgânicos que são insolúveis em água. O propilenoglicol é um líquido incolor, levemente viscoso, com alto ponto de ebulição - aproximadamente 188 °C - e praticamente inodoro (DOW, 2015). Suas aplicações são variáveis, sendo usado como dispersante, umectante, solvente de vitaminas e alcaloides, matéria prima para creme de barbear, pomada e cremes dentais, solvente para aromas, essências e fragrâncias, por exemplo.

O propilenoglicol é obtido sinteticamente através de reações químicas, onde o reagente é o propeno ou o propileno, mas também pode ser obtido através da hidrólise de glicerol em temperaturas altas e através da glicerina, um coproduto do biodiesel (EMFAL, 2015). Em 1859, Wurtz descreveu a produção do propilenoglicol, e nesse processo mais dois compostos eram formados adicionalmente, o 1,2-propilenoglicol e o 1,3-propilenoglicol. Esses eram, então, separados por alguma operação unitária. A fim de escalonar o processo, aumentar rentabilidade e diminuir os custos, a indústria começou a produzir propilenoglicol através da hidrólise de óxido de propileno por ter como subproduto a água, diminuindo o custo de produção (CASTRO et al, 2011).

Por conta dessa e outras propriedades desse composto, a sua produção vem atingindo uma larga escala, estando entre os 30 intermediários químicos mais produzidos no Brasil e no mundo (SBQ, 2015). São, aproximadamente, 7 milhões de toneladas de propilenoglicol fabricados por ano, a maioria através da indústria petroquímica e do óxido de propileno, sendo a empresa Dow quem lidera o mercado produtivo (SBQ, 2015). Nos Estados Unidos, são produzidos em torno de 450 mil toneladas de propilenoglicol, vendidos a um preço de US\$ 1,56 a US\$ 2,20 por quilograma, e, mundialmente, o mercado do propilenoglicol cresce 4% ao ano (CHIU, 2006). No Brasil, atualmente, existe uma planta de produção do composto em Aratu, Bahia.

1.1 Objetivos

O objetivo deste trabalho consiste no projeto de uma planta de produção de propilenoglicol pela conversão de óxido de propileno na presença de água, com o auxílio do software Aspen HYSYS®, assim como a análise dos impactos ambientais e da rentabilidade de um projeto de tal porte.

1.2 Óxido de Propileno

O óxido de propileno é um líquido sem coloração, inflamável e com odor de éter. Apesar de ser um material perigoso devido a sua inflamabilidade, reatividade e toxicidade, pode-se distribuir e manipular de forma segura quando são tomadas as precauções de segurança adequadas. (KAHLICH, 2005)

Formalmente conhecido como 1,2-epoxipropano, o óxido de propileno (C_3H_6O) é um éter de ponto de ebulição baixo e altamente volátil que pode ser obtido por oxidação do propileno ou pela roda de hidrocloração. (NIJHUIS, 2006)

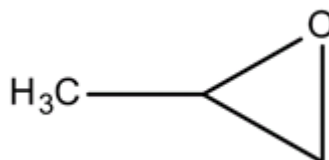


Figura 1 - Representação química do óxido de propileno.

A forma convencional de produção do óxido de propileno é a partir da desidrocloração de propileno-cloro-hidrina (PCH) com uma base. Atualmente, esse processo é realizado em duas etapas: síntese do PCH e a desidrocloração do mesmo para óxido de propileno. Durante o processo, há a purificação do óxido de propileno e tratamento de água. (KAHLICH, 2005)

A segunda forma de produção do óxido de propileno ocorre via oxidação indireta do propileno. Durante muitos anos, foram propostos diversos tipos de produção de óxido de propileno via oxidação indireta. Porém, apenas duas rotas são aceitas em escala industrial: a epoxidação do propeno com peróxido de hidrogênio ou com peróxido de ácidos carboxílicos. Ambos os processos são divididos em duas etapas, onde na primeira ocorre a formação de peróxido de hidrogênio ou um peróxido orgânico de um ácido adequado. Por sua vez, na segunda etapa tem-se a conversão do peróxido em água ou ácido, através da epoxidação do propeno em óxido de propileno. (KAHLICH, 2005)

O 1,2-epoxipropano é utilizado em todo o mundo como intermediário para produzir inúmeros materiais a jusante, como polióis poliéteres, propilenoglicóis, éteres de propilenoglicol e outros derivados propoxilados. (KAHLICH, 2005)

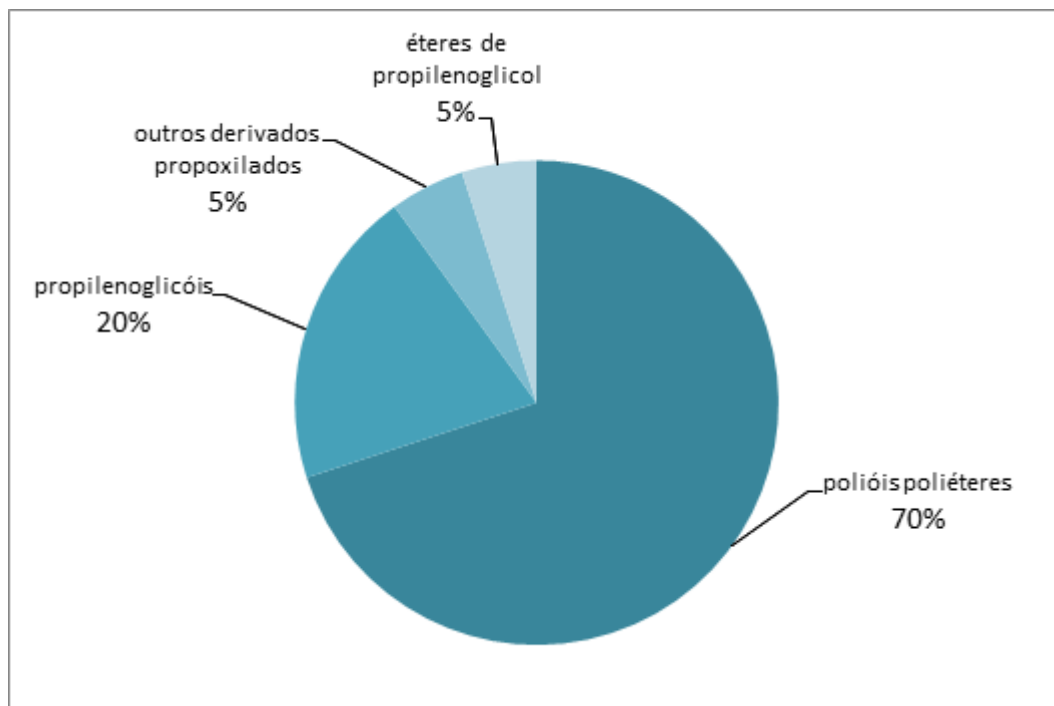


Figura 2 - Produtos produzidos a base de óxido de propileno. (WOOD, 2017)

O mercado de óxido de propileno global projeta registrar um CAGR (Taxa Composta Anual de Crescimento) de 3% até 2020, impulsionado pela procura de poliuretanos. (WOOD, 2017)

Nos próximos anos é esperado que ocorra um crescimento na indústria automobilística no Brasil, China e Índia, aumentando a necessidade de produção de poliuretanos, produto utilizado na fabricação de assentos de automóveis, encosto de cabeça, braços e painéis. (WOOD, 2017)

A produção de óxido de propileno é feita por duas empresas: Dow Chemical e BASF. A Dow Chemical produz via desidrocloração de PCH com uma base desde 2001, enquanto a BASF começou a utilizar o método de oxidação do propileno nos anos 1990. No ano de 2003, as empresas iniciaram um processo de colaboração ao juntar ambos os processos em uma planta na cidade de Antuérpia, na Bélgica, com a produção de 300 mil toneladas por ano, desde 2009. (WOOD, 2017)

Os maiores consumidores de óxido de propileno são a China e a Europa que, juntas, somam 55% do total da produção mundial; seguidos pelos Estados Unidos, que consomem 21% da produção global. Para o ano de 2017, espera-se que sejam produzidos mais de 9 milhões de toneladas de óxido de propileno, vendido nos Estados Unidos ao preço de US\$ 1.300,00 por tonelada. (WOOD, 2017)

1.3 Propilenoglicol

Propilenoglicol, conhecido também pelo nome sistemático propano-1,2-diol, é um composto orgânico (um álcool diol), usualmente um líquido oleoso sem sabor, inodoro e incolor, que é higroscópico e miscível com a água, acetona e clorofórmio (GARDEN, 2014). Em sua estrutura, contém um átomo de carbono assimétrico. Desta forma, configura-se a presença de dois estereoisômeros sendo comercializado em mistura racêmica (JATOBÁ, 2007).

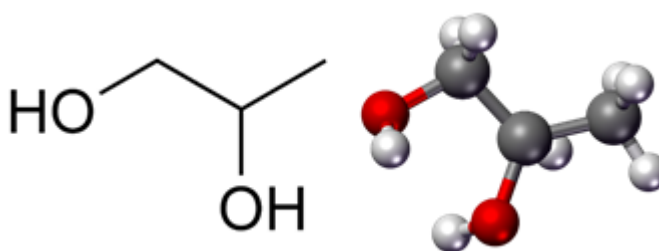


Figura 3 - Molécula de Propilenoglicol.

Industrialmente, o propilenoglicol é produzido por hidratação do óxido de propileno e é posteriormente separado para a obtenção de um produto com a máxima pureza possível. Ele pode também ser convertido em glicerol, um subproduto do biodiesel (JATOBÁ, 2007).

Esse material apresenta excelente propriedade anticongelante e é valioso como fluido de transferência de calor em baixa temperatura e fluidos de descongelamento para uso em aeronaves (DOW, 2000). É, além disso, um importante co-solvente para tintas à base de água para uso em arquitetura, sendo também utilizado como um intermediário na produção de resinas alquídicas para tintas e vernizes. A solvência do propilenoglicol proporciona o uso em agentes líquidos de limpeza, inclusive sendo usado para estabilizar detergentes líquidos enzimáticos para lavagem de roupas. Funciona, também, como agente que impede o congelamento de sistemas de resfriamento em indústrias alimentícias e instrumentos cirúrgicos (GARDEN, 2014).

O propilenoglicol é um dos quatro álcoois poliídricos mais frequentemente encontrados em alimentos. Comparado com os outros três (glicerina, sorbitol e manitol), é preferido quando baixa viscosidade, alta higroscopia, boa solvência em óleos ou completa miscibilidade em água são desejáveis. Ele não confere sabor adocicado a formulações como os outros álcoois (DOW, 2000). Álcoois poliídricos são utilizados em alimentos para ajudar a reter a qualidade original dos alimentos ou modificar a qualidade original ou textura do

produto. Propilenoglicol pode ser efetivo agindo como modificador de cristalização, umectante, agente de amolecimento, solvente, controlador de viscosidade, auxiliar de reidratação ou aditivo alimentar.

É utilizado como solvente em extração de aroma de baunilha, a partir da baunilha natural, e café a partir dos grãos de café torrados. Ainda, o alto poder de solubilização deste glicol permite que seja utilizado na extração de muitos outros materiais aromatizantes naturais. Ele pode também ser utilizado para extrair gordura de cacau em pó.

A estocagem e manuseio do propilenoglicol é bastante simples, pois este material possui um ponto de mínima fluidez de $-57\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-71\text{ }^{\circ}\text{F}$), não é corrosivo, possui ponto de fulgor de $104\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($220\text{ }^{\circ}\text{F}$), e não apresenta nenhum perigo para a saúde humana ou animal, nem ao meio ambiente (DOW, 2000). O material de construção mais adequado para a estocagem de propilenoglicol é o aço inoxidável, e o composto pode deteriorar-se ligeiramente em contato com o ar em temperaturas normais (este efeito provoca alterações de gosto e odor); conseqüentemente, um gás inerte, preferencialmente nitrogênio seco, deve ser utilizado no espaço vapor do tanque para eliminar oxigênio. Esse composto, além disso, é bastante higroscópico, e o uso de nitrogênio seco evita a acumulação de água no tanque (DOW, 2000).

O propano-1,2-diol é considerado um produto extremamente versátil devido às suas características amplas. É um produto que possui um alto valor agregado devido as suas várias aplicações em diversos tipos de indústrias, sendo beneficiado ainda pela facilidade de armazenagem.

1.4 Metanol

O metanol (CH_3OH) ou álcool metílico é um líquido incolor, inflamável, com a temperatura de ebulição de $65\text{ }^{\circ}\text{C}$, sendo usado como solvente industrial há anos. (JOVELIN et al, 2015)

Os antigos egípcios usavam o produto em métodos de embalsamento de cadáveres, com intuito de preservá-los. Durante esse processo, o metanol fazia parte da mistura de substâncias produzidas na destilação destrutiva de madeira. No ano de 1661, Robert Boyle finalmente produziu metanol puro através de destilação, porém, só em 1834, Jean-Baptiste Dumas e Eugene Peligot determinaram a composição do álcool metílico. (SHELDON, 2017)

Após as descobertas e determinação do produto, o metanol começou a ser produzido comercialmente utilizando destilação da madeira a seco. Atualmente, o metanol é obtido

majoritariamente através da reação de gás natural com monóxido de carbono, na presença de catalisador metálico a altas temperaturas e pressões. (SHELDON, 2017)

A produção de metanol, no ano de 2016, foi de aproximadamente 85 milhões de toneladas. Cabe destacar que o metanol é utilizado para produzir diversos outros produtos ou para ser utilizado como solvente. (BERGGREN, 2016).

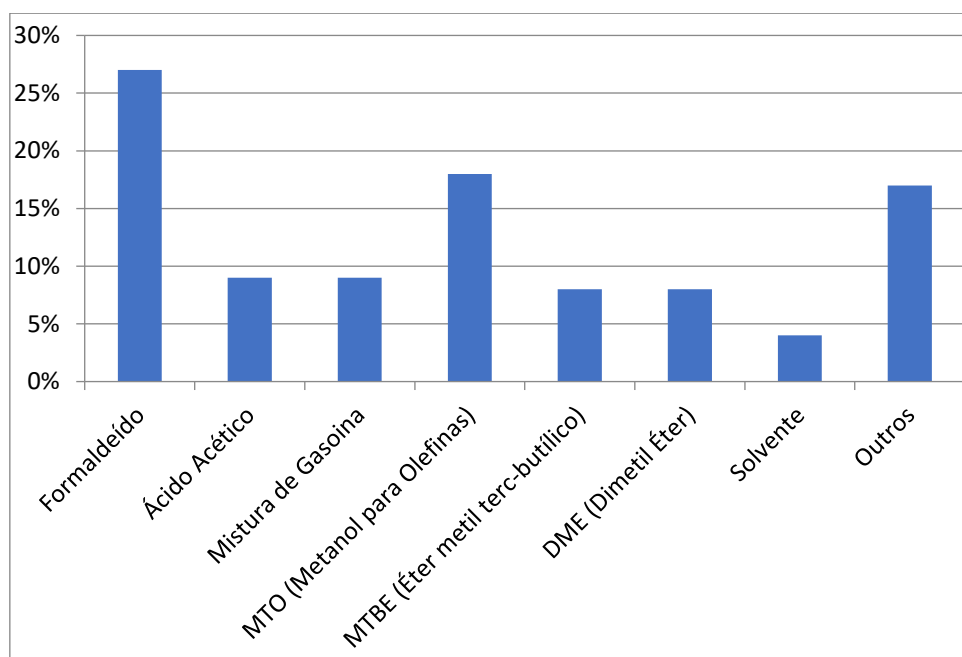


Figura 4 - Porcentagem dos produtos finais obtidos através do metanol no Mundo, em 2015. (BERGGREN, 2016)

Atualmente, o metanol também vem sendo utilizado no Brasil como combustível de veículos ou aditivo de gasolina, substituindo o álcool etílico. Infelizmente, a sua utilização apresenta alguns prejuízos, já que o metanol possui um elevado grau de toxidez e de inflamabilidade. Contudo, o metanol tem a combustão mais completa do que a gasolina, diminuindo a poluição da atmosfera e não produzindo óxidos de enxofre, fatos que contribuem com o aumento do uso do metanol no País. (JOVELIN et al, 2015)

2. ESPECIFICAÇÕES DO PROJETO

2.1 Caso de Projeto

O projeto teve como objetivo realizar a engenharia de processo de uma unidade de produção de propilenoglicol a partir do óxido de propileno.

2.1.1 Capacidade da Unidade

A unidade de produção de propilenoglicol foi projetada para processar 1.134 kg/h de óxido de propileno, com um fator de operação de 8.000 h/ano.

2.1.2 Capacidade de Qualidade da Alimentação

A alimentação à unidade estará constituída por três correntes: uma corrente de óxido de propileno como primeira matéria prima, uma segunda corrente de água como segunda matéria prima e uma terceira corrente de metanol, que fará o papel de solvente para evitar o surgimento de duas fases líquidas devido à limitada solubilidade do propilenoglicol na água.

Tabela 1 - Vazão das Correntes de Alimentação.

Componente	Vazão (kg/h)
Água	6.560
Metanol	1.045
Óxido de Propileno	1.134

2.1.3 Capacidade da Qualidade dos Produtos

O produto de interesse da planta é a corrente de propilenoglicol com a maior pureza possível. A fração não reagida de óxido de propileno e água, junto com o metanol, será reciclada com o intuito de reduzir a demanda de insumos da planta.

2.1.4 Critérios Gerais

Tabela 2 - Critérios gerais de operação.

Fator de Operação	8.000 h/ano
Capacidade Mínima	60%
Sobredimensionamento dos Equipamentos	
Bombas de Carga e Produto	110%
Bombas de Refluxo em Coluna	120%
Trocadores de Calor	110%
Coluna de Fracionamento (hidráulica)	120%
Coefficientes de Formação de Crostas	
Correntes de Processo	0,0001 h.m ² .°C/kcal
Água de Arrefecimento	0,0003 h.m ² .°C/kcal

2.1.5 Dados Básicos de Engenharia

Tabela 3 - Dados gerais.

Água de Refrigeração	
Temperatura de Fornecimento	28 °C
Temperatura Máxima de Retorno	45 °C
Vapor de Aquecimento	
Temperatura de Entrada	240 °C
Temperatura de Saída	240 °C

2.1.6 Custos Gerais

Tabela 4 - Custos do projeto.

Engenharia Básica	0,22 MR\$
Licença	1 MR\$
Matérias Primas e Produtos	
Óxido de Propileno	1.300,00 US\$/t
Água	2,00 US\$/t
Metanol	120,00 US\$/t
Propilenoglicol	1.700,00 US\$/t
Serviços Auxiliares	
Água de Refrigeração	0,40 R\$/m ³
Eletricidade	240,00 R\$/MWh
Ar de Instrumentos	0,04 R\$/Nm ³
Vapor de Baixa Pressão	20 R\$/t
Manutenção e Seguros	3% do investimento ao ano
Pessoal	R\$ 30.000,00 por operador ao ano

2.1.7 Projetos dos Equipamentos

Tabela 5 - Especificações dos equipamentos.

Equipamento	Especificações
Reator R-1	CSTR
Bombas G-1, G-2, G-3, G-4 e G-5	Centrífugas
Torre C-1	Pratos tipo válvula

2.1.8 Sistemas de Unidades

Tabela 6 - Unidades de projeto.

Temperatura	°C
Pressão	kg/cm ² g
Vácuo	mmHg
Peso (massa)	kg
Volume	m ³
Vazão	m ³ /h
Vazão mássica, 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 Tubulações	mm
Diâmetro de Tubulações	in
Dimensões em Diagramas de Plantas	mm
Tamanho das Conexões em Depósitos	in

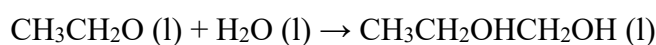
3. DIAGRAMAS E DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A planta é projetada para processar 1.134 kg/h de óxido de propileno puro e a alimentação da unidade estará constituída por três correntes: uma corrente de óxido de propileno com vazão de 1.134 kg/h, uma segunda corrente de água com vazão de 6.560 kg/h e

uma terceira corrente de metanol fluindo a 1.045 kg/h, que fará o papel de solvente para evitar o surgimento de duas fases líquidas devido à limitada solubilidade do propilenoglicol na água.

As três correntes de alimentação procedem de seus respectivos tanques de armazenamento e mediante três tubulações, os insumos, com ajuda de um sistema de bombeamento, sendo pressurizados até 4 kg/cm²g. As três correntes se unem para formar a corrente de entrada ao reator, do tipo tanque agitado, onde é formado o produto propilenoglicol.

No reator R-1 ocorre o processo de hidratação do óxido de propileno, segundo a reação química a seguir:



A reação se desenvolve em um reator do tipo tanque agitado contínuo (CSTR). A perda de pressão dentro do equipamento é desprezível. A cinética de reação obedece à seguinte equação:

$$r_{\text{óxido}}(\text{kmol}/\text{m}^3\text{s}) = 4,711 \times 10^9 \exp(-75.362 (\text{kJ}/\text{mol})/RT) C_{\text{óxido}}(\text{kmol}/\text{m}^3)$$

Através de estudos realizados em planta piloto, estima-se que para ter uma produção adequada de propilenoglicol é necessário garantir um tempo de residência de 2,5 horas. O reator é projetado para garantir uma temperatura de 25 °C a fim de evitar a vaporização do óxido de propileno fazendo uso de uma camisa com uma corrente de água de resfriamento para manter a temperatura de reação de acordo com o especificado.

A seguir, após esse processo de hidratação, a corrente de saída do reator é despressurizada até uma pressão de 0,5 kg/cm²g e enviada a uma torre de fracionamento com o intuito de separar o propilenoglicol dos restantes componentes da saída do reator.

O dimensionamento da coluna vem definido pelas especificações de qualidade dos produtos. As pressões do condensador e da caldeira de fundo são, respectivamente, de 0 kg/cm²g e 1 kg/cm²g. A pressão de alimentação à coluna de fracionamento C-1 é de 0,5 kg/cm²g. Apenas se extrai o produto líquido pela corrente de topo, de forma que o condensador é total.

O produto de interesse da planta é a corrente de propilenoglicol com a maior pureza possível. A fração não reagida de óxido de propileno e água, junto com o metanol, será reciclada para o início do processo no reator R-1 com o intuito de reduzir a demanda de insumos da planta, reduzindo também os custos operacionais. Parte dos produtos de fundo e

de topo da coluna também serão reciclados para a própria coluna com o objetivo de manter uma taxa de refluxo ótima para uma melhor separação do produto de interesse.

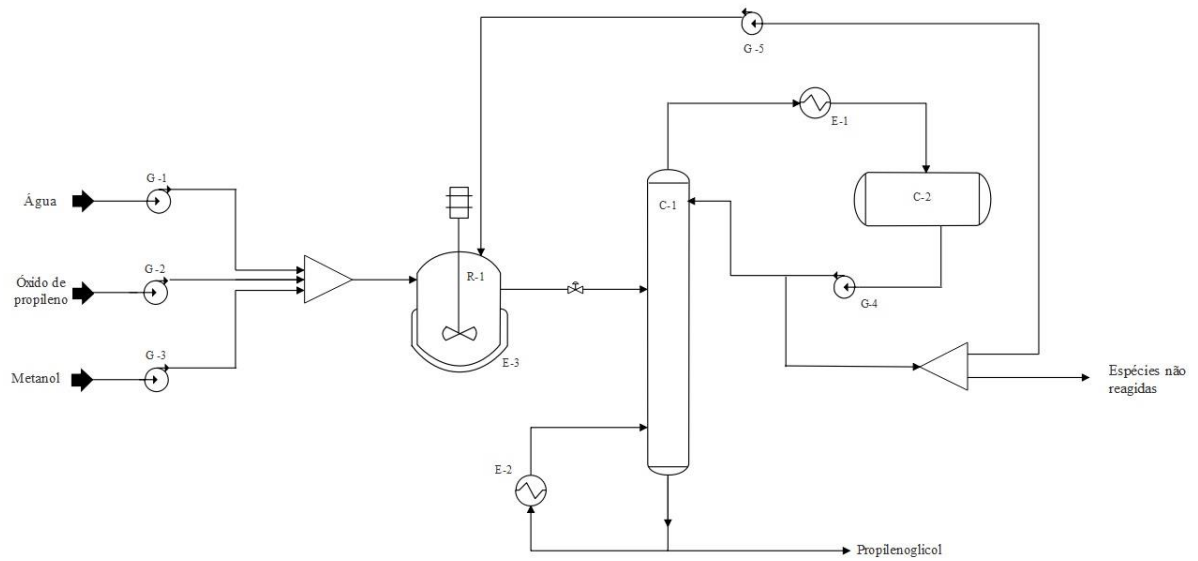


Figura 5 - Diagrama do processo.

4. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO

4.1 Folhas de Especificação de Balanços de Calor e Massa

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa			
UNIDADE :		Pág. 1 de 9			
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA				
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES				
v	DADOS DE OPERAÇÃO/DESENHO				
1	Nº DE CORRENTE	1	2	3	4
2	DESCRIÇÃO	Alimentação Água	Saída Bomba P-1	Saída da Válvula 01/ Entrada Mixer	Alimentação Óxido de Propileno
3	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	2,06e-7	4	2,06e-7
4	TEMPERATURA	°C	25	25,04	25,04
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	6560	6560	1134
6	% VAPOR	%p	0	0	0
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0
8	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0
10	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
11	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	6560	6560	1134
12	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
14	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-24,8	-24,79	-0,5641
15	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0
16	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0
17	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0
18	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
19	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0
21	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0
22	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0
23	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0
24	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	0	0
27	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0
28	Cp / Cv	~	0	0	0
29	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0
30	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)				
31	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	6,512	6,464	1,38
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	6,464	6,464	1,359
33	DENSIDADE @T	kg/m ³	1007	-	821,7
34	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	1015	1015	834,3
35	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,884	0,8831	0,44
36	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	0,5506	0,5502	0,47111
37	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	20,58	0	4,794
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	27,16	0	6,243
39	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,5254	0,5255	0,1283
40	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	75,7	-	121
41	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	72,1	72,09	20,71
42	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	0,0668	-	1,132
43	ENTALPIA	Gcal/h	-24,8	-24,79	-0,5641
44	MISCELÂNEOS				
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53	NOTAS :				
54	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais				
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 6 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (1/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa				
UNIDADE :		Pág. 2 de 9				
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
1	Nº DE CORRENTE	5	6	7	8	
2	DESCRİÇÃO	Saída Bomba P-2	Saída Válvula 02/Entrada Mixer E-1	Alimentação Metanol	Saída Bomba P-3	
3	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	4	4	2.06e-7	2.06e-7
4	TEMPERATURA	°C	25,31	25,31	25	25,18
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	1134	1134	1045	1045
6	% VAPOR	%p	0	0	0	0
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0	0
8	INCONDENSÁVEIS (N ₂ ,...)	kg/h	0	0	0	0
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0
10	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
11	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	1134	1134	1045	1045
12	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0	0
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
14	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-0,5639	-0,5639	-1,866	-1,866
15	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0	0
16	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0	0
17	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0	0
18	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
19	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0	0
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0	0
21	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0	0
22	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0	0
23	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0	0
24	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0	0
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0	0
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	0	0	0
27	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0	0
28	Cp / Cv	~	0	0	0	0
29	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0	0
30	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
31	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	1,359	1,359	1,312	1,312
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	1,359	1,359	1,312	1,312
33	DENSIDADE @T	kg/m ³	835,4	835,4	796,4	796,4
34	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	834,3	834,3	796,4	796,4
35	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,4393	0,4393	0,693	0,6913
36	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	0,47111	0,47111	0,5159	0,5148
37	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	4,794	4,794	7,109	7,109
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	6,243	6,243	9,43	9,43
39	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,1283	0,1283	0,1545	0,1796
40	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	121	121	115,5	115,5
41	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	20,68	20,68	29,59	29,56
42	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	1,132	1,132	0,32	0,32
43	ENTALPIA	Gcal/h	-0,5639	-0,5639	-1,866	-1,866
44	MISCELÂNEOS					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53	NOTAS :					
54	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 7 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (2/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa			
UNIDADE :		Pág. 3 de 9			
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA				
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES				
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO				
1	Nº DE CORRENTE	9	10	11	12
2	DESCRIÇÃO	Saída Válvula 03/ Entrada Mixer E-1	Saída Mixer E-1	Saída Válvula 04/ Entrada Reator R-1	Saída Reator R-1
3	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	4	4	4
4	TEMPERATURA	°C	25,18	25,07	25
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	1045	8739	16020
6	% VAPOR	%p	0	0	0
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0
8	INCONDENSÁVEIS (N ₂ ,...)	kg/h	0	0	0
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	1045	8739	16020
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-1,866	-27,22	-53,01
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0
#	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	0	0	0
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0
#	Cp / Cv	~	0	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	1,312	9,03	16,48
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	1,312	-	-
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	796,4	967,8	971,7
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	796,4	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,6913	0,8345	1,085
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	0,5148	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	7,109	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	9,43	-	-
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,1796	0,4597	0,47
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	115,5	80,92	82,57
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	29,56	66,35	67,58
#	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	0,32	-0,4278	-0,9066
#	ENTALPIA	Gcal/h	-1,866	-27,22	-53,01
#	MISCELÂNEOS				
#					
#					
#					
#					
#	NOTAS :				
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais				
#					
#					
#					
#					
#					
Rev.	Por				
Data	Aprovado				

