



Análise de Trem de Destilação C_3 de Planta de Olefinas

Mariana Fonseca Bezerra

Projeto Final de Curso

Orientadores

Prof. José Luiz de Medeiros, D. Sc.

Prof.^a Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D.

Julho de 2015

ANÁLISE DE TREM DE DESTILAÇÃO C₃ DE PLANTA DE OLEFINAS

Mariana Fonseca Bezerra

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

Aprovado por:

Luiz Fernando Leite, D. Sc.

Afonso Carlos da Silva Mello, Eng. Químico

Lara de Oliveira Arinelli, M. Sc.

Orientado por:

José Luiz de Medeiros, D. Sc.

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Julho de 2015

Bezerra, Mariana Fonseca.

Análise de Trem de Destilação C₃ de Planta de Olefinas/ Mariana Fonseca Bezerra.
Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2015.

ix, 69 p.; il.

(Projeto Final de Curso) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2015. Orientadores: José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo.

1. Olefinas. 2. Destilação. 3. Simulação. 4. Projeto Final de Curso (Graduação – UFRJ/EQ). 5. José Luiz de Medeiros, D. Sc. e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D. I. Análise de Trem de Destilação C₃ de Planta de Olefinas.

“Que os vossos esforços desafiem as impossibilidades, lembrai-vos de que as grandes coisas do homem foram conquistadas do que parecia impossível.”

Charles Chaplin

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus em primeiro lugar, pois acredito que a fé move o ser humano.

Agradeço especialmente à minha família por todo o apoio e amor incondicionais.

À minha mãe Adaildes, pelo zelo e carinho especiais. Ao meu pai Vicente, que nunca mediu esforços para me ajudar em qualquer circunstância. À minha irmã Ana Beatriz, que sempre enalteceu minha capacidade além do que eu mesma acreditava e foi meu grande incentivo.

Um agradecimento não menos especial à minha avó Esmeraldina pelas incansáveis ligações para dizer que estava rezando por mim e o quanto me amava.

Agradeço a todos os meus amigos que me acompanharam nesta jornada e me proporcionaram momentos de descontração em meio a tantas horas de estudo.

Não poderia deixar de citar todos os professores que me passaram conhecimento ao longo da minha vida estudantil e colaboraram com minha formação profissional e pessoal.

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

ANÁLISE DE TREM DE DESTILAÇÃO C₃ DE PLANTA DE OLEFINAS

Mariana Fonseca Bezerra

Julho, 2015

Orientadores: José Luiz de Medeiros, D. Sc.
Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D.

Olefinas são hidrocarbonetos alifáticos insaturados e constituem uma das principais matérias primas para a indústria petroquímica de 2ª geração, destacando-se o eteno e o propeno pelo grande interesse comercial. O propeno constitui o segundo petroquímico básico em volume de produção e sua principal utilização consiste na produção de polipropileno. Apesar de o polietileno ser o polímero de maior volume de produção, o polipropileno vem apresentando as maiores taxas de crescimento. O crescimento da demanda mundial de propeno para os próximos anos é evidente. Desta forma, é necessário que os processos utilizados para obtenção desta olefina estejam consolidados ao considerar o aumento da capacidade de produção por meio da instalação de uma nova planta. A produção de propeno envolve diferentes processos físico-químicos, sendo a purificação desta corrente uma das etapas mais importantes para a produção de polipropileno por ser responsável pela remoção de impurezas que promovem reações secundárias indesejáveis durante o processo de polimerização deste monômero. Devido à relevância desta etapa do processo, o objeto de estudo do presente trabalho consiste na destilação do corte C₃ de uma planta de olefinas para obtenção do propeno. O simulador de processos Aspen HYSYS foi utilizado para definição do fluxograma do processo de separação de propeno para o caso base. Posteriormente, foi realizada análise de sensibilidade para o estudo da variação de parâmetros operacionais em resposta a diferentes cenários de carga da planta. Após a realização do dimensionamento dos principais equipamentos, foram determinados o CAPEX, o OPEX, a receita e o fluxo de caixa referentes ao processo de separação em estudo para realizar a análise econômica referente a esta etapa. Os índices econômicos mostraram-se favoráveis: o retorno do investimento é alcançado no mesmo ano em que a planta entra em operação.

ÍNDICE

Capítulo I – Introdução	10
I.1 – Motivação	18
I.2 – Objetivos.....	20
I.3 – Estrutura do Trabalho	21
Capítulo II – Revisão Bibliográfica	22
II.1 – Olefinas	22
II.1.1 – Definição	22
II.1.2 – Produção	22
II.1.2.1 – Matéria Prima e Rendimento	23
II.1.2.2 – Craqueamento	25
II.1.2.3 – Seção de <i>Quench</i>	30
II.1.2.4 – Compressão.....	31
II.1.2.5 – Trem de Destilação	32
II.2 – Simulação de Processos	35
Capítulo III – Fluxograma de Processo e Balanços de Massa e Energia.....	37
III.1 – Concepção do Fluxograma de Processo	37
III.1.1 – Premissas.....	37
III.1.2 – Definição do Fluxograma	40
III.2 – Análise de Sensibilidade	46
III.3 – Dimensionamento dos Principais Equipamentos.....	51
Capítulo IV – Análise Econômica	52
IV.1 – Cálculo do CAPEX.....	52
III.3.2 – Cálculo do OPEX.....	56
III.3.3 – Receita.....	59
III.3.4 – Fluxo de Caixa	60
Capítulo V – Conclusões	62
APÊNDICE 1 – Dimensionamento dos Equipamentos	64
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	67

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - A Cadeia Petroquímica e o Plástico – Fonte: Associação Brasileira da Indústria do Plástico (http://www.abiplast.org.br).....	11
Figura 2 – Detalhamento da Cadeia Produtiva Petroquímica – Fonte: Eduardo & Machado (2012).....	12
Figura 3 – Aplicações do Plástico por Tipo de Resina – Fonte: Associação Brasileira da Indústria do Plástico (http://www.abiplast.org.br)	13
Figura 4 - Consumo <i>per capita</i> de plásticos no Brasil – Fonte: Elaboração Própria a Partir de Dados de Maria et al. (2010).....	15
Figura 5 – Capacidade Instalada, Produção e Utilização de Propeno – Fonte: Eduardo & Machado (2012).....	17
Figura 6 – Consumo Aparente de Propeno (ton/ano) – Fonte: Maria et al. (2010)	18
Figura 7 – Fluxograma do Processo de Produção de Olefinas – Fonte: Adaptado de Sadrameli (2015).....	Erro! Indicador não definido.
Figura 8 – Padrões Típicos de Craqueamento por Tipo de Matéria Prima. Fonte: Bastos (2009).....	24
Figura 9 – Participação na Produção e Fontes de Matéria Prima por Região – Fonte: Bastos (2009)	28
Figura 10 – Comportamento dos Preços da Nafta e do Gás Natural – Fonte: ANP 2013	25
Figura 11 – Vista de Fornos de Craqueamento de uma Planta localizada em Wilton, Reino Unido – Fonte: The Essential Chemical Industry (http://www.essentialchemicalindustry.org/processes/cracking-isomerisation-and-reforming.html).....	28
Figura 12 – Diagrama Esquemático de um Forno de Craqueamento – Fonte: Sadrameli (2015).....	28
Figura 13 – Reator Tubular sendo usado para Craqueamento a Vapor de Nafta operando a 1150K. 1- Vapor de nafta flui através do interior dos tubos do forno; 2- Fileiras de maçaricos que queimam metano para gerar calor dentro do forno; 3- Vigia da fornalha – Fonte: The Essential Chemical Industry	

(http://www.essentialchemicalindustry.org/processes/cracking-isomerisation-and-reforming.html).....	29
Figura 14 - Sistema de Compressão do Gás – Fonte: Elaboração Própria	32
Figura 15 – Trem de Destilação de Planta de Olefinas – Fonte: Adaptado de Fábrega et al. (2010).....	33
Figura 16 – Trem de Separação Referente ao Corte C ₃ – Fonte: Elaboração Própria	34
Figura 17 – Fluxograma do Processo de Separação do Corte C ₃	41
Figura 18 – Vazão de Destilado em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora	47
Figura 19 – Cargas Térmicas do Condensador e do Refervedor da Despropanizadora em Resposta a Variações de Carga da Torre	48
Figura 20 - Vazões de Destilado e Propeno Produto da Fracionadora em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora	49
Figura 21 - Cargas Térmicas do Condensador e do Refervedor da Fracionadora em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora	50
Figura 22 – Fluxo de Caixa.....	61
Figura 23 – Carta de seleção de compressores e bombas - Fonte: Silla (2003).....	64

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 – Composição da Corrente de Alimentação da Planta de Olefinas.....	37
Tabela 2 – Propriedades da Corrente de Alimentação da Planta	38
Tabela 3 - Composição da Corrente de Alimentação da Despropanizadora	39
Tabela 4 – Propriedades da Corrente de Alimentação da Despropanizadora.....	39
Tabela 5 – Composição da Corrente de Topo da Despropanizadora.....	42
Tabela 6 – Dados das Correntes da Despropanizadora.....	43
Tabela 7 – Consumo Energético da torre despropanizadora	43
Tabela 8 – Dados das Correntes Referentes à Hidrogenação do Corte C ₃	44
Tabela 9 – Consumo Energético da etapa de hidrogenação do corte C ₃	45
Tabela 10 – Dados das Correntes da Fracionadora de Propeno.....	45
Tabela 11 – Consumo Energético da Fracionadora de Propeno	46
Tabela 12 – Dimensionamento da Bomba	51
Tabela 13 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor	51
Tabela 14 – Dimensionamento do Reator.....	51
Tabela 15 – Dimensionamento das Colunas de Destilação	52
Tabela 16 – Custos nas Condições Base e Custos do Módulo detalhados por Tipo de Equipamento	56
Tabela 17 – Cálculo do CAPEX	56
Tabela 18 – Componentes do Custo do OPEX – Fonte: Turton et al. (2009)	56
Tabela 19 – Custo CRM	57
Tabela 20 – Custo CUT	59
Tabela 21 – Cálculo do OPEX.....	59
Tabela 22 – Cálculo da Receita	60
Tabela 23 – Componentes do Fluxo de Caixa	61
Tabela 24 – Indicadores Econômicos Referentes à Etapa de Separação do Propeno.....	62

Capítulo I – Introdução

A petroquímica é o ramo da indústria química orgânica que emprega como matérias primas o gás natural, gases liquefeitos de petróleo, gases residuais de refinaria, naftas, querosene, parafinas, resíduos de refino do petróleo e alguns tipos de petróleo cru. Constitui um ramo industrial de grande mutação tecnológica: processos mais econômicos vêm sendo desenvolvidos e novos derivados são descobertos. O setor petroquímico é um dos pilares de um parque industrial moderno em função de seu papel como fornecedor de insumos para uma grande diversidade de bens. A petroquímica, principalmente a de produtos básicos, exige grande concentração de capital e baixa intensidade do fator trabalho. Possui elevado automatismo e grande imobilização de recursos (Torres 1997).

O setor petroquímico apresenta a característica de uma indústria de processo formada por uma cadeia de etapas produtivas distintas verticalmente relacionadas. Por meio de uma série de processos produtivos consecutivos, que utilizam como insumos primários os derivados de petróleo e gás natural, são fabricados diferentes produtos.

Segundo Gonçalves (2011), os três elos da cadeia petroquímica podem ser definidos como:

- 1ª geração: para a produção de produtos petroquímicos básicos, as centrais petroquímicas utilizam como matérias primas o etano e propano/butano (ambos a partir do gás natural), nafta e gasóleo (derivados do petróleo). Os principais produtos obtidos são: eteno, propeno, butadieno, benzeno, tolueno e xileno;
- 2ª geração: empresas produtoras de resinas plásticas e intermediários petroquímicos que, por meio de processos de polimerização e outros, utilizam eteno, propeno, benzeno, xileno, entre outros, como insumos para produção de polietileno, polipropileno, poliestireno, PVC, PET e outros;
- 3ª geração: Indústria de transformação de resinas plásticas em produtos acabados, produzindo embalagens, peças e componentes plásticos, utensílios domésticos, entre outros, para diversos segmentos de mercado.

A Figura 1 apresenta um esquema da cadeia petroquímica.

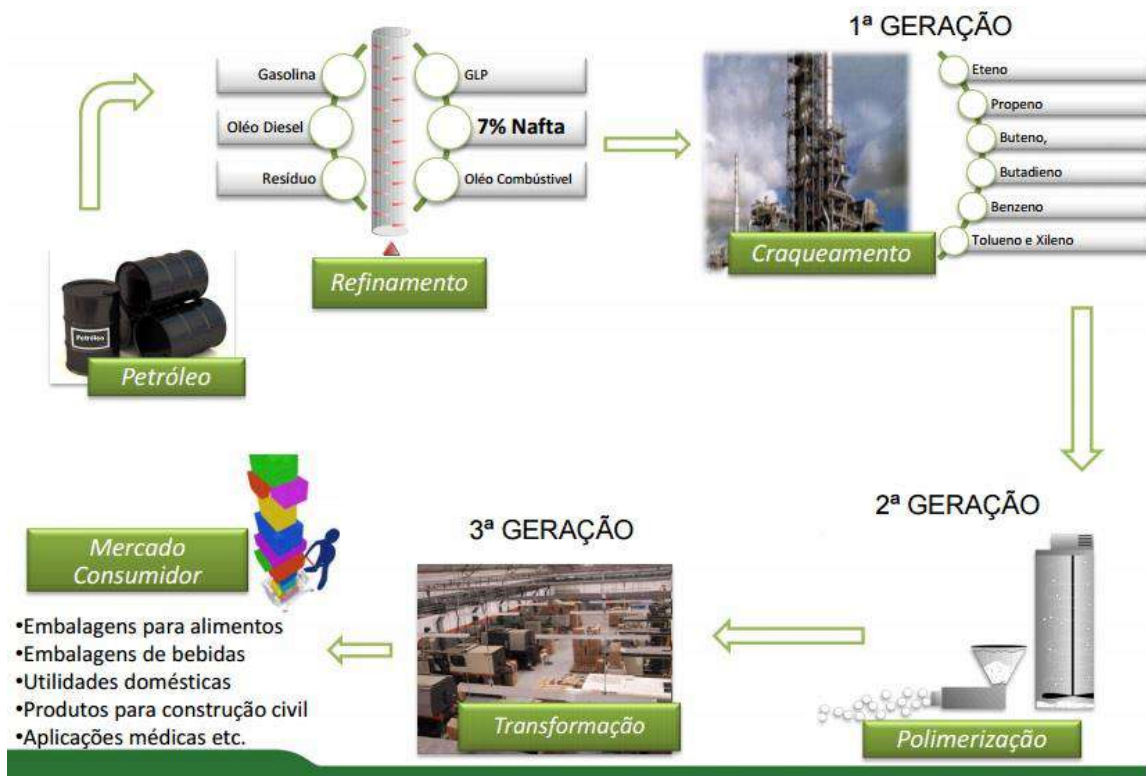


Figura 1 - A Cadeia Petroquímica e o Plástico – Fonte: Associação Brasileira da Indústria do Plástico

As unidades de produção de produtos básicos (*crackers*), 1ª geração da petroquímica, são também conhecidas como centrais petroquímicas. Geralmente, localizam-se próximas de suas fontes de matérias primas: as refinarias de petróleo e os campos de produção de gás natural. As 1ª e 2ª gerações petroquímicas caracterizam-se por serem fabricantes de produtos padronizados com especificações bem definidas e, predominantemente, são classificados como *commodities*.

Os produtos petroquímicos estão cada vez mais presentes na economia mundial, sendo fundamentais no acompanhamento dos ciclos econômicos dos países industrializados. Os materiais poliméricos constituem o principal segmento do setor petroquímico pelo fato de demandarem grandes quantidades de matérias primas básicas e também por sua significativa penetração nos mais diversos setores da economia.

Eteno e propeno são olefinas de grande interesse comercial, pois podem ser utilizados para produção de uma ampla gama de produtos, entre eles os polietilenos e

polipropileno. Estes polímeros abastecem o mercado alimentício, agroquímico, de papel e celulose, mercados de higiene, agronegócio, utilidades domésticas, entre outros. Enquanto a procura global por eteno é maior do que por propeno, a taxa de crescimento deste último ultrapassou significativamente a taxa de crescimento de eteno (Verstraete et al. 2005).

O propeno constitui o segundo petroquímico básico em volume de produção, atrás apenas do eteno. É um monômero utilizado na produção de polipropileno e substrato para produtos químicos industriais importantes como acrilonitrila, óxido de propileno, propileno glicol, isopropanol, entre outros. O propeno é utilizado também na produção da borrachas sintéticas (Williams 2015). A Figura 2 apresenta as principais aplicações do propeno.



