



Patrícia Daiane Marques

**Planejamento Estratégico Integrado em
Refino de Petróleo:
Implicações das especificações da qualidade do diesel**

Dissertação de Mestrado

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção da PUC-Rio.

Orientador: Prof. Silvio Hamacher
Co-Orientadora: Prof. Gabriela Pinto Ribas

Rio de Janeiro
Março de 2016



Patrícia Daiane Marques

**Planejamento Estratégico Integrado em Refino de Petróleo:
Implicações das especificações da qualidade do diesel**

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção da PUC-Rio. Aprovada pela Comissão Examinadora abaixo assinada.

Prof. Silvio Hamacher

Orientador

Departamento de Engenharia Industrial - PUC-Rio

Prof. Gabriela Pinto Ribas

Instituto Tecgraf - PUC-Rio

Prof. Adriana Leiras

Departamento de Engenharia Industrial - PUC-Rio

Dr. Brenno Castrillon Menezes

Instituto de Pesquisas Tecnológicas - IPT

Prof. Márcio da Silveira Carvalho

Coordenador Setorial do Centro Técnico Científico - PUC-Rio

Rio de Janeiro, 30 de março de 2016

Todos os direitos reservados. É proibida a reprodução total ou parcial do trabalho sem autorização da universidade, da autora e do orientador.

Patrícia Daiane Marques

Patrícia Marques é formada em Engenharia Química pela UNICAMP - Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP (2006) e especializou-se em Refino de Petróleo e Gás pela Universidade Petrobras (2009). Ingressou na Petrobras em 2003, passando pela área operacional e de engenharia de processos de refino, tendo oportunidades de trabalhar com otimização nas áreas de Destilação, Coqueamento, Craqueamento Catalítico, Indicadores de Desempenho e Projetos de Capital. Atualmente atua na área de suporte técnico para o refino internacional.

Ficha Catalográfica

Marques, Patrícia Daiane

Planejamento estratégico integrado em refino de petróleo : implicações das especificações da qualidade do diesel / Patrícia Daiane Marques ; Orientadores: Silvio Hamacher, Gabriela Ribas. - 2016.

83 f. : il. color ; 30 cm

Dissertação (mestrado)—Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Departamento de Engenharia Industrial, 2016.

Inclui bibliografia.

1. Engenharia industrial – Teses. 2. Refino de petróleo. 3. Planejamento estratégico integrado. 4. Qualidade do diesel. 5. Modelagem matemática. 6. Rentabilidade econômica. I. Hamacher, Silvio. II. Ribas, Gabriela. III. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Departamento de Engenharia Industrial. IV. Título

CDD:658.5

Aos meus colegas de trabalho, que vivenciam uma época de oportunidades únicas de desenvolvimento técnico em planejamento e otimização para superar os desafios do cenário atual da empresa e do país.

Agradecimentos

À PUC e ao seu Departamento de Engenharia Industrial, por oferecerem um programa de mestrado bem estruturado em Engenharia de Produção.

Ao meu orientador, Silvio, pela receptividade em relação à minha proposta de trabalho e pela orientação objetiva e atenciosa, em cada passo do desenvolvimento desta dissertação.

À minha co-orientadora, Gabriela, pelos ensinamentos e paciência, especialmente nos conceitos sobre a lógica de modelagens de refino e ajuda na organização do conteúdo dos capítulos.

Ao meu amigo e colega de trabalho, Brenno, pelo compartilhamento de ideias e de trabalhos desenvolvidos, pela motivação e pela disponibilidade em tratar à distância todas as minhas dúvidas e discutir minhas análises.

Ao Fabiano, pelo carinho e cuidados neste tempo de intensa dedicação e, em especial, pelas aulas de análise econômica que me inspiraram desde o início.

À minha família, que sempre me incentivou para uma completa formação educacional e foi compreensiva neste período de ausências.

Agradeço, sobretudo, à Petrobras e aos gerentes que tive durante este período, por viabilizarem a realização deste mestrado e por permitirem que eu aprimore meus conhecimentos diariamente, há 12 anos, ora nos desafios a serem entendidos e superados, ora na convivência com colegas de trabalho que admiro muito.

Resumo

Marques, Patrícia Daiane; Hamacher, Silvio. **Planejamento Estratégico Integrado em Refino de Petróleo: Implicações das especificações da qualidade do diesel**. Rio de Janeiro, 2016. 83p. Dissertação de Mestrado - Departamento de Engenharia Industrial, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

É constante o desafio das refinarias de petróleo na busca pela maximização da rentabilidade diante da natureza dinâmica das variáveis que afetam seus processos, como: demanda e especificações de produtos, qualidade de carga e preços de matéria-prima e derivados. Com a expectativa de mudanças nestas variáveis, um planejamento estratégico integrado para definir as necessidades de investimento em novas unidades de processo e ampliação de capacidade de unidades existentes pode contribuir para os melhores resultados do negócio de refino. Em face destas oportunidades e desafios, este trabalho propõe uma análise do planejamento de investimentos em refino, considerando o crescimento da demanda de diesel com ultra baixo teor de enxofre (S10) e também o crescimento plurianual da demanda de derivados, tendo como estudo de caso uma das maiores refinarias brasileiras. Como ferramenta de análise, foi utilizado um modelo matemático para planejamento integrado de refino de petróleo, que considera a otimização do planejamento operacional para definir as necessidades de investimento na refinaria, uma integração temporal, resultando em um modelo não linear inteiro misto (MINLP), cuja resolução utiliza uma lógica de decomposição em dois problemas integrados. Foi analisado o planejamento estratégico de refino, no horizonte de 19 anos e foram feitos vários cenários de demanda, com análises de sensibilidade para preços de petróleo e produtos, limite de importação e restrição de investimentos. Os resultados mostraram alinhamento com situação atual do mercado de derivados, com importação favorecida e com a expectativa de investimento mínimo em refino.

Palavras-chave

Refino de Petróleo; Planejamento Estratégico Integrado; Qualidade do Diesel; Modelagem Matemática; Rentabilidade Econômica.

Abstract

Marques, Patrícia Daiane; Hamacher, Silvio (advisor). **Integrated Strategic Planning in Petroleum Refining: Impact of diesel quality specification.** Rio de Janeiro, 2016. 83p. MSc. Dissertation – Departamento de Engenharia Industrial, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro.

It is a constant challenge for oil refineries the profitability maximization considering the dynamic nature of variables that affect their processes, such as demand and product specifications, feed quality and prices of raw materials and products. Expecting changes in such variables, an integrated strategic planning to define the needs for investment in new process units and capacity expansion of existing units can contribute to better results of the refining business. Given these opportunities and challenges, this dissertation proposes an analysis of refining investment planning, considering the increasing demand for ultralow sulfur diesel (S10) and also the multi-year growth of demand for oil products, performing a case study for one of the largest Brazilian refineries. As an analysis tool, it was used a mathematical model for integrated planning of oil refining, which considers the optimization of operational planning to set the investment needs in the refinery, a temporal integration, resulting in a mixed integer nonlinear model (MINLP), which resolution is based on a logic decomposition in two integrated problems. The strategic refining planning was analyzed on the 19 years horizon for different demand scenarios and some sensitivity analyses were carried out for oil and product prices, import limit and investment restrictions. The results were consistent with the current situation of the Brazilian derivatives market, characterized by favorable import and the minimum investment expected for refining.

Keywords

Petroleum Refining; Integrated Strategic Planning; Diesel Specification; Mathematical Modeling; Economic Profitability

Sumário

1. Introdução.....	11
1.1. Estrutura da Dissertação.....	13
2. Referencial Teórico.....	14
2.1. Refino de Petróleo	14
2.2. Planejamento Integrado da Produção no Refino	18
2.3. Modelagem Matemática.....	20
3. Panorama da produção de combustíveis no Brasil	25
3.1. Especificação de enxofre do diesel.....	28
4. Modelo Matemático	31
4.1. Modelo e Método de Solução	31
4.2. Custos de Investimento versus Capacidade	36
4.3. Swing Cuts	38
5. Estudo de Caso	40
5.1. Refinaria REVAP	40
5.2. Cenários e Casos de Estudo	45
5.2.1. Casos de estudo.....	45
5.2.2. Cenários de Demanda de Derivados	47
5.2.3. Preços de Petróleo e Derivados.....	48
5.3. Considerações e Premissas	49
6. Resultados e Discussão	52
6.1.1. Resultados de investimento com variação da taxa de crescimento da demanda.....	52
6.1.2. Resultados das análises de sensibilidade	59
7. Conclusão.....	66
7.1. Trabalhos Futuros.....	68
8. Referências bibliográficas.....	69
9. Anexos.....	73
10. Apêndices.....	77

Lista de figuras

Figura 1: Índices de complexidade Nelson por região.....	16
Figura 2: Configuração típica de refinaria de complexidade intermediária.	17
Figura 3: Atividades da cadeia de produção de derivados de petróleo em dimensões espaciais e temporais.	19
Figura 4: Lógica de resolução do modelo matemático utilizado.	36
Figura 5: Curvas de custo de investimento em função da capacidade instalada para diferentes unidades de processo.	37
Figura 6: Representação dos cortes e <i>swing cuts</i> (SW) para a Unidade de Destilação Atmosférica.	39
Figura 7: Esquema de Refino simplificado da REVAP	42
Figura 8: Diferença de VPL para os diferentes cenários de demanda.....	54
Figura 9: Total de Investimentos com a evolução da demanda de derivados	55
Figura 10: Percentual de importação dos principais derivados	56
Figura 11: Composição da cesta de petróleo típica do Cenário 4	58
Figura 12: Diferença de VPL para a adição de restrições e particularidades ao Cenário 4.....	60
Figura 13: Total de Investimentos para os casos de análises de sensibilidade..	62
Figura 14: Importação nos casos de análise de sensibilidade.....	64

Lista de tabelas

Tabela 1: Refinarias brasileiras com suas capacidades de processamento.....	25
Tabela 2: Produção de Derivados de Petróleo em 2014	26
Tabela 3: Taxa média de crescimento anual do PIB e do consumo de derivados do petróleo no período de 2001 a 2011	26
Tabela 4: Previsões do PIB para o Brasil nos próximos anos.	27
Tabela 5: Principais índices	32
Tabela 6: Principais variáveis do modelo de investimento (MILP).....	33
Tabela 7: Principais variáveis do modelo operacional (NLP)	33
Tabela 8: Unidades de Processo da REVAP	41
Tabela 9: Cenários de demanda em função do PIB para o estudo de caso de planejamento de refino.	47
Tabela 10: Demanda de diesel para os cenários de estudo.....	48
Tabela 11: Petróleos representativos da cesta disponível para processamento na refinaria.	50
Tabela 12: Porte do modelo.....	52
Tabela 13: Características dos cenários de demanda	53
Tabela 14: Capacidade de novas unidades implantadas e expansões para os diferentes cenários de demanda.....	56
Tabela 15: Capacidade de novas unidades implantadas e expansões para os casos de análise de sensibilidade do Cenário 4.	63
Tabela 16: Características dos petróleos e spreads em relação ao Brent.....	73

1. Introdução

Na busca pela máxima rentabilidade em refino de petróleo, é essencial a utilização de ferramentas de planejamento para suportar decisões que vão desde a operação até a configuração das refinarias, considerando-se a natureza dinâmica das variáveis externas que afetam seus processos, como: demanda e especificações de produtos, qualidade de carga e preços de matéria-prima e derivados.

Há diversas possibilidades para a demanda futura de combustíveis, variando de forma proporcional à taxa de crescimento do país, que passa por um momento de instabilidade, e tem um fator de contribuição relevante: a migração progressiva da demanda do diesel de alto teor de enxofre para o diesel de ultra baixo teor de enxofre, S10, de forma a atender exigências sócio-ambientais para as emissões de veículos automotores, regulamentadas pelo Conama¹ (MME, 2015a; ANP, 2013a). Para atendimento a uma demanda crescente de derivados, há possibilidade de maior importação ou decisão pelo investimento no parque de refino nacional para expansão de capacidade nas unidades de processo e consequente aumento da produção interna.

A estrutura de decisão do negócio de refino, em geral, é dividida em três níveis relacionados ao tempo: planejamento estratégico (longo prazo), tático (médio prazo) e operacional (curto prazo), que correspondem a uma estrutura hierárquica e operam com diferentes níveis de informação. O planejamento estratégico é utilizado para definir os investimentos requeridos para manter a sustentabilidade do negócio alinhado às demandas futuras do mercado de derivados. Em um cenário de critérios cada vez mais rigorosos para a decisão de investimentos em refino, a integração temporal dos níveis de planejamento em uma ferramenta matemática de planejamento integrado pode representar melhoria na avaliação de planejamento estratégico para suportar as decisões sobre a utilização do recurso de capital.

Na revisão da literatura, as primeiras contribuições no tema integração temporal dos níveis de planejamento são os trabalhos de Pinto, Joly e Moro (2000)

¹ Conama: Conselho Nacional do Meio Ambiente, órgão consultivo e deliberativo do Sistema Nacional do Meio Ambiente - SISNAMA

e Joly, Moro e Pinto (2002), com o desenvolvimento de modelos determinísticos integrando planejamento operacional e *scheduling* em refinarias. Recentemente, Leiras *et al.* (2013) apresentaram uma proposta de integração de planejamento nos níveis tático e operacional e também destacaram a relevância, do ponto de vista teórico e prático, da investigação da integração de modelos de planejamento de refino da forma espacial (integração relacionada a elos da cadeia com diversas unidades) e temporal (integração relacionada ao horizonte de planejamento). Menezes, Kelly e Grossmann (2015) propuseram um modelo matemático para planejamento estratégico integrado que considera otimização de variáveis características do planejamento operacional para definir as necessidades de investimento na refinaria, resultando em um modelo não linear inteiro misto (MINLP), cuja resolução utiliza uma heurística de decomposição em dois problemas integrados: 1) um modelo para o problema de nível estratégico, do tipo MILP (*mixed-integer linear problem*), relacionado ao planejamento de investimentos e 2) um modelo para o problema de nível operacional, do tipo NLP (*nonlinear problem*), no qual a otimização da cesta de petróleo, processamento e importações permitem ao modelo atender a demanda, dadas as decisões do nível estratégico.

Diante da oportunidade de testar uma ferramenta matemática e sua forma de resolução recém-desenvolvidas e em face a diferentes possibilidades futuras que podem influenciar a decisão estratégica no refino, o objetivo desta dissertação é analisar o planejamento de investimentos em refino, considerando o crescimento da demanda de diesel S10 e também o crescimento plurianual da demanda de derivados. A análise será realizada através de um estudo de caso uma das maiores refinarias brasileiras, a REVAP, e será utilizado o modelo matemático para planejamento integrado de refino de petróleo, proposto por Menezes, Kelly e Grossmann (2015). Para esta refinaria, serão levantados os fatores e considerações necessários para o planejamento de investimentos em refino, permitindo uma atualização dos resultados em trabalhos futuros, diante de novos cenários econômicos e operacionais.

Ao utilizar esta ferramenta matemática, espera-se poder identificar possibilidades de novas implementações que contribuam para a otimalidade do modelo, especialmente relacionadas à determinação de qualidade dos produtos, como por exemplo, a concentração de enxofre no diesel.

Os resultados desta dissertação devem proporcionar uma discussão sobre os principais fatores que impactam a necessidade de investimentos em unidades

de processo em uma refinaria, assim como os resultados da sua rentabilidade com a produção de derivados considerando estes investimentos.

1.1. Estrutura da Dissertação

Esta dissertação está dividida em 7 capítulos, incluindo este capítulo introdutório.

O Capítulo 2 apresenta uma introdução sobre refino de petróleo e complexidade das refinarias em suas unidades de processamento. Em seguida, apresenta uma revisão sobre planejamento em refino, abordando o planejamento integrado nos diferentes níveis temporais. O capítulo finaliza com uma revisão da literatura sobre programação matemática aplicada à modelagem de problemas de planejamento em refino.

O Capítulo 3 contém um panorama sobre a produção de derivados no Brasil, listando as refinarias e suas capacidades de produção e apresentando fatores que podem vir a influenciar na demanda de derivados, como a taxa de crescimento do país. Adicionalmente, são apresentadas informações sobre a evolução da especificação do diesel, produto de maior relevância para a economia nacional.