Figura 8 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (3/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa				
UNIDADE :		Pág. 4 de 9				
Rev	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
1	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
2	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
3	Nº DE CORRENTE	13	14	15	16	
4	DESCRIÇÃO	Saída Válvula V-1/ Entrada C-1	Saída Topo Coluna C-1/ Entrada Condensador	Saída Condensador / Entrada Pulmão	Saída Pulmão/ Entrada Bomba	
6	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	0,5	0,3569	0	0
7	TEMPERATURA	°C	25,06	106,2	87,57	87,57
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	16020	15130	569,70	569,70
9	% VAPOR	%p	0	100	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	15130	0	0
#	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0	0
#	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	16020	15130,00	569,70	569,70
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-53,01	-44,06	-1,95	-1,95
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	15,72	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	-	0	0
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	19,26	0	0
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0,8324	0	0
#	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	-	0	0
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0,0093	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0,02408	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	0	40,05	0	0
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	1	0	0
#	Cp / Cv	~	0	-	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	-44,06	0	0
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	16,48	0	0,592	0,592
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	0	-	-
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	971,7	0	919,6	919,6
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	0	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	1,085	0	0,3517	0,3517
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	0	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	0	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	0	-	-
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,47	0	0,5237	0,5237
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	82,57	0	79,78	79,78
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	67,58	0	57,35	57,35
#	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-0,9066	0	-0,9005	-0,9005
#	ENTALPIA	Gcal/h	-53,01	0	-1,95	-1,95
#	MISCELÂNEOS					
#						
#						
#						
#						
#	NOTAS :					
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
#						
#						
#						
#						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 9 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (4/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa				
UNIDADE :		Pág. 5 de 9				
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
v						
1	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
2	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
3	Nº DE CORRENTE	17	18	19	20	
4	DESCRIÇÃO	Saída Bomba Refluxo	Entrada Válvula 011	Saída Válvula 011/ Entrada Coluna C-1	Saída Fundo Coluna C-1	
5						
6	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	1,2227	1,2227	1,2227	0,898
7	TEMPERATURA	°C	87,57	87,57	87,57	208,3
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	569,70	569,70	569,70	55630
9	% VAPOR	%p	0	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0	0
#	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0	0
#	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	569,70	569,70	569,70	55630
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-1,95	-1,95	-1,95	-79,14
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0	0
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0	0
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0	0
#	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0	0
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	0	0	0	0
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0	0
#	Cp / Cv	~	0	0	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0,592	0,592	0,592	53,48
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	-	-	-
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	919,6	919,6	919,6	776,2
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,3517	0,3517	0,3517	0,5718
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,5237	0,5237	0,5237	0,107
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kmol °C	79,78	79,78	79,78	273,1
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	57,35	57,35	57,35	15,95
#	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-0,9005	-0,9005	-0,9005	-1,032
#	ENTALPIA	Gcal/h	-1,95	-1,95	-1,95	-79,14
#	MISCELÂNEOS					
#						
#						
#						
#						
#						
#	NOTAS :					
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
#						
#						
#						
#						
#						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 10 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (5/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa				
UNIDADE :		Pág. 6 de 9				
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
1	Nº DE CORRENTE		21	22	23	24
2	DESCRIÇÃO		Entrada no Refervedor	Saída Refervedor / Entrada Coluna C-1	Entrada Vapor	Saída Válvula / Entrada Refervedor
3	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	0,898	1	33,12	33,12
4	TEMPERATURA	°C	208,3	210,1	240	240
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	55630	54160	1989	1989
6	% VAPOR	%p	0	100	100	100
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	54160	1989	1989
8	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0	0
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	55630	0	0	0
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-79,14	-68,24	-62,3	-62,3
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	52,07	19,6	19,6
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	-	-	-
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	76,09	18,02	18,02
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	3,776	14,14	14,14
#	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	-	-	-
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0,0093	0,0171	0,0171
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0,0183	0,0318	0,0318
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	1,092	0,9695	0,9695
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	1	1	1
#	Cp / Cv	~	0	1,061	1,128	1,128
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	-68,24	-62,3	-62,3
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	53,48	0	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	0	0	0
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	776,2	0	0	0
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	0	0	0
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,5718	0	0	0
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	0	0	0
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	0	0	0
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	0	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,107	0	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	3,589	0	0	0
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	15,95	0	0	0
#	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-1,032	0	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	-79,14	0	0	0
#	MISCELÂNEOS					
#						
#						
#						
#						
#	NOTAS :					
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
#						
#						
#						
#						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 11 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (6/9)

PROJETO : Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa			
UNIDADE :		Pág. 7 de 9			
R e v	BALANÇOS DE CALOR E MASSA				
	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES				
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO				
2	Nº DE CORRENTE				
3		25	26	27	28
4	DESCRİÇÃO	Saída Refervedor	Saída Fundo Coluna C-1/ Entrada Válvula	Saída Válvula 018/ Produto de Fundo Coluna C-	Saída Bomba Coluna / Entrada Válvula 012
5					
6	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	33,12	1	1
7	TEMPERATURA	°C	240	210,1	210,1
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	19890	1461	1461
9	% VAPOR	%p	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0
#	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0
#	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	19890	1461	1461
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-70,73	-2,077	-2,077
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0
#	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	0	0
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0
#	Cp / Cv	~	0	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	19,60	1,405	1,405
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	-	-
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	807,8	773,4	773,4
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,1379	0,5601	0,5601
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,54	0,1064	0,1064
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,205	3,601	3,601
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	28,51	15,76	15,76
#	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-0,9664	-1,032	-1,032
#	ENTALPIA	Gcal/h	-70,73	-2,077	-2,077
#	MISCELÂNEOS				
#					
#					
#					
#					
#	NOTAS :				
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais				
#					
#					
#					
#					
Rev.	Por				
Data	Aprovado				

Figura 12 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (7/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa				
UNIDADE :		Pág. 8 de 9				
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
v						
1	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
2	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHP					
3	Nº DE CORRENTE		29	30	31	32
4	DESCRIÇÃO		Saída Válvula 012 / Entrada Splitter	Saída Splitter Produto Final	Entrada na Bomba P-4	Saída Bomba P- 4
5						
6	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	0	0	0	4
7	TEMPERATURA	°C	87,57	87,57	87,57	87,64
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	14560	7278	7278	7278,00
9	% VAPOR	%p	0	0	0	0
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0	0
11	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0	0
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0	0
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
14	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	14560	7278	7278	7278,00
15	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0	0
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0	0
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-49,83	-24,91	-24,91	-24,91
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0	0
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0	0
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0	0
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0	0
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0	0
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0	0
25	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0	0
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0	0
27	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0	0
28	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0	0
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	0	0	0
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0	0
31	Cp / Cv	~	0	0	0	0
32	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0	0
33	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	15,12	7,437	7,437	7,437
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	-	-	-
36	DENSIDADE @T	kg/m ³	919,6	978,5	978,5	978,5
37	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	-	-	-
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0,3517	0,3234	0,3234	0,3234
39	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-	-
40	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-	-
41	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-	-
42	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,5237	0,5237	0,5237	0,5237
43	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	4,142	4,142	4,142	4,142
44	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	57,35	57,35	57,35	57,35
45	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-0,9005	-0,9005	-0,9005	-0,9005
46	ENTALPIA	Gcal/h	-49,83	-24,91	-24,91	-24,91
47	MISCELÂNEOS					
48						
49						
50						
51						
52						
53	NOTAS :					
54	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 13 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (8/9)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Balanços de Calor e Massa			
UNIDADE :		Pág. 9 de 9			
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA				
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES				
v	1				
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO				
2	Nº DE CORRENTE				
3			33	34	35
4	DESCRIÇÃO		Água / Camisa do Reator Entrada valvula	Água Camisa do Reator/ Saída Valvula	Saída Água Camisa Reator
5					
6	PRESSÃO (1)	kg/cm ² g	8	8	7,963
7	TEMPERATURA	°C	10	10	25
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	57960,00	57960,00	57960,00
9	% VAPOR	%p	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	0	0	0
#	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0
#	VAPOR DE AGUA	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
#	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	57960,00	57960,00	57960,00
#	AGUA LIVRE	kg/h	0	0	0
#	HIDROCARBONETOS	kg/h	-219,9	-219,9	0
#	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-120,85	-120,85	-219,1
#	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	0	0	0
#	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	0	0	0
#	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0	0	0
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ (1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	0	0	0
#	PESO MOLECULAR	kg/kmol	0	0	0
#	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	0	0	0
#	DENSIDADE @ (1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0	0	0
#	VISCOSIDADE @T	cP	0	0	0
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0	0	0
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0	0	0
#	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T	~	0	0	0
#	Cp / Cv	~	0	0	0
#	ENTALPIA	Gcal/h	0	0	0
#	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)				
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	58,08	58,08	58,08
#	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	-	0
#	DENSIDADE @T	kg/m ³	1019	1019	1008
#	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	-	0
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	1,276	1,276	0,8837
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @50 °C	cSt	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @100°C	cSt	-	-	-
#	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @150°C	cSt	-	-	-
#	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0,5046	0,5046	0,5254
#	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,99	0,99	1,003
#	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	74,68	74,68	72,1
#	PRESSÃO DE VAPORE @T	kg/cm ² a	-0,9664	-0,9664	-0,9664
#	ENTALPIA	Gcal/h	-120,85	-120,85	-219,1
#	MISCELÂNEOS				
#					
#					
#					
#					
#	NOTAS :				
#	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais				
#					
#					
#					
#					
#					
Rev.	Por				
Data	Aprovado				

Figura 14 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Dados de Operação e Vazões (9/9)

	PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol	Balanços de Calor e Massa
	UNIDADE :	Pág. 3 de 9

R e v	BALANÇOS DE CALOR E MASSA									
1	COMPOSIÇÕES									
2	Nº CORRENTE	9		10		11		12		
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	
4	ÁGUA	0	0	7,06	75,07	7,06	75,07	77,59	89,02	
5	ÓXIDO DE PROPILENO	0	0	28,7	12,98	28,7	12,98	0,23	0,08	
6	METANOL	100	100	63,19	11,96	63,19	11,96	13,05	8,42	
7	PROPILENO GLICOL	0	0	0	0	0	0	9,13	2,48	
8										
9										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#	Água									
#	Total									
#	Vazão total seca (kg/h)									
#	Vazão total seca (kmol/h)									
#	Vazão total úmida (kg/h)									
#	Vazão total úmida (kmol/h)									
#	NOTAS :									
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										
#										

Rev.	Por						
Data	Aprovado						

Figura 17 - Folha de Especificação de Balanços de Calor e Massa - Composições (3/9)

4.2 Folhas de Especificação de Recipientes, Torres e Reatores

PROJETO		Planta de Produção de Propilenoglicol			EQUIPAMENTO nº		C-1	
UNIDADE:		Coluna de destilação C-1			Pág.		1 de 2	
R	RECIPIENTES VERTICAIS							
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO							
v	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO							
1	EQUIPAMENTO Nº		C-1					
2	SERVIÇO		Separação dos reagentes, solvente e produto reacional					
3	CONDIÇÕES		PRESSÃO (kg/cm ² g)		TEMPERATURA (°C)			
4	POSIÇÃO		Topo	Fundo	Topo	Fundo		
5	DE OPERAÇÃO NORMAL		0	1	87,57	210,1		
6	DE DESENHO MECÂNICO		3,5	3,5	117,57	240,1		
7	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)		-	-	-	-		
8	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO							
9	À MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)							
10	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO							
11	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO							
12	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO				ESQUEMA			
13	FLUÍDO		Mistura de compostos oxigenados					
14	COMPOSTOS. CORROSIVOS		Não					
15	TEOR (% / ppm p)		-					
16	DENSIDADE LÍQ. LEVE @T (kg/m ³) (1)		919,6					
17	DENSIDADE LÍQ. PESADO @T (kg/m ³) (1)		773,4					
18	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)		277,46					
19	MATERIAL							
20		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico				
21	Envoltivo	Aço-carbono	3 mm	-				
22	Fundo	Aço-carbono	3 mm	-				
23	Internos	Aço-carbono	3 mm	-				
24	Pratos	Aço-carbono	3 mm	-				
25	Isolamento							
26	CONEXÕES							
27	SIGLA	Nº	DIA (")	BRIDA	Serviço			
28	A				Entrada da alimentação			
29	B				Saída de produto de topo			
30	C				Saída do produto de fundo			
31	D				Indicador de nível			
32	E				Entrada do refluxo de topo			
33	F				Entrada do refluxo de fundo			
34	G				Válvula de segurança			
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								
42								
43								
44								
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51	NOTAS :							
52	(1) Considerou-se como líquido leve a corrente de destilado, enquanto foi considerado líquido pesado a corrente de produto de fundo.							
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

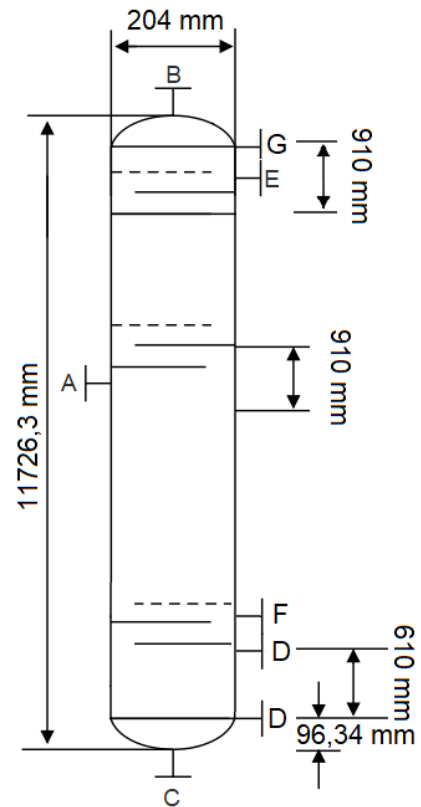


Figura 24 - Folha de Especificação da Coluna de Destilação C-1 (1/2)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		EQUIPAMENTO nº C-1				
UNIDADE : Coluna de destilação C-1		Pág. 2 de 2				
R	PRATOS / RECHEIOS					
e	1 CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO					
v	EQUIPAMENTO Nº	C-1				
	SERVIÇO / CASO DE DESENHO :	Separação da mistura reacional				
	SEÇÕES DE FRACIONAMENTO (1)					
	SEÇÃO					
	DE PRATO REAL / A PRATO REAL		DE 1	A 11	DE 12	A 21
	PRESSÃO, P	Kg/cm ² g	0,3569	0,6275	0,6545	0,8980
	PERDA DE PRESSÃO ADMISSÍVEL	kg/cm ²	-	-	-	-
	NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS	-	-	-	-	-
	CALOR RETIRADO NA SEÇÃO (2)	Gcal/h	0	-	0	-
	VAPOR AO PRATO (TOPO, ALIMENTAÇÃO E FUNDO)					
	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	15070	15010	54040	-
	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	18100000	15340000	15020000	-
	DENSIDADE @ P,T	Kg/m ³	0,832	963,67	776,23	-
	VISCOSIDADE @ T	cP	9,28E-03	1,0445	0,44387	-
	TEMPERATURA, T	°C	106,2	112,2	208,3	-
	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	-	-	-	-
	LÍQUIDO DO PRATO (TOPO, ALIMENTAÇÃO E FUNDO)					
	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	488	18020	55440000	-
	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	0,52	19,59	71,42	-
	DENSIDADE @ T	Kg/m ³	962,39	971,65	1040,9	-
	VISCOSIDADE @ T	cSt	11,146	1,0839	0,57184	-
	TENSÃO SUPERFICIAL @ P,T	Dinas/cm	-	67,567	15,953	-
	TEMPERATURA, T	°C	106,2	112,2	208,3	-
	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	-	-	-	-
	CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA					
	SYSTEM (FOAMING) FACTOR	-	-	-	-	-
	TENDÊNCIA AO FOULING (baixo/moderado/alto)	-	-	-	-	-
	COMP. CORROSIVOS / TEOR	% p / ppm p	-	-	-	-
	LIMITAÇÕES EM PROJETO DE PRATOS (3)					
	JET FLOODING, MÁX.	%	-	-	-	-
	DOWNCOMER BACKUP, MÁX.	%	-	-	-	-
	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS (4)					
	DIÂMETRO INTERIOR DA COLUNA	mm	204	-	-	-
	NÚMERO DE PRATOS	-	21	-	-	-
	DISTÂNCIA ENTRE PRATOS	mm	460	-	-	-
	NÚMERO DE PASSES POR PRATO	-	-	-	-	-
	TIPO DE PRATO (Perforado, válvulas,...)	-	Válvula	-	-	-
	ALTURA DE RECHEIO	mm	-	-	-	-
	TIPO DE RECHEIO	-	-	-	-	-
	NOTAS :					
	(1) Pratos numerado de cima para baixo. Dividir a coluna em seções com uma variação não superior a +/- 10% no tráfego de correntes. Especificar separadamente os pratos de alimentação e extração total ou parcial.					
	(2) Valor positivo é calor agregado, negativo calor retirado.					
	(3) Para revamps, flooding e down comer backup máximos será objeto de recomendação/discussão com o vendedor.					
	(4) A confirmar por engenharia de detalhe/vendedor					
	Para materiais ver folha de seleção de materiais.					
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 25 - Folha de Especificação da Coluna de Destilação C-1 (2/2)

PROJETO		Planta de Produção de Propilenoglicol			EQUIPAMENTO nº		C-2									
UNIDADE:		Recipiente Pulmão C-2			Pág.		1 de 1									
R	RECIPIENTES HORIZONTAIS															
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO															
2	EQUIPAMENTO Nº	C-2														
3	SERVIÇO	Acumulador														
4	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm ² g)			TEMPERATURA (°C)											
5	DE OPERAÇÃO NORMAL	0			87,57											
6	DE PROJETO MECÂNICO	3,5			110,57											
7	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)	-			-											
8	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO	-			-											
9	A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)	-			-											
10	DE LIMPEZA COM VAPORES/INERTIZADO	-			-											
11	ESQUEMA															
12																
13																
14																
15																
16																
17																
18																
19																
20																
21																
22																
23																
24																
25																
26																
27																
28																
29																
30																
31																
32	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO				CONEXÕES											
33	FLUIDO	Mistura de compostos oxigenados			SIGLA	Nº	DIA (")	BRIDA	SERVIÇO							
34	COMP. CORROSIVOS	Não			A				Entrada de Líquido							
35	TEOR (% / ppm p)	-			B				Saída de Líquido para Refluxo							
36	DENS. LÍQ. LEVE @T (kg/m ³) (1)	919,61			C				Indicadores de nível							
37	DENS. LÍQ. PES. @T (kg/m ³) (1)	919,61														
38	NÍVEL MÁXIMO LÍQ. (mm)	109,13														
39	MATERIAL															
40		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico												
41	Envoltente	Aço-carbono	3 mm	-												
42	Fundos	Aço-carbono	3 mm	-												
43	Internos	Aço-carbono	3 mm	-												
44	Isolamento															
45	NOTAS :															
46	(1) No pulmão encontra-se apenas uma mistura de líquidos,															
47	não havendo, logo, distinção de líquido leve e pesado.															
48																
49																
50																
51																
52																
53																
54																
55																
56																
57																
58																
	Rev.	Por														
	Data	Aprovado														

Figura 26 - Folha de Especificação do Recipiente Pulmão C-2 (1/1)

PROJETO		Planta de Produção de Propilenoglicol				EQUIPAMENTO nº		R-1		
UNIDADE:		Reator R-1				Pág.		1 de 1		
R e v	RECIPIENTES VERTICAIS									
	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO									
	1	EQUIPAMENTO Nº	R-1							
	2	SERVIÇO	Reação entre óxido de propileno e água com a formação de propilenoglicol							
	3	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm ² g)		TEMPERATURA (°C)					
	4	POSIÇÃO	-		-					
	5	DE OPERAÇÃO NORMAL	4		25					
	6	DE DESENHO MECÂNICO	5,75		80					
	7	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)	-	-	-	-	-	-	-	
	8	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO	-	-	-	-	-	-	-	
	9	À MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)	-	-	-	-	-	-	-	
	10	DE LIMPEZA COM VAPORES/INERTIZADO	-	-	-	-	-	-	-	
	11	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO				ESQUEMA				
	12	FLUÍDO	Mistura de oxigenados							
	13	COMPOSTOS. CORROSIVOS	Não							
	14	TEOR (% / ppm p)	-							
	15	DENSIDADE LÍQ. LEVE @T (kg/m ³) (1)	959,8							
	16	DENSIDADE LÍQ. PESADO @T (kg/m ³) (2)	963,8							
	17	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)	6857							
	18	MATERIAL								
	19		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico					
	20	Envolvente	Aço-carbono	3 mm	-					
	21	Fundo	Aço-carbono	3 mm	-					
	22	Internos	Aço-carbono	3 mm	-					
	23	Pratos								
	24	Isolamento								
	25	CONEXÕES								
	26	SIGLA	Nº	DIA (")	FLANGE	Serviço				
	27	A				Entrada da alimentação				
	28	B				Entrada do reciclo				
	29	C				Entrada do fluido da camisa				
	30	D				Saída do fluido da camisa				
	31									
	32									
	33									
	34									
	35									
	36									
	37									
	38									
	39									
	40									
	41									
	42									
	43									
	44									
	45									
	46									
	47									
	48									
	49									
	50									
	51	NOTAS:								
	52	(1) O líquido leve corresponde ao fluido de entrada do reator								
	53	(2) O líquido pesado corresponde ao fluido de saída do reator								
	54									
	55									
	56									
57										
58										
	Rev.	Por								
	Data	Aprovado								

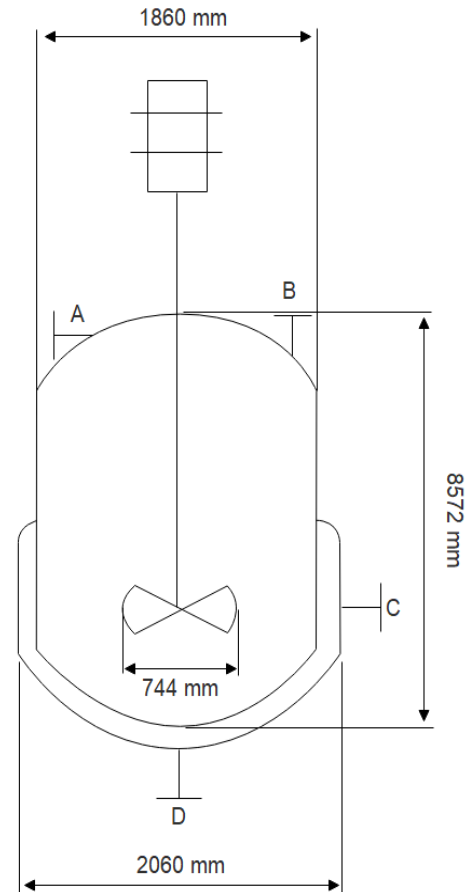


Figura 27 - Folha de Especificação do Reator R-1 (1/1)

4.3 Folhas de Especificação de Trocadores de Calor




PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		EQUIPAMENTO nº		E-1		
UNIDADE:		Condensador		Pág.		1 de 1		
R e v	TROCADORES DE CALOR							
	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO							
1	EQUIPAMENTO Nº		E-1					
2	CASO DE DESENHO		Condensador					
3	SERVIÇO		Resfriamento da corrente de saída da coluna					
4	TIPO (casco-tubos / placas / tubo duplo)		Casco-tubos		TIPO TEMA		AES	
5	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)		Horizontal		Circulação (Termosif., forçada)		Forçada	
6	NÚMERO DE CARÇAÇAS ESTIMADAS		1		Em série / paralelo			
7	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO							
8	LADO		CASCO		TUBOS			
9	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)		0		0		0	
10	NATUREZA		Mistura Orgânica		Água			
11			Entrada		Saída		Entrada	
12								
13	VAZÃO TOTAL		kg/h		15100		15100	
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO		kg/h		15100		0	
15	INCONDENSÁVEIS (N ₂ ,...)		kg/h		0		0	
16	VAPOR DE ÁGUA		kg/h		12892,38		0	
17	HIDROCARBONETOS		kg/h		0		0	
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO		kg/h		0		15100	
19	ÁGUA LIVRE		kg/h		0		12892,38	
20	HIDROCARBONETOS		kg/h		0		0	
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)							
22	PESO MOLECULAR		kg/kmol		19,26		-	
23	DENSIDADE @P,T		Kg/m ³		0,6366		-	
24	VISCOSIDADE @T		cP		-		-	
25	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T		W/m K		-		-	
26	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C		0,383917		-	
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)							
28	DENSIDADE @P,T		kg/m ³		-		919,6	
29	VISCOSIDADE @T		cSt		-		0,3517	
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T		W/m K		-		0,6091	
31	CALOR ESPECÍFICO @T		kcal/kg °C		-		0,834726	
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T		dinas/cm		-		57,73	
33	TEMPERATURA		°C		106,2		87,57	
34	PRESSÃO DE ENTRADA		kg/cm ² g		0		0	
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA		kg/cm ²		0,1		0,1	
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO		m ² h°C / kcal		0,0001		0,0003	
37	CALOR TROCADO		Gcal/h		7,718201		7,718201	
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.		%					
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.		kg/cm ²					
40	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO							
41	CONDIÇÕES DE...				Pressão		Temperatura	
42	PROJETO MECÂNICO		kg/cm ² g ; °C					
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO		kg/cm ² g ; °C					
44	À MÍNIMA TEMPERATURA		kg/cm ² g ; °C					
45			kg/cm ² g ; °C					
46	FLUSHING OU STEAM OUT		kg/cm ² g ; °C					
47	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS E LIMITAÇÕES NO PROJETO TÉRMICO							
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO		796,2 mm		MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)			
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS		3/4"		MÍNIMO ESPESSURA (BWG)			
50	COMPRIMENTO TUBOS		6 m		PITCH (1 polegada) / TIPO		50   	
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)				VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)			
52	NOTAS :							
53								
54								
55								
56								
57								
58								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

Figura 28 - Folha de Especificação do Condensador E-1 (1/1)




PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		EQUIPAMENTO nº E-2			
UNIDADE: Reboiler		Pág. 1 de 1			
R e v	TROCADORES DE CALOR				
	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO				
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO				
2	EQUIPAMENTO Nº	E-2			
3	CASO DE DESENHO	Reboiler			
4	SERVIÇO	Aquecimento da corrente de entrada da coluna			
5	TIPO (casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubos	TIPO TEMA		AKT
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal	Circulação (Termosif., forçada)		Forçada
7	NÚMERO DE CARÇAÇAS ESTIMADAS	2	Em série / paralelo		
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
9	LADO	CASCO		TUBOS	
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	0	0	0	0
11	NATUREZA	Mistura Orgânica		Água	
12		Entrada	Saída	Entrada	Saída
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	55900	55900	19888,5111
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	0	0	19888,5111
15	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0	0	0
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	0	0	19888,5111
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	55900	55900	0
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	47727,42	47727,42	19888,5111
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	0	0	0
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	-	18,02
23	DENSIDADE @P,T	Kg/m ³	-	-	3,326
24	VISCOSIDADE @T	cP	-	-	1,77E+02
25	CONDUTIVIDADE TÉRMICA @T	W/mK	-	-	3,80E-02
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	0,407568
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)				
28	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	773,5	3,776	807,8
29	VISCOSIDADE @T	cSt	0,5605	2,462	0,1379
30	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	W/mK	0,1237	2,13E-02	0,628
31	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0,834291	0,428353	1,026327
32	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	15,76	-	28,51
33	TEMPERATURA	°C	208,2	210,1	240
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm ² g	1		7
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm ²	0,05		0,05
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m ² h°C / kcal	0,0001		0,0003
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	8,822278		8,822278
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	110		110
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm ²			
40	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura	Pressão
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g ; °C	1,1	240	7,7
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm ² g ; °C			
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm ² g ; °C			
45		kg/cm ² g ; °C			
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm ² g ; °C			
47	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS E LIMITAÇÕES NO PROJETO TÉRMICO				
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO	739 mm	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)		
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS	3/4"	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)		14
50	COMPRIMENTO TUBOS	6 m	PITCH (1 polegada) / TIPO		50   
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)		
52	NOTAS :				
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 29 - Folha de Especificação do Reboiler E-2 (1/1)

4.4 Folhas de Especificação de Bombas

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-1		
UNIDADE :		Bomba de Água		Pág.		1 de 2		
R e v	BOMBAS							
	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO							
1	CASO DE PROJETO		Bomba de Água					
3	SERVIÇO		Bombamento até R-1					
4	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA		G-1					
5	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA		1		1			
6	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)		Centrífuga					
7	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontínuo ; série / paralelo)		Contínuo, Paralelo					
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO							
9	NATUREZA DO FLUIDO		Água					
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		Não		Não			
11	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (Quantidade / Diâmetro Equivalente)		Não		Não			
12	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)		°C		-			
13	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO		°C		-			
14	TEMPERATURA DE BOMBEIO		°C		25			
15	DENSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO		kg/m ³		1007			
16	VISCOSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO		cSt		0,884			
17	PRESSÃO DE VAPOR À TEMPERATURA DE BOMBEIO		kg/cm ² a		0,06683			
18	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA							
19	VAZÃO DE PROJETO - Q (rated) (1)		m ³ /h		6,512			
20	VAZÃO MÍNIMA DE PROCESSO (2)		m ³ /h		3,9072			
21	VAZÃO NORMAL		m ³ /h		6,512			
22	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated		kg/cm ² g		5,1456			
23	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated		kg/cm ² g		0,3022			
24	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated		kg/cm ²		4,8434			
25	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)		m		48,08			
26	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)		m		12,95			
27	MÁX. DIFERENÇA DE PRESSÃO A IMPULSÃO FECHADA (Shut-off) (4)		kg/cm ²		6,1143			
28	PRESSÃO MÁXIMA DE ASPIRAÇÃO		kg/cm ² g		3,5			
29	PRESSÃO MÁXIMA DE IMPULSÃO		kg/cm ² g		8,3434			
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO A ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO		polegadas		2		2	
31	IMPULSOR / FECHAMENTO							-
32	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING							-
33	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO							
34	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO		°C		80			
35	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO		kg/cm ² g		8,3434			
36	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO							
37	TIPO DE OPERAÇÃO / RESERVA				Motor Elétrico		Motor Elétrico	
38	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO		kWh/h		1,891		1,891	
39	CONSUMO DE VAPORES ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO		Kg/h		-		-	
40	NOTAS :							
41	(1) O ponto de operação deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.							
42	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe/vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção/recirculação em seu caso.							
43	(3) No bocal de aspiração da bomba. Exclui contingências/margem para todo tipo de bombas.							
44	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com densidade e viscosidade normais e velocidade de operação contínua máxima.							
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.							
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