Figura 2 – Aplicações do Propeno – Fonte: Maria et al. (2010)

Estatísticas do Relatório Anual de 2014 da Associação Brasileira da Indústria do Plástico, apresentadas na Figura 3, mostram que a resina de polipropileno é a que apresenta maior percentual de aplicações do plástico, correspondente a 23,3%. Este dado demonstra a versatilidade do polipropileno e justifica a crescente demanda por propeno.

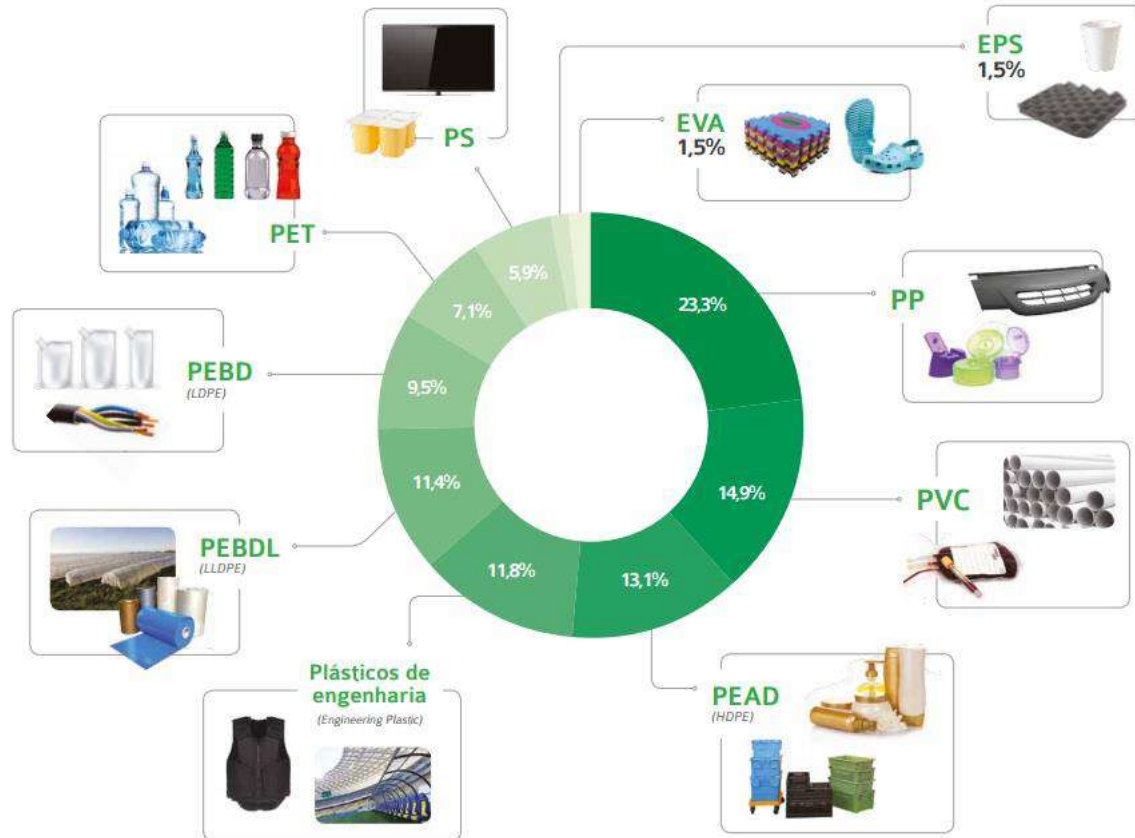


Figura 3 – Aplicações do Plástico por Tipo de Resina – Fonte: Associação Brasileira da Indústria do Plástico (<http://www.abiplast.org.br>)

- Histórico

A petroquímica moderna surgiu efetivamente nos Estados Unidos da América na década de 1920 com a construção de uma planta comercial de isopropanol da Standard Oil, visando aproveitar frações do refino do petróleo. A introdução de processos de craqueamento nas refinarias foi decisiva para a emergência desta nova indústria, os quais permitiram a produção de eteno. Já o propeno, segundo mais importante petroquímico básico, foi originalmente subproduto do refino para produção de gasolina (Bastos 2009).

A Primeira Guerra Mundial fomentou a produção de combustíveis fósseis e de outros produtos como benzeno e tolueno, o que acabou provocando maior dinamismo à indústria do petróleo. Porém, foi apenas nas décadas de 1920/1930 que a demanda

crescente e a disponibilidade de matéria prima alavancaram a expansão da indústria petroquímica, com participação ativa de empresas químicas norte-americanas.

A Segunda Guerra Mundial consolidou o emprego de derivados do petróleo e a forte expansão da petroquímica até a década de 1970, quando o declínio da oferta e a escalada dos preços do petróleo impactaram diretamente a indústria, já abalada pela escassez de matéria prima e pela recessão econômica. Nas duas décadas seguintes, teve início a ampla reestruturação que perdura até os dias atuais, com reposicionamento de empresas por meio de fusões e aquisições e menor diversificação de grandes produtores químicos (Bastos 2009).

A atividade petroquímica no Brasil tem uma existência da mesma ordem do restante do mundo e teve seu desenvolvimento estabelecido no estado de São Paulo onde, nos primeiros anos da década de 50, já estavam instaladas duas fábricas de poliestireno. O primeiro grande impulso recebido para a consolidação desta atividade no país foi em 1952, quando iniciou-se a construção da Refinaria Presidente Bernardes (RPB), em Cubatão (SP), sob responsabilidade do Conselho Nacional de Petróleo (CNP).

A instituição do monopólio estatal de exploração, produção, refino e transporte de petróleo e seus derivados, e a criação da PETROBRÁS - Petróleo Brasileiro S.A em 1953 deram início a uma fase de crescimento significativo, pois o setor passou a contar com uma empresa de grande porte na coordenação da implantação deste ramo da química tão significativo para o país (Torres 1997).

A padronização dos produtos petroquímicos de 2ª geração provocou aumento da competição e redução das margens de lucro prevalecentes no setor, levando as empresas a buscar inovações que permitissem diferenciar seus produtos. Tal estratégia de diferenciação requer investimentos elevados em P&D, que naturalmente apresentam uma taxa de risco maior em função da incerteza associada à inovação. Dentro deste contexto, os processos de fusões e aquisições intensificaram-se a partir da década de 90, buscando a redução do risco e criando grandes conglomerados com atuação global. A indústria petroquímica mundial é caracterizada por grandes empresas e grandes unidades produtivas. O padrão competitivo do setor está vinculado a elevadas escalas de produção e ao uso intensivo do capital. Ao longo do tempo, vem ocupando maior importância na economia do mundo moderno, já que sua base científica e seu dinamismo tecnológico

permitem o barateamento constante dos produtos, a substituição de materiais tradicionais e a conquista de novas utilidades e mercados (Bastos 2009).

- Demanda e Produção

O crescimento da economia nacional e mundial ocasionou aumento considerável na demanda por poliolefinas, exigindo assim uma elevação na produção de petroquímicos básicos, principalmente eteno e propeno, a ponto de aumentar consideravelmente as perspectivas de investimentos tanto nas centrais petroquímicas quanto nas tecnologias e processos utilizados pelas refinarias a fim de se maximizar a produção destas olefinas (Fabrícia et al. 2006).

A demanda exigida pelos diversos segmentos de plásticos vem crescendo a cada ano. Dados históricos do consumo *per capita* de plásticos no Brasil desde o ano de 2010 bem como sua projeção até 2020 estão apresentados na Figura 4.

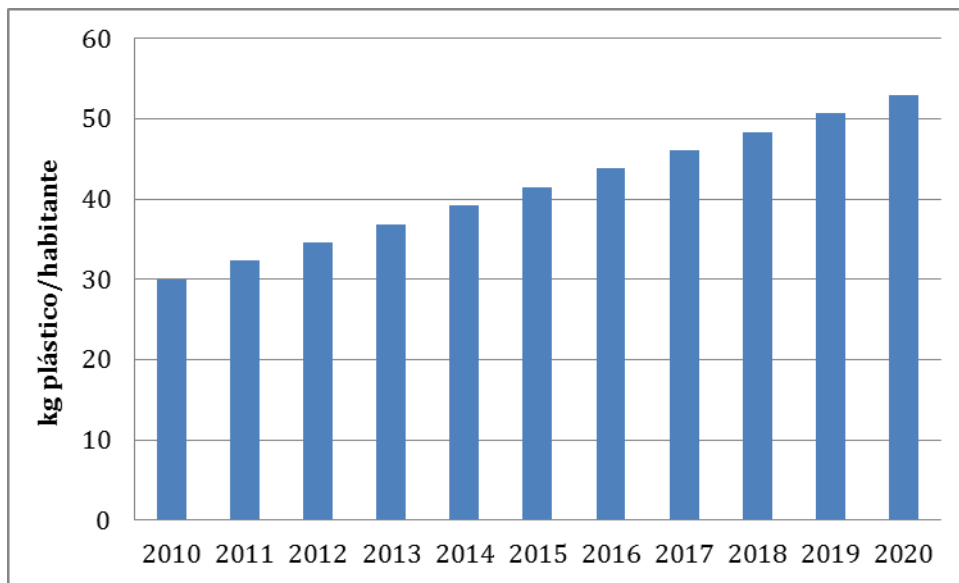


Figura 4 - Consumo *per capita* de plásticos no Brasil – Fonte: Elaboração Própria a Partir de Dados de Maria et al. (2010)

De acordo com os dados apresentados, a previsão é de que até o final deste ano o consumo de plástico seja equivalente a 41,5 kg/habitante, com aumento de consumo

estimado para o valor de 53 kg/habitante até 2020. Estes dados justificam o aumento da demanda global por insumos petroquímicos, principalmente por olefinas leves (eteno e propeno), por serem os principais precursores da produção de resinas plásticas. Portanto, faz-se necessário o estímulo tanto a investimentos na capacidade produtiva quanto à busca por novos processos produtivos e pela otimização de tecnologias tradicionais.

Taxas de crescimento projetadas para olefinas leves deverão manter-se acima das taxas de crescimento do PIB em todo o mundo e há uma necessidade crescente de utilizar tecnologias que favorecem razões mais elevadas de produção de propileno. A crescente demanda global por petróleo e por energia terá impacto significativo sobre a disponibilidade e os preços das matérias primas tradicionais empregadas na produção de olefinas leves. Este fato levou a um grande aumento na exploração e utilização do gás natural e do carvão como matérias primas para a obtenção de produtos petroquímicos (Chen et al. 2005).

A oferta mundial insuficiente de propeno tem estimulado o desenvolvimento tecnológico. Segundo Bastos (2009), no caso do propeno, os principais processos de produção são craqueamento a vapor e catalítico, além da recuperação de correntes de refinaria e, mais recentemente, desidrogenação do propano e os processos *high propylene catalytic cracking* (HCC) e *deep catalytic cracking* (DCC). É possível citar ainda a metátese de olefinas, os processos baseados no gás natural, a interconversão de olefinas e os processos que partem do metanol (*methanol to olefins*, conhecido como MTO, e *methanol to propylene*, conhecido como MTP), que utilizam gás natural ou alternativas como carvão e biomassa, o que parece indicar uma tendência mundial de uso de tecnologias alternativas para geração do propeno, instaladas inclusive nas refinarias.

A capacidade mundial instalada e a produção de propeno foram previstas para 112 e 94 milhões de toneladas métricas, respectivamente, até o final deste ano. A Figura 5 apresenta valores globais sobre a evolução da capacidade instalada, produção e taxa de utilização de propeno para um período de 10 anos. Destaca-se o crescimento acentuado da utilização de propeno, especialmente a partir de 2011, a uma taxa superior ao aumento da capacidade instalada.

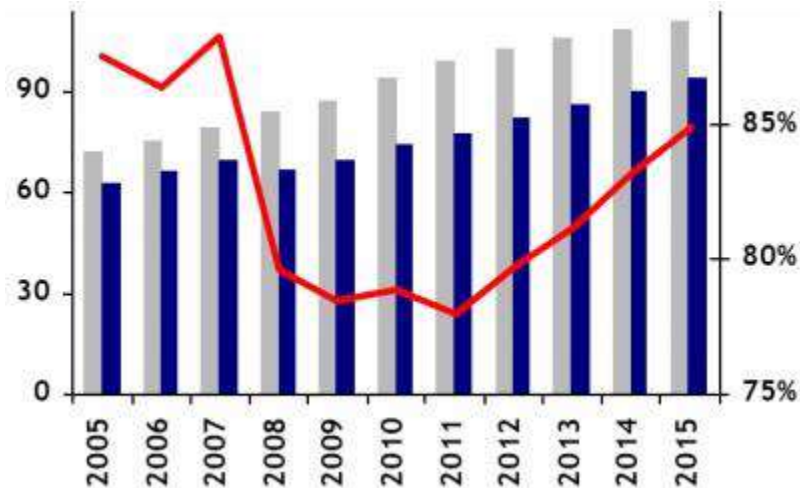


Figura 5 – Capacidade Instalada, Produção e Utilização de Propeno – Fonte: Eduardo & Machado (2012)

Adicionalmente, as projeções para a demanda de propeno até 2020 também indicam crescimento constante no mercado mundial, o que se deve, principalmente, ao aumento da demanda por polipropileno (Couch et al. 2007).

A produção de petroquímicos básicos está hoje concentrada na Ásia, que detém quase 40% da produção mundial, seguida pela América do Norte (26%) e a Europa (23%). O Oriente Médio ainda ocupa posição pouco expressiva e, com a África, responde por apenas 7% da produção mundial, porém apresenta perspectivas de ampliação de participação nos próximos anos em virtude dos investimentos na região – estima-se que possa superar 20% da produção mundial até o final de 2015. Embora a participação da América Latina ainda seja reduzida (apenas 4%), há investimentos programados para ampliação nos próximos anos (Bastos 2009).

O consumo aparente de um produto é determinado pela soma dos volumes de produção e de importação, descontando a exportação. A Figura 6 apresenta a evolução do consumo aparente de propeno ao longo dos anos e sua projeção até o ano de 2020.

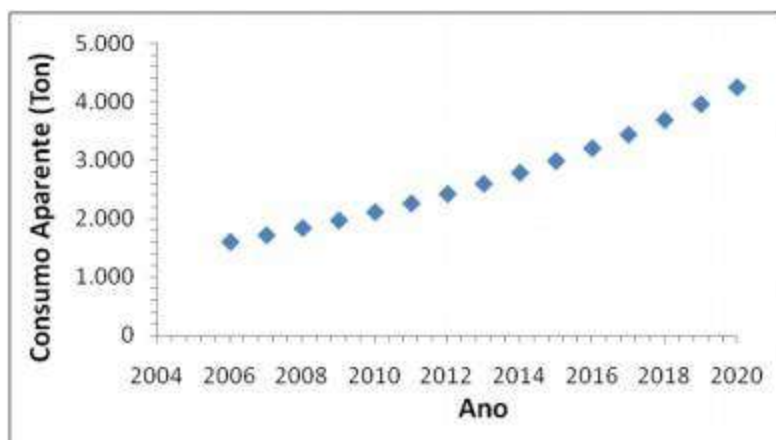


Figura 6 – Consumo Aparente de Propeno no Brasil (ton/ano) – Fonte: Maria et al. (2010)

Pelos dados apresentados estima-se que, nos próximos 5 anos, continuará havendo aumento do consumo aparente de propeno, a uma taxa de 7,2 % a.a. entre os anos de 2008 e 2020. Quanto maior o consumo aparente de um produto significa que ao longo dos anos haverá um aumento da produção e/ou concomitante aumento das importações com diminuição das exportações.

I.1 – Motivação

As áreas de Refino e Petroquímica sempre ocuparam forte espaço na economia do país, mas ao analisar o desempenho destas áreas nos últimos anos comprovou-se ainda mais este fato. Os produtos poliméricos estão cada vez mais presentes no dia-a-dia, seja nos lares, no trabalho, em utensílios de lazer, nos esportes, entre muitos outros objetos plásticos que vem adquirindo novas utilidades com o passar do tempo. As resinas plásticas estão cada vez mais presentes no mercado, que só tende a crescer nos próximos anos. Com isso, toda a cadeia produtiva tem sofrido o impacto deste aumento da demanda ao longo dos anos, levando ao crescimento da produção de petroquímicos básicos. Apesar de os polietilenos serem os polímeros de maior produção, o polipropileno vem apresentando as maiores taxas de crescimento, sendo obtido pela polimerização do

propeno, e por este motivo o presente estudo irá tratar do processo produtivo desta olefina, com foco na etapa de separação para obtenção deste produto.

