



Projeto de implantação de uma planta industrial de Pentaeritritol Grau Técnico

Carlos Eduardo Amancio Ribeiro

Gabriel Migliano Silva

Robson Angelo Monteiro

Projeto Final de Curso

Orientadores

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc

Flávia Chaves Alves, D.Sc

Maria José de O. C. Guimarães, D.Sc

Agosto de 2011

PROJETO DE IMPLANTAÇÃO DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE PENTAERITRITOL GRAU TÉCNICO

Carlos Eduardo Amancio Ribeiro

Gabriel Migliano Silva

Robson Angelo Monteiro

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Heloísa Lajas Sanches, D.Sc

Luiz Fernando Leite, D.Sc

Suzana Borschiver, D.Sc

Orientado por:

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc

Flávia Chaves Alves, D.Sc

Maria José de O. C. Guimarães, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Agosto de 2011

Ficha Cartográfica

Silva, Gabriel. Monteiro, Robson. Ribeiro, Carlos.

Projeto de Implantação de uma Planta Industrial de Pentaeritritol Grau Técnico/ Carlos Eduardo Amancio Ribeiro, Gabriel Migliano Silva, Robson Angelo Monteiro. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2011.

xii, 65p.; il

(Projeto Final de Curso) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: Carlos Augusto G. Perlingeiro e Flávia Chaves Alves e Maria José de O. C. Guimarães.

1. Pentaeritritol. 2. Simulação de Processos. 3. Análise de Mercado. 4. Projeto Final de Curso. (Graduação - UFRJ/EQ). 5. Carlos Augusto G. Perlingeiro; Flávia Chaves Alves; Maria José de O. C. Guimarães. I. Projeto de Implantação de uma Planta Industrial de Pentaeritritol Grau Técnico.

Dedicatória

Ao corpo docente da Escola de Química, aos futuros engenheiros químicos e principalmente aos contemporâneos, que tornaram nossas tardes mais agradáveis.

“Everything humans can imagine is a possibility in reality”.
Willy Karen

Agradecimentos

Agradecimento primeiramente a Deus, responsável por tudo. Agradecimentos ao meu pai Carlos Antonio, por todo o respaldo econômico e psicológico, além da incessante cobrança por estudos, a minha mãe Luzimar pelo acompanhamento próximo de minha formação, sem vocês não seria quem sou hoje. Meu irmão mais velho Marco Antonio por momentos de sabedoria, você foi essencial.

A todas as pessoas que nos apoiaram, sem esquecer das pessoas que nos desmotivaram, vocês foram combustível de nossa caminhada.

Não menos importante, nossos amigos da Reprografia Antonio, sem vocês os cinco anos de graduação seriam mais longos.

Orientador e co-orientadores muito obrigado por compartilhar seus preciosos conhecimentos.

Meus amigos, companheiros, compadres e irmãos, Gabriel e Robson, muito obrigado por compartilhar um dos momentos mais especiais de minha vida.

Carlos Eduardo Amancio Ribeiro

Agradeço a minha família por todo amor, dedicação e cuidado, e a meus amigos pelo suporte emocional em todos os momentos de minha vida.

Gabriel Migliano Silva

Acima de tudo, agradeço a Deus, sem ele nada seríamos. Agradeço pela orientação de meus pais, sem ela eu não chegaria tão longe. Agradeço a paciência dos meus amigos e os desafios criados por meus professores. Agradeço a todos, pois todos contribuíram no desenvolvimento da pessoa que sou hoje.

Robson Angelo Monteiro

Resumo de Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico.

PROJETO DE IMPLANTAÇÃO DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE PENTAERITRITOL GRAU TÉCNICO

Carlos Eduardo Amancio Ribeiro

Gabriel Migliano Silva

Robson Angelo Monteiro

Agosto, 2011

Orientadores: Carlos Augusto G. Perlingeiro

Flávia Chaves Alves

Maria José de O. C. Guimarães

O pentaeritritol é um composto pertencente ao grupo de alcoóis poliídricos e, devido ao fato de suas moléculas apresentarem grande impedimento estérico, é largamente utilizado em composições para tintas, especialmente por países em desenvolvimento, como Brasil, China e Índia. Embora grande parte do setor de tintas utilize o composto citado em suas formulações, o Brasil não possui uma única fábrica de pentaeritritol em funcionamento. Este fato, somado com o crescimento do setor de construção brasileiro e a existência de tecnologias para a produção desse álcool poliídrico serviram de motivadores para a realização deste trabalho.

O presente trabalho teve como objetivo principal desenvolver um projeto conceitual e um projeto básico de uma instalação industrial para a produção de pentaeritritol grau técnico, visando atender a demanda nacional e Mercosul.

São analisados a rota tecnológica da planta a ser projetada, estimativa da capacidade produtiva, baseada no consumo aparente nacional e em estudo de mercado, realização de simulação da planta projetada e, finalmente, estimativa dos custos de implantação da unidade e o lucro líquido gerado pela mesma, a partir de dados de dimensionamento e simulação da planta. Para este fim, foram utilizados os softwares Aspen Plus Interface User® e Mathcad como ferramentas de apoio nos cálculos.

Índice de Capítulos

1. Capítulo 1: Introdução e objetivos	1
1.1. Introdução	1
1.2. Objetivos.....	1
1.2.1.Objetivo Geral.....	1
1.2.2.Objetivos Específicos.....	1
1.3. Organização do Trabalho.....	2
2. Capítulo 2: Fundamentos Teóricos	3
2.1. Pentaeritritol.....	3
2.2. Cinética de Reação Química para Produção de Pentaeritritol	4
2.3. Cinética de Cristalização do Pentaeritritol.....	6
3. Capítulo 3: Estudo e Caracterização do Mercado de Pentaeritritol	8
3.1. Identificação do Produto.....	8
3.1.1.Definição do Produto	8
3.1.2.Aplicações do Produto	9
3.1.3.Características Técnicas.....	11
3.1.3.1. Mercado das Tintas.....	11
3.1.4.Componentes do Produto.....	12
3.1.5.Tecnologia de Produção.....	13
3.2. Classificação do Produto	14
3.2.1.Mercados.....	14
3.2.2.Consumo	15
3.3. Análise da Concorrência	16
3.3.1.Nível de Oferta dos Concorrentes.....	17
3.4. Estrutura de Mercado.....	19
3.4.1.Fatias de Mercado dos Concorrentes	20
3.4.2.Preços Praticados	21
3.5. Informações Relevantes.....	23
3.5.1.Substitutibilidade.....	23
3.5.2.Mercado de Metanol	24
4. Capítulo 4: Metodologia - Etapas de Síntese do Processo	26

4.1. Determinação dos Componentes.....	26
4.2. Determinação da Cinética de Reação	28
4.3. Seleção do Tipo de Reator	28
4.4. Determinação do Equipamento para Recuperação de Formaldeído em Excesso	29
4.5. Determinação da Etapa de Cristalização.....	30
4.6. Determinação da Etapa de Separação Sólido-Líquido.....	31
5. Capítulo 5: Resultados e Discussão	32
5.1. Fluxograma de Processo Simulado.....	32
5.1.1. Seção de Mistura.....	34
5.1.2. Seção de Reação e Armazenamento	35
5.1.3. Seção de Separação.....	36
5.1.4. Seção de Tratamento.....	36
5.2. Resultados das Simulações	37
5.2.1. Determinação da Temperatura Ótima de Operação	37
5.2.2. Determinação do Número de Reatores	40
5.2.3. Determinação da Temperatura Ótima de Operação do Evaporador	41
5.2.4. Determinação da Temperatura de Operação do Cristalizador	43
5.3. Dimensionamento dos Equipamentos Principais.....	44
5.3.1. Condições Conhecidas	45
5.3.2. Metas de Projeto e Outras Considerações.....	46
5.3.2.1. Seção de Mistura.....	46
5.3.2.2. Seção de Reação e Armazenamento	46
5.3.2.3. Seção de Separação.....	47
5.3.2.4. Seção de Tratamento.....	47
5.4. Avaliação Econômica e Análise de Sensibilidade	48
5.4.1. Investimento.....	50
5.4.2. Custos Fixos.....	52
5.4.3. Custos Variáveis	52
5.4.4. Investimento Total	53
5.4.5. Custos Unitários.....	53
5.4.6. Fluxo de Caixa	54
5.4.7. Análise de Sensibilidade do Investimento	58
5.5. Limitações na Realização do Trabalho	59

6. Capítulo 6: Conclusões.....	61
7. Capítulo 7: Sugestões.....	62
8. Capítulo 8: Referências bibliográficas.....	63
9. Anexos	

Índice de Tabelas

Tabela 3.1 – Especificações e Propriedades Físicas do Pentaeritritol.....	9
Tabela 3.2 – Descrição das Empresas Consumidoras de Pentaeritritol no Brasil.....	10
Tabela 3.3 – Coeficientes Técnicos Teóricos e Consumo Anual de Reagente	13
Tabela 3.4 – Capacidade Mundial de Produção de Pentaeritritol em Meados de 2009	15
Tabela 3.5 – Consumo Mundial de Pentaeritritol por Regiões	16
Tabela 3.6 – Capacidade Instalada e Produção de Pentaeritritol por Regiões	17
Tabela 3.7 – Dados de Importação e Exportação do Pentaeritritol no Brasil.....	18
Tabela 3.8 – Principais Produtores de Pentaeritritol e suas Características	19
Tabela 3.9 – Fornecedores de Pentaeritritol.....	20
Tabela 3.10 – Importações Brasileiras de Pentaeritritol em 2010.....	22
Tabela 5.1 – Seções do Processo com Equipamentos Correlatos	32
Tabela 5.2– Curva de Solubilidade para o Sistema Pentaeritritol-Água.....	44
Tabela 5.3 – Vazões de Entrada para o Processo sem Perdas	45
Tabela 5.4– Vazões de Entrada para o Processo Considerando Perdas	46
Tabela 5.5– Descrição do Custo de Equipamentos	50
Tabela 5.6– Estimativas Relativas ao Investimento em Equipamentos Principais	51
Tabela 5.7– Custos com Construção Civil	51
Tabela 5.8– Demanda de Mão de Obra Indireta	52
Tabela 5.9– Custos Fixos de Operação	52
Tabela 5.10– Demanda de Matéria-Prima	52
Tabela 5.11– Demanda de Mão de Obra Direta	53
Tabela 5.12– Demanda de Utilidades	53
Tabela 5.13– Investimento Total em Dólares	53
Tabela 5.14– Custos Operacionais	54
Tabela 5.15– Produção Anual com 100% da Capacidade Instalada	54
Tabela 5.16– Custos Referentes à Produção	54
Tabela 5.17– Premissas para o Cálculo de Fluxo de Caixa	55

Tabela 5.18– Fluxo de Caixa para o Investimento	56
Tabela 5.19– Valores dos Índices de Viabilidade	57

Índice de Figuras

Figura 2.1– Fórmula Estrutural do Pentaeritritol	3
Figura 2.2– Imagens do Microscópio de Varredura Eletrônica para Cristais de Pentaeritritol.....	7
Figura 3.1– Forma de Manufatura (Lotes de Sacos) do Pentaeritritol	11
Figura 3.2– Cadeia Produtiva do Pentaeritritol Petroquímico	13
Figura 3.3– Market-Share para o Pentaeritritol.....	21
Figura 3.4– Preços Praticados de Pentaeritritol em Diferentes Países	21
Figura 3.5– Preços de Importação Brasileira de Pentaeritritol.....	22
Figura 3.6– Histórico dos Preços de Pentaeritritol.....	23
Figura 3.7– Dados de Importação, Exportação, Produção e Consumo Aparente de Metanol	25
Figura 5.1– Fluxograma Completo do Processo	33
Figura 5.2– Avaliação de Lucratividade da Seção de Reação e Armazenamento	38
Figura 5.3– Massa de Pentaeritritol Produzida por Ano	39
Figura 5.4– Perfil de Concentração das Espécies Envolvidas.....	40
Figura 5.5– Perda Referente a Operação de Recuperação de Formaldeído	41
Figura 5.6– Perda de Formaldeído pela Operação do Evaporador.....	42
Figura 5.7– Perda de Pentaeritritol pela Operação do Evaporador	43
Figura 5.8– Vista Superior da Planta de Produção de Pentaeritritol	49
Figura 5.9– Evolução de Razão entre os Preços de Formiato de Sódio e Pentaeritritol	55
Figura 5.10– Gráfico de Análise de Sensibilidade do Investimento - TIR	58
Figura 5.11– Gráfico de Análise de Sensibilidade do Investimento - VPL	59

Capítulo 1: Introdução e Objetivos

1.1. Introdução

O pentaeritritol está situado no grupo de alcoóis poliídricos e seu principal consumo no Brasil se dá na produção de resinas alquídicas, sendo que no mesmo segmento, o principal concorrente é a glicerina. A glicerina é um produto químico obtido, por exemplo, a partir da fabricação do biodiesel (subproduto) e possui um baixo valor de mercado. As resinas produzidas com pentaeritritol, em substituição a glicerina, apresentam uma série de vantagens quanto ao desempenho final do produto.

Existem vários “grades” de pentaeritritol, sendo o mais consumido no Brasil o de grau técnico.

Segundo dados da Associação Brasileira da Indústria Química (ABIQUIM, 2009), o pentaeritritol foi um produto que apresentou nos últimos cinco anos elevada importação e nenhuma produção em território brasileiro.

Elevado valor agregado, alta taxa de importação e rota de produção utilizando matérias-primas produzidas no Brasil, foram os principais fatores que motivaram este trabalho.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo Geral

Este trabalho tem como objetivo desenvolver um projeto conceitual e um projeto básico de uma instalação industrial para a produção de pentaeritritol grau técnico, visando atender a demanda nacional.

1.2.2. Objetivos Específicos

Avaliar as principais características de produção das plantas de pentaeritritol no mundo, escolhendo, assim, a rota tecnológica da planta a ser projetada.

Estimar a capacidade da planta, com base no consumo aparente nacional e em estudo de mercado.

Utilizar os softwares Aspen Plus® Interface User e Mathcad para simulação da planta industrial.

Estimar os custos de implantação da unidade e o lucro líquido, a partir de dados de dimensionamento e simulação da planta.

1.3. Organização do Trabalho

O presente estudo apresenta-se organizado em oito capítulos:

O capítulo 1 contextualiza os principais motivos para o desenvolvimento do presente trabalho.

No capítulo 2 é apresentada uma breve revisão dos principais conceitos básicos disponíveis na literatura relacionados ao pentaeritritol. Primeiramente é fornecida uma definição completa do produto em questão. Em seguida são mencionados estudos de cinética de reação química, os quais são empregados, adiante, nos simuladores de processo na forma de constantes cinéticas. Também é avaliada a cinética de cristalização para o sistema pentaeritritol-água, com a finalidade de fornecer dados essenciais ao simulador, para a utilização do módulo de cálculos de cristalizadores.

No capítulo 3 é apresentado um completo estudo de mercado, no qual são avaliados os mercados interno e externo, com a principal função de determinar aspectos como capacidade produtiva de uma instalação industrial no Brasil, preços praticados, além de informações relevantes.

No capítulo 4 é descrita a metodologia aplicada no desenvolvimento das diversas etapas de projeto, ou seja, a simulação, dimensionamento e os cálculos utilizando as ferramentas do simulador de processo.

No capítulo 5 são apresentados os resultados relevantes obtidos nas etapas de simulação e a manipulação dos referidos dados, de forma a obter um maior entendimento do(s) fenômeno(s) envolvido(s), além de realizar cálculos de viabilidade econômica.

O capítulo 6 fornece as conclusões obtidas a partir dos resultados e discussões realizadas no capítulo anterior, de forma a avaliar a viabilidade econômica da planta, bem como a análise de sensibilidade do sistema a perturbações em suas variáveis.

Finalmente, nos capítulos 7 e 8 são apresentadas as sugestões para continuação do trabalho e as referentes bibliografias utilizadas na elaboração deste projeto.

Capítulo 2: Fundamentos Teóricos

2.1. Pentaeritritol

O pentaeritritol, tetrametilolmetano, 2,2-bis-(hidroxi-metil)-1,3-propanodiol, $C(CH_2OH)_4$, foi descoberto por Tollens em 1882 quando uma solução de formaldeído contendo algum acetaldeído foi misturado e armazenado com hidróxido de bário.

Usualmente o nome pentaeritritol refere-se à molécula de monopentaeritritol, ou a uma mistura de monopentaeritritol com outras moléculas, onde a molécula de monopentaeritritol seja a substância predominante.

O pentaeritritol é um membro do grupo de alcoóis poliídricos derivados de neopentil, chamados neopolióis. Os membros desse grupo são caracterizados por possuírem de dois ou mais grupos de metilol (CH_2OH) e uma estrutura de neopentil (no caso do produto em questão, quatro grupos de metilol). A estrutura do pentaeritritol é apresentada na figura 2.1.

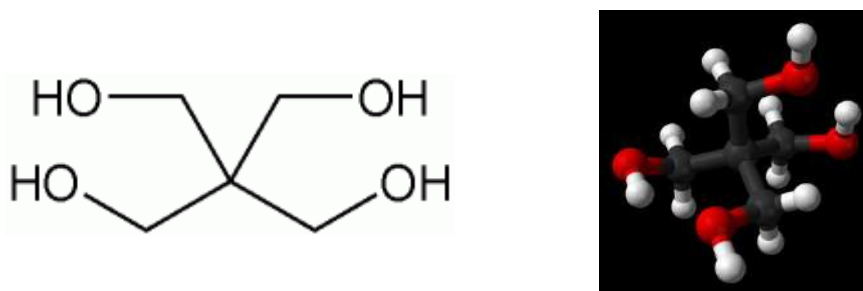


Figura 2.1 – Fórmula Estrutural do Pentaeritritol

Além de possuir alto impedimento estérico, o pentaeritritol é caracterizado pela ausência de hidrogênios na posição beta altamente reativa, aumentando sua estabilidade sob condições severas, especificamente sob altas temperaturas, como aquelas encontradas em motores a jato. A estrutura de neopentil fornece características desejáveis que tornam esses polióis valiosos na produção de resinas para revestimento e lubrificantes sintéticos já que o desempenho da resina final é diretamente relacionado à quantidade e natureza das matérias-primas usadas (BERNARDO, 2007).

O pentaeritritol é um pó branco cristalino, solúvel em água, ligeiramente solúvel em alcoóis e insolúvel em hidrocarbonetos, toxidez moderada. Cristaliza em arranjo tetragonal, e este arranjo se converte em cúbico numa faixa de temperatura que vai de 180-190°C. As principais propriedades físicas são:

- Calor de combustão (densidade constante) - 2767 kJ/mol
- Calor de formação - 931 kJ/mol
- Capacidade calorífica a 100°C - 255 J/mol
- Temperatura de ignição - 390°C
- Solubilidade em 100g de água
 - a 25°C - 7g
 - a 97°C - 77g

Ele pode reagir quando em contato com calor, fogo ou materiais oxidativos. Não apresenta danos ambientais, sendo biodegradável não bioacumulável.

Diferentemente dos outros neopolióis, durante o processo de produção são formados também dipentaeritritol e tripentaeritritol. O teor de dipentaeritritol diminui quando o teor de monopentaeritritol aumenta, conforme a relação molar de formaldeído para acetaldeído aumenta. É impraticável a produção de monopentaeritritol sem a presença de dipentaeritritol e tripentaeritritol.

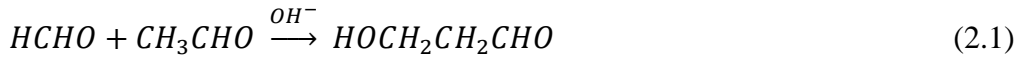
O mecanismo de formação proposto por Jodef Meissenr GmbH, envolve a condensação aldólica do formaldeído com acetaldeído em presença de catalisador alcalino (hidróxido de sódio ou hidróxido de cálcio), resultando em um intermediário conhecido como pentaeritrose, que, posteriormente, é reduzido na presença de formaldeído, a pentaeritritol (Reação de Cannizzaro). A reação é interrompida pela adição do ácido fórmico. Posteriormente o excesso de formaldeído é removido e reciclado ao sistema, e então o *pentaeritritol cru* é cristalizado (ULMANN'S, 2002).

2.2. Cinética de Reação Química para Produção de Pentaeritritol

Encontra-se disponível uma grande quantidade de informações relativas aos métodos de produção comercial de pentaeritritol, seja na forma de patentes ou mesmo sob a forma de artigos acadêmicos. Entretanto, devido à complexidade dos mecanismos envolvidos nas etapas de reação, poucos estudos mecanísticos têm sido publicados.

Os hidrogênios na posição alfa dos aldeídos são muito reativos e, em meio básico, eles podem ser submetidos a uma reação de condensação com qualquer outro aldeído presente, uma vez que o impedimento estérico não dificulta a reação. Se não existirem átomos de hidrogênio na posição alfa no aldeído presente, estes podem ser fornecidos pela reação de Cannizzaro, na qual duas moléculas de aldeído produzem uma molécula de um ácido orgânico e outra molécula de álcool. Para o pentaeritritol têm-se os seguintes passos de reação entre acetaldeído e formaldeído resumidos nas equações 2.1 a 2.5.

Reações de condensação Aldólica:



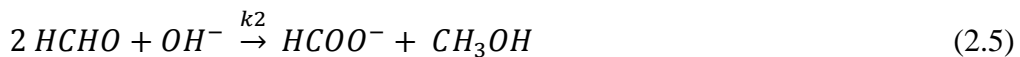
PENTAERITROSE

Reação de Cannizzaro:



PENTAERITRITOL

A única reação indesejada significativa que ocorre envolve o íon hidroxila e o formaldeído em uma Reação de Cannizzaro:



Esta reação indesejada só apresenta grande importância para concentrações elevadas de formaldeído ou para temperaturas acima de 50 a 60°C. A formação de componentes indesejados pode ocorrer também caso a reação permaneça sem neutralização (interrompida) por um longo intervalo de tempo.

PETERS et al. (1958) realizaram estudos utilizando hidróxido de sódio como catalisador alcalino da reação, para investigar a cinética das primeiras reações. Os testes foram realizados em condições de temperatura e concentrações onde as reações indesejadas não causariam impacto.

Na temperatura de 10°C a reação de condensação aldólica é relativamente “mais rápida” que a reação de Cannizzaro. Assim a reação deve se processar a 0°C para tornar possível a conversão de todo acetaldeído em pentaeritrose, antes que seja formada qualquer quantidade considerável de pentaeritritol. Após toda a pentaeritrose ser formada, assume-se a temperatura e concentração de formaldeído necessárias para processar as reações de Cannizzaro (2.4) e (2.5). Sob essas condições as seguintes taxas de reação podem ser escritas:

$$-r_C = k_1 * A * B * C \quad (2.6)$$

$$-r_A = k_1 * A * B * C + k_2 * B * A^2 \quad (2.7)$$

$$-r_B = k_1 * A * B * C + \frac{k_2}{2} * B * A^2 \quad (2.8)$$

Onde: A = concentração de formaldeído

B = concentração de hidróxido de sódio

C = concentração de pentaeritrose

Todos os experimentos utilizaram razão molar 5:1 de formaldeído para acetaldeído e oito por cento de hidróxido de sódio.