Figura 30 - Folha de Especificação das Bombas G-1 (1/2)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-1									
UNIDADE :		Bomba de Água		Pág.		2 de 2									
R e v	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS														
	1	SERVIÇO / CASO : Bombeamento de água até R-1													
2	ESQUEMA DE FLUXO :														
3															
4															
5															
6															
7															
8															
9															
10															
11															
12															
13															
14															
15															
16								NATUREZA DO FLUÍDO				P. IMPULSÃO		Q Nor	
17								T de BOMBEO	°C	25		Circ. 1		Circ. 2	
18	Viscosidade @T	cSt	0,884		Circ. 3		Q Des.								
19	Densidade @T	kg/m³	1007		kg/cm² g / kg/cm² (ΔP)										
20					P. destino	4	-	-							
21	Capacidade		Q Nor		ΔP distribuidor	-	-	-							
22	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	6560		Altura estática	1,1234	-	-							
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA	m³/h	6,512		ΔP linha	0,3	-	-							
24					ΔP filtro	-	-	-							
25	P. ASPIRAÇÃO		Q Nor		ΔP	-	-	-							
26	P. recipiente	kg/cm² g	0		ΔP	-	-	-							
27	H (carga hidrostática)	kg/cm²	0,3022		ΔP	-	-	-							
28	ΔP linha	kg/cm²	0,075		ΔP	-	-	-							
29	ΔP filtro	kg/cm²	-		ΔP placa	-	-	-							
30	ΔP outros	kg/cm²	-		ΔP Válv. Cont.	0,75	-	-							
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm² g	0,3022		P. IMPULSÃO	5,15	-	-							
32					P. Diferencial @ Q des		Q des								
33	NPSH DISPONÍVEL		Q Nor		P. IMPULSÃO		kg/cm² g								
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm² a	1,33543		P. ASPIRAÇÃO		kg/cm² g								
35	P. VAPOR @T	kg/cm² a	0,03		P. Diferencial		kg/cm²								
36	DIFERENÇA	kg/cm²	1,30543		Altura Diferencial		m								
37	NPSH DISPONÍVEL	m	12,95		P. máx. ASPIRAÇÃO										
38					P. Recipiente (1)		kg/cm² g								
39	Consumo estimado ACIONAMENTO		Q Nor		H (carga hidrostática)		kg/cm²								
40	HHP	CV	-		P máx. ASPIRAÇÃO		kg/cm² g								
41	Eficiência bomba	%	0,5		P. máx. IMPULSÃO										
42	BHP	CV	-		P difer. máx. motor (2)		kg/cm² g								
43	Motor				P difer. máx. turbina (2)		kg/cm² g								
44	Eficiência motor	%	-		P máx. IMPULSÃO (3)		kg/cm² g								
45	Eleticidade	kWh/h	-												
46	Turbina														
47	ΔH vapor isoentrópica	kJ/Kg	-												
48	Eficiência turbina	%	0,925												
49	Consumo vapor	kg/h	-												
50	NOTAS :														
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração														
52	(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 / 1,2*1,1 para acionamento com motor / turbina.														
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas, o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.														
54															
55															
56															
57															
58															
Rev.	Por														
Data	Aprovado														

Figura 31 - Folha de Especificação das Bombas G-1 (2/2)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº G-2	
UNIDADE : Bomba de Óxido de Propileno		Pág. 1 de 2	
R	BOMBAS		
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
v	CASO DE PROJETO		Bomba de Óxido de Propileno
1	SERVIÇO		Bombeamento até R-1
2	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA		G-2
3	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA		1 1
4	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)		Centrífuga
5	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontinuo ; série / paralelo)		Contínuo, Paralelo
6	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
7	NATUREZA DO FLUIDO		Óxido de Propileno
8	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		Não Não
9	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (Quantidade / Diâmetro Equivalente)		Não Não
10	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	-
11	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	- -
12	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	25
13	DENSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/m ³	821,7
14	VISCOSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	cSt	0,44
15	PRESSÃO DE VAPOR À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/cm ² a	1,15423
16	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA		
17	VAZÃO DE PROJETO - Q (rated) (1)	m ³ /h	1,38
18	VAZÃO MÍNIMA DE PROCESSO (2)	m ³ /h	0,828
19	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	1,38
20	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	4,9348
21	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	0,2466
22	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	4,6882
23	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)	m	57,04
24	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)	m	6,89
25	MÁX. DIFERENÇA DE PRESSÃO A IMPULSÃO FECHADA (Shut-off) (4)	kg/cm ²	5,8724
26	PRESSÃO MÁXIMA DE ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	3,5
27	PRESSÃO MÁXIMA DE IMPULSÃO	kg/cm ² g	8,1882
28	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	1 1
29	IMPULSOR / FECHAMENTO		-
30	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING		-
31	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
32	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	80
33	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	8,1882
34	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
35	TIPO DE OPERAÇÃO / RESERVA		Motor Elétrico Motor Elétrico
36	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	kWh/h	0,485 0,485
37	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	Kg/h	- -
38	NOTAS :		
39	(1) O ponto de operação deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.		
40	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down n", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe/vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção/recirculação em seu caso.		
41	(3) No bocal de aspiração da bomba. Exclui contingências/margem para todo tipo de bombas.		
42	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com densidade e viscosidade normais e velocidade de operação contínua máxima.		
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

Figura 32 - Folha de Especificação das Bombas G-2 (1/2)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-2									
UNIDADE :		Bomba de Óxido de Propileno		Pág.		2 de 2									
R e v	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS														
	1	SERVIÇO / CASO : Bombeamento de óxido de propileno até R-1													
	2	ESQUEMA DE FLUXO :													
	3														
	4														
	5														
	6														
	7														
	8														
	9														
	10														
	11														
	12														
	13														
	14														
15															
16	NATUREZA DO FLUÍDO										P. IMPULSÃO		Q Nor	Q Des.	
17	T de BOMBEO								°C			Circ. 1		Circ. 2	Circ. 3
18	Viscosidade @T	cSt		25	kg/cm ² g / kg/cm ² (ΔP)										
19	Densidade @T	kg/m ³		0,44											
20				821,7											
21	Capacidade														
22	VAZÃO MÁSSICA	kg/h													
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA	m ³ /h													
24															
25	P. ASPIRAÇÃO														
26	P. recipiente	kg/cm ² g													
27	H (carga hidrostática)	kg/cm ²													
28	ΔP linha	kg/cm ²													
29	ΔP filtro	kg/cm ²													
30	ΔP outros	kg/cm ²													
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g													
32															
33	NPSH DISPONÍVEL														
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm ² a													
35	P. VAPOR @T	kg/cm ² a													
36	DIFERENÇA	kg/cm ²													
37	NPSH DISPONÍVEL	m													
38															
39	Consumo estimado ACIONAMENTO														
40	HHP	CV													
41	Eficiência bomba	%													
42	BHP	CV													
43	Motor														
44	Eficiência motor	%													
45	Eletricidade	kWh/h													
46	Turbina														
47	ΔH vapor isoentrópica	kJ/Kg													
48	Eficiência turbina	%													
49	Consumo vapor	kg/h													
50	NOTAS :														
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração														
52	(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 / 1,2*1,1 para acionamento com motor / turbina.														
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas, o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.														
54															
55															
56															
57															
58															
	Rev.	Por													
	Data	Aprovado													

Figura 33 - Folha de Especificação das Bombas G-2 (2/2)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº G-3	
UNIDADE : Bomba de Metanol		Pág. 1	de 2
R	BOMBAS		
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
v	CASO DE PROJETO		Bomba de Metanol
1	SERVIÇO		Bombeamento até R-1
2	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA		G-3
3	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA		1 1
4	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)		Centrífuga
5	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontínuo ; série / paralelo)		Contínuo, Paralelo
6	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
7	NATUREZA DO FLUIDO		Metanol
8	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		Não Não
9	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (Quantidade / Diâmetro Equivalente)		Não Não
10	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	-
11	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	- -
12	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	25
13	DENSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/m ³	786
14	VISCOSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	cSt	0,693
15	PRESSÃO DE VAPOR À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/cm ² a	0,32633
16	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA		
17	VAZÃO DE PROJETO - Q (rated) (1)	m ³ /h	1,329
18	VAZÃO MÍNIMA DE PROCESSO (2)	m ³ /h	0,7974
19	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	1,329
20	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	4,8942
21	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	0,2359
22	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	4,6583
23	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)	m	59,25
24	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)	m	13,81
25	MÁX. DIFERENÇA DE PRESSÃO A IMPULSÃO FECHADA (Shut-off) (4)	kg/cm ²	5,8258
26	PRESSÃO MÁXIMA DE ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	3,5
27	PRESSÃO MÁXIMA DE IMPULSÃO	kg/cm ² g	8,1583
28	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	1 1
29	IMPULSOR / FECHAMENTO		-
30	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING		-
31	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
32	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	80
33	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	8,1583
34	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
35	TIPO DE OPERAÇÃO / RESERVA		Motor Elétrico Motor Elétrico
36	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	kWh/h	0,464 0,464
37	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	Kg/h	- -
38	NOTAS :		
39	(1) O ponto de operação deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.		
40	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe/vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção/recirculação em seu caso.		
41	(3) No bocal de aspiração da bomba. Exclui contingências/margem para todo tipo de bombas.		
42	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com densidade e viscosidade normais e velocidade de operação contínua máxima.		
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

Figura 34 - Folha de Especificação das Bombas G-3 (1/2)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-3								
UNIDADE :		Bomba de Metanol		Pág.		2 de 2								
R	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS							v						
1	SERVIÇO / CASO : Bombeamento de metanol até R-1													
2	ESQUEMA DE FLUXO :													
3														
16								NATUREZA DO FLUÍDO			Q Nor		Q Des.	
17								T de BOMBEO	°C		25			
18								Viscosidade @T	cSt		0,693			
19								Densidade @T	kg/m³		786			
20														
21								Capacidade			Q Nor		Q des	
22								VAZÃO MÁSSICA	kg/h		1045		1149,5	
23								VAZÃO VOLUMÉTRICA	m³/h		1,329		1,4619	
24														
25								P. ASPIRAÇÃO			Q Nor		Q des	
26								P. recipiente	kg/cm² g		0		3,5	
27								H (carga hidrostática)	kg/cm²		0,2359		0,2359	
28								ΔP linha	kg/cm²		0,075		0,075	
29								ΔP filtro	kg/cm²		-		-	
30	ΔP outros	kg/cm²		-		-								
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm² g		0,2359		3,5								
32														
33	NPSH DISPONÍVEL			Q Nor		Q des								
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm² a		1,26913										
35	P. VAPOR @T	kg/cm² a		0,18										
36	DIFERENÇA	kg/cm²		1,08913										
37	NPSH DISPONÍVEL	m		13,81										
38														
39	Consumo estimado ACIONAMENTO			Q Nor		Q des								
40	HHP	CV		-		-								
41	Eficiência bomba	%		0,4		-								
42	BHP	CV		-		-								
43	Motor													
44	Eficiência motor	%		-		-								
45	Eletricidade	kWh/h		-		-								
46	Turbina													
47	ΔH vapor isoentrópica	kJ/Kg		-		-								
48	Eficiência turbina	%		0,925		-								
49	Consumo vapor	kg/h		-		-								
50	NOTAS :													
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração													
52	(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 / 1,2*1,1 para acionamento com motor / turbina.													
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas, o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.													
54														
55														
56														
57														
58														
	Rev.	Por												
	Data	Aprovado												

Figura 35 - Folha de Especificação das Bombas G-3 (2/2)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº G-4	
UNIDADE : Bomba de Refluxo		Pág. 1 de 2	
R	BOMBAS		
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
v	CASO DE PROJETO		Bomba de Refluxo
1	SERVIÇO		Bombeamento até C-1
2	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA		G-4
3	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA		1 1
4	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)		Centrífuga
5	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontínuo ; série / paralelo)		Contínuo, Paralelo
6	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
7	NATUREZA DO FLUIDO		Água + Metanol
8	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		Não Não
9	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (Quantidade / Diâmetro Equivalente)		Não Não
10	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	-
11	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	- -
12	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	87,57
13	DENSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/m ³	919,6
14	VISCOSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	cSt	0,3517
15	PRESSÃO DE VAPOR À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/cm ² a	0,13273
16	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA		
17	VAZÃO DE PROJETO - Q (rated) (1)	m ³ /h	0,6271
18	VAZÃO MÍNIMA DE PROCESSO (2)	m ³ /h	0,3763
19	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	0,6271
20	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	1,8105
21	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	0,3387
22	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	1,4718
23	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)	m	16
24	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)	m	3,68
25	MÁX. DIFERENÇA DE PRESSÃO A IMPULSÃO FECHADA (Shut-off) (4)	kg/cm ²	2,1049
26	PRESSÃO MÁXIMA DE ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	3,5
27	PRESSÃO MÁXIMA DE IMPULSÃO	kg/cm ² g	4,9718
28	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	2 2
29	IMPULSOR / FECHAMENTO		-
30	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING		-
31	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
32	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	117,57
33	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	4,9718
34	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
35	TIPO DE OPERAÇÃO / RESERVA		Motor Elétrico Motor Elétrico
36	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	kWh/h	0,075 0,075
37	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	Kg/h	- -
38	NOTAS :		
39	(1) O ponto de operação deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.		
40	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe/vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção/recirculação em seu caso.		
41	(3) No bocal de aspiração da bomba. Exclui contingências/margem para todo tipo de bombas.		
42	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com densidade e viscosidade normais e velocidade de operação contínua máxima.		
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

Figura 36 - Folha de Especificação das Bombas G-4 (1/2)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-4									
UNIDADE :		Bomba de Refluxo		Pág.		2 de 2									
R e v	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS														
	1	SERVIÇO / CASO : Bombeamento da corrente de refluxo até C-1													
	2	ESQUEMA DE FLUXO :													
	3														
	4														
	5														
	6														
	7														
	8														
	9														
	10														
	11														
	12														
	13														
	14														
15															
16	NATUREZA DO FLUÍDO														
17	T de BOMBEO								°C						
18	Viscosidade @T	cSt													
19	Densidade @T	kg/m ³													
20															
21	Capacidade		Q Nor	Q des											
22	VAZÃO MÁSSICA	kg/h													
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA	m ³ /h													
24															
25	P. ASPIRAÇÃO		Q Nor	Q des											
26	P. recipiente	kg/cm ² g													
27	H (carga hidrostática)	kg/cm ²													
28	ΔP linha	kg/cm ²													
29	ΔP filtro	kg/cm ²													
30	ΔP outros	kg/cm ²													
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g													
32															
33	NPSH DISPONÍVEL		Q Nor	Q des											
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm ² a													
35	P. VAPOR @T	kg/cm ² a													
36	DIFERENÇA	kg/cm ²													
37	NPSH DISPONÍVEL	m													
38															
39	Consumo estimado ACIONAMENTO		Q Nor	Q des											
40	HHP	CV													
41	Eficiência bomba	%													
42	BHP	CV													
43	Motor														
44	Eficiência motor	%													
45	Eletricidade	kWh/h													
46	Turbina														
47	ΔH vapor isoentrópica	kJ/Kg													
48	Eficiência turbina	%													
49	Consumo vapor	kg/h													
50	NOTAS :														
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração														
52	(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 / 1,2*1,1 para acionamento com motor / turbina.														
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas, o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.														
54															
55															
56															
57															
58															
	Rev.	Por													
	Data	Aprovado													

Figura 37 - Folha de Especificação das Bombas G-4 (2/2)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº G-5	
UNIDADE : Bomba de Reciclo		Pág. 1 de 2	
R	BOMBAS		
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
v	CASO DE PROJETO		Bomba de Reciclo
1	SERVIÇO		Bombeamento até R-1
2	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA		G-5
3	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA		1 1
4	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)		Centrífuga
5	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontínuo ; série / paralelo)		Contínuo, Paralelo
6	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
7	NATUREZA DO FLUIDO		Água + Metanol
8	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		Não Não
9	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (Quantidade / Diâmetro Equivalente)		Não Não
10	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	-
11	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	- -
12	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	87,57
13	DENSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/m ³	919,6
14	VISCOSIDADE À TEMPERATURA DE BOMBEIO	cSt	0,3517
15	PRESSÃO DE VAPOR À TEMPERATURA DE BOMBEIO	kg/cm ² a	0,13273
16	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA		
17	VAZÃO DE PROJETO - Q (rated) (1)	m ³ /h	7,914
18	VAZÃO MÍNIMA DE PROCESSO (2)	m ³ /h	4,7484
19	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	7,914
20	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	4
21	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	0,3387
22	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	3,6613
23	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated (1)	m	39,8
24	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated (3)	m	3,68
25	MÁX. DIFERENÇA DE PRESSÃO A IMPULSÃO FECHADA (Shut-off) (4)	kg/cm ²	4,7323
26	PRESSÃO MÁXIMA DE ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	3,5
27	PRESSÃO MÁXIMA DE IMPULSÃO	kg/cm ² g	7,1613
28	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	4 3
29	IMPULSOR / FECHAMENTO		-
30	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING		-
31	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
32	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	117,57
33	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	7,1613
34	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
35	TIPO DE OPERAÇÃO / RESERVA		Motor Elétrico Motor Elétrico
36	CONSUMO ELÉTRICO ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	kWh/h	1,578 1,578
37	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO À VAZÃO DE PROJETO	Kg/h	- -
38	NOTAS :		
39	(1) O ponto de operação deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.		
40	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down n", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe/vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção/recirculação em seu caso.		
41	(3) No bocal de aspiração da bomba. Exclui contingências/margem para todo tipo de bombas.		
42	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com densidade e viscosidade normais e velocidade de operação contínua máxima.		
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

Figura 38 - Folha de Especificação das Bombas G-5 (1/2)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Equipamento nº		G-5								
UNIDADE :		Bomba de Reciclo		Pág.		2 de 2								
R	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS							v						
1	SERVIÇO / CASO : Bombeamento da corrente de reciclo até R-1													
2	ESQUEMA DE FLUXO :													
3														
16								NATUREZA DO FLUÍDO			Q Nor			Q Des.
17								T de BOMBEO	°C		87,57			
18								Viscosidade @T	cSt		0,3517			
19								Densidade @T	kg/m ³		919,6			
20														
21								Capacidade			Q Nor			Q des
22								VAZÃO MÁSSICA	kg/h		7277,73			8005,503
23								VAZÃO VOLUMÉTRICA	m ³ /h		7,914			8,7054
24														
25								P. ASPIRAÇÃO			Q Nor			Q des
26								P. recipiente	kg/cm ² g		0			3,5
27								H (carga hidrostática)	kg/cm ²		0,3387			0,3387
28								ΔP linha	kg/cm ²		0,075			0,075
29								ΔP filtro	kg/cm ²		-			-
30	ΔP outros	kg/cm ²		-			-							
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g		0,3387			3,5							
32														
33	NPSH DISPONÍVEL			Q Nor			Q des							
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm ² a		1,37193										
35	P. VAPOR @T	kg/cm ² a		1,03323										
36	DIFERENÇA	kg/cm ²		0,3387										
37	NPSH DISPONÍVEL	m		3,68										
38														
39	Consumo estimado ACIONAMENTO			Q Nor			Q des							
40	HHP	CV		-			-							
41	Eficiência bomba	%		0,55			-							
42	BHP	CV		-			-							
43	Motor													
44	Eficiência motor	%		-			-							
45	Eletricidade	kWh/h		-			-							
46	Turbina													
47	ΔH vapor isoentrópica	kJ/Kg		-			-							
48	Eficiência turbina	%		0,925			-							
49	Consumo vapor	kg/h		-			-							
50	NOTAS :													
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração													
52	(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 / 1,2*1,1 para acionamento com motor / turbina.													
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas, o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.													
54														
55														
56														
57														
58														
	Rev.	Por												
	Data	Aprovado												

Figura 39 - Folha de Especificação das Bombas G-5 (2/2)

4.5 Folhas de Especificação de Tubulações

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol														Tubulações de Processo						
UNIDADE :																Pág. 1 de 5						
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																					
	1	TUBULAÇÃO Nº	2" - P - 01 - NA		2" - P - 02 - NA		2" - P - 03 - NA		1" - P - 04 - NA		1" - P - 05 - NA		1" - P - 06 - NA		1" - P - 07 - NA		1" - P - 08 - NA		1" - P - 09 - NA			
	2	P&ID nº	1		1		1		1		1		1		1		1		1			
	3	DE	Entrada Água		G-1		2" - P - 02 - NA		Entrada Óxido de Propileno		G-2		1" - P - 05 - NA		Entrada Metanol		G-3		1" - P - 08 - NA			
	4		G-1		2" - P - 03 - NA		Mixer		G-2		1" - P - 06 - NA		Mixer		G-3		1" - P - 09 - NA		Mixer			
	5	A	G-1		2" - P - 03 - NA		Mixer		G-2		1" - P - 06 - NA		Mixer		G-3		1" - P - 09 - NA		Mixer			
	6		G-1		2" - P - 03 - NA		Mixer		G-2		1" - P - 06 - NA		Mixer		G-3		1" - P - 09 - NA		Mixer			
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO																					
8	NATUREZA DO FLUIDO		Água		Água		Água		Água		Água		Água		MCO		MCO		MCO			
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não			
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)		L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0		
11	VAZÃO VOLUMÉTRICA VAPOR @P, T		m³/h																			
12	VAZÃO VOLUMÉTRICA LÍQUIDO @P, T		m³/h		6,512		6,512		6,511		1,38		1,38		1,38		1,329		1,329			
13	PROPRIEDADES																					
14	PESO MOLECULAR GÁS																					
15	DENSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T		kg/m³		1007		1007		1007		821,7		821,70		821,70		786,04		786,04			
16	VISCOSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T		P (G) / cSt (l		0,0009		0,0009		0,0009		0,0004		0,0004		0,0004		0,0007		0,0007			
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)		°C																			
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																					
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO/PROJETO		°C		25	55	25,04	55,04	25,04	55,04	25	55	25,31	55	25,31	55	25	55	25,18	55,18	25,18	55,18
20	PRESSÃO OPERAÇÃO/PROJETO		kg/cm² g		0	3,5	4,065	5,815	4,065	5,815	0	3,5	4,079	5,829	4,079	5,829	0	3,5	4,075	5,825	4,075	5,825
21	DADOS TUBULAÇÃO																					
22	DIÂMETRO NOMINAL		polegadas		2		2		2		1		1		1		1		1			
23	ΔP CALCULADA /PERMITIDA (2)		kg/cm² / km		0,0639	0,12	0,0638	0,12	0,0638	0,12	0,0777	0,12	0,0776	0,12	0,0776	0,12	0,0737	0,12	0,0736	0,12	0,0736	0,12
24	VELOCIDADE CALCULADA/PERMITIDA (2)		m/s		0,8356		0,8356		0,8355		0,6877		0,6877		0,6877		0,6623		0,6623		0,6623	
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)																					
26	NOTAS:																					
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), ou fase mista (M).																					
28	(2) Indicar Δp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																					
29	(3) Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação de calor, C: conservação frio, ST: tracejado com vapor, ET: tracejado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.																					
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																					
31																						
32																						
33																						
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																					
Rev.		Por																				
Data		Áprovado																				

Figura 40 - Folha de Especificação de Tubulações (1/5)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol																	Tubulações de Processo			
UNIDADE :																	Pág. 2 de 5			
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																			
	1	TUBULAÇÃO Nº	2" - P - 10 - NA	2" - P - 11 - NA	3" - P - 12 - NA	3" - P - 13 - NA	12" - P - 14 - NA	12" - P - 14a - NA	4" - P - 15 - NA	4" - P - 15a - NA	4" - P - 16 - NA									
	2	P&ID nº	1	1	1	1	1	1	1	1	1									
	3	DE	Mixer	2" - P - 10 - NA	R-1	3" - P - 12 - NA	C-1 (Destilado)	C-1	E-2	12" - P - 14a - NA	C-2									
	4			2" - P - 11 - NA	R-1	3" - P - 13 - NA	C-1	E-2	4" - P - 15a - NA	C-2	C-2	G-4								
	5	A																		
6																				
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO																			
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO	MCO									
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm.p)	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não	Não									
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	L	0	L	0	L	0	V	97,56	V	97,56	L		L		L	0	
11	VAZÃO VOLUMÉTRICA VAPOR @P, T	m³/h								17725,87		17725,87								
12	VAZÃO VOLUMÉTRICA LÍQUIDO @P, T	m³/h	9,105	9,105	16,62	16,62	0,3724	0,3724	16,45	16,45										
13	PROPRIEDADES																			
14	PESO MOLECULAR GÁS																			
15	DENSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	kg/m³	959,8	959,8	963,8	963,8	0,8335	936,1	0,8335	936,1	0,8335	936,1	919,6	919,6	919,6	919,6	919,6	919,6	919,6	
16	VISCOSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	0,0008	0,0008	0,0011	0,0011	0,0093	0,0003	0,0093	0,0003	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	0,0004	
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																		
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																			
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO/PROJETO	°C	25,07	55,07	25,07	55,07	25	55	25,06	55,06	106,2	136,2	106,2	136,2	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57
20	PRESSÃO OPERAÇÃO/PROJETO	kg/cm² g	4,115	5,865	4,115	5,865	4	5,75	0,5	3,5	0,3569	3,5	0,3569	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5
21	DADOS TUBULAÇÃO																			
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	2	2	3	3	12	12	4	4	4									
23	ΔP CALCULADA /PERMITIDA (2)	kg/cm² / km	0,1130	0,12	0,1130	0,12	0,0505	0,12	0,0505	0,12	0,0853	0,12	0,0853	0,12	0,0182	0,12	0,0182	0,12	0,0182	0,12
24	VELOCIDADE DE CALCULADA/PERMITIDA (2)	m/s	1,1683		1,1683		0,9680		0,9680		68,1858		68,1858		0,5563		0,5563		0,5563	
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)																			
26	NOTAS:																			
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), ou fase mista (M).																			
28	(2) Indicar Δp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																			
29	(3) Se é requerido especificar, P : proteção pessoal, H : conservação decalor, C : conservação frio, ST : tracejado com vapor, ET : tracejado elétrico, SJ : encamisado com vapor, etc.																			
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																			
31																				
32																				
33																				
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																			
	Rev.																			
	Data																			

Figura 41 - Folha de Especificação de Tubulações (2/5)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol																	Tubulações de Processo									
UNIDADE :																	Pág. 3 de 5									
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																									
	1	TUBULAÇÃO Nº	3" - P - 17 - NA			1" - P - 18 - NA			1" - P - 19 - NA			6" - P - 20 - NA			6" - P - 21 - NA			16" - P - 22 - NA			8" - V - 23 - H		8" - V - 24 - H		8" - V - 25 - H	
	2	P&ID nº	1			1			1			1			1			1			1		1		1	
	3	DE	G-4			3" - P - 17 - NA			1" - P - 18 - NA			C-1 (Fundo)			6" - P - 20 - NA			E-3			Entrada Vapor		8" - V - 23 - H		E-3	
	4		1" - P - 18 - NA/ 4" - P - 28 - NA			1" - P - 19 - NA			C-1			6" - P - 21 - NA/ 1.1/2" - P - 26 - NA			E-3			C-1			8" - V - 24 - H		E-3		Saída Vapor	
	5	A	1" - P - 18 - NA/ 4" - P - 28 - NA			1" - P - 19 - NA			C-1			6" - P - 21 - NA/ 1.1/2" - P - 26 - NA			E-3			C-1			8" - V - 24 - H		E-3		Saída Vapor	
	6		NATUREZA, FASE E VAZÃO																							
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO			MCO			MCO			MCO			MCO			MCO			V		V		V		
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não			Não			Não			Não			Não			Não			Não		Não		Não		
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	V	100	V	100	V	100	L	0	L	0			
11	VAZÃO VOLUMÉTRICA VAPOR @P, T	m³/h													14326,4756			1406		1406						
12	VAZÃO VOLUMÉTRICA LÍQUIDO @P, T	m³/h	16,44			0,6195			0,6195			71,66			69,69							24,62				
13	PROPRIEDADES																									
14	PESO MOLECULAR GÁS																									
15	DENSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	kg/m³	919,6			919,6			919,6			776,2			777,3			3,78		14,14		14,14		807,8		
16	VISCOSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	0,0004			0,0004			0,0004			0,0006			0,0006			0,0093		0,0171		0,0171		0,0001		
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																								
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																									
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO/PROJETO	°C	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57	208,3	238,3	207,6	237,6	210,1	240,1	240	270	240	270	240	270	240	270				
20	PRESSÃO OPERAÇÃO/PROJETO	kg/cm² g	1,1	3,5	0	3,5	0	3,5	0,9009	3,5	0,8644	3,5	1,002	3,5	33,12	36,432	33,12	36,432	33,12	36,432	33,12	36,432				
21	DADOS TUBULAÇÃO																									
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	3			1			1			6			6			16			8		8		8	
23	ΔP CALCULADA / PERMITIDA (2)	kg/cm² / km	0,0417	0,12	0,0190	0,12	0,0190	0,12	0,0358	0,12	0,0290	0,12	0,0690	0,12	0,0299	0,12	0,0299	0,12	0,0299	0,12	0,0785	0,12				
24	VELOCIDADE CALCULADA/PERMITIDA (2)	m/s	0,9575		0,3087		0,3087		1,0680		1,0386		34,9058		12,1007		12,1007		0,2119							
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)														H		H		H							
26	NOTAS:																									
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), ou fase mista (M).																									
28	(2) Indicar Δp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																									
29	(3) Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação decalor, C: conservação frio, ST: tracejado com vapor, ET: tracejado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.																									
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																									
31																										
32																										
33																										
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																									
	Rev.																									
	Data																									

Figura 42 - Folha de Especificação de Tubulações (3/5)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol																Tubulações de Processo		
UNIDADE :																		Pág. 4 de 5		
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																			
	1	TUBULAÇÃO Nº	1.1/2" - P - 26 - NA		1.1/2" - P - 27 - NA		4" - P - 28 - NA		4" - P - 29 - NA		2" - P - 30 - NA		2" - P - 30b - NA		2" - P - 31 - NA		2" - P - 31b - NA		2" - P - 32 - NA	
	2	P&ID nº	1		1		1		1		1		1		1		1		1	
	3	DE	6" - P - 20 - NA/ 6" - P - 21 - NA		1.1/2" - P - 26 - NA		3" - P - 17 - NA/ 1" - P - 18 - NA		4" - P - 28 - NA		Splitter		2" - P - 30 - NA		Splitter		2" - P - 31 - NA		G-5	
	5	A	1.1/2" - P - 27 - NA				4" - P - 29 - NA		Splitter		2" - P - 30b - NA				2" - P - 31b - NA		G-5		R-1	
	6																			
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO																			
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO		MCO		MCO		MCO		MCO		MCO		MCO		MCO		MCO		
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	
11	VAZÃO VOLUMÉTRICA VAPOR @P, T	m³/h																		
12	VAZÃO VOLUMÉTRICA LÍQUIDO @P, T	m³/h		1,88		1,88		15,83		15,83		7,914		7,914		7,914		7,913		
13	PROPRIEDADES																			
14	PESO MOLECULAR GÁS																			
15	DENSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	kg/m³		777,3		777,3		919,6		919,6		919,6		919,6		919,6		919,7		
16	VISCOSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)		0,0006		0,0006		0,0004		0,0004		0,0004		0,0004		0,0004		0,0004		
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																		
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																			
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO/PROJETO	°C		207,6	237,6	207,6	237,6	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57	87,57	117,57	
20	PRESSÃO OPERAÇÃO/PROJETO	kg/cm² g		0,8644	3,5	0,8644	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	
21	DADOS TUBULAÇÃO																			
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas		1.1/2		1.1/2		4		4		2		2		2		2		
23	ΔP CALCULADA / PERMITIDA (2)	kg/cm² / km		0,0233	0,12	0,0233	0,12	0,0163	0,12	0,0163	0,12	0,0762	0,12	0,0762	0,12	0,0762	0,12	0,0762	0,12	
24	VELOCIDADE CALCULADA/PERMITIDA (2)	m/s		0,3976		0,3976		0,5353		0,5353		1,0155		1,0155		1,0155		1,0154		
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)																			
26	NOTAS:																			
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), ou fase mista (M).																			
28	(2) Indicar Δp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																			
29	(3) Se é requerido especificar, P : proteção pessoal, H : conservação decolor, C : conservação frio, ST : tracejado com vapor, ET : tracejado elétrico, SJ : encamisado com vapor, etc.																			
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																			
31																				
32																				
33																				
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																			
	Rev.	Por																		
	Data	Aprovado																		