De acordo com as estatísticas apresentadas anteriormente, o crescimento da demanda mundial de propeno para os próximos anos é evidente. A ampliação da capacidade instalada para produção desta olefina também se faz necessária. A produção de propeno envolve diferentes processos físico-químicos, sendo a purificação desta corrente uma das etapas mais importantes para a produção de polipropileno por ser responsável pela remoção de impurezas que promovem reações secundárias indesejáveis durante o processo de polimerização deste monômero. Devido à relevância desta etapa do processo, o objeto de estudo do presente trabalho consiste na destilação do corte C_3 de uma planta de olefinas para obtenção do propeno. É importante que os parâmetros operacionais estejam bem definidos para replicação na instalação de uma nova planta visando o aumento da capacidade instalada.

Os produtos de uma planta de olefinas, eteno ou propeno, estão muitas vezes associados a parafinas, tais como etano e propano, e algumas outras impurezas. A existência destes gases em correntes de olefinas conduz a, pelo menos, dois inconvenientes principais. Em primeiro lugar, uma redução na produtividade dos reatores de poliolefinas e em segundo lugar, o fato de que estas correntes constituem individualmente produtos valiosos. Por conseguinte, a separação destes gases é de grande interesse. Devido à baixa temperatura de funcionamento, da alta pressão e do elevado número de bandejas necessárias, o processo de separação tradicional é uma tecnologia que consome energia e requer um alto custo de capital (Azizi et al. 2015). Portanto, o conhecimento desta tecnologia e a operação da planta de forma otimizada constituem uma oportunidade de redução de custos. A operação da planta em condições ótimas permite a melhor utilização das matérias primas, evitando perdas e maximizando a obtenção dos produtos finais desejados com o menor gasto energético possível.

Atualmente, a cadeia petroquímica mundial apresenta como cenário o elevado patamar de preço das matérias primas, afetando principalmente a rota baseada em nafta. No Brasil, a maior parte do parque produtivo foi constituída à base de nafta em função da baixa disponibilidade de gás natural no momento de implantação da indústria. Tal fato é preocupante para o país no contexto mundial em decorrência da previsão de escassez

deste produto, devido tanto à deterioração da qualidade dos óleos processados quanto ao crescimento da demanda por petroquímicos básicos no mercado internacional. Adicionalmente, o preço dos derivados está estreitamente associado ao preço do barril de petróleo. No país, a tendência do setor também está associada à disponibilidade de matéria prima e aos investimentos necessários para suprir a projeção de crescimento da demanda interna. Embora o país tenha alcançado a autossuficiência na produção de petróleo, ainda depende da importação de cerca de um terço da nafta consumida e da importação de petroquímicos intermediários não produzidos no país (Bastos 2009).

Por este motivo, dentre as motivações que levaram à realização deste trabalho, uma delas consiste na utilização do gás natural como matéria prima para as indústrias do segmento petroquímico. No Brasil, o uso do gás natural para esta finalidade é pouco difundido e é importante que a rota de produção a partir desta matéria prima seja estudada e analisada de modo a incentivar a construção de novas plantas que utilizem gás.

I.2 – Objetivos

Os objetivos do presente estudo são:

- Definir o fluxograma do processo referente à etapa de separação do corte C₃ de uma planta produtora de propeno;
- Simular o fluxograma do processo de separação para obtenção de propeno, gerado em ambiente ASPEN HYSYS, utilizando dados industriais de uma planta petroquímica;
- Realizar análise de sensibilidade de parâmetros operacionais para diferentes cenários de carga da planta;
- Dimensionar os equipamentos da planta em estudo para realizar cálculos preliminares de CAPEX e OPEX, e cálculo do fluxo de caixa para realizar a análise econômica referente a esta etapa do processo.

I.3 – Estrutura do Trabalho

O trabalho está dividido em cinco capítulos.

O Capítulo I apresenta os aspectos gerais da indústria petroquímica, a importância das olefinas leves e sua utilização, concluindo com a motivação e os objetivos do trabalho.

O Capítulo II apresenta a revisão bibliográfica que contextualiza o objetivo do trabalho. Apresentam-se também os conceitos relacionados ao propeno considerados fundamentais para compreensão do estudo. O texto envolve etapas do processo de obtenção e recuperação do propeno e fundamentos da simulação de processos.

O Capítulo III descreve a implementação dos fluxogramas em ambiente ASPEN HYSYS, explicitando as premissas do projeto, as condições de operação e os resultados das simulações realizadas para o caso base. Adicionalmente, é realizada a análise de sensibilidade para diferentes cenários de carga da planta. Por fim, é realizado o dimensionamento dos principais equipamentos da planta em estudo.

No Capítulo IV é realizada a análise econômica de uma etapa do processo através dos cálculos do CAPEX, OPEX, Receita e, posteriormente, do Fluxo de Caixa.

Por fim, o Capítulo V reúne as principais conclusões sobre os resultados mais importantes do presente trabalho, bem como apresenta sugestões para estudos futuros.

Capítulo II – Revisão Bibliográfica

II.1 – Olefinas

Neste item, são abordadas características a respeito das olefinas, objeto de estudo do presente trabalho, consideradas importantes para o desenvolvimento e compreensão do mesmo.

II.1.1 – Definição

Olefinas são hidrocarbonetos alifáticos insaturados. Apresentam pelo menos uma ligação dupla entre os átomos de carbono e fórmula geral C_nH_{2n} . Constituem uma das principais matérias primas para a indústria petroquímica de 2ª geração. Os alcenos possuem caráter oleoso e afinidade com substâncias oleosas, por isso são também conhecidos como olefinas.

O propeno é um gás incolor extraído do craqueamento da nafta ou das refinarias. Este petroquímico básico é matéria prima de múltiplos produtos como roupas, cobertores e plásticos de engenharia, entre outros. Uma das principais utilizações do propeno é a produção do polipropileno, em função de suas propriedades como fácil moldagem, baixo custo, alta resistência e fácil coloração.

II.1.2 – Produção

O processo de produção de olefinas pode ser dividido em quatro seções principais: craqueamento, seção de *quench*, unidades de compressão e área fria. Estas etapas são

discutidas com maior detalhamento a seguir, com ênfase na etapa de separação, objeto de análise do presente estudo.

II.1.2.1 – Matéria Prima e Rendimento

As matérias primas petroquímicas mais usadas em todo o mundo são a nafta e etano e propano, extraídos do gás natural.

A nafta é um derivado do petróleo obtido no processo de destilação, sendo composta por hidrocarbonetos com ponto de ebulição na faixa de 28°C a 220°C. Quanto às características químicas, dependendo do tipo de petróleo do qual foi extraída, a nafta pode ser classificada em dois tipos: parafínica ou naftênica. A nafta parafínica é mais adequada para a produção de olefinas, como eteno e propeno, enquanto que a nafta naftênica é mais apropriada para produção de aromáticos. Devido às características físico-químicas dos hidrocarbonetos que a compõem, naftas leves são, geralmente, parafínicas e naftas pesadas, naftênicas (Perrone 2012).

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos, cujo principal componente é o metano. Os outros constituintes são etano, propano, butano e uma fração líquida denominada gasolina natural. Ele é encontrado de forma isolada ou, mais frequentemente, associado ao petróleo. O gás destinado à comercialização é processado nas UPGNs (Unidade de Processamento de Gás Natural), onde é decomposto em duas correntes: uma gasosa, denominada gás seco, constituída principalmente de metano (e algum teor de etano, dependendo do nível de recuperação desejado); outra, uma fração líquida denominada LGN (líquido de gás natural), que pode ser posteriormente fracionada em etano, propano, butano e condensado de gás natural, também chamado de gasolina natural. O gás natural e suas frações podem ser utilizados como combustível ou como matéria prima petroquímica. Neste último caso, o gás seco é usado principalmente na produção de hidrogênio, amônia e metanol, em quanto as outras frações (etano, propano, butano) são usadas na produção de olefinas (Perrone 2012).

O tipo de matéria prima empregada na planta petroquímica determina rendimentos variados e um *mix* de produtos diferenciado. Sua escolha decorre, assim, da maior disponibilidade de uma ou outra matéria prima e respectivos preços relativos, e dos produtos finais desejados (Bastos 2009). No caso do eteno, os rendimentos de produção com base no gás natural superam os rendimentos para nafta (80% de conversão do etano em comparação com cerca de 30% da nafta), podendo ser considerado mais eficiente. A utilização do propano como matéria prima para produção de propeno também gera maior rendimento quanto comparado à utilização de nafta (22% de conversão do propano em comparação a 13% da nafta), conforme apresentado na Figura 7.

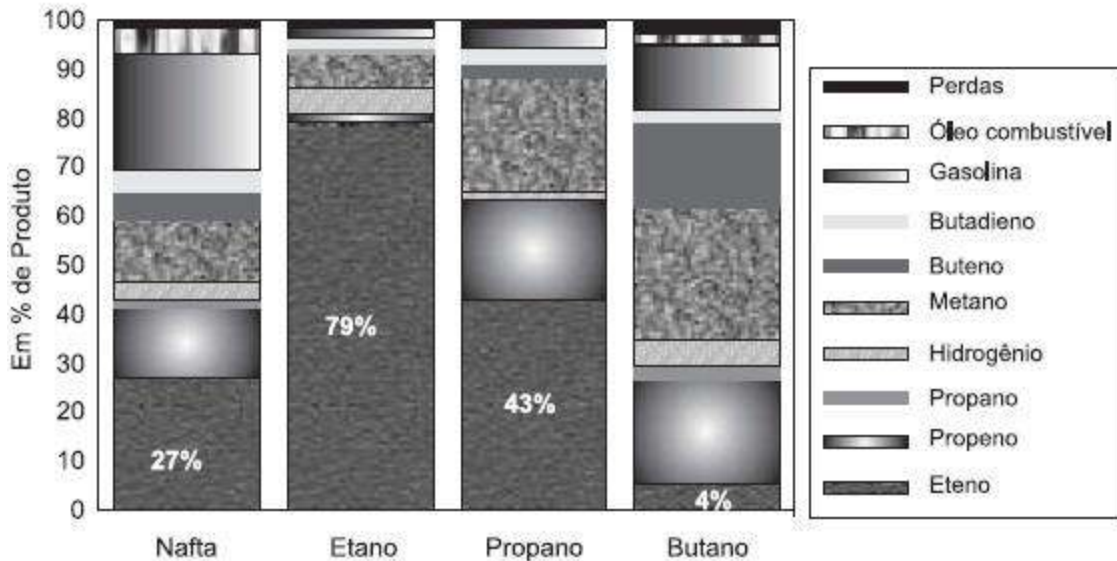


Figura 7 – Padrões Típicos de Craqueamento por Tipo de Matéria Prima. Fonte: Bastos (2009)

A utilização do gás natural envolve menores custos fixos em comparação à nafta, porém possui menor versatilidade. Outras vantagens do uso do gás natural são o fato de não exigir instalações de refino de petróleo e o processo que utiliza este insumo é menos poluente, reduzindo custos de controle de poluição (Bastos 2009).

Em função das características do petróleo (pesado ou leve) e do gás, há tendências regionais para a composição da principal matéria prima petroquímica. Em síntese, as

indústrias petroquímicas da Ásia e da Europa têm como matéria prima básica a nafta, enquanto o Oriente Médio e a América do Norte empregam principalmente o etano. Na América Latina, a proporção é equivalente para as duas matérias primas, com ligeira predominância da nafta em função do peso da petroquímica brasileira, que utiliza majoritariamente esta matéria prima, enquanto os demais países da região utilizam o etano.

A recente substituição da nafta por gás natural é em grande parte justificada pelo forte descolamento entre os preços destes dois derivados nos últimos anos, como pode ser visto na Figura 8 (ANP 2013). Comparando os preços destas matérias primas desde 1997, ambos apresentaram variações proporcionais até o ano de 2009, quando passou-se a observar uma tendência contrária: enquanto o preço do gás natural apresentava queda, o preço da nafta apresentou crescimento acentuado (o valor tornou-se cinco vezes maior em um período de três anos).

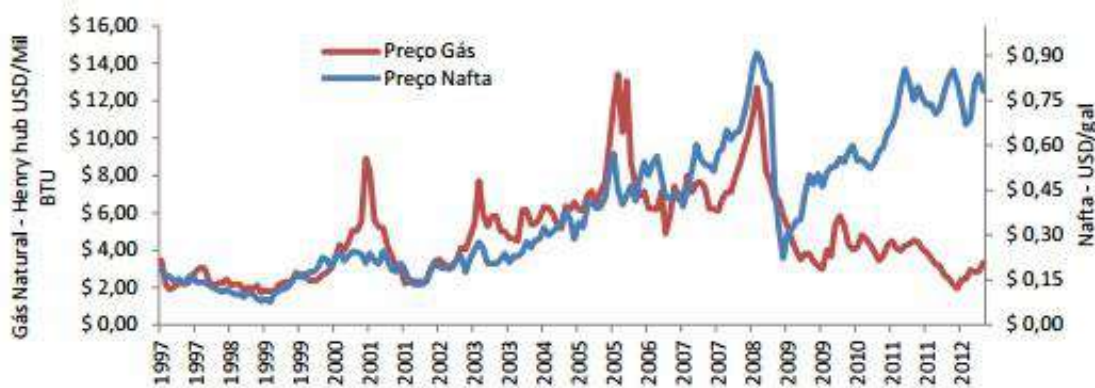


Figura 8 – Comportamento dos Preços da Nafta e do Gás Natural – Fonte: ANP 2013

II.1.2.2 – Craqueamento

Olefinas leves, tais como o propeno, são tradicionalmente produzidas através do processo de craqueamento.

Craqueamento, também referido como pirólise, é o termo utilizado para denominar diversos processos químicos na indústria pelos quais moléculas orgânicas complexas, como hidrocarbonetos, dão origem a moléculas mais simples (por exemplo, hidrocarbonetos leves) por quebra de ligações carbono-carbono nos precursores pela ação de calor e/ou catalisador. A taxa de rompimentos e os produtos finais são fortemente dependentes das temperaturas de reação e da presença de catalisadores.

O craqueamento é conduzido a elevadas temperaturas basicamente pelos seguintes processos:

- Craqueamento a vapor, ou *steam cracking*, o qual produz uma grande quantidade de alcenos;
- Craqueamento Catalítico Fluido (FCC), no qual um catalisador é adicionado ao processo. As unidades de Craqueamento Catalítico Fluido, ou FCC, existentes na maioria das refinarias de petróleo, são a segunda maior fonte de propeno no mundo e o mesmo é um subproduto da produção de gasolina, dos destilados médios e do GLP (Bedell et al., 2003). Regiões no mundo com alta demanda por gasolina, a exemplo da América do Norte, são responsáveis pelas maiores participações na produção de propeno para uso como matéria prima na indústria petroquímica (Couch et al., 2007).

O processo utilizado na planta de propeno em operação da qual foram obtidos os dados de projeto é o craqueamento a vapor, e por esta razão este processo é detalhado a seguir.

- Craqueamento a vapor

O processo de steam cracking existente nas Centrais Petroquímicas continua sendo a principal fonte de produção de propeno no mundo. Porém, neste processo o eteno é o produto principal, sendo o propeno apenas um subproduto reacional (Bedell et al., 2003).

O craqueamento a vapor é um processo petroquímico no qual hidrocarbonetos saturados são divididos em hidrocarbonetos menores, frequentemente insaturados. É o principal método industrial para produzir os mais leves alcenos (ou comumente, olefinas), incluindo eteno e propeno.

Plantas de craqueamento a vapor utilizam uma variedade de matérias primas, como por exemplo:

- Etano, propano e butano, provenientes do gás natural;
- Nafta, uma mistura de hidrocarbonetos C_5 a C_{10} , proveniente da destilação do petróleo bruto;
- Gasóleo e resíduos, também provenientes da destilação primária do petróleo.

O processo de craqueamento ocorre em reatores tubulares longos (45 a 90 metros de comprimento, dependendo da matéria prima utilizada), feitos de liga Cr/Ni, dispostos verticalmente no interior de um forno equipado com piso, telhado e queimadores de parede e de chão, à baixa pressão e altas temperaturas, variando entre 800 e 900°C, também em função da matéria prima utilizada. Dependendo do desenho da fornalha e da capacidade, podem estar presentes de 16 a 128 serpentinas por forno (Sadrameli 2015).



Figura 9 – Vista de Fornos de Craqueamento de uma Planta localizada em Wilton, Reino Unido – Fonte: The Essential Chemical Industry

A alimentação, composta de uma mistura de hidrocarbonetos e vapor d'água, é pré-aquecida na seção de convecção do forno. A carga de hidrocarbonetos é diluída com vapor para elevar a temperatura de alimentação, diluir a matéria prima pesada e diminuir a queda de pressão devido à formação de coque no interior do reator durante o processo. A razão vapor/hidrocarboneto varia de 0,2 a 1,0 kg vapor/kg de hidrocarboneto (Sadrameli 2015).