O Capítulo 4 descreve o modelo matemático utilizado nas análises de planejamento, incluindo sua lógica de resolução por decomposição do problema principal, seus principais índices e variáveis, as equações da função objetivo, as principais restrições e algumas particularidades deste modelo, como a forma de cálculo de custo dos investimentos na otimização estratégica e distribuição dos *swing cuts* na otimização operacional.

O Capítulo 5 apresenta a refinaria escolhida para o estudo de caso desta dissertação, a REVAP, com sua configuração de unidades de processo e capacidades de produção.

O Capítulo 6 é dividido em duas partes: a primeira parte relaciona os casos de estudo e as premissas consideradas para a obtenção de dados através da modelagem matemática. Na segunda, os resultados mais relevantes da modelagem são apresentados, com a análise crítica em comparação com os casos base, levando em consideração os pontos discutidos nos capítulos anteriores.

O Capítulo 7 fecha esta dissertação com as conclusões sobre os resultados obtidos e propõe trabalhos futuros para a extensão e continuidade das análises realizadas.

2. Referencial Teórico

Este capítulo apresenta inicialmente uma introdução sobre refino de petróleo e complexidade das refinarias, passando por uma revisão sobre planejamento integrado em refino e finalizando com uma seção sobre modelagem matemática, que referencia trabalhos relacionados a planejamento em refino disponíveis na literatura.

2.1. Refino de Petróleo

Na sequência de atividades que objetivam a produção de derivados de petróleo, o refino representa a etapa de processamento das misturas de petróleo de forma a obter o volume demandado dos derivados dentro das especificações de qualidade pré-definidas. Entre estes derivados, se encontram: diesel, gasolina, querosene de aviação, gás liquefeito de petróleo (GLP), óleo combustível, lubrificantes, parafinas, correntes base para petroquímica, asfalto, coque e enxofre. À montante do refino, estão as atividades de exploração e produção do petróleo, chamadas de atividades de *upstream*, e à jusante do refino, estão as atividades de logística e distribuição de derivados, chamadas de atividades de *downstream*.

Segundo Leffler (2008), as unidades de processo no refino de petróleo são classificadas em unidades de separação, unidades de conversão e unidades de tratamento. As unidades de separação são caracterizadas por processos físicos, que ocorrem com base na diferença de propriedades físicas dos constituintes do petróleo, como ponto de ebulição e solubilidade, sem alterar a estrutura molecular da carga, a exemplo da Destilação Atmosférica, Destilação a Vácuo, Dessalgação e Desasfaltação. Por outro lado, nas unidades de conversão, há presença de reatores ou processos com interação química, com alteração da estrutura molecular da carga, sendo subdivididas em:

- Craqueamento: processo com utilização possível de catalisadores e hidrogênio para dividir moléculas de tamanhos maiores em moléculas de menor comprimento, como por exemplo, Unidade de Craqueamento Catalítico, Unidade de Coqueamento Retardado, Viscorredução e Unidade de Hidrocraqueamento.

- Remodelagem: processo com mudança na configuração de moléculas individuais, como por exemplo, Unidade de Reforma Catalítica e Isomerização.

- Combinação: processo com conversão de moléculas pequenas em moléculas de maior comprimento, especialmente para composição da gasolina, como por exemplo, Unidades de Alquilação e Polimerização.

As unidades de tratamento têm o objetivo de remover contaminantes indesejáveis na carga, principalmente enxofre. São exemplos de unidades de tratamento os processos de hidrodesulfurização, aplicados a correntes que compõem o diesel e a gasolina, e o tratamento cáustico regenerativo, aplicados ao GLP.

A Destilação Atmosférica é a primeira etapa geralmente utilizada em um esquema de refino. A partir daí, as diferentes configurações de uma refinaria começam a ser desenhadas. Historicamente, na busca pelo maior aproveitamento da matéria prima, nasceram os chamados processo de fundo de barril, sendo o pioneiro o craqueamento catalítico, em 1915. Ao longo do século XX, foram sendo introduzidos outros processos de refino importantes tanto para a adequação dos volumes de derivados como para o atendimento aos requisitos de desempenho que foram sendo estabelecidos com o avanço tecnológico dos equipamentos, principalmente dos motores automotivos. Enquanto os processos de craqueamento térmico contribuíram para o aumento da produção de gasolina, os processos de reforma catalítica e alquilação auxiliaram na melhoria da sua qualidade de combustão e os processos de tratamento foram importantes para o ajuste final das características dos derivados. Nos dias de hoje, os investimentos em processos de hidrorrefino estão entre os de maior importância, porque conferem grande flexibilidade ao refino, permitindo o processamento de petróleos mais baratos e viabilizando o atendimento às crescentes exigências ambientais e de saúde ocupacional (Farah, 2012).

A presença de unidades de conversão e tratamento contribui para maior complexidade das refinarias. A medida usual de complexidade das refinarias é o Índice de Nelson, utilizando a ideia de tamanho relativo para agrupamento e comparação de refinarias (Nelson, 1960). O primeiro passo para o cálculo do Índice Nelson é a multiplicação da capacidade das unidades de processo de determinada refinaria por fatores específicos (relacionados a custos de manutenção e implantação), obtendo-se com a soma destas parcelas a Capacidade de Destilação Equivalente da refinaria (CED). A divisão da CED pela capacidade da Unidade de Destilação Atmosférica gera o Índice de complexidade

de Nelson. Quanto maior este número, maior o potencial para agregar valor ao petróleo processado.

Em alguns casos, a própria Capacidade Equivalente de Destilação CED é utilizada como fator de normalização para comparação de indicadores de desempenho de refinarias. A Figura 1 apresenta um gráfico com os indicadores de complexidade médios por região geográfica, que mostra que Estados Unidos e Europa possuem refinarias, em geral, com maior complexidade. A refinaria abordada no estudo de caso desta dissertação, a REVAP, possui uma das maiores complexidades de refino entre as refinarias brasileiras, especialmente devido à sua capacidade de conversão por unidades de Craqueamento Catalítico e Coqueamento Retardado.

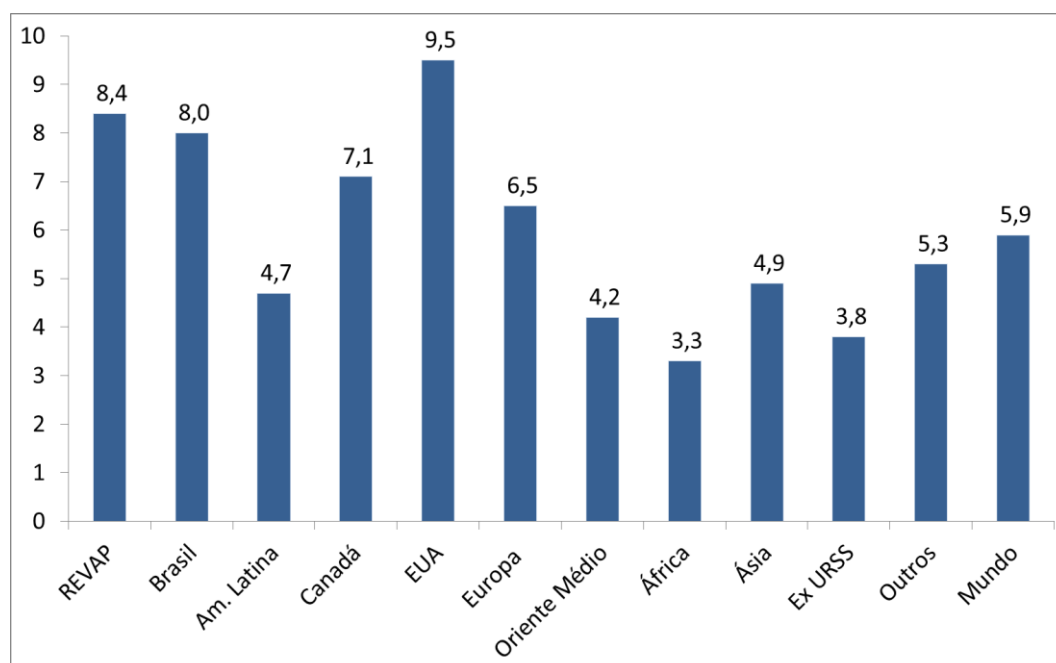
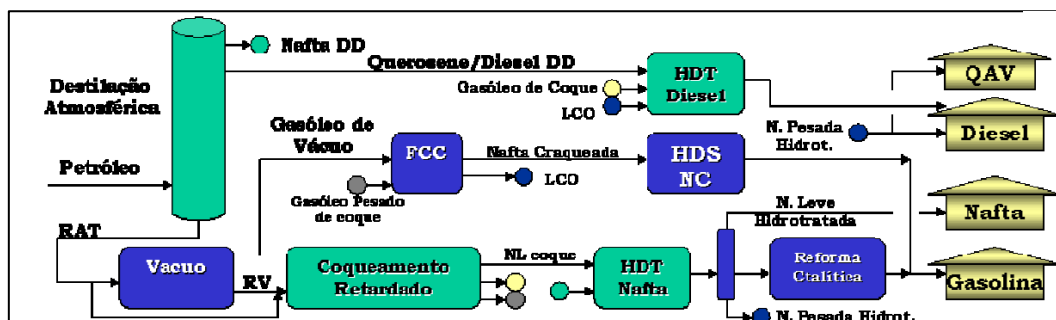


Figura 1: Índices de complexidade Nelson por região (adaptado de Oil & Gas Journal, 2012).

Durante a fase de planejamento de investimento e decisão sobre implementação de projetos, de acordo com a fonte KBC (2013), alguns exemplos de fatores que podem influenciar na configuração e complexidade das refinarias são:

- Disponibilidade e qualidade de matérias-primas;
- Acessibilidade ao mercado de derivados;
- Sazonalidade, impactando a especificação e demanda;
- Disponibilidade e custo de utilidades;
- Regulamentações ambientais;

- A configuração do *hardware* da maioria das refinarias brasileiras está alinhada ao objetivo principal de máxima produção de diesel. A Figura 2 representa uma configuração típica de refinaria nacional, onde se observa, por exemplo, as correntes que podem compor o diesel: Diesel da Unidade de Destilação (Diesel DD), Gasóleo Leve da Unidade de Coque, Óleo Leve de Reciclo (LCO) e Nafta Pesada da Unidade de Craqueamento Catalítico (FCC). A maximização da produção de diesel ocorre desde a Unidade de Destilação, onde é definida a faixa de corte (pontos de ebulição) das correntes que compõem o diesel e também a qualidade das cargas das unidades de conversão (Craqueamento e Coqueamento), que irão produzir correntes complementares para a composição do diesel produto final.



Segundo Lucena (2011), a configuração do *hardware* de uma refinaria é uma variável importante na estratégia do negócio, pois tem efeito direto nas expectativas de margem de refino. Em função de mudanças no mercado de energia, muitas vezes, companhias refinadoras de petróleo precisam adequar seus esquemas de refino, o que pode estar relacionado ao elenco típico de petróleo ou mesmo à forma de produzir os derivados, dentro das qualidades e quantidades exigidas. Na cadeia integrada do petróleo, esta configuração está fortemente atrelada ao perfil de produção do refino e ao mercado alvo, onde ambos devem ser compatibilizados através do planejamento da produção, buscando soluções ótimas para alocação de recursos, equacionando suas restrições de forma a obter a máxima rentabilidade e redução de custos operacionais.

2.2. Planejamento Integrado da Produção no Refino

Dentro da estrutura de decisão de um negócio de refino de petróleo, em geral, o planejamento é dividido em três níveis relacionados ao tempo: planejamento estratégico (longo prazo), tático (médio prazo) e operacional (curto prazo).

O planejamento estratégico é utilizado para definir os investimentos requeridos para manter a sustentabilidade do negócio alinhado às demandas futuras do mercado de derivados, podendo também ter foco na melhoria de resultado do negócio através da eliminação de restrições do refino, com opções de investimento em aquisição de equipamentos, projetos de novas unidades, ampliações de capacidade de unidades existentes e flexibilização da malha logística. Este planejamento possui um horizonte acima de 2 anos e seus resultados incluem uma lista de equipamentos e unidades novas ou ampliadas a serem investidas por localidade, assim como um plano de financiamento dos projetos numa escala de tempo até a sua completa execução, suportando as análises financeiras como taxa de retorno e valor presente líquido (VPL).

O planejamento tático utiliza informações sobre recursos disponíveis em uma escala mensal a semestral, assim como previsões de paradas para manutenção, para orientar as decisões de volume de produção e logística de suprimento, que serão as bases para o planejamento operacional das unidades de produção e distribuição.

O planejamento operacional, que ocorre em uma escala diária a mensal, está relacionado a um ajuste de cargas e rendimentos de produtos, considerando a integração das unidades processo entre si e também com a logística de recebimento de petróleo, estoques de produtos e correntes intermediárias, distribuição e comercialização dos produtos, sendo imprescindível para atingir os objetivos de produção. A integração entre unidades, mencionada anteriormente, refere-se à integração espacial e apresenta vantagens relevantes, pois a otimização individual de cada unidade de processo pode não alcançar o ótimo econômico global da refinaria, sendo que os objetivos das unidades podem ser conflitantes e contribuir para condições operacionais sub-ótimas ou até inviáveis (Pinto, Joly e Moro, 2000).

Estes três níveis de planejamento correspondem geralmente a uma estrutura hierárquica, na ordem em que foram apresentados e, considerando que eles operam com diferentes níveis de informação, há oportunidades de ganho na integração entre eles, promovendo a coordenação de decisões através de

diferentes horizontes de planejamento, em uma integração temporal (Leiras *et al.* 2013).

Menezes (2014), apresentou um exemplo dos diferentes níveis das atividades de tomada de decisão na cadeia de produção de derivados de petróleo, posicionando-as no espaço e no tempo, associando estas atividades às ferramentas disponíveis na Petrobras, conforme mostra a Figura 3.

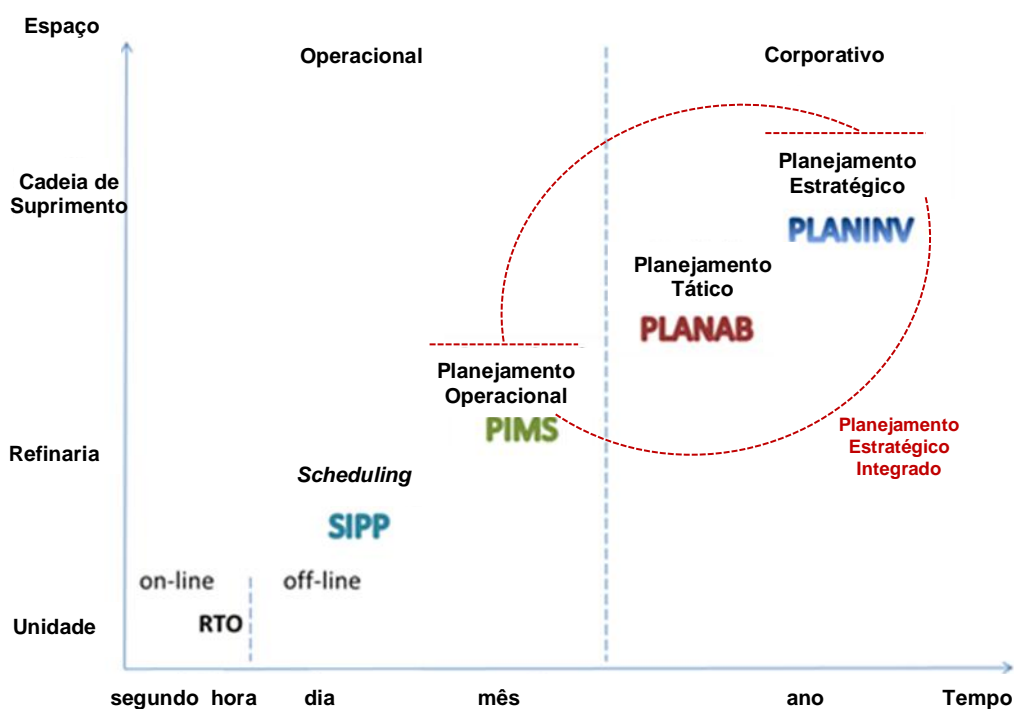


Figura 3: Atividades da cadeia de produção de derivados de petróleo em dimensões espaciais e temporais (adaptado de Menezes, 2014).