Figura 43 - Folha de Especificação de Tubulações (4/5)

PROJETO : Planta de Produção de Propilenoglicol																Tubulações de Processo				
UNIDADE :																Pág. 5 de 5				
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																			
	1	TUBULAÇÃO Nº	4" - FR - 33 - NA		4" - FR - 34 - NA		4" - FR - 35 - NA		10" - AR - 36 - NA		10" - AR - 37 - NA		10" - AR - 38 - NA		10" - AR - 39 - NA					
	2	P&ID nº	1		1		1		1		1		1		1					
	3	DE	Entrada Etilenoglicol + Água		4" - FR - 33 - NA		E-1		Entrada Água de Refrigeração		10" - AR - 36 - NA		E-2		10" - AR - 38 - NA					
	4		A		4" - FR - 34 - NA		E-1		10" - AR - 37 - NA		E-2		10" - AR - 39 - NA							
	5	A	4" - FR - 34 - NA		E-1				10" - AR - 37 - NA		E-2		10" - AR - 39 - NA							
6																				
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO																			
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO		MCO		MCO		AR		AR		AR		AR						
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não						
10	FASE (1) / VAPORIZADO (% peso)	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0					
11	VAZÃO VOLUMÉTRICA VAPOR @P, T	m³/h																		
12	VAZÃO VOLUMÉTRICA LÍQUIDO @P, T	m³/h	38,89	38,89	39,58	441,1	441,1	446,9	446,9											
13	PROPRIEDADES																			
14	PESO MOLECULAR GÁS																			
15	DENSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	kg/m³	1115	1115	1096	1005	1005	1005	1005											
16	VISCOSIDADE GÁS/LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	0,0117	0,0117	0,0056	0,0008	0,0008	0,0008	0,0006	0,0006										
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																		
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																			
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO/PROJETO	°C	0	30	0	30	25	55	28	58	28	58	45	75	45	75				
20	PRESSÃO OPERAÇÃO/PROJETO	kg/cm² g	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5	0	3,5				
21	DADOS TUBULAÇÃO																			
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	4		4		4		10		10		10		10					
23	ΔP CALCULADA /PERMITIDA (2)	kg/cm² / km	0,1158	0,12	0,1158	0,12	0,0989	0,12	0,0680	0,12	0,0680	0,12	0,0673	0,12	0,0673	0,12				
24	VELOCIDADE DE CALCULADA/PERMITIDA (2)	m/s	1,3152		1,3152		1,3385		2,4086		2,4086		2,4403		2,4403					
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO (3)																			
26	NOTAS:																			
27	(1)	Especificar se é vapor (V), líquido (L), ou fase mista (M).																		
28	(2)	Indicar Δp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																		
29	(3)	Se é requerido especificar, P: proteção pessoal, H: conservação decolor, C: conservação frio, ST: tracejado com vapor, ET: tracejado elétrico, SJ: encamisado com vapor, etc.																		
30	(4)	MCO - Mistura de compostos oxigenados																		
31																				
32																				
33																				
34		Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																		
	Rev.																			
	Data																			

Figura 44 - Folha de Especificação de Tubulações (5/5)

4.6 Folhas de Especificação de Instrumentação e Controle

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Instrumentos de Vazão						
UNIDADE: Instrumentos de Vazão		Pág. 1 de 2						
R e v	INSTRUMENTOS DE VAZÃO							
	1	INSTRUMENTO Nº	FT-01	FT-02	FT-03	FT-04	FT-05	FT-06
2	SERVIÇO	SAÍDA G-1	SAÍDA G-2	SAÍDA G-3	ENTRADA R-1	ENTRADA E-3	ENTRADA C-1	
3	CASO DE PROJETO							
4	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO							
5	NATUREZA DO FLUIDO	ÁGUA	ÓXIDO DE PROPILENO	METANOL	MCO	ÁGUA	MCO	
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)							
7	FASE (1)	L	L	L	L	L	L	
8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m³/h	6,512	1,38	1,329	9,105	56,9	16,62
9	GÁS @ 0°C y 1 atm.	Nm³/h						
10	VAPOR DE ÁGUA	kg/h						
11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA	%						
12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	25,04	25,31	25,18	25,07	10	25
13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm² g	4	4	4	4	0	4
14	PROPRIEDADES DO FLUIDO							
15	PESO MOLECULAR GÁS							
16	DENSIDADE LÍQUIDO @ 15,4 °C	Sp. Gr.						
17	POUR POINT DO LÍQUIDO	°C						
18	DENSIDADE @ P, T	kg/m³	1007	821,7	786,1	959,8	1019	963,8
19	VISCOSIDADE @ T	cP (G) / cSt (L)	0,884	0,439	0,691	0,835	1,276	1,085
20	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO							
21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO							
22	SITUAÇÃO (2)							
23	PONTOS CONSIGNA (VAZÃO NORMAL : 100%)							
24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%						
25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%						
26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%						
27	TRACEJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING							
28	LOCALIZADO EM TAMANHO/ IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO		2	5	8	10	33	12
29	NOTAS :							
30	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L) ou vapor de água (V).							
31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).							
32	(3) MCO - Mistura de compostos oxigenados							
33								
34								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

Figura 45 - Folha de Especificação de Instrumentos de Vazão (1/2)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Instrumentos de Vazão						
UNIDADE: Instrumentos de Vazão		Pág. 2 de 2						
R e v	INSTRUMENTOS DE VAZÃO							
	1	INSTRUMENTO Nº	FT-11	FT-12	FT-14	FT-16	FT-19	FT-18
	2	SERVIÇO	ENTRADA C-1	SAÍDA C-2	SAÍDA C-1	ENTRADA E-2	SAÍDA C-2	SAÍDA C-2
3	CASO DE PROJETO							
4	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO							
5	NATUREZA DO FLUIDO	MCO	MCO	PROPILENOGLICOL	VAPOR DE ÁGUA	MCO	MCO	
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)							
7	FASE (1)							
8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m³/h	7,913	15,83	1,89		7,935	7,935
9	GÁS @ 0°C y 1 atm.	Nm³/h						
10	VAPOR DE ÁGUA	kg/h				5979		
11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA							
12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	87,64	87,57	210,1	240	87,64	87,64
13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm² g	0,3514	0	1	7	0	0
14	PROPIEDADES DO FLUIDO							
15	PESO MOLECULAR GÁS							
16	DENSIDADE LÍQUIDO @15,4 °C	Sp. Gr.						
17	POUR POINT DO LIQUIDO							
18	DENSIDADE @ P, T	kg/m³	919,6	919,6	773,4	3,33	919,6	919,6
19	VISCOSIDADE @T	cP (G) / cSt (L)	0,3517	0,3517	0,5601	0,0176	0,3517	0,3517
20	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO							
21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO							
22	SITUAÇÃO (2)							
23	PONTOS CONSIGNA (VAZÃO NORMAL : 100%)							
24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%						
25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%	30					
26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%	10					
27	TRACEJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING							
28	LOCALIZADO EM TAMANHO/ IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO		19	28	26	23	30	31
29	NOTAS :							
30	(1) Especificar se é gas (G), líquido (L) ou vapor de água (V).							
31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).							
32	(3) MCO - Mistura de compostos oxigenados							
33								
34								
	Rev.	Por						
	Data	Aprovado						

Figura 46 - Folha de Especificação de Instrumentos de Vazão (2/2)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Instrumentos de Nível				
UNIDADE: Instrumentos de Nível		Pág. 1 de 1				
R e v	INSTRUMENTOS DE NÍVEL					
	1	INSTRUMENTO Nº	LT-04	LT-10	LT-13	
	2	SERVIÇO	R-1	C-1	C-2	
	3	CASO DE PROJETO				
4	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO					
5	NATUREZA DO FLUIDO SUPERIOR / INFERIOR	MCO	MCO	MCO		
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)					
7	TIPO DE INTERFASE (1)	L-L	L-V	L-L		
8	TEMPERATURA	°C	25	208,3	87,57	
9	PRESSÃO	kg/cm ² g	4	0,898	0	
10	PROPRIEDADES DO FLUIDO					
	DENSIDADE FASE SUP. @ P, T	kg/m ³				
	VISCOSIDADE FASE SUP. @ T	cP / cSt				
11	DENSIDADE FASE SUP. @ P, T	kg/m ³				
12	VISCOSIDADE FASE INF. @ T	cP / cSt				
13	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO					
14	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO					
15	SITUAÇÃO (2)					
16	PONTOS CONSIGNA (NÍVEL NORMAL :) (3)					
17	ALARME ALTO / MUITO ALTO	mm	6696	110,96	3000	
18	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	mm	1674	27,74	750	
19	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	mm				
20	TRACEJADO, FLUSHING					
21	LOCALIZADO EM RECIPIENTE		R-1	C-1	C-2	
22	NOTAS :					
23	(1) Especificar se é líquido - líquido (L-L) ou líquido - vapor (L-V)					
24	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL)					
25	(3) Indicar o nível normal em mm sobre LT ou % intervalo medida e os pontos de consigna de alarmes e encravamentos nas mesmas unidades					
28	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados					
29						
30						
31						
32						
33						
34						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

Figura 47 - Folha de Especificação de Instrumentos de Nível (1/1)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol											Instrumentos de Pressão							
UNIDADE: Instrumentos de Pressão											Pág. 1 de 1							
R e v	INSTRUMENTOS DE PRESSÃO																	
	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO (2)											CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO						
1	INSTRUMENTO Nº	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	NATUREZA FLUIDO	COMPOSTOS CORROSIVOS OU TÓXICOS	FASE (1)	TEMP. (°C)	PRES. (kg/cm ² g)			SITUAC (3)	PONTOS CONSIGNA (kg/cm ² g)				TRAC. (sim /não)	LOCALIZADO EM TUBULAÇÃO/RECIPIENTE	
2								3	4	5		6	7	8	9			10
4								MÍN.	NORM.	MÁX.		PAL	PALL	PAH	PAHH	BAIXO	ALTO	
5	PI-01	SAÍDA G-1		ÁGUA		L	25,03		4									3
6	PI-02	SAÍDA G-2		OXID DE PROPILENO		L	25,31		4									6
7	PI-03	SAÍDA G-3		METANOL		L	25,18		4									9
8	PI-04	ENTRADA R-1		MCO		L	25,1		4									11
9	PI-05	ENTRADA E-3		ÁGUA		L	0		0									33
10	PI-06	SAÍDA R-1		MCO		L	25		4									12
11	PT-07	ENTRADA C-1		MCO		L	25		0,5									13
12	PT-08	SAÍDA C-1		MCO		V	106,2		0,357	3,5			2,8	3,15		3,15		14
13	PI-10	SAÍDA C-2		MCO		L	87,57		0									16
14	PI-11	SAÍDA G-4		MCO		L	87,57		0									17
15	PI-13	SAÍDA C-1		MCO		L	208,3		0,898									20
16	PI-16	ENTRADA E-2		VAPOR DE ÁGUA		V	240		7									23
17	PI-17	SAÍDA E-2		VAPOR DE ÁGUA		V	240		7									25
18	PI-19	ENTRADA G-5		MCO		L	87,57		0									31
19	PI-20	SAÍDA G-5		MCO		L	87,57		0									32
20																		
21																		
22																		
23																		
24																		
25																		
26	NOTAS :																	
27	(1) Especificar se é gas (G), líquido (L), vapor de água (V) ou mista (M).																	
28	(2) Especificam-se condições de operação. Para condições de projeto mecânico, referir-se às condições da tubulação ou equipamento associado.																	
29	(3) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).																	
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																	
31																		
32																		
33																		
34																		
	Rev.	Por																
	Data	Aprovado																

Figura 48 - Folha de Especificação de Instrumentos de Pressão (1/1)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol											Instrumentos de Temperatura						
UNIDADE: Instrumentos de Temperatura											Pág. 1 de 1						
R e v	INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA																
	1	INSTRUMENTO Nº	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO (2)						SITUAÇÃO (3)	CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO					
					NATUREZA FLUIDO	COMPOSTOS CORROSIVOS OU TÓXICOS	FASE (1)	TEMP. (°C)	TEMPERATURA (°C)			PONTOS CONSIGNA (°C)				LOCALIZADO EM TUBULAÇÃO / RECIPIENTE	
									MÍN.	NORM.		MÁX.	ALARMES		ENCRAV.		
2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17		
5	TI-01	SAÍDA G-1		ÁGUA		L	25,03		25,03							3	
6	TI-02	SAÍDA G-2		ÓX. DE PROP		L	25,31		25,31							6	
7	TI-03	SAÍDA G-3		METANOL		L	25,18		25,18							9	
8	TI-04	ENTRADA R-1		MCO		L	25,1		25,1							11	
9	TT-05	R-1		MCO		L	25		25	80		60	70		70	R-1	
10	TI-06	SAÍDA R-1		MCO		L	25		25							12	
11	TI-08	ENTRADA E-1		MCO		V	106,2		106,2							14	
12	TI-09	SAÍDA E-1		MCO		L	87,57		87,57							15	
13	TT-15	SAÍDA E-2		MCO		V	210,1		210,1							22	
14	TI-16	ENTRADA E-2		VAP. DE ÁGUA		V	240		240							23	
15	TI-17	SAÍDA E-2		VAP. DE ÁGUA		V	240		240							25	
16	TI-19	ENTRADA G-5		MCO		L	87,57		87,57							31	
17	TI-20	SAÍDA G-5		MCO		L	87,57		87,57							32	
18																	
19																	
20																	
21																	
22																	
23																	
24																	
25																	
26	NOTAS:																
27	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L), vapor de água (V) ou mista (M).																
28	(2) Especificam-se condições de operação. Para condições de projeto mecânico, referir-se às condições da tubulação ou equipamento associado.																
29	(3) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).																
30	(4) MCO - Mistura de compostos oxigenados																
31																	
32																	
33																	
34																	
	Rev.	Por															
	Data	Aprovado															

Figura 49 - Folha de Especificação de Instrumentos de Temperatura (1/1)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 1 de 7			
R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-01		FCV-02	
3	SERVIÇO	SAÍDA G-1		SAÍDA G-2	
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	ÁGUA		ÓXIDO DE PROPILENO	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	6560	6560	1134
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	25,03	25,03	25,31
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	1007	1007	821,7
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,8831	0,8831	0,439
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,0436	0,0436	1,134
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-
20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,0036	0,0036	0,0141
22	Cp / Cv	-	1,152	1,152	1,545
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	3	6	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE				
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 50 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (1/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 2 de 7			
R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-03		FCV-04	
3	SERVIÇO	SAÍDA G-3		ENTRADA R-1	
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	METANOL		MCO	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	1045	1045	8739
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	25,18	25,18	25,07
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	186,1	186,1	959,8
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,6913	0,6913	0,8345
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,326	0,326	0,605
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-
20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,00811	0,00811	0,00435
22	Cp / Cv	-	1,373	1,373	1,167
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	9	10	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-			
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45	(6) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 51 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (2/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle					
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 3 de 7					
R	VÁLVULAS DE CONTROLE						
e	1 CARACTERÍSTICAS GERAIS						
v	2	Nº DE VÁLVULA	FVC-05		FCV-6		
	3	SERVIÇO	ENTRADA E-3		SAÍDA R-1		
	4	CASO					
	5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1		
	6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
	7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA	
	8	NATUREZA DO FLUIDO	ÁGUA		MCO		
	9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p				
	10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	56900	56900	16020	16020
	11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-	-
	12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-	-
	13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%				
	14	TEMPERATURA	°C	10	10	25	25
	15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	1019	1019	963,8	963,8
	16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	1,276	1,276	1,085	1,085
	17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,0436	0,0436	0,1266	0,1266
	18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
	19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-	-
	20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-	-
	21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,0036	0,0036	0,00427	0,00427
	22	Cp / Cv	-	1,152	1,152	1,161	1,161
	23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
	24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			4	0,5
	25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
	26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
	27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO				
	28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%				
	29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-				
	30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO				
	31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -				
	32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
	33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	33		12	
	34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
	35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-				
	36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-				
	37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
	38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-				
	39	NOTAS :					
	40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.					
	41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula					
	42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)					
	43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
	44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
	45	(6) MCO - Mistura de compostos oxigenados					
	46						
	47						
	48						
	49						
	50						
	51						
	52						
	53						
	54						
	55						
	56						
	57						
	58						
		Rev.	Por				
		Data	Aprovado				

Figura 52 - - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (3/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 4 de 7			
R	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-11		FCV-12	
3	SERVIÇO	SAÍDA G-4		SAÍDA C-2	
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO		MCO	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	569,7	569,7	14560
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	87,57	87,57	87,57
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	919,6	919,6	919,6
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,3517	0,3517	0,3517
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,1327	0,1327	0,1327
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-
20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,00071	0,00071	0,00071
22	Cp / Cv	-	1,186	1,186	1,186
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	18	28	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-			
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45	(6) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
Rev.	Por				
Data	Aprovado				

Figura 53 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (4/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 5 de 7			
R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-14		FCV-16	
3	SERVIÇO	SAÍDA C-1		ENTRADA E-2	
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	PROPILENOGLICOL		VAPOR DE ÁGUA	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	1461	1461	-
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	19888,51
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	210,1	210,1	240
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	773,4	773,4	-
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,5601	0,5601	-
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,00123	0,00123	-
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-
20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,00488	0,00488	1
22	Cp / Cv	-	1,031	1,031	1,271
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	26	23	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE				
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45	(6) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 54 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (5/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 6 de 7			
R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FCV-18		FCV-19	
3	SERVIÇO	SAÍDA C-2		ENTRADA G-5	
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO		MCO	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	7280	7280	7280
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	87,57	87,57	87,57
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	919,6	919,6	919,6
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0,3517	0,3517	0,3517
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0,1327	0,1327	0,1327
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	-	-	-
20	DENSIDADE GÁS @P, T	kg/m ³	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0,00071	0,00071	0,00071
22	Cp / Cv	-	1,186	1,186	1,186
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	30	31	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE				
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45	(6) Válvula normalmente fechada, só aberta em caso de altas pressões				
46	(7) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 55 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (6/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Controle			
UNIDADE: Válvulas de Controle		Pág. 7 de 7			
R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	PCV-8			
3	SERVIÇO	SAÍDA DE C-1			
4	CASO				
5	LOCALIZADA EM P&ID	1		1	
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO	MCO			
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	
11	VAZÃO NORMAL DE GÁS	kg/h	0	0	
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-	
13	VAZÃO MÁXIMA / MÍNIMA	%			
14	TEMPERATURA	°C	106,2	106,2	
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	-	-	
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	-	-	
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	-	-	
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
19	PESO MOLECULAR DO GÁS	-	19,26	19,26	
20	DENSIDADE DE GÁS @P, T	kg/m ³	0,8324	0,8324	
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	1	1	
22	Cp / Cv	-	1,262	1,262	
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
26	PRESSÃO PARA VÁLVULA FECHADA	kg/cm ² g			
27	VÁLVULA ESTAGNADA (1)	SI / NO			
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA (2)	%			
29	AÇÃO A FALHA DE AR (3)	-			
30	AÇÃO TUDO / NADA	SI / NO			
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SI / -			
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	14		
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
35	CURVA DA VÁLVULA (4)	-			
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-			
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
38	VALIDEZ DA VÁLVULA (5)	-			
39	NOTAS :				
40	(1) Válvula estagnada significa classe V ou VI.				
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve-se limitar a abertura da válvula				
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) ou FP (falha mantém a posição)				
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
45	(6) Válvula normalmente fechada, só aberta em caso de altas pressões				
46	(7) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
Rev.	Por				
Data	Aprovado				

Figura 56 - Folha de Especificação de Válvulas de Controle (7/7)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Segurança			
UNIDADE: Válvulas de Segurança		Pág. 1 de 3			
R	VÁLVULAS DE SEGURANÇA				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	VÁLVULA Nº	PSV-1			
3	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)	1			
4	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)	Reator			
5	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm ² g	4		
6	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C	25		
7	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	5,75		
8	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	55		
9	NATUREZA DO FLUIDO	MCO			
10	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS (% peso / ppm p)				
11	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA (1)	Fogo	Falha de serviço	Bloqueio	
12	CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA				
13	PRESSÃO DE ACIONAMENTO	kg/cm ² g	5,75	5,75	5,75
14	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0	0	0
15	PRES. DE DESCARGA (Pd _{isp} +SOBREPRESSÃO)	kg/cm ² g	5,75	5,75	5,75
16	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	55	55	55
17	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	833,620	1917,62	16016,73
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	20,67	20,67	963,8
19	C _p /C _v	-	1,161	1,161	0,0011
20	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	1	1	1
21	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T (2)	m ³ /h			
22	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
23	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt			
24	CONDIÇÕES DE DESCARGA À SALIDA DA VÁLVULA				
25	TEMPERATURA	°C	55	55	55
26	VAZÃO DE GAS O VAPOR	kg/h	0,060	55679,01	16,62
27	PESO MOLECULAR	kg/kmol	19,26	19,26	963,8
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	1	1	1
29	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m ³ /h			
30	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
31	VÁLVULA DESCARGA A... (Atm/ tocha,...) (3)	-	Tocha	Tocha	Tocha
32	CONTRA PRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm ² g			
33	CONTRA PRESSÃO BUILT-UP	kg/cm ² g			
34	CONTRA PRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm ² g			
35	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
36	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA)	kg/cm ² g			
37	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm ² g			
38	BALANCEADA (sim/não)	~			
39	PILOTADA (sim/não)	~			
40	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA	polegadas 2			
41	ORIFÍCIO API ESTIMADO	~			
42	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
43	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm ² g			
44	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm ² g			
45	BALANCEADA (sim/não)	~			
46	PILOTADA (sim/não)	~			
47	ORIFÍCIO API INSTALADO	~			
48	VALIDEZ DA VÁLVULA (4)	~			
49	NOTAS :				
50	(1) Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.				
51	(2) No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.				
52	(3) Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.				
53	(4) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
54	(5) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 57 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (1/3)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Segurança			
UNIDADE: Válvulas de Segurança		Pág. 2 de 3			
R e v	VÁLVULAS DE SEGURANÇA				
	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
1	VÁLVULA Nº		PSV-2		
2	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)		1		
3	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)		Coluna de destilação		
4	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm ² g	0,3569		
5	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C	210,1		
6	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	3,5		
7	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	240,1		
8	NATUREZA DO FLUIDO		MCO		
9	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS (% peso / ppm p)				
10	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA (1)		Fogo	Falha de serviço	Bloqueio
11	CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA				
12	PRESSÃO DE ACIONAMENTO	kg/cm ² g	3,5	3,5	3,5
13	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0	0	0
14	PRES. DE DESCARGA (Pdisp+SOBREPRESSÃO)	kg/cm ² g	3,5	3,5	3,5
15	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	240,1	240,1	240,1
16	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	0,060	55679,01	14560
17	PESO MOLECULAR	kg/kmol	19,26	19,26	19,26
18	Cp/Cv	-	1,262	1,262	1,262
19	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	1	1	1
20	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T (2)	m ³ /h			
21	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
22	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt			
23	CONDIÇÕES DE DESCARGA À SALIDA DA VÁLVULA				
24	TEMPERATURA	°C	240,1	240,1	240,1
25	VAZÃO DE GAS O VAPOR	kg/h	0,060	55679,01	14560
26	PESO MOLECULAR	kg/kmol	19,26	19,26	19,26
27	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	1	1	1
28	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m ³ /h			
29	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
30	VÁLVULA DESCARGA A... (Atm/ tocha,...) (3)	-	Tocha	Tocha	Tocha
31	CONTRA PRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm ² g			
32	CONTRA PRESSÃO BUILT-UP	kg/cm ² g			
33	CONTRA PRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm ² g			
34	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
35	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA)	kg/cm ² g			
36	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm ² g			
37	BALANCEADA (sim/não)	~			
38	PILOTADA (sim/não)	~			
39	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA	polegadas 2			
40	ORIFÍCIO API ESTIMADO	~			
41	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
42	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm ² g			
43	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm ² g			
44	BALANCEADA (sim/não)	~			
45	PILOTADA (sim/não)	~			
46	ORIFÍCIO API INSTALADO	~			
47	VALIDEZ DA VÁLVULA (4)	~			
48	NOTAS :				
49	(1) Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.				
50	(2) No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.				
51	(3) Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.				
52	(4) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
53	(5) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 58 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (2/3)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol		Válvulas de Segurança			
UNIDADE: Válvulas de Segurança		Pág. 3 de 3			
R e v	VÁLVULAS DE SEGURANÇA				
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	VÁLVULA Nº	PSV-3			
3	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)	1			
4	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)	Pulmão			
5	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm ² g	0		
6	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C	87,57		
7	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	3,5		
8	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C	117,57		
9	NATUREZA DO FLUIDO	MCO			
10	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS (% peso / ppm p)				
11	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA (1)	Fogo	Falha de serviço	Bloqueio	
12	CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA				
13	PRESSÃO DE AClONAMENTO	kg/cm ² g	3,5	3,5	3,5
14	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0	0	0
15	PRES. DE DESCARGA (Pdisp+SOBREPRESSÃO)	kg/cm ² g	3,5	3,5	3,5
16	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	117,57	117,57	117,57
17	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	0,009	55679,01	14560
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	19,26	19,26	19,26
19	Cp/Cv	-	1,262	1,262	1,262
20	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0,00071	0,00071	0,00071
21	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T (2)	m ³ /h			
22	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
23	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt			
24	CONDIÇÕES DE DESCARGA À SALIDA DA VÁLVULA				
25	TEMPERATURA	°C	117,57	117,57	117,57
26	VAZÃO DE GAS O VAPOR	kg/h	0,009	55679,01	14560
27	PESO MOLECULAR	kg/kmol	19,26	19,26	19,26
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0,00071	0,00071	0,00071
29	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m ³ /h			
30	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³			
31	VÁLVULA DESCARGA A... (Atm / tocha,...) (3)	-	Tocha	Tocha	Tocha
32	CONTRAPRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm ² g			
33	CONTRAPRESSÃO BUILT-UP	kg/cm ² g			
34	CONTRAPRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm ² g			
35	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
36	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA)	kg/cm ² g			
37	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm ² g			
38	BALANCEADA (sim/não)	~			
39	PILOTADA (sim/não)	~			
40	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA	polegadas 2			
41	ORIFÍCIO API ESTIMADO	~			
42	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
43	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm ² g			
44	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm ² g			
45	BALANCEADA (sim/não)	~			
46	PILOTADA (sim/não)	~			
47	ORIFÍCIO API INSTALADO	~			
48	VALIDEZ DA VÁLVULA (4)	~			
49	NOTAS :				
50	(1) Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.				
51	(2) No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.				
52	(3) Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.				
53	(4) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
54	(5) MCO - Mistura de compostos oxigenados				
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 59 - Folha de Especificação de Válvulas de Segurança (3/3)

PROJETO: Planta de Produção de Propilenoglicol													Resumo V. de Segurança						
UNIDADE: Válvulas de Segurança													Pág. 1 de 1						
R e v	RESUMO DE VÁLVULAS DE SEGURANÇA																		
	VÁLVULA	SERVIÇO (1)	TAMANHO (2) E TIPO (3)	SET Pres. kg/cm ² g	CASOS DE DESCARGA														
					FOGO			FALHA CW			FALHA ELÉTRICA			OUTRAS					
					kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	VAPOR		LÍQUIDO		°C	CASO (4)
									kg/h	PM	m ³ /h	Dens.							
1																			
2																			
3																			
4																			
5																			
6	PSV-1	REATOR R-1		4	833,62	20,67	55	1917,6	20,67	55				16017	21				BLOQUEIO
7	PSV-2	COLUNA C-1		3,5	0,06	19,26	240,1	55679	19,26	240,1				14560	19,26				BLOQUEIO
8	PSV-3	PULMÃO C-2		3,5	0,009	19,26	117,57	55679	19,26	240,1				55679	19,26				BLOQUEIO
9																			
10																			
11																			
12																			
13																			
14																			
15																			
16																			
17																			
18																			
19																			
20																			
21																			
22																			
23																			
24																			
25																			
26																			
27																			
28	TOTAL																		
29	NOTAS :																		
30	(1) Equipamento protegido e descrição																		
31	(2) Indicar tamanho do orifício																		
32	(3) Balanceada (B) ou não (NB)																		
33	(4) Bloqueio, falha válvula controle, falha refluxo, etc.																		
34																			
	Rev.	Por																	
	Data	Aprovado																	

Figura 60 - Folha de Especificação do Resumo das Válvulas de Segurança (1/1)

4.7 Folhas de Especificação de Serviços Auxiliares

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol			Serviços Auxiliares		
UNIDADE :					Pág. 1 de 4		
R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO)						
	1	CASO DE PROJETO :					
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (m³/h) (1,2)	NOTAS			
3							
4	E-1	Condensador	446,9				
5	E-3	Camisa do Reator	57,53				
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40	TOTAL		504,43				
41	NOTAS :						
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

Figura 61 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (1/4)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol		Serviços Auxiliares	
UNIDADE :				Pág. 2 de 4	
R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (VAPOR DE BAIXA PRESSÃO)				
	CASO DE PROJETO :				
1	EQUIPAMENTO		DESCRIÇÃO	CONSUMO (m³/h) (1,2)	NOTAS
2	E-2		Reboiler	24,62	
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41	TOTAL			24,62	
42	NOTAS :				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

Figura 62 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (2/4)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol			Serviços Auxiliares		
UNIDADE :					Pág. 3 de 4		
R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (ELETRICIDADE)						
	1	CASO DE PROJETO :	Bombas e agitador				
2	3	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (kw h/h)	NOTAS		
4						G-1	Bomba de Água
5		G-2	Bomba de Óxido de Propileno	0,485			
6		G-3	Bomba de Metanol	0,464			
7		G-4	Bomba de Refluxo	0,075			
8		G-5	Bomba de Reciclo	1,579			
9		R-1	Agitador do Reator CSTR	0,4548			
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41	TOTAL			4,9488			
42	NOTAS :						
43	(1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções						
44							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

Figura 63 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (3/4)

PROJETO :		Planta de Produção de Propilenoglicol			Serviços Auxiliares		
UNIDADE :					Pág. 4 de 4		
R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (AR, NITROGÊNIO)						
	1	CASO DE PROJETO :					
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMOS (kg/h)			NOTAS	
3			A. PLANTA	A. INSTRUM.	NITROGÊNIO		
4	FVC-01	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
5	FVC-02	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
6	FVC-03	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
7	FVC-04	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
8	FVC-05	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
9	FVC-06	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
10	FVC-11	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
11	FVC-12	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
12	FVC-14	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
13	FVC-16	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
14	FVC-18	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
15	FVC-19	DESLOCAMENTO DA POSIÇÃO DA VÁLVULA					
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
41	TOTAL						
42	NOTAS:						
43	(1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções						
44	(2) Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade						
45	(3) Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.						
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

Figura 64 - Folha de Especificação dos Serviços Auxiliares (4/4)

5. ANÁLISE DE SEGURANÇA

5.1 Tubulações

As tubulações da planta foram projetadas em aço carbono, não havendo necessidade de projeto utilizando materiais especiais. Os valores de diâmetro das tubulações foram estimados usando a simulação admitindo uma perda de pressão máxima de 0,12 kg/cm²g. A tubulação do serviço auxiliar vapor do trocador E-2 foi isolada contra perda de calor.