Em seguida, os gases pré-aquecidos alimentam a seção radiante do forno a uma temperatura inferior à temperatura de reação, normalmente entre 500 e 650°C, a qual aumenta rapidamente para a temperatura de craqueamento desejada, em torno de 750 a 900°C. Na seção radiante, o hidrocarboneto dá origem a uma combinação de olefinas, aromáticos, óleo combustível e produtos mais pesados (Sadrameli 2015).

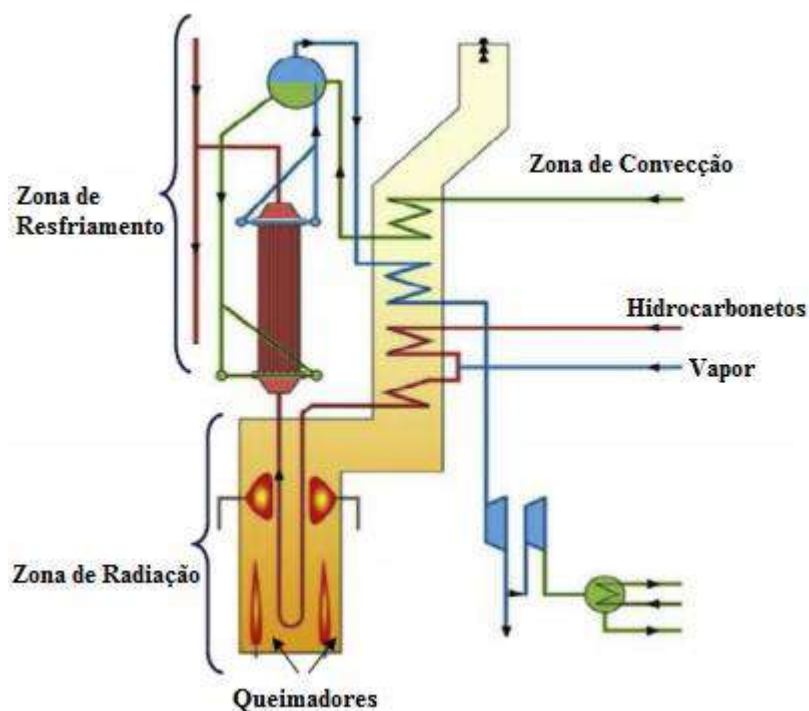


Figura 10 - Diagrama Esquemático de um Forno de Craqueamento – Fonte: Sadrameli (2015)

A reação ocorre brevemente. Em modernos fornos de craqueamento, o tempo de residência é reduzido a milissegundos, resultando em velocidades do gás superiores à velocidade do som para melhorar o rendimento.

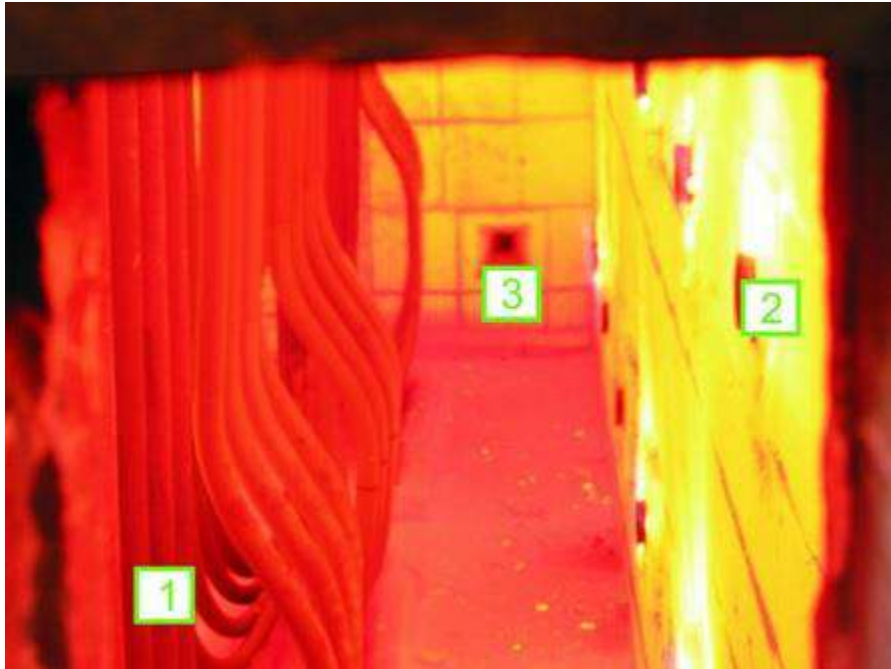


Figura 11 - Reator Tubular sendo usado para Craqueamento a Vapor 1- Vapor de nafta flui através do interior dos tubos do forno; 2- Fileiras de maçaricos que geram calor dentro do forno; 3- Vigia da fornalha – Fonte: The Essential Chemical Industry

A proporção de diferentes produtos gerados a partir do craqueamento a vapor depende essencialmente de dois fatores:

- Composição da matéria prima: a composição dos produtos depende crucialmente da matéria prima utilizada. Alimentações de hidrocarbonetos leves, como etano, gás liquefeito de petróleo ou nafta leve, geram fluxos de produtos ricos em alcenos mais leves, incluindo eteno, propeno e butadieno. Alimentações de hidrocarbonetos mais pesados (naftas pesadas, bem como

outros produtos de refinaria) originam alguns destes, mas também geram produtos ricos em hidrocarbonetos aromáticos.

- Severidade das condições utilizadas (temperatura da fornalha do reator e o tempo necessário para os reagentes fluírem através dele): de modo geral, temperatura de craqueamento mais elevada favorece a produção de eteno e benzeno, enquanto menor severidade produz maior quantidade de propeno, hidrocarbonetos C₄ e produtos líquidos.

II.1.2.3 – Seção de *Quench*

Ao final da etapa de pirólise, os gases provenientes do craqueamento térmico nas serpentinas da seção de radiação da fornalha devem ser arrefecidos instantaneamente para interromper as reações indesejadas que produzem coque por meio da decomposição das olefinas.

Ao deixar a seção de radiação da fornalha, o gás craqueado é resfriado rapidamente e indiretamente em um trocador de calor especial chamado permutador de linha de transferência (TLE ou TLX) para interromper as reações indesejadas. A energia do gás craqueado é recuperada no TLE para a produção de vapor de alta pressão (120 bar em craqueamento líquido), o qual será utilizado na etapa de compressão para o acionamento das turbinas dos compressores (Sadrameli 2015).

Em seguida, o gás craqueado é resfriado através de contato direto no recheio da torre de *Quench* com a água de *quench* fria em contracorrente. Neste processo, a fração mais pesada do gás é condensada, sendo recuperada no fundo da torre e enviada ao *settler*, onde é feita a separação das correntes de água de *quench*, água de processo e gasolina. A Figura 12 apresenta o sistema de *Quench*.

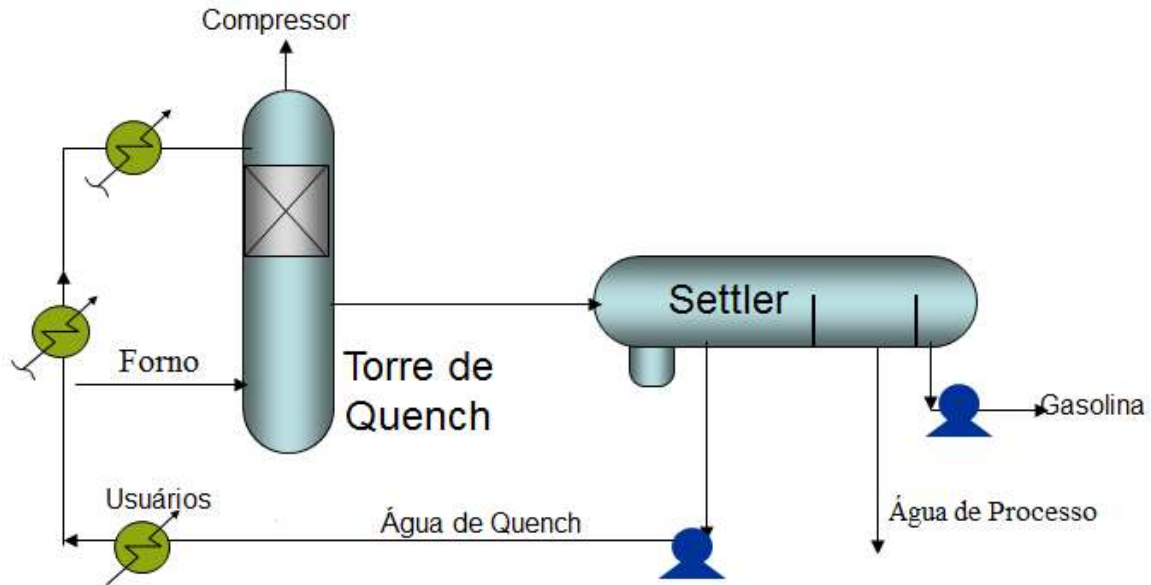


Figura 12 - Sistema de *Quench* – Fonte: Elaboração Própria

II.1.2.4 – Compressão

Em sucessão à etapa de resfriamento, o gás de carga sofre um processo de compressão. A compressão é realizada em 4 estágios no caso de processo de produção de eteno e em 5 estágios no caso de processamento de nafta. Após a descarga de cada um dos estágios de compressão, o gás é resfriado e enviado a um vaso para promover a separação da fração condensada do restante do gás, que segue no processo. O objetivo principal da condensação é remover toda a água presente no gás, tendo em vista que em etapas posteriores do processo faz-se uso de temperaturas criogênicas. A presença de água iria provocar deposição de gelo nas linhas e equipamentos da planta. No caso de processamento da nafta, a gasolina pesada também é condensada e removida nos interestágios de compressão. Adicionalmente, o resfriamento nos interestágios tem como objetivo evitar a degradação do estágio seguinte devido às elevadas temperaturas de descarga.

Na etapa de compressão, é promovido um aumento de pressão do gás de 0,6 kg/cm²g até 33,3 kg/cm²g. Da descarga do 3º estágio, o gás segue para a Torre de Lavagem Cáustica onde é realizada a neutralização de gases ácidos, como H₂S e CO₂, que podem causar prejuízos a equipamentos devido ao poder corrosivo destes gases. Após a descarga do 4º estágio de compressão, o gás segue para o Trem de Destilação. O fluxograma do sistema de compressão do gás é apresentado na Figura 13.

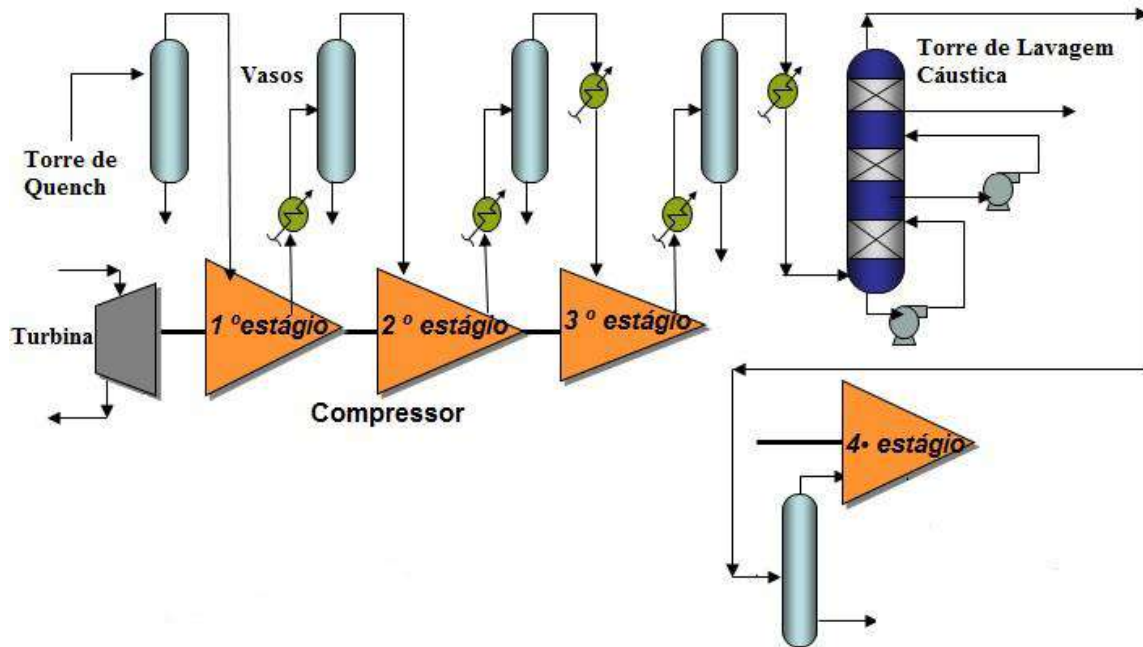


Figura 13 – Sistema de Compressão do Gás – Fonte: Elaboração Própria

II.1.2.5 – Trem de Destilação

Devido à grande quantidade de componentes que são produzidos após o craqueamento da matéria prima, diversas etapas de separação são necessárias para obter a qualidade desejada dos produtos. A Figura 14 apresenta um esquema do trem de destilação de olefinas que sucede a etapa de compressão.

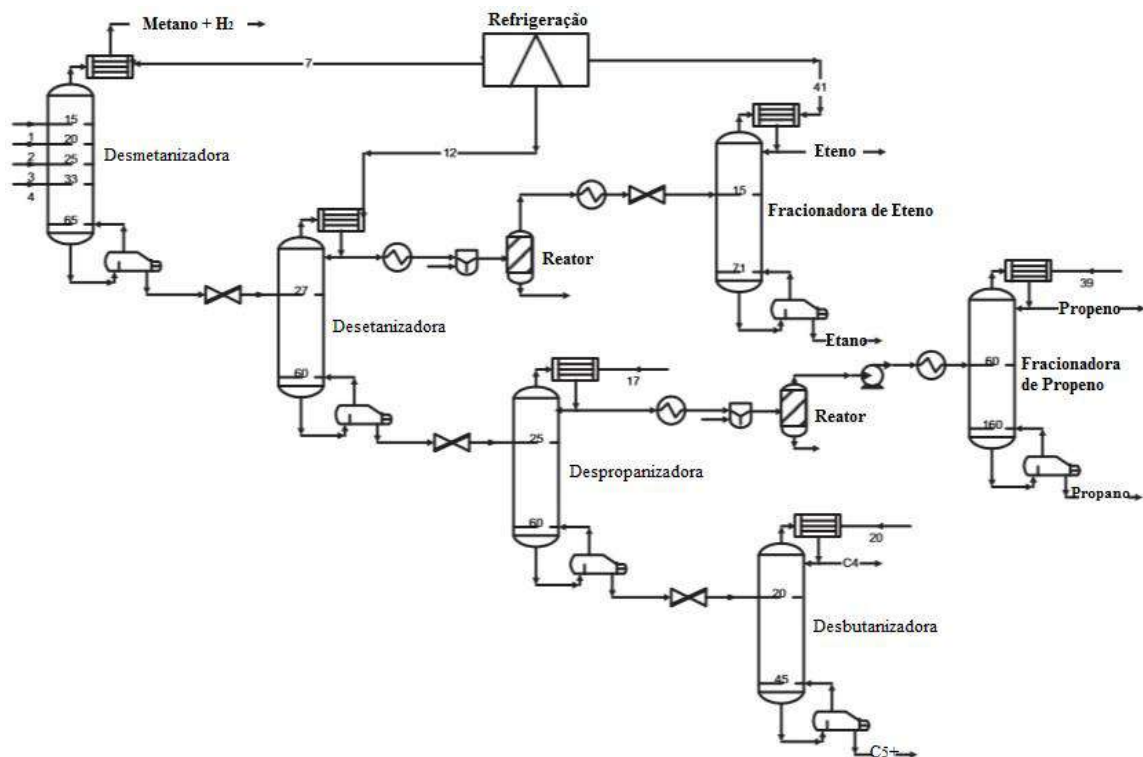


Figura 14 - Trem de Destilação de Planta de Olefinas – Fonte: Adaptado de Fábrega et al. (2010)

O primeiro processo de separação do trem consiste na remoção da fração mais leve (hidrogênio e metano) do gás proveniente do processo de craqueamento. Este processo ocorre na torre desmetanizadora.

A corrente de fundo da desmetanizadora alimenta a torre deetanizadora, onde é realizada a separação da fração C_2 , no topo da torre, do restante do gás. Desta fração C_2 é obtido outro importante produto para a indústria petroquímica de 2ª geração: o eteno, com grau de pureza superior a 99,9% em volume. O corte C_2 segue para o conversor de acetileno, onde o objetivo é hidrogenar o acetileno presente na corrente a eteno. A corrente efluente do conversor alimenta a fracionadora de eteno, onde são separadas as correntes de eteno, no topo da torre, da corrente de etano, no fundo.