Na hierarquia de planejamento de refino, exemplificada na Figura 3, de forma simplificada, a área de planejamento de negócios corporativa avalia o ambiente de negócio utilizando modelos de planejamento de longo prazo, como o caso do **PLANINV** na Petrobras, definindo variáveis globais para as refinarias, como as capacidades de processamento por unidade, incluindo investimentos, por refinaria. Estas informações de capacidade são utilizadas para definição inicial da cesta de petróleos a ser processada, por tipo e volume, dentro do planejamento tático corporativo, através da ferramenta **PLANAB**. Nas refinarias, a área de planejamento operacional utiliza modelos de planejamento e *scheduling* de curto prazo, tendo como *inputs* para as ferramentas como **PIMS** (planejamento linear) e **SIPP** (*Scheduling*) as variáveis informadas pelos planejamentos estratégico e tático, de forma a definir as variáveis para as unidades de processo. A operação,

por sua vez, utiliza ferramentas de controle e medidas de performance para ajustar as variáveis operacionais às definições do planejamento operacional, podendo utilizar modelos de controle dinâmicos, como é o caso do **RTO** (*Real Time Optimization*) na Petrobras. De forma complementar, a área técnica da refinaria identifica restrições operacionais das unidades de processo e alimenta os modelos de processo em simulações rigorosas, que são a base para a definição da otimização de processo. Fechando o ciclo do planejamento de refino, as áreas de negócio utilizam das informações sobre mudanças e otimização de processo para alimentar os modelos de planejamento de longo prazo.

Diante desta estrutura de decisão segmentada, a influência de algumas informações operacionais na tomada de decisão estratégica pode apresentar resultados relevantes, especialmente em um momento de critérios mais restritivos para investimentos. Com isso, a proposta deste trabalho é explorar dentro deste contexto um modelo estratégico integrado a particularidades do modelo operacional da refinaria, considerando as dimensões espaciais e temporais numa formulação rigorosa, na busca por resultados mais precisos para a tomada de decisão com relação a investimentos de longo prazo. Este modelo, situado no espaço corporativo, foi posicionado no tempo e espaço através do círculo pontilhado na Figura 3, apresentada anteriormente.

Espera-se que este modelo de planejamento integrado represente uma alternativa para melhoria nas atividades de planejamento em refino, considerando a natureza dinâmica do ambiente econômico, que leva às empresas a terem que lidar com mudanças nas demandas e especificações dos produtos finais, preços de produtos, composição do petróleo, ou simplesmente aproveitar oportunidades imediatas de mercado.

2.3. Modelagem Matemática

A utilização de programação matemática para modelar problemas de planejamento é reportada na literatura através de estudos em diversas áreas de planejamento e diferentes seções da cadeia de suprimento de petróleo com foco em melhorar a visibilidade de impactos e benefícios de alternativas de tomada de decisão em planejamento (Fiorencio *et al.*, 2015). No planejamento operacional, ganhos com novos pontos de operação definidos através de modelagem matemática podem representar um aumento de rentabilidade da ordem de milhões de dólares por ano, em comparação com técnicas de alocação de correntes com base em experiência, sem algoritmos computacionais (Pinto, Joly e Moro, 2000).

A disponibilidade de *softwares* comerciais de planejamento, como GTRMPS (Haverly), PIMS (Process Industry Modeling System – comercializado por Aspen Technology) e RPMS (Refinery and Petrochemical Modeling System – comercializado por Honeywell), permitiu o desenvolvimento de planos de produção integrados de refino (integração espacial), utilizando, no entanto, modelos simplificados de entrada-saída envolvendo programação linear. Os avanços nesta área estão relacionados ao aprimoramento dos modelos matemáticos, utilizando programação não linear. Embora resultados mais precisos possam ser obtidos utilizando simulação rigorosa, a complexidade e a dificuldade de utilização da mesma para a formulação de problemas de otimização impedem que seja utilizada mais extensivamente na prática. Diante da escassez de ferramentas comerciais envolvendo a representação rigorosa das particularidades da planta, alguns usuários têm buscado o desenvolvimento interno de ferramentas baseadas em simulação para obter informações essenciais para sistemas específicos, como cesta de petróleo e *blending* de gasolina (Pinto, Joly e Moro, 2000).

Um exemplo deste desenvolvimento é o modelo não linear de produção de refinaria desenvolvido por Moro, Zanin e Pinto (1998) citado por Pinto, Joly e Moro (2000), que representa a topologia geral de uma refinaria, com relações de blendagem e equações de processo, sendo algumas não lineares, tendo como restrições as especificações dos produtos, os limites máximo e mínimo de carga das unidades e variáveis operacionais. Neste modelo, balanços de massa e expressões de rendimento são utilizados para determinar as vazões de produtos; balanços de energia não estão incluídos. As expressões de rendimentos são baseadas em valores médios obtidos de dados de processo. A maioria das propriedades físicas das correntes é calculada a partir de índices de misturas, que são baseados em correlações de cálculos de processamento. Os efeitos das propriedades da carga, assim como variáveis operacionais, são aplicados sobre as expressões de rendimentos e propriedades das correntes através de ganhos, também determinados experimentalmente. A função objetivo é a maximização da rentabilidade, calculada como a receita de venda, menos o custo da matéria prima e o custo operacional.

Adicionalmente aos autores citados acima, Göthe-Lundgren, Lundgren, e Persson (2002) desenvolveram uma modelagem de planejamento para refino que busca o atendimento à demanda pela definição do modo operacional das unidades de processo sujeitas ao mínimo custo operacional considerando as restrições de capacidade de estoque.

A otimização do planejamento sob incerteza é modelada numa abordagem estocástica do problema de planejamento operacional de refinaria nos estudos de (Ribas, 2012), em uma modelagem não linear (NLP) de dois níveis, representando as equações de transformação química e cálculos da qualidade dos derivados. O desempenho deste modelo é testado utilizando dados reais de refinarias de petróleo brasileiras, em um estudo de caso de definição das matérias-primas para garantir a especificação de produtos diante da incerteza da entrega do petróleo. O estudo de Leiras *et al.* (2013) avalia uma lógica de integração no tempo entre um modelo tático e um modelo operacional, ambos estocásticos, e, a partir da aplicação a um caso numérico com três refinarias brasileiras, mostra ganhos tanto na consideração das incertezas quanto na integração dos modelos de diferentes níveis de decisão.

Para analisar o problema do abastecimento nacional de derivados de petróleo e possíveis expansões do parque de refino, a Empresa de Pesquisa Energética (EPE), vinculada ao Ministério de Minas e Energia (MME) do Brasil, desenvolveu o Modelo de Planejamento do Abastecimento de Derivados de Petróleo (PLANDEPE) em programação linear (REIS *et al.*, 2010). Recentemente, Coelho (2015), testou uma modelagem linear de planejamento de refino, implementando melhorias ao modelo PLANDEPE, de modo que esta nova estrutura fosse capaz de identificar a melhor opção econômica para os excedentes de petróleo do Brasil nos próximos anos, os principais mercados internacionais a serem atendidos pelas exportações de petróleo e derivados e os investimentos em novas refinarias, no parque de refino nacional ou em mercados externos.

Dentro do tema integração dos diferentes níveis de planejamento, identificado como integração temporal, a revisão bibliográfica apresentada no trabalho de Leiras *et al.* (2013) destaca os trabalhos de Pinto, Joly e Moro (2000) e Joly, Moro e Pinto (2002) como primeiras contribuições nesta área, com o desenvolvimento de modelos determinísticos integrando planejamento operacional e *scheduling* em refinarias e também destaca a relevância, do ponto de vista teórico e prático, da investigação da integração espacial e temporal de modelos de planejamento de refino. Este ponto é uma motivação para o desenvolvimento desta dissertação, com a utilização de um modelo estratégico de planejamento de investimentos integrado a um modelo de planejamento operacional de refino, conforme mencionado no final do item 2.2.

Uma das dificuldades para o desenvolvimento e aplicação de modelos integrados nos níveis de decisão em refino está relacionada à viabilidade de resolução dos mesmos, pois a complexidade do refino de petróleo pode levar a

modelagens com base em programação não linear inteira mista (MINLP) e programação linear inteira mista (MILP) de difícil resolução. Alguns estudos de planejamento estratégico de refino envolvendo muitos cenários, devido ao elevado número de variáveis, são reduzidos a modelos lineares (LP) e não lineares (NLP), onde os balanços materiais e condições operacionais são otimizados para um determinado projeto e logística (Menezes *et al.*, 2015). Na revisão bibliográfica apresentada por Menezes *et al.* (2015) são citadas referências de estudos de estratégias de solução para modelos de planejamento MINLP e MILP com base na maximização de VPL de investimentos em plantas químicas, sendo a maioria modelos MILP.

Quando se trata de modelos de planejamento estratégico de investimento, as revisões mais recentes da literatura abordam as áreas de logística de distribuição de produtos de petróleo (Fiorencio *et al.* 2015); suprimento de petróleo (Sahebi, Nickel, e Ashayeri, 2014) e problemas industriais em geral (Martínez-Costa *et al.*, 2014).

Em relação aos tipos de modelo de planejamento de investimento específicos para refino de petróleo, Al-Qahtani e Elkamel (2008) estudaram a expansão de capacidade de unidades de processo existentes em uma indústria de refino multi-site, usando MILP, com o objetivo de redução do custo total anual. Menezes (2014) utilizou um modelo MINLP para planejamento de investimento, que considera, além da expansão, a possibilidade de instalação de novas unidades de processo para avaliar refinarias integradas com transferência de correntes intermediárias entre elas, onde o estudo de caso de validação do modelo está relacionado à produção de gasolina, considerando o aumento da demanda e a preferência entre álcool e gasolina pelos consumidores. Menezes *et al.* (2015) desenvolveram uma modelagem MILP com fluxos de entrada e saída, que combina a produção da cadeia de suprimentos com o planejamento de estoques, considerando a janela de execução de projetos de investimentos, utilizando uma nova plataforma de modelagem e resolução chamada IMPL (*Industrial Modeling and Programming Language*), da *Industrial Algorithms*, LLC.

Dentre os estudos acadêmicos conduzidos nos últimos anos sobre planejamento estratégico de refino, destaca-se o trabalho de Menezes, Kelly, & Grossmann (2015), que utilizaram uma heurística de decomposição para a solução de um modelo MINLP de planejamento de investimento em refino de petróleo, integrando planejamento estratégico e operacional, que inclui mistura de petróleos, unidades de processamento e blendagem de produtos. Neste trabalho o problema MINLP é decomposto em dois níveis: 1) modelo estocástico MILP com

o problema de nível estratégico relacionado ao investimento e camadas operacionais, definindo instalação de novas unidades, ampliação de unidades existentes, alocação de petróleo e os volumes relacionados às decisões acima, assim como volume de derivados, o que é chamado de decisões de lógica e quantidade e 2) modelo NLP com o problema de nível operacional, onde o NLP é restringido pelos resultados no MILP multi-período, definindo as variáveis operacionais para atendimento aos volumes e especificações da demanda de derivados, o que é chamado de decisões de quantidade e qualidade. A integração de lógica-quantidade-qualidade foi a característica de embasou a nomeação de decomposição fenomenológica para esta heurística.

Diante da indicação da necessidade de melhorar o processo de decisão estratégica, tratando problemas de investimento como um campo ativo de pesquisa, o trabalho de Menezes, Kelly e Grossmann (2015) foi escolhido como base para a ferramenta de análise do estudo de caso desta dissertação, especialmente por abordar as três características seguintes:

- 1) otimização de refino de petróleo incluindo mistura de petróleos (definição da cesta), unidades de processamento e blendagem de correntes para a composição dos produtos;
- 2) utilização de otimização discreta para prever o modelo de refino considerando incremento de capacidade em unidades existentes e instalação de unidades novas, considerando o seu tempo de execução;
- 3) decomposição do problema de planejamento estratégico em dois modelos integrados, sendo um de investimentos e outro operacional, interligados pelas dimensões de quantidade-lógica-qualidade, para encontrar soluções satisfatórias em um tempo razoável.

Espera-se que o uso desta ferramenta no estudo de caso desta dissertação, seja uma forma de testar o novo modelo proposto e sua forma de resolução, assim como indicar benefícios da sua utilização e possibilidades de novas implementações para a formulação matemática.

3. Panorama da produção de combustíveis no Brasil

No Brasil, a demanda de derivados é atendida em sua maioria pela produção nacional, através de 17 refinarias de petróleo, sendo 13 refinarias Petrobras e 4 refinarias pertencentes a empresas privadas, conforme apresentado na Tabela 1, com base no Relatório de Mercado de Derivados do Petróleo publicado pelo Ministério de Minas e Energia (MME, 2015b).

Tabela 1: Refinarias brasileiras com suas capacidades de processamento (adaptado de MME, 2015b).

Refinarias	Estado	Empresa	Entrada em operação	Capacidade autorizada pela ANP (ANP, 2015b)		Utilização da capacidade instalada (jan-fev/15)
				barris/d	m³/d	
RIO GRANDENSE	(RS)	Privada	1937	17.000	2.700	52%
RLAM	(BA)	Petrobras	1950	377.000	60.000	33%
MANGUINHOS	(RJ)	Privada	1954	13.800	2.200	45%
RECAP	(SP)	Petrobras	1954	53.500	8.500	81%
RPBC	(SP)	Petrobras	1955	170.000	27.000	99%
REMAN	(AM)	Petrobras	1956	46.000	7.300	74%
REDUC	(RJ)	Petrobras	1961	242.000	38.500	82%
LUBNOR	(CE)	Petrobras	1966	8.200	1.300	100%
REFAP	(RS)	Petrobras	1968	201.000	32.000	85%
REGAP	(MG)	Petrobras	1968	166.000	26.400	91%
REPLAN	(SP)	Petrobras	1972	415.000	66.000	96%
REPAR	(PR)	Petrobras	1977	208.000	33.000	87%
REVAP	(SP)	Petrobras	1980	251.500	40.000	93%
UNIVEN	(SP)	Privada	2007	9.158	1.456	0%
DAX OIL	(BA)	Privada	2009	2.100	333	28%
RPCC	(RN)	Petrobras	2010	38.000	6.000	95%
RNEST	(PE)	Petrobras	2014	73.600	11.720	61%
Total e médias				2.218.258	352.689	81%

Com a utilização média de 94,3% da capacidade instalada destas refinarias, a produção total de derivados em 2014 reportada no Anuário Estatístico da ANP (2015a) foi de 2.179 kbpd², equivalentes a 126,5 milhões de m³ no ano. A Tabela 2 mostra a distribuição da produção e da importação de derivados para

² kbpd: mil barris por dia

atendimento à demanda, assim como a relação entre importação e produção realizada no ano de 2014.

Tabela 2: Produção de Derivados de Petróleo em 2014 (ANP, 2015a).

Derivados de petróleo	Produção Total 2014 pelas refinarias		Importação Total 2014		Relação Importação /Produção (ano 2014)
	mil m³/ano	kbpd	mil m³/ ano	kbpd	
Total	126.468	2.179	31.278,3	539	25%
Energéticos	109.039	1.879	19.217,4	331	18%
Gasolina A	28.872	497	2.177,0	38	8%
Gasolina de aviação	94	2			0%
GLP	7.579	131	3.862,9	67	51%
Óleo combustível	16.268	280	398,8	7	2%
Óleo diesel	49.675	856	11.275,1	194	23%
QAV	6.079	105	1.503,6	26	25%
Querosene iluminante	12	0			
Outros	460	8			
Não energéticos	17.430	300	12.060,9	208	69%
Asfalto	3.249	56	26,8	0	1%
Coque	4.749	82	3.842,8	66	81%
Nafta	5.075	87	6.846,8	118	135%
Óleo lubrificante	682	12	713,2	12	105%
Parafina	135	2	25,6	0	19%
Solvente	379	7	600,0	10	158%
Outros	3.162	54	5,7	0	0%

No Brasil, a taxa média de crescimento da maior parte dos produtos tem estado alinhada com a taxa de crescimento do PIB, conforme publicado pela ANP (2013a) na análise da evolução de mercado de combustíveis e derivados, para o período de 2001 a 2011, conforme mostra a Tabela 3.

Tabela 3: Taxa média de crescimento anual do PIB e do consumo de derivados do petróleo no período de 2001 a 2011 (adaptado de ANP, 2013a).

PIB	Diesel	Gasolina C	GLP	QAV
3,76%	4,05%	4,6%	0,07%	4,85%

Para a estimativa da demanda de derivados, de modo geral, a publicação da ANP conclui que os fatores explicativos tradicionais, como o PIB, respondem relativamente bem a previsões de mais longo prazo, apesar de não serem suficientes para antecipar alguns movimentos bruscos na demanda por derivados,

cujo impacto sobre a balança comercial e o abastecimento nacional podem ser significativos (ANP, 2013a).