5.2 Elementos de Segurança

5.2.1 Alarmes

Alarmes são elementos de segurança que emitem um sinal luminoso e/ou sonoro caso algum elemento de controle da planta apresente valores potencialmente perigosos ou que possam causar danos aos equipamentos. Os alarmes são o primeiro nível de segurança na planta e existem para que, quando acionados, haja tempo para realizar alguma ação corretiva a fim de normalizar as condições de operação sem interromper o processo. A tabela 7 abaixo dispõe de todos os alarmes com as descrições e os respectivos instrumentos associados:

Tabela 7 - Lista de alarmes utilizados na planta.

Instrumento associado	Tipo de alarme	Descrição
LIC-04	LAL	Baixo nível no reator R-1
LIC-04	LAH	Alto nível no reator R-1
TIC-05	TAH	Alta temperatura no reator R-1
PIC-08	PAH	Alta pressão na coluna C-1
LIC-10	LAL	Baixo nível no pulmão C-2
LIC-10	LAH	Alto nível no pulmão C-2
FIC-11	FAL	Baixa vazão de refluxo na coluna C-1
LIC-13	LAL	Baixo nível na coluna C-1
LIC-13	LAH	Alto nível na coluna C-1

Os alarmes de nível foram colocados em todos os recipientes da planta. Foram determinados valores de 80% e 20% da capacidade do recipiente para o acionamento dos alarmes de alta (LAH) e de baixa (LAL), respectivamente.

Já para o alarme de alta temperatura acoplado ao reator, foi determinada uma temperatura de ativação de 60 °C, uma vez que a temperatura de desenho do reator foi de 80°C.

O alarme de alta pressão (PAH) foi colocado no topo da coluna de destilação a fim de identificar problemas possivelmente causados pela falha da operação do refluxo. A ativação do alarme ocorre quando a pressão atinge 80% do valor da pressão de desenho, que é 3,5 kg/cm²g, ou seja, 2,8 kg/cm²g.

O alarme de baixa vazão (FAL) foi colocado na corrente de refluxo de topo também para proteger a coluna de destilação, uma vez que a diminuição dessa vazão pode causar danos no equipamento. O alarme foi configurado para ser ativado quando a vazão atinge 30% da vazão normal de operação.

5.2.2 Encravamentos

O sistema de encravamento é o segundo nível de proteção numa planta, utilizado quando a proteção por alarmes não é suficiente para garantir a segurança das operações. Quando as condições de processo atingem valores em que não é mais possível realizar alguma ação corretiva para normalizá-lo, há a parada da operação do equipamento que apresenta risco por meio do bloqueio de fluxo por uma ou mais válvulas de controle. Os sistemas de encravamento, os instrumentos associados a cada um deles, bem como o equipamento de proteção e a ação corretiva respectivos são exibidos na tabela a seguir:

Tabela 8 - Sistemas de encravamento na planta.

Instrumento Associado	Encravamento	Sinal	Ação Corretiva
TIC-05	SE-1 e SE-3	Temperatura muito alta (TAHH) em R-1	Fechar a válvula de entrada de reagentes e desligar a bomba de recuperação dos reagentes em C-1
PIC-08	SE-2	Pressão muito alta (PAHH) em C-1	Fechar a válvula de entrada de vapor em E-2
FIC-11	SE-2	Vazão de refluxo muito baixa (FALL) em C-1	Fechar a válvula de entrada de vapor em E-2

A ativação do alarme de temperatura muito alta acontece quando a temperatura do reator atinge 70 °C, que é muito próxima da temperatura de desenho (80 °C). O alarme de pressão muito alta e o encravamento são acionados quando a pressão atinge 3,15 kg/cm²g, que corresponde a 90% da pressão de desenho da coluna. Quando o refluxo atinge 10% do valor de refluxo normal, ocorre a ativação do alarme de vazão muito baixa e do sistema de encravamento.

5.2.3 Válvulas de Segurança

Última medida de proteção numa planta, as válvulas de segurança são utilizadas para proteger algum recipiente quando alguma variável da planta (especialmente a pressão) atinge valores maiores que as condições de desenho. O dimensionamento das válvulas de segurança é feito para três casos principais: fogo externo, falha de serviço e bloqueio da válvula.

Para o caso de fogo externo, considera-se que o fluxo de calor (Q) é dado pela equação abaixo:

$$Q = 37139 \cdot A^{0,82}$$

Em que A é a área da região molhada do recipiente.

Tendo o fluxo de calor e o calor latente de vaporização (λ), obtido na simulação, é possível calcular a vazão de descarga da válvula (m) da seguinte forma:

$$m = Q/\lambda$$

Para exemplificar, são explicitados os cálculos utilizados para determinar a vazão de descarga da válvula de segurança do reator (R-1). A área do reator é calculada usando a seguinte equação, onde r é o raio do equipamento e vale 1,3415 m e H é a altura e vale 4,025 m:

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H$$

$$A = 2 \cdot \pi \cdot 1,3415 \cdot 4,025$$

$$A = 33,926 \text{ m}^2$$

No entanto, por critérios de segurança do projeto, apenas 50% do volume do reator é ocupado por líquido. A área usada para o cálculo da válvula é, portanto, 16,963 m². O cálculo do fluxo de calor é exibido a seguir:

$$Q = 37139 \cdot 16,963^{0,82}$$

$$Q = 378464,790 \text{ kcal/h}$$

Por fim, a vazão de descarga da válvula é calculada utilizando o calor latente de vaporização do líquido do reator, que vale 454 kcal/kg.

$$m = \frac{378464,790}{454}$$
$$m = 833,623 \text{ kg/h}$$

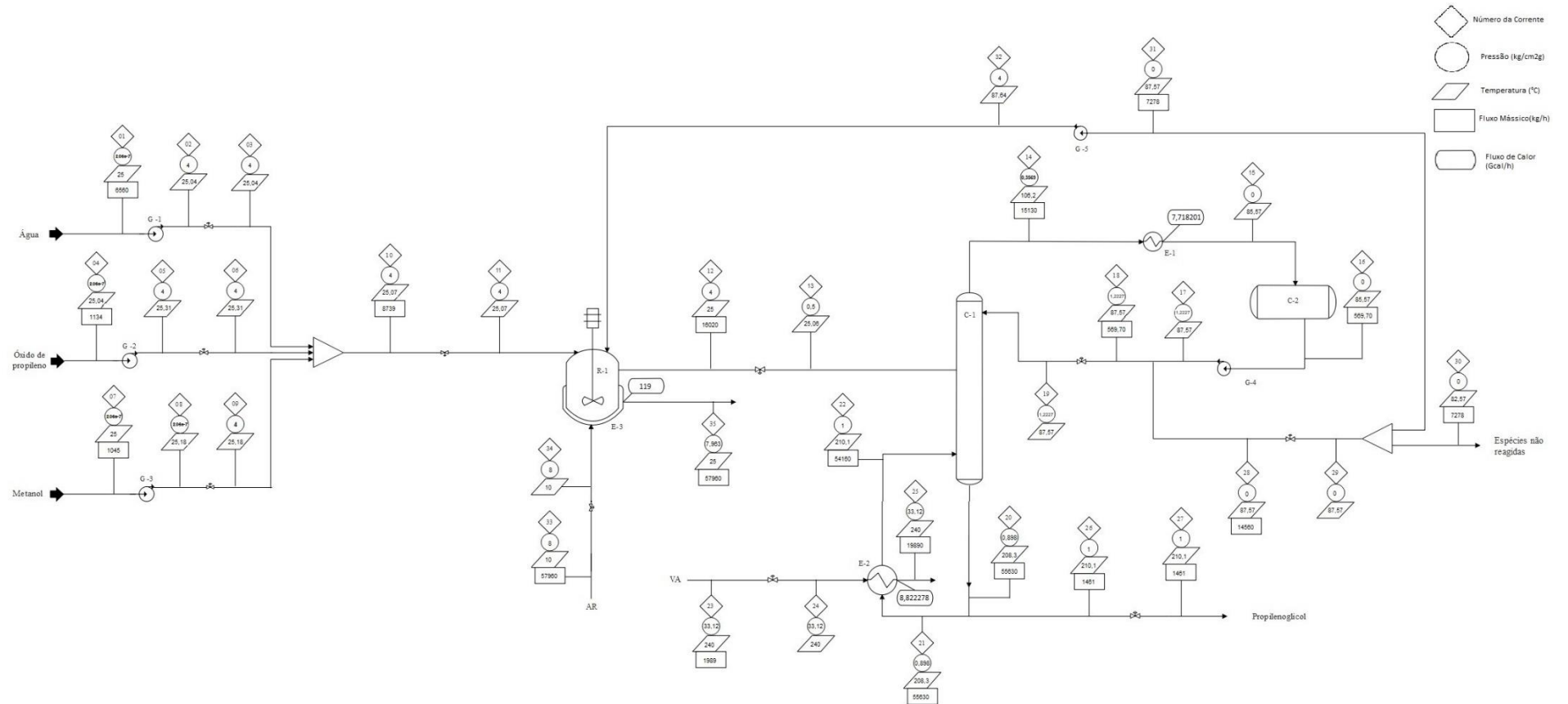
As válvulas de segurança da coluna (C-1) e do recipiente pulmão (C-2) foram calculadas seguindo o mesmo procedimento.

A falha de serviço se caracteriza pela falha de algum equipamento que pode desencadear uma perda de controle do processo com risco de explosão. No caso do projeto, as falhas de serviço possíveis seriam a perda de água de refrigeração da camisa do reator e do condensador da saída da coluna, falha no sistema de refrigeração e recirculação da água da camisa e falha elétrica ou mecânica na bomba de refluxo da coluna. Calcula-se, então, a vazão de descarga da válvula de segurança usando a mesma equação de fluxo mássico citada anteriormente, sendo Q o fluxo de calor trocado na camisa e no reator, dado fornecido na simulação.

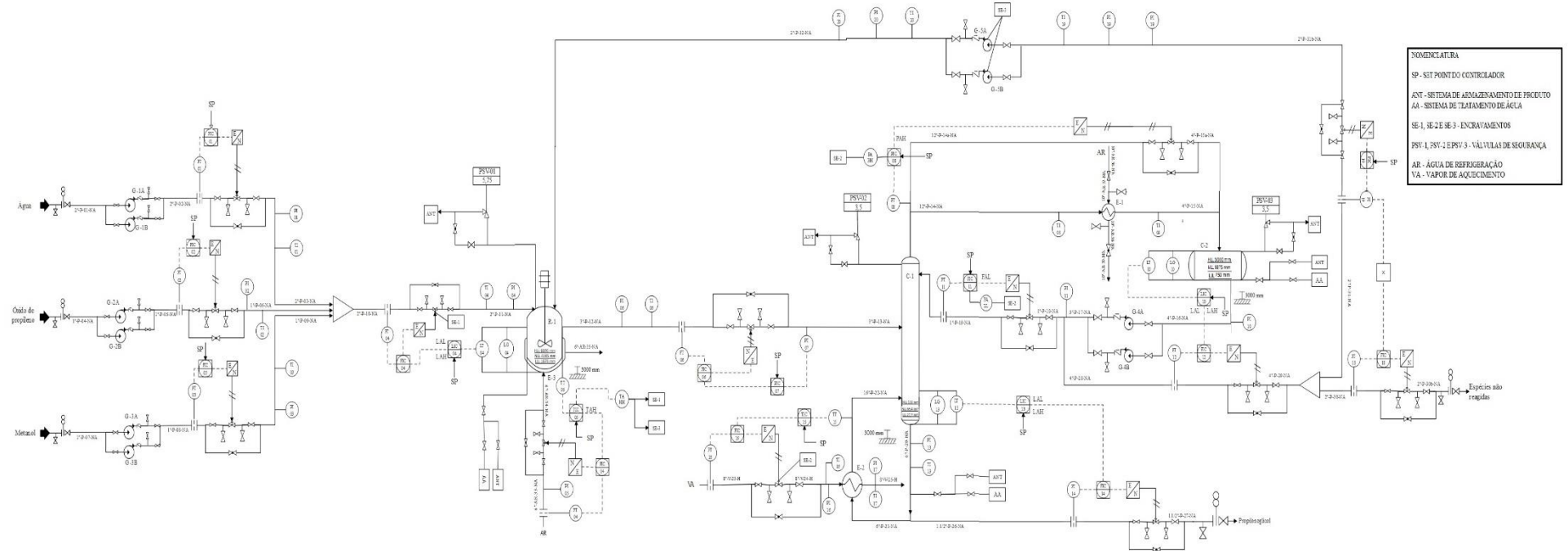
Por fim o fluxo mássico do bloqueio é dado pela maior vazão entre as correntes de saída de um equipamento. No bloqueio, a vazão está associada a uma válvula de controle.

6. DIAGRAMA DE INTERCONEXÕES E P&ID

6.1 Diagrama de interconexões



6.2. P&ID



Coluna	C-1	Pulmão	C-2	Reator	R-1	Bomba	G-1	G-2	G-3	G-4	G-5	Trocadores	E-1	E-2	E-3
Nº Pratos	21	P _{OP} (kg/cm ² g)	0	P _{OP} (kg/cm ² g)	4	Q _D (m ³ /h)	6,512	1,38	1,329	0,627	7,914	Nº carcaças	1	1	-
P _{OP} (kg/cm ² g)	0,357	P _D (kg/cm ² g)	3,5	P _D (kg/cm ² g)	5,75	Q _N (m ³ /h)	6,512	1,38	1,329	0,627	7,914	Área de troca	171,62	472,16	48,92
P _D (kg/cm ² g)	3,5	T _{OP} (°C)	87,57	T _{OP} (°C)	25	Q _{MIN} (m ³ /h)	3,90	0,828	0,797	0,376	4,748	Calor trocado (Gcal/h)	7,72	8,82	119
T _{OP} (°C)	210,1	T _D (°C)	117,57	T _D (°C)	80	P _{ASP} (kg/cm ² g)	0,302	0,247	0,236	0,339	0,3387				
T _D (°C)	240,1					P _{IMP} (kg/cm ² g)	5,14	4,934	4,894	1,81	4				

7. IMPACTO AMBIENTAL

Com o intenso crescimento econômico e industrial das últimas décadas, houve um agravamento dos problemas ambientais. Por essa razão, foram criadas as normas ISO 14000, em setembro de 1996, através da liderança da *International Standardization Organization* (ISO), a fim de prevenir processos que conduzam a contaminações ambientais, por meio de regulamentações e padronizações.

A ISO 14001 estabelece as especificações e os elementos de como se deve implementar um Sistema de Gestão Ambiental-SGA, isto é, determina os requisitos de um SGA que podem ser objetivamente auditados, para certificação, registro e/ou com o propósito de uma autodeclaração de conformidade. Para atender aos requisitos previstos na ISO 14001, a empresa deve:

a) Desenvolver uma política ambiental com um compromisso com as necessidades de prevenção da poluição, e melhoria contínua;

b) Conduzir um plano que identifique os aspectos ambientais de uma operação e as exigências legais, além de estabelecer um programa de gerenciamento ambiental;

c) Implementar e operacionalizar um programa que inclua estrutura e responsabilidades definidas, treinamento, comunicação, documentação, controle operacional e preparação para atendimento a emergências;

d) Desenvolver ações corretivas incluindo monitoramento, correção e auditoria.
(SILVA, 2011)

O processo de produção de propilenoglicol segue o diagrama de processo apresentado na Figura 65. Os resíduos do processo são correntes de água, metanol e óxido de propileno.

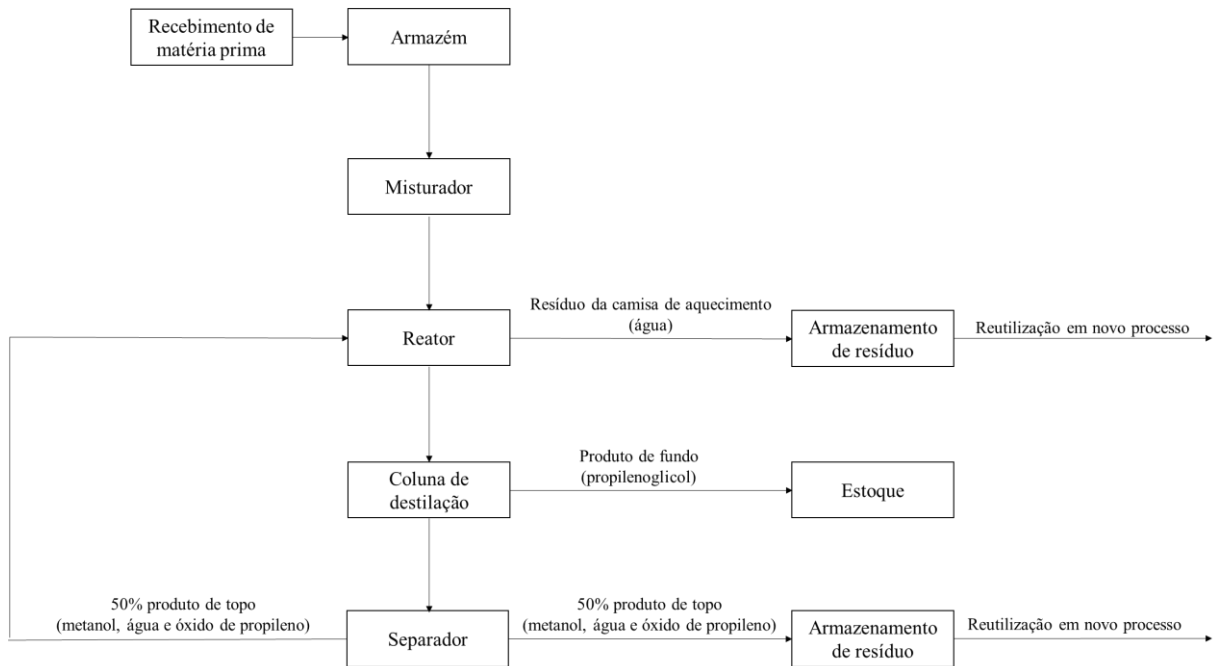


Figura 65 - Diagrama de processos da produção industrial de propilenoglicol.

A corrente de água residual da camisa de aquecimento será armazenada em um tanque para ser reutilizado para a mesma finalidade em um novo processo.

Os produtos de fundo da coluna de destilação seguem para um separador, em que metade da corrente volta para o reator e a outra parte sai como purga. Esta, que é composta por metanol, água e uma pequena parte de óxido de propileno, será levada para outro tanque de armazenamento para ser utilizada em um novo processo.

Dessa forma, a planta industrial estará de acordo com as normas ISO 14000, já que todos os resíduos são reutilizados, prevenindo poluição e otimizando o processo, além de reduzir gastos com matéria prima.

8. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A análise do desempenho econômico previsto para um processo em fase de projeto é importante para obter uma visualização do possível retorno do investimento aplicado. A avaliação deste é realizada por meio do capital imobilizado, capital de giro, gastos prévios e gastos de posta em funcionamento.

O capital imobilizado é baseado nas estimativas econômicas, que são distinguidas entre detalhada e aproximada, praticadas em etapas diferentes do projeto. A primeira é conduzida por especialistas com base em desenhos e especificações sobre o processo com a finalidade de formalizar propostas para a compra dos equipamentos. A segunda se baseia nas dimensões principais dos equipamentos mais importantes e nas estimativas de consumo de matérias primas, de insumos e de utilidades (PERLINGEIRO, 2005).

Já o capital de giro consiste em um investimento necessário para operar a planta industrial em plenas condições de produção, sejam as aquisições para o estoque ou para as despesas operacionais.

8.1 Capital Imobilizado

O capital imobilizado é dividido em várias etapas que serão apresentadas a seguir.

8.1.1. Equipamentos principais

Os custos dos equipamentos foram calculados por meio da equação abaixo (TOWLER, 2008).

$$C_e = a + bS^n$$

Sendo que C_e corresponde ao custo do equipamento em dólares de 2006, a e b são constantes, S é parâmetro de tamanho e n é o expoente para o tipo de equipamento disponíveis em TOWLER (2008, p. 319). Para o custo em dólar 2016, utiliza-se o fator multiplicativo (F_D) estabelecido pela relação abaixo.

$$F_D = \frac{IC_a}{IC_b}$$

em que IC_a é o valor do índice no ano a , nesse projeto sendo 2016, igual a 533,9; e IC_b é o valor do índice no ano-base, nesse projeto sendo 2006, igual a 499,9. Estes índices são obtidos do CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index*.

Por fim, o custo em reais foi estimado pela cotação do dólar do ano de 2016 em R\$ 3,28. Os valores encontrados dos custos dos equipamentos encontram-se na tabela 9.

Tabela 9 - Estimação dos custos dos equipamentos e investimento necessário.

Equipamento	Parâmetro de estimação	Custo US\$ 2006	Custo US\$ 2016	Custo R\$ 2016
Bomba (G-1)	Vazão, m ³ /h	17.790,61	19.000,62	62.322,02
Bomba (G-2)	Vazão, m ³ /h	15.613,83	16.675,79	54.696,58
Bomba (G-3)	Vazão, m ³ /h	15.608,09	16.669,66	54.676,47
Bomba (G-4)	Vazão, m ³ /h	15.525,48	16.581,42	54.387,05
Bomba (G-5)	Vazão, m ³ /h	17.392,65	18.575,59	60.927,93
Reator (R-1)	Peso, kg	30.479,94	32.552,99	106.773,81
Pratos-válvulas	Diâmetro, m	31.449,13	33.588,10	110.168,97
Torre (C-1)	Peso, kg	34.575,55	36.927,16	121.121,09
Pulmão (C-2)	Peso, kg	12.717,54	12.923,29	42.388,38
Condensador (E-1)	Peso, kg	46.148,85	49.287,60	161.663,31
Refervedor (E-2)	Peso, kg	116.893,94	124.844,31	409.489,35
Refrigerador	Energia, kW	369.481,68	394.611,46	1.294.325,58
Total		723.677,29	772.897,19	2.535.102,77

8.1.2. Materiais

O investimento necessário para os materiais é estimado como uma porcentagem do custo dos equipamentos principais, variando entre 60 e 70%. Nesse projeto, foi utilizado a porcentagem de 70%.

Dentro do valor dos materiais, fatores multiplicativos percentuais são utilizados para estimar os custos individuais. Valores típicos para esses fatores são dados em várias referências, porém são fornecidos fatores separados para cada custo de instalação industrial, conhecido como método das porcentagens (PERRY, 2008). A forma como os materiais são divididos e os custos respectivos, em milhões de reais, são apresentados na tabela 10.

Tabela 10 - Custo estimado para materiais.

Materiais	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
Equipamentos (E)	100	2,54
Materiais (M)	70	1,77
Obra civil e edifício	28	0,50
Tubulações e Infraestrutura	45	0,80
Instrumentação	10	0,18
Eletricidade	10	0,18
Isolamento	5	0,09
Pintura	2	0,04

8.1.3. Gastos em engenharia de processos

Os valores necessários de licença e engenharia básica, em milhões de reais, são apontados na tabela 11 a seguir.

Tabela 11 - Custo de engenharia de processos.

Engenharia de Processos	MR\$
Licença	1,00
Engenharia Básica	0,22
Total	1,22

8.1.4. Gastos em engenharia de detalhes

O cálculo dos gastos em engenharia de detalhes é feito pelo fator empírico multiplicativo percentual baseado no tamanho da planta industrial:

Projeto grande: 15-20% de E+M;

Projeto pequeno: 40-50% de E+M.

Este projeto foi considerado como sendo um de porte pequeno e a porcentagem utilizada de 50%. Os custos de engenharia de detalhes, em milhões de reais, são exibidos na tabela 12.

Tabela 12 - Custos em engenharia de detalhes.

Detalhe	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
Equipamentos (E)	100	2,54
Materiais (M)	70	1,77
Engenharia de detalhes	50	2,15

8.1.5. Gastos de construção e supervisão

Para o cálculo dos gastos em construção, é utilizado a porcentagem de 70% da soma de equipamentos (E) e materiais (M). Para o cálculo da supervisão da construção, por sua vez, é utilizado 10%. Os valores calculados se encontram na tabela 13.

Tabela 13 - Custos de construção e supervisão.

	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
Construção	70	3,02
Supervisão da construção	10	0,43

8.1.6. Gastos gerais do processo

Uma unidade industrial não é constituída apenas pelos equipamentos que são responsáveis diretamente pelo processo de produção, como também suportes estruturais, isolamento, pintura, instrumentação, tubulações, válvulas e material elétrico. A soma dos investimentos calculados anteriormente é chamada de ISBL – *InSide Battery Limits*, em outras palavras, o investimento necessário para dar partida na indústria.

A partir do ISBL, são calculados, por meio do método das porcentagens, outros custos. Estes são serviços auxiliares, os quais são os serviços de utilidades (água, vapor, ar comprimido); *off-sites*, os quais são itens fora da área de processamento (estrutura, escadas, elevadores); gastos de arranque, que são os itens necessários para dar início às atividades da planta industrial (transformadores, turbinas, linhas de eletricidade) e, por fim, contingências e imprevistos, em que são um tipo de investimento reserva para casos de emergência. Todos estes custos calculados são apresentados na tabela 14.

Tabela 14 - Porcentagens sobre o ISBL e os custos calculados.

	Porcentagem (%)	Custo 2016/MR\$
ISBL	100	9,91
Serviços auxiliares	4	0,40
<i>Off-sites</i>	8	0,79
Gastos de arranque	4	0,40
Contingências e imprevistos	15	1,49

8.1.7. Custos totais

Todos os custos estimados para o capital imobilizado são apresentados na tabela 15.

Tabela 15 - Capital imobilizado.

	MRS
Equipamentos	2,54
Materiais	1,77
Obras civis e edifícios	0,50
Tubulações e infraestrutura	0,80
Instrumentação	0,18
Eletricidade	0,18
Isolamento	0,09
Pintura	0,04
Engenharia básica e licença	1,22
Engenharia de detalhe	2,15
Construção	3,02
Supervisão	0,43
ISBL	9,91
Serviços auxiliares	0,40
Off-sites	0,79
Gasto de arranque	0,40
Contingências e imprevistos	1,49
Investimento total	24,12

8.2. Capital de giro

O capital de giro é o investimento necessário para operar a unidade industrial em plenas condições de produção, pelo tempo suficiente para que o retorno representado pelas vendas dos produtos suporte as despesas.

Para este projeto, o capital de giro será considerado como o montante equivalente a uma semana de estoque de matéria prima (168 h). A cotação do dólar utilizada foi de R\$ 3,28. Os valores utilizados e calculados são apresentados na tabela 16.

Tabela 16 - Valores calculados de capital de giro.

	Vazão mássica de carga (t/h)	Preço (US\$/t)	Capital de giro (MR\$)
Óxido de propileno	1,13	1300,00	0,81
Água	6,56	2,00	0,01
Metanol	1,45	120,00	0,07

8.2.1. Investimento total

Investimento total é o montante obtido pela soma do capital imobilizado e capital de giro. Os valores encontrados são exibidos na tabela 17.

Tabela 17 - Investimento total.

	Custo 2016 (MR\$)
Capital imobilizado	24,12
Capital de giro	1,37
Custo total	25,49

8.3. Avaliação da rentabilidade do projeto

A análise econômica de um projeto objetiva analisar a rentabilidade, ou seja, saber se o projeto será lucrativo com base em vendas e custos anuais. Para isso, são comumente utilizados os parâmetros do Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Rentabilidade (TIR).

O VPL caracteriza-se, essencialmente, pela transferência de todas as variações de caixa esperadas para o instante presente pela soma dos fluxos de caixa. Já a TIR permite encontrar a remuneração do investimento em termos percentuais.

8.4. Preço dos serviços auxiliares

A tabela 18 a seguir apresenta os valores utilizados dos serviços auxiliares.

Tabela 18 - Preço dos serviços auxiliares.

Serviço	Preço
Água de refrigeração	R\$ 0,40/m ³
Vapor de Baixa Pressão	R\$ 20/t
Eletricidade	R\$ 240,00/MWh
Ar de instrumentação	R\$ 0,04/Nm ³

8.5. Vendas

O valor obtido com vendas foi estimado pelo quanto é produzido do produto final ao longo de um ano, de acordo com as condições de mercado. Além disso, considera-se que a planta industrial funciona durante 8.000 horas por ano. Os valores obtidos com vendas encontram-se na tabela 19.

Tabela 19 - Valores de vendas anual.

Produto	Vazão (t/h)	Produção anual (t)	Preço de venda (R\$/t)	Capital (MR\$)
Propilenoglicol	1.461,00	11.688,00	7.216,00	84,34

8.6. Custos

Os custos são os bens e serviços consumidos para a fabricação em uma unidade industrial relacionados ao ciclo do produto. Esses podem ser divididos entre diretos, indiretos e gastos gerais. Os primeiros são os consumidos diretamente pela atividade produtiva, que são as matérias primas e serviços auxiliares. Os segundos são custos que não participam do processo inteiramente, porém são necessários para obtenção do produto e são divididos em fixos e variáveis. Nos custos fixos, não há variação de valor em caso de aumento ou diminuição da produção. Já as variáveis modificam proporcionalmente de acordo com a produtividade da planta. A soma dos custos diretos e indiretos é definido como custos de fabricação. As despesas restantes como os gastos comerciais, gerência, pesquisa e serviço técnico são denominadas como gastos gerais. A tabela 20 apresenta todos os custos do processo.