O estudo foi realizado utilizando um primeiro reator resfriado com gelo e a segunda etapa de reação conduzida em um reator batelada a temperaturas constantes por experimento (0, 24, 31 e 41°C). Após o término da reação a solução foi neutralizada utilizando solução um normal de ácido clorídrico. Interrompidas as reações as amostras foram tituladas utilizando solução um normal de hidróxido de sódio com fenolftaleína como indicador. Com essa titulação é possível calcular a concentração de hidróxido de sódio utilizada na reação. Posteriormente foi realizada uma nova titulação utilizando solução de NaHSO₃- Na₂SO₃, a qual foi padronizada com uma solução padrão de formaldeído. Com o resultado da titulação do bissulfito, é possível o cálculo da concentração de acetaldeído. Os resultados avaliados e demonstrados foram devidamente utilizados no presente trabalho, já que as condições reacionais adotadas são semelhantes.

Para a presente simulação foram explorados limites de temperatura de operação, com a finalidade de garantir resultados consistentes.

2.3. Cinética de Cristalização do Pentaeritritol

O problema da separação de pentaeritritol da corrente efluente dos reatores é de veras complexo, uma vez que a corrente industrial além do produto de interesse, contém resíduos de acetaldeído, formaldeído em excesso, ácido fórmico, hidróxido de sódio, metanol e formiato de sódio. Desconsiderando essa mistura complexa de compostos orgânicos e inorgânicos em presença de espécies eletrolíticas, foram pesquisados sistemas mais simples separadamente.

Segundo BERNARDO (2007) a cristalização é uma etapa que pode ser analisada dos seguintes prismas: estudo dos parâmetros da cinética de crescimento dos cristais ou monitoramento da suspensão.

O autor propôs avanços ao ponto da aplicação de seus estudos em escala industrial. Obtendo os valores de solubilidade para o sistema modelo

monopentaeritritol-água foi possível inferir parâmetros termodinâmicos, calor específico, calor de cristalização, necessários a um possível projeto de um cristizador. Em seguida, foi realizada a determinação de parâmetros cinéticos da cristalização.

CHEON et al. (2005), observando o crescimento dos cristais de pentaeritritol (Figura 2.2), avaliou a cinética de cristalização do pentaeritritol utilizando cristizador batelada resfriado, além de avaliar a influencia de impurezas na qualidade do produto final

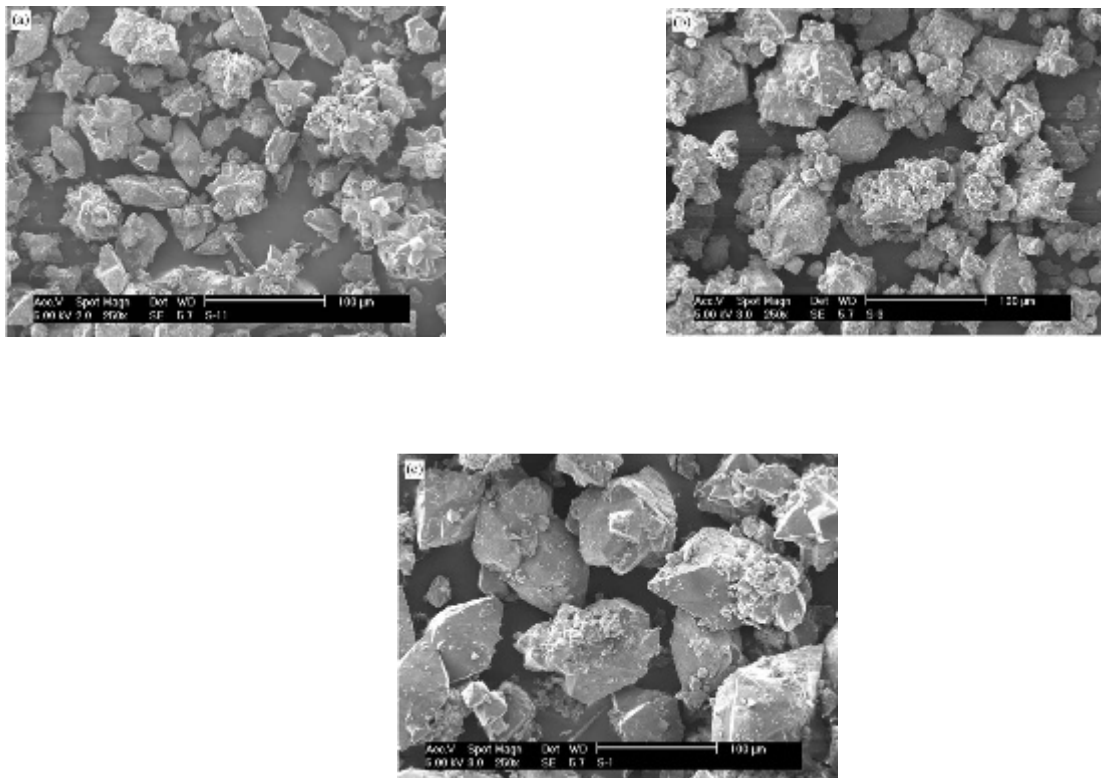


Figura 2.2 – Imagens do Microscópio de Varredura Eletrônica para Cristais de Pentaeritritol

Capítulo 3: Estudo e Caracterização do Mercado de Pentaeritritol

3.1 Identificação do Produto

Alcoóis neopentil poliídricos, também conhecidos como neopentil polióis ou neopolióis, são compostos orgânicos possuidores de dois ou mais grupos metilol (CH_2OH). Seus principais representantes são:

- Pentaeritritol
- Neopentil glicol
- Trimetilolpropano
- Trimetilolmetano
- Dimetilolpropionico

Neste estudo é tratado especificamente o Pentaeritritol, com base na metodologia desenvolvida por ALVES (2011).

3.1.1 Definição do Produto

Algumas características físicas do pentaeritritol variam dependendo do seu grau de pureza. Comercialmente são oferecidos três diferentes graus de pureza:

- Monopentaeritritol – 97-98% monopentaeritritol, contendo dipentaeritritol e tripentaeritritol como impureza;
- Pentaeritritol técnico – 88% monopentaeritritol, 8-10% de dipentaeritritol e pequena quantidade de tripentaeritritol;
- Grau nitração – 98-99% monopentaeritritol, com menor teor de impureza que o grau mono, além de granulometria controlada.

A Tabela 3.1 apresenta as especificações do produto final e algumas propriedades físicas do mesmo:

Tabela 3.1 – Especificações e Propriedades Físicas do Pentaeritritol

DISCRIMINAÇÃO	UNIDADE	GRAU TÉCNICO	GRAU NITRAÇÃO
Aparência		Cristal branco	
Pureza, mínimo	% peso	88	98
Umidade, máximo	% peso	0,3	0,2
Hidroxila, mínimo	% peso	47,5	48,3
Cinzas, máximo	% peso	0,09	0,07
Ponto de fusão inicial	°C	190	230
Ponto de fusão final	°C	230	235
Cor, máximo	APHA	1	0,5
Ponto de fulgor	°C	260	260

Fonte: ULMANNS, 2002

3.1.2 Aplicações do Produto

Os diferentes grades de pentaeritritol são aplicados na produção:

- Resinas alquídicas
- Explosivos
- Ésteres lubrificantes
- Ésteres de ácidos graxos
- Ésteres de breu
- Acrilatos / metacrilatos funcionais.

O pentaeritritol grau técnico é utilizado principalmente na produção de resinas alquídicas, sendo a indústria de tintas o principal consumidor. O restante da produção é aplicado na fabricação de explosivos e lubrificantes (aditivos), sendo nesse ultimo caso utilizado o pentaeritritol grau nitração.

No Brasil as dezessete empresas que utilizam o pentaeritritol e suas respectivas aplicações estão apresentadas na tabela 3.2:

O Pentaeritritol é utilizado como matéria-prima para fabricação de resinas alquídicas, maleicas e furânicas, as quais respondem por 87% do seu consumo (MEIQ, 2006).

Tabela 3.2 - Descrição das Empresas Consumidoras de Pentaeritritol no Brasil

EMPRESAS	USO FINAL	APLICAÇÕES
Ciba Especialidades Químicas LTDS (BASF)	3,5-di-terc-butil-4hydroxihidrocínamico ester do ácido neopentanetetril	Plásticos
Acetatos do Brasil	Nitrocelulose	Tintas e Vernizes
Cia. Nitro Química Brasileira (Nitroquímica)	Nitrocelulose	Cosméticos. Tintas e vernizes
IMBEL – Indústria de Material Bélico do Brasil	Nitrocelulose e tetranitrato de pentaeritritol	Cosméticos, explosivos, tintas e vernizes
Britanite – IBQ Indústrias Químicas	Tetranitrato de pentaeritritol	Explosivos
QGP (Química Geral)	Tetraestereato de pentaeritritol	Auxiliar têxtil
Adrizyl Resinas Sintéticas	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Politrade Indústria & Comercio LTDA (Esquipar)	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Eucatex química LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
General tintas e vernizes LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
MEGH Indústria e comercio LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Nova Vulcano S.A Tintas e vernizes	Resinas maleicas	Consumo próprio, Tintas e vernizes
Akzo Nobel tintas industriais (Oxylin Indústria e comercio)	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
QUIMPIL, química industrial Piracicabana LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Reichhold do Brasil LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Resinas Yser LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes
Socer Brasil Indústria e comercio LTDA	Resinas maleicas	Tintas e vernizes

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

3.1.3 Características Técnicas

No mercado brasileiro o pentaeritritol é geralmente comercializado em sacos valvulados de papel Kraft multifolheado (3 folhas) de 25 kg (a terceira folha sendo laminada com polietileno). Para exportação, o pentaeritritol é peletizado em lotes de sacos recobertos com filme de PVC, com peso líquido de aproximadamente 1 tonelada (40 sacos), como mostrado na Figura 3.1:



Figura 3.1 – Forma de Manufatura (Lotes de Sacos) do Pentaeritritol

As características técnicas são avaliadas separadamente para cada mercado específico do pentaeritritol. O pentaeritritol técnico se aplica quase que exclusivamente na a produção de resinas alquídicas utilizadas na indústria de tintas. Desta forma, o estudo dos demais mercados se torna dispensável uma vez que utilizam outros *grades* de pentaeritritol.

3.1.3.1 Mercado de Tintas

O mercado de tintas representa o maior uso do pentaeritritol. Estas podem ser classificadas como líquidas (base solvente ou base aquosa) e pó.

Uma classificação secundária para as tintas é relacionada à forma de aplicação, ou seja, a maneira como são manipuladas:

- Tintas OEM ou OEM Car – utilizam todos os tipos de tintas e sua aplicação é baseada em eletrodeposição, a qual garante a melhor qualidade de aplicação. Técnicas: Banhos catódicos ou anódicos, cura com Ultra-Violeta, coil coating;
- Tintas de Manutenção – tintas destinadas a manutenção e proteção industrial, são sistemas obrigatoriamente de secagem ao ar. Utilização intensiva de resinas alquídicas;

- Tintas Marítimas – muito parecidas com as tintas de manutenção, com algumas particularidade, como a tinta anti-fouling (anti cracas de cascos de navios). Sistemas alquídicos são as versões mais baratas;
- Tintas de Repintura – tintas de repintura de carros, no Brasil representavam um dos maiores usuários de pentaeritritol com sistemas alquídicos e lacas de nitrocelulose, no cenário mundial é diferente.
- Tintas decorativas / Imobilárias – sistemas destinados à construção civil. Devido a restrições de emissões de compostos organo-voláteis (VOCs) existe uma tendência de substituição por tintas líquidas base aquosa (PVA) em países desenvolvidos. No Brasil prevalecem as tintas base solvente (os esmaltes brilhantes e semi-brilho) são à base resinas alquídicas, o maior usuário de Pentaeritritol.

Resinas alquídicas nada mais são do que poliésteres resultantes da reação entre um álcool poliidrico (pentaeritritol) e um ácido policarboxílico quimicamente combinado com os ácidos de diversos óleos “secativos” (óleo de girassol, linhaça, entre outros) (ULMANN’S, 2002).

3.1.4 Componentes do Produto

As principais espécies químicas envolvidas na produção de pentaeritritol são:

- Reagentes
 - Acetaldeído
 - Formaldeído
 - Hidróxido de Sódio
 - Ácido Fórmico
- Produtos
 - Pentaeritritol
 - Formiato de Sódio
- Impurezas
 - Metanol

Os coeficientes técnicos (massa da espécie por massa de pentaeritritol) para o processo Jodof Meisser GmbH e o consumo anual dos reagentes estão compilados na Tabela 3.3:

Tabela 3.3 – Coeficientes Técnicos Teóricos e Consumo Anual de Reagentes

Matéria-Prima	Coef. Técnico (*)	2000 (**)	2001 (**)	2002 (**)	2003 (**)	2004 (**)
Acetaldeído	0,38	4200	3396	3006	3515	3947
Ácido Fórmico	0,02	221	188	167	185	208
Formaldeído	3,00	33156	26811	25050	27753	31158
Hidróxido de Sódio	0,39	4310	3485	3256	--	4050

Fonte: MEIQ, 2006.

(*) Coeficiente técnico calculado para uma tonelada de pentaeritritol.

(**) Massa em tonelada.

Uma particularidade do segmento do pentaeritritol está nos reagentes aldeídos, onde a maioria absoluta dos produtores sintetiza seus próprios aldeídos. Tal fato retrata a necessidade de instalação da planta em um pólo industrial ou mesmo em um pólo petroquímico. Este aspecto também salienta a extrema dependência que a produção de pentaeritritol apresenta diante de uma extensa cadeia produtiva que se desenvolve a partir do petróleo bruto chegando ao formaldeído, conforme ilustrado na figura 3.2:

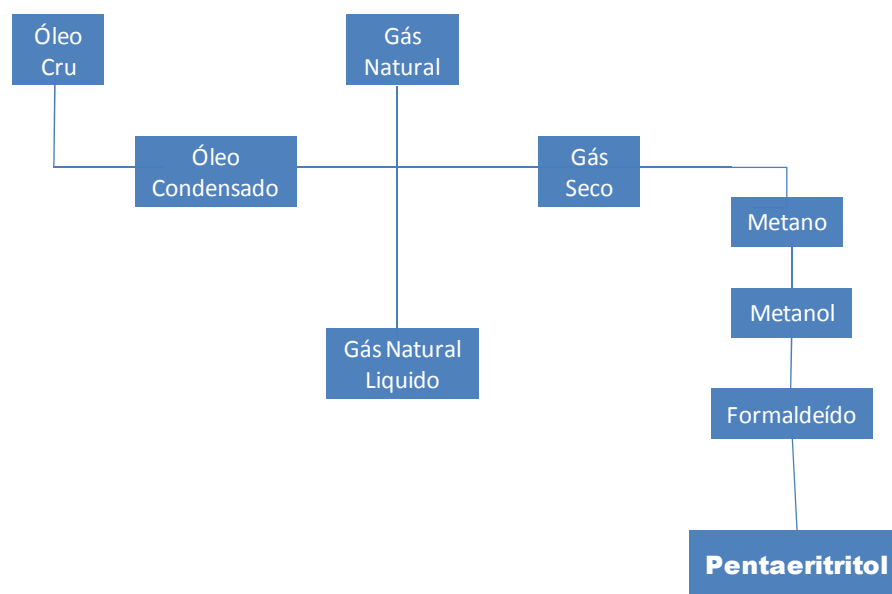


Figura 3.2 - Cadeia Produtiva do Pentaeritritol Petroquímico

3.1.5 Tecnologia de Fabricação

Encontram-se disponíveis no mercado diversas tecnologias que passam dos processos descontínuos a processos contínuos. Basicamente são processos de condensação de aldeídos (acetaldeído e formaldeído). Todos os processos encontram-se

protegidos por patentes depositadas por institutos de pesquisa e/ou produtores. Não se encontram disponíveis na literatura informações relevantes acerca do processo de separação e purificação do produto de interesse.

O projeto em questão aborda o processo descrito na patente depositada pela Mitsubishi Chemical, que era utilizado pela Companhia Petroquímica do Nordeste (Copenor), que teve a unidade produtora de pentaeritritol desativada em 2007. As informações sobre o processo de separação e purificação de pentaeritritol e formiato de sódio são apresentadas sem muitos detalhes na patente. Deste modo, não foi possível utilizar o projeto com a mesma concepção da planta industrial.

3.2 Classificação do Produto

3.2.1 Mercados

O mercado brasileiro de pentaeritritol é abastecido exclusivamente por importações desde 2007, quando a Copenor, até então a única empresa produtora de pentaeritritol no Brasil, desativou a sua planta em Camaçari.

No mercado externo a produção e o consumo de alcoóis poliídricos de neopentil foi de aproximadamente 1,03 milhões de toneladas (em 2008), que é um valor maior que o obtido em 2005 (927 mil toneladas). A capacidade global caiu de 77%, em 2005, para 76% em 2008 devido a uma menor demanda, especialmente no setor de aplicações para revestimento. Entre 2005 e 2008, a capacidade mundial para alcoóis poliídricos de neopentil cresceu a uma taxa anual média de 4,5%, superando o consumo mundial, o qual cresceu a uma taxa anual média de 3,5% durante o mesmo período. A capacidade global de produção de alcoóis poliídricos de neopentil aumentou em aproximadamente 170 mil toneladas durante 2005-2008, sendo que o maior crescimento ocorreu na Ásia, principalmente na China (CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010).

A capacidade de produção mundial de alcoóis poliídricos de neopentil (que inclui o pentaeritritol) até meados de 2009, pode ser observada na tabela 3.4:

Tabela 3.4– Capacidade Mundial de Produção de Pentaeritritol em Meados de 2009

MERCADOS	CAPACIDADE INSTALADA (mil toneladas)
Estados Unidos	43
Europa Ocidental	134
Europa Central e Oriental	55
Oriente Médio	54
Japão	20
Outros Asiáticos	293,4
TOTAL	599,4

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

Como pode ser visto, não existe produção de pentaeritritol na América Latina. Até maio de 2009, havia uma planta em operação pertencente à Perstorp S.A. em Viña Del Mar, Chile. Tal fábrica foi fechada devido a condições adversas de mercado.

A planta industrial, proposta neste estudo, tem como meta abastecer o mercado sul-americano e suprir a demanda que anteriormente era suprida pelas plantas industriais de Viña Del Mar e Camaçari.

3.2.2 Consumo

Observa-se que o consumo de pentaeritritol está associado ao mercado de resinas alquídicas. Estas apresentam grande mutabilidade em países considerados desenvolvidos. Por motivos de ordem social e ambiental o consumo de tintas à base solvente, principal consumidor das resinas, vem sofrendo inúmeras sanções. Estados Unidos e Europa apresentam o pentaeritritol como um produto em estágio bastante maduro com pouquíssimas tendências de crescimento, sendo esta tendência influenciada pelo problema de emissões de compostos orgânicos voláteis (VOCs).

O consumo mundial de pentaeritritol em 2008 foi de aproximadamente 448 mil toneladas, e a previsão para 2013 é de um aumento desse consumo estimado para 496 mil toneladas, representando uma taxa de crescimento anual de 2%.

Em termos regionais, a Ásia (incluindo Japão), a Europa e a América do norte são os maiores mercados para alcoóis polídricos de neopentil (o que inclui, logo, o pentaeritritol), representando juntos 91% do consumo mundial em 2008. O consumo mundial caiu de 6,0% entre 2001-2005 e 3,5% de 2005 a 2008. Este foi o resultado de uma “lentidão” na economia global, bem como a aplicação de novas leis ambientais a respeito de VOCs, que refletiu em uma demanda menor para essa família de produtos. Entretanto, é previsto que o consumo mundial aumente de 2008-2013, a uma taxa anual média de 2,5%, devido a um crescimento significativo no consumo de superfícies de revestimento pelos mercados asiáticos, africanos e sul-americanos que irá contrabalancear a diminuição da demanda menos significativa em países mais

desenvolvidos, devido à existência de tecnologias mais eficientes, porém mais caras. Deve ser ressaltado que, devido a este fato, a China é atualmente o maior produtor de pós para revestimento (incluindo pentaeritritol) (CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010).

A Tabela 3.5 representa o consumo para o pentaeritritol e neopentil glicol por região:

Tabela 3.5 – Consumo Mundial de Pentaeritritol por Regiões

MERCADOS	PENTAERITRITOL		TAXA DE CRESCIMENTO MÉDIO ANUAL 2008 – 2013 (%)
	2008 (mil Ton)	2013 (mil Ton)	
América do Norte			
Estados Unidos	56	55,3	-0,3
Canadá	2,6	2,7	0,8
México	5,9	6,3	1,3
TOTAL	64,5	64,3	-0,1%
América do Sul e Central	19,9	22,5	2,5
Europa Ocidental	91,8	96,0	0,9
Europa Central e Oriental	46,3	55,0	3,5
Oriente Médio	21,8	27,0	4,4
África	11,0	13,6	4,3
Japão	15,9	15,4	-0,6
Outros Asiáticos	175,0	200,0	2,7
Oceania	2,0	1,9	-1,0
TOTAL	448,2	495,7	2,0%

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

De acordo com a tabela 3.5, o mercado mostra crescimento para o consumo de pentaeritritol em regiões menos desenvolvidas, incluindo a região em que o Brasil se enquadra (América do Sul), que apresenta um crescimento de consumo de 3,5%; já regiões mais desenvolvidas apresentam um crescimento de consumo menor, ou, em alguns casos (como América do Norte e Japão), apresentam retração de consumo, devido à existência de outras tecnologias para produção de resinas de revestimento. Esse fato contribuiria para que a comercialização do pentaeritritol fosse voltada apenas para países pouco desenvolvidos ou em desenvolvimento.

Observa-se a tendência de crescimento do consumo nos países subdesenvolvidos, enquanto que existe um crescimento moderado, ou até mesmo decréscimo em países considerados desenvolvidos, como USA e Japão. Este fato justifica a premissa de sanções climáticas submetidas à indústria de tintas.

3.3 Análise da Concorrência

De acordo com o relatório explicativo emitido em 2010 pela Copenor a mesma declara ser revendedora licenciada de pentaeritritol nos grades Mono e Técnico, através da subsidiária Logipal Trade S.A. situada em Montevideú, Uruguai.