A terceira etapa de separação ocorre na torre despropanizadora, onde é realizado o corte entre a fração C_3 e a fração C_4^+ , que segue no processo como alimentação da torre

desbutanizadora. O objeto de estudo do presente trabalho encontra-se restrito à destilação do corte C_3 para obtenção de propeno, conforme apresentado na Figura 15.

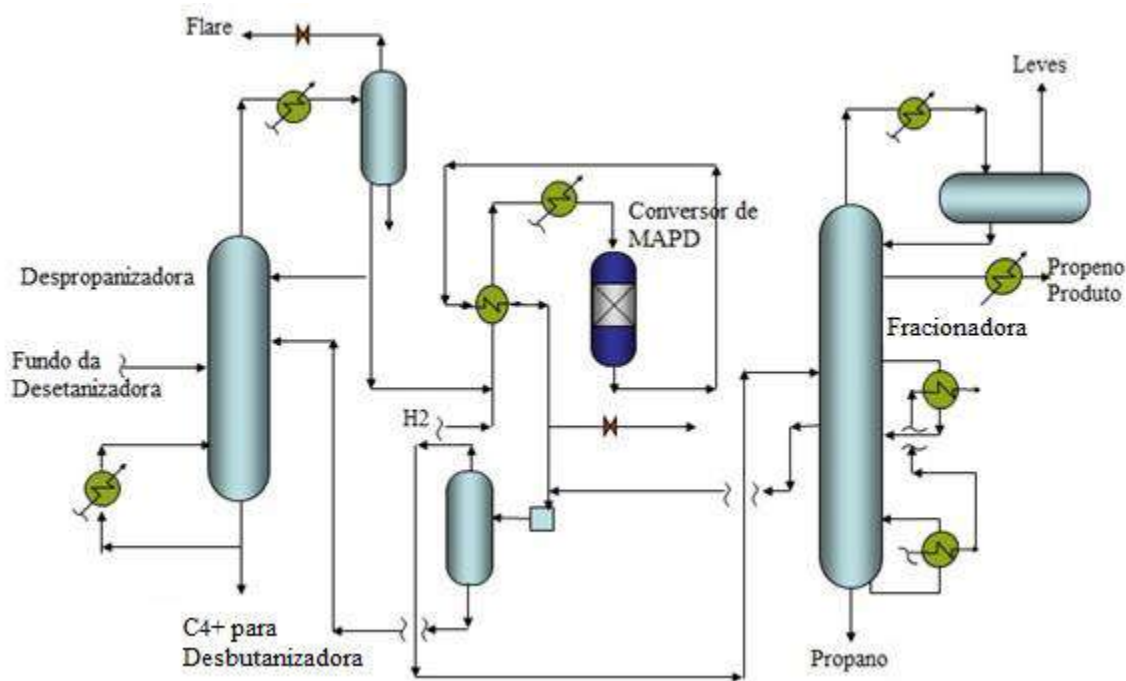


Figura 15 –Trem de Separação Referente ao Corte C_3 – Fonte: Elaboração Própria

A corrente de topo da despropanizadora é a carga do conversor de MAPD, que consiste em um reator de hidrogenação cujo objetivo é converter os compostos metilacetileno (MA) e propadieno (PD) em propeno, produto de interesse da planta em estudo. A hidrogenação do MAPD contribui para a formação do produto desejado.

O método mais difundido para promover a especificação de propeno quanto à presença de MAPD é a hidrogenação seletiva em reator de leito fixo de alumina com catalisador de Paládio (Ziegler et al. 2001). Fajardo et al. (1996) citam a existência de muitas vantagens da hidrogenação do MAPD em comparação a outras vias, destacando-se a seletividade da reação, ganho de propeno ao invés de perda e custo de operação mais baixo, além da relativa facilidade de operação e implantação do processo. As reações desejadas envolvem a hidrogenação de moléculas de metilacetileno e propadieno com consequente geração de propeno. Dependendo da seletividade do catalisador e das

condições de reação, podem ocorrer reações laterais indesejadas, como a hidrogenação de propeno a propano. A seletividade tende a reduzir com o decorrer da campanha do catalisador, sendo necessário realizar um procedimento de regeneração do mesmo.

A corrente efluente do conversor alimenta a fracionadora de propeno, onde o propeno produto é recuperado por separação do propano na torre de destilação. Similarmente, a pureza desejada do propeno produto é superior a 99,5% em volume.

II.2 – Simulação de Processos

Entre as ferramentas computacionais existentes para cálculos de equipamentos de processo e instrumentos destaca-se o software ASPEN HYSYS, extremamente útil principalmente na simulação e verificação de processos contínuos como colunas de destilação, cálculo térmico de trocadores de calor e outros equipamentos de processos das indústrias químicas e petroquímicas. A utilização de modelos de processos químicos permite, com grau de confiança elevado, a análise de um processo químico desde a sua concepção, passando pela fase de projeto básico até a análise de uma unidade operacional definida. Com a sua utilização, pode-se estudar alternativas tecnológicas para produção de substâncias químicas através da comparação de rendimentos, uso de energia, subprodutos e condições operacionais. Seu uso na fase de projeto básico de uma unidade vai desde a consolidação do balanço material e energético, dimensionamento de equipamentos e estudo de estratégias de controle. Na fase de operação de uma unidade industrial, a simulação permite a otimização da produção e estudo de alternativas de matérias primas, por exemplo (CQD Tecnologia Química).

Técnicas de modelagem e simulação são consideradas valiosas para o aprimoramento de processos em muitas áreas da engenharia. Um modelo de simulação é um modelo computacional que consiste na abstração ou representação simplificada de um modelo complexo. O objetivo dos modelos de simulação é fornecer mecanismos de experimentação. É importante ter em mente que um modelo de simulação constitui uma abstração do sistema real, e por isso representa apenas as partes do sistema que são

consideradas importantes para modelar. A principal vantagem que a modelagem e simulação ofertam é a possibilidade de testar diferentes decisões e analisar seus resultados em sistemas onde o custo ou o risco da experimentação real é proibitivo. A simulação pode ajudar na tomada de decisões de melhoria do processo, pois permite que o impacto de uma alteração no processo seja prevista (Hurtado et al. 2014).

Capítulo III – Fluxograma de Processo e Balanços de Massa e Energia

Neste capítulo, são detalhados os procedimentos utilizados para a definição do fluxograma de processo e cálculo dos balanços de massa e energia do processo de separação em estudo e sua simulação, bem como os resultados obtidos.

III.1 – Concepção do Fluxograma de Processo

III.1.1 – Premissas

O simulador de processos ASPEN HYSYS foi utilizado para realizar as simulações do processo de separação em estudo. Os dados utilizados no presente estudo são referentes a uma planta petroquímica produtora de eteno e propeno em operação no Brasil. Foram consideradas as seguintes premissas:

- A alimentação da planta consiste da mistura de uma corrente de etano com uma corrente de propano na fase vapor, na proporção de 50% em massa de cada corrente. A composição da corrente de alimentação da planta está apresentada na Tabela 1.

Tabela 1 – Composição da Corrente de Alimentação da Planta de Olefinas

Componentes	Corrente de Etano	Corrente de Propano
	Composição (fração mássica)	
H ₂	-	-
CO	-	-
CO ₂	0,000146	-
H ₂ S	-	-
Metano	0,005000	-
Acetileno	-	-
Eteno	-	-
Etano	0,965854	0,021000
MAPD	-	-

Propeno	-	0,006000
Propano	0,029000	0,958002
Butadieno	-	-
Butilenos	-	-
C ₄ 's	-	0,014998
Penteno	-	-
C ₆ – C ₈ não aromáticos	-	-
Benzeno	-	-
Tolueno	-	-
Xileno / Etil-Benzeno	-	-
Estireno	-	-
C ₉ + (< 325 °F)	-	-
C ₉ + (325 - 550 °F)	-	-
C ₉ + (> 550 °F)	-	-
Vapor / Água	-	-
Nitrogênio	-	-

- A corrente de alimentação da planta possui vazão total de 98.599,0 kg/h com as propriedades especificadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Propriedades da Corrente de Alimentação da Planta

Propriedades		Etano Fresco	Propano Fresco
Vazão Mássica	kg/h	49.027,00	49.572,00
Vazão Molar	kmol/h	1.622,45	1.131,43
Peso Molecular	kg/kmol	30,22	43,81
Temperatura	°C	38,00	36,17
Pressão	kgf/cm ² g	21,03	13,04

- A corrente de alimentação da planta é submetida aos processos de craqueamento, compressão e separações iniciais (remoção das frações C₁ e C₂), conforme descrito anteriormente. A corrente originada no fundo da torre desetanizadora, que alimenta a torre despropanizadora, está identificada pela numeração 4007. A composição desta corrente encontra-se na Tabela 3.

Tabela 3 - Composição da Corrente de Alimentação da Despropanizadora

Alimentação da Despropanizadora	
	4007
Componentes	Composição (fração mássica)
H ₂	-
CO	-
CO ₂	-
H ₂ S	-
Metano	-
Acetileno	5,36E-10
Eteno	1,06E-06
Etano	0,000285
MAPD	0,012949
Propeno	0,418724
Propano	0,221234
Butadieno	0,115166
Butilenos	0,033862
C ₄ 's	0,020825
Penteno	0,049264
C ₆ – C ₈ não aromáticos	0,019701
Benzeno	0,071116
Tolueno	0,014447
Xileno/Etil-Benzeno	0,001993
Estireno	0,007712
C ₉ + (< 325 °F)	0,002418
C ₉ + (325 - 550 °F)	0,010304
C ₉ + (> 550 °F)	-
Vapor / Água	-
Nitrogênio	-

- A corrente de alimentação da despropanizadora possui as seguintes propriedades apresentadas na Tabela 4.

Tabela 4 – Propriedades da Corrente de Alimentação da Despropanizadora

Propriedades	Alimentação da Despropanizadora
	4007

Vazão Mássica	kg/h	25.000,00
Vazão Molar	kmol/h	514,82
Peso Molecular	kg/kmol	48,58
Temperatura	°C	29,76
Pressão	kgf/cm ² g	8,44

III.1.2 – Definição do Fluxograma

A implementação do fluxograma do caso base do processo referente ao trem de separação do corte C₃ em ambiente ASPEN HYSYS pode ser observada na Figura 16. Na sequência, uma explicação detalhada do processo é apresentada.

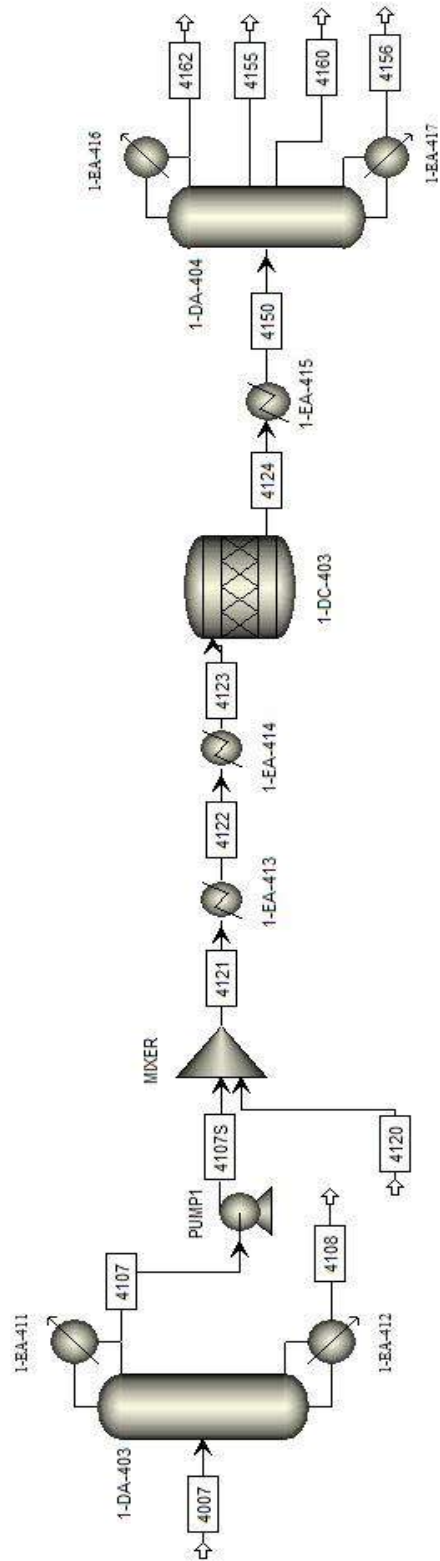


Figura 16 – Fluxograma do Processo de Separação do Corte C₃

- Corte C₃-C₄⁺

A corrente de alimentação da despropanizadora (4007), nas condições especificadas anteriormente, é separada em duas correntes pela torre de destilação.

A corrente de topo da despropanizadora, identificada pela numeração 4107, possui 16.321,31 kg/h de vazão mássica e teor de C₄ correspondente a 0,1287% em massa. A especificação de projeto para esta corrente é de 0,13% de C₄ em massa. A torre opera com uma razão de refluxo de 0,6553. Os resultados de composição da corrente de topo estão apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Composição da Corrente de Topo da Despropanizadora

Componentes	4107
	Composição (fração mássica)
H ₂	-
CO	-
CO ₂	-
H ₂ S	-
Metano	-
Acetileno	8,21E-10
Eteno	1,62E-06
Etano	0,000437
MAPD	0,018229
Propeno	0,641354
Propano	0,338691
Butadieno	0,000766
Butilenos	0,000513
C ₄ 's	7,74E-06
Penteno	2,44E-16
C ₆ – C ₈ não aromáticos	9,40E-30
Benzeno	2,57E-30
Tolueno	2,16E-36
Xileno / Etil-Benzeno	4,97E-36
Estireno	2,44E-36
C ₉ + (< 325 °F)	3,00E-36
C ₉ + (325 - 550 °F)	2,81E-36
C ₉ + (> 550 °F)	-
Vapor / Água	-

Nitrogênio	-
------------	---

A corrente de fundo da despropanizadora, identificada pela numeração 4108, segue no processo como alimentação da torre desbutanizadora.

As Tabelas 6 e 7 apresentam os dados relevantes das correntes referentes a esta etapa do processo e o consumo energético na torre, respectivamente, obtidos como resultado da simulação em ambiente ASPEN HYSYS.

Tabela 6 – Dados das Correntes da Despropanizadora

Parâmetros	4007	4107	4108
Temperatura (°C)	29,76	16,65	89,99
Pressão (kg/cm ² g)	8,44	7,98	8,34
Vazão molar (kgmol/h)	514,39	382,16	132,23
Vazão mássica (kg/h)	25.000,00	16.321,31	8.678,69

Tabela 7 – Consumo Energético da Torre Despropanizadora

Consumo Energético	Qrefervedor	Qcondensador
(Gcal/h)	2,3341	-2,2726

- **Hidrogenação do Corte C₃**

Após passar pelo condensador total 1-EA-411, a corrente 4107 é bombeada até o *mixer*. A bomba PUMP1 fornece uma elevação de pressão de 7,98 kg/cm²g para 24,05 kg/cm²g, dando origem à corrente 4107S. No *mixer*, esta corrente é adicionada a uma corrente de hidrogênio identificada pela numeração 4120, cuja composição em H₂ é superior a 99,2% em massa. A corrente 4120 é adicionada ao processo a uma vazão de 15 kg/h para viabilizar as reações de hidrogenação que ocorrem no 1-DC-403, o conversor de MAPD.

A vazão de projeto da planta para a corrente 4120 é de 21,73 kg/h, porém os resultados da simulação mostram que havia excesso de hidrogênio na corrente 4124,

efluente do conversor. Chegou-se à vazão ótima de 15 kg/h, suficiente para hidrogenar todo o MAPD presente na corrente 4107S e, conseqüentemente, minimizando custos com matéria prima e com a etapa de separação na fracionadora de propeno, pois haveria maior demanda energética para que este excesso de hidrogênio pudesse ser recuperado na corrente de topo.

A corrente 4121, efluente do *mixer*, sofre aquecimento mediante duas trocas térmicas nos trocadores 1-EA-413 e 1-EA-414 antes de alimentar o conversor, de modo que a corrente 4123 atinja o parâmetro especificado de temperatura que maximiza a ocorrência das reações de hidrogenação. Os resultados apresentados pela simulação demonstram que os parâmetros ótimos da corrente de alimentação do conversor são 75°C de temperatura e 23,34 kg/cm²g de pressão.