Além do PIB, existem outros fatores que podem interferir adicionalmente no consumo de derivados, como: desenvolvimentos tecnológicos que interfiram na preferência por tipo de transporte coletivo, viabilidade do uso de combustíveis alternativos e produção de carros com motores mais eficientes; redução na taxa de crescimento populacional, que tem sido uma tendência mundial; crescimento do *e-commerce*, com movimentação de produtos de regiões diferentes dos grandes centros com transportes alternativos. Há uma expectativa que, com o passar dos anos, estes fatores contribuam para a redução da taxa de crescimento da demanda de derivados.

O desenvolvimento desta dissertação ocorreu em um período de instabilidade e incertezas acentuadas sobre fatores relevantes no consumo de derivados combustíveis, refletidos no PIB, como: desenvolvimento do país, desenvolvimento da indústria e do agronegócio, refletindo na taxa de empregabilidade e poder aquisitivo da população, no transporte de produtos, pessoas e movimentação de maquinários. Esta incerteza está refletida na variabilidade de previsões do PIB entre as diferentes fontes reportadas na Tabela 4.

Tabela 4: Previsões do PIB para o Brasil nos próximos anos. Fontes: FMI (2016); MME (2015a), FGV (2015), Bradesco (2015), Itaú (2015).

Fonte	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
FMI	-1,0	-3,5	0,0							
EPE	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
IBRE FGV		-3,0	-2,5 a 0,1	-1,7 a 0,6						
Bradesco	-3,9	-3,5	1,5	3,0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	
Itaú	-3,7	-2,4	-1,0	-0,7	-1,0	-1,2				

Para o Brasil, de acordo com o relatório de previsão macroeconômica para os próximos 10 anos da Empresa de Pesquisa Energética – EPE (MME, 2015a), os sinais de esgotamento do modelo de crescimento baseado em consumo interno, somados aos impactos negativos do menor ritmo de comércio mundial, reduziram o ritmo de crescimento econômico do país e impuseram grandes desafios a serem superados ao longo dos próximos anos; os ajustes das contas fiscais e a baixa confiança dos investidores devem limitar o crescimento nos anos iniciais; além disso, as reformas necessárias para alavancar o PIB potencial brasileiro devem restringir a capacidade de crescimento no primeiro quinquênio.

Com isso, quando retomado o crescimento do PIB, o crescimento esperado para a demanda de combustíveis deve ser considerado na análise necessidade

de investimentos em refino no país, em comparação com a possibilidade de importação. Nesta dissertação, alguns cenários de crescimento do PIB e da demanda de derivados serão analisados no modelo matemático, de forma a cobrir algumas possibilidades para os próximos anos até 2030.

3.1. Especificação de enxofre do diesel

O óleo diesel é o derivado cuja comercialização tem maior impacto nos resultados do negócio de refino e tem representatividade destacada na matriz logística nacional baseada no modal rodoviário, conforme demonstraram os valores de sua produção e importação em comparação como os outros derivados apresentados anteriormente na Tabela 2.

Um fator relevante para a demanda futura de diesel que foi considerado nesta dissertação é a migração do consumo de diesel de alto enxofre (S500, com 500 ppm de enxofre) para diesel ultra baixo enxofre (S10, com 10 ppm de enxofre), alinhado à regulação do Proconve³. Considerando as demandas socioambientais de redução da poluição por veículos automotores, este programa estabelece os níveis de emissões veiculares para veículos pesados acima de 3,5 tonelada (fase P7 do programa) e veículos leves de até 3,5 toneladas (fase L6 do programa) (MME, 2008 e 2009).

Para que fosse possível o atendimento aos requisitos de emissões previstos na regulação Proconve para motores de tecnologia do tipo Euro 5 de veículos novos, implantada em janeiro de 2012, a ANP regulamentou a especificação do diesel S10 através da Resolução ANP nº65 (ANP, 2011), na qual determinou a substituição do diesel S50 por diesel S10 a partir de janeiro de 2012. Posteriormente, definiu na resolução ANP nº50 (ANP, 2013b) a especificação atual dos tipos de diesel S10 e S500 a serem disponibilizados em regiões determinadas do Brasil, sendo que as regiões metropolitanas de Recife, Fortaleza e Belém, passam a comercializar somente diesel S10. No entanto, a migração da totalidade do diesel S500 para S10 no Brasil ainda não tem data definida.

Além da redução do teor de enxofre, a comparação da especificação do diesel S10 definido pela ANP com as especificações anteriores do diesel indica alterações importantes na curva de destilação, introduzindo um limite para T10% (menor ou igual a 180°C), altera a faixa aceitável do T50% para 245-295°C, mais

³ Proconve: Programa de Controle da Poluição do Ar por Veículos Automotores, desenvolvido pelo Conama, com o objetivo de reduzir as emissões de veículos novos, desenvolver a tecnologia nacional e melhorar a qualidade dos combustíveis.

estreita do que o S500, e a mudança mais relevante recai sobre o final da curva, com a alteração de $T_{85\%} \leq 360^{\circ}\text{C}$ do S500 para $T_{95\%} \leq 370^{\circ}\text{C}$, o que limita significativamente a incorporação de frações mais pesadas ao óleo diesel final (Bonfá, 2011). Adicionalmente, há um incremento do número mínimo de cetano, que passa de 42 para o S500 para 48 no diesel S10, um salto relevante em termos de qualidade de ignição. A densidade máxima é reduzida de 0,865 para 0,850 ($20/4^{\circ}\text{C}$). A viscosidade máxima sofre uma pequena redução e alguns novos itens passam a ser controlados (teor de água, contaminação total, hidrocarbonetos policíclicos aromáticos e estabilidade à oxidação). Não há alterações em termos de resíduo de carbono, ponto de fulgor, teor de cinzas, corrosão, teor de água e sedimentos, cor, lubricidade ou ponto de entupimento. Índice de neutralização continua como acompanhamento e introduz-se controle para a condutividade estática (Bonfá, 2011).

Em termos de enxofre, o teor de 10 ppm é o menor valor encontrado nas especificações de diesel no mundo. Nos Estados Unidos, desde 2006, o diesel automotivo tem limite de enxofre em 15 ppm, enquanto na Europa, o teor máximo de enxofre do diesel automotivo é 10 ppm, especificação implementada em 2004 (Dieselnet, 2016). O diesel S10 europeu, no entanto, possui especificações mais rigorosas para número de cetano (51), Densidade máxima (0,845) e destilação $T_{95\%}$ (360°C) (Dieselnet, 2016). Caso a especificação nacional evolua para uma especificação mais próxima do diesel S10 europeu, isto pode representar mais restrições na produção do derivado com relação às correntes da refinaria que hoje são incorporadas ao diesel, resultando numa redução do percentual da produção de diesel em relação ao petróleo e necessidade de realocação das frações não incorporadas em outros produtos ou processos. O trabalho de Bonfá (2011) indicou que a evolução da especificação do diesel nacional para 100% S10 pode representar uma perda de até 7,5% do volume de diesel devido às propriedades da especificação adicionais ao enxofre, ou seja, considerando todas as correntes passando por hidrotatamento. Alternativas de menor rentabilidade econômica para as correntes intermediárias não incorporadas ao diesel são, por exemplo, a conversão no processo de craqueamento catalítico ou a diluição do óleo combustível.

Principalmente para atendimento das especificações do diesel produzido no Brasil, grande parte dos investimentos recentes para melhoria do parque de refino nacional foi em processos de tratamento de correntes que compõem os produtos finais das refinarias, envolvendo a instalação de novas unidades e otimização de projeto de unidades antigas para maior remoção de enxofre. O processo de

hidrodessulfurização é a opção mais comum para a remoção de compostos de enxofre das correntes de combustível. A reação ocorre com a adição de hidrogênio na presença de catalisadores, tipicamente a base de óxidos de cobalto, tungstênio ou molibdênio. A principal reação é a combinação do hidrogênio com o enxofre contido nas moléculas de hidrocarboneto, formando gás sulfídrico (H_2S). Outras reações relevantes são a conversão de compostos de nitrogênio em amônia e a saturação de olefinas e aromáticos. (Leffler, 2008).

A avaliação da necessidade de unidades adicionais de hidrotratamento, assim como outras unidades de processo relacionadas ao aumento de produção de diesel S10, é um dos pontos centrais desta dissertação, sendo realizada através de um planejamento estratégico com base nos resultados de um modelo matemático.

4. Modelo Matemático

4.1. Modelo e Método de Solução

A modelagem matemática a ser utilizada, conforme descrita em seguida, foi adaptada do artigo de Menezes, Kelly e Grossmann (2015), que se encontra na sua forma original no Apêndice 1. Esta modelagem matemática foi embasada na dissertação de doutorado de Menezes (2014) e otimiza os investimentos em uma refinaria de petróleo para construir novas unidades e expandir a capacidade de unidades existentes, considerando não linearidades das transformações que ocorrem nas unidades de processo e nos processos de blendagem, em uma escala discreta de tempo em anos, que considera o tempo para investimento e construção de novas unidades.

A funcionalidade de otimização estocástica disponível no modelo de referência não foi utilizada nesta dissertação devido à geração de probabilidades de cenários não estar no foco deste trabalho.

Em relação ao modelo de referência, nesta dissertação foram adicionadas duas melhorias na otimalidade da modelagem em relação aos seguintes pontos:

- 1) adição de propriedades da curva de destilação dos produtos da Unidade de Destilação atmosférica variando com a curva de destilação dos petróleos e com as proporções dos mesmos no *blend* de carga processada, considerando ainda a correção destas curvas pela distribuição dos *swing cuts*.
- 2) adição de correlações lineares para estimativa de qualidade da corrente de diesel produto da unidade de HDT, em função da carga de entrada na unidade (para curva de destilação, enxofre, cetano e densidade).

O problema multiperíodo resultante trata-se de um modelo hierárquico determinístico MINLP (*mixed-integer nonlinear problem*) que integra variáveis do planejamento estratégico de investimento (variáveis lógicas) e variáveis do planejamento operacional (relações de qualidade e quantidade), tendo como proposta para viabilizar sua solução uma heurística de decomposição deste modelo em dois modelos mais simples, sendo:

- 1) um modelo para o problema de nível estratégico, do tipo MILP (*mixed-integer linear problem*), relacionado ao planejamento de investimentos e camadas operacionais (otimização logística). Para um cenário futuro, de forma determinística, o problema de investimento consiste em determinar a expansão de unidades existentes e instalação de novas unidades em refinarias, o que é definido por variáveis binárias relacionadas à decisão de investimento e a variáveis contínuas relacionadas ao tamanho das novas capacidades a serem expandidas ou instaladas.
- 2) um modelo para o problema de nível operacional, do tipo NLP (*nonlinear problem*), no qual o recurso completo na cesta de petróleo, processamento e importações permite ao problema atender a demanda, dadas as decisões do nível estratégico (otimização da qualidade).

A função objetivo do problema MINLP apresentada na Equação 1, maximiza o valor presente líquido (VPL), que consiste no fluxo de caixa dos ganhos operacionais (CF_{op}) menos o fluxo de caixa dos custos de investimento em expansões e instalações de unidades de processo (CF_{inv}).

$$\begin{aligned}
 \text{máx } VPL_{MINLP} &= \sum_t CF_{op}(x_t) - CF_{inv}(x_t, y_t) && \text{Equação 1} \\
 \text{s. t. } A_t x_t + B_t y_t &\leq b_t \quad \forall t \\
 D_t y_t &\leq d_t \quad \forall t \\
 h_t x_t &= 0 \quad \forall t \\
 x_t &\in R^+, y_t \in \{0,1\}
 \end{aligned}$$

Os principais índices (sets) e variáveis deste modelo estão representados nas Tabelas 5, 6 e 7.

Tabela 5: Principais índices

R :	Refinaria
U :	Unidade, petróleo, pool, tanque, importação e exportação
N :	Número de um tipo de unidade
T :	Tempo
S :	Corrente (petróleos, produtos e intermediários)
V :	Variáveis Operacionais
P :	Propriedades (incluindo rendimentos)
W :	Grupo de capacidade de instalação ou expansão de unidade

Tabela 6: Principais variáveis do modelo de investimento (MILP)

$y_i (R,U,N,W,T):$	Variável binária de decisão de instalação de nova unidade
$y_e (R,U,N,T):$	Variável binária de decisão de expansão de uma unidade existente
$QI (R,U,N,W,T):$	Tamanho da capacidade instalada em nova unidade
$QE (R,U,N,T):$	Tamanho da capacidade instalada em unidade expandida

Tabela 7: Principais variáveis do modelo operacional (NLP)

$y_o (R,U,N,T):$	Informação sobre instalação de nova unidade (cfe. MILP)
$QF (R,U,N,T):$	Carga de entrada das unidades ($k m^3/d$) para todo $u \in U$
$QS (R,U,N,S,T):$	Correntes de saída das unidades ($k m^3/d$)
$Q (R,U,N,S,U,N,T):$	Transferência de correntes entre unidades ($k m^3/d$)
$pr (R,U,N,S,P,T):$	Propriedades das correntes para todo $s \in S$
$VAR_OP (R,U,N,V,T):$	Variáveis operacionais de uma unidade

A função objetivo do problema de nível estratégico, relacionado ao modelo de investimento (MILP) é apresentada na Equação 2, na qual maximiza a função VPL_{MILP} . O primeiro termo representa a receita operacional, função da vazão dos produtos (QF) e dos seus preços (pr). O segundo termo, representa o custo de investimento em novas unidades, em função da capacidade instalada (QI), relacionado aos termos α e β das funções de custo de investimento descritas no item 4.2. O terceiro termo representa o custo de investimento em expansões de capacidade de unidades existentes, em função da capacidade adicionada (QE), também relacionado aos termos α e β das funções de custo de investimento. Os três termos da equação têm seus valores corrigidos no tempo através da taxa de atratividade mínima para investimentos de refino (ir). Em comparação com a equação apresentada no artigo de referência no Apêndice 1, nesta dissertação a parte de custos de investimentos foi desdobrada na Equação 2 apresentando um termo para investimento em novas unidades e um termo para investimento em expansão de capacidade de unidades existentes.

$$\begin{aligned}
 \max VPL_{MILP} = & \sum_t \left(\sum_{t_0=t_i}^{t_0=t_f} \sum_{u \in U_1} \frac{pr_{u,t_0} \times QF_{u,t}}{(1 + ir_t)^{t_0}} - \sum_{u \in U_1} \sum_{w=1}^3 \frac{\alpha_{u,w,t} QI_{u,w,t} + \beta_{u,w,t} y_{u,w,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} \right. \\
 & \left. - coef. \sum_{u \in U_1} \frac{\alpha_{u,3,t} QE_{u,t} + \beta_{u,1,t} y_{u,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} \right)
 \end{aligned}$$

Equação 2

s.t.:

$$\sum_{u \in U_1} \sum_{w=1}^3 \frac{\alpha_{u,w,t} QI_{u,w,t} + \beta_{u,w,t} y_{u,w,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} + coef. \sum_{u \in U_1} \frac{\alpha_{u,3,t} QE_{u,t} + \beta_{u,1,t} y_{u,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} \leq CAP_t \quad \forall t < t_{end}$$

$$QC_{u,t+1} = QC_{u,t} + QN_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end}$$

$$QN_{u,t}^L y_{u,t} \leq QN_{u,t} \leq QN_{u,t}^U y_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end}$$

$$\sum_{t < t_{end}} y_{u,t} \leq 1 \quad \forall u \in U_I$$

$$D_{u,t} y_{u,t} \leq d_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end}$$

$$QF_{u,t} \leq QC_{u,t} \quad \forall u, t$$

$$\hat{h}_{u,t}(x_{u,t}) = 0 \quad \forall u, t$$

$$QC_{u,t}, QN_{u,t}, QF_{u,t}, x_{u,t} \in R^+, y_{u,t} \in \{0,1\}$$

Nesta modelagem do MILP há restrições não lineares utilizadas no recurso de capital financeiro e também em restrições semi-contínuas relacionadas a novos incrementos de capacidade. Se o projeto é selecionado, o custo de capital é ativado na restrição de recurso de capital e na função objetivo, reduzindo tanto a quantidade de capital disponível quanto o valor da função objetivo. Existem restrições relacionadas ao limite para instalação de somente uma unidade do mesmo tipo por período, assim como limite superior e inferior de capacidade de instalação e expansão. Também há limite de valor para o capital total investido. Para facilitar a resolução do modelo de investimento, o modelo utiliza equações que consideram a conectividade do projeto de refino, definindo de forma conjunta o investimento em unidades de processo dependentes.