A tabela 3.6 mostra a capacidade de produção mundial de pentaeritritol em 2008:

Tabela 3.6 – Capacidade Instalada e Produção de Pentaeritritol por Regiões

Região	Capacidade Instalada (mil toneladas)	Produção anual (mil toneladas)
EUA	43	32
Canadá	0	0
México	0	0
America do Sul e Central	18	10
Europa Ocidental	134	108
Europa Oriental e Central	55	43
Oriente Médio	54	22
Japão	20	17,8
Asia	293,4	221,6
África	0	0

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

Atualmente, não existem plantas de neopentil polióis em operação na America do Sul.

Avaliando a concorrência mundial pode-se observar pelas tabelas de consumo e demanda mundial (tabelas 3.4 e 3.5) que a Ásia é o continente que possui uma produção de pentaeritritol muito acima de sua demanda. A China se encontra como a maior produtora deste produto e sendo assim, a maior concorrente.

3.3.1 Nível de Oferta dos Concorrentes

Para configurar a situação da Copenor, única empresa que já sintetizou pentaeritritol no mercado brasileiro, selecionou-se os seguintes trechos dos relatórios de exercício dos anos 2004-2007 com referência a esse assunto:

“... foram desenvolvidas pesquisas e efetivadas modificações na unidade com o objetivo da obtenção de produto dentro das especificações técnicas estabelecidas no projeto de implantação, especialmente para o atendimento ao mercado externo. Não obstante o produto obtido ter sido especificado, a capacidade de produção não foi atingida e aliada à depressão dos preços do pentaeritritol(eritritol) naquele período, não foi possível alcançar a viabilidade econômica projetada da unidade.”

“Isto (a paralisação) ocorreu em razão da paralisação temporária desta planta industrial no mês de abril de 2007, em função de questões conjunturais.”

“(A queda na produção e nas vendas) *está diretamente associada ao recuo de 62% nas exportações deste produto.*”

É possível concluir que a paralisação ocorreu devido a uma combinação de redução das exportações somado com problemas operacionais (o produto não tinha a pureza esperada). Além disso, em 2005, houve o fechamento de uma unidade de produção de ácido fórmico da própria COPENOR (matéria-prima na produção de pentaeritritol). Então, a produção de pentaeritritol passou a ter um custo adicional. Tal imprevisto não foi considerado no projeto, o que tornou a produção de pentaeritritol inviável, causando o fechamento da fábrica. Além disso, sabe-se que a COPENOR utilizava o processo Mitsubishi de fabricação de pentaeritritol, o qual não se mostra capaz de produzir *grades* mais puros de pentaeritritol.

Vale ressaltar que a fábrica apenas foi paralisada. Portanto, existe a possibilidade de voltar à concorrência. Segundo o anuário da ABIQUIM, a fábrica produziu em 2004 pouco menos de 10.400 ton (9120 ton em 2006, antes do fechamento). Os valores de produção, importação e exportação do pentaeritritol no Brasil, no período de (1999-2008) encontram-se na tabela 3.7.

Tabela 3.7 – Dados de Importação e Exportação do Pentaeritritol no Brasil

Ano	Importação (1000 US\$ fob)	Importação (ton)	Preço Import. (US\$/ton)	Exportação (1000 US\$ fob)	Exportação (ton)	Preço Export. (US\$/ton)
1999	2182,00	1926	1132,92	2636,00	2948	894,16
2000	2840,00	2859	993,35	3707,00	4270	868,15
2001	2826,00	2718	1039,74	2296,00	2448	937,91
2002	2961,00	2869	1032,07	2193,00	2441	898,40
2003	3133,00	2633	1189,90	4153,00	4069	1020,64
2004	3656,70	2927	1249,30	4945,90	4946	999,98
2005	3944,70	2989	1319,74	4045,70	4046	999,93
2006	5267,20	2611	2017,31	4064,90	4065	999,97
2007	15876,80	8571	1852,39	1779,60	1780	999,77
2008	24272,40	10796	2248,28	0,00	0	0

Fonte: ABIQUIM 2000-2009

Como pode ser observado na Tabela 3.6, o mercado interno brasileiro se mostra promissor para o pentaeritritol, uma vez que a importação (conjuntamente com o preço por tonelada de produto) apresentou aumento ao longo dos anos avaliados. A queda na exportação de 2006-2008 foi devida à inativação da fábrica da Copenor.

Em entrevista com autoridades do cenário produtor de polóis nacional, Carlos Alberto Lopes, atual sócio diretor da Gás Energy, Sylvio Wanderley, atual gerente da planta da Copenor e Luis Claudio Gaiano, atual Diretor Latino da Perstorp, todos contemporâneos na Copenor, durante operação da planta de pentaeritritol, foi esclarecido que as “questões conjunturais” supracitadas representaram uma desvantagem econômica na comercialização do pentaeritritol em detrimento da comercialização do metanol. Devido a um cenário de crise e redução de preços do pentaeritritol, a empresa lucraria mais comercializando o metanol, ao invés de utilizá-lo como reagente cativo para produção de um produto decadente no período.

3.4 Estrutura de Mercado

O mercado internacional de pentaeritritol conta com vários *players*. Foram avaliadas as importações brasileiras de pentaeritritol e observou-se, conforme apresentado na tabela 3.8, que no período de 2000 a 2010 os países que mais exportaram para o Brasil foram Suécia, EUA, China, Alemanha e Chile. O último não exporta mais, pois sua planta industrial se encontra desativada.

Tabela 3.8 – Principais Produtores de Pentaeritritol e suas Características

Compania	País	Localidade	Capacidade anual (mil tons)	Acetaldeído	Formaldeído	Produz (grau)	Recupera
ASHLAND Inc	EUA	LOUSIANA	22	compra	cativo	mono,técnico e nitração	formiato de sódio
PERSTORP Inc	EUA	TOLEDO	21	compra	cativo	mono e tecnico	formiato de sódio
PERSTORP Inc	Chile	VIÑA DEL MAR	18	-	-	-	-
PERSTORP Inc	Alemanha	BRUSCHHAUSEN	40	compra	cativo	mono	Formiato de sódio
PERSTORP Inc	Suécia	PERSTORP	45	compra	cativo	mono e técnico	formiato de sódio e dipentaeritritol
HUBEI YIHUA GROUP	China	HUBEI	80	cativo	cativo	mono e técnico	Dipentaeritritol
HUBEI YIHUA GROUP	China	GUIZHOU	30	cativo	cativo	mono e técnico	Dipentaeritritol

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

Foram levantadas as principais características das plantas industriais destes países. A tabela 3.9 relaciona a Capacidade instalada com o total de plantas de pentaeritritol em cada país.

Tabela 3.9 – Fornecedores de Pentaeritritol

Fornecedores de Pentaeritritol			
Países	Capacidade Instalada (mil tons)	Total de Plantas	Tamanho médio (mil tons)
Suécia	45	1	45
EUA	43	2	21,5
China	230	10	23
Chile	18	1	18
Alemanha	40	1	40

Fonte: CHEMICAL INFORMATION SERVICES, 2010

Observa-se que as plantas são projetadas com capacidades superiores a 20.000 ton/ano, além de comprar o acetaldeído e produzir formaldeído. Com base nesses dados a capacidade instalada da planta considerada no presente estudo foi estimada em 25 mil toneladas por ano, tendo como objetivo atender a demanda nacional e de países da América de sul.

3.4.1 Fatias de Mercado dos Concorrentes

Através do sistema Alice de monitoramento (ALICEWEB) observa-se as importações brasileiras de pentaeritritol avaliadas em kg de produto e US\$fob, as quais podem ser observadas no gráfico da figura 3.3. Nota-se que, desde 2005, a China vem aumentando sua fatia no mercado brasileiro. Ressalta-se que, após 2007, o total de pentaeritritol importado aumentou devido ao fechamento da planta Industrial da Copenor, em Camaçari.

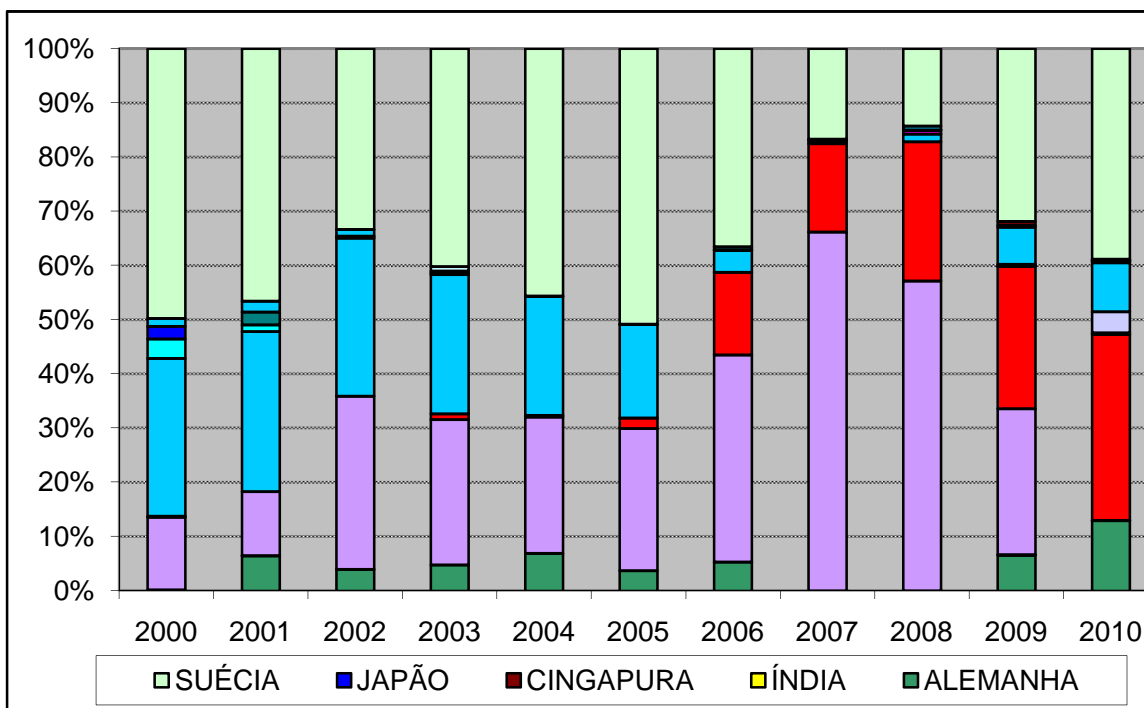


Figura 3.3 – Market-Share para o Pentaeritritol

3.4.2 Preços Praticados

O gráfico da figura 3.4 ilustra os preços de venda (em US\$ fob) de pentaeritritol de diferentes países em 2010.

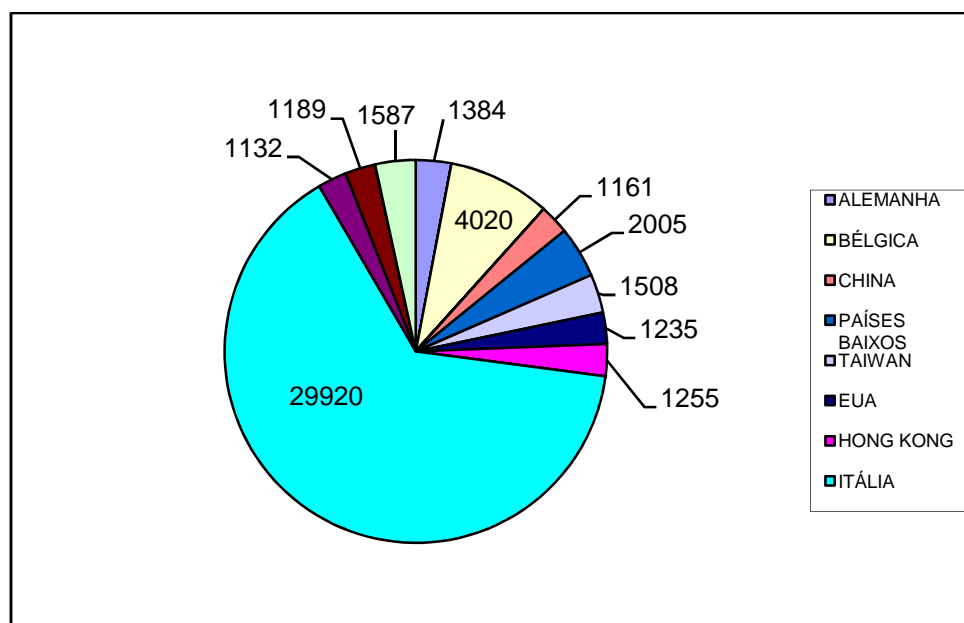


Figura 3.4 - Preços Praticados de Pentaeritritol em Diferentes Países.

Observa-se a existência de três faixas de preços distintos do produto. A partir da análise de preços praticados e das quantidades importadas de cada país observa-se os *grades* de produtos comercializados e suas origens, conforme a tabela 3.10.

Tabela 3.10 – Importações Brasileiras de Pentaeritritol em 2010.

País	US\$ Fob/Ton	Ton importada	Grau de pureza
Itália	29920	0,05	nitração
Bélgica	4020	1,375	mono
Outros	1384	9723,44	técnico

Fonte: Compilação dos dados do Sistema Alice.

Pelo sistema Alice, é possível obter os preços médios anuais de importação de pentaeritritol no mercado brasileiro, os quais estão apresentados no gráfico da figura 3.5.

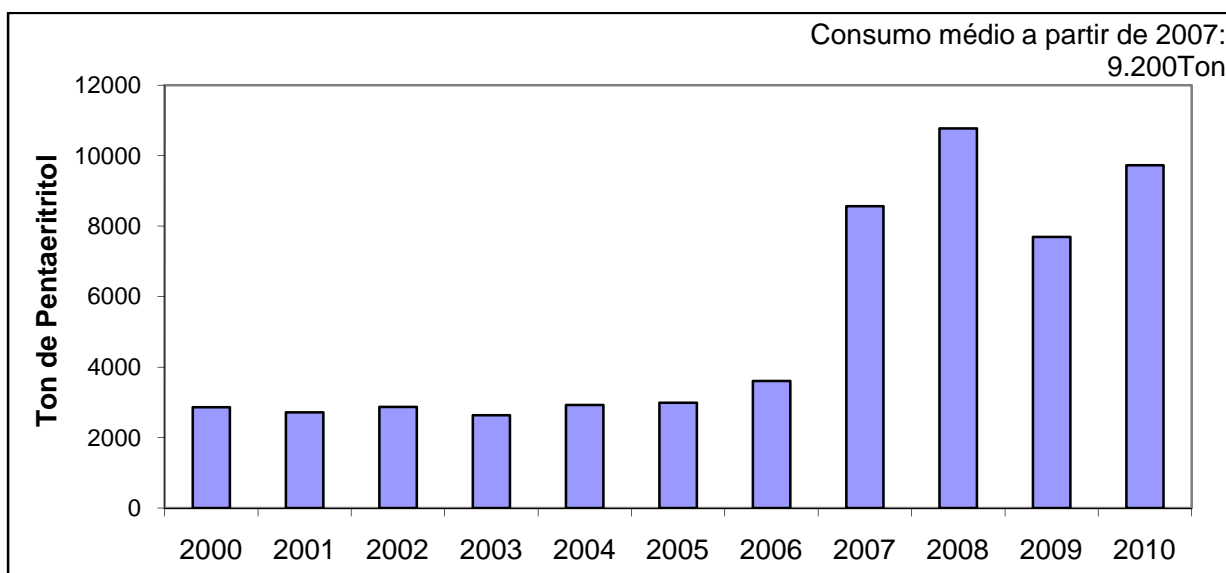


Figura 3.5 – Toneladas de Importações Brasileira de Pentaeritritol

Sendo a massa de Pentaeritritol grau mono e grau nitração muito pequenas, estas pouco contribuem para o aumento do preço médio do produto.

Observa-se no gráfico da figura 3.6 o histórico de preços (ABIQUIM, 1995 a 2010).

Pode-se observar uma elevação nos preços em 2008 e uma redução dos preços, tanto para importação como para exportação. Constata-se que o aumento dos preços foi logo após o fechamento da planta industrial de Camaçari, o qual gerou uma queda na oferta favorecendo um aumento dos preços. O preço voltou a cair com o aumento das importações e da criação de canais de distribuição para encaminhar as importações para os consumidores que eram abastecidos pela planta da Copenor.

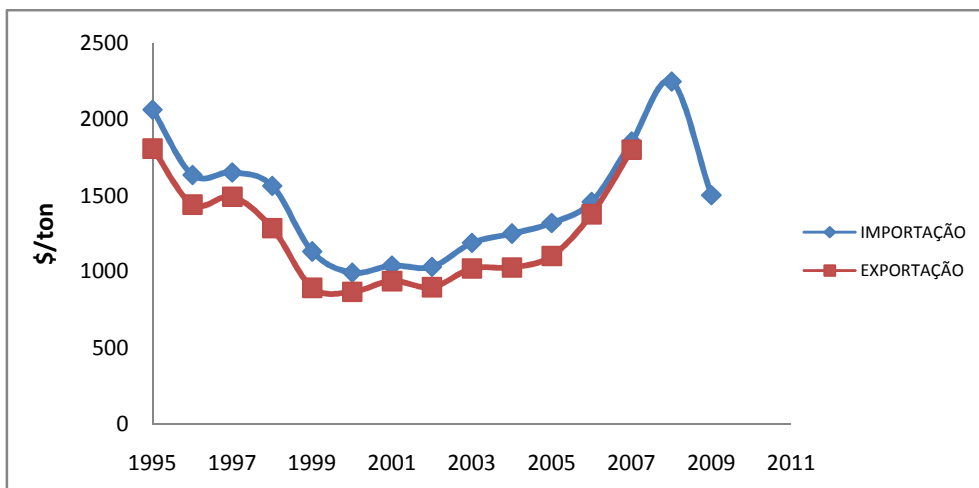


Figura 3.6 – Histórico dos Preços de Pentaeritritol

3.5. Informações Relevantes

3.5.1. Substitubilidade

Uma crescente ameaça para o pentaeritritol no mercado das resinas alquídicas é a *glicerina*. Na atual conjuntura, tem grande força devido à política de biocombustíveis. A glicerina é subproduto da produção do biodiesel e sua produção em grandes volumes representa sérios problemas.

Comparando resinas alquídicas feitas com glicerina e pentaeritritol, as contendo pentaeritritol são superiores em termos de:

- Brilho inicial
- Retenção de cor
- Lavabilidade
- Resistência a álcalis e ácidos
- Melhor secagem
- Melhor dureza
- Excelente durabilidade

Propriedades estas não alcançadas com a glicerina.

Os principais motivos que impulsionam modificações na indústria química mundialmente são a preocupação com meio ambiente e social, para busca de tecnologias que minimizem ou até mesmo eliminem a emissão de VOCs. No entanto, ainda não existem no Brasil medidas legislativas que limitem as emissões dos VOCs. Dessa forma as resinas alquídicas encontram uma ampla aplicação e vantagens econômicas relativas a novas tecnologias. Estima-se algo como 40% de custo adicional

para substituição das resinas alquídicas, preços estes repassados ao cliente final que inviabilizariam sua comercialização.

3.5.2. Mercado do Metanol

Por apresentar grande influência sob a produção de pentaeritritol, o metanol, terá seu mercado estudado com a finalidade de avaliar seu comportamento de produção, importação, exportação e consumo. Propor uma perspectiva de sua aplicação na produção de pentaeritritol, no sentido de destinar sua produção para produção de formaldeído.

O metanol é obtido industrialmente por duas principais rotas:

- A partir do Gás de Síntese
- Como subproduto nas industriais têxteis de poliéster

A rota a partir do gás de síntese é a mais praticada e a que gera um produto com maior pureza (99,95%).

A oferta de matérias primas é determinante para escolha do processo. No entanto, como característica marcante, todos os processos visam como passo inicial a formação de gás de síntese com proporções molares C:H de 1:2.

Em linhas gerais, a matéria prima é reformada em um reformador a vapor; o gás de síntese formado passa por vários estágios de purificação, sendo então comprimido em leitos catalíticos múltiplos ou simples, nos quais ocorre a formação do metanol bruto, que, em seguida é enviado ao setor de destilação e purificação.

No Brasil foram localizadas três grandes produtoras.

- Copenor – capacidade anual 82.500 ton
- Fosfertil– capacidade anual 7.000 ton
- GPC Química – capacidade anual 220.000 ton

Em âmbito internacional foram localizadas 274 produtoras de metanol, sendo a maioria na China (131). A planta com maior capacidade é a Saudi Company Metanol localizada na Arábia Saudita e tem capacidade anual de 5,3 milhões de toneladas.

O metanol é utilizado, dentre outros usos, como solvente para diversos produtos e indústrias, como matéria prima para diversos outros compostos químicos (formaldeído, ésteres metílicos de ácidos orgânicos e inorgânicos).

No Brasil existem 90 usuários para o metanol, sem considerar os produtores de biodiesel. Também apresenta o consumo aparente entre os anos de 2003 e 2008 (DA SILVA, 2010). A figura 3.7 a seguir apresenta dados do mercado brasileiro de metanol.

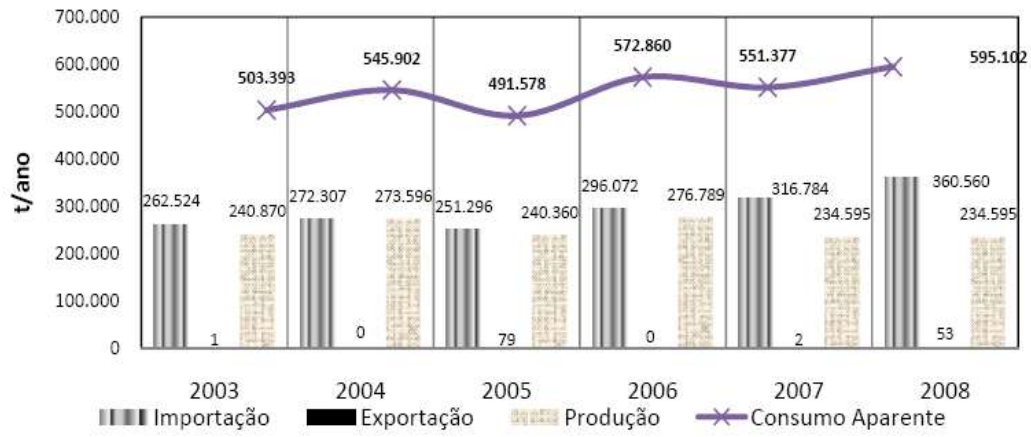


Figura 3.7 – Dados de Importação, Exportação, Produção e Consumo Aparente de Metanol

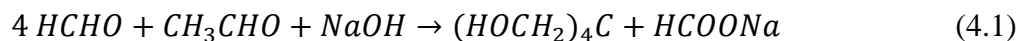
Capítulo 4: Metodologia - Etapas da Síntese do Processo

As etapas e tomadas de decisões foram realizadas no sentido de construir um processo produtivo em um ambiente de simulação, sendo que neste caso o simulador de processos Aspen Plus® Interface User foi utilizado. O procedimento será descrito em passos cronológicos.