A função do conversor de MAPD é hidrogenar MA e PD (C₃H₄) a propeno, contribuindo para a formação do produto final desejado. Foram desconsideradas possíveis reações laterais de hidrogenação de propeno a propano. Portanto, a reação considerada na simulação foi:



A corrente efluente do conversor, 4124, é resfriada pelo trocador 1-EA-415 até 57°C para alimentar a torre fracionadora de propeno. As Tabelas 8 e 9 apresentam os dados relevantes das correntes e o consumo energético referentes a esta etapa do processo, respectivamente.

Tabela 8 – Dados das Correntes Referentes à Hidrogenação do Corte C₃

Parâmetros	4107S	4120	4121	4122	4123	4124
Temperatura (°C)	20,55	40,00	19,15	53,00	75,00	120,00
Pressão (kg/cm²g)	24,05	24,05	24,05	23,69	23,34	22,29
Vazão molar (kgmol/h)	382,16	7,39	389,55	389,55	389,55	382,27
Vazão mássica (kg/h)	16.321,30	15,00	16.336,30	16.336,30	16.336,30	16.336,30

Tabela 9 – Consumo Energético da Etapa de Hidrogenação do Corte C₃

Consumo Energético	Q (1-EA-413)	Q (1-EA-414)	Q (1-EA-415)
(Gcal/h)	0,5497	1,0672	-0,9347

- **Obtenção do propeno produto**

A corrente de alimentação da fracionadora de propeno (4150) é separada em quatro correntes pela torre de destilação.

A corrente de topo da fracionadora, identificada pela numeração 4162, possui vazão mássica de 834 kg/h. Nesta corrente de topo, a composição majoritária é de hidrogênio e metano residuais provenientes da corrente 4120 e teores de MA e PD que eventualmente não reagiram no conversor. Esta corrente segue para o 4º estágio de sucção do compressor do gás de carga, após a etapa de tratamento cáustico, para que estas frações sejam recuperadas pela torre desmetanizadora.

A corrente de propeno produto, identificada pela numeração 4155, é recuperada no prato de número 9 da torre e possui vazão mássica de 8.423,0 kg/h. Esta corrente, com especificação superior a 99,9% em massa, segue para a planta de produção de polipropileno.

A corrente identificada pela numeração 4160, recuperada no prato de número 115 da torre, por ter uma pureza menor quanto ao teor de propeno, é bombeada para um vaso onde é feita a recuperação de frações de propeno ou outros componentes que possam retornar ao processo.

A corrente de fundo da fracionadora, 4156, é reciclada aos fornos de craqueamento devido ao elevado teor de propano (78% em massa).

As Tabelas 10 e 11 apresentam os dados relevantes das correntes e o consumo energético referentes à etapa de recuperação do propeno produto, respectivamente.

Tabela 10 – Dados das Correntes da Fracionadora de Propeno

Parâmetros	4150	4162	4155	4160	4156
------------	------	------	------	------	------

Temperatura (°C)	57,00	41,67	52,09	54,19	58,56
Pressão (kg/cm²g)	22,29	20,20	20,26	20,91	21,30
Vazão molar (kgmol/h)	382,27	19,98	200,14	49,90	162,14
Vazão mássica (kg/h)	16.336,30	834,00	8.423,00	2.128,02	4951,28

Tabela 11 – Consumo Energético da Fracionadora de Propeno

Consumo Energético	Qrefervedor	Qcondensador
(Gcal/h)	10,70	-13,64

III.2 – Análise de Sensibilidade

Definidos os balanços de massa e energia para o caso base apresentado, foram realizadas análises de sensibilidade para verificar os impactos gerados no processo em função de modificações em variáveis de operação de projeto. Este estudo consiste em uma ferramenta útil para futura implementação de um controle dinâmico na unidade de processo.

Primeiramente, devido à importância da especificação da corrente de topo da despropanizadora quanto ao teor de C₄, partiu-se para a análise da operação da torre em resposta a diferentes cenários de carga visando manter a especificação da corrente 4107. Teores elevados de C₄ na corrente de topo acarretam queda na produção de propeno devido à competição dos compostos de C₄ pelas reações de hidrogenação. A ocorrência destas reações laterais reduzem a hidrogenação do MA e do PD, prejudicando a produção de propeno. Além disso, a alteração da composição da carga da fracionadora de propeno acarreta impactos no balanço de massa e, conseqüentemente, provoca redução da pureza da corrente de propeno produto. Portanto, a manutenção da especificação da corrente 4107 se faz necessária.

Tendo em vista que a carga da despropanizadora é de 25.000,0 kg/h para o caso base, com cinco fornos de craqueamento em operação, considerou-se a variação proporcional de carga para os cenários de retirada ou colocação de fornos em operação.

Sendo assim, a retirada de um forno de operação provoca redução de 5.000,0 kg/h de carga para a torre. Foram avaliados os cenários de operação com 3 a 6 fornos.

A Figura 17 apresenta a variação da vazão de destilado em resposta a variações da carga da torre despropanizadora.

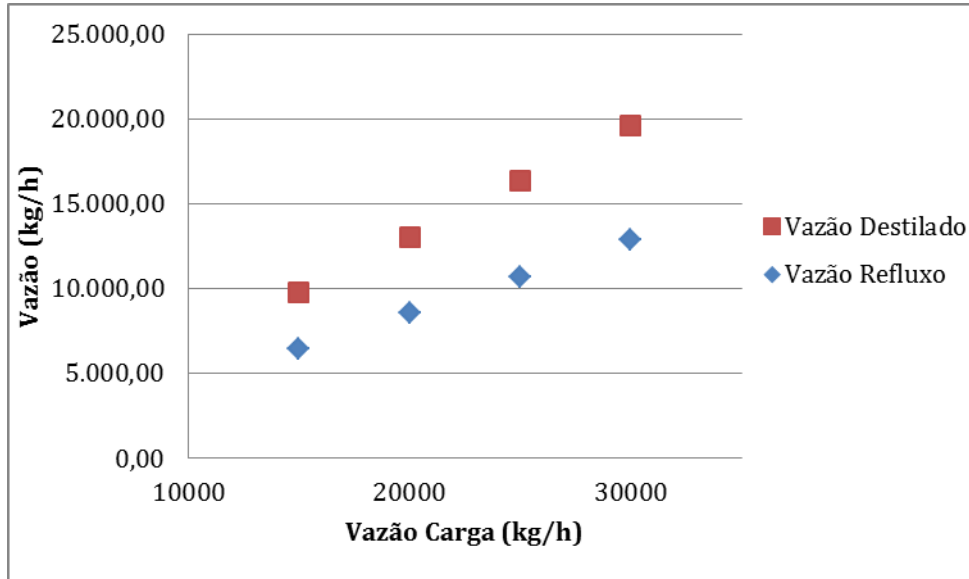


Figura 17 - Vazões de Refluxo e de Destilado em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora

O estado estacionário da coluna, considerando uma eficiência de bandeja constante, está diretamente relacionado com a vazão de carga (Riggs, 1998). Portanto, a manipulação das razões das variáveis com a carga (como por exemplo, D/F,L/F, V/F ou B/F) ao invés do uso direto das variáveis manipuladas é um meio efetivo de controlar distúrbios na vazão de entrada.

Incrementos na vazão de carga da torre produzem maiores vazões de destilado. A Figura 18 apresenta as vazões máximas de destilado obtidas para cada cenário de carga com a especificação desejada quanto ao teor de C_4 (0,13% em volume). A determinação da relação entre a carga e a retirada da torre é de grande importância para antecipar ajustes operacionais na torre a variações de carga, evitando a ocorrência de perturbações no processo. A Equação 2 relaciona a carga da torre despropanizadora com a vazão de destilado.

$$\text{Vazão Destilado} = 0,6528 \times \text{Vazão Carga} + 0,2859$$

Equação (2)

Para os cenários de carga analisados, também foram determinadas as cargas térmicas do refeedor e do condensador da torre despropanizadora, conforme apresentado na Figura 18.

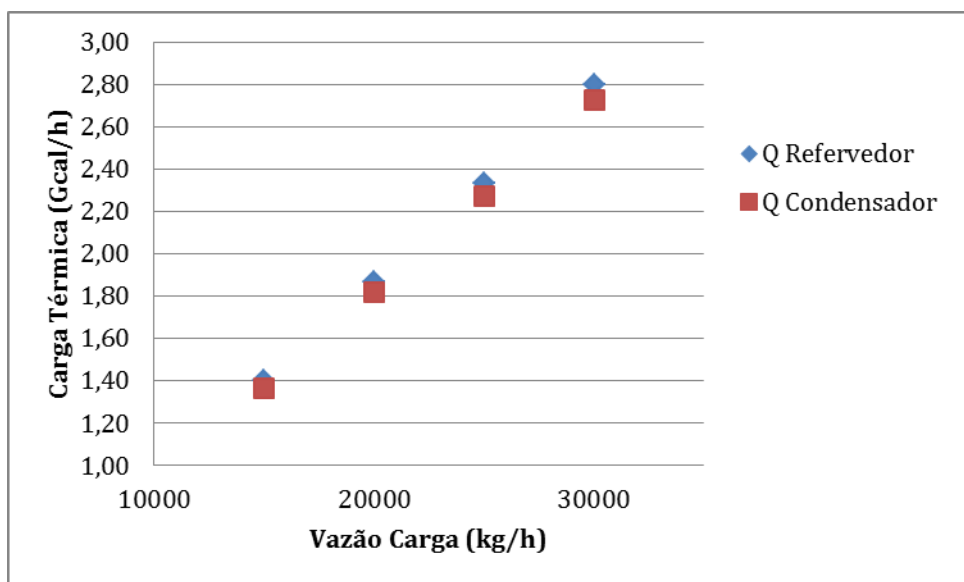


Figura 18 –Cargas Térmicas do Condensador e do Refervedor da Despropanizadora em Resposta a Variações de Carga da Torre

A dinâmica do vapor é geralmente mais rápida que a dinâmica do líquido, sendo esta a razão principal do porque a dinâmica da composição é tão complexa (Riggs, 1998). Após o aumento de carga e consequente aumento na carga térmica do refeedor, o vapor adicionado à coluna se move rapidamente para o topo da coluna, enquanto a vazão de refluxo, a princípio, não sofreu alteração. Como resultado, devido ao aumento na vazão de vapor, a impureza do produto irá aumentar inicialmente. O aumento do fluxo de vapor causará a subida do nível do vaso de condensado que depois de algum tempo conduzirá para um correspondente aumento na vazão de refluxo. Este aumento no refluxo de encaminhará para o fundo da coluna e resultará na redução de impurezas no produto de topo.

O aumento da vazão de alimentação exige incremento na carga térmica do refeedor e do condensador para promover a separação requerida. As variações nas cargas térmicas dos dois trocadores são proporcionais para um mesmo incremento de carga. Em média, a colocação de um forno em operação exige um incremento de 26% de carga térmica da torre em comparação ao cenário de carga anterior.

Posteriormente, partiu-se para a análise dos impactos da variação de carga da despropanizadora na operação da fracionadora de propeno. A Figura 19 apresenta a recuperação de propeno produto para cada cenário de carga analisado, com pureza de 99,9% em massa, bem como as vazões de destilado da fracionadora.

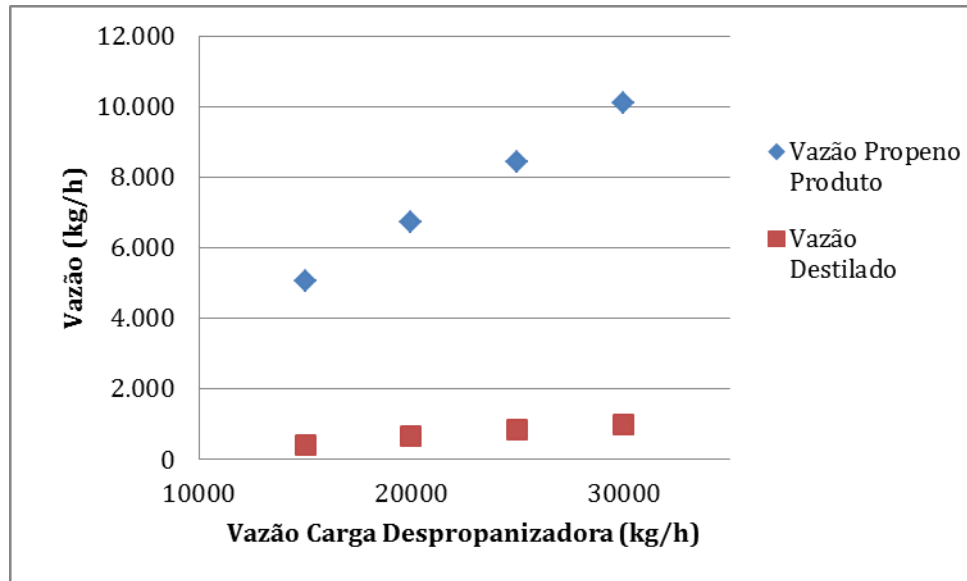


Figura 19 – Vazões de Destilado e Propeno Produto da Fracionadora em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora

A Figura 19 apresenta a recuperação máxima de propeno, com grau de pureza especificado, para cada variação de cenário de carga da despropanizadora. A Equação 3 relaciona a vazão de carga da despropanizadora com a produção de propeno. A partir desta relação, é possível estimar alterações nos lucros com a venda de propeno após a variação do cenário de carga.

$$\text{Vazão Propeno} = 0,3369 \times \text{Vazão Despropanizadora} + 2\text{E-11} \quad \text{Equação (3)}$$

Em complemento à análise, foram determinadas as cargas térmicas do condensador e do refeedor da fracionadora de propeno para os cenários de carga determinados, apresentadas na Figura 20.

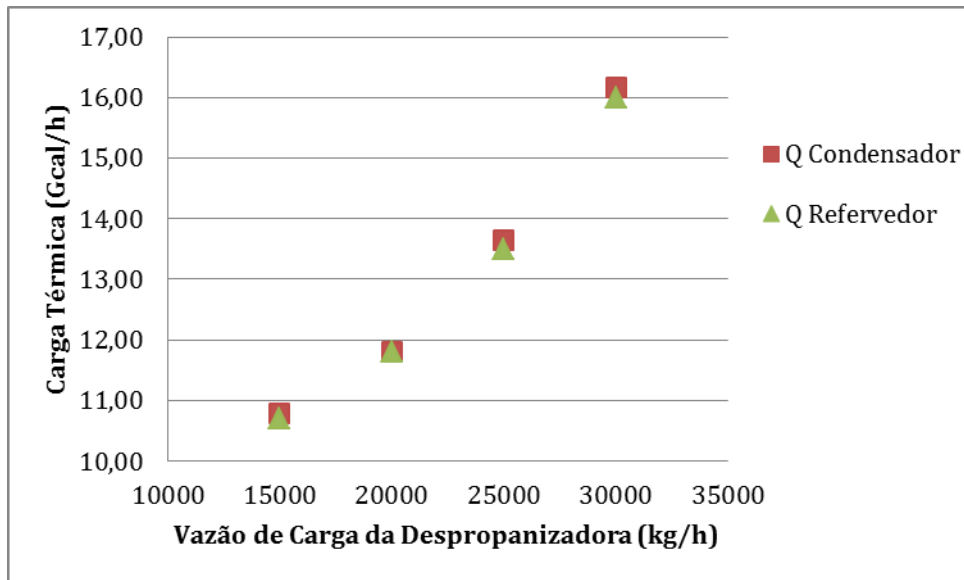


Figura 20 - Cargas Térmicas do Condensador e do Refevedor da Fracionadora em Resposta a Variações de Carga da Despropanizadora

Neste caso, a colocação de um forno em operação exige um incremento energético menor em comparação ao da torre despropanizadora. O gasto energético da fracionadora aumenta 14% em média após a colocação de um novo forno em operação. Pelos resultados apresentados, é possível observar que variações de carga afetam mais o balanço energético da despropanizadora do que o da fracionadora de propeno.

O estudo de definição de parâmetros operacionais ótimos para diferentes cenários de carga da planta gera ganhos em praticidade na operação, manutenção da continuidade operacional sem perda de especificação de produtos e constitui a base da implementação de controles de vazão.

III.3 – Dimensionamento dos Principais Equipamentos

Os principais equipamentos empregados no processo de separação para obtenção do propeno produto foram dimensionados seguindo procedimento de Turton et al. (2009), cujas fórmulas e critérios encontram-se descritos no APÊNDICE 1 – Dimensionamento dos Equipamentos. Também foram utilizados dados de projeto da planta em estudo e resultados da simulação em ambiente ASPEN HYSYS.

O material escolhido para os equipamentos foi o aço carbono por tratar-se de uma mistura de hidrocarbonetos que não contém substâncias corrosivas, tendo em vista que o gás de carga da torre despropanizadora passa por tratamento prévio na torre de soda para neutralização dos gases ácidos que causam corrosão, conforme explicado anteriormente.