A função objetivo do problema de nível operacional, relacionado ao modelo NLP, conforme Equação 3, maximiza a função VPL_{NLP} com termos semelhantes às da equação do problema de nível estratégico apresentado anteriormente, no entanto, com decisões fixas de investimento e capacidades das unidades.

$$\begin{aligned} \max VPL_{NLP} = & \sum_t \left(\sum_{t_0=t_i}^{t_0=t_f} \sum_{u \in U_1} \frac{pr_{u,t_0} \times QF_{u,t}}{(1 + ir_t)^{t_0}} - \sum_{u \in U_1} \sum_{w=1}^3 \frac{\alpha_{u,w,t} \bar{Q}I_{u,w,t} + \beta_{u,w,t} \bar{y}_{u,w,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} \right. \\ & \left. - coef. \sum_{u \in U_1} \frac{\alpha_{u,3,t} \bar{Q}E_{u,t} + \beta_{u,1,t} \bar{y}_{u,t}}{(1 + ir_t)^{t-1}} \right) \end{aligned}$$

Equação 3

$$\begin{aligned} s.t. \quad & h_{u,t} x_{u,t} = 0 \quad \forall u \in U_E, t \\ & QF_{u,t} x_{u,t} \in R^+ \end{aligned}$$

Nesta modelagem do NLP há restrições não lineares devido ao processo não linear de transformação e blendagem. Em geral, as equações lineares deste modelo estão relacionadas à mistura de petróleo, composição do preço, assay de petróleo e especificação dos produtos. O número destas equações e suas variáveis variam a cada interação do MILP-NLP, dependendo dos binários definidos no problema de nível estratégico.

A lógica de integração dos modelos de nível estratégico e nível operacional, ilustrada pela Figura 4, consiste em: realizar a iniciação de variáveis para o modelo MILP, através de uma rodada do modelo NLP para a estrutura de unidades de processo atual, no que é chamado de *warm up*; posteriormente, executar MILP para a definição dos investimentos e capacidades de unidades de processo necessárias para atender o volume de demanda de derivados, sem levar em conta as suas especificações; em seguida, otimizar o lucro da refinaria através do modelo operacional NLP, tendo a disponibilidade de unidades de processo e suas capacidades conforme definido no modelo MILP (y_t e QN_t , respectivamente), considerando nesta etapa as especificações dos derivados, otimizando alocação de correntes e *blend* de carga para atender à demanda de derivados (volume e especificações) dentro da máxima receita operacional. No algoritmo iterativo entre os modelos para otimização de resultados, a diferença de resultado da função objetivo dos modelos MILP e NLP é comparada e, se acima de uma tolerância pré-estabelecida (5%), é iniciada nova rodada dos modelos. Para a nova interação do modelo de investimento (MILP), as taxas e rendimentos (x_t) são tomados do último modelo de otimização da qualidade (NLP), o que faz com que as mudanças de processo (otimização considerando qualidade) sejam levadas para dentro do MILP.

Este método de decomposição tem como base a metodologia proposta no trabalho de Geoffrion (1972), citado por Menezes, Kelly, e Grossmann (2015),

onde variáveis mais complicadas, como as variáveis binárias, são fixadas para a solução de um problema simplificado e posteriormente são liberadas numa segunda interação do problema principal. Alguns exemplos de aplicação de métodos de decomposição de problemas MINLP de difícil solução para exemplos de problemas de grande dimensão podem ser encontrados no trabalho de Menezes, Kelly, e Grossmann (2015), que consta no Apêndice 1.

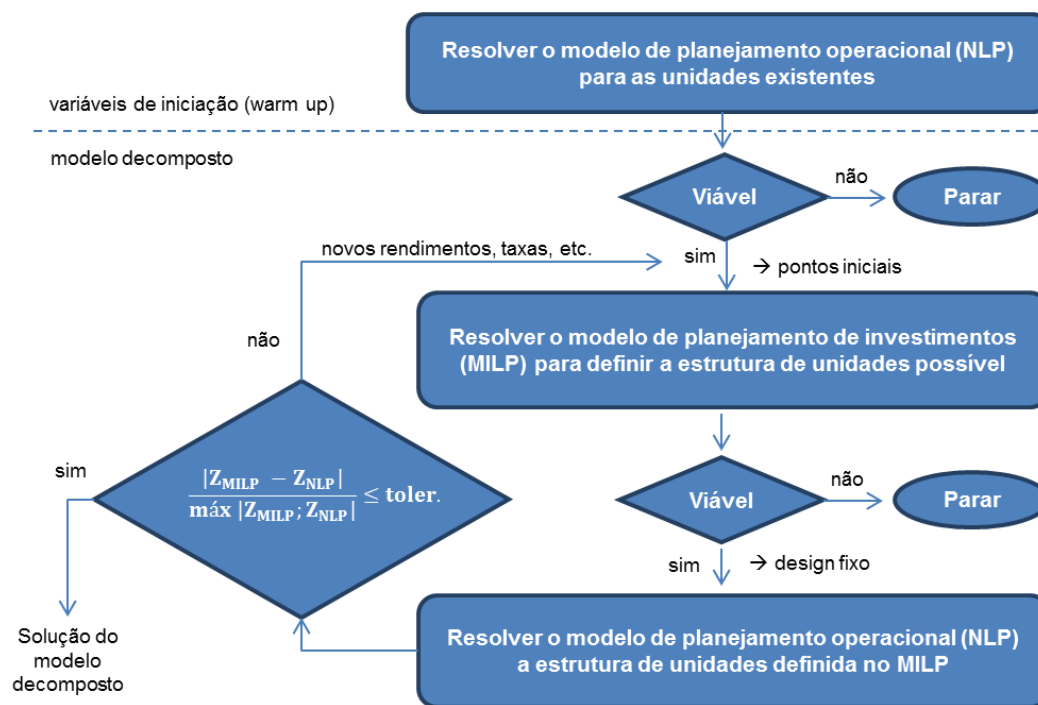


Figura 4: Lógica de resolução do modelo matemático utilizado (Adaptada de Menezes, Kelly, e Grossmann, 2015).

4.2. Custos de Investimento *versus* Capacidade

O custo de cada investimento em expansão ou instalação de unidades é composto por um custo fixo, relacionado a um coeficiente β , e um custo variável em função da capacidade a ser instalada, multiplicada por um coeficiente α . Os valores de α e β são específicos para cada tipo de processo de refino e têm como base funções de custo de processo em estudos de investimento disponibilizados para a Petrobras para custos de equipamentos no Brasil. Para linearização destas funções de custo para obtenção de α e β , foram definidos três grupos de capacidades para cada tipo de unidade, partindo de um valor inicial com incrementos lineares em função das novas capacidades. A Figura 5 mostra as funções não lineares de custo para diferentes unidades de processo que podem vir a ser instaladas no modelo de investimento e mostra, como exemplo, as

equações de linearização para a região 2 do grupo de capacidades das unidades de Craqueamento Catalítico (UFCC) e Coqueamento (DC), onde custo novas unidades = $\alpha x + \beta$ (Equação 4) e x é capacidade instalada.

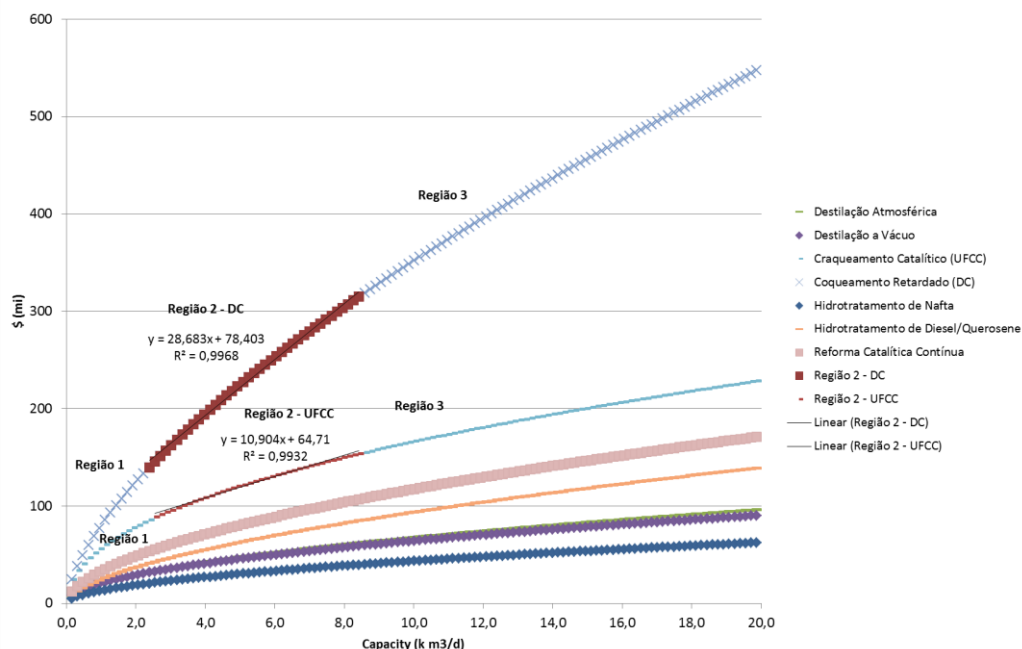


Figura 5: Curvas de custo de investimento em função da capacidade instalada para diferentes unidades de processo (Menezes, 2014).

Para investimentos em expansão de unidades existentes, diante da indisponibilidade de curvas de função de custo, foi feita a aproximação de utilizar para cada tipo de unidade, independente da capacidade expandida, o menor valor de α (correspondente ao valor da região 3) e o menor valor β (correspondente ao valor da região 1) das equações lineares provenientes das funções de custo mostradas na Figura 5. Para que a decisão sobre uma expansão da unidade fosse viável diante da opção de investir ou expandir, observando-se casos práticos de refinaria, aplicou-se ainda um fator de 50% na equação do custo de expansão (coeficiente de 0,5), resultando no custo de expansão = $0,5 (\alpha x + \beta)$ (Equação 5).

Sobre o valor calculado para os investimentos, o modelo matemático considera um desconto relacionado ao valor residual (*salvage value*) da planta no final da vida útil (25 anos), um desconto relacionado à depreciação e um valor adicional relacionado ao capital de manutenção requerido para a planta (*working capital*). Estes valores são variáveis com os anos de investimento e corrigidos para valor presente na mesma taxa de juros de correção dos outros termos do VPL.

4.3. Swing Cuts

Destaca-se neste modelo de planejamento operacional a utilização de *swing-cuts* entre alguns cortes de derivados, produtos das Unidades de Destilação Atmosférica e Destilação a Vácuo. Os *swing-cuts* são recursos para flexibilizar os pontos finais e iniciais de ebulição de alguns cortes de destilação, que muitas vezes são considerados fixos nas modelagens operacionais. A otimização dos *swing cuts* representa a definição da fração dos mesmo que vai para cada corte adjacente, resultando na correções na qualidade das correntes leve (de cima) e pesada (de baixo) do *swing-cut*, influenciando no rendimento de derivados, assim com nas suas propriedades, como: densidade, teor de enxofre, teor de acidez e curva de destilação. Para esta correção, utiliza-se uma interpolação linear interfacial baseada em cada propriedade, usando curvas de distribuição do petróleo em pseudo-componentes, (micro-cortes) segmentados a cada 10°C da curva de destilação (TBP), conforme exemplificado pela Figura 6. Com a utilização do recurso de *swing cuts*, o corte inicial ou final dos derivados pode variar em até 40°C, tendo uma influência rendimento e qualidade dos mesmos que pode ser relevante para a otimização do resultado do modelo operacional.

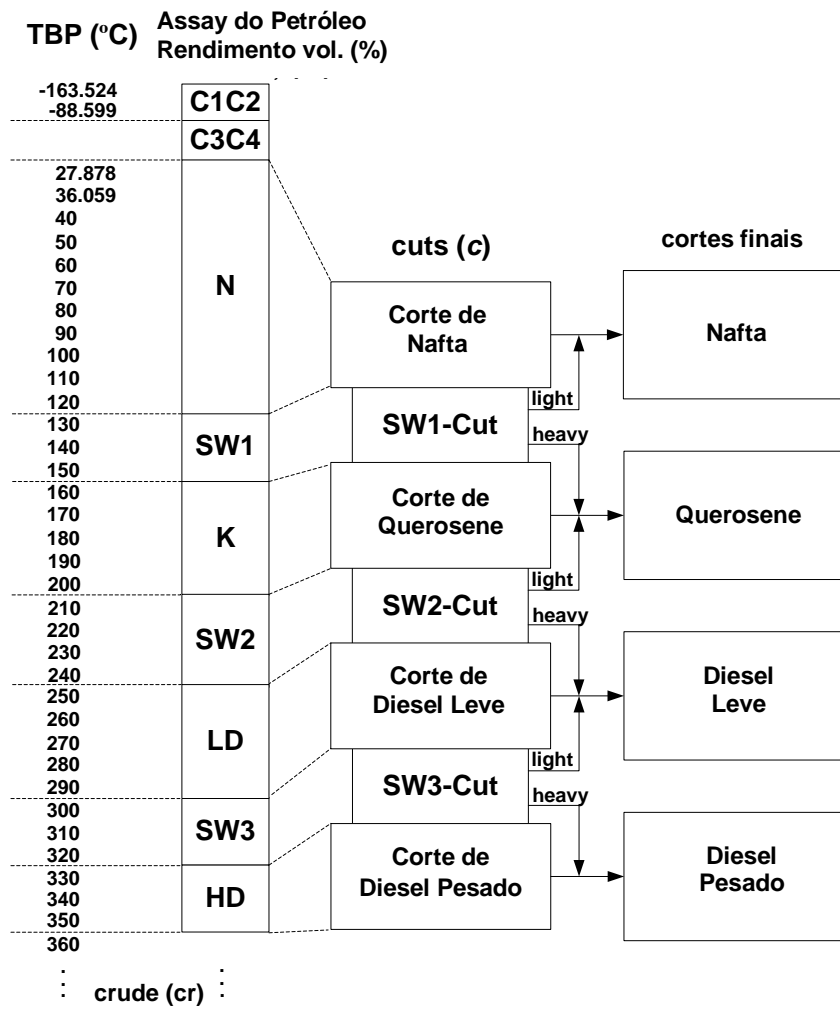


Figura 6: Representação dos cortes e *swing cuts* (SW) para a Unidade de Destilação Atmosférica.

5. Estudo de Caso

Este capítulo apresenta primeiramente no item 5.1 as principais características da refinaria utilizada no estudo de caso. Na segunda parte, nos itens 5.2 e 5.3 apresenta os casos de estudo e as premissas consideradas para a obtenção de dados através da modelagem matemática.

5.1. Refinaria REVAP

Um estudo de caso em escala industrial usando dados reais da indústria brasileira foi usado para avaliar a performance do modelo descrito no Capítulo 4 na otimização de problemas de larga escala. A refinaria utilizada como referência neste estudo de caso é REVAP, terceira maior refinaria do Brasil, capaz de processar 40.000 m³/d (252 kbpd), equivalente a 14% da produção nacional de derivados de petróleo. Seus produtos derivados do petróleo são: asfalto diluído, cimento asfáltico, coque, enxofre, gás carbônico, gasolina, GLP, hidrocarboneto leve de refinaria, nafta, óleo combustível, óleo diesel, propeno, querosene de aviação e solvente médio. O mercado sob influência da refinaria abrange todo Vale do Paraíba, Litoral Norte do Estado de São Paulo, Sul de Minas Gerais, Grande São Paulo, Centro-Oeste do Brasil e Sul do Rio de Janeiro, sendo que a mesma abastece 80% da demanda de querosene de aviação no mercado paulista e 100% do Aeroporto Internacional de Guarulhos (Petrobras, 2015a). A Tabela 8 lista as capacidades das principais unidades de processo nesta refinaria, conforme licença de operação pela Agência Nacional do Petróleo. Trata-se de uma refinaria de complexidade média-alta, devido à presença de unidades de craqueamento catalítico e coqueamento retardado.