4.1. Determinação dos Componentes

O processo de produção foi baseado na rota química descrita por Jodof Meisser. Com a finalidade de inserir os componentes da reação no simulador de processos foi considerada uma reação global, já que a espécie intermediária aldeído trihidroximetilacético (pentaeritriose) é descrita através de modelos de previsão baseados em contribuição de grupos moleculares, agindo como uma grande fonte de imprecisão para o sistema a ser estudado.

A reação se processa em meio básico, cujo pH é alcançado pela adição de solução aquosa de hidróxido de sódio. A reação global é dada pela equação 4.1:



Simultaneamente ocorre a reação indesejada descrita pela equação 2.5, na qual é descrita o consumo de duas moléculas de formaldeído em meio básico para a formação de um íon formiato (que resultará no subproduto formiato de sódio) e uma molécula de metanol (impureza). Logo, esta reação deve ser minimizada pelo simples fato de formar metanol. Uma vez que o formiato de sódio possui valor comercial, o mesmo será recuperado durante o processo e comercializado.

Após a etapa de reação será adicionado ácido fórmico, o qual será responsável por realizar o controle de pH do meio reacional e interromper a reação. A escolha do ácido se deu pelo fato de possuir radical semelhante ao formiato de sódio.

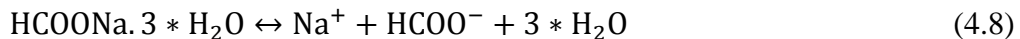
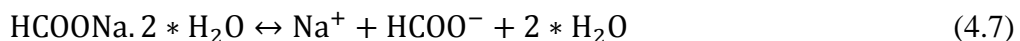
Descritas as reações, têm-se os seguintes componentes envolvidos no processo:

- Água
- Acetaldeído
- Formaldeído
- Hidróxido de Sódio
- Ácido Fórmico

- Metanol
- Formiato de Sódio
- Pentaeritritol

A escolha do simulador de processo *Aspen Plus*®, em específico o *Aspen Interface User* (pacote contido), se deu pelo fato de o mesmo ser capaz de realizar operações com Eletrólitos.

O simulador em questão é capaz de reconhecer os elementos presentes em cada corrente de operação, e propor reações de dissociação dos mesmos em meio aquoso.



Utilizando estas espécies iônicas, o simulador é capaz de calcular as concentrações em equilíbrio nas correntes de processo, além possibilitar os cálculos específicos em cada um dos módulos dos sólidos (cristalizadores, evaporadores, filtros, entre outros). Esta particularidade não foi encontrada nos simuladores convencionais.

Outra estratégia foi criar separadamente o componente pentaeritritol como espécie aquosa e sólida. Tal decisão facilitou a simulação da etapa de filtração. Entretanto, esta estratégia não foi usada, pois o programa utilizado não possuía uma curva de solubilidade para o pentaeritritol “embutida”. Para saber a quantidade precipitada desse composto, foi utilizada a quantidade de água e de pentaeritritol em solução juntamente com a tabela de solubilidade fornecida por BERNARDO (2007).

4.2. Determinação da Cinética de Reação

PETERS et al. (1959) disponibiliza dados referentes à reação de Cannizzaro (etapa limitante) e da reação indesejada de formação de metanol.

Para reação desejada (4.1)

$$k_1 = 1,82 * 10^{17} * e^{\left(\frac{-22800}{R*T}\right)}, [l^2 * moles^{-2} * h^{-1}] \quad (4.10)$$

Para reação indesejada (2.5)

$$k_2 = 4,85 * 10^{15} * e^{\left(\frac{-23645}{R*T}\right)}, [l^2 * moles^{-2} * h^{-1}] \quad (4.11)$$

A implementação dos dados de cinética foi realizada no simulador usando o módulo de reação de lei de potências e os coeficientes estequiométricos da reação global.

As reações que envolvem equilíbrio entre espécies iônicas são realizadas por módulos padrões do simulador.

4.3. Seleção do Tipo de Reator

A reação de formação pode ser processada em reatores: batelada, mistura perfeita (CSTR) e tubular (PFR).

As patentes GB 958.654, FR 2.432.493 e DE 1.910.057, descrevem a operação com reatores contínuos de mistura perfeita. Observando a operação deste sistema têm-se os fatores que podem inviabilizar sua produção:

- Volumes de produção / reatores
- Controle de temperatura de operação
- Processos contínuos demandam grandes volumes de produção.

Na patente DE 1.910.057, é proposta a associação de reatores CSTR em série, para operar dentro dos limites de temperatura.

A patente GB 958.654 descreve a reação em um reator tubular. Observando a operação deste sistema têm-se os fatores que podem inviabilizar sua produção:

- Grande comprimento de reator
- Operação na fase líquida / Grande perda de pressão ao longo do reator

- Dificuldade de manter temperatura constante ao longo do reator

Da mesma forma que o reator de mistura perfeita o reator tubular requer grande investimentos de implantação e operação que só serão justificados por uma grande demanda de produção. Além dos problemas físicos de implantação, uma vez que existem exemplos de reatores tubulares de 95 metros de comprimento descritos em patente. Culminando com o fato de que reatores tubulares geralmente operam em fase gasosa.

Passando a última opção, o reator batelada é sem duvida a opção mais adequada para os níveis de produção planejados. O reator batelada apresenta diversas vantagens relativas aos demais reatores: conversão pode ser facilmente controlada através do tempo de batelada, condições operacionais mais brandas e a possibilidade de realizar todas as etapas de reação e neutralização em um único reator; todas as reações se processam em condições atmosféricas. Além disso, foi utilizada uma estratégia de projetar quatro reatores batelada com volumes reduzidos, o que garante maior flexibilidade quanto ao processo.

Para fins de cálculos de projeto de reatores foi utilizado o software Mathcad, no qual foi possível a inserção do modelo matemático que descreve os balanços de massa e energia para o reator.

Passada a etapa de configuração do reator, foram realizadas diversas simulações com a finalidade de percorrer toda a faixa de temperaturas de operação, descritas na patente utilizada que varia de 0 a 40°C.

4.4. Determinação do Equipamento para Recuperação de Formaldeído em Excesso

Os processos descritos nas patentes utilizadas apontam para duas principais formas de recuperação do reagente em excesso: Evaporadores e torres de destilação.

Torres de destilação representam a melhor maneira de fracionamento dentro de um processo industrial, outrora na aplicação ao estudo apresenta as seguintes barreiras para sua aplicação:

- Tendência a formação de incrustação;
- Correntes com características oxidativas, riscos de corrosão;
- Precipitação de produto na coluna;

Associadas às barreiras naturais do processo, são escassas as informações relativas ao processo de destilação para sistemas com eletrólitos.

Como a separação ocorrerá em apenas um estágio, o evaporador será representado como um “flash” a temperatura e pressão constantes.

O evaporador foi projetado de forma a recuperar grande parcela do formaldeído remanescente no efluente reacional, ou seja, minimizar a perda de formaldeído na água mãe (efluente líquido do evaporador). Devido ao seu baixo ponto de ebulição o formaldeído irá volatilizar preferencialmente, concomitantemente serão fracionadas parcelas de metanol e água, além de traços de acetaldeído e ácido fórmico não reagidos. A otimização da temperatura de operação, foi baseada na seguinte premissa: garantir precipitação de grande parte do formiato de sódio por eliminação do solvente (água), dessa forma garantindo o objetivo principal do equipamento.

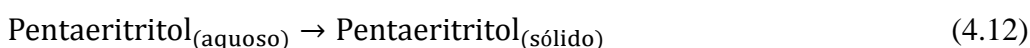
A suspensão efluente do evaporador deve depois passar por um separador sólido/líquido.

4.5. Determinação da Etapa de Cristalização

A cristalização é uma das etapas mais importantes do processo. Por se tratar de uma etapa lenta e que depende de inúmeras variáveis, foram utilizadas algumas considerações para a simulação do processo:

- Temperatura e pressão constante de operação
- Processo contínuo
- Curva de solubilidade do sistema Pentaeritritol-água (BERNARDO, 2007)

O cristalizador é responsável pela seguinte transição de fase:



O pentaeritritol foi implementado no simulador de duas formas (sólido e em solução), o módulo de cristalização fez uso apenas dos dados de solubilidade de pentaeritritol em água. O módulo assume que o sólido que deixa o cristalizador está em equilíbrio com a solução supersaturada no sólido em questão.

A suspensão, efluente do cristalizador, deve passar por um separador sólido/líquido, assim como aconteceu com o efluente líquido do evaporador.

Como o pentaeritritol grau técnico não necessita de especificação quanto a distribuição granulométrica, não foram aprofundados os estudos quanto a cinética de cristalização.

4.6. Determinação da Etapa de Separação Sólido-Líquido

A etapa de separação sólido/líquido é responsável pela recuperação do produto, logo uma operação eficiente assegurará uma boa lucratividade ao processo. No entanto estudos disponíveis apresentam-se escassos, tal fato é justificado pelo grande interesse econômico vinculado a esta informação. Dificuldades na revisão bibliográfica associadas ao tempo hábil para confecção do presente estudo direcionaram a adoção de um sistema de separação ideal. Em todas etapas de separação, a recuperação de formiato de sódio e pentaeritritol têm 100% de eficiência.

Capítulo 5: Resultados e Discussão

5.1. Fluxograma do Processo Simulado

O processo elaborado no presente trabalho foi uma modificação daquele proposto por Josef Meissner GmbH. Em termos estruturais, o fluxograma é constituído de 4 seções, descritos na tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Seções do processo com equipamentos correlatos

Seção	Função	Equipamentos
Mistura	Misturar as alimentações individuais e o reciclo, formando a corrente de entrada para a etapa de REAÇÃO.	Tanques de Armazenamento, Misturadores e Divisores de Corrente.
Reação e Armazenamento	Transformar os reagentes no produto de interesse.	Reatores e Tanques de Armazenamento (pulmão) .
Separação	Retirar o reagente em excesso, promovendo reciclo (e purga) deste.	Separadores Líq.-Vap., Condensadores (Trocadores de Calor) e Divisores para Purga.
Tratamento	Separar os produtos de interesse da solução líquida.	Separadores Sól.-Líqu., Cristalizadores e Separador Líq.-Vap.

Deve ser ressaltado que os equipamentos citados podem ser de qualquer “subtipo”. Por exemplo, o termo “reator” da Tabela 5.1 acima pode significar um Reator Batelada, um Reator Agitado Contínuo (CSTR), um Reator do tipo Plug-Flow (PFR), entre outros. Obviamente, haverá um tipo que fornecerá um resultado ótimo, ou seja, que combinará um preço baixo com o rendimento desejado. As devidas justificativas foram anteriormente comentadas no capítulo de metodologia.

A Figura 5.1 abaixo mostra o fluxograma completo, incluindo as “tags” de cada equipamento e as regiões que delimitam onde se passa cada etapa do processo:

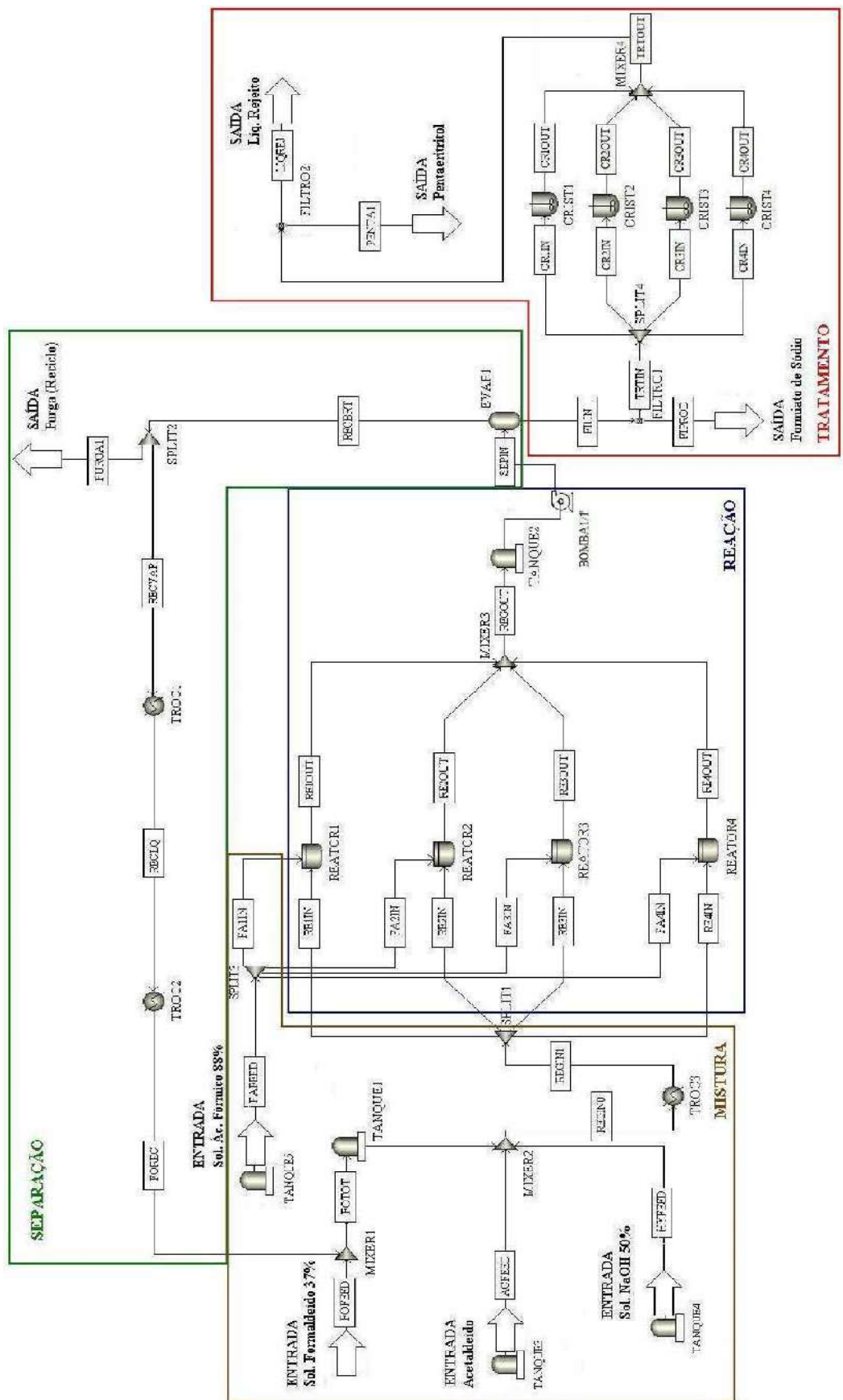


Figura 5.1 – Fluxograma Completo do Processo

5.1.1. Seção de Mistura

O processo envolve a alimentação de três reagentes distintos para a formação do produto principal (pentaeritritol). São eles: formaldeído, acetaldeído, e íon hidroxila, sendo que este último pode ser fornecido por uma variedade de bases, por exemplo, hidróxido de sódio e hidróxido de cálcio. Para o processo descrito aqui, foi utilizado hidróxido de sódio como componente fornecedor de íon hidroxila.

Deve ser ressaltado que o ácido fórmico não é um reagente direto para a produção de pentaeritritol, e sim para acidificar o meio, interrompendo, assim a reação de formação deste produto. A justificativa do uso deste ácido em particular foi apresentada anteriormente. Segundo PETERS et al. (1959) e EEK (1988), o pH necessário para parar a reação se encontra na faixa de 5,5-6,0, portanto, será adicionado esse composto até que o pH da corrente de saída dos reatores se encontre na faixa estipulada.

Para garantir que a reação consuma todo o reagente limitante (acetaldeído), é utilizado um excesso de formaldeído. Esse excesso varia bastante, dependendo do tipo de reator utilizado. Para reatores batelada, é comum utilizar um excesso molar de 5-6 mols de formaldeído/mol de acetaldeído, portanto, será utilizado um excesso que respeite essa faixa para alimentação deste reagente, em outras palavras, a vazão molar de formaldeído em FOTOT deverá ser de 5 a 6 vezes maior que a vazão molar de acetaldeído em ACFEED (Peters et al., 1959).

No mercado atual, os reagentes puros descritos acima são dedicados mais a análises químicas (PA – pró-análise), com exceção para a corrente de acetaldeído, não sendo utilizadas no ambiente industrial devido a seu elevado preço. Portanto, foram utilizadas soluções comumente encontradas no mercado para cada alimentação, a saber (porcentagens dadas em peso composto/peso solução, a não ser que especificado de outra maneira) (ABIQUIM, 1995-2010) e (ICIS Pricing, 2010):

- Solução de Formaldeído (FOFEED), contendo:
 - 37% de formaldeído;
 - 62,8% de água;
 - 0,2% de impurezas de metanol;
- Acetaldeído puro (ACFEED);
- Solução de Hidróxido de Sódio (HYFEED), contendo:
 - 50% de hidróxido de sódio;
 - 50% de água;
- Solução de Ácido Fórmico (FAFEED), contendo:
 - 88% de ácido fórmico;
 - 12% de água;

De acordo com o fluxograma, todas as alimentações são misturadas no equipamento MIXER2, que é um simples *tê* (conector na tubulação). Para garantir que as quantidades de cada reagente sejam adicionadas com precisão a cada batelada, são

utilizados tanques de armazenamento para cada reagente, de tal forma que a alimentação manual é realizada nos tanques, e a vazão do composto seria regulada por meio de válvulas (o deslocamento dos produtos até o MIXER2 sendo feito por ação de gravidade). Deve ser ressaltado que, o equipamento MIXER1 não existe fisicamente, apresentando-se no fluxograma apenas para fins de simulação, já que no tanque de armazenamento de solução de formaldeído (TANQUE1) haverá duas conexões que receberão o reagente, uma que receberá o composto orgânico oriundo do reciclo (FOREC), e outra que o receberá por alimentação manual (FOFEED). A mistura destas correntes, entretanto, gera vapores que, além de não participarem da reação (pois esta ocorre em fase líquida apenas), dificultam o cálculo para o volume de reatores, portanto, será instalado um condensador/trocador de calor TROC3, que condensa todo o vapor em líquido. Por fim, esta corrente de alimentação é dividida no divisor de corrente SPLIT1, que divide a vazão volumétrica em quatro partes iguais, para entrada nos reatores.

Como o ácido fórmico é adicionado apenas quando a reação é dada como terminada, ele não pode ser misturado junto com os reagentes, sendo introduzido, pois, nos reatores, separadamente, a partir do divisor de corrente SPLIT3, que recebe o ácido do devido tanque de armazenamento (TANQUE5). Assim como a corrente de entrada dos reagentes, o divisor também divide a alimentação de ácido fórmico em quatro partes iguais.

5.1.2. Seção de Reação e Armazenamento

Após separadas pelo SPLIT1, as frações são divididas em quatro correntes de vazões iguais (RE1IN, RE2IN, RE3IN e RE4IN), que entram em seu reator correspondente, onde ocorre tanto a reação de aldolização (formando o intermediário) como a reação de Cannizzaro, responsável pela formação do pentaeritritol (PETERS, 1959).

Segundo PETERS et al. (1959) o tempo de reação varia entre 10 e 30 minutos, dependendo da temperatura utilizada no reator, portanto será considerado um tempo de ciclo (reação + carga e descarga + limpeza) próximo do máximo do tempo de reação. Além disso, serão usados reatores isotérmicos, operando à pressão atmosférica. Devido à endotermicidade da reação, os reatores são envolvidos por mantas (envolvem 90% do volume do reator), onde circula água de processo, com finalidade de manter o ambiente reacional na temperatura desejada. Foram considerados quatro reatores, pois, caso um reator fosse utilizado, ele seria de dimensões impraticáveis e não forneceria a flexibilidade que um conjunto de reatores oferece.

Após a reação, as correntes de produto (RE1OUT, RE2OUT, RE3OUT e RE4OUT) são combinadas no MIXER3, gerando uma corrente (REGOUT) com vazão quatro vezes maior que as anteriores quando analisadas individualmente. Essa corrente é

então enviada para um tanque de armazenamento de produto (TANQUE2). Uma bomba (BOMBA1) é responsável pelo envio do produto de reação para a etapa de Separação. Foi considerada a aquisição de uma bomba reserva (BOMBA1'), com as mesmas características da outra bomba, para evitar que o não-funcionamento da BOMBA1 parasse a produção de produto. A partir deste ponto, todo o processo se dá de forma contínua.

5.1.3. Seção de Separação

Após entrar no evaporador (EVAP1), a corrente de produto, rica em formaldeído que não reagiu, será separada em duas – uma totalmente vapor (RECBRT) e outra líquida, porém com presença de sólidos, com quantidade de formaldeído reduzida (FI1IN). Será utilizado como utilidade de aquecimento vapor comprimido a 13,5 kgf/cm².

A corrente vapor é, então, separada por um *tê* de tubulação (SPLIT2), sendo, então, purgada do sistema para evitar acúmulo excessivo de inerte (metanol e água). Caso a planta seja na verdade uma unidade dentro de um complexo petroquímico, esta purga pode ser interpretada como uma corrente que tem como destino uma unidade de produção de metanol. A fração da corrente vapor que permanece no processo é então condensada para que possa ser combinada à alimentação de formaldeído no tanque de armazenamento TANQUE1. A condensação é realizada usando dois trocadores de calor – um primeiro com água de resfriamento (TROC1) e o segundo com água gelada (TROC2), para evitar gastos excessivos com utilidades, já que a água de resfriamento é “mais barata” que a gelada.

Já a outra corrente que sai do evaporador possui uma fração líquida (formada praticamente por água e pentaeritritol em solução) e uma fração sólida, formada apenas por formiato de sódio. A quantidade grande de solvente (água) é responsável por manter todo o pentaeritritol dissolvido em solução. Este fenômeno da precipitação primária do formiato de sódio será posteriormente discutido.

5.1.4. Seção de Tratamento

Primeiramente, a solução com origem no evaporador é passada por um filtro (FILTRO1) para retirada de todo o sólido precipitado na etapa de separação. Como o filtro foi considerado ideal, não foi necessária a introdução de um secador para a retirada de água, já que o sólido obtido é puro. O formiato de sódio então obtido (FIPROD) é despejado em uma esteira, que leva o produto até o ensacador (“bagger”), onde o produto é preparado para ser enviado ao mercado.