Os resultados do dimensionamento encontram-se dispostos nas Tabelas 12 a 15, discriminados por tipo de equipamento.

Tabela 12 – Dimensionamento da Bomba

Equipamento	Pressão de Descarga (psia)	Vazão de Sucção (ft³/min)	Tipo	Potência (kW)
PUMP1	1,6260	24,8506	Alternativa	30,2368

Tabela 13 – Dimensionamento dos Trocadores de Calor

Equipamento	Tipo	Área de troca térmica (m²)
1-EA-411	Casco e Tubo (Multitubular)	821,0
1-EA-412	Casco e Tubo (Multitubular)	66,0
1-EA-413	Casco e Tubo (Multitubular)	86,0
1-EA-414	Casco e Tubo (Multitubular)	44,0
1-EA-415	Casco e Tubo (Multitubular)	86,0
1-EA-416	Casco e Tubo (Multitubular)	1292,9
1-EA-417	Casco e Tubo (Multitubular)	1457,0

Tabela 14 – Dimensionamento do Reator

Equipamento	Diâmetro (m)	Altura (m)
1-DC-403	1,981	6,096

Tabela 15 – Dimensionamento das Colunas de Destilação

Equipamento	Diâmetro (m)	Altura Corrigida (m)
1-DA-403	1,372	31,9
1-DA-404	3,700	85,3

Capítulo IV – Análise Econômica

Diversas metodologias podem ser empregadas na análise econômica de processos químicos, sendo estas selecionadas e aplicadas de acordo com os objetivos e com a precisão requerida para tal. Neste trabalho, foi empregada a metodologia descrita por Turton et al. (2009), visando uma estimativa preliminar do custos.

No presente estudo, foi determinado o custo de capital (CAPEX), o custo operacional (OPEX) e a estimativa de fluxo de caixa em 12 anos de operação da planta. Após o cálculo destes, foi possível determinar a lucratividade do empreendimento.

IV.1 – Cálculo do CAPEX

O CAPEX (Capital Expenditure) está relacionado ao custo associado à construção de uma nova planta ou à realização de modificações em uma planta já existente. No caso, será feita análise para uma planta nova similar à planta em estudo.

Através da metodologia descrita anteriormente, foi possível realizar o dimensionamento dos principais equipamentos, que será usado como base para calcular o CAPEX.

Segundo Turton et al. (2009), pode-se realizar a estimativa de CAPEX através de um fluxograma do processo, sendo possível calcular o custo total dos principais equipamentos a partir de seu dimensionamento. Este estudo preliminar é útil para realizar uma análise comparativa. Neste caso, não são levados em consideração custos relacionados à instrumentação, tubulação, algumas bombas (diagramas de elevação), misturadores, dentre outros.

Para estimar o custo de um equipamento ou planta a partir de um já existente, é necessário atualizar o custo destes em relação à capacidade e ao ano de compra ou construção. Isto pode ser feito de acordo com as Equações 4 e 5.

$$\frac{C}{C_{base}} = \left(\frac{A}{A_{base}}\right)^n \quad \text{Equação (4)}$$

$$C_{atual} = C_{base} \left(\frac{I_{atual}}{I_{base}}\right) \quad \text{Equação (5)}$$

Onde:

C = Custo

A = Variável relacionada à capacidade

n = expoente de custo (0,3 a 0,84)

I = Índice tabelado

Existem diversos índices econômicos descritos na literatura que podem ser utilizados para atualização da data, como por exemplo, o “Nelson-Farrar Refinery Construction Index” e o “Chemical Engineering Plant Cost Index” (CEPCI). No presente estudo, o índice escolhido foi o CEPCI (CHEMICAL ENGINEERING, 2015).

Na estimativa de custo de capital de uma nova planta, calcula-se o custo associado aos seus principais equipamentos. Segundo Turton et al. (2009), os equipamentos correspondem a uma fração de 61% do custo total de uma planta química.

Caso a estimativa de custo a ser realizada seja preliminar, custos base para cada tipo de equipamento presentes na literatura podem ser usados. A Técnica de Guthrie, introduzida no final da década de 60, é um método utilizado para realizar este tipo de estimativa e é reconhecida como a melhor para estimativa de CAPEX, de acordo com Turton et al. (2009). Este método calcula o custo em uma condição de referência e emprega fatores que dependem do tipo de equipamento específico, pressão do sistema e material de construção para corrigir este custo base (CB) e, assim, encontrar o custo nas condições de análise em questão, chamado de custo do módulo (CM).

O custo base (C_B) do equipamento é dado pela Equação 6.

$$\log_{10}C_B = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3[\log(A)]^2 \quad \text{Equação (6)}$$

Onde:

C_B = custo base

K_1 , K_2 e K_3 = valores tabelados disponíveis em Turton et al. (2009)

A = parâmetro de capacidade

O custo base é corrigido com base na pressão de operação e no material de construção. O custo do modulo é calculado de acordo com a Equação 7.

$$C_M = C_B(B_1 + B_2 F_P F_M) \quad \text{Equação (7)}$$

Onde:

C_M : custo do modulo

B_1 e B_2 : parâmetros tabelados (Turton et al., 2009)

F_P : fator de pressão

F_M : fator de material tabelado (Turton et al., 2009)

O fator de pressão leva em consideração a mudança de pressão operacional do equipamento, já que o custo do equipamento aumenta com o aumento de pressão. Para isso, as Equações 8 e 9 são utilizadas para o cálculo do fator de pressão.

- Para vasos:

$$F_P = \frac{\frac{(P+1)D}{2[2550-0.6(P+1)]} + 0.00315}{0.0063} \quad \text{para espessura } >0.0063\text{m e } P > -0.5 \text{ barg} \quad \text{Equação (8)}$$

- Para os demais equipamentos:

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10}(P) + C_3 [\log_{10}(P)]^2 \quad \text{Equação (9)}$$

Onde:

P : pressão em barg

D : diâmetro em m

C_1 , C_2 e C_3 : parâmetros tabelados e disponíveis em Turton et al. (2009)

Após a correção do custo do módulo em função do material e pressão, este também deve ser atualizado em relação à data atual por meio do CEPCI.

O procedimento para o cálculo do custo dos equipamentos descrito acima foi programado por Turton et al. (2009) em uma planilha MS Excel, permitindo ao usuário inserir os dados necessários e obter a estimativa de custo de maneira mais rápida, evitando cálculos manuais e, conseqüentemente, diminuindo a probabilidade de erro. A planilha CAPCOST (Capital Cost Estimation Software) calcula o custo do módulo para cada equipamento que é atualizado para a data atual ao inserir o valor do CEPCI.

O custo total dos módulos é dado pela soma do custo do módulo de cada equipamento multiplicado por um fator de 1,18, que diz respeito a 15% de custos de contingência e 3% de custos com taxas. Segundo Turton et al. (2009), os valores de 15% e 3% são apropriados para sistemas bem conhecidos, como é o caso em estudo.

Além disso, Turton et al. (2009) sugerem que o CAPEX de uma planta nova seja acrescido de 50% do valor dos módulos nas condições base para que se leve em consideração os custos com desenvolvimento do local, edifícios auxiliares, off-sites e utilidades. Desta forma, o CAPEX das plantas é calculado pela Equação 10.

$$\text{CAPEX} = 1,18 \sum_{i=1}^n C_{Mi} + 0,5 \sum_{i=1}^n C_{Bi} \quad \text{Equação (10)}$$

Onde:

C_{Mi} : custo do módulo de cada equipamento i

C_{Bi} : custo do módulo nas condições base de cada equipamento i

n : número total de equipamentos

Assim, a partir do dimensionamento realizado anteriormente e com o auxílio da planilha CAPCOST, foi possível calcular os valores de custo de módulo, custos nas condições base e, conseqüentemente, o CAPEX de cada processo. Os resultados encontram-se nas Tabelas 16 e 17 a seguir:

Tabela 16 – Custos nas Condições Base e Custos do Módulo detalhados por Tipo de Equipamento

Equipamento	Custo Base (US\$)	Custo do Módulo (US\$)
Torres	2.878.191,00	16.228.161,00
Trocadores de Calor	1.415.748,00	4.657.802,00
Bombas	57.503,00	186.310,00
Reator	588.044,00	882.064,00
Total	4.939.486,00	21.954.337,00

Tabela 17 – Cálculo do CAPEX

Custo Total do Módulo em Condições Base (US\$)	Custo Total do Módulo (US\$)	CAPEX (US\$)
4.939.486,00	21.954.337,00	28.375.860,66

III.3.2 – Cálculo do OPEX

O OPEX (Operational Expenditure) corresponde ao custo associado à operação de uma planta de processo, ou seja, está relacionado ao custo dispendido continuamente para manter a planta em funcionamento. Este custo operacional é uma função dos custos de produção, custos fixos e despesas gerais. Os itens que compõem estas três categorias de custos do OPEX e os principais fatores utilizados para estimá-los estão relacionados na Tabela 18.

Tabela 18 – Componentes do Custo do OPEX – Fonte: Turton et al. (2009)

Componentes do Custo	Variável	Fator
Custo Direto de Produção (DMC)		
Matérias Primas	CRM	
Tratamento de Efluentes	CWT	
Utilidades	CUT	
Mão de Obra	COL	
Supervisão Direta	a*COL	0,1 – 0,25

Manutenção e Reparos	b*CAPEX	0,02 – 0,1
Suprimentos Operacionais	c*CAPEX	0,002 – 0,02
Taxas de Laboratório	d*COL	0,1 – 0,2
Patentes e Royalties	e*OPEX	0 – 0,06
Custos Fixos de Produção (FMC)		
Depreciação	f*CAPEX	0,1
Impostos Locais e Seguros	g*CAPEX	0,014 – 0,05
Despesas Gerais da Planta	h*(COL+a*COL+b*CAPEX)	0,5 – 0,7
Despesas Operacionais Gerais (GMC)		
Custos de Administração	i*(COL+a*COL+b*CAPEX)	0,15
Custo de Distribuição e Venda	j*OPEX	0,02 – 0,2
Pesquisa e Desenvolvimento	k*OPEX	0,05
Custo Operacional (OPEX)	DMC + FMC + GMC	

A fórmula geral do cálculo do OPEX é dada pela Equação 11 (Turton et al., 2009):

$$OPEX = 0,18 \times CAPEX + 2,73 \times COL + 1,23 \times (CRM + CUT + CWT) \text{ Equação (11)}$$

onde os custos com matéria prima (CRM), utilidades (CUT) e tratamento de efluentes (CWT) são calculados a partir das vazões das correntes envolvidas no processo e seus respectivos preços.

Para o cálculo do custo de matéria prima (CRM), considerou-se o preço do propano junto ao principal fornecedor da planta e a vazão de carga da depropanizadora e, posteriormente, foi descontada a vazão de propano que é reciclada aos fornos. Também foi considerada a vazão de hidrogênio que é adicionada ao processo por meio da corrente 4120, bem como foi verificado seu preço junto ao principal fornecedor. Os resultados encontram-se na Tabela 19.

Tabela 19 – Custo CRM

	Preço Unitário (R\$/kg)	Preço (USD/ano)
Propano	0,95	181.479.560,00
Hidrogênio	1,06	139.284,00
Total		181.618.844,00

O custo de tratamento de efluentes (CWT) para esta etapa do processo de produção de propeno foi desprezado, pois todas as correntes efluentes retornam a algum ponto do processo com alguma utilidade. A corrente de fundo da torre despropanizadora (4108) segue no processo como alimentação para a torre desbutanizadora. Duas das correntes da fracionadora de propeno, 4162 e 4160, retornam para pontos específicos do processo com uma função determinada, como por exemplo, para servir de make-up para os compressores de propeno refrigerante. A corrente de fundo da fracionadora, 4156, rica em propano, é reciclada aos fornos de craqueamento.

Neste estudo, o custo de mão de obra foi desprezado, visto que as plantas atuais de produção de propeno são altamente automatizadas, havendo necessidade de apenas um controlador para toda a planta. Desta forma, em relação aos demais custos, o COL pode ser desprezado.

Os seguintes contribuintes devem ser considerados no custo de utilidades (CUT):

- (i) Energia elétrica de acionamento de bombas;
- (ii) Água de *quen*ch para os refervedores e aquecedores;
- (iii) Água de resfriamento para os demais trocadores de calor

No presente estudo, o custo com as águas de processo é desprezado, devido ao fato de esta utilidade fazer parte de um ciclo fechado dentro do processo global da planta. A água de *quen*ch, por exemplo, é aquecida na torre de *quen*ch, onde troca calor em contracorrente com o gás efluente dos fornos de craqueamento. Diversas trocas térmicas são realizadas entre correntes de diferentes pontos do processo de modo a realizar a otimização energética da planta como um todo, não havendo necessidade de contabilizar o custo desta utilidade frente aos demais custos já descritos. O preço da energia elétrica foi consultado junto à planta em operação, com valor atualizado para o primeiro trimestre

de 2015. O resultado da contribuição de custo com esta utilidade encontra-se na Tabela 20.

Tabela 20 – Custo CUT

	R\$/kWh	Preço (USD/ano)
PUMP1	0,20	264.902,40

Diante destas considerações, pôde-se então realizar o cálculo de OPEX. Os resultados são mostrados na Tabela 21.

Tabela 21 – Cálculo do OPEX

CAPEX (US\$)	CRM (US\$)	CUT (US\$)	OPEX (US\$)
28.375.860,66	181.618.844,00	264.902,40	228.824.663,00

III.3.3 – Receita

O cálculo do fluxo de caixa considera, além dos valores de CAPEX e OPEX, a receita do processo proposto. Para o cálculo da receita, foram consideradas como produtos as seguintes correntes:

- Corrente de fundo da depropanizadora, que serve como alimentação para a debutanizadora;
- Corrente de propeno grau polímero, que é vendida para a planta de produção de polipropileno.

A corrente de fundo da despropanizadora é rica em compostos C_4^+ , dos quais são obtidos os seguintes produtos: C_4 bruto, gasolina de pirólise (fração C_5-C_8) e C_9 combustível. O preço de venda e a vazão mássica produzida de cada uma das correntes mencionadas são apresentados na Tabela 22.

Tabela 22 – Cálculo da Receita

Corrente	Vazão (kg/h)	Preço (R\$/kg)	Receita (US\$/ano)
Fundo Despropanizadora			
C ₄ bruto	3.704,80	0,95	92.494.214,00
Gasolina de Pirólise	4.105,80	1,29	146.349.871,00
C ₉ combustível	318,00	0,71	6.190.616,70
Propeno grau polímero	8.400,80	2,30	529.779.144,00
Total			777.697.576,00

III.3.4 – Fluxo de Caixa

A última etapa da análise econômica consiste no cálculo do fluxo de caixa. O fluxo de caixa de um projeto é a resultante final das entradas e saídas de recursos decorrentes da decisão de realizar um determinado projeto ao longo de um determinado horizonte de planejamento.

Neste trabalho, foi considerado um horizonte de 12 anos após a realização do investimento inicial. As seguintes premissas foram consideradas:

- Para contabilização da estimativa do investimento, será considerada apenas a contribuição do investimento fixo, ou seja, o montante necessário para implantação do projeto. Neste caso, o capital de giro foi desprezado, tendo em vista que o projeto industrial de uma petroquímica é intensivo em investimentos fixos;
- O investimento será dividido em duas parcelas: 60% no primeiro ano e 40% no segundo ano;
- A planta entra em operação no terceiro ano;
- Foi adotado o critério linear de depreciação, considerando o residual de 10% após 10 anos de operação da planta;
- Foi considerada uma taxa de impostos total de 45% para o cálculo do lucro líquido e fluxo de caixa (Turton et al., 2009).
- Foi considerada uma taxa de juros equivalente a 1,07% para o cálculo do fluxo de caixa descontado (Taxa de Juros Selic – Receita Federal do Brasil).

A Tabela 23 apresenta os componentes considerados no cálculo do fluxo de caixa.

Tabela 23 – Componentes do Fluxo de Caixa

Componentes	Descrição
Custos	OPEX + Depreciação
Impostos	$(\text{Receita} - \text{Custos} - \text{Depreciação}) * \text{Imposto}$
Lucro Líquido	Receita – Custos – Impostos
Fluxo de Caixa	Lucro Líquido + Depreciação

Os resultados obtidos para o cálculo do fluxo de caixa e para o fluxo de caixa descontado estão apresentados na Figura 21.