Em 2014, de acordo com a ANP (2015a), a produção média diária da REVAP dos principais combustíveis foi: 89 kbpd de diesel, 60 kbpd de gasolina e 35 kbpd de querosene de aviação.

Tabela 8: Unidades de Processo da REVAP (ANP, 2015a).

Identificação	Unidade de Processo	Capacidade Nominal	
CD/VD	Destilação Atmosférica e a Vácuo	40.000 m ³ /d	252 kbpd
FCC	Craqueamento Catalítico	14.000 m ³ /d	88 kbpd
REF	Reforma Catalítica	1.750 m ³ /d	11 kbpd
C3EN	Separação de Propeno	557,5 t/d	
PDA	Desasfaltação a Propano	6.800 m ³ /d	43 kbpd
DC	Coqueamento Retardado	5.850 m ³ /d	37 kbpd
D2HT	Hidrotratamento de Diesel	6.500 m ³ /d	41 kbpd
D1HT	Hidrotratamento de Instáveis	6.750 m ³ /d	42 kbpd
LCNHT	Hidrodessulfurização de Nafta Craqueada	7.850 m ³ /d	49 kbpd
CLNHT	Hidrotratamento de Nafta de Coque	3.500 m ³ /d	22 kbpd
K1HT	Hidrotratamento de Nafta	3.200 m ³ /d	20 kbpd
K2HT	Hidrotratamento de Querosene	4.000 m ³ /d	25 kbpd
UGH	Unidades de Geração de Hidrogênio	1.630 kNm ³ /d	252 kbpd
URE	Unidades de Recuperação de Enxofre	187 t/d	88 kbpd

Além das unidades listadas na Tabela 8, a refinaria em referência também possui um Pátio de Armazenamento e Manuseio de Coque, Unidade de Pastilhamento de Enxofre, Unidade de Tratamento de Hidrocarboneto Leve de Refinaria, Transferência e Estocagem, Terminal de distribuição de derivados, Estações de Descarregamento de Derivados (C5+ e GLP), Unidade de Tratamento de Águas Ácidas, Estação de Tratamento de Despejos Industriais (ETDI) e Sistema de Utilidades (geração de vapor, energia elétrica e tratamento de água) (Petrobras, 2015a).

As unidades de processo de refino listadas na Tabela 8 foram organizadas no esquema de refino da Figura 7, demonstrando as interligações entre elas através das correntes intermediárias, assim como a destinação de correntes para a composição dos produtos finais, conforme considerado no estudo de caso do modelo matemático.

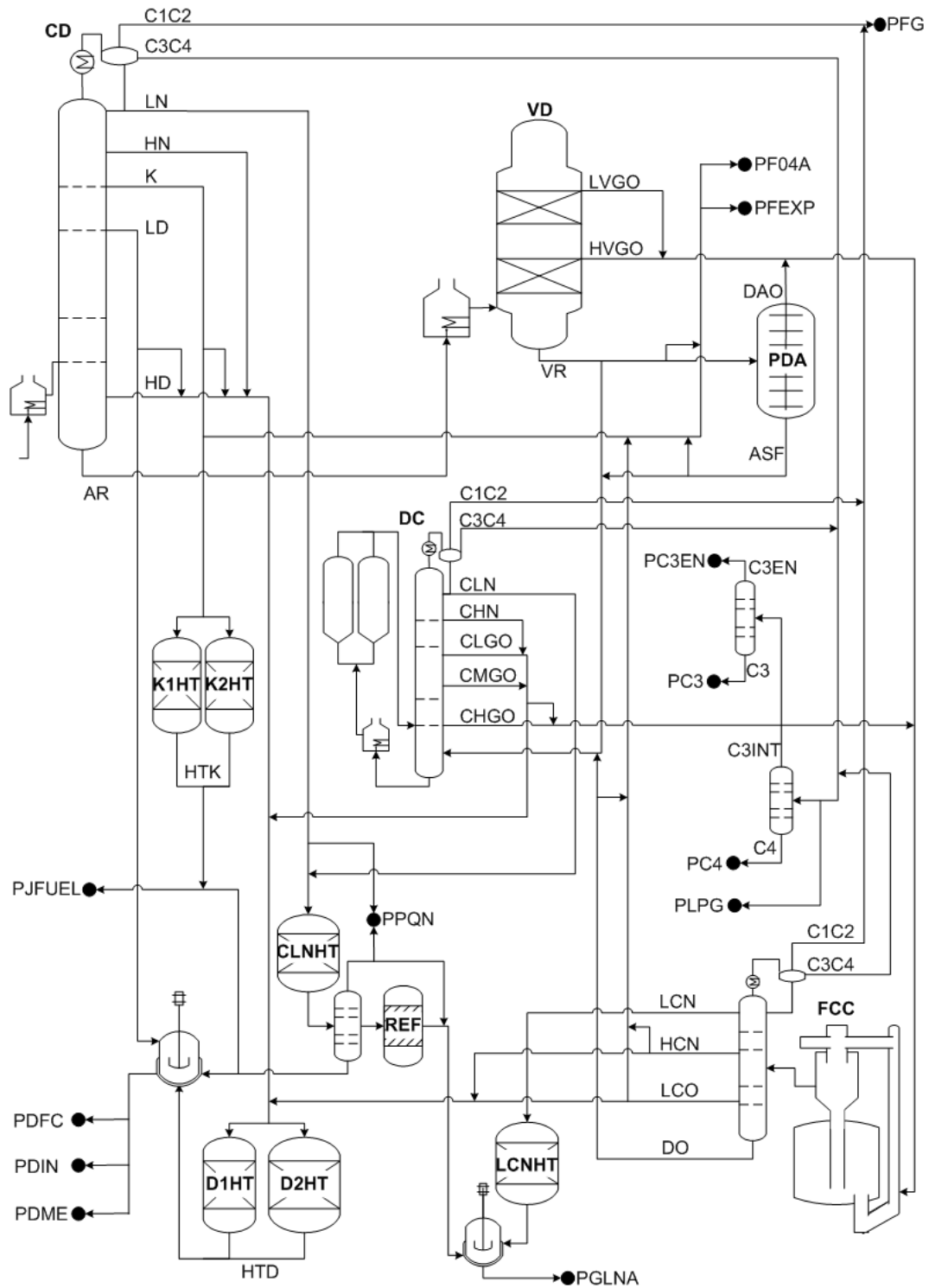


Figura 7: Esquema de Refino simplificado da REVAP (Adaptado de Menezes, 2014)

As principais correntes de derivados produtos desta refinaria, conforme a Figura 7, são:

- Gás combustível (PFG): pode ser composto pelas correntes de hidrocarbonetos com 1 e 2 carbonos (C1C2), provenientes das unidades de Destilação Atmosférica (CD), Craqueamento Catalítico (FCC) e Coqueamento Retardado (DC);
- Produtos da Faixa do GLP: propeno (PC3EN), propano (PC3), butano (PC4) e GLP (PGLP), que podem ser compostos pelas correntes com hidrocarbonetos com 3 e 4 carbonos provenientes das unidades de Destilação Atmosférica (CD), Craqueamento Catalítico (FCC), Coqueamento Retardado (DC) e Separação de Propeno (C3EN);
- Gasolina (PGLNA): pode ser composta pelas correntes da faixa da nafta provenientes da Unidade de Craqueamento Catalítico (FCC), após passarem pela Unidade de Hidrotratamento de Nafta de UFCC (LCNHT) e também pelo reformado proveniente da Unidade de Reforma Catalítica (REF), que processa correntes de nafta leve (LN e CLN) das Unidades de Destilação (CD) e Coque (DC);
- Querosene de Aviação (PJFUEL): produto ao qual pode se destinar a corrente querosene (K) da Unidade de Destilação (CD), que passa pelas Unidades de Hidrotratamento (K1HT ou K2HT).
- Diesel em diferentes especificações de enxofre: com 10 ppm (PDFC), com 500 ppm (PDIN) e com 1800 ppm (PDME), podendo ser compostos de correntes hidrotatadas nas unidades de Hidrotratamento de Instáveis (D1HT) e Hidrotratamento de Diesel (D2HT), que processam diesel pesado atmosférico, nafta leve, diesel leve e diesel médio de coque (CLN, CLGO, CMGO), óleo leve de reciclo de UFCC (LCO) e também pela corrente hidrotatada de querosene;
- Óleo Combustível em diferentes especificações de enxofre: com 1500 ppm (PF04A) e com 2500 ppm (PFEXP), que podem ser compostos pela corrente pesada da Unidade de Craqueamento Catalítico (FCC) e pelo resíduo de vácuo (VR) da Unidade de Destilação a Vácuo (UV), que não é destinado à Unidade de Coqueamento Retardado, e que pode passar pela Unidade de Desasfaltação (UDA). Para ajuste da viscosidade dos óleos combustíveis, é necessária a adição de uma fração de corrente leve diluente, que pode ser querosene (K), LCO, ou diesel.

No esquema de refino atual desta refinaria, existe apenas uma unidade de hidrotratamento com severidade de operação suficiente para a produção de diesel com 10 ppm de enxofre (S10). O aumento da demanda deste tipo de diesel, devido ao crescimento do mercado e também devido à migração gradual do mercado de diesel S500 de enxofre para diesel S10, é um dos pontos motivadores para a investigação da necessidade de investimentos na refinaria para os possíveis cenários futuros.

Na revisão da literatura publicada recentemente, tem-se como exemplo de estudo relacionado ao impacto da evolução da especificação do diesel o trabalho de Bonfá e Szklo (2012), que, através de uma modelagem linear do refino nacional com suas cargas e cortes típicos, estimaram para 2020 a possível redução na produção de diesel com a mudança de diesel S500 para diesel S10, devido às especificações de qualidade mais restritas. O estudo indicou a necessidade de instalação de novas unidades de hidrotratamento e a modernização de unidades existentes com baixa severidade de forma a atender a demanda de diesel com mínimas perdas em volume destas frações não incorporadas ao produto final. Em outro estudo recente, Menezes *et al.* (2014) utilizaram um modelo não linear de planejamento para avaliar o balanço do refino nacional com a demanda prevista para 2016 e 2020, a partir da situação em 2013, considerando os investimentos em refino que estavam previstos naquele momento para o país e identificando a necessidade de investimentos futuros.

Em comparação a estes trabalhos anteriores, a presente dissertação trata da avaliação de um caso de planejamento de investimento em refino, tendo a REVAP como referência, diante do crescimento da demanda de diesel S10 devido à evolução da especificação e também ao crescimento da demanda total de diesel, com mudanças consideráveis na previsão da taxa de crescimento do país. Esta dissertação utiliza uma ferramenta de modelagem que permite a otimização do planejamento operacional da refinaria, de forma a minimizar as necessidades de investimento ou de importação de derivados. Espera-se encontrar, em um cenário de restrições de investimento, resultados importantes para suporte a decisão sobre investimentos em refino em geral.

Para representar esta avaliação, a refinaria REVAP foi escolhida por sua complexidade de refino, com diversas correntes podendo compor o pool de diesel; por atender uma fração significativa do mercado de derivados do país e também por possuir unidades de hidrotratamento de diesel com diferentes severidades, com capacidade sobressalente para algumas unidades de conversão, sendo também interessante para a avaliação de expansões para balanceamento de

carga. Em estudos futuros, esta avaliação pode ser aplicada para dados reais de outras refinarias, ou mesmo, na avaliação conjunta de até quatro refinarias, conforme capacidade da ferramenta matemática utilizada.

5.2. Cenários e Casos de Estudo

Nesta dissertação serão feitas análises comparativas dos resultados do planejamento integrado de uma refinaria, diante da evolução da especificação do diesel no Brasil, considerando possibilidade de investimentos em aumento de capacidade de unidades existentes ou novas unidades, para diferentes cenários de demanda.

Estas análises pretendem mostrar informações quantitativas obtidas por modelagem matemática que podem embasar o processo de tomada de decisão em investimentos de refino e também as discussões sobre a especificação futura do diesel, tendo a importação de derivados como alternativa aos investimentos.

Para avaliar este estudo de caso, será utilizado um modelo hierárquico determinístico que integra variáveis do planejamento estratégico de investimento e variáveis do planejamento operacional, assim como sua proposta de resolução, ambos recém-desenvolvidos, quantificando o impacto real das possíveis mudanças futuras na rentabilidade do refino. Este modelo é chamado de modelo de planejamento estratégico integrado de refino. Para atendimento à demanda de derivados, o modelo utilizado tem a flexibilidade de variar a utilização da capacidade das unidades existentes, expandi-las, instalar novas unidades, variar o tipo de petróleo, as combinações de blendagem, ou ainda, importar derivados, quando economicamente mais vantajoso.

5.2.1. Casos de estudo

O modelo descrito no Capítulo 4, desenvolvido no software GAMS, foi utilizado para a otimização do planejamento estratégico de refino de diferentes casos de estudo. O ponto inicial de cada análise é a avaliação de necessidade de investimentos em refino para atender à demanda, considerando a melhor combinação de decisões para maximizar o VPL da refinaria. A análise de casos nesta dissertação foi desenvolvida em duas etapas, onde a primeira foi a comparação de cenários distintos de demanda de derivados, na qual foram realizadas:

1. Análise do caso atual (base), referente ao ano 2016, com esquema de refino atual;
1. Análise de investimentos nos períodos 2016-2020, 2020-2025, 2025-2030, considerando 4 cenários com diferentes demandas de diesel S10, os **cenários 1 a 4**, sendo que a demanda de diesel S10 varia com o crescimento do PIB, conforme taxa de crescimento dos outros derivados, e, adicionalmente, com a substituição gradual do diesel S500 por S10. Para estes cenários foi considerada a importação limitada em 15% da demanda para gasolina, querosene e diesel S10, de forma a não enfrentar restrições significativas na logística de suprimentos.

A segunda etapa foi a realização das seguintes análises de sensibilidade, tendo como caso base o caso com maior demanda de derivados referente ao Cenário 4 da etapa anterior:

- **Sem importação:** Análise de sensibilidade do Cenário 4 com importação restrita para gasolina, diesel S10 e querosene;
- **Sem investimentos:** Análise de sensibilidade do Cenário 4 sem a possibilidade de investimentos;
- **Pré-sal estável:** Análise de sensibilidade Cenário 4 diante de uma produção estável do petróleo do pré-sal, que possui maior rendimento de leves;
- **S10 Europeu:** Análise de sensibilidade Cenário 4 com a mudança na especificação do diesel S10 para a especificação europeia, mais restrita em algumas propriedades (densidade e curva de destilação);
- **Brent a 30 USD/bbl:** Análise de sensibilidade do Cenário 4 para preço menor do petróleo de referência (Brent);
- **Derivados 10% acima do importado:** Análise de sensibilidade do Cenário 4 para preço dos derivados superior ao preço dos produtos importados, em 10%.

Em cada um dos casos de estudo foram analisados:

1. Função objetivo (VPL), em comparação com caso de base;
2. Importação de Produtos;
3. Carga processada nas unidades (capacidade expandida ou sobressalente);
4. Custos de investimentos e período de implantação;

5. Tipo e porte das novas unidades e ampliações;
6. Sobreespecificação de propriedade dos produtos;
7. Otimização operacionais das variáveis de processo.

5.2.2. Cenários de Demanda de Derivados

Para a estimativa de demanda de derivados ao longo dos anos neste estudo, foram utilizados como base os dados de produção atual da refinaria e foi considerada uma evolução da demanda com base no crescimento do país, utilizando a taxa de crescimento do PIB.

As fontes de referência mencionadas no Capítulo 3 indicaram previsões de crescimento do PIB variando de baixa a moderadas. Com isso, foram considerados 4 cenários diferentes demanda de derivados, com crescimento em taxa equivalente ao crescimento do PIB. Devido às instabilidades no cenário político e econômico, considerou-se até 2020 um crescimento nulo ou baixo (1%). Após 2020, considerou-se um valor de crescimento baixo e outro moderado. A Tabela 9 mostra as taxas de crescimento destes 4 cenários e, como exemplo, indica o crescimento total da demanda de combustíveis em 2030 comparada à demanda em 2016.

Tabela 9: Cenários de demanda em função do PIB para o estudo de caso de planejamento de refino.