A solução líquida que segue no processo (TRTIN) é dividida em quatro partes iguais e enviada a cristalizadores que operam em uma temperatura baixa, para que os cristais de pentaeritritol precipitem da solução devido à queda de solubilidade, consequência da queda de temperatura. Para que isso fosse possível, todos os cristalizadores são fornecidos com uma manta térmica, por onde passa água gelada, contrabalanceando o aumento de temperatura gerado pela liberação de energia de cristalização do pentaeritritol e mantendo a temperatura na faixa desejada. Foram utilizados quatro cristalizadores pelo mesmo motivo do uso de quatro reatores. As correntes que saem dos cristalizadores (CR1OUT, CR2OUT, CR3OUT e CR4OUT) são então unidas em um conector (MIXER4) e enviadas para um segundo filtro (FILTRO2), que retira todo o pentaeritritol precipitado, gerando com isso, o produto sólido (PENTA1), que é despejado em uma esteira, passando por um processo de ensacamento, assim como o formiato de sódio. Já o líquido de rejeito (LIQREJ) segue para uma estação de tratamento de efluentes.

5.2. Resultados das Simulações

De forma semelhante à realizada no capítulo quatro, aqui são apresentados os resultados de simulação.

Em anexo são ilustrados os sumários de corrente (*line list*).

5.2.1. Determinação da Temperatura Ótima de Operação

A realização desta etapa baseou-se em informações contidas em PETERS et al (1959) e JAN-ERIK (1974), nas quais são aplicados processos de operação em regime batelada. Salienta-se que foi utilizado vapor, que troca apenas calor latente. Foi considerada uma faixa de exploração de temperatura ótima de 5°C a 40°C. A temperatura mínima de 5°C foi considerada, pois a maior parte do meio reacional é composto por água, e em temperaturas abaixo de 5°C ocorrem problemas relacionados a solidificação, inviabilizando o processo. Já a temperatura máxima foi considerada como sendo 40°C, pois é o maior valor encontrado na literatura para este tipo de processo.

O cálculo da temperatura ótima de operação foi baseado em uma condição operacional de maior lucratividade, ou seja, a operação irá demandar de gasto com utilidades e este gasto será proporcional ao calor envolvido na reação. Genericamente a massa de produtos formados representa a receita e o volume de utilidade representa o custo operacional. Foram realizadas simulações para toda a faixa de operação, representadas na figura 5.2, que retrata o lucro da operação, sendo a função-objetivo aquela dada pelas equações (5.1) a (5.3):

$$F.O. = \text{máx } L(T) \quad (5.1)$$

$$L(T) = \sum_{i=1}^2 \text{Receita}_i - \sum_{j=3}^6 \text{Custo Reagente}_j - \text{Custo Utilidade} \quad (5.2)$$

$$L(T) = \sum_{i=1}^2 (p_i * W_i) - \sum_{i=3}^6 (p_i * W_i) - (p_7 * V_7) \quad (5.3)$$

Onde:

p_i = Preço do reagente, produto ou utilidade. É um parâmetro, portanto, é um valor fixo. A justificativa, bem como o valor de todos os preços usados encontram-se no capítulo 6 deste trabalho;

W_i = Vazão mássica do reagente ou produto. É uma variável manipulada na função objetivo, dependendo, logo, da temperatura utilizada no reator.

V_i = Vazão volumétrica de utilidade. É uma variável manipulada na função objetivo, dependendo, logo, da temperatura utilizada no reator.

1 = Pentaeritritol;

2 = Formiato de Sódio;

3 = Ácido Fórmico;

4 = Acetaldeído

5 = Formaldeído

6 = Hidróxido de Sódio

7 = Vapor

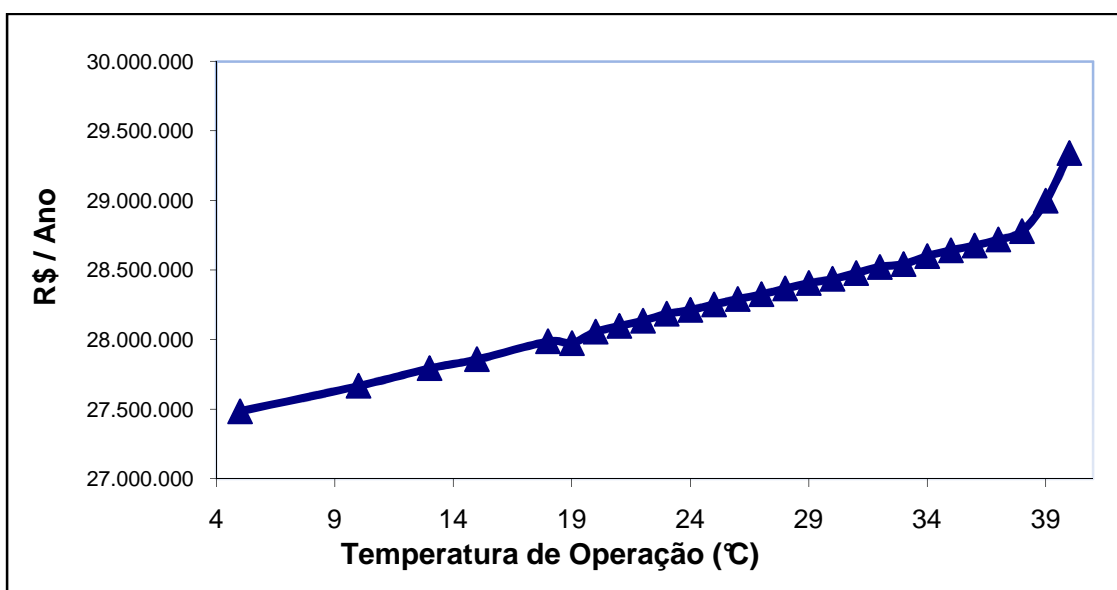


Figura 5.2 – Avaliação de Lucratividade da Seção de Reação e Armazenamento

O gráfico da figura 5.2 demonstrou uma tendência linear da lucratividade do processo com o aumento da temperatura de operação. No entanto o simples aumento da temperatura provoca inúmeras adversidades ao processo, sejam elas de ordem reacional ou mesmo operacionais. Aumentando a temperatura favorecemos a formação de di e tripentaeritritol além do metanol, que são impurezas do processo. Aumentando a temperatura temos uma redução do tempo de reação, chegando a tempos próximos de zero. Todos esses fatores não estão incorporados na função-objetivo, tornando-a uma escolha ruim para critério de decisão.

Partindo desta observação foi necessário estabelecer um novo critério de decisão, onde será avaliada qual temperatura reacional favorece a maior formação de pentaeritritol. Os dados de formação de pentaeritritol encontram-se dispostos na figura 5.3.

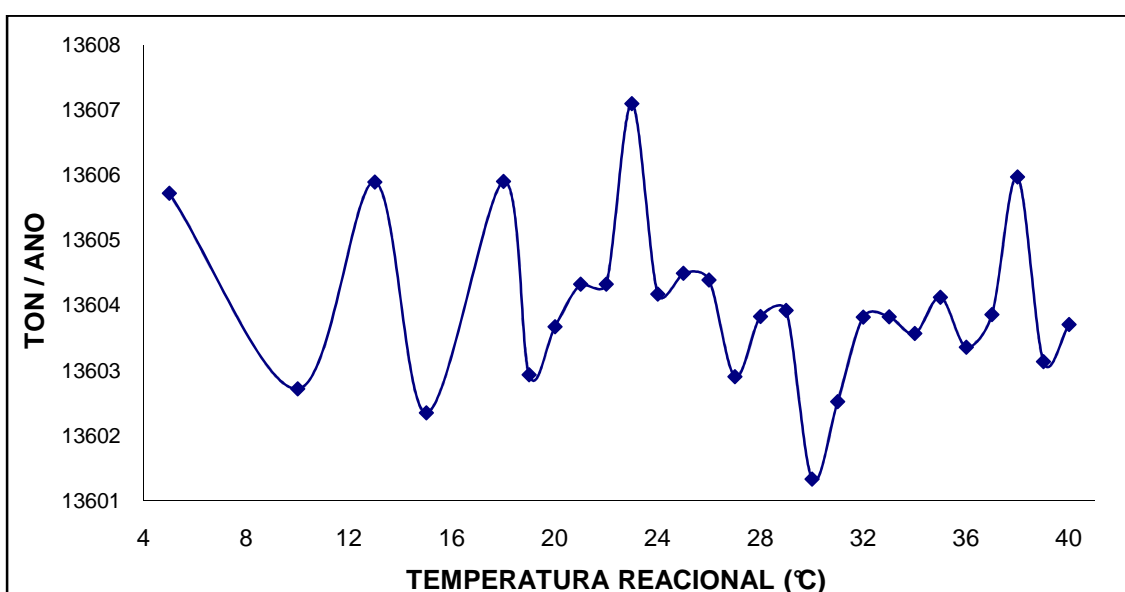


Figura 5.3 – Massa de Pentaeritritol Produzida por Ano.

Com base nos resultados dispostos na figura 5.3, a temperatura de operação ideal foi escolhida como sendo de 23°C à pressão atmosférica.

Com o sistema operando nestas condições pode-se observar a variação das concentrações das substâncias que compõem o sistema, na figura 5.4.

Os comportamentos observados demonstram: o reagente limitante foi consumido totalmente enquanto que o reagente em excesso permanece em concentrações mais elevadas. A produção de metanol mostra que a escolha da temperatura de operação não favoreceu a sua formação. O pentaeritritol foi produzido em concentração molar inferior ao formiato de sódio, tal evento é justificado pelo fato de serem produzidos com mesmos coeficientes estequiométricos e o formiato de sódio ser produzido na reação indesejada.

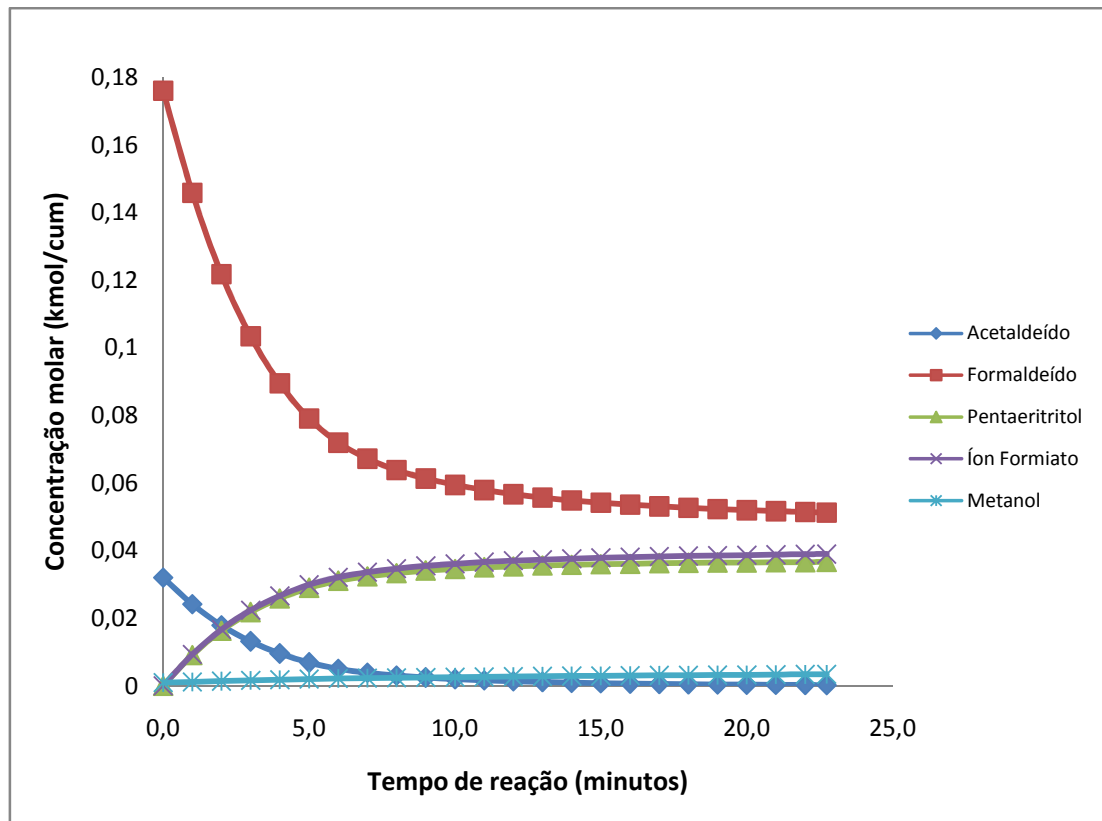


Figura 5.4 – Perfil de Concentração das Espécies Envolvidas

5.2.2. Determinação do Número de Reatores

O tempo de um ciclo de batelada foi estimado em quatro horas, dos quais, aproximadamente quinze minutos correspondem ao tempo efetivo de reação e o restante corresponderia ao tempo gasto no carregamento / descarregamento e manutenção do reator (EEK, 1998).

Operar com quatro reatores permite uma maior flexibilidade de operação da planta em diferentes capacidades. Uma lógica de operação desenvolvida para que o sistema batelada opere de forma contínua, consiste em adicionar um tanque pulmão após os reatores batelada e operar cada batelada com uma defasagem de uma hora para a seguinte, desta forma a cada intervalo de hora será disponibilizada uma batelada. O tanque pulmão deve conter um volume de segurança e a manutenção de seu nível será realizada pelas bateladas intermitentes.

5.2.3. Determinação da Temperatura Ótima de Operação do Evaporador

A temperatura de operação do evaporador foi determinada de forma a garantir uma eficiente recuperação do formaldeído, uma vez que a perda deste reagente em excesso significa menor lucro do processo, pois será necessária uma nova alimentação do mesmo.

O estudo primário explorou uma faixa de operação que vai de 60 a 100°C. Os parâmetros de avaliação foram:

- Fração mássica do efluente gasoso recirculado;
- Custo de utilidade empregado na manutenção da temperatura;
- Massa perdida no efluente líquido;
- Impurezas contidas no efluente gasoso;

Resultados obtidos podem ser observados na figura 5.5.

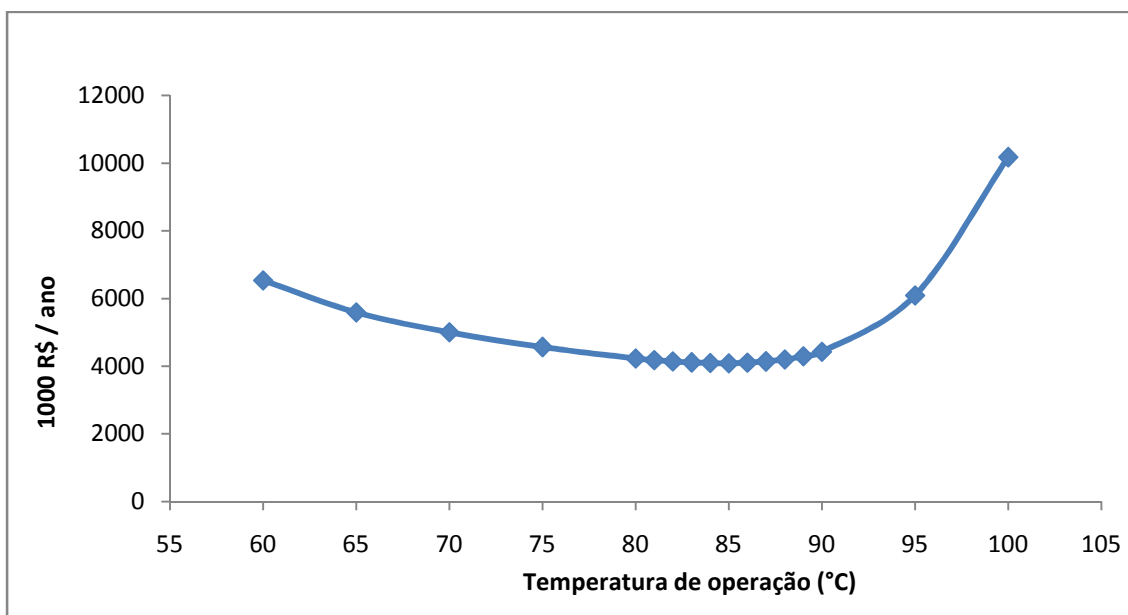


Figura 5.5 – Perda Referente à Operação de Recuperação do Formaldeído

Diante dos resultados, observa-se que a massa perdida de formaldeído cai bruscamente com o aumento da temperatura, devido à alta volatilidade do formaldeído, conforme ilustrado na figura 5.6.

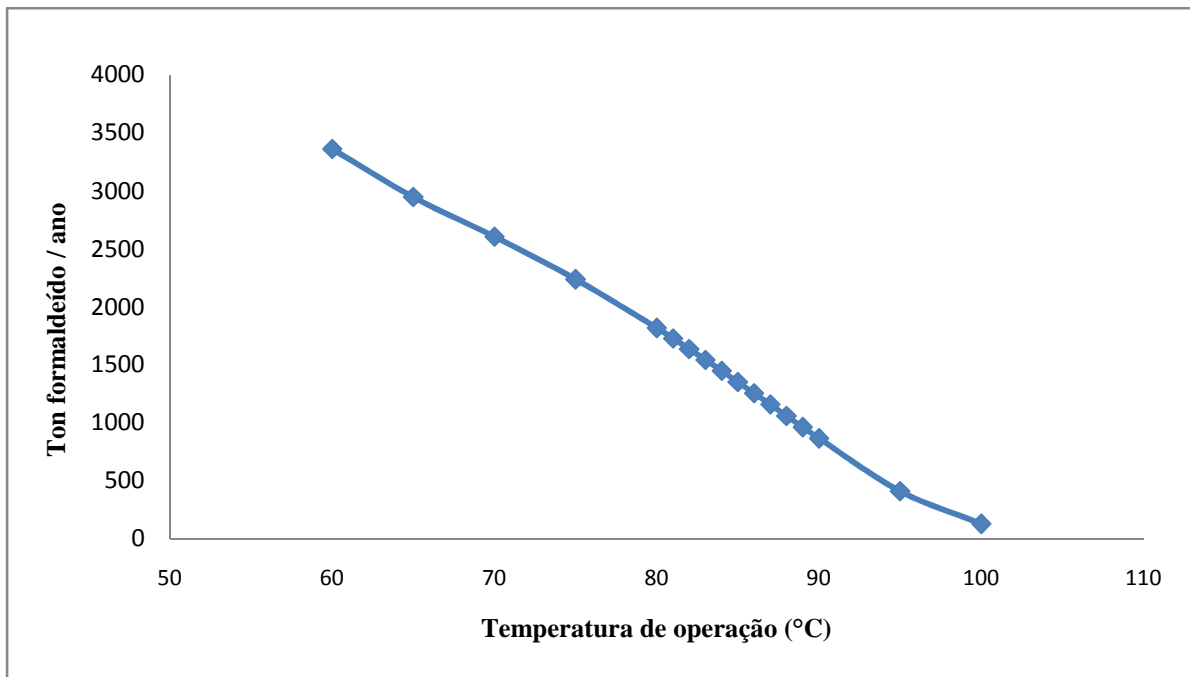


Figura 5.6 – Perda de Formaldeído pela Operação do Evaporador

No entanto, operando o evaporador em diversas faixas de temperatura, observou-se que houve precipitação conjunta de formiato de sódio e pentaeritritol, tal fato deveria ser evitado pela operação em faixas de operação onde somente um dos componentes precipitasse, ou mesmo em maior quantidade.

O aumento da temperatura favorece a solubilização do pentaeritritol.

. Vale ressaltar que esta precipitação foge aos processos industriais conhecidos por patentes, onde preferencialmente o pentaeritritol precipita primeiro, devido a sua menor solubilidade.

Tal fato ocorre por dois principais motivos: primeiro o evaporador, estágio simples de separação, não é um separador adequado para a mistura em questão por evaporar grandes quantidades de água do licor mãe; segundo, o meio apresenta-se muito concentrado em formiato de sódio.

De acordo com este raciocínio foram realizadas diversas simulações com a finalidade de alcançar temperaturas nas quais a precipitação de pentaeritritol fosse mínima conforme ilustrado na figura 5.7.

A perda de pentaeritritol aproxima-se assintoticamente de zero, o que indica que aumentos drásticos de temperatura não favorecem mudanças consideráveis ao processo.

De acordo com os dados supracitados, estipulou-se a temperatura de operação de 99°C, pois, a partir deste, o “ganho” com recuperação de pentaeritritol se apresentou muito pequeno, como mostrado na figura 5.7.

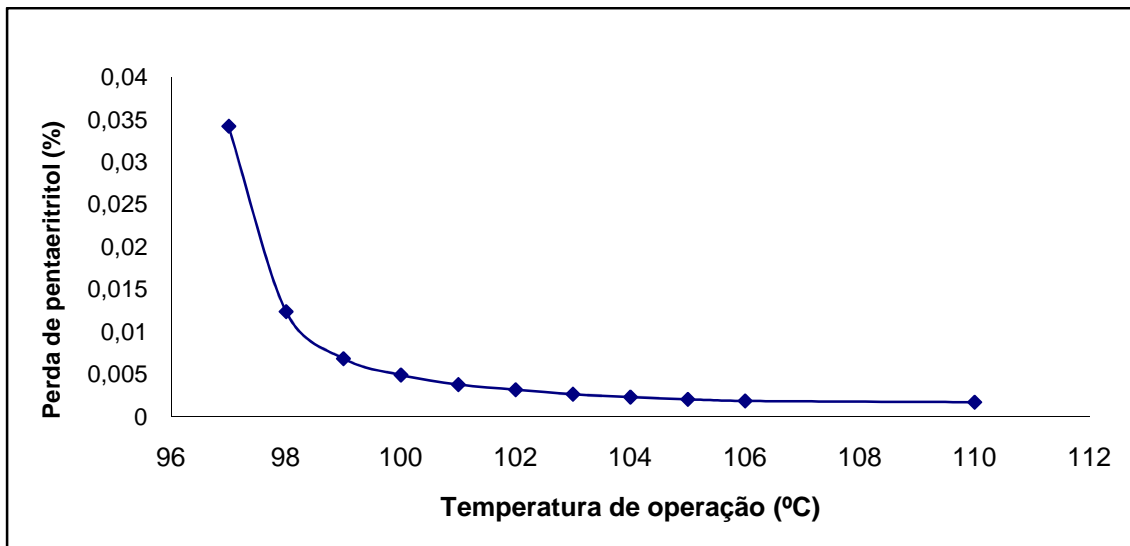


Figura 5.7 – Perda de Pentaeritritol pela Operação do Evaporador

5.2.4. Determinação da Temperatura de Operação do Cristalizador

A etapa de cristalização de pentaeritritol foi concebida com base nos dados de solubilidade do sistema pentaeritritol-água (BERNARDO, 2007), mostrado a partir da tabela 5.2.

Em entrevista com corpo técnico, gerente da planta de pentaeritritol da Copenor, foi informado que a temperatura de operação dos cristalizadores é de aproximadamente 20°C, valor próximo dos valores encontrados em patentes.

Operando nessas condições obteve-se um rendimento de separação de 90,64%.