Tabela 20 - Custos do processo.

Custos	
Diretos	
Matéria prima	42.317.772,80
Mão de obra	450.000,00
Indiretos	
Mão de obra indireta	67.500,00
Serviços gerais	19.149.378,11
Abastecimento	1.048.800,00
Manutenção	786.600,00
Fixos	
Diretivos e empregados	112.500,00
Amortização	3.445.328,82
Impostos	98.325,00
Seguros	723.519,05
Gastos gerais	
Gastos comerciais	5.443.940,25
Gerência	2.449.773,11
Pesquisa e serviço técnico	843.406,08

Considerações levadas para o cálculo do custo anual:

- Para o cálculo de mão de obra, foi utilizado o salário mensal de R\$ 2.500,00 por operador, sendo três vagas e cinco operadores por vagas;
- O valor da mão de obra indireta foi considerado como 30% da direta;
- O custo de laboratório foi desconsiderado por se tratar de uma planta industrial pequena e com tecnologia bem estabelecida;
- A embalagem e expedição não tiveram custo, pois a planta é integrada em uma unidade maior;
- Os custos diretivos e empregados foram de 25% sob a mão de obra direta;
- Seguros foram calculados a partir de 3% do custo imobilizado total;
- Os serviços gerais foram calculados a partir das seguintes considerações:

8.6.1. Eletricidade

Os gastos com eletricidade foram estimados pelo gasto energético, sabendo que o custo por kWh é R\$ 0,24 e que a planta opera 8.000 horas por ano. Assim, tem-se a tabela 21 com os valores obtidos de consumo de eletricidade.

Tabela 21 - Custo de eletricidade anual.

Equipamento	Consumo (kWh)	Custo anual (R\$)
Bomba (G-1)	15.126,96	3.630,47
Bomba (G-2)	3.877,60	930,62
Bomba (G-3)	3.680,00	883,20
Bomba (G-4)	600,00	144,00
Bomba (G-5)	12.800,00	3.072,00
Reator	3.638,4	873,21
Refrigerador	8.091.856,00	44.615,39

No caso do refrigerador, todos os custos auxiliares já estão inclusos, como eletricidade e matéria-prima, por meio da estimativa utilizada de *coolers*. (ULRICH E VASUDEVAN, 2006)

8.6.2. Água de refrigeração e Vapor de baixa pressão

Tanto as despesas com água de refrigeração no condensador quanto com vapor de baixa pressão no refeedor foram determinadas a partir de sua vazão mássica. Foi utilizado um valor de R\$ 0,40/m³ para a água e R\$20/t de vapor. Os gastos com esses serviços auxiliares encontram-se na tabela 22.

Tabela 22 - Custo de água de refrigeração.

Equipamento	Consumo de água/ vapor (m³/h)	Consumo total de água/vapor (m³)	Custo total (R\$ 2016)
Condensador	454.000,00	14.500.000,00	5.810.000,00
Refeedor	20.100,00	663.000.000,00	13.300.000,00

8.6.3. Válvulas de instrumentação

Foi considerado uma vazão de 2 Nm³/h e um fator de operação de 8.000 h. A tabela 23 representa os custos das unidades, sendo que o preço do ar de instrumentação é de 0,04 R\$/Nm³.

Tabela 23 - Custo de válvulas de instrumentação.

Válvula	Custo anual (R\$)
FCV-01	640,00
FCV-02	640,00
FCV-03	640,00
FCV-04	640,00
FCV-05	640,00
FCV-06	640,00
FCV- 11	640,00
FCV-12	640,00
FCV-14	640,00
FCV-16	640,00
FCV-18	640,00
FCV-19	640,00
PCV-8	640,00
Total	8.320,00

9. AVALIAÇÃO DA RENTABILIDADE DO PROJETO

A análise econômica de um projeto objetiva analisar a rentabilidade, ou seja, saber se o projeto será lucrativo com base em vendas e custos anuais. Para isso, são comumente utilizados os parâmetros do Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Rentabilidade (TIR).

O VPL caracteriza-se, essencialmente, pela transferência de todas as variações de caixa esperadas para o instante presente pela soma dos fluxos de caixa. Já a TIR permite encontrar a remuneração do investimento em termos percentuais. A equação utilizada para calcular o VPL está representada logo abaixo.

$$VLP = \frac{F_i}{(1 + K)^i}$$

Sendo que F_i é o fluxo de caixa no ano i e K é o juros de referência. A tabela 24 representa as considerações realizadas para a estimação do VLP.

Tabela 24 - Parâmetros utilizados para o cálculo do VLP.

Horizonte Temporal	3 anos de posta em funcionamento e 15 anos de operação
Imobilizado	24.117.301,71
Capital de giro	888.673,23
Vendas	84.340.608,00
Custos	63.109.837,14
Amortização	Linear, 10%
Impostos	35%
Inflação	5%
Juros de referência	10%

Na tabela 25, encontra-se a análise dos fluxos de caixa anuais. A quantidade de fundos investidos em um ano é a soma do capital imobilizado e do capital de giro, sendo que este último é gasto apenas no último ano de construção da planta, ou seja, no terceiro ano. Os benefícios brutos (BAI) são as vendas menos os custos e amortização e a inflação é aplicada anualmente sobre esse valor. Os benefícios líquidos são a subtração dos benefícios brutos com os impostos. Por fim, os fundos gerados são os benefícios líquidos menos a amortização e os fluxos de caixa são os fundos gerados menos os investidos a cada ano. Os valores encontrados de VLP e TIR foram de R\$ 101.989.495,40 e 53%, respectivamente.

Tabela 25 - Fluxos de caixa anuais, em milhões de reais.

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Imobilizado	-2	-14	-7																
Giro	0	0	-1																
Fundos investidos	-2	-14	-8																
Vendas				84	89	93	98	103	108	113	119	125	131	137	144	151	159	167	175
Custos				63	66	70	73	77	81	85	89	93	98	103	108	113	119	125	131
Amortização				2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	0	0	0	0	0
BAI				19	20	21	22	23	25	26	27	29	30	32	36	38	40	42	44
Impostos				7	7	7	8	8	9	9	10	10	11	11	13	13	14	15	15
BDI				12	13	14	14	15	16	17	18	19	20	21	24	25	26	27	29
BDI + amortização				15	15	16	17	18	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	29
<i>Cash flow</i>	-2	-14	-8	15	15	16	17	18	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	29
<i>Cash flow atualizado/ano</i>	-2	-13	-7	11	10	10	9	9	9	8	8	7	7	7	6	6	6	5	5
<i>Cash flow atualizado acumulado</i>	-2	-16	-22	-11	-1	9	19	28	36	44	52	60	67	73	80	85	91	96	102

10. ANÁLISE ECONÔMICA SEM RECICLO

Realizou-se os mesmos cálculos da análise econômica, presentes na unidade 8 do projeto, levando em consideração uma torre de destilação sem reciclo de reagentes para o reator. Ao retirar o reciclo, foi preciso considerar uma fluxo mássico muito maior de matéria prima. A comparação do fluxo mássico e dos custos de matérias primas está apresentada na tabela 26.

Tabela 26 - Comparação do fluxo mássico e custo de matéria prima com reciclo e sem reciclo.

Matéria Prima	Fluxo mássico sem reciclo (kg/h)	Fluxo mássico com reciclo (kg/h)	Custo sem reciclo (R\$)	Custo com reciclo (R\$)
Óxido de propileno	1.152,20	1.134,00	39.303.675,84	38.683.008,00
Água	12.773,96	6.560,00	670.377,23	344.268,80
Metanol	2.090,12	1.045,00	6.581.372,38	3.290.496,00
Total			46.555.425,45	42.317.772,80

Além disso, encontrou-se o valor do VPL e TIR de R\$ 76.131.297,18 e 45%, respectivamente. Apesar da planta continuar sendo viável, com o reciclo ela é mais rentável.

11. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O projeto de uma planta de processos químicos requer o planejamento por diversas etapas, desde a definição dos balanços de calor e massa globais envolvendo os componentes dos processos até a disposição final dos resíduos. No presente projeto, foi simulada uma unidade de produção de propilenoglicol a partir de óxido de propileno, que mostrou-se, a partir do projeto de rentabilidade, viável. Além disso, foram desenvolvidos em detalhes os vários procedimentos a serem tomados para a obtenção desse resultado, envolvendo o desenho dos equipamentos e das tubulações, elaboração de estratégias de controle e sua implementação, estudos de impacto ambiental e gestão da matéria prima e otimização do processo.

Melhorias contínuas são sempre necessárias, e, por isso, um estudo mais detalhado das correntes e sistemas de controle poderia ser realizado para a atenuação de distúrbios e instabilidades possíveis nas operações unitárias deste projeto. Vale acrescentar que um estudo

de integração energética, a fim de melhorar gestão de resíduos e gasto energético, também seria de grande valia.

12. REFERÊNCIAS

BERGGREN, M. **Global Methanol: Demand Grows as Margins Atrophy**. 19th IMPCA Asian Methanol Conference, Singapore, 1st–3rd November, 2016.

CAO, E. **Heat Transfer in Process Engineering**. Nova Iorque: McGraw-Hill. 2009

ÇENGEL, Y. A. **Heat Transfer: A Practical Approach**. Nova Iorque: McGraw-Hill, 1998.

FOGLER, H. S. **Elementos de Engenharia das Reações Químicas**. Rio de Janeiro: LTC, 2002.

HAHLICH, D. **Dow Deutschland Inc., Stade, Federal Republic of Germany** (Capítulos. 1 – 3, 4.4, 8 – 10). 2000

INCROPERA, F. P.; DEWITT D. P.; BERGMAN, T. L., LAVINE, A. S.; **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**. Rio de Janeiro: LTC, 2014.

JOVELIN, J.R.; MARQUES, F. A. R.; COSTA, M. M.; SILVA, R.Q.; FRANÇA, K. B. **Análise do processo de produção do metanol a partir da gaseificação da biomassa para aplicações industriais**. Congresso Nacional de Engenharia de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. 2015

LIPTÁK, B. **Pumping Station Optimization – Part 1**, 2009. Disponível em: <<https://www.controlglobal.com/articles/2009/pumpingstationoptimization0911/>>. Acesso em 19 de novembro de 2017.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C., HARRIOTT, P., **Unit operations of chemical engineering**. Boston: McGraw-Hill, 2005.

NIJHUIA, T. A.; MAKKEE, M.; MOULIN, A. J.; WECKHUYSE, M.B. **The Production of Propene Oxide: Catalytic Processes and Recent Developments**. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2006, 45, 3447-3459.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos: Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Blucher, 2005.

PERRY, R. H., BENSKOW, L. R., BEIMESCH, W. E., et al. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. Nova Iorque: McGraw-Hill, 2008.

SERTH, R. W. **Process Heat Transfer: Principles and Applications**. Oxford: Elsevier, 2007.

SHELDON, D. **A review of the last 100 years of the industrial history of methanol production and a look into the future of the industry**. *Johnson Matthey Technol. Rev.*, 2017, 61, (3), 172–182.

SILVA, Danilo José P. **Entendendo a ISO 14000**. Universidade Federal de Viçosa, 2011.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. K. **Chemical Engineering Design: Principles, practices and economics of plant and process design**. San Diego: Elsevier, 2008.

ULRICH, G. D.; VASUDEVAN, P. T. *Chem. Eng.*, pp. 66-69, Abril de 2006.

WOOD, L. **Global Propylene Oxide Market by Application (Polyether Polyols, Propylene Glycol, Fumigation, Adhesives & Sealants, Oil Demulsifier) by End Use Industry (Construction, Paints & Coatings, Oil & Gas, Food, Transportation) and by Region–Forecast till 2023**. United States. 2017.

ANEXO - MEMÓRIA DE CÁLCULO

As equações e dados de serviços auxiliares apresentados na seguinte memória de cálculo foram retirados do livro “*Chemical Engineering Design: Principles, Practices and Economics of Plant and Process Design*”, de G. Towler e R. Sinnott, 2008.

ANEXO A. TORRE DE DESTILAÇÃO FRACIONADA

A destilação consiste em uma das mais importantes operações unitárias, usada amplamente pela indústria. Seu princípio básico é a separação de componentes em uma mistura pela diferença entre seus pontos de ebulição, de modo a criar em cada estágio ou prato da coluna uma zona de equilíbrio líquido-vapor em que ambas as fases entram em contato e passam pelo fenômeno de transferência de massa. Assim, nos estágios superiores da coluna há uma concentração cada vez maior dos componentes mais voláteis, enquanto nos estágios inferiores há uma concentração crescente dos componentes menos voláteis. (McCABE, 2005; PERRY, 2008)

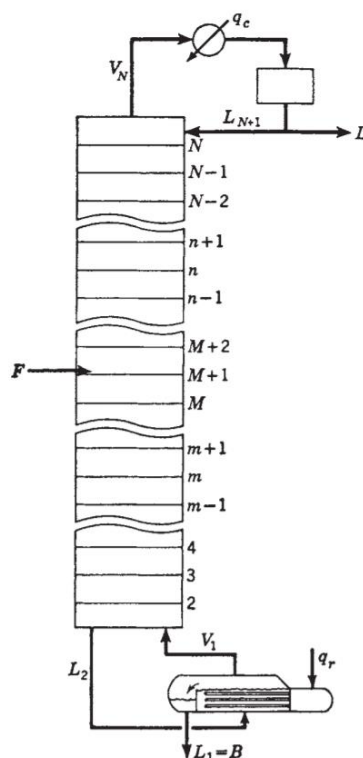


Figura 66 - Desenho esquemático dos estágios de uma coluna. (McCABE, 2005)

Como pode-se observar na imagem acima, há uma entrada de uma mistura na coluna, representada pela corrente F , que se separa no topo e no fundo nas correntes D e B , respectivamente. No fundo da coluna é usado um trocador de calor chamado de refeedor,

usualmente do tipo *kettle*, que é responsável por fornecer à mistura a energia necessária para sua evaporação. Já no topo da coluna há um trocador de calor do tipo condensador, cujo objetivo é condensar o vapor que sai pelo topo da coluna e enviá-lo para um recipiente pulmão, no qual a corrente será separada em um refluxo à coluna, que passa por bombeamento para tal, e no produto de topo D . O uso de correntes de refluxo tem como objetivo principal aumentar o contato entre as duas fases do sistema de modo a promover a transferência de massa dos compostos entre elas. (McCABE, 2005; PERRY, 2008)

O cálculo da composição e da recuperação é realizado pelas equações de balanço de massa, representadas abaixo:

$$F = B + D$$

$$Fx_F = Bx_B + Dx_D$$

em que x_f , x_b e x_d são a composição do componente mais volátil na alimentação, no destilado e no resíduo, respectivamente. Para fins de otimização dos cálculos, usualmente considera-se que não há perdas de energia da coluna para o ambiente. (McCABE, 2005)

A zona abaixo da alimentação é chamada de zona de esgotamento, visto que nela há perda do componente menos volátil, enquanto a zona acima da alimentação é chamada de zona de enriquecimento. Entretanto, é possível projetar-se uma coluna com mais de uma alimentação e com retirada de correntes laterais em seus pratos. (TOWLER, 2008)

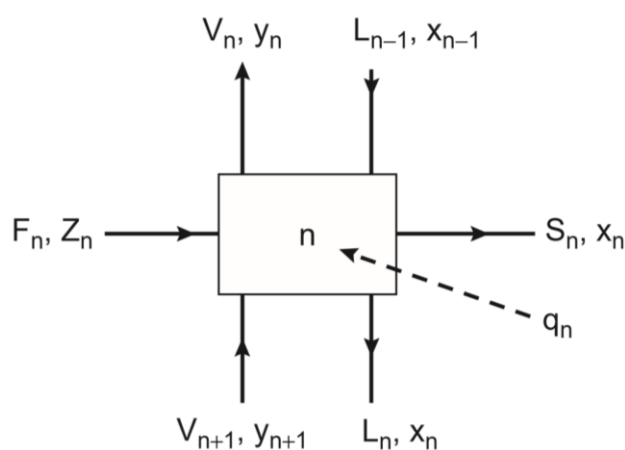


Figura 67 - Fluxos no prato de uma coluna. (TOWLER, 2008)

Na figura acima, tem-se como n o número do prato, S a corrente lateral, z a composição da corrente de alimentação e q o calor alimentado ao sistema. Os balanços de massa e energia considerando-se o prato na figura acima são, respectivamente (TOWLER, 2008):

$$F_n z_n + L_{n-1} x_{n-1} + V_{n+1} y_{n+1} = S_n x_n + L_n x_n + V_n y_n$$

$$F_n h_n + L_{n-1} h_{n-1} + V_{n+1} H_{n+1} + q_n = S_n h_n + L_n h_n + V_n H_n$$

Para o cálculo do número teórico de pratos de uma coluna, pode-se utilizar o Método de McCabe-Thiele, que pode ser observado na figura a seguir:

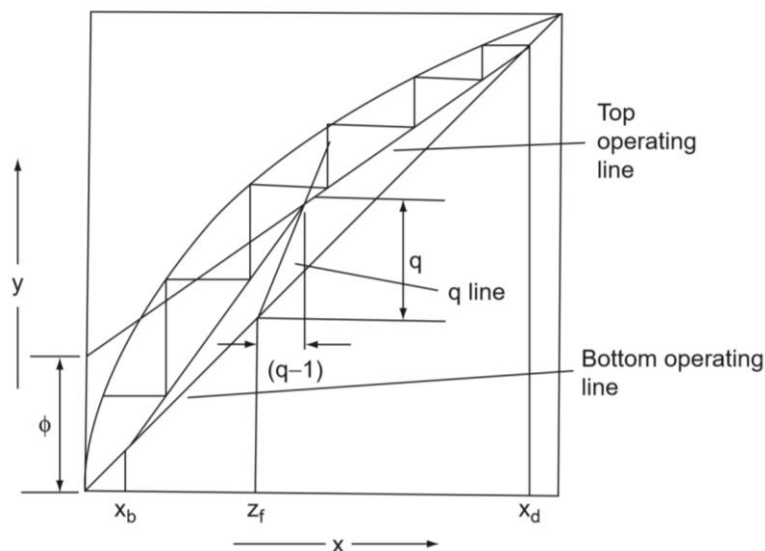


Figura 68 - Curva de equilíbrio líquido-vapor e pratos conforme o método de McCabe-Thiele. (TOWLER, 2008)

Como é possível se observar acima, o método utiliza do equilíbrio termodinâmico da mistura para sua elaboração. Inicialmente, é traçada uma linha de composições iguais ($x = y$), a qual serve de base para os pratos no método. Além disso, são traçadas as linhas de operação de topo, também chamada de reta de enriquecimento, e linha de operação de fundo, também chamada de reta de esgotamento, a partir da curva de alimentação da coluna, sendo essa determinada pela equação:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$

em que q é a qualidade da alimentação (fração de líquido na corrente). Em seguida, é traçada a reta de enriquecimento, definida pela equação:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

em que R é a taxa de refluxo de topo da coluna, definida por $R = \frac{L_n}{D}$. Assim, a reta de enriquecimento começa do ponto (x_D, x_D) até o encontro com a reta de alimentação.

A reta de esgotamento pode ser encontrada traçando-se uma reta do ponto (x_B, x_B) com o ponto de encontro entre as retas de enriquecimento e de alimentação. Caso a coluna possua refluxo de fundo S , a equação que define a reta de esgotamento é:

$$y_{n+1} = \frac{S-1}{S} x_n - \frac{x_B}{S}$$

Os pratos teóricos da coluna são obtidos por meio do rebatimento de linhas horizontais e verticais nas linhas de equilíbrio termodinâmico e de composições iguais respectivamente, conforme pode-se observar na figura anterior. (TOWLER, 2008)

O projeto da torre de destilação fracionada, assim como no projeto de todos os outros equipamentos do sistema, procurou atingir um ótimo econômico, sendo necessário, portanto, determinar o número ótimo de pratos da coluna. Tal valor avaliou a operação da coluna por 8.000 h/ano durante um período de 4 anos considerando gastos dos serviços auxiliares: água de refrigeração no condensador (E-1), vapor de aquecimento no refulvedor (E-2) e custos com energia elétrica da bomba centrífuga (G-4).

As condições de operação e desenho da coluna foram estabelecidas no projeto conforme exibidas na Tabela 27 abaixo:

Tabela 27 - Dados de pressão e temperatura de operação no projeto.

Corrente	Pressão de operação (kg/cm²g)	Pressão de desenho (kg/cm²g)	Temperatura de operação (°C)	Temperatura de desenho (°C)
Alimentação	0,5	3,5	25	80
Topo	0	3,5	87	117
Fundo	1	3,5	208	238

A tabela acima ilustra que, visto que as pressões de desenho resultaram em valores abaixo de 3,5 kg/cm²g, que é a pressão mínima de desenho, o recipiente foi projetado para esse valor. Além disso, a temperatura de desenho da alimentação da torre foi determinada como 80 °C por a temperatura de operação ser inferior a esse valor, enquanto as temperaturas de operação do topo e do fundo foram somadas 30 °C para a obtenção das temperaturas de desenho visto que todas possuem valores acima de 80 °C, valor mínimo de temperatura de projeto.

Conforme dito anteriormente, os pratos utilizados foram do tipo válvula. Além disso, considerou-se que teriam eficiência de 80%, sendo então considerados nesse estudo apenas os pratos reais da coluna. Vale acrescentar que, por ser um serviço limpo, o espaçamento entre pratos escolhido foi de 460 mm.

O diâmetro mínimo da coluna foi calculado inicialmente utilizando-se a Equação de York para o cálculo da velocidade limite na coluna:

$$v_{limite} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

em que k é uma constante empírica, cujo valor adotado foi de 0,23; ρ_L é a densidade mássica do líquido e ρ_G é a densidade mássica do vapor. O valor obtido é utilizado no cálculo da seção transversal mínima da coluna ($S_{mínimo}$) por meio da vazão volumétrica máxima ($Q_{máximo}$) do recipiente, conforme a equação abaixo:

$$S_{mínimo} = \frac{Q_{máximo}}{v_{limite}}$$

Por fim, o diâmetro de operação mínimo ($D_{mínimo}$) do recipiente é obtido pela equação da área da circunferência:

$$D_{mínimo} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{mínimo}}{\pi}}$$

O valor de diâmetro utilizado foi sobredimensionado para o número de uma casa decimal acima do valor encontrado. Em seguida, o valor encontrado foi sobredimensionado em 120% para seguir os critérios de projeto.

Inicialmente foi calculado o volume do fundo da coluna usando o tempo de residência de 10 minutos, encontrando-se o valor de 0,315 m³. Dessa forma:

$$h_{fundo} = \frac{Q_{fundo}}{S_{mínimo}} \frac{10 \text{ min}}{60 \text{ min/h}}$$

em que h_{fundo} é a altura de fluido no fundo e Q_{fundo} é a vazão de produto de fundo, que vale 1,8893 m³/h. Assim, a altura total da coluna (h_{coluna}) foi obtida somando os espaçamentos entre os pratos, o espaçamento para os bocais de alimentação, refluxo de topo e refluxo de fundo, correspondendo respectivamente aos valores de 0,91 m, 0,61 m e 0,91 m. Assim, a equação do cálculo da altura total é:

$$h_{coluna} = (N - 1) \cdot 0,46 + 0,91 \cdot 2 + 0,61 + h_{fundo}$$

em que N é o número de pratos da coluna.

O cálculo do custo da coluna depende de sua espessura, peso, número de pratos e diâmetro. A espessura da carcaça da coluna (e) em milímetros seguiu a equação abaixo, válida para qualquer recipiente:

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D}{2}\right) \cdot 1000}{S_t E - 0,6 P_D} + C.A.$$

em que P_D é a pressão de desenho e vale 3,5 kg/cm²g; D é o diâmetro de operação do recipiente em metros; S_t é uma constante que varia de acordo com o material usado, sendo no caso aço carbono e, portanto, valendo 1055; E é uma constante e vale 0,85; e $C.A.$ é a sobre-espessura de corrosão e vale 3 mm por ser um fluido pouco corrosivo.

Já o cálculo do peso da coluna (W) segue a equação abaixo:

$$W = 24,6D(h_{coluna} + 0,8D)(e + X)$$

em que X é o fator de complexidade, que vale 4 para casos complexos como o deste projeto. Por fim, a equação do custo da carcaça ($C_{carcaça}$) em dólares referentes ao ano de 2006 é apresentada abaixo:

$$C_{carcaça} = -2500 + 200W^{0,6}$$

O custo dos N pratos (C_{pratos}) em dólares referentes ao ano de 2006 é avaliado por:

$$C_{pratos} = N(180 + 3 \cdot D^{1,9})$$

Dessa forma, o custo total da coluna (C_{coluna}) em dólares no ano de 2006 é a soma entre os custos da carcaça e dos pratos:

$$C_{coluna} = C_{carcaça} + C_{pratos}$$

Com as equações acima, faz-se a análise de custos da coluna relacionando a taxa de refluxo (L_D/D) com os custos obtidos para cada número de pratos. Além disso, para a conversão do investimento de 2006 para 2016, usou-se os valores de *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), respectivamente 499,9 e 533,9.

Sendo L o fluxo da corrente de líquido, V o fluxo da corrente de vapor e os subíndices “*máx*” e “*min*” referentes aos valores máximo e mínimo, respectivamente, da variável no dado número de pratos, tem-se os dados nas tabelas abaixo:

Tabela 28 - Otimização do número de pratos da coluna de destilação fracionada (C-1).

Etapas reais	Refluxo (L_D/D)	$V_{m\acute{a}x}$ (m ³ /h)	$L_{m\acute{a}x}$ (m ³ /h)	V (kg/h)	L (kg/h)	ρ_{vapor} (kg/m ³)	$\rho_{l\acute{ı}quido}$ (kg/m ³)	v_{limite} (m/s)	$A_{m\acute{ı}n}$ (m ²)	$D_{m\acute{ı}n}$ (m)
12	2,96	69.076,804	44,05	57.263,247	41.204	0,8290	935,4047	2,354	8,1518	3,22
13	0,297	22.673,286	4,445	18.879,262	4.159,7	0,8327	935,8776	2,349	2,1410	1,65
14	0,131	19.768,899	1,950	16.457,618	1.825,2	0,8325	935,9440	2,350	2,3372	1,73
15	0,095	19.143,993	1,414	15.936,573	1.323,7	0,8325	935,9536	2,350	2,2633	1,70
16	0,065	18.624,011	0,968	15.503,000	906,24	0,8324	935,9555	2,350	2,2017	1,67
17	0,057	18.474,723	0,841	15.378,523	786,68	0,8324	935,9557	2,350	2,1841	1,67
18	0,047	18.316,378	0,705	15.246,490	659,77	0,8324	935,9533	2,350	2,1653	1,66
19	0,044	18.253,078	0,651	15.193,713	609,28	0,8324	935,9532	2,350	2,1481	1,65
20	0,041	18.209,174	0,614	15.157,109	574,32	0,8324	935,9525	2,350	2,1527	1,66
21	0,039	18.170,877	0,581	15.125,179	543,83	0,8324	935,9518	2,350	2,1481	1,65
22	0,038	18.158,690	0,571	15.115,022	534,30	0,8324	935,9517	2,350	2,1467	1,65
23	0,037	18.132,030	0,548	15.092,793	513,03	0,8324	935,9511	2,350	2,1435	1,65
24	0,037	18.127,051	0,544	15.088,648	509,33	0,8324	935,9511	2,350	2,1429	1,65
25	0,035	18.107,110	0,527	15.072,024	493,51	0,8324	935,9507	2,350	2,1406	1,65
30	0,0335	18.071,673	0,498	15.040,000	465,84	0,8322	935,9501	2,350	2,1362	1,65
35	0,0319	18.044,002	0,475	15.019,428	444,18	0,8324	935,9495	2,350	2,1331	1,65
40	0,0310	18.029,359	0,462	15.007,225	0,46246	0,8324	1,0000	0,031	159,1946	14,24

Tabela 29 - Custo ótimo da torre de destilação fracionada.

Etapas reais	h_{fundo} (m)	h_{coluna} (m)	h_{total} (m)	e (mm)	W (kg)	$C_{recipiente}$ (US\$ 2006)	C_{pratos} (US\$ 2006)	Investimento (R\$ 2016)
12	0,0256	7,49	7,516	10,75	13.265,45	57.020,0	57.914,6	1.908.446
13	0,0963	7,95	8,046	6,99	4.366,61	28.057,4	19.468,5	789.150,0
14	0,0859	8,41	8,496	7,23	5.011,63	30.690,8	23.082,2	892.879,2
15	0,0963	8,87	8,966	6,99	4.781,69	29.768,5	22.463,7	867.295,4
16	0,0963	9,33	9,426	6,99	4.989,23	30.601,7	23.961,2	905.996,8
17	0,0963	9,79	9,886	6,99	5.196,77	31.421,1	25.458,8	944.469,7
18	0,0963	10,25	10,346	6,99	5.404,31	32.227,5	26.956,4	982.727,0
19	0,0963	10,71	10,806	6,99	5.611,85	33.021,7	28.454,0	1.020.780,1
20	0,0963	11,17	11,266	6,99	5.819,39	33.804,2	29.951,6	1.058.639,6
21	0,0963	11,63	11,726	6,99	6.026,93	34.575,6	31.449,1	1.096.314,9
22	0,0963	12,09	12,186	6,99	6.234,47	35.336,4	32.946,7	1.133.815,0
23	0,0963	12,55	12,646	6,99	6.442,01	36.087,2	34.444,3	1.171.147,9
24	0,0963	13,01	13,106	6,99	6.649,55	36.828,3	35.941,9	1.208.321,2
25	0,0963	13,47	13,566	6,99	6.857,09	37.560,3	37.439,4	1.245.341,8
30	0,0963	15,77	15,866	6,99	7.894,79	41.094,8	44.927,3	1.428.364,2
35	0,0963	18,07	18,166	6,99	8.932,49	44.447,6	52.415,2	1.608.370,5

Conforme observado acima, pode-se concluir que a coluna possui 13 pratos quando otimizada em torno do custo de fabricação unicamente, número que foi alterado após a avaliação dos custos operativos, exibidos mais à frente neste trabalho. O diâmetro de operação ótimo obtido, de 1,7 m, foi 20% sobredimensionado em vista do requisito de segurança de sobredimensionamento da coluna, obtendo-se o valor do diâmetro de desenho de 2,04 m.