Cenário	Crescimento estimado PIB até 2020	Crescimento estimado do PIB de 2020 a 2030	Crescimento estimado da demanda de combustíveis em 2030 em relação a 2016
1	0,0%	1,0%	110%
2	1,0%	1,0%	115%
3	0,0%	2,5%	128%
4	1,0%	2,5%	133%

Para todos os produtos da refinaria foi considerada a mesma taxa de crescimento do PIB, exceto para o Coque, cuja demanda foi considerada estável. A demanda total de diesel teve o crescimento considerado conforme os cenários acima, no entanto, entre os tipos de diesel com diferentes especificações de enxofre, foi considerada uma alteração adicional na demanda, tendo a migração gradual do Diesel S500 para o Diesel S10. Atualmente, a produção de Diesel S10 representa de 30 a 40% da produção de diesel da refinaria Revap. Dentro dos 4 cenários do estudo de caso, esta migração foi considerada de duas formas

diferentes: fim do Diesel S500 em 2025 para os dois primeiros cenários e fim do Diesel S500 em 2030 para os dois últimos cenários. Com isso, os cenários obtidos tiveram uma demanda menor de diesel S10 no cenário 1 e uma demanda maior de diesel S10 no cenário 4, conforme indicado na Tabela 10, de forma a cobrir um panorama de diferentes possibilidades futuras.

Tabela 10: Demanda de diesel para os cenários de estudo.

Cenários	Ano de extinção do Diesel S500	Demanda de Diesel S10 em 2025, em relação à 2016
Cenário 1	2030	219%
Cenário 2	2030	224%
Cenário 3	2025	298%
Cenário 4	2025	310%

5.2.3. Preços de Petróleo e Derivados

Os preços de petróleo e produtos derivados do petróleo variam conforme a cotação do petróleo de referência, o Brent, que teve uma queda expressiva recentemente, passando de 110 US\$/bbl em janeiro de 2015 para 35 US\$ em dezembro do mesmo ano. As previsões da EPE para o Brent indicam um crescimento até um equilíbrio da oferta e da demanda em 2019 (MME, 2015a). Para o período seguinte, de 2019 a 2025, a EPE indica que a combinação de vários fatores deverá frear o crescimento dos preços do petróleo. Entre estes fatores, destacam-se a retomada de alguns projetos de Exploração e Produção (E&P), em particular no Iraque, nas areias betuminosas do Canadá, no pré-sal brasileiro e no *tight oil* norte-americano, a manutenção de um crescimento econômico mundial moderado e a maturação de políticas de substituição de derivados e de eficiência energética.

Os preços do petróleo referencial Brent utilizados nesta dissertação estão conforme as previsões da EIA para os próximos anos (EIA, 2015). Nesta referência, por exemplo, a previsão do Brent para 2016 é de 71 US\$/bbl. Apesar das previsões para o curto prazo estarem diferentes das cotações que vêm sendo praticadas em 2016, considera-se que as previsões de longo prazo da EIA sejam representativas, por refletirem o equilíbrio de oferta e demanda.

Considerando-se que num longo prazo os preços de derivados pelos produtores nacionais tendam a se equilibrar com os preços internacionais, tendo como exemplo a meta anunciada pela Petrobras de realizar a venda de derivados

no mercado nacional com paridade de preços internacionais⁴, conforme o seu Plano de Negócios e Gestão de 2015-2019 (Petrobras, 2015c), a precificação das correntes da refinaria foi definida para esta dissertação utilizando os referenciais internacionais no Golfo americano, tendo as cotações realizadas em 2015 para disponíveis na EIA (2016a): Propano (*Propane USGC*), Gasolina (*Conventional Gasoline USGC*), Querosene de Aviação (*Jet Fuel USGC*) e Diesel (*ULSD USGC*). Observando uma série histórica destas cotações, identifica-se uma estabilidade da percentagem da cotação de cada referencial em relação ao Brent. Com isso, a relação entre preços de derivados/brent foi determinada com base na média de preços realizados em 2015 e mantida fixa para a previsão plurianual de preços deste estudo. Sobre os preços referenciais, foram aplicados os custos de internação e a estimativa de custo de transporte, divulgados pelo Ministério de Minas e Energia (MME, 2015b). O preço do óleo combustível foi estimado com base no percentual do preço nacional em relação ao Brent, disponível no MME (2015b). O detalhamento do cálculo de preços das correntes da refinaria se encontra no Anexo 1.

5.3. Considerações e Premissas

Além das considerações de preços e demandas mencionadas nos itens anteriores, existem algumas particularidades deste estudo de caso que foram considerados nas premissas e restrições do modelo, conforme indicados em seguida, por tópico.

Processos de Refino e Blendagem

- Limite para importação de derivados: 15% da demanda
- Severidade da Unidade de HDT mais moderna = 99.9%;
- Severidade da Unidade de HDT mais antiga: 90% até 2025 e 99,9% após 2025, considerando uma melhoria tecnológica no reator e catalisador, viável para esta unidade;
- Percentual máximo de Extração na Unidade de Desasfaltação a Propano: 54%;

⁴ Paridade internacional de preços significa que o preço venda do derivado produzido internamente pelo refinador será equivalente à cotação de preços internacional adicionada das taxas de internação e frete. Esta consideração é favorável para a margem de lucro do refinador sobre os derivados que produz.

- Correntes possíveis de utilização como diluentes do óleo combustível: querosene, LCO, nafta craqueada pesada, gasóleo leve e médio de coque e nafta pesada de coque;
- Fração máxima do LCO a ser enviada para HDT e compor o diesel: 12,5%;
- Fração hidrotratada de diesel no produto final: 100% (a partir de 2020);
- Percentual de Etanol na gasolina produto final: 27%;
- Tipos de Petróleo: considerados 5 tipos de petróleos para representar os petróleos nacionais e importados disponíveis para as refinarias nacionais, tendo como referência o trabalho de Menezes *et al.* (2014), onde os petróleos nacionais são divididos em grupos por faixas de densidade ($^{\circ}$ API). A Tabela 11 lista estes 5 tipos de petróleo com suas características principais e o limite de percentual volumétrico deste petróleo na cesta da refinaria, correspondendo ao seu percentual da produção nacional no primeiro ano do estudo. Somente para o petróleo do tipo pré-sal, devido ao plano de aumento da produção nacional, foi considerado um aumento do seu limite de volume na cesta da refinaria, de forma que nos anos 2020, 2025 e 2030 sua participação possa ser de até 33%, 40% e 46% da cesta, respectivamente.

Tabela 11: Petróleos representativos da cesta disponível para processamento na refinaria (adaptado de Menezes *et al.*, 2014b).

Petróleo	Limite na cesta (em 2016)	Densidade ($^{\circ}$ API)	Densidade (kg/m ³)	Enxofre (%massa)	Acidez (mg de KOH/g)
Nacionais					
Leve	9%	33,2	0,859	0,091	0,226
Pré-Sal	24%	29,7	0,878	0,344	0,255
Médio	46%	25,2	0,903	0,519	0,196
Pesado	25%	20,5	0,931	0,608	1,007
Importado					
Ultra-leve	Sem limite	45,2	0,801	0,049	0,096

Investimentos

- Instalação de novas unidades limitada pelo número total de quatro unidades do mesmo tipo de processo (soma de todos os períodos);
- Realização de expansões de capacidade limitada em 1 expansão por unidade (soma de todos os períodos);
- Capacidade expandida limitada em 10% da capacidade nominal de cada unidade existente;

- Para evitar capital elevado em investimentos, que poderia vir a ser escolhido pelo modelo para produzir uma capacidade muito além da demanda em um cenário de margens de refino favorável, a produção de derivados foi limitada a 10% acima da demanda;
- Taxa mínima de atratividade para investimento em refino: 10%;
- Aumento de custos de investimento: nulo, com base nos índices estáveis de custo de investimento em refino desde 2012 (*Downstream Capital Cost Index* - DCCI). Fonte IHS (2016);
- Considerada uma capacidade mínima para instalação de novas unidades, variável de acordo com o tipo de unidade.

Custos

- Custo operacional do Refino estimado em 6,2 USD/bbl, representando principalmente os custos de pessoal, manutenção, custos com insumos (químicos e catalisadores), combustíveis para geração de energia e utilidades;
- Imposto sobre a receita: 34%, incluindo 25% de imposto de renda e 9% de contribuição social (Petrobras, 2015b).

6. Resultados e Discussão

Este capítulo será apresentado em duas partes: inicialmente, os resultados para a variação da taxa de crescimento da demanda e, posteriormente, os resultados para as análises de sensibilidade para o cenário de maior demanda, ambos com a análise crítica em comparação com os casos base, levando em consideração os pontos discutidos nos capítulos anteriores. Os dados que constam nesta análise foram obtidos na execução da modelagem matemática proposta em software GAMS, utilizando um notebook Intel Core i7 2.2 GHz. O porte do modelo é apresentado na Tabela 12, tendo como exemplo o cenário 4 do estudo, que foi o caso base para a comparação das análises de sensibilidade.

Tabela 12: Porte do modelo

Problema	Nº de Equações	Nº de Variáveis	Tempo de Execução
MIP	4506	5847 (528 discretas)	0,281 s
NLP	4677	5005	0,438 s

O solver utilizado para o problema NLP foi o CONOPT (v. 3.15P) e para o MILP o solver foi o CPLEX (v. 12.6.0.0). A diferença de VPL entre as funções objetivo dos problemas NLP e MIP variou de 0 a 2% nos diferentes casos de estudo. O modelo respondeu de forma satisfatória às mudanças nos dados de entrada e restrições, apresentando resultados consistentes com o entendimento dos processos de refino e tendo tempo de execução rápido com as ferramentas de sua resolução.

6.1.1. Resultados de investimento com variação da taxa de crescimento da demanda

Os diferentes casos de demanda de derivados foram resultantes das considerações de crescimento do PIB e considerações do ano de extinção do diesel S500 (migração para 100% diesel S10), conforme detalhado no item 5.2.2 (pág.47) e resumido na Tabela 13.

Tabela 13: Características dos cenários de demanda

Cenários	Crescimento PIB até 2020	Crescimento PIB 2020 a 2030	Ano de extinção do Diesel S500	Crescimento da Demanda ⁵ (2030/2016)
Cenário 1	0,0%	1,0%	2030	110%
Cenário 2	1,0%	1,0%	2030	115%
Cenário 3	0,0%	2,5%	2025	128%
Cenário 4	1,0%	2,5%	2025	133%

Inicialmente, os casos de variação da demanda foram executados sem a restrição de importação. Nesta condição, os resultados indicaram que é mais interessante economicamente suprir com importação o aumento da demanda em relação à capacidade de produção atual; ou seja, não é interessante o investimento de capital em refino para o período em análise, seja para novas unidades ou expansões de capacidade em unidades existentes, mesmo com os preços de derivados considerados com paridade internacional (favoráveis à margem de refino). Quando foi adicionada uma restrição da infraestrutura logística para a importação (limitada em 15% da demanda para diesel S10, gasolina e querosene), os investimentos em refino foram necessários.

Apesar do crescimento da demanda e consequente aumento da receita com a venda dos derivados, a implantação de novas unidades e expansões de capacidade teve um impacto negativo no VPL da refinaria, como mostra a Figura 8. Observa-se que, quanto maior a demanda de derivados (crescente do cenário 1 para o cenário 4), maior o investimento necessário e maior a redução no VPL em comparação com o cenário 1.

⁵ Para diesel, os valores representam crescimento da demanda total, sendo que há substituição gradual de diesel S500 por diesel S10.

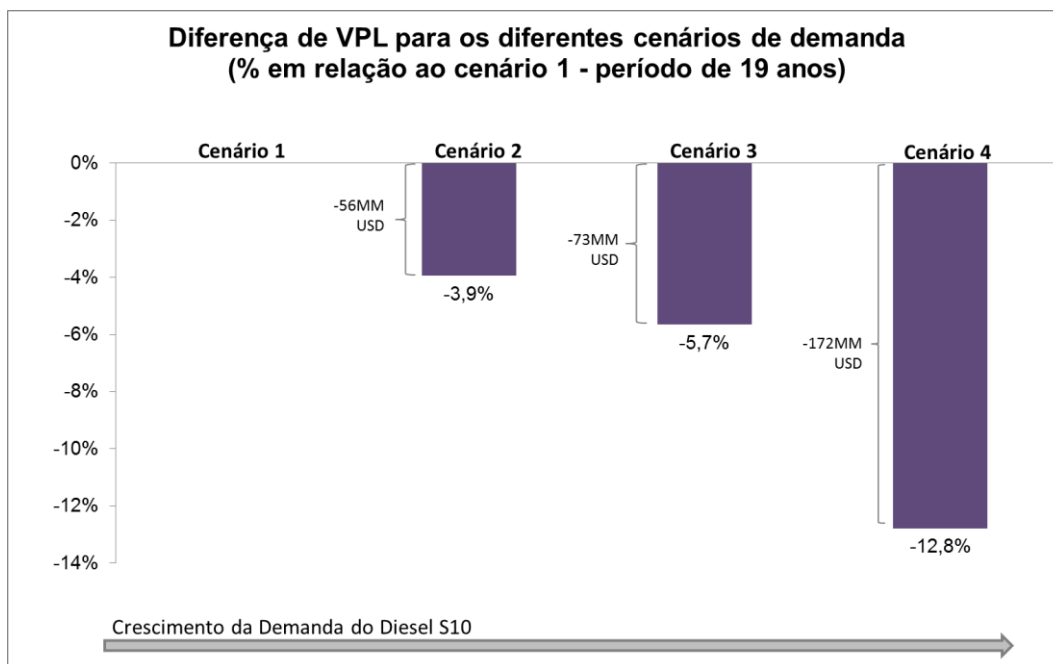


Figura 8: Diferença de VPL para os diferentes cenários de demanda

A redução de VPL nestes casos variou de 3,9% a 12,8%, o que representa uma ordem de grandeza de dezenas de milhões de dólares. Esta ordem de grandeza é menor do que nível de investimentos em capacidade que foram necessários (Figura 9), pois os custos de investimento são parcialmente compensados pela receita dos derivados produzidos.

A Figura 9 mostra o total de investimentos em expansão de capacidade de unidades existentes e instalação de novas unidades, em MM US\$, para cada período de análise do modelo, com conclusão da implementação dos projetos no ano indicado no eixo horizontal: 2016 a 2020, 2020 a 2025, 2025 a 2030. Não há investimentos no último período de análise (2030 a 2035).

Ao se comparar os quatro cenários em relação às necessidades de investimento, observa-se que a diferença de demanda teve impacto significativo no capital total a ser disponibilizado para investimentos, sendo que o cenário 4, de maior demanda, requer mais que o dobro dos investimentos do cenário 1, de menor demanda.

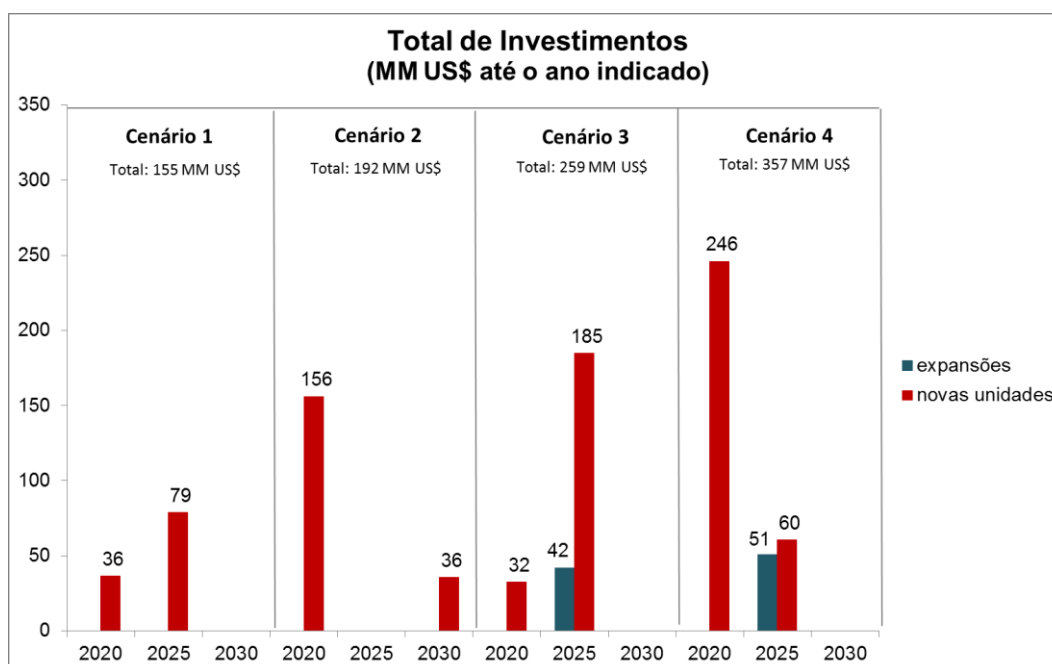


Figura 9: Total de Investimentos com a evolução da demanda de derivados

As capacidades de novas unidades e expansões se encontram na Tabela 14, detalhadas por tipo de unidade e período de instalação/expansão.