Tabela 5.2 – Curva de Solubilidade para o Sistema Pentaeritritol-Água

Temperatura (°C)	Concentração (%W)
1,3	3,86
5,2	4,18
10	4,86
15,6	5,42
20,3	6,23
25,6	7,23
30,2	8,13
35,9	9,39
39,7	10,7
44,6	12,27
50,1	13,73
55,4	15,92
58,8	18,19
64,6	20,74
71,4	25,29
74,2	26,97
79,1	29,71
80,9	31,66
83,8	32,99
86	35,19
90,5	41,5

Fonte:BERNARDO (2007).

5.3. Dimensionamento dos Equipamentos Principais

Como pode ser visto no fluxograma da figura 5.1, o processo conta com sete tipos de equipamentos diferentes que devem ser dimensionados, são eles: tanques de armazenamento, reatores batelada, uma bomba centrífuga, um evaporador, trocadores de calor, filtros e cristalizadores. Entretanto, para o dimensionamento, foi considerado apenas um “fator de segurança” (que varia por equipamento) a ser aplicado sobre a vazão volumétrica que entrava no equipamento, sendo que tal vazão só seria obtida após a simulação.

Para facilitar o entendimento desta seção, ela será dividida em duas subseções: a de condições conhecidas, onde se encontra a incorporação do estudo de mercado no modelo, na forma das vazões de entrada, e a de metas de projeto e outras considerações, que foram os critérios usados durante a simulação em vários equipamentos do processo.

5.3.1. Condições Conhecidas

A partir do estudo de mercado, discutido em seções anteriores deste trabalho, foi determinado que a planta deva operar com uma capacidade máxima de 25.000 toneladas/ano de pentaeritritol. A partir deste valor, pode-se chegar às vazões iniciais, pois para cada um mol de pentaeritritol são necessários um mol de acetaldeído, portanto:

$$25.000.000 \frac{kg}{ano} / 136,15 \frac{kg}{kgmol} = 183.621 \frac{kgmol}{ano} \text{ PENTA/acetaldéido}$$

Com este valor, é então possível calcular todas as vazões de entrada (com exceção de duas vazões: a de ácido fórmico, pois esta está atrelada ao pH da solução de saída dos reatores, e a de formaldeído de entrada (FOTOT), pois esta depende da vazão de formaldeído reciclado, ambas obtidas apenas após a simulação. No caso da vazão de formaldeído de entrada, foi assumido que FOTOT = FOFEED, o que seria desvantajoso, pois o excesso de formaldeído sairia da faixa ótima de 5 a 6 mols de formaldeído para cada um de acetaldeído. Para remediar isto, na etapa de simulação, o valor de FOFEED foi alterado de tal forma que FOTOT respeitasse a “faixa de excesso” em relação ao reagente limitante) a partir dos excessos usados comumente em patentes e artigos, são eles:

- Para cada mol de acetaldeído, deve ser usado 1,1 mols de hidróxido de sódio (NaOH);
- Para cada mol de acetaldeído, deve ser usado de 5 a 6 mols de formaldeído.

De posse desses excessos, foi possível calcular as vazões de entrada caso o processo não apresentasse perdas, representadas por (FOFEED, ACFEED, HYFEED):

Tabela 5.3 - Vazões de Entrada para Processo sem Perdas

Corrente	Componentes	%peso	%molar	Vazão Molar (kmol/hr)	Vazão Mássica (kg/hr)
FOFEED' (inicial)	Formaldeído	37	26	199,62	5994
	Água	62,8	73,78	564,72	10173,6
	Metanol	0,2	0,22	1,011	32,4
ACFEED'	Acetaldeído	100	100	45,4	2000
HYFEED'	Hidróx. Sódio	50	31,02	54,5	2182,05
	Água	50	68,98	121,12	2182,05

As correntes foram calculadas levando em conta os coeficientes técnicos de processo, os quais são apresentados a seguir juntamente com os valores teóricos supracitados.

Tabela 5.4 - Vazões de Entrada para o Processo Considerando Perdas

Componentes	Coefficientes técnicos Teóricos	Coefficientes técnicos da Simulação
Formaldeído	3	2,9
Acetaldeído	0,38	0,36
Ácido Fórmico	0,02	0,02
Hidróx. Sódio	0,39	0,39
Formiato de Sódio	-	0,63

Fonte: Compilação entre MEIQ, 2006 e dados de simulação.

Os coeficientes técnicos levam em consideração todas as folgas de projeto descritas na etapa de simulação e dimensionamento, sendo estes valores de folgas obtidos através de patentes e/ou heurística dos engenheiros entrevistados.

Além disso, foi considerado que todas as correntes de entrada possuíam temperaturas e pressões ambientes ($T = 25 \text{ °C}$ e $P = 1 \text{ atm}$). As porcentagens molares foram obtidas a partir das porcentagens mássicas especificadas na seção anterior, utilizando bases de cálculo.

5.3.2. Metas de Projeto e Outras Considerações

Antes de iniciar a simulação foram estabelecidas as metas de projeto que se seguem.

5.3.2.1. Seção de Mistura

Para esta seção, apenas TROC3 apresenta uma meta, que seria a condensação total da corrente REGIN0. A condensação deve ocorrer, pois a reação ocorre em fase líquida. Logo, todo vapor que estiver presente no reator não reagirá, reduzindo a formação de produto e dificultando separações e tratamentos posteriores, pois o que não reagiu funcionará como contaminante na solução.

5.3.2.2. Seção de Reação a Armazenamento

Esta seção apresenta quatro equipamentos em que são aplicáveis metas de projeto, que são os quatro reatores batelada. Para eles:

- Segundo patentes e artigos sobre o processo, a reação deve ocorrer de tal forma que todo o acetaldeído seja consumido, portanto, foi considerado suficiente dar a reação como terminada quando 99,5% (em base molar) de todo o acetaldeído tiver sido consumido.
- Será considerado um tempo de carga + reação + descarga + limpeza + manutenção (tempo de ciclo) de 4 horas, de tal forma que primeiro se adiciona uma alimentação no reator 1, e uma hora depois outra vazão é alimentada no reator 2, e assim sucessivamente. Após passada uma hora de operação do reator 4, o reator 1 recebe uma vazão de alimentação, reiniciando o ciclo.
- Passado certo tempo (tempo de reação), é adicionado ácido fórmico para reduzir o pH, dando fim à reação. A quantidade de ácido fórmico a ser adicionada está ligada ao pH, que deve ficar em torno de 5,5-6,0. Portanto, a vazão de entrada de ácido fórmico será aquela que proporcionar um pH na faixa citada anteriormente.
- Por fim, deve ser ressaltado que foi considerado uma eficiência de 75% tanto para a bomba “principal” como para a reserva.

5.3.2.3. Seção de Separação

Para o separador, foi realizada uma otimização, descrita anteriormente, onde será pesado a quantidade de Formiato de Sódio (sub-produto) contra a quantidade de utilidade (vapor a 13,5 kgf/cm²).

Já para os trocadores de calor TROC1 e TROC2, foi estabelecido que eles devem trocar o máximo de calor possível para condensar o reciclo. Esse calor máximo é atingido especificando que a temperatura de saída da corrente a ser condensada será igual a da utilidade na saída acrescido de um ΔT de “approach”, a fim de evitar áreas de troca de dimensões impraticáveis. Para o TROC1, foi considerado ΔT de “approach” = 8°C, e, para o TROC2, foi considerado ΔT de “approach” = 12°C.

Em relação ao divisor de corrente da purga, foi considerado que ele divide a vazão em duas partes: uma sendo $\frac{1}{4}$ da vazão que entra no divisor (que é purgada), e outra de $\frac{3}{4}$ de vazão, que é reciclada no processo.

5.3.2.4. Seção de Tratamento

Esta seção conta com seis equipamentos importantes para o dimensionamento: dois filtros e quatro cristalizadores.

Para os filtros, foi aplicada a simplificação já descrita anteriormente no capítulo 4 deste trabalho.

Para os cristalizadores, foi realizada uma otimização, descrita na seção de Simulação mais abaixo, onde será pesado a quantidade de cristais de pentaeritritol recuperados contra o consumo de utilidade (água gelada). Entretanto, não foram aceitas perdas maiores de 20% de cristais de pentaeritritol. Em termos de granulometria, não foram impostas metas, pois o pentaeritritol grau técnico não possui como exigência cristais de tamanho rigorosamente constantes.

Além disso, foi considerado para todas as seções:

- Todos os equipamentos principais (ou seja, todos excluindo divisores e misturadores de corrente) têm forma cilíndrica, com relação altura/diâmetro (H/D) variável de um equipamento para o outro.
- Todos os equipamentos que usam utilidades para resfriamento ou aquecimento são envoltos por mantas que cobrem 90% de sua área externa, com 5 cm de espessura.

5.4. Avaliação Econômica e Análise de Sensibilidade

Para a construção do fluxo de caixa e posterior análise econômica e de sensibilidade, será utilizada a planta do processo, apresentada na figura 5.8.



Figura 5.8 – Vista Superior da Planta de Produção de Pentaeritritol

5.4.1. Investimento

O cálculo de investimento total é baseado na premissa de estimar custos complementares a partir dos valores dos equipamentos principais. O cálculo dos custos de equipamentos principais foi realizado de acordo com WALAS (2009) uma vez que os volumes foram determinados seguindo balanços de massas em cada equipamento separadamente. A tabela 5.5 apresenta os valores de cada equipamento separadamente.

Tabela 5.5 – Descrição do Custo de Equipamentos

TAG EQP.	TIPO EQP.	SUBTIPO EQP.	MATERIAL	FATOR M	FATOR V/A	FATOR W/P	CUSTO (US\$ fob)	OBSERVAÇÕES
CRIST1	Cristalizador	Batelada Atmosférica/Vácuo	Aço Carbono	1	157,15	-	\$ 107.066,63	
CRIST2	Cristalizador	Batelada Atmosférica/Vácuo	Aço Carbono	1	157,15	-	\$ 107.066,63	
CRIST3	Cristalizador	Batelada Atmosférica/Vácuo	Aço Carbono	1	157,15	-	\$ 107.066,63	
CRIST4	Cristalizador	Batelada Atmosférica/Vácuo	Aço Carbono	1	157,15	-	\$ 107.066,63	
EVAP1	Evaporador	Circulação Forçada	Aço Carbono	1	425,93	-	\$ 278.657,58	Considerado U = 1000 W/m ² .K
TROC1	Troc. Calor	Casco-e-Tubo, Fixo	Aço Inox 304	1,932363	1050,1	0,688316647	\$ 34.617,29	Considerado U = 1200 W/m ² .K
TROC2	Troc. Calor	Casco-e-Tubo, Fixo	Aço Inox 304	1,652905	183,1	0,542652358	\$ 9.414,65	Considerado U = 1200 W/m ² .K
TROC3	Troc. Calor	Casco-e-Tubo, Fixo	Aço Inox 304	2,067129	2438	0,770247887	\$ 74.489,56	Considerado U = 1200 W/m ² .K
REATOR1	Vaso	Vertical, Pressão Ambiente	Aço Inox 304	1,7	1583,32001	8305,726218	\$ 15.703,05	Considerado espessura de parede = 1 mm
REATOR2	Vaso	Vertical, Pressão Ambiente	Aço Inox 304	1,7	1583,32001	8305,726218	\$ 15.703,05	Considerado espessura de parede = 1 mm
REATOR3	Vaso	Vertical, Pressão Ambiente	Aço Inox 304	1,7	1583,32001	8305,726218	\$ 15.703,05	Considerado espessura de parede = 1 mm
REATOR4	Vaso	Vertical, Pressão Ambiente	Aço Inox 304	1,7	1583,32001	8305,726218	\$ 15.703,05	Considerado espessura de parede = 1 mm
TANQUE1	Vaso	Armazenam., Montado no Campo	Aço Inox 304	2,4	23775,5	-	\$ 72.375,46	
TANQUE2	Vaso	Armazenam., Montado no Campo	Aço Inox 304	2,4	19548,7	-	\$ 68.316,46	
TANQUE3	Vaso	Armazenam., Montado no Campo	Aço Inox 305	2,4	1648	-	\$ 44.448,25	
TANQUE4	Vaso	Armazenam., Montado no Campo	Aço Inox 306	2,4	1482	-	\$ 44.181,12	
TANQUE5	Vaso	Armazenam., Montado no Campo	Aço Inox 307	2,4	3402	-	\$ 47.598,28	
ENSAC1	Ensaçador	Ensaçador Horizontal, 1 Ton/Saco	-	-	-	-	\$ 100.000,00	Preço Estimado
ENSAC2	Ensaçador	Ensaçador Horizontal, 1 Ton/Saco	-	-	-	-	\$ 100.000,00	Preço Estimado
BOMBA1	Bomba	Centrífuga, HSC, Um Estágio, 1750 RPM	Aço Fundido	1,35	1797,04659	2,38155093	\$ 11.555,35	Inclui custo da reserva (Q = 164 gpm, H = 45,9 ft, Pot = 2,85 hp (Efic. = 75%))
ESTE1	Esteira	Esteira Plana	-	-	19,685	-	\$ 7.861,80	Comprimento = 6 m, Larg. = 2 m
ESTE2	Esteira	Esteira Plana	-	-	32,8	-	\$ 11.012,08	Comprimento = 18 m, Larg. = 2 m
PLATAF1	Elevador	Plataforma Elevatória	-	-	-	-	\$ 20.000,00	Preço Estimado
PLATAF2	Elevador	Plataforma Elevatória	-	-	-	-	\$ 20.000,00	Preço Estimado
FILTRO1	Filtro	Filtro rotativo, Descarga em esteira	-	-	45,580554	-	\$ 88.734,52	Operação a Vácuo (Bomba Inclusa)
FILTRO2	Filtro	Filtro rotativo, Descarga em esteira	-	-	37,6995465	-	\$ 85.233,30	Operação a Vácuo (Bomba Inclusa)
TOTAL =							\$ 1.609.574	

A partir dos valores calculados dos equipamentos principais, é possível estimar os demais valores que compõem o investimento fixo. Diversos autores apresentam valores empíricos que podem ser utilizados para projetos industriais na indústria química. A tabela 5.6 contém os valores adotados (ALVES, 2011).

Tabela 5.6 – Estimativas Relativas ao Investimento em Equipamentos Principais.

Tipo de serviço/equipamento	Percentual do investimento em equipamentos principais
Custo de instalação de equipamentos em geral	25%
Tubulações	20%
Instrumentação de controle	5%
Serviços utilizados	5%
IPI	18%
Seguro	5%
Equipamentos de controle de qualidade	15%
Equipamentos secundários	10%
Móveis e equipamentos para escritório	5%

Custos com a construção civil estão demonstrados na tabela 5.7, a seguir:

Tabela 5.7 – Custos com Construção Civil

Item	Valor unitário (US\$/m ²)	Área (m ²)	Valor total (US\$)
Terreno	2.500,00	1500	3.750.000,00
Área Construída	1.750,00	1500	2.625.000,00
Total			US\$ 6.375.000,00

Fonte: Compilação a partir de entrevista com corpo técnico.

O somatório dos valores de equipamentos principais, secundários e construção civil compõem o valor do investimento fixo.

O valor do investimento fixo servirá de base para o cálculo da *Partida* da planta, em torno de 10% do investimento fixo.

Nas próximas seções serão apresentados os cálculos dos custos fixos e variáveis, que somados representam o custo de operação. Estes valores são necessários ao cálculo do capital de giro. Será considerado que o capital de giro corresponde a um mês dos custos de operação.

O investimento total corresponde ao somatório do investimento fixo com custo de partida da planta e o capital de giro.

5.4.2. Custos Fixos

Custos fixos são aqueles que não variam com o nível de produção da unidade de processo, podendo ser divididos em dois grupos distintos: demanda de mão de obra indireta e custos fixos de operação, ambos descritos nas tabelas 5.8 e 5.9.

Os dados de número de profissionais envolvidos foram obtidos a partir de entrevistas com profissionais supracitados.

Tabela 5.8 – Demanda de Mão de Obra Indireta

Número de funcionários	Função	Salário (R\$)	Encargos (R\$)	Valor total (R\$)
20	Técnicos e auxiliares	3.500	4.375	157.500,00
15	Seguranças (vigias)	550	687,5	18.562,50
1	Chefe Dpto. Pessoal	900	1.125	2.025,00
3	Engenheiro de Proc.	10.000	12.500	67.500,00
3	Gerente engenharia	20.000	25.000	135.000,00
1	Gerente	18.500	23.125	41.625,00
1	Diretor	30.000	37.500	67.500,00
Total mensal em reais				R\$ 489.712,50
Total anual em dólares				US\$ 3.427.987,50

Fonte: Compilação a partir de entrevista com corpo técnico.

Tabela 5.9 – Custos Fixos de Operação

Custos fixos de operação	Valor total (US\$)
Impostos (2% IF*)	194.458,30
Manutenção (10% IF*)	972.291,48
Total anual em dólares	US\$ 4.594.737,28

* IF – Investimento fixo

5.4.3. Custos Variáveis

Custos variáveis são aqueles que variam com o nível de produção da unidade de processo, podendo ser divididos em três grupos distintos: demanda de mão de obra direta, demanda de matéria-prima e demanda por utilidades. As tabelas 5.10, 5.11 e 5.12 apresentam os valores de cada grupo separadamente.

Tabela 5.10 – Demanda de Matéria-Prima

Item	Consumo (ton) / ano	Preço (US\$) / ton	Valor total (US\$)
Acetaldeído	9.600,00	616,88	5.922.009,25
Formaldeído (37% w)	77.760,00	308,44	23.984.137,48
Hidróxido de Sódio	10.473,85	450,00	4.713.233,04
Ácido Fórmico	610,37	500,00	305.184,50
Total anual em dólares			US\$ 34.924.564,27

Tabela 5.11 – Demanda de Mão de Obra Direta

Numero de funcionários	Salário (R\$)	Encargos (125%)	Valor total (R\$)
45	750	937,5	34.687,50
Total mensal em reais			34.687,50
Total anual em dólares			US\$ 485.625,00

Tabela 5.12 – Demanda de Utilidades

Item	Consumo (un.) / ano	Preço (US\$) / un.	Valor total (US\$)
Vapor (*)	42.152,64	60,00	2.529.158,40
Água de processo (**)	904.176,00	0,35	316.461,60
Água gelada (**)	1.903.608,00	0,60	1.142.164,80
Água limpeza (**)	76410	0,4	30.564,00
Energia Elétrica (***)	202435,2	0,2475	50.102,71
Embalagem (****)	25.000	0,40	10.000,00
Total anual em dólares			US\$ 4.078.451,51

(*) – unidade ton

(**) – unidade m³

(***) – unidade kW-h

(****) – unidade embalagem.

5.4.4. Investimento Total

O investimento total é resultante do somatório do investimento fixo, partida da planta e capital de giro. O valor do investimento fixo será executado durante a etapa de montagem e partida da fábrica. Tais etapas serão realizadas em dois anos e o valor será fracionado em uma primeira parcela que corresponde a sessenta por cento deste total e a parcela restante no ano seguinte.

Tabela 5.13 – Investimento Total em Dólares.

Investimento fixo	US\$ 9.722.914,82
Partida	US\$ 972.291,48
Capital de Giro	US\$ 3.673.614,84
Investimento total em dólares	US\$ 14.368.821,14

5.4.5. Custos Unitários

Os custos unitários representam a distribuição dos custos operacionais por unidade de produto final produzida. Os custos unitários estão atrelados apenas ao produto principal. Para o caso de subprodutos comercializáveis estes são classificados como renda extra e não contribuem para redução dos custos operacionais.

O valor do custo operacional será um indicador muito importante na determinação do preço de venda praticado. Apresentados nas tabelas 5.14, 5.15 e 5.16.

Tabela 5.14 – Custos Operacionais

Descrição	Valor (US\$)
Custos variáveis totais	39.488.640,78
Custos fixos totais	4.594.737,28

Tabela 5.15 – Produção Anual com 100% da Capacidade Instalada

Descrição	Massa (kg)
Produção anual de pentaeritritol	26.856.029
Produção anual de formiato de sódio	16.917.139

Tabela 5.16 – Custos Referentes a Produção

Descrição	Valor por kg (US\$ / kg)
Custo fixo unitário	0,17
Custo variável unitário	1,47
Custo unitário de produção em dólares	1,64

O custo unitário de produção é basicamente composto pelo custo variável. O custo variável de produção apresenta valores elevados devido aos grandes volumes de insumos utilizados, além de levarem em consideração os preços de comercialização, os quais foram obtidos na base de dados ICIS Pricing (2010). Tais valores não retratam a realidade já que para diversas empresas o formaldeído, reagente mais dispendioso por ser aplicado em maior volume, ser produzido pela própria planta.

5.4.6. Fluxo de Caixa

O fluxo de caixa de um projeto é a resultante final das entradas e saídas de recursos financeiros, estes dados servirão de base para estudo de viabilidade do projeto dentro de um horizonte de planejamento. Para a indústria química este horizonte de planejamento varia de dez a quinze anos e será adotado um intervalo de dez anos.

O fluxo de caixa foi realizado de acordo com as considerações mostradas na tabela 5.17.

Tabela 5.17 – Premissas para o Cálculo do Fluxo de Caixa.

Consideração	Valor
Custo unitário pentaeritritol ou formiato	US\$ 1,64
Preço unitário venda pentaeritritol (R\$/kg)	US\$ 2,08
Preço unitário venda formiato (R\$/kg)	US\$ 0,44
Horizonte de planejamento	10 anos
Alíquota do IR	30%
Taxa mínima de atratividade (*)	12%

(*)Taxa média.

A tomada do preço de venda do pentaeritritol foi baseada no atual preço de comercialização na América Latina, obtido através da base de dados ISCIS pricing (2010).

O preço do formiato de sódio foi obtido a partir do preço do pentaeritritol, através de uma estimativa baseada nos valores de importação de ambos componentes. Os dados utilizados foram obtidos no anuário da ABIQUIM (1995 a 2008) e estão apresentados na figura 5.9.