A.1 Ótimo econômico e prato de alimentação da coluna C-1

Para a avaliação do número ótimo econômico de pratos da coluna de destilação com custo ótimo, é preciso analisar os custos gerados no consumo de serviços auxiliares durante os 4 anos de operação da planta, que dependem do calor consumido pelo refeedor ($Q_{refervedor}$) e pelo condensador ($Q_{condensador}$), bem como os gastos com eletricidade com a bomba G-4.

Para os gastos com vapor de aquecimento no refeedor, calculou-se seu consumo total de vapor em quilogramas (m_{vapor}) por meio da equação abaixo:

$$m_{vapor} = \frac{Q_{refervedor}}{606,5 - 0,695 \cdot T} \cdot 8000 \text{ h/ano} \cdot 4 \text{ anos}$$

em que o denominador da equação é a equação de Regnault, que calcula o calor latente de condensação do vapor à baixa pressão usado no refeedor na temperatura T , que vale 240 °C. Já para o consumo de água de refrigeração ($m_{refrigeração}$), utilizou-se a equação:

$$m_{refrigeração} = \frac{Q_{refrigeração}}{c_p \cdot \Delta T_{refrigeração}}$$

em que c_p é a calor específico da água à pressão constante e vale 1 kcal/kg.°C e $\Delta T_{refrigeração}$ é a variação de temperatura da água de refrigeração e vale 17 °C.

Por fim, para o consumo de eletricidade da bomba G-4, coletou-se a nova vazão mássica de refluxo e o consumo de eletricidade da bomba conforme pode ser observado no anexo E do projeto. Assim,

Tabela 30 - Ótimo econômico da coluna de destilação C-1.

Etapas	Investimento imobilizado (R\$)	Custo operativo da coluna (R\$)	Investimento total da planta (R\$)
12	11.170.206,3	66.143.578,8	77.313.785,1
13	4.470.409,9	22.884.123,8	27.354.533,7
14	4.244.355,4	20.155.419,1	24.399.774,5
15	4.148.138,9	19.567.490,7	23.715.629,6
16	4.128.119,8	19.077.842,6	23.205.962,5
17	4.149.918,2	18.938.574,5	23.088.492,7
18	4.170.312,8	18.789.434,4	22.959.747,2
19	4.201.289,6	18.730.308,5	22.931.598,0
20	4.234.210,2	18.689.061,4	22.923.271,6
21	4.267.578,2	18.653.086,1	22.920.664,3
22	4.303.707,6	18.641.648,1	22.945.355,7
23	4.337.965,0	18.616.011,1	22.953.976,0
24	4.374.655,7	18.611.945,2	22.986.600,8
25	4.409.440,9	18.593.271,2	23.002.712,1
30	4.588.448,8	18.559.807,9	23.148.256,7
35	4.765.366,2	18.534.037,1	23.299.403,3

Após definido o número ótimo de pratos de 21, alterou-se na simulação da planta o número do prato de alimentação e coletou-se os dados de $Q_{refervedor}$ e $Q_{condensador}$, além dos gastos com eletricidade com a bomba G-4. O prato ótimo de alimentação, portanto, foi o de menor custo de operação. As tabelas abaixo ilustram todos os dados coletados e calculados, além dos respectivos custos:

Tabela 31 - Custos operacionais e ótimo de alimentação da coluna, parte 1.

Prato de alimentação	$Q_{refervedor}$ (kcal/h)	m_{vapor} (kg)	$Q_{condensador}$ (kcal/h)	$m_{refrigeração}$ (m ³)	Refluxo (kg/h)	P_{bombas} (MWh)
2	1,0759E+08	7,8505E+09	1,0648E+08	2,0044E+08	194,223	975,42
4	1,0433E+07	7,7994E+08	9,3292E+06	1,7561E+07	3.728,73	32,16
6	9,0381E+06	6,7840E+08	7,9340E+06	1,4935E+07	992,89	18,62
7	8,9367E+06	6,7103E+08	7,8327E+06	1,4744E+07	794,19	17,63
8	8,8837E+06	6,6717E+08	7,7796E+06	1,4644E+07	690,18	17,12
9	8,8522E+06	6,6488E+08	7,7482E+06	1,4585E+07	628,46	16,81
10	8,8327E+06	6,6346E+08	7,7286E+06	1,4548E+07	590,12	16,62
11	8,8223E+06	6,6270E+08	7,7182E+06	1,4528E+07	569,70	16,52
12	8,8245E+06	6,6286E+08	7,7204E+06	1,4533E+07	574,03	16,54
13	8,8498E+06	6,6471E+08	7,7458E+06	1,4580E+07	623,80	16,79
14	8,9146E+06	6,6942E+08	7,8105E+06	1,4702E+07	750,75	17,42

Tabela 32 - Custos operacionais e ótimo de alimentação da coluna, parte 2.

Prato de alimentação	Custo vapor (R\$ 2016)	Custo da água de refrigeração (R\$ 2016)	Custo de energia da bomba (R\$2016)	Custo operacional total (R\$2016)
2	1,5701E+08	8,0175E+07	2,3410E+05	2,3742E+08
4	1,5599E+07	7,0243E+06	7,7189E+03	2,2631E+07
6	1,3568E+07	5,9738E+06	4,4676E+03	1,9546E+07
7	1,3421E+07	5,8975E+06	4,2315E+03	1,9322E+07
8	1,3343E+07	5,8576E+06	4,1079E+03	1,9205E+07
9	1,3298E+07	5,8339E+06	4,0345E+03	1,9136E+07
10	1,3269E+07	5,8192E+06	3,9890E+03	1,9092E+07
11	1,3254E+07	5,8113E+06	3,9647E+03	1,9069E+07
12	1,3257E+07	5,8130E+06	3,9699E+03	1,9074E+07
13	1,3294E+07	5,8321E+06	4,0290E+03	1,9130E+07
14	1,3388E+07	5,8809E+06	4,1799E+03	1,9273E+07

Assim, concluiu-se que a coluna de 21 pratos teria sua alimentação no 11º prato.

ANEXO B. RECIPIENTE PULMÃO

O recipiente pulmão tem como função principal regular a vazão para mantê-la constante nos equipamentos posteriores a este. Na coluna de destilação, promove uma vazão constante de destilado e uma entrada constante na bomba de refluxo, separando-se também as fases líquido e vapor do destilado caso a condensação não seja completa. (TOWLER, 2008)

Os custos do recipiente pulmão são avaliados com as mesmas equações que a coluna de destilação C-1. Além disso, o recipiente foi projetado para uma razão entre comprimento e diâmetro inicialmente igual a 5 e pressão de desenho de 3,5 kg/cm²g em vista do critério de segurança, apesar de operar a 0 kg/cm²g. Em seguida, a razão comprimento-diâmetro foi otimizada, sendo seu valor variado entre 2 e 5. Sendo a vazão volumétrica de produto de topo constante e igual a 16,621 m³/h, os dados obtidos podem ser observados na tabela abaixo.

Tabela 33 - Resultado da otimização comprimento-diâmetro do pulmão.

L/D	D (m)	L (m)	e (mm)	W (kg)	C (US\$ 2006)	C (US\$ 2016)	C (R\$ 2016)
2	1,517	3,034	6	1.262,74	12.015	12.839,9	42.115
2,25	1,459	3,282	5,9	1.253,38	11.950,4	12.770,8	41.888,3
2,5	1,408	3,52	5,8	1.248,28	11.915,1	12.733,1	41.764,6
2,75	1,364	3,751	5,7	1.246,18	11.900,5	12.717,5	41.713,5
3	1,325	3,975	5,6	1.246,24	11.900,9	12.718	41.715
3,25	1,29	4,193	5,5	1.247,89	11.912,4	12.730,2	41.755,1
3,5	1,259	4,406	5,5	1.250,73	11.932,1	12.751,3	41.824,1
3,75	1,23	4,613	5,4	1.254,47	11.957,9	12.778,9	41.914,9
4	1,204	4,816	5,4	1.258,90	11.988,6	12.811,6	42.022,1
4,25	1,18	5,014	5,3	1.263,86	12.022,8	12.848,2	42.142
4,5	1,158	5,209	5,3	1.269,22	12.059,7	12.887,7	42.271,5
4,75	1,137	5,4	5,2	1.274,90	12.098,7	12.929,4	42.408,4
5	1,118	5,588	5,2	1.280,82	12.139,4	12.972,8	42.550,8

ANEXO C. REATOR

Reatores químicos são recipientes nos quais ocorrerá a transformação de reagentes em produtos. A reação pode ocorrer em batelada - no qual os reagentes são inseridos no reator, ocorre a reação e em seguida são retirados, ou seja, não há fluxo de entrada ou saída do reator - ou em modo contínuo - com entrada de reagentes e saída de produtos da reação. (FOGLER, 2002)

Dentre os diversos tipos de reatores contínuos, destacam-se o reator tanque agitado contínuo (CSTR), que, conforme diz o nome, consiste em um recipiente agitado com fluxos de entrada e saída; o reator de fluxo pistonado (PFR), que consiste em uma tubulação na qual os reagentes se misturam; e por fim o reator de leito fixo (PBR), no qual os reagentes interagem com um leito fixo, usualmente catalítico, e saem na forma de produto após atravessá-lo. (FOGLER, 2002)

Neste trabalho, o reator químico utilizado foi um CSTR. As equações que definem o balanço de massa em um reator são apresentadas abaixo (FOGLER, 2002):

$$\frac{dN_i}{dt} = F_{i,0} - F_{i,t} + r_i V$$

em que i é o componente em estudo, N é seu número de mols, $F_{i,0}$ é seu fluxo molar inicial em mol/s $F_{i,t}$ é o fluxo molar no tempo t , r_i é a taxa de reação química e V é o volume de reação.

Assim, sabendo-se que para um CSTR não há acúmulo no reator, $\frac{dN_i}{dt} = 0$. Portanto:

$$V = \frac{F_{i,0} - F_{i,t}}{(-r_i)}$$

Outra propriedade importante em um CSTR é o tempo de residência, ou tempo-espacial (τ). Esse pode ser obtido usando-se a definição do fluxo molar, $F_i = v C_i$, em que v é a vazão volumétrica do composto em m³/s e C_i é a concentração volumétrica desse em mol/m³. Assim, tem-se que (FOGLER, 2002):

$$\tau = \frac{V}{v} = \frac{C_{i,0} - C_{i,t}}{(-r_i)}$$

Os custos operacionais do reator dependem dos gastos com a energia elétrica consumida pelo rotor. O fluido possui uma viscosidade de 1,046 cP e o volume do reator corresponde a 22,76 m³, e, portanto, para fins de fazer uma seleção preliminar do tipo de agitador, utiliza-se o gráfico da figura 69.

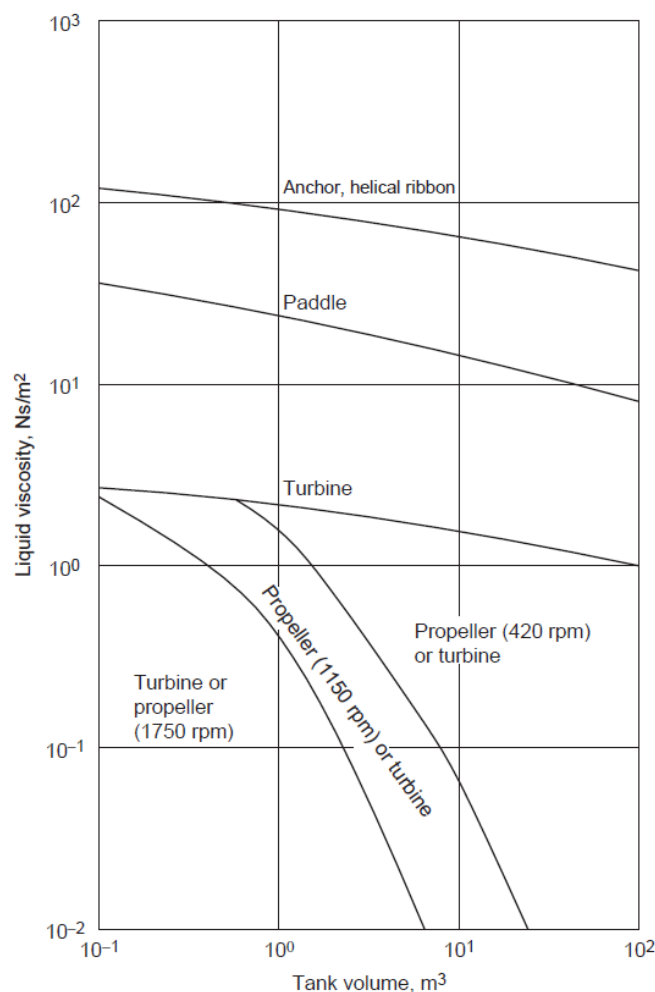


Figura 69 - Gráfico de seleção do tipo de impelidor (TOWLER, 2008)

Após análise gráfica, optou-se por um impulsor do tipo turbina de lâminas inclinadas. (TOWLER, 2008).

Os cálculos de dimensionamento básico são baseados na premissa de que o diâmetro do reator é igual ao nível do líquido. Para diferentes geometrias, os mesmos resultados do processo são obtidos utilizando-se o número apropriado de impulsores. A geometria real da batelada é convertida em uma geometria quadrada por meio da equação seguinte, em que D_{eq} é o diâmetro equivalente e V corresponde ao volume do reator de 22,76 m³.

$$V = \frac{\pi D_{eq}^3}{4}$$

O diâmetro equivalente obtido foi de 3,072 m.

Para fins de projeto, define-se que a razão entre o diâmetro do impelidor (D) e o diâmetro equivalente do tanque (D_{eq}), ambos em metros, é de 40%. Utilizando-se a equação abaixo, encontrou-se que o diâmetro do impelidor é 1,229 m.

$$D = 0.4D_{eq}$$

Considerando-se uma escala de agitação normal, visto que água e metanol são líquidos miscíveis, tem-se que a velocidade de agitação (v_c) equivale a 0,09 m/s. A taxa de bombeamento (q) está definida por:

$$q = v_c \frac{\pi \cdot D_{eq}^2}{4}$$

Assumindo-se um fluxo turbulento, o número de bombeamento (N_q) é estimado com base em curvas genéricas do agitador. O número de revoluções por minuto do agitador (N) é, então, determinada utilizando-se:

$$N_q = \frac{q}{ND^3}$$

O número de Reynolds é calculado por meio da relação abaixo e um novo número de revoluções por minuto é determinado a partir de curvas genéricas do agitador, exemplificada pela figura 70.

$$Re = \frac{N\rho D^2}{\mu}$$

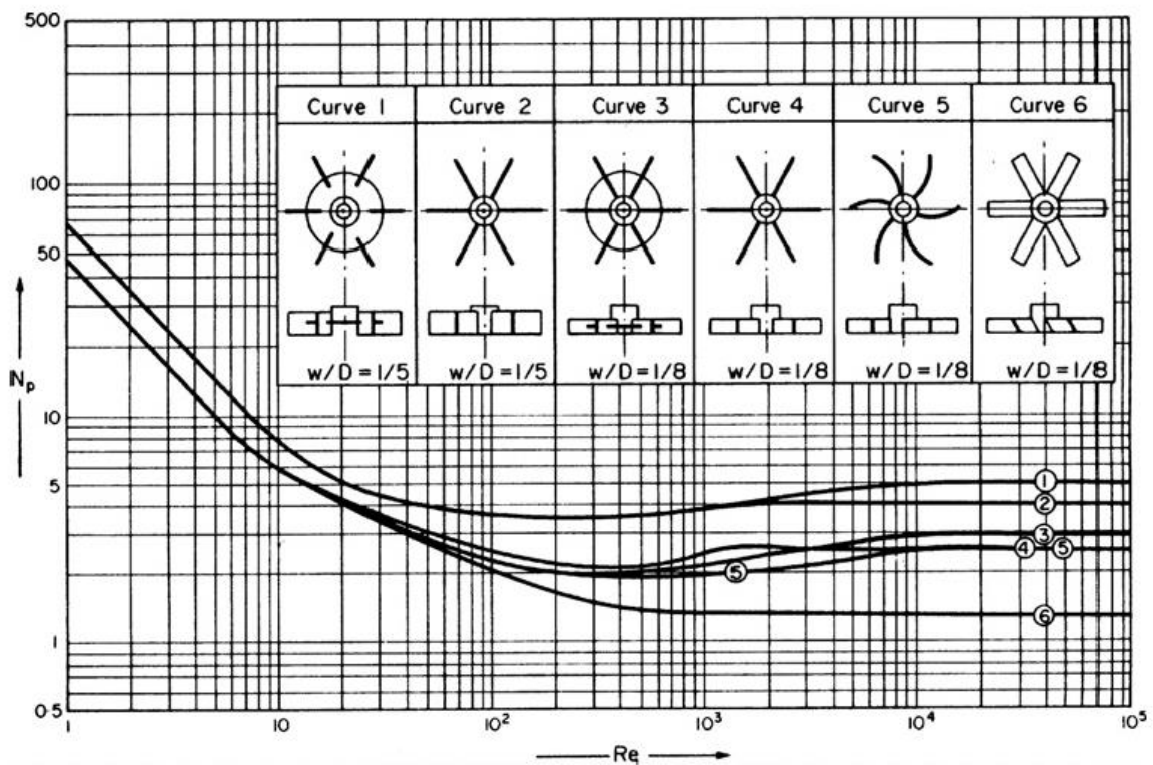


Figura 70 - Relação entre o número de potência e o número de Reynolds, para impelidores do tipo turbina (TOWLER, 2008)

Todas as etapas anteriores são repetidas, até que o número de bombeamento correto seja determinado, para que se calcule a potência do eixo por:

$$Pot = \frac{N_p \rho N^3 D^5}{0,8}$$

em que N_p corresponde ao número de potência determinado com base no número de Reynolds partir de curvas genéricas do agitador.

Por meio da memória de cálculo acima, obteve-se que Reynolds (Re) equivale a 747263. O número de bombeamento (N_q), o número de revolução por minuto (N) e o número de potência (N_p), correspondem, respectivamente, a 0,680, 32,23 rpm e 1,370. A potência obtida foi de 570 W.

Para a otimização do custo imobilizado do reator, realizou-se uma varredura da relação L/D entre 2 e 5 até ser obtido um ótimo econômico. Sabendo-se que o reator opera a 4 kg/cm²g, seu desenho foi feito para 5,75 kg/cm²g em vista dos critérios de segurança. Tal valor de pressão foi utilizado para o cálculo da espessura do reator, bem como os dados do material conforme citados no anexo A, sendo também utilizado o aço-carbono. Ao custo imobilizado do reator foi adicionado o valor do motor que rotaciona seu impelidor, custo esse que seria calculado por meio da equação abaixo, caso a potência equivalesse a no mínimo 1 kW:

$$C_m (US\$2006) = -950 + 1770 \left(\frac{Pot (W)}{1000} \right)^{0,6}$$

Conforme visto anteriormente, o motor que rotaciona o impelidor possui uma potência de 570 W e, portanto, está abaixo da potência mínima admitida. Para fins de determinação do custo, considerou-se, portanto, uma potência de 1 kW, custando R\$ 2689,00, valor esse somado aos custos finais do reator.

A otimização do reator, por fim, pode ser vista na tabela a seguir:

Tabela 34 - Resultado da otimização comprimento-diâmetro do reator.

L/D	D (m)	L (m)	e (mm)	W (kg)	C (US\$ 2006)	C (US\$ 2016)	C (R\$ 2016)
2,00	2,438	4,876	10,8	5.258,984	31.664,2	33.838,1	110.988,9
2,25	2,344	5,274	10,5	5.171,393	31.321,6	33.472,0	109.788,2
2,50	2,263	5,658	10,3	5.107,496	31.070,3	33.203,4	108.907,1
2,75	2,192	6,029	10,1	5.060,564	30.884,8	33.005,2	108.257,2
3,00	2,130	6,389	9,9	5.026,134	30.748,4	32.859,4	107.778,8
3,25	2,074	6,739	9,7	5.001,135	30.649,1	32.753,3	107.430,7
3,50	2,023	7,081	9,5	4.983,389	30.578,4	32.677,8	107.183,1
3,75	1,977	7,414	9,4	4.971,313	30.530,3	32.626,4	107.014,5
4,00	1,935	7,740	9,2	4.963,730	30.500,1	32.594,1	106.908,5
4,25	1,896	8,059	9,1	4.959,749	30.484,2	32.577,1	106.852,8
4,50	1,860	8,372	9,0	4.958,684	30.479,9	32.572,5	106.837,9
4,75	1,827	8,679	8,9	4.959,999	30.485,2	32.578,1	106.856,3
5,00	1,796	8,981	8,8	4.963,273	30.498,3	32.592,1	106.902,1

ANEXO D. TROCADORES DE CALOR

Trocadores de calor são equipamentos que têm a função de permitir o processo de troca de calor entre dois fluidos, que estão a temperaturas diferentes. Isso acontece de maneira indireta, pois não há a mistura dos fluidos envolvidos, e os mecanismos de transmissão envolvidos são a condução e a convecção (INCROPERA, 2007; ÇENGEL,1998). Na maioria das indústrias, um trocador de calor é necessário para aquecer ou resfriar uma corrente de processo, ou para condensar ou vaporizar uma corrente de fluido (CAO, 2009).

As correntes envolvidas em um processo industrial podem ser divididas em dois grupos: correntes de processo e de utilidade. As correntes de processo são os fluxos de fluido que participam dos balanços de massa da planta, como por exemplo, matéria-prima, reagentes e fluxos intermediários. As correntes de utilidade, também chamadas de serviços auxiliares, são aquelas que não participam dos balanços de massa, uma vez que não se misturam às correntes de processo, mas que podem alterar o balanço de energia da planta. Estas podem ser o fluxo de água para refrigeração ou o vapor como fonte de aquecimento (CAO, 2009). As correntes em trocadores de calor podem pertencer a ambos os grupos.

Assim como há diversas aplicações, existem tipos de trocadores que atendem tais necessidades de aplicação. Os trocadores de calor são classificados de acordo com a configuração de escoamento e com o tipo de construção. O escoamento do fluido pode ser feito em contracorrente, onde os dois fluidos entram pela mesma extremidade do equipamento, percorrem-no e saem também pela mesma extremidade, ou em configuração paralela, também chamada de concorrente, na qual os fluidos entram no equipamento por extremidades opostas, escoam em sentidos opostos e saem, também, por extremidades opostas (INCROPERA, 2007). O escoamento em contracorrente resulta em maior eficiência na transferência de calor, devido ao maior gradiente de temperatura produzido ao longo do eixo do trocador.

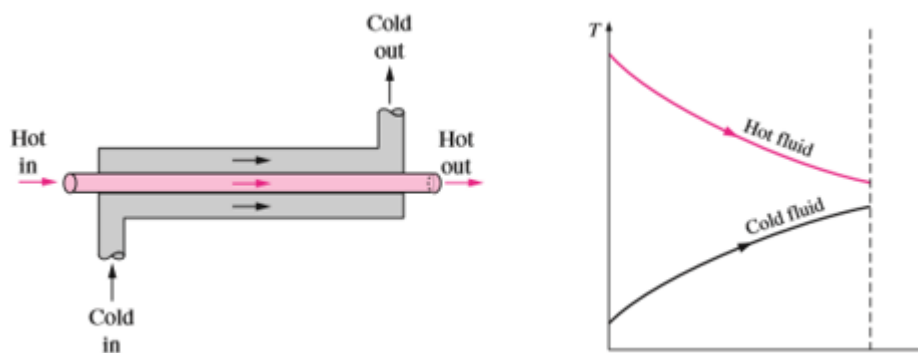


Figura 71 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Configuração paralela e seu perfil de temperatura (ÇENGEL,1998).

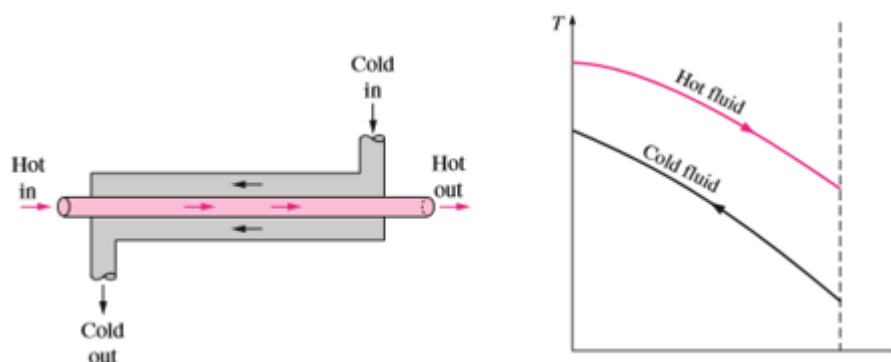


Figura 72 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Configuração contracorrente e seu perfil de temperatura (ÇENGEL,1998).

Já com relação ao tipo de construção, o tipo de trocador mais simples consiste em dois tubos concêntricos com diâmetros diferentes, chamado trocador de calor de tubos concêntricos. Porém, o tipo de trocador mais utilizado em processos industriais é o de casco e tubos, constituído de um grande número de tubos acomodados em um casco com orientação paralela aos tubos. A transferência de calor ocorre quando um fluido passa pelo casco e o outro passa pelos tubos. Esse tipo de trocador é classificado a partir da quantidade de passes dos fluidos pelos cascos e tubos (ÇENGEL, 1998).

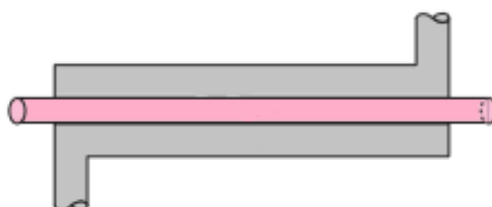


Figura 73 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Trocador de Calor tipo Tubos Concêntricos (ÇENGEL, 1998).

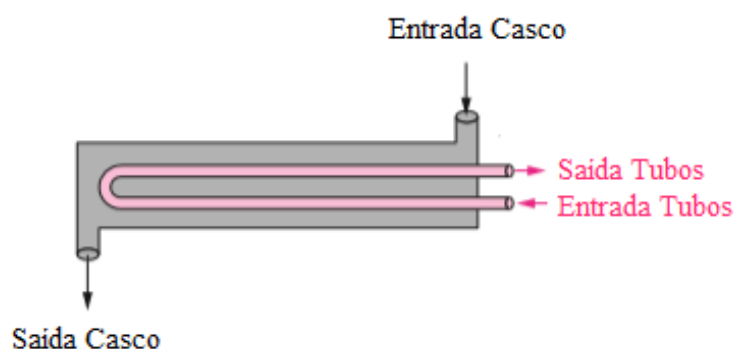


Figura 74 - Classificação de trocadores quanto à configuração de escoamento - Trocador de Calor tipo Casco e Tubos (ÇENGEL, 1998).

Neste trabalho, foi adotado o padrão TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*), que emprega um código de três letras para classificar um trocador de calor do tipo casco e tubos de acordo com seu cabeçote frontal, casco e cabeçote posterior (SERTH, 2007).

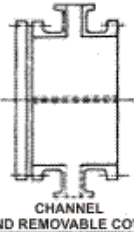


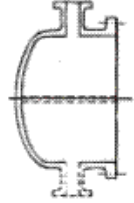


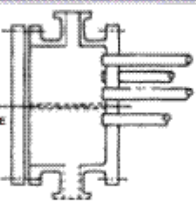
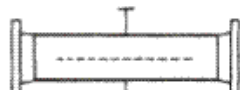
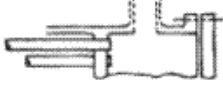
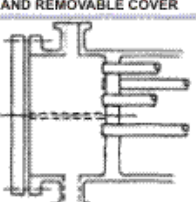
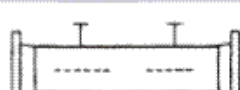
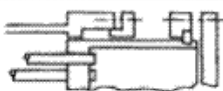
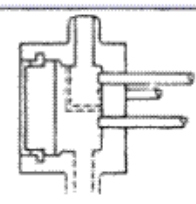
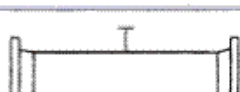

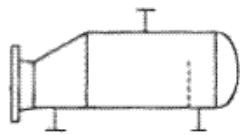
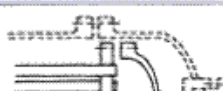

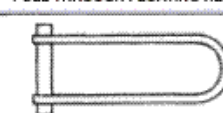

FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES		REAR END HEAD TYPES	
A	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	E	 ONE PASS SHELL	L	 FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F	 TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	M	 FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER	G	 SPLIT FLOW	N	 FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER	H	 DOUBLE SPLIT FLOW	P	 OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J	 DIVIDED FLOW	S	 FLOATING HEAD WITH BASKING DEVICE
		K	 KETTLE TYPE REBOILER	T	 PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X	 CROSS FLOW	U	 U-TUBE BUNDLE
				W	 EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

Figura 75 - Padrão TEMA para classificação de trocadores de casco e tubos (SERTH, 2007).

O tipo de trocador escolhido para todos os trocadores deste projeto foi de casco e tubos, de carcaça única e distribuição triangular dos tubos, com passe único pelos tubos e passe único pela carcaça no caso do condensador, passe duplo pela carcaça para o refeedor.

Para esta distribuição, e levando em consideração o diâmetro interno dos tubos e o *pitch* utilizado, $\frac{3}{4}$ de polegada e 1 polegada, respectivamente, determina-se o diâmetro interno da carcaça pela seguinte tabela:

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 76 - Diâmetro interno da carcaça para tubos $\frac{3}{4}$ de polegada de diâmetro interno, 1 polegada de pitch e arranjo triangular (SERTH, 2007).

Definido o tipo, para se fazer o projeto e prever o desempenho de um trocador de calor, é essencial relacionar a quantidade total de calor trocado (Q) com as temperaturas de entrada e saída do trocador ($T_{entrada}$ e $T_{saída}$), o coeficiente global de transmissão de calor (U) e a área total disponível para a troca térmica (A). Duas dessas relações podem ser obtidas através dos balanços globais de energia, resultando na seguinte equação (INCROPERA,2007).

$$Q = \dot{m}C_p\Delta T$$

onde \dot{m} é a vazão mássica de uma das correntes, $\Delta T = T_{entrada} - T_{saída}$ e C_p é o calor específico.