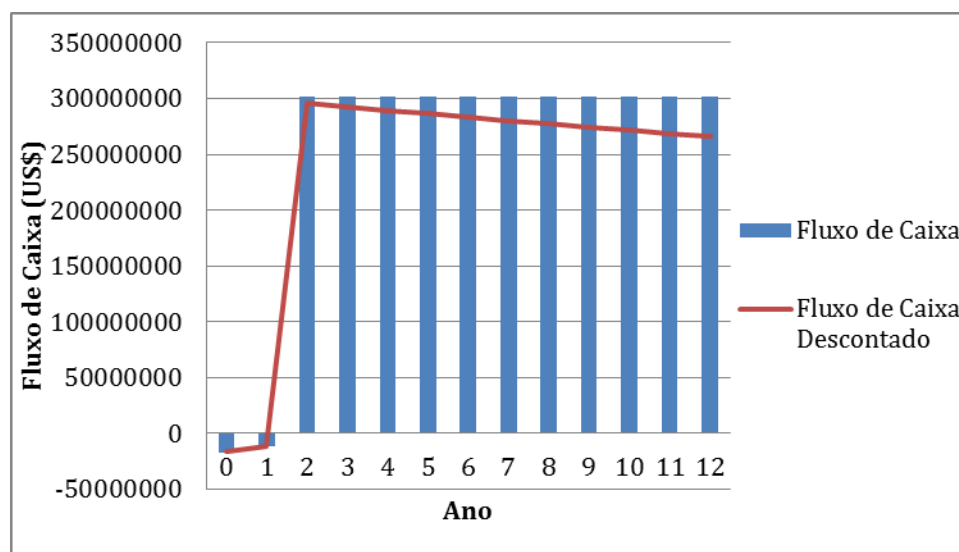


Figura 21 - Fluxo de Caixa

Outros indicadores econômicos foram avaliados. O Valor Presente Líquido (VPL) é uma fórmula matemática-financeira utilizada para calcular o valor presente de uma série de pagamentos futuros descontando uma taxa de custo de capital estipulada. Para este cálculo, foi considerada a mesma taxa de juros empregada no cálculo do fluxo de caixa descontado. A Taxa Interna de Retorno (TIR) é uma taxa de desconto que, ao ser aplicada a um fluxo de caixa, faz com que os valores das despesas, trazidos para o valor presente, seja iguais aos valores dos retornos dos investimentos, também trazidos para o valor presente (VPL=0). A TIR é a taxa de retorno necessária para igualar o valor

investido (valor presente) com os seus respectivos retornos futuros ou saldos de caixa, quando usada em análise de investimentos, esta significa a taxa de retorno de um projeto. O *payback* descontado é o período de tempo necessário para que a empresa recupere o investimento inicial do empreendimento por meio das entradas de caixa. Os valores do fluxo de caixa descontado são utilizados para este cálculo. A Tabela 24 apresenta os resultados destes indicadores econômicos.

Tabela 24 – Indicadores Econômicos Referentes à Etapa de Separação do Propeno

VPL (US\$)	TIR	Payback Descontado
2.811.978.635,81	343%	1 ano

Capítulo V – Conclusões

O presente trabalho analisou a etapa de separação do corte C₃ do processo de produção de propeno.

No capítulo III, foi abordada a metodologia e as premissas utilizadas para a definição do fluxograma da etapa do processo em análise em ambiente ASPEN HYSYS. O estudo de simulação permitiu verificar os parâmetros ótimos de operação para o caso base proposto. Os resultados foram satisfatórios: a corrente de topo da despropanizadora apresentou-se especificada em teor de compostos C₄ (teor inferior a 0,13% em massa), bem como a corrente de propeno grau polímero apresentou elevado grau de pureza, superior a 99,9% em massa.

Em complemento aos resultados, foi realizada uma análise de sensibilidade de resposta de parâmetros operacionais a variações de carga, o que constitui uma importante ferramenta de melhoria para a operação do processo. Foi verificado que, em média, a colocação de um forno de craqueamento em operação exige um incremento energético de 26% na carga térmica da torre despropanizadora. No caso da fracionadora de propeno, a colocação de um forno em operação exige um incremento energético menor. O gasto energético da fracionadora aumenta 14% em média após a colocação de um novo forno de craqueamento em operação. Pelos resultados apresentados, é possível observar que variações de carga afetam mais o balanço energético da depropanizadora em comparação

ao da fracionadora de propeno. A obtenção das equações que relacionam a carga da depropanizadora com a vazão de destilado para esta torre e com a vazão de produção de propeno constituiu outro resultado satisfatório do presente estudo. É possível que sejam realizados ajustes operacionais controlados quando há variação de carga como, por exemplo, ajuste da retirada da torre em função do incremento na carga para manutenção da especificação desejada. O estudo de sensibilidade pode ser usado como input para a implementação de um controle dinâmico no processo,

Ao se avaliar a viabilidade econômica do processo, é de grande importância estimar os principais itens de custos para a planta, como o CAPEX e o OPEX, bem como a receita gerada pela venda dos produtos. Apesar de os cálculos de CAPEX e OPEX assumirem algumas simplificações, suas estimativas são úteis para efeitos de comparação. Conclui-se que o item de maior impacto no cálculo do OPEX é o preço da matéria prima. Devido ao volume de produção e preços dos produtos gerados, a receita mostrou-se favorável frente ao CAPEX do processo estudado, resultando em um fluxo de caixa descontado positivo a partir do terceiro ano, momento no qual a planta entra em operação. O período de tempo de retorno do investimento encontrado para o processo em estudo foi de três anos. O fato de estar sendo analisada apenas uma etapa específica do processo de produção ocasionou uma discrepância entre os valores de CAPEX e OPEX, tendo em vista que os custos fixos do empreendimento global teriam um impacto maior no fluxo de caixa, reduzindo os indicadores econômicos calculados.

Como sugestão para trabalhos futuros, pode-se citar:

- Simulação e análise de sensibilidade para cenários de variação da composição da carga da despropanizadora, o que é provocado quando o forno opera com severidades distintas, por exemplo;
- Realização de análise dinâmica do processo estudado;
- Implementação de malhas de controle no processo para antecipar o ajuste a possíveis perturbações à condição normal de operação da planta;
- Verificação da influência de outros fatores no processo como: temperatura de entrada das alimentações das torres, pressão operacional das torres, entre outros;
- Realização de análise de integração energética do processo.

APÊNDICE 1 – Dimensionamento dos Equipamentos

Neste Apêndice, são apresentadas as metodologias de cálculo e dimensionamento dos equipamentos, dispostas por tipo de equipamento.

- **Bombas e Compressores**

A partir da simulação em ambiente Aspen HYSYS, é possível obter a potência do compressor ou da bomba. Para complementar as informações a respeito deste equipamento, é possível determinar o seu tipo, de acordo com o gráfico apresentado na Figura 22.

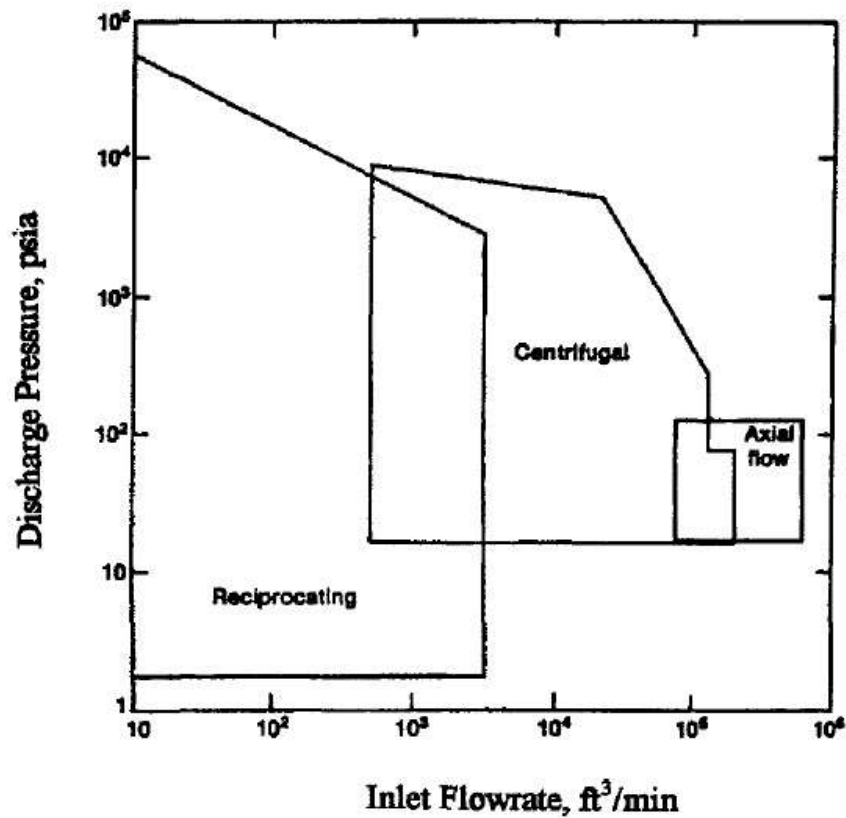


Figura 22 – Carta de Seleção de Compressores e Bombas - Fonte: Silla (2003)

- **Trocadores de Calor**

A partir da simulação no ambiente ASPEN HYSYS, é possível obter a carga térmica para cada trocador de calor. Para trocadores casco e tubos, a área é calculada pelo método LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) a partir das seguintes equações:

$$Q = \dot{m}_q C p_q (T_{qe} - T_{qs}) = \dot{m}_f C p_f (T_{fs} - T_{fe}) \quad \text{Equação (12)}$$

$$Q = UA\Delta T_{ln} \quad \text{Equação (13)}$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{[(T_{qe} - T_{fs}) - (T_{qs} - T_{fe})]}{\ln \frac{(T_{qe} - T_{fs})}{(T_{qs} - T_{fe})}} \quad \text{(configuração contracorrente)} \quad \text{Equação (14)}$$

onde:

\dot{m} = vazão mássica do fluido quente ou do fluido frio, [kg/h]

Cp = capacidade calorífica do fluido quente ou do fluido frio, [kJ/kg °C]

T = temperatura de entrada ou saída do fluido quente ou do fluido frio, [°C]

U = coeficiente global de transferência de calor, [W/m².K]

A = área de troca térmica, [m²]

Sendo assim, a partir de valores da literatura para U, é possível calcular a área de troca térmica. No presente trabalho, estes valores foram consultados nos *datasheets* dos equipamentos.

- **Reator**

Para o dimensionamento do reator catalítico, leito fixo ou homogêneo, a velocidade espacial é um modo de dimensionamento rápido do reator. A velocidade espacial é definida como a razão entre a vazão volumétrica de alimentação ou a vazão mássica de alimentação do reator em relação ao volume/massa de catalisador, sendo estas

calculadas nas condições normais de temperatura e pressão. O volume do reator pode ser calculado a partir da Equação 15 (COUPER et al., 2010).

$$V_R = Q_c / W_{HSV} \quad \text{Equação (15)}$$

onde:

V_R : Volume do Reator dado em m^3 ;

Q_c = Vazão volumétrica de alimentação do reator em m^3/h ;

W_{HSV} = Velocidade espacial dada em h^{-1} .

- **Coluna de destilação**

As torres foram dimensionadas através do software Aspen HYSYS, a partir do número de estágios teóricos calculados e utilizando as seguintes premissas:

- Espaçamento entre os pratos: 2 ft (0,6096m)
- Tipo de prato: perfurado

Este dimensionamento é realizado considerando-se 100% de eficiência dos pratos, enquanto que, na realidade, esta eficiência é próxima de 50%. Para corrigir isto, a altura encontrada foi multiplicada por 2 e o diâmetro foi mantido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANP, 2013. Evolução do Mercado de Combustíveis e Derivados, p.27.
- Associação Brasileira da Indústria do Plástico – Disponível em: <http://www.abiplast.org.br> - Acesso em 27/06/2015.
- Azizi, S., Kaghazchi, T. & Kargari, A., 2015. Propylene/propane separation using N-methyl pyrrolidone/AgNO₃ supported liquid membrane. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 000, pp.1–8.
- Bedell, M. W.; Ruziska, P. A.; Stefens, T. R., 2003. On-Purpose propylene from olefinic streams, Prepared for Presentation at the 2003 Tulane Engineering Forum
- Braskem S.A. – Disponível em: <http://www.braskem.com.br/site.aspx/Braskem-Brasil> - Acesso em 27/06/2015.
- Bastos, V.D., 2009. Desafios da petroquímica brasileira no cenário global. *BNDES Setorial, Rio de Janeiro*, (29), pp.321–358.
- Chemical Engineering. “Economic Indicators”. Disponível em: http://www.che.com/business_and_economics/economic_indicators.html - Acesso em 03/06/2015.
- Chen, J.Q. et al., 2005. Recent advancements in ethylene and propylene production using the UOP/Hydro MTO process. *Catalysis Today*, 106(1-4), pp.103–107.
- Couch, K. A.; Glavin, J. P.; Wegerer, D. A.; Qafisheh, J. A., 2007. FCC propylene production - closing the market gap by leveraging existing assets. National Petrochemical & Refiners Association, San Antonio.
- Couper, J.R., PENNEY, W. R., FAIR, J.R., WALAS, S.M., 2010. Chemical Process Equipment - Selection and Design. 2ª Edição. ed. [S.l.]: Elsevier.
- CQD Tecnologia Química - Disponível em: <http://www.cqd.com.br> - Acesso em 07/07/2015.
- Eduardo, P. & Machado, L., 2012. Petróleo e Petroquímica.
- Fábrega, F.M., Rossi, J.S. & d'Angelo, J.V.H., 2010. Exergetic analysis of the refrigeration system in ethylene and propylene production process. *Energy*, 35(3), pp.1224–1231.

- Fabrcia et al., 2006. Processamento, Gest3o e Meio Ambiente do Petr3leo e G3s Natural - Alternativas Tecnol3gicas para a Maximiza3o da Produ3o de Olefinas Leves a partir de Petr3leos Pesados - Projeto de Final de Curso.
- Fajardo, J. C.; God3nez, C.; Cabanes, A. L.; V3llora, G., 1996. Kinetic Analysis of rare data for propylene and methyl acetylene hydrogenation. *Chemical Engineering and Processing*, v. 35, p. 203-211.
- Gon3alves, A. M., 2011. Melhorias no desempenho ambiental do Setor de Transforma3o de Pl3sticos decorrentes de aperfei3oamento tecnol3gico realizado pelo PRUMO/Pl3sticos do IPT. Disserta3o de mestrado profissional em Tecnologia Ambiental. Instituto de Pesquisas Tecnol3gicas.
- Hurtado, N. et al., 2014. Using simulation to aid decision making in managing the usability evaluation process. *Information and Software Technology*.
- Maria, P. et al., 2010. PROGRAMA EQ-ANP Petr3leo e G3s Natural An3lise dos Principais Processos Cr3ticos para Produ3o de Insumos Petroqu3micos e sua Evolu3o Tecnol3gica - Disserta3o de Mestrado
- Perrone, O.V., 2012. Disponibilidade de mat3rias-primas para a ind3stria petroqu3mica no Brasil. , v. 21.
- Receita Federal do Brasil - Dispon3vel em: <http://idg.receita.fazenda.gov.br/orientacao/tributaria/pagamentos-e-parcelamentos/taxa-de-juros-selic> - Acesso em 07/07/2015.
- Sadrameli, S.M., 2015. Thermal/catalytic cracking of hydrocarbons for the production of olefins: A state-of-the-art review I: Thermal cracking review. *Fuel*, 140, pp.102–115. Dispon3vel em: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S001623611400903X>.
- Silla, H., 2003. Chemical Process Engeneering - Design and Economics. Stevens Institute of Technology . New Jersey, U.S.A. Marcel Dekker, Inc. 2003. ISBN: 0-82474274-
- Tahouni, N. et al., 2013. Improving energy efficiency of an Olefin plant - A new approach. *Energy Conversion and Management*, 76, pp.453–462.
- The Essential Chemical Industry – Dispon3vel em: <http://www.essentialchemicalindustry.org/processes/cracking-isomerisation-and-reforming.html> - Acesso em: 20/05/2015.
- Torres, E.M.M., 1997. A Evolu3o da Ind3stria Petroqu3mica Brasileira - Qu3mica Nova, v. 20, p. 95-97.

Turton, R. et al., 2009. "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes". 3. ed. New Jersey: Prentice Hall.

Verstraete, J. et al., 2005. Study of direct and indirect naphtha recycling to a resid FCC unit for maximum propylene production. *Catalysis Today*, 106(1-4), pp.62–71.

Williams, L.R., 2015. *Wildlife Toxicity Assessment for Propylene*, Elsevier Inc. Disponível em: <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/B9780128000205000302> - Acesso em 04/07/2015.

Ziegler, S.; Theis, J.; Fritsch, D., 2011. Palladium modified porous polymeric membranes and their performance in selective hydrogenation of propane. *Journal of membrane science*, v. 187, p. 71-84.