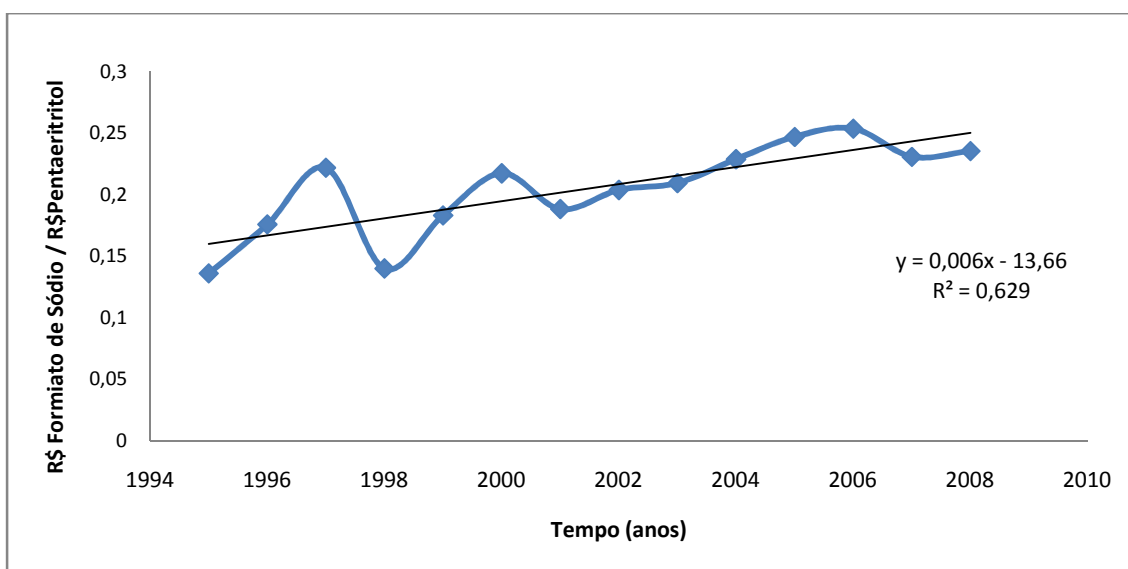


Figura 5.9 – Evolução da Razão entre os Preços de Formiato de Sódio e Pentaeritritol

Foram listadas as razões entre os valores de comercialização internacionais do formiato de sódio em relação ao pentaeritritol. Através de uma regressão linear foi obtida uma extrapolação para o ano de 2011. Esta razão foi aplicada no fluxo de caixa, estimando o preço de venda do formiato de sódio como uma fração do preço de venda do pentaeritritol.

A realização do cálculo do fluxo de caixa para o horizonte de planejamento está ilustrada na tabela 5.18. Além disso, foi considerado um incremento da produção de 5% ao ano.

Tabela 5.18 – Fluxo de Caixa para o Investimento

Período	Invest. fixo	Capital de giro	Receita penta.	Receita Form. Sódio	Custo fixo	Custo variável	Depreciação	Lucro tributável	Imposto de renda	Fluxo de caixa
0	8.621.292,68	3.673.614,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-12.294.907,52
1	5.747.528,46	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-5.747.528,46
2	0,00	0,00	27.930.269,95	3.763.319,05	4.594.737,28	19.744.320,39	1.436.882,11	5.917.649,22	1.775.294,77	5.579.236,57
3	0,00	0,00	29.326.783,45	3.951.485,00	4.594.737,28	20.731.536,41	1.436.882,11	6.515.112,65	1.954.533,80	5.997.460,97
4	0,00	0,00	30.793.122,62	4.149.059,25	4.594.737,28	21.768.113,23	1.436.882,11	7.142.449,25	2.142.734,78	6.436.596,59
5	0,00	0,00	32.332.778,75	4.356.512,22	4.594.737,28	22.856.518,89	1.436.882,11	7.801.152,69	2.340.345,81	6.897.688,99
7	0,00	0,00	33.949.417,69	4.574.337,83	4.594.737,28	23.999.344,84	1.436.882,11	8.492.791,29	2.547.837,39	7.381.836,02
6	0,00	0,00	35.646.888,58	4.803.054,72	4.594.737,28	25.199.312,08	1.436.882,11	9.219.011,82	2.765.703,55	7.890.190,39
8	0,00	0,00	37.429.233,00	5.043.207,45	4.594.737,28	26.459.277,68	1.436.882,11	9.981.543,38	2.994.463,02	8.423.962,48
9	0,00	0,00	39.300.694,65	5.295.367,83	4.594.737,28	27.782.241,57	1.436.882,11	10.782.201,52	3.234.660,46	8.984.423,18
10	0,00	0,00	41.265.729,39	5.560.136,22	4.594.737,28	29.171.353,64	1.436.882,11	11.622.892,57	3.486.867,77	9.572.906,91
11	0,00	3.673.614,84	43.329.015,66	5.838.143,03	4.594.737,28	30.629.921,33	1.436.882,11	12.505.618,17	3.751.685,45	13.864.429,67

Os cálculos de investimento fixo, capital de giro, receitas de pentaeritritol e formiato de sódio, custos fixos e variáveis de operação foram previamente definidos. O cálculo da depreciação é realizado a partir do conhecimento do investimento fixo, a partir da equação 5.1, considerando o método linear e que não há valor residual.

$$\text{Depreciação} = \frac{\text{Investimento fixo}}{\text{Horizonte de planeamento}} \quad (5.4)$$

Para calcular a alíquota de imposto de renda, se faz necessário um cálculo prévio do lucro tributável. O lucro tributável é a parcela sobre a qual o imposto de renda é calculado. Este lucro já considera as parcelas dedutíveis de imposto, como juros e depreciação.

O equacionamento do fluxo de caixa após o período de investimento pode ser exemplificado através das equações 5.2 e 5.3:

$$\text{Fluxo de caixa} = \text{Entradas} - \text{Saídas} \quad (5.5)$$

$$\text{Fluxo de caixa} = \text{Receitas} - \text{Custos fixos} - \text{Custos variáveis} - \text{Imp. de renda} \quad (5.6)$$

O fluxo de caixa de um projeto realiza análise a respeito da viabilidade do mesmo, a partir do cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) e da taxa interna de retorno (TIR), ambos representados pelas equações 5.4 e 5.5 e seus respectivos valores apresentados na tabela 5.19.

$$VPL(i) = \sum_{j=0}^n \frac{\text{Fluxo de caixa}(j)}{(1+i)^j} \quad (5.7)$$

$$VPL(i = TIR) = \sum_{j=0}^n \frac{\text{Fluxo de caixa}(j)}{(1+i)^j} = 0 \quad (5.8)$$

Tabela 5.19 – Valores dos Índices de Viabilidade

Índice	Valores
TIR	29%
VPL	\$18.137.104,62

Ambos resultados demonstram que o investimento é viável para a configuração da planta descrita. A TIR apresenta um valor muito superior à taxa mínima de atratividade de investimentos no setor industrial.

5.4.7. Análise de Sensibilidade do Investimento

A análise de sensibilidade é uma abordagem de avaliação do projeto em condições de incerteza e foi realizada através do conceito de tabelas (gráficos) de sensibilidade. Foram realizadas perturbações pessimistas em algumas variáveis relevantes para o projeto e foram observadas através do comportamento do TIR de forma a perceber quais as que mais afetam a viabilidade do projeto.

As variáveis perturbadas serão:

- Preço final do pentaeritritol
- Preço final do formiato de sódio
- Preço do acetaldeído
- Preço do formaldeído
- Investimento total
- Custos fixos
- Preço do dólar

Todos estes parâmetros foram submetidos a perturbações simétricas com os valores de cinco, dez, quinze, vinte, vinte e cinco e trinta por cento. As perturbações serão feitas independentemente.

Os comportamentos da TIR e VPL para cada perturbação podem ser observados nas figuras 5.10 e 5.11.

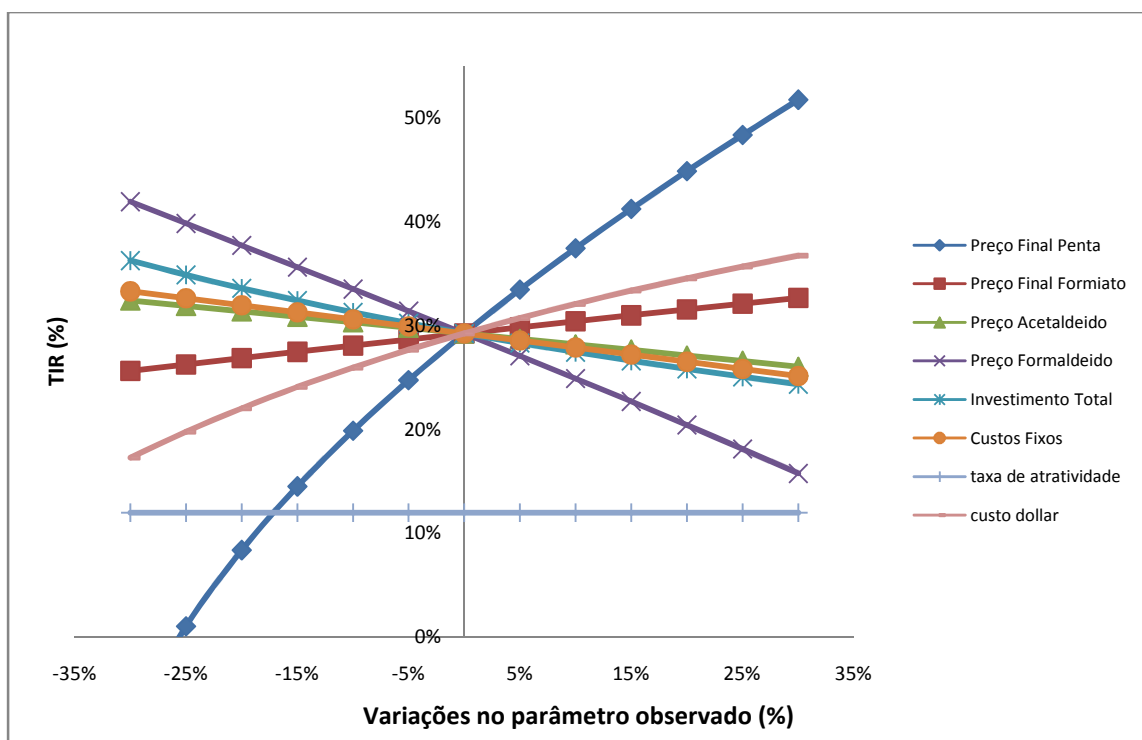


Figura 5.10 – Gráfico da Análise de Sensibilidade do Investimento – TIR

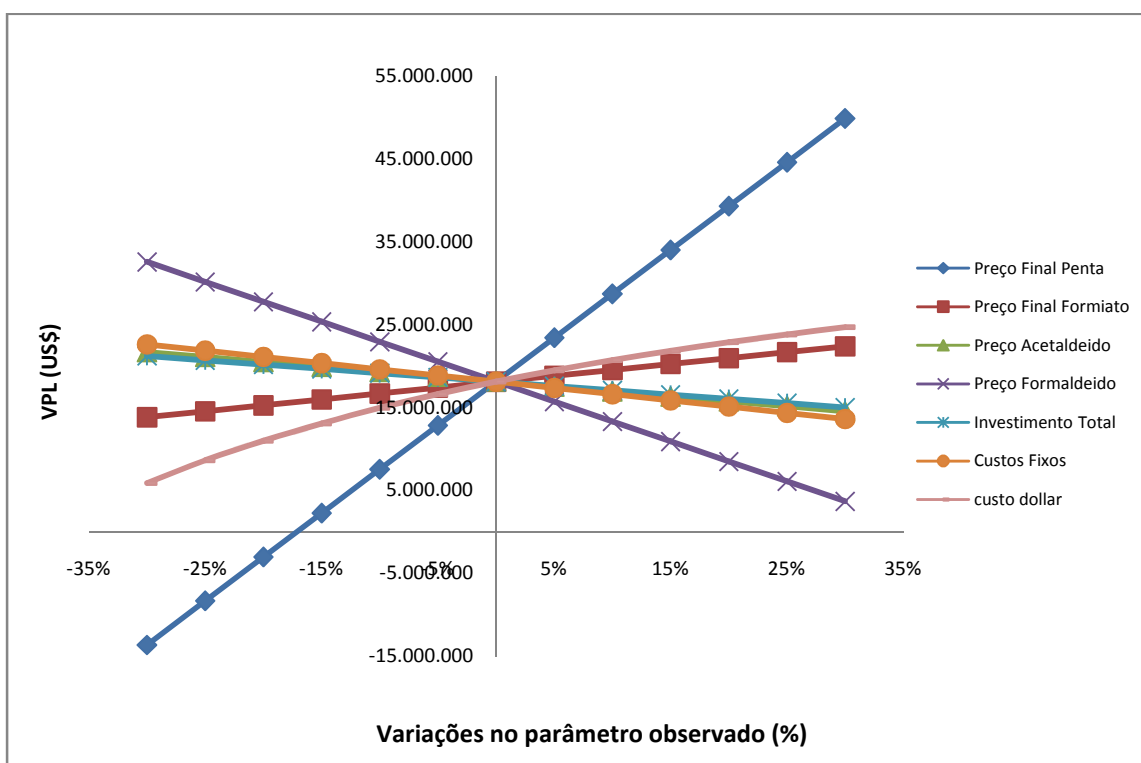


Figura 5.11 – Gráfico da Análise de Sensibilidade do Investimento – VPL

De todos os parâmetros analisados, observa-se que a flutuação do preço final de venda do Pentaeritritol é único capaz de inviabilizar o projeto. Salienta-se que os parâmetros preço de compra do formaldeído e a taxa cambial do dólar, foram capazes de provocar variações mais expressivas no estudo da viabilidade do projeto.

5.5. Limitações na Realização do Trabalho

Em relação ao estudo de mercado, uma das maiores dificuldades foi encontrar preços atualizados de algumas matérias primas e do sub-produto formiato de sódio.

No aspecto tecnológico, uma das maiores dificuldades consistiu em encontrar informações a respeito do processo de purificação e fracionamento dos efluentes reacionais, já que nos outros aspectos, como por exemplo, cinéticas de reação e cristalização são amplamente discutidas.

Para a simulação do processo em ambiente computacional, utilizando simuladores de processos comerciais, a grande dificuldade e ponto de estrangulamento do trabalho foram a seleção de um software que apresentasse a capacidade de tratar soluções contendo eletrólitos. Passada a escolha e utilização do simulador Aspen Plus® (Aspen Interface User) foi iniciada uma nova etapa de familiarização e compilação que consumiu grande período de tempo.

Quanto ao processo, não há dados na literatura referente ao balanço hídrico, que implica nas dosagens adicionais de água, que podem ter contribuído para a precipitação prematura do formiato de sódio.

A falta de dados específicos de cinética de nucleação em geral dificultou os cálculos de dimensionamento dos separadores sólido/líquido. Criando a necessidade da utilização de separadores ideais na simulação do processo.

Capítulo 6: Conclusões

A instalação de uma fábrica de pentaeritritol no Brasil para atendimento ao mercado interno e para suprir a demanda da América Latina, é justificada, principalmente pelos seguintes fatores:

- O mercado dos países desenvolvidos para o produto em questão está saturado, e sua tendência é decrescer o consumo para os próximos anos. Isto pode ser justificado devido à existência de novas tecnologias para produção de produtos que apresentam maior performance e são menos poluentes no setor de resinas de revestimento, porém caros, sendo então, acessível a países cujo mercado tem maior poder aquisitivo;
- Grande quantidade do produto é ainda consumida pelo Brasil, e, segundo os estudos apresentados acima, tendem a crescer durante os anos devido à crescente demanda no setor de resinas de revestimento (ligado diretamente ao setor de construção civil, que está em alta no Brasil atualmente);
- Não há fábrica alguma de pentaeritritol na América Latina, logo, seria necessário combater apenas a concorrência “overseas”;

No entanto o mercado de pentaeritritol apresenta os seguintes pontos desfavoráveis, quanto à instalação de uma fábrica no Brasil.

- Forte competitividade do mercado chinês;
- Necessidade de inserir a planta em um pólo petroquímico, para reduzir os custos variáveis de produção e custos logísticos;
- Forte influência do mercado de metanol para a produção do formaldeído;
- Alta sensibilidade do investimento a variações expressivas no valor de:
 - Preço de venda do pentaeritritol, único capaz de inviabilizar o processo
 - Custo de formaldeído, reagente consumido em maiores volumes
 - Cotação do dólar, valorização da moeda brasileira aumenta os custos de produção, tornando o produto menos competitivo no mercado internacional.

Quanto ao processo foi possível concluir que a precipitação prematura do formiato de sódio tem como causa a utilização indevida de um separador líquido/vapor simples (um estágio), quando deveria ser aplicado um separado complexo com mais de um estágio.

É possível concluir que a implantação de uma fábrica de pentaeritritol no Brasil para atender a demanda interna e o Mercosul não só é tecnologicamente possível com as especificações e premissas discutidas neste trabalho, como também vantajosa de um ponto de vista econômico, já que o empreendimento apresenta-se como rentável em 10 anos de horizonte de planejamento.

Capítulo 7: Sugestões

A seguir são apresentadas algumas sugestões para a continuação do presente estudo:

- Estudo aprofundado da cinética de reação englobando a formação das impurezas di e tripentaeritritol;
- Avaliação econômica para dimensionamento de reatores contínuos;
- Estudo de separadores multiestágios para a recuperação do formaldeído em excesso;
- Estudo de cinética de nucleação de pentaeritritol e formiato de sódio, para dimensionamento de separadores sólido/líquido;
- Estudo da logística de distribuição do pentaeritritol e formiato de sódio no mercado sul americano;
- Estudo aprofundado do mercado de metanol, responsável pela desativação da planta da Copenor;
- Estudo de detalhamento do processo em questão (segurança de processo, controle e instrumentação, entre outros).

Capitulo 8: Referencias bibliográficas

- ABIQUIM. Anuário da Indústria Química Brasileira, vol. 1995 a 2010;
- ALVES, F. C., Planejamento e Avaliação de Projetos Industriais. Notas de aula. (2011);
- AZNAR, M., Telles, A. S.. Brazil Journal of Chemical Engineering vol. 18 n°2 (2001);
- BERNARDO, A.. Determinação da cinética de cristalização em diferentes escalas visando o projeto de cristalizadores em batelada utilizando o sistema monopentaeritritol-água como modelo. Tese de doutorado. UFSCar (2007);
- BERNARDO, A., M. Giuliatti. Modeling of crystal growth and nucleation rates for pentaerythritolbatch crystallization. Chemical engineering research and design 88 (2010) 1356 - 1364;
- BORSCHIVER, S., O estudo do impacto da indústria química na economia através do sistema de contas nacionais do IBGE. Tese de Doutorado, Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2002.
- CHEMICAL INFORMATION SERVICE, 2010. Directory of Chemical Producers – DWCP, Dallas, USA.
- CHEON, Y. , Kim, K. , Kim, S. . Elsevier – Chemical Engineering Science 60 (2005) 4791-4802;
- CHIANESE, A., Karel, M., Mazzarotta, B.. Nucleation kinetics of pentaerythritol. The chemical Engineering Journal 58 (1995) 209 - 214;
- COPENOR. FISPQ – Pentaeritritol;
- COPENOR. Relatório de administração de 2007;
- COPENOR. Relação de aplicações, www.copenor.com.br/pentaeritritol_aplicacoes.htm. Acesso em 21/09/2010;
- COPENOR. Notas explicativas às demonstrações financeiras, 31 de dezembro de 2010 e de 2009;
- DA SILVA, A. G. . Metodologia de Avaliação do Potencial Exportador Brasileiro de Produtos Químicos Importados. Dissertação de Mestrado. UFRJ. 2010;
- INCHEM, www.inchem.org/documents/sids/sids/115775.pdf. Acesso em 15 de abril de 2011;
- ICIS PRINCING, <http://www.icispricing.com> . Acesso em 21/09/2010;

JAN-ERIK, V. . Acta Chemica Scandinavica B28 (1974) 325-332;

ULLMAN'S Encyclopedia of Industrial Chemistry, Release 2002 of the sixth edition, electronic version;

MEADHRA, R.Ó, Kramer, Kramer, H. J. M., van Rosmalen, G. M.. Crystallization kinetics of pentaerythritol. Journal of Crystal Growth 166 (1996) 1046-1052;

MEIQ. A química dos negócios. Versão eletrônica (2006);

PETERS, M. S., Cupit, C. R. . Chemical Engineering Science vol. 10 (1959) 57-67;

SANDER, A., Kardum, L. P. , Pentaerythritol crystallization - influence of the conditions on the granulometric properties of crystal. Advanced Powder Technology. (2011), doi:10.1016/j.appt.2011.02.001;

WALAS, S. M. , Couper, J. R., Penney, W. Roy, Fair, J. R.. Chemical Process Equipment Selection and Design, 2ª Edição, 2009;

YU, Y. , Gao, G. , Daridon, J. , Lagourette, B. . Elsevier – Fluid Phase Equilibria 206 (2003) 205-214;

Lista de Patentes.