A diferença de temperaturas utilizada na equação de balanço global de energia considera uma média de temperatura, entretanto, ΔT varia com a posição no trocador, sendo necessário a utilização de uma equação para a quantidade de calor na forma: (INCROPERA, 2007)

$$Q = UA\Delta T_{ML}$$

onde ΔT_{ML} é uma diferença média logarítmica de temperaturas, calculada por

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{q,entrada} - T_{f,saída}) - (T_{q,saída} - T_{f,entrada})}{\ln \left(\frac{T_{q,entrada} - T_{f,saída}}{T_{q,saída} - T_{f,entrada}} \right)}$$

onde

$T_{q,entrada}$ = Temperatura de entrada do fluido quente;

$T_{q,saída}$ = Temperatura de saída do fluido quente;

$T_{f,entrada}$ = Temperatura de entrada do fluido frio;

$T_{f,saída}$ = Temperatura de saída do fluido frio.

O coeficiente global de transmissão de calor (U) é definido em função das resistências térmicas condutiva e convectiva existentes entre os dois fluidos de processo: resistência do fluido quente e do fluido frio, caracterizadas por um coeficiente individual de transmissão de calor, h_q e h_f , respectivamente, resistência devido à formação de incrustações do lado quente e do lado frio, r_q e r_f , e, também, resistência imposta pela superfície sólida, caracterizada pela relação espessura/condutividade térmica (e/κ) (INCROPERA,2007). Assim, o coeficiente global de transferência de calor é calculado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + \frac{e}{\kappa} + r_q + r_f$$

A resistência imposta pela superfície sólida costuma ser desprezível, uma vez que os trocadores são constituídos de materiais metálicos com baixa espessura e alta condutividade térmica, ou seja, $\kappa \gg e$. Então,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + r_q + r_f$$

A diferença de temperatura média logarítmica é limitada para trocadores de calor com escoamento exclusivamente em contracorrente ou em paralelo. Para trocadores reais, entretanto, os fluidos geralmente escoam não somente em uma única configuração de escoamento, pois são trocadores de multipasses, sendo necessário inserir um fator de correção, F_T , que depende da geometria do trocador, além das temperaturas de entrada e saída dos fluidos quente e frio (ÇENGEL, 1998).

$$Q = UA\Delta T_{ML}F_T$$

O fator de correção é determinado a partir de duas razões de temperatura, R e P , definidos por (ÇENGEL, 1998):

$$R = \frac{T_{f,entrada} - T_{f,saida}}{T_{q,saida} - T_{q,entrada}}$$

$$P = \frac{T_{q,saida} - T_{q,entrada}}{T_{f,entrada} - T_{q,entrada}}$$

A partir do cálculo dos parâmetros R e P , é possível determinar F_T com o auxílio dos gráficos a seguir.

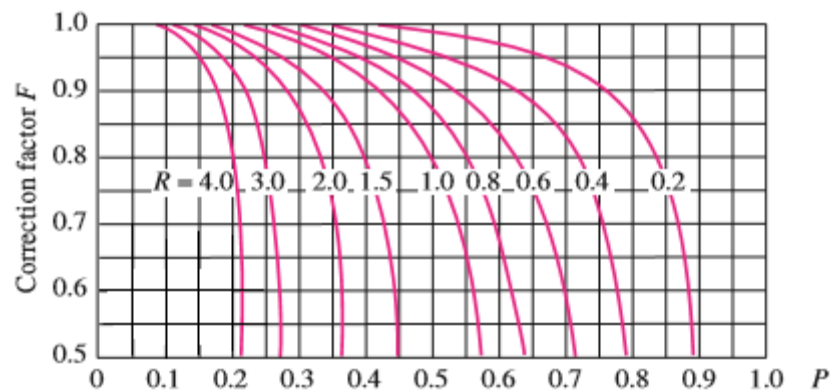


Figura 77 - Determinação de F_T para um trocador com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos (n é múltiplo de 2) (ÇENGEL, 1998).

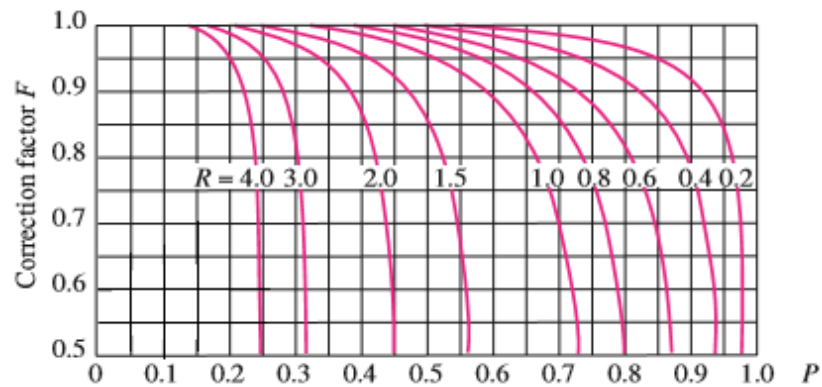


Figura 78 - Determinação de F_T para um trocador com dois passes pela carcaça e n passes pelos tubos (n é múltiplo de 4) (ÇENGEL, 1998).

O fator de correção também pode ser determinado por método analítico (TOWLER, 2008).

$$F_T = \frac{(\sqrt{R^2 + 1}) \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - (\sqrt{R^2 + 1}))}{2 - P(R + 1 + (\sqrt{R^2 + 1}))} \right)}$$

Assim, utilizando as equações já citadas, é possível calcular a área de troca térmica do trocador e, conseqüentemente, o número de tubos necessários:

$$N_{tubos} = \frac{\text{Área de troca}}{\text{Área do tubo}}$$

A área do tubo é calculada pelo comprimento da base multiplicada pelo comprimento do tubo (L):

$$\text{Área do tubo} = \pi dL$$

onde d é o diâmetro da base do tubo.

D.1 Condensador E-1

O condensador total E-1 é o trocador de calor responsável por liquefazer totalmente a corrente de topo da coluna, permitindo que parte da corrente líquida seja retirada como produto e a outra parte volte à coluna por meio da corrente de refluxo.

Os condensadores mais comumente utilizados em processos químicos possuem orientação horizontal e carcaça tipo E, pois é o tipo mais barato de carcaça e por ser de único passe. O TEMA escolhido para este trocador foi o AES, por ser mais prático para limpeza, uma vez que a letra “A” indica que o cabeçote frontal possui tampa e carretel removível, assim como o cabeçote posterior, informação indicada pela letra “S” (SERTH, 2007).

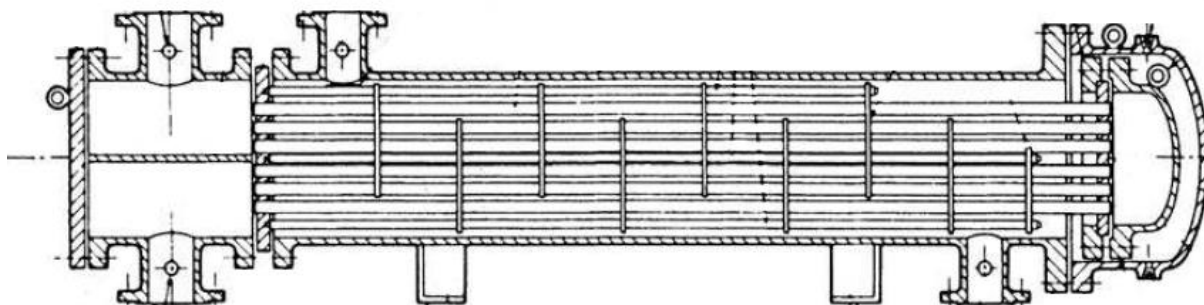


Figura 79 - Trocador de calor do tipo TEMA AES (SERTH, 2007).

Os parâmetros do condensador estão dispostos na tabela a seguir

Tabela 35 - Dados e parâmetros essenciais do condensador.

Q (kcal/h)	7,68E+06
U (kcal/h.m²°C)	819
ΔT_{ML} (°C)	60,40
R	0,911
P	0,238
F_T	1
Área de troca (m²)	171,62
Área do Tubo (m²)	0,36
Número de Tubos	478
Diâmetro da carcaça (in)	27

D.2 Refervedor E-2

O refervedor E-2 é o trocador de calor responsável pela vaporização da corrente de fundo, que será devolvida à coluna para conduzir separação.

O TEMA escolhido para este trocador foi o AKT, comumente utilizado em caldeiras em processos químicos, onde “A” indica, assim como no condensador, que o cabeçote frontal é removível, “K” indica que a carcaça é do tipo *kettle* e “T” indica que o cabeçote posterior também é removível e que possui seus tubos em U (SERTH, 2007). Observa-se que o fator de correção do refervedor é 1, pois a temperatura se mantém constante, uma vez que todo o calor envolvido neste trocador é usado para transformar vapor em líquido saturado.

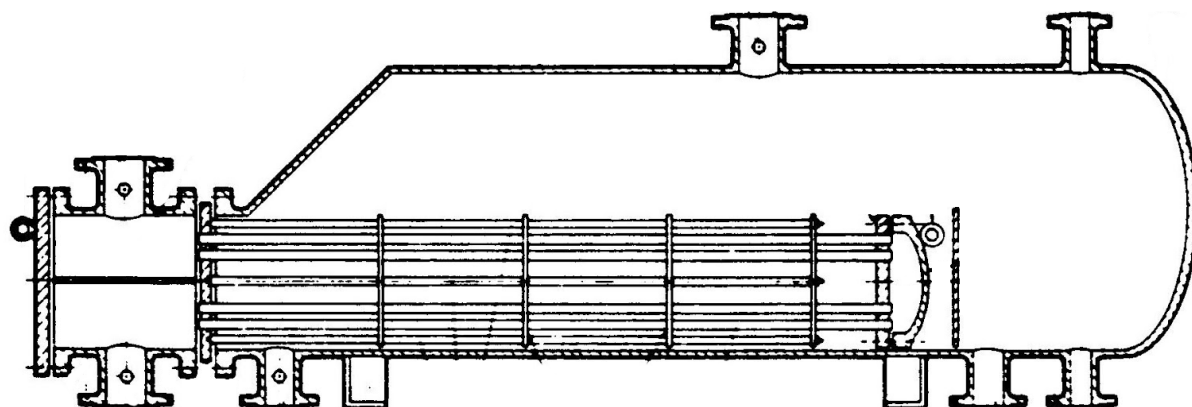


Figura 80 - Trocador de calor do tipo TEMA AKT (SERTH, 2007).

Os parâmetros do refeedor estão dispostos na tabela a seguir

Tabela 36 - Dados e parâmetros essenciais do refeedor.

Q (kcal/h)	8,82E+06
U (kcal/h.m².°C)	666
ΔT_{ML} (°C)	30,83
F_T	1
Área de troca (m²)	472,16
Área do Tubo (m²)	0,36
Número de Tubos	1315
Diâmetro da carcaça (in)	45

D.3 Camisa do Reator E-3

Assim como citado na descrição do processo, o reator da planta é projetado para garantir uma temperatura de 25 °C, a fim de evitar a vaporização do óxido de propileno. Para garantir essa temperatura, faz-se o uso de uma camisa externa simples, cuja corrente de refrigeração é constituída de água, que é resfriada por um sistema de *cooling* em reciclo. A água passa pela camisa do reator, à temperatura de 10 °C, absorve calor até 25 °C e é resfriada pelo sistema do cooler até 10 °C, reiniciando o ciclo.

A equação que define os custos C do uso de um fluido refrigerante em um sistema que requer a remoção de um calor Q_C a uma temperatura T é:

$$C \text{ (US\$2006/kJ)} = 0,6Q_C^{-0,9}(T^{-3}) + 1,1 \times 10^6 T^{-5}$$

em que $1 < Q_C < 1000 \text{ kJ/s}$ e $0 < T < 300 \text{ K}$. (ULRICH E VASUDEVAN, 2006).

Os custos indicados pela equação incluem todos os gastos relacionados ao sistema de refrigeração cíclica da camisa, desde o preço do fluido refrigerante até a operação e instalação do mesmo.

Abaixo, estão descritas as especificações projetadas para a camisa:

Tabela 37 - Dados e parâmetros essenciais da camisa do reator.

Espessura (m)	0,1
Q (kcal/h)	1,19E+08
Consumo de água de refrigeração (m³/h)	57,53
Consumo do refrigerante em E-3 (R\$2016/ano)	44.615,39

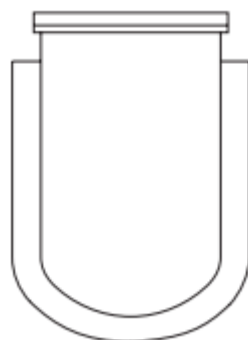


Figura 81 - Exemplo de camisa externa simples em um recipiente. (TOWLER, 2008)

ANEXO E. BOMBAS

O transporte de fluidos é essencial para o funcionamento de uma planta química. A impulsão de uma corrente líquida, promovida pelo fornecimento de energia mecânica a essa, contribui para modificar a velocidade, pressão e elevação do fluido. Para tanto, uma bomba pode ser utilizada, onde a movimentação de partes móveis cederá essa energia necessária para o escoamento. (McCABE, 2005)

Duas classes principais de bombas podem ser definidas: bombas de deslocamento positivo, as quais operam aplicando pressão diretamente ao fluido; e as bombas cinéticas ou centrífugas, que aumentam a energia cinética do fluido por meio da movimentação de um rotor, para em seguida convertê-la em energia de pressão. Enquanto bombas de deslocamento positivo podem operar fornecendo grandes alturas de impulsão de líquido, estas funcionam em menores regimes de vazão. (McCABE, 2005)

Uma bomba centrífuga cobre um grande intervalo de vazões, ao mesmo tempo que fornece uma carga razoável ao sistema. Como não se trata de um sistema que demande cargas altas a serem desenvolvidas, nem de algum que contenha fluidos muito viscosos, opta-se por escolher as bombas centrífugas para operar nas 5 unidades de bombeamento da planta, devido a sua versatilidade. De acordo com o ângulo de descarga em relação à sucção, uma bomba centrífuga pode ser definida como radial (ângulo de 90°), axial (ângulo de 180°) ou mista. Para o projeto, serão utilizadas bombas centrífugas radiais, que operam com uma capacidade de vazão razoável, ainda fornecendo boas alturas manométricas, em detrimento das bombas axiais que operam em maiores vazões, mas fornecem uma carga menor ao fluido. (McCABE, 2005)

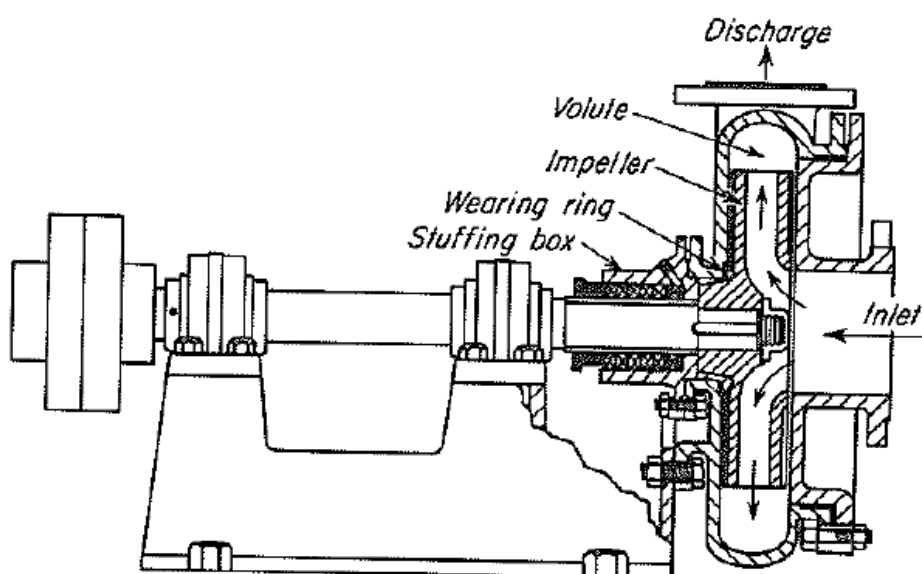


Figura 82 - Visão lateral em corte de uma bomba centrífuga radial (McCABE, 2005).

A faixa de valores de head/carga e vazão/capacidade nos quais a bomba opera define a curva característica dessa, uma curva que depende da geometria do equipamento e parâmetros nas quais ela influencia, tais como diâmetro do impelidor e velocidade de rotação. Ao associar a curva característica da bomba à curva do sistema, que é a curva que define a carga necessária para cada vazão para impulsionar o fluido de acordo com as condições do sistema, se obtém o ponto de operação da bomba (P.O.). Visto que as vazões de fluido são parâmetros do projeto ou resultados da simulação da planta, não podendo ser alteradas, a bomba deve ser ajustada aos parâmetros do sistema, e não o contrário. A vazão obtida pela curva característica da bomba para tais condições pode ser ajustada, por exemplo, por uma válvula, ou pela alteração da velocidade de rotação da bomba. (McCABE, 2005; TOWLER, 2008)

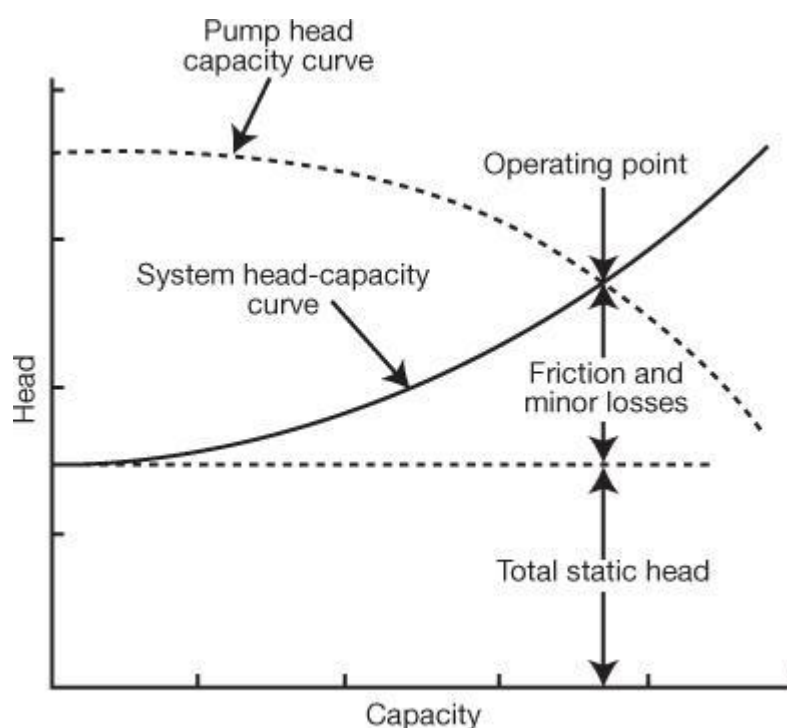


Figura 83 - Ponto de operação de uma bomba a partir das curvas características (LIPTÁK, 2009).

Definido o tipo de bomba a ser utilizado, pode-se começar o projeto de cada uma. O desenho de uma bomba é dado pela diferença de pressão (ou carga) a ser fornecida ao fluido, da vazão que movimenta e da potência a ser transferida à corrente. A vazão Q que a bomba movimenta é uma característica que vem do projeto, sendo um valor especificado por ele para atender aos requerimentos. As capacidades mínima e máxima, Q_{min} e Q_{max} , para as quais a bomba deve ser projetada podem ser definidas como:

$$Q_{min} = 0,6Q$$

$$Q_{max} = 1,1Q$$

Esses valores cobrem todas as bombas, exceto as bombas utilizadas para movimentar o refluxo (G-4) da unidade C-1. Para tal bomba, a capacidade máxima é dada por um sobredimensionamento de 120%, ou seja,

$$Q_{max,G-4} = 1,2Q$$

A pressão de admissão, p_{adm} , depende da pressão na qual o fluido se encontra na saída da unidade anterior (p_1) e da carga hidrostática devido à altura h_1 da coluna de líquido (em geral, tomada como 3 metros, pois corresponde à elevação da unidade anterior ao solo) antecedente à bomba.

$$p_{adm}(bar) = p_1(bar) + \frac{\rho \left(\frac{kg}{m^3} \right) 9,81 h_1(m)}{10^5}$$

onde ρ é a densidade do fluido. A pressão de impulsão p_{imp} , por sua vez, depende da pressão na qual o fluido deve se encontrar na entrada da unidade seguinte, p_2 , bem como a carga hidrostática a ser vencida e eventuais perdas de carga, p_h . A diferença de pressão Δp que a bomba deve fornecer ao líquido é dada pela diferença entre as pressões de impulsão e admissão. A carga H da bomba é definida pela razão entre a pressão diferencial e o peso do fluido.

$$p_{imp}(bar) = p_2(bar) + \frac{\rho \left(\frac{kg}{m^3} \right) 9,81 h_2(m)}{10^5} + p_h(bar)$$

$$\Delta p (bar) = p_{imp} - p_{adm}$$

$$H(m) = \frac{\Delta p (bar) \cdot 10^5}{\rho \left(\frac{kg}{m^3} \right) 9,81}$$

A pressão de desenho da bomba é definida segundo um dentre três critérios. Adiciona-se 1,75 kg/cm²g ao valor da pressão de operação, multiplica-se a pressão de operação por 110% ou usa-se 3,5 kg/cm²g. O critério a ser escolhido é aquele que retorna o maior valor de pressão. Para a temperatura de desenho, considera-se a temperatura de operação adicionada de 30 °C, sendo 80 °C o valor mínimo de desenho a ser suportado pela bomba.

A pressão máxima de admissão é definida a partir da pressão de desenho na tubulação ou recipiente anterior à bomba, bem como o valor máximo $h_{1,max}$ da altura de coluna de líquido que pode ser assumido, considerando a capacidade máxima admitida no recipiente de origem.

$$p_{adm,max}(bar) = p_{1,desenho}(bar) + \frac{\rho\left(\frac{kg}{m^3}\right)9,81 h_{1,max}(m)}{10^5}$$

Por outro lado, a pressão de impulsão máxima pode ser obtida mediante um de dois critérios diferentes, selecionado como o que retornar um maior valor. Um critério é adicionar a diferença de pressão operacional à pressão máxima de admissão. O outro, também conhecido como pressão de *shut-off* ou pressão à impulsão fechada, é obtida ao somar a pressão de admissão de operação à pressão diferencial máxima, que apresenta um fator de acionamento de 1,2 para bombas centrífugas.

$$p_{imp,max}(bar) = p_{adm,max} + \Delta p$$

$$p_{imp,max}(bar) = p_{adm} + 1,2\Delta p$$

Definidos os limites de pressão que a bomba deve assumir para aspiração ou descarga, deve-se garantir que o equipamento opere numa faixa segura de operação. Sendo assim, um fator importante a ser considerado é o NPSH, a carga máxima de sucção, que quantifica o quão maior a pressão de aspiração é em relação à pressão de vapor do fluido bombeado. É necessário garantir essa condição, pois bombear um líquido a pressões muito próximas de sua pressão de vapor pode causar o aparecimento de bolhas que, ao se juntarem e causarem flutuações de pressão no interior da bomba, podem danificar o impelidor ao colapsarem e diminuir a eficiência desta com o passar do tempo, eventualmente causando danos irreparáveis às partes móveis devido ao desgaste. Esse fenômeno, denominado cavitação, pode ser evitado pela garantia de uma boa faixa de carga máxima de sucção. O NPSH disponível para a bomba pode ser, então, definido como: (TOWLER, 2008)

$$NPSH_{disp}(m) = \frac{(p_{adm}(bar) - p_{vapor}(bar)) \cdot 10^5}{9,81 \rho\left(\frac{kg}{m^3}\right)}$$

Para garantir a condição de não cavitação, deve-se garantir que o NPSH disponível seja superior ao NPSH requerido. Este segundo valor depende do tipo de bomba e, geralmente, é fornecido pelo fabricante. Para bombas que operam a vazões pequenas, de menos de 100 m³/h, pode-se considerar como um valor razoável de $NPSH_{req}$ de 3 metros. Sendo assim, $NPSH_{disp}$, em metros, deve ser maior do que 3, visto que todas as bombas da planta se encaixam nessa condição de vazão.

A potência absorvida pelo fluido para pressurizá-lo no valor da pressão diferencial à vazão especificada é definida levando-se em conta a eficiência da bomba, η . Essa eficiência em bombas centrífugas pode ser estimada por gráficos a partir da capacidade da bomba. Para o cálculo da potência, se considera o valor máximo que a vazão pode assumir (ou seja, se

inclui o fator de sobredimensionamento).

$$Pot(W) = \frac{Q_{max} \left(\frac{m^3}{h} \right) \Delta p (bar) \cdot 10^5}{3600 \eta}$$

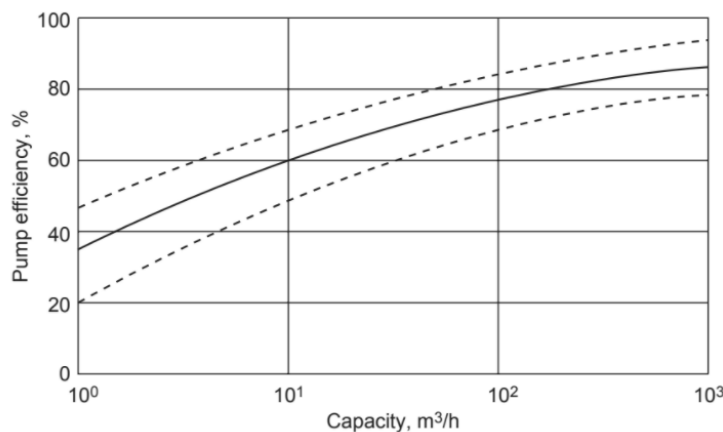


Figura 84 - Estimação da eficiência das bombas centrífugas (TOWLER, 2008).

Ao se ter definido a potência, pode-se calcular o custo do motor, C_m , necessário para fornecer essa quantidade de energia por unidade de tempo para o sistema, onde o valor mínimo de potência admitido é de 1 kW. Além disso, é possível definir o custo da centrífuga, C_c , com base na vazão de líquido a ser movimentado pela bomba.

É importante ressaltar que as bombas devem ser projetadas em duplicatas. Isso porque, no caso de falha de uma bomba, outra bomba idêntica em paralelo poderá ser acionada pelo sistema de controle da planta, de forma a mantê-la em operação contínua e facilitando o reparo da bomba danificada sem cessar a produção. Portanto, o custo total das bombas, C_{bombas} , é dado pela soma dos custos da centrífugas e motores de ambas as bombas.

$$C_m(US\$2006) = -950 + 1770 \left(\frac{Pot(W)}{1000} \right)^{0,6}$$

$$C_c(US\$2006) = 6900 + 206 \left(\frac{1000}{3600} Q_{max} \right)^{0,9}$$

$$C_{bombas}(US\$2006) = 2(C_m + C_c)$$

Por fim, o gasto anual de operação das bombas, $C_{ele,b}$, pode ser definido pela eletricidade demandada pelo motor para promover a rotação do impelidor. Esse custo depende também da potência demandada pelo fluido para operar nas condições de vazão e carga de pressão do projeto, além do custo da eletricidade por MWh, especificado na seção 2.1.6 - *Custos Gerais*, e do fator de operação, de 8000 h/ano.

$$C_{ele,b}(R\$2016) = \frac{240}{10^6} 8000 Pot(W)$$

E.1 Bombas G-1, G-2 e G-3

A bomba G-1 é responsável por bombear água, a ser usada como reagente na reação de formação do propilenoglicol, desde uma corrente de processo anterior até o Mixer, que juntará as correntes de óxido de propileno, bombeado pela bomba G-2, e metanol, impulsionado pela unidade G-3, em destino ao reator R-1. A vazão e temperatura de cada corrente vêm pelas especificações do projeto, sendo calculada a pressão diferencial necessária para pressurizar a corrente desde a pressão atmosférica até 4 kg/cm²g, pressão do recipiente de destino. A partir da densidade do fluido, tomada da simulação, foi calculada a carga ou altura manométrica total da bomba, bem como sua potência e custo de fabricação e operação.

Tabela 38 - Cálculo dos Custos das bombas G-1, G-2 e G-3.

Bomba	G-1	G-2	G-3
ρ (kg/m³)	1007	821,7	786
Δp (bar)	4,75	4,6	4,57
Q (kg/h)	6560	1134	1045
H (m)	48,08	57,04	59,25
NPSH_{disp} (m)	12,95	6,89	13,81
Pot (W)	1890,9	484,7	463,9
C_{bombas} (US\$2006)	17790,6	15613,8	15608,1
C_{bombas} (R\$2016)	62359,4	54729,31	54709,33
C_{ele,b} (R\$2016)	3630,5	930,6	890,8

A tabela acima já leva em conta o projeto das bombas em duplicata. Se observa que o NPSH disponível é maior do que 3 para todas as bombas, assegurando a condição de segurança para evitar cavitação das mesmas, considerando a faixa de $NPSH_{req}$ de 3 metros. Para o cálculo do custo do motor das bombas G-2 e G-3, foi considerada uma potência de 1 kW, para validar a equação do custo do motor. Isso, conseqüentemente, fará com que a eficiência dessas bombas possa ser menor do que o esperado. As eficiências estimadas para as bombas, de acordo com o gráfico presente na memória de cálculo das bombas foram de 0,5 para a bomba G-1 e 0,4 para as bombas G-2 e G-3. (TOWLER, 2008)

E.2 Bombas G-4 e G-5

As bombas G-4 e G-5 são responsáveis por movimentar o fluido pelas tubulações de refluxo da coluna C-1 e pelo reciclo da planta, respectivamente. Ambas originam da saída do recipiente pulmão, C-2, onde a bomba de refluxo retorna a corrente de leves para o topo da coluna, enquanto a bomba de reciclo retorna metade do produto de topo ao reator R-1, visto que essas correntes são, majoritariamente, espécies não reagidas, podendo ser reaproveitadas para diminuir gastos com reagentes e metanol. De maneira análoga às outras três bombas, os parâmetros destas duas unidades foram calculados.

Tabela 39 - Cálculo dos Custos das bombas G-4 e G-5.

Bomba	G-4	G-5
ρ (kg/m³)	919,6	919,6
Δp (bar)	1,44	3,59
Q (kg/h)	576,7	7277,73
H (m)	15,99	39,8
NPSH_{disp} (m)	3,68	3,68
Pot (W)	75,43	1578,62
C_{bombas} (US\$2006)	15525,5	17392,7
C_{bombas} (R\$2016)	54419,71	60964,51
C_{ele,b} (R\$2016)	144,8	3030,9

Assim como as bombas G-1, G-2 e G-3, as unidades G-4 e G-5 encontram-se numa faixa de NPSH disponível segura para evitar a cavitação. A bomba de refluxo, por apresentar potência inferior a 1 kW, também teve de ser ajustada para tal valor no cálculo do motor, portanto, apresentará uma eficiência mais baixa do que o esperado. As eficiências hidráulicas estimadas para as bombas foram 0,4 para a bomba de refluxo e 0,55 para a bomba de reciclo.