BENGTSSON, H., Nyman, L.. Process for producing monopentaerythritol of high purity and monopentaerythritol produced by the process. International Bureau. WO 2007/089197 A1. 2007;

BERGER, L.. Improvements in or relating to the preparation of pentaerythritol. The Patent Office - London. 663,741. 1948;

COX, R. F. B.. Process for producing pentaerythritol. US Patent. 2,407,920. 1942;

DNEY , C. L.. Recovery of pentaerythritol using tert-butyl alcohol. US Patent. 3,766,277. 1973;

EEK, L.. Process for the preparation of pentaerythritol. US Patent. 5,741,956. 1998;
Process for the continuous production of pentaerythritol. Patent number 357,783. 1930;

GUPTON, F., Ulmer, H. E.. Treatment of waste stream from pentaerythritol manufacture. US Patent. 4,612,389. 1986;

HESS, U.. Pentaerythritol derivatives, their production and use and intermediates for the synthesis. US Patent. 6,180,664. 2001;

KELLY, F. J., Mills, R., Stokes, J. M.. Some transport properties of aqueous pentaerythritol solution at 25°C. Scholl of Physical Science. Australia. 1960;

KIM, J. C.. Method of manufacturing high-purity pentaerythritol. International Bureau. WO 2010/038915. 2010;

KOEI Chemical Co. LTD. Improved processo for the continuous producing pentaerythritol. The patent office - London. 1240254. 1968;

LEONARD , L. D.. Process for the recovery of pentaerythritol from crude mother liquors. US Patent. 3,179,704. 1965;

MEISSENER, F. . Process for cracking acetals. GB 1,035,103. 1966;

MEISSENER, F. Process for the manufacture of polyhydric alcohols. GB958,654. 1958;

MEISSENER, F. . Production of pentaerythritol and dipentaerythritol. GB 1,025,648. 1962;

MITCHELL, R. L., Pritchett, R. M.. Continuous production of pentaerythritol. US Patent. 2,790,836;

MCALLISTER, S. H., Bullard, E. F.. Aldol condensation process. US Patent. 2,130,592. 1937;

MAURY, L. G., W. P. Shyluk. Conversion of pentaerythritol formals into pentaerythritol. US Patent. 2,939,887. 1960;

YALOWITZ , H. I.. Recovery of pentaerythritol by formalin extraction. US Patent. 2,780,655. 1957;

PRINZ, R. H.. Improved process for crystallizing pentaerythritol from aqueous solution. US Patent. 3,875,248. 1975;

SNELLING, W. O.. Recovery of valuable products from pentaerythritol mother liquor. US Patent. 2,617,791. 1949;

SNOW, J. E.. Recovery of products from pentaerythritol waste liquors. US Patent. 2,441,602. 1943;

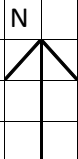
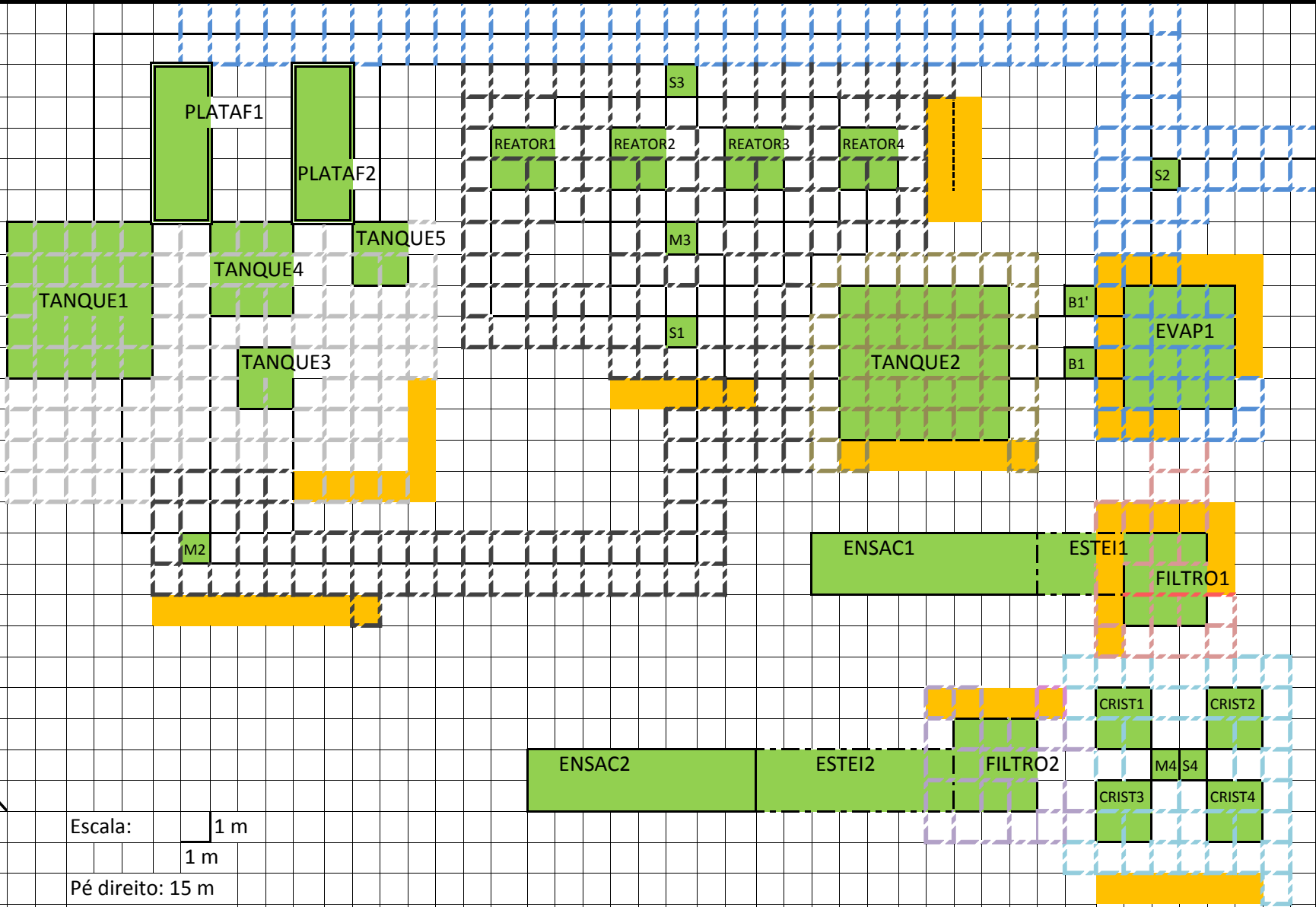
UEHAMA, H., Hioki, K., Onuki, A., Hirokawa, K., Shoji, T. . Process for producing pentaerythritol. US Patent. 3,968,176. 1975;

Improved process for the continuous production of pentaerythritol. The patent office – London. GB 1240254;

Lonza Elektrizitätswerk und chemischer fabriken Aktiengesellschaft. Improvemens in or relating to the production of pentaerythritol. GB 440, 691. 1936;

	CR1OUT	CR2OUT	CR3OUT	CR4OUT	TRTOUT	LIQREJ	PENTA1	PURGA01	RE1IN	RE2IN
Temperatura (°C)	20,00	20,00	20,00	20,00	99,00	20,00	20,00	99,00	15,00	15,00
Pressão (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Vazão Molar kmol/hr										
Acetaldeido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,05	11,39	11,39
Formaldeido	0,70	0,70	0,70	0,70	2,80	2,80	0,00	10,44	57,73	57,73
Água	119,06	119,06	119,06	119,06	476,23	476,23	0,00	83,00	258,98	258,98
Ácido Fórmico	0,61	0,61	0,61	0,61	2,43	2,43	0,00	0,06	0,00	0,00
Pentaeritritol(aquoso)	1,06	1,06	1,06	1,06	4,24	4,24	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol	0,46	0,46	0,46	0,46	1,85	1,85	0,00	1,69	1,52	1,52
Na+	0,68	0,68	0,68	0,68	2,73	2,73	0,00	0,00	13,64	13,64
H3O+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Formiato de sódio(S)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NAOH(S)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCOO-	0,68	0,68	0,68	0,68	2,73	2,73	0,00	0,00	0,05	0,05
OH-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	24,96	24,96
Pentaeritritol(sólido)	10,27	10,27	10,27	10,27	41,10	0,00	41,10	0,00	0,00	0,00

ANEXO 2: VISTA SUPERIOR:



Escala: 1 m

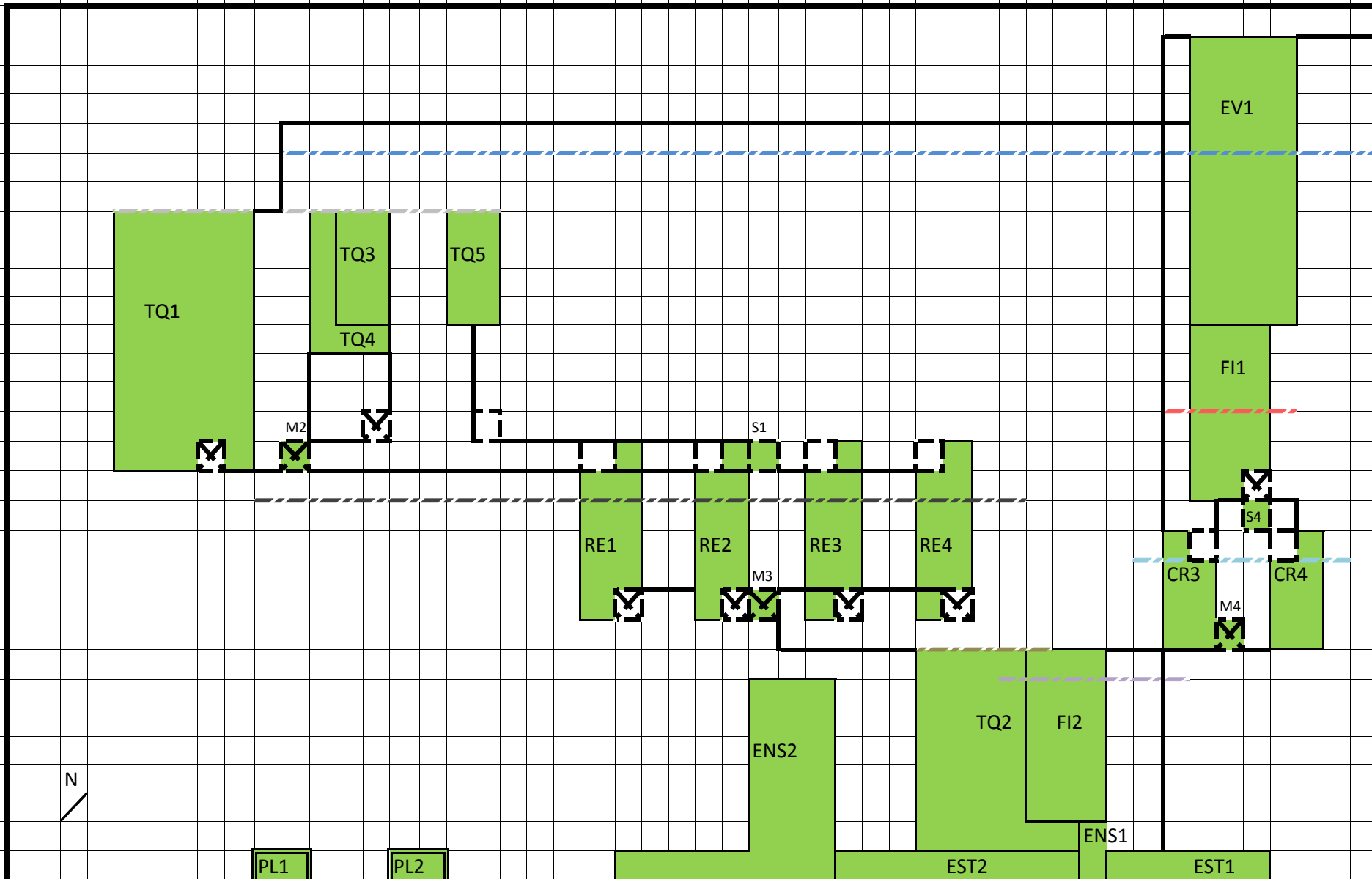
1 m

Pé direito: 15 m

ÁREA: 1.500 m²

ANEXO 3: VISTA SUL -> NORTE (SEM ESCADAS E ESTRUTURAS):

Escala: 0,5 m
1 m

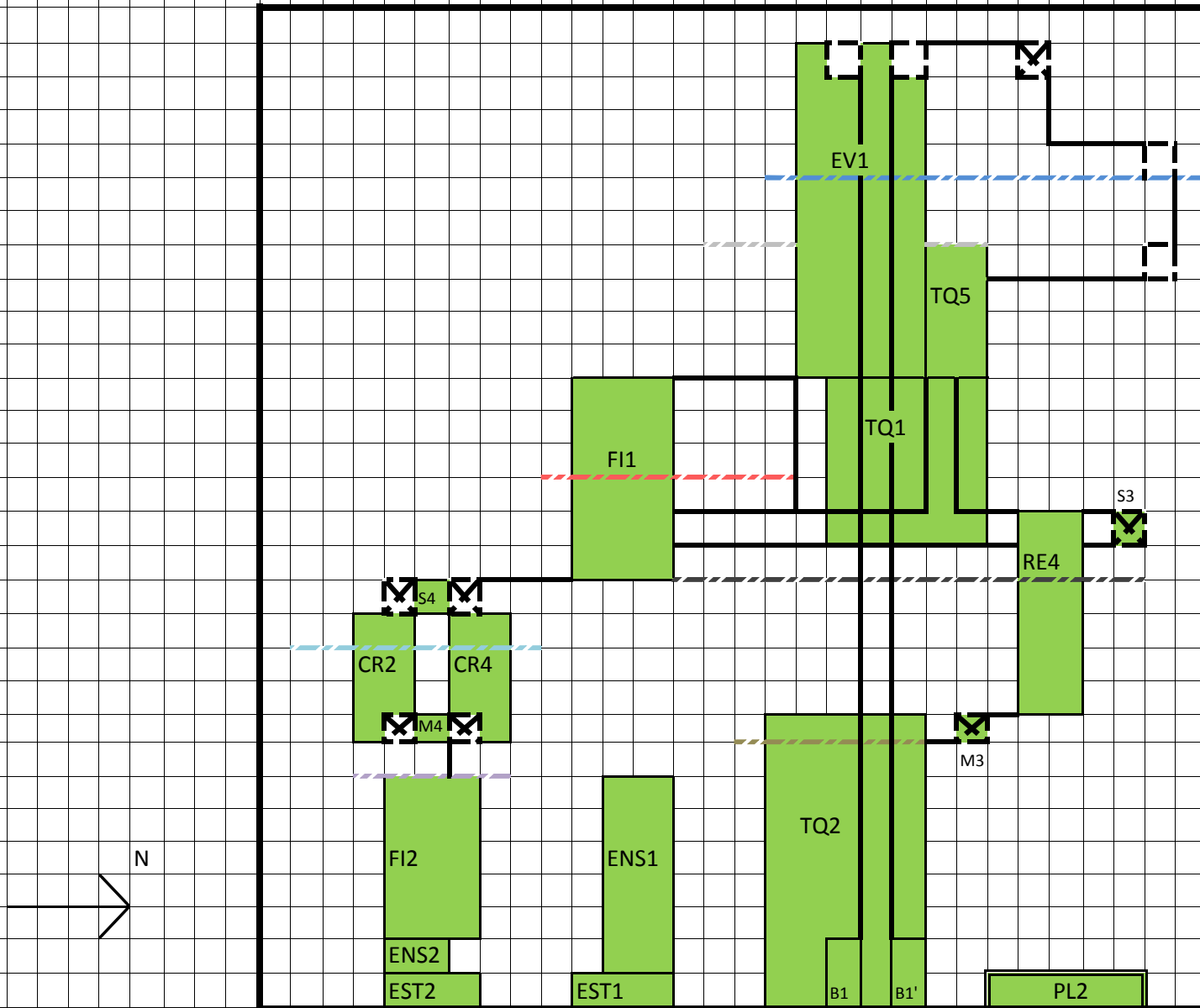


ANEXO 4: VISTA LESTE -> OESTE (SEM ESCADAS E ESTRUTURAS):

Escala:

0,5 m

1 m

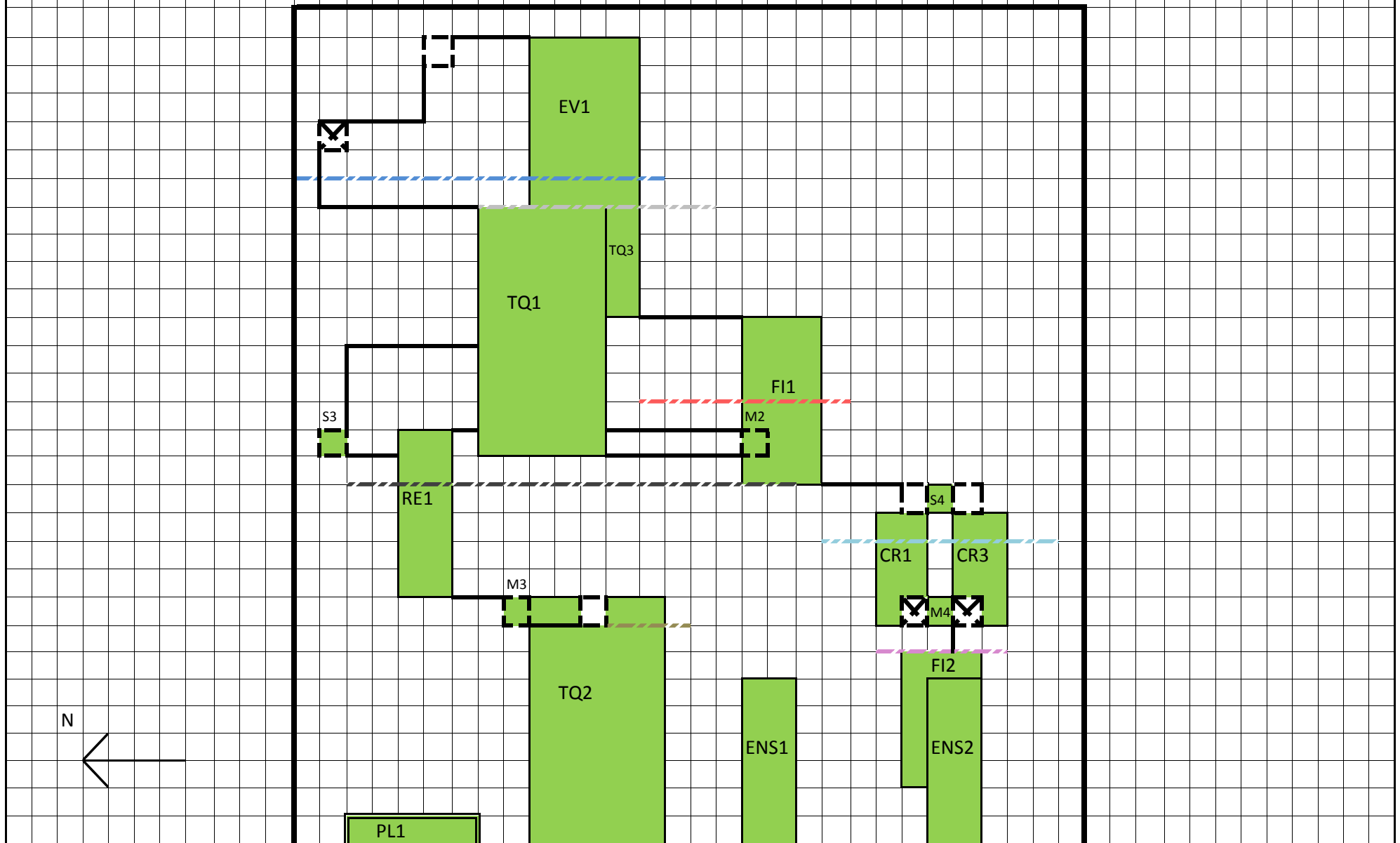


ANEXO 5: VISTA OESTE -> LESTE (SEM ESCADAS E ESTRUTURAS):

Escala:

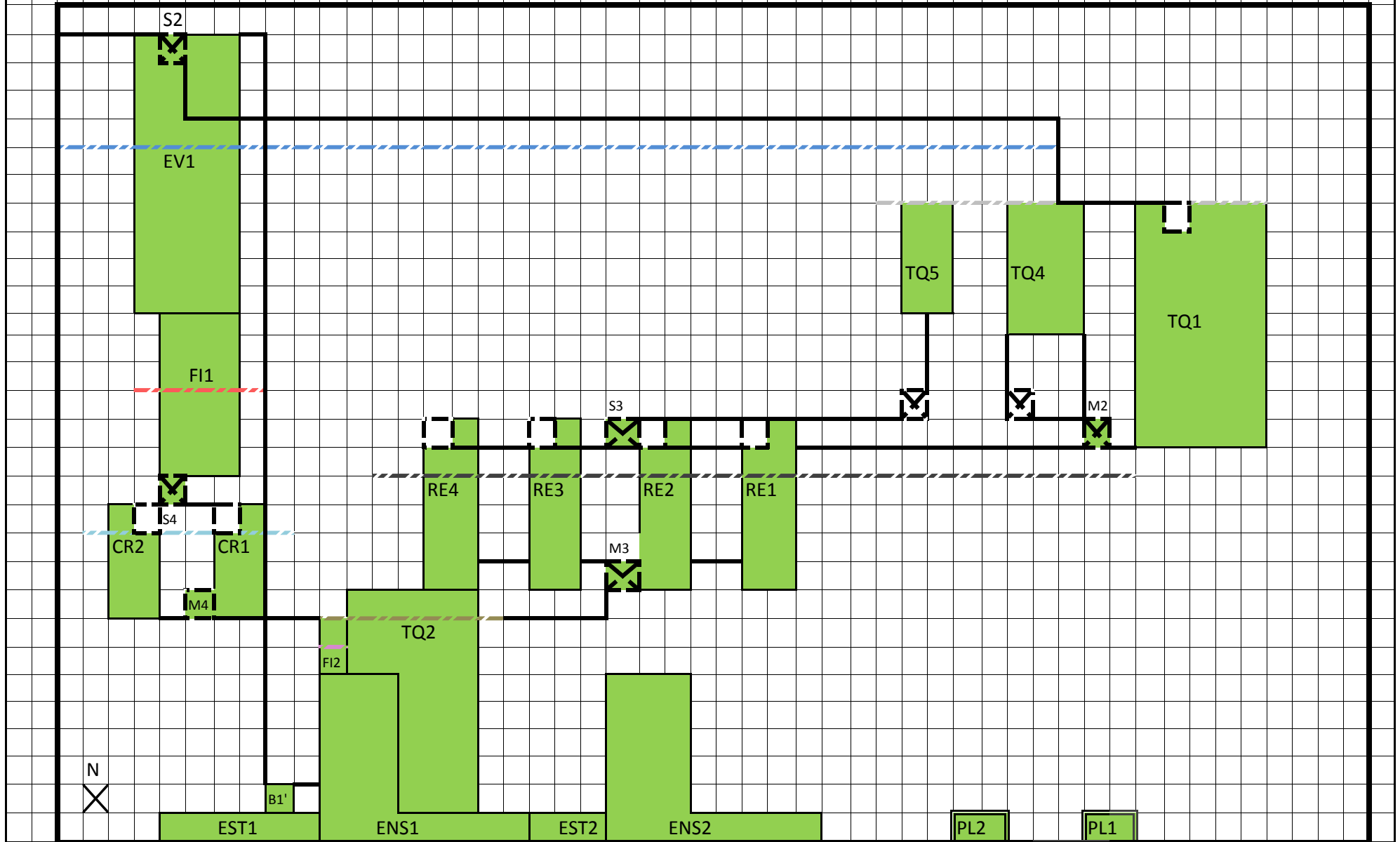
0,5 m








1 m



ANEXO 6: VISTA NORTE-SUL (SEM ESCADAS E ESTRUTURAS):

Escala: 0,5 m
1 m



LEGENDA:																				
	Tubulação de Diâm. = 2 in. (Vista de Cima apenas)	* Todas as escadas apresentam um ângulo máximo de 45º																		
	Tubulação de Diâm. = 1 in. (Vista de Cima apenas)	** Todas as conexões se encontram a 10 cm abaixo do topo (caso de entrada) e a 10 cm acima do fundo (caso de saída).																		
	Limite da Unidade/Bateria																			
	Tubo "entrando" na folha (Vistas Frontais apenas)																			
	Tubo "saindo" da folha (Vistas Frontais apenas)		Tubo de Diam. Qualquer (Vistas Frontais apenas)																	
	Plataforma elevada a alguma altura ao nível do solo. A cor é referente à altura (a nível do solo):		Norte "entrando" na folha (Vistas Frontais apenas)																	
			Norte "saindo" na folha (Vistas Frontais apenas)																	
	Elevação de 11,1 m		Representa um Equipamento																	
	Elevação de 6,5 m																			
	Elevação de 4 m																			
	Elevação de 12,3 m																			
	Elevação de 7,8 m																			
	Elevação de 3,5 m																			
	Elevação de 5,5 m																			