Os principais investimentos em novas unidades foram em hidrotratamento de diesel e querosene, sendo que uma nova unidade de hidrotratamento de diesel foi necessária em todos os cenários. Ressalta-se que foi considerada como premissa do modelo a modernização da unidade de hidrotratamento de baixa severidade existente na refinaria, a partir de 2020, de forma que seja capaz de produzir S10. Em relação à opção de expansão, somente houve investimento para a unidade de Destilação, que teve expansão no segundo período para os cenários 3 e 4, permitindo, por consequência, a redução de capacidade sobressalente na Unidade de Craqueamento Catalítico. Para todos os cenários, o modelo também indicou a oportunidade de instalar uma unidade de Isomerização, para maximizar a produção de gasolina dentro da especificação de octanagem. Com o aumento da demanda, como era de se esperar, as capacidades das unidades instaladas foram maiores. Os períodos de implantação tiveram uma influência combinada do aumento da demanda com a conciliação com a expansão da destilação. Destaca-se que a antecipação no ano de extinção do Diesel S500 não causou a antecipação do investimento em HDT para o primeiro período.

Tabela 14: Capacidade de novas unidades implantadas e expansões para os diferentes cenários de demanda.

Capacidade em m ³ /d	2016 a 2020	2020 a 2025	2025 a 2030
Cenário 1			
HDT de Diesel		1.000 (nova)	
Isomerização	925 (nova)		
Cenário 2			
HDT de Querosene			1.000 (nova)
HDT de Diesel	1.000 (nova)		
Isomerização	1.105 (nova)		
Cenário 3			
Destilação		2.579 (expansão)	
HDT de Querosene		1.097 (nova)	
HDT de Diesel		2.138 (nova)	
Isomerização	754 (nova)		
Cenário 4			
Destilação		3.902 (expansão)	
HDT de Querosene		1.103 (nova)	
HDT de Diesel	2.792 (nova)		
Isomerização	449 (nova)		

Para análise de importação, o resultado do modelo para importação dos principais derivados (diesel, gasolina e querosene) foi disposto na Figura 10 em relação percentual com a demanda.

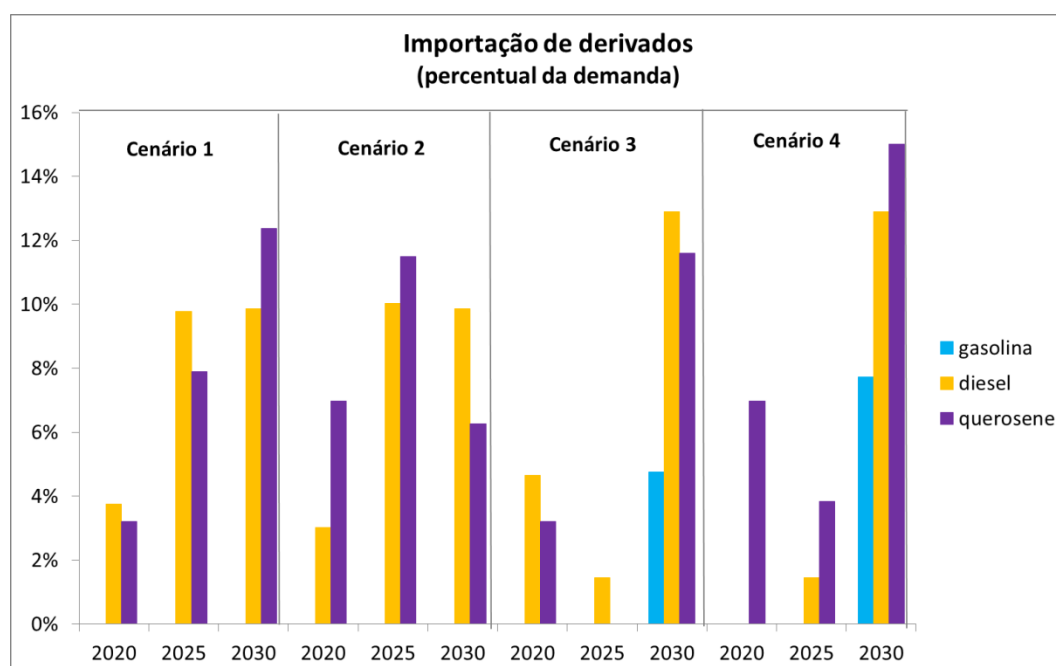


Figura 10: Percentual de importação dos principais derivados

A Figura 10 mostra que nos períodos de maior demanda de cada cenário, percentuais significativos de importação são atingidos, especialmente para diesel e querosene. A importação destes derivados foi limitada em 15% da demanda,

como restrição do modelo matemático, representando as limitações logísticas de importação. Como mencionado anteriormente, se não houvesse limitação logística, importação seria mais favorável para o VPL da refinaria em comparação com a opção de investimento para suprimento da totalidade da demanda via produção nacional.

Para a importação, vale ressaltar uma preocupação adicional da ANP (2013a) de que o diesel, que responde individualmente pelo maior volume de importações, pode trazer complicações adicionais para a logística de abastecimento com a evolução do percentual de S10 no mercado, que requer ativos dedicados para armazenagem e transporte. Problemas de contaminação do novo diesel ao longo da cadeia, deixando-o fora das especificações estabelecidas pela ANP, poderão se revelar como fontes adicionais de estresse logístico para o abastecimento nacional.

Tendo o cenário 4 de maior demanda como exemplo, destacam-se algumas particularidades de otimização do modelo matemático utilizado:

- Entre as variáveis operacionais ajustadas, a Unidade de Craqueamento Catalítico teve seu ponto ótimo econômico de operação com baixa severidade, o que foi refletido na definição da temperatura de reação no seu limite inferior e temperatura da carga combinada no seu limite superior, o que resulta em menor conversão da carga em gasolina, podendo favorecer, por outro lado, a produção de correntes que compõem o diesel.
- As propriedades de densidade do querosene e da gasolina foram definidas próximas do limite inferior, indicando a maximização da produção de querosene pela incorporação da fração pesada da nafta.
- Para o diesel S10, houve sobreespecificação em relação ao cetano e a densidade atingiu o limite máximo nos períodos iniciais. O enxofre ficou de acordo com o limite máximo da especificação, sendo que para todas as unidades de hidrotratamento, o modelo definiu a operação na máxima severidade possível para a remoção de enxofre. Na prática, uma maior severidade pode representar menor tempo de campanha e maiores custos de manutenção. Diante da folga nas propriedades do diesel, uma análise de sensibilidade do cenário 4 para a especificação S10 europeu não apresentou resultados diferentes do caso base sem esta modificação.
- Em relação aos *swing cuts* (SW, ilustrados na Figura 6, página 39), a otimização operacional indicou o destino preferencial do tanto do SW1 quanto do SW2 para querosene. O destino do SW3 teve preferência por

diesel pesado, exceto no período 3, apesar tanto diesel leve quanto do diesel pesado serem destinados ao hidrotratamento.

- Em relação à escolha de petróleos, houve preferência pelos petróleos de médio a pesado na cesta da refinaria, conforme indicado na Figura 11, sendo que o petróleo do pré-sal, de característica médio-leve, não foi utilizado no máximo da sua disponibilidade nos períodos com maior demanda de derivados leves. Com isso, a análise de sensibilidade do cenário 4 realizada mantendo-se inalterada a disponibilidade de petróleo do pré-sal, em um exercício para uma situação de ausência de crescimento na produção, apresentou resultados semelhantes aos do cenário 4 sem esta restrição.

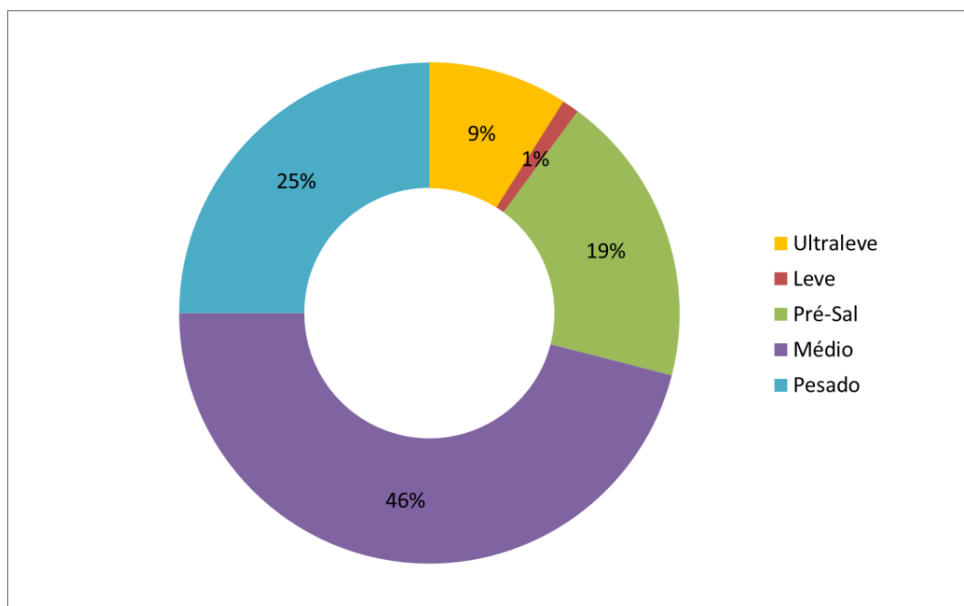


Figura 11: Composição da cesta de petróleo típica do Cenário 4

O crescimento da demanda de derivados considerado nestes quatro cenários de análise foi embasado nas taxas de crescimento do país (PIB). Conforme discutido no Capítulo 3, esta dissertação foi desenvolvida em um momento de incertezas relevantes sobre esta taxa de crescimento do país. Diante dos impactos relevantes da demanda na necessidade de investimentos e no VPL da refinaria observados neste estudo, fica reforçada a necessidade de uma discussão periódica aprofundada a respeito de fatores que afetam o consumo de derivados de forma a suportar as decisões sobre futuros investimentos. Um ponto interessante para aprofundamento são os fatores mencionados no Capítulo 3 que podem ter influência na demanda de derivados (além do PIB), que são fatores que

contribuem para a redução da demanda, como por exemplo, a utilização eficiente dos recursos energéticos seja por evolução das tecnologias ou por mudança de perfil de consumo, tendo um impacto na minimização das necessidades de investimento em refino.

6.1.2. Resultados das análises de sensibilidade

O Cenário 4 foi escolhido para realização de algumas análises de sensibilidade, por ser o cenário de maior demanda de derivados e maior demanda de diesel S10. Para isso, foram adicionadas algumas restrições ou modificações de premissas no modelo deste cenário e foram quantificadas as diferenças em VPL e investimentos para as considerações feitas. Os casos derivados deste cenário, descritos no item 5.2.1 (pag.45) foram:

- **Sem importação:** importação restrita para gasolina, diesel S10 e querosene;
- **Sem investimentos:** sem a possibilidade de investimentos (com importação liberada);
- **Pré-sal estável:** produção estável do petróleo do pré-sal, que possui maior rendimento de leves;
- **S10 Europeu:** mudança na especificação do diesel S10 para a especificação europeia, mais restrita em algumas propriedades (densidade e curva de destilação);
- **Brent a 30 USD/bbl:** preço menor do petróleo de referência (Brent);
- **Derivados 10% acima do importado:** preço dos derivados superior ao preço dos produtos importados, em 10%.

O resultado do caso “S10 Europeu” foi semelhante ao resultado otimizado do cenário 4 sem restrição, devido ao caso base não ter atingido o limite de especificação do diesel em cetano e densidade. O caso “Pré-Sal Estável” também foi semelhante ao resultado otimizado do cenário 4, devido ao caso base não ter atingido o limite de petróleo pré-sal na cesta da refinaria. Portanto, estes dois casos não foram apresentados nos gráficos e discussões seguintes.

A análise de sensibilidade destes casos se inicia pela comparação de VPL com o caso base (cenário 4 sem restrições adicionais), sendo que a Figura 12 mostra a diferença de cada caso para o caso base em percentual e também em milhões de dólares americanos (MM US\$).

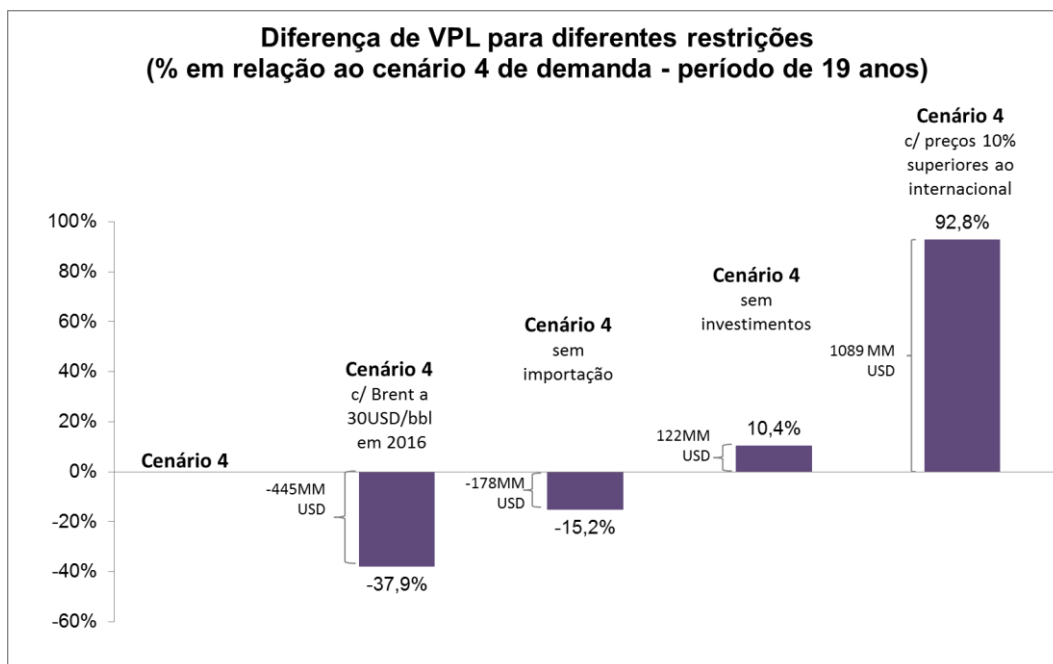


Figura 12: Diferença de VPL para a adição de restrições e particularidades ao Cenário 4.

Os resultados apresentados na Figura 12 mostram que a maior rentabilidade entre todos os casos de estudo ocorre para quando os preços de venda dos derivados produzidos nacionalmente são 10% superiores ao preço dos derivados internacionais. Este caso se inspira em uma possibilidade dos preços dos derivados ficarem acima das cotações internacionais (somadas às taxas de internacionalização e frete), quando estas cotações internacionais tiverem uma queda ao acompanhar as cotações do Brent. A Petrobras (2015b) reporta que, em um longo prazo, tem a intenção de vender os produtos no Brasil em paridade com os preços internacionais; no entanto, uma vez que os preços da gasolina, diesel e outros derivados não foram ajustados para refletir a volatilidade em curto prazo nos mercados internacionais, as margens de refino no seu último período de informações financeiras podem ter sido significativamente diferentes do que as de outras companhias de petróleo internacionais integradas.

A análise de sensibilidade para um preço menor de petróleo mostrou a maior redução no VPL em relação ao caso base, devido à queda no preço dos derivados, pela forma em que foram calculados através de um percentual fixo em relação ao Brent, resultando em uma queda da margem de refino. Na prática, diante da variação do preço do petróleo referencial (Brent) ao longo dos anos, espera-se

que o *crack-spread* (321)⁶ dos produtos em relação ao petróleo não sofra impacto significativo desta variação na média anual, refletindo uma margem de refino relativamente estável para manter sustentável o negócio de refino. A Petrobras (2015b) reporta que os preços dos derivados de petróleo no Brasil têm um impacto mais significativo sobre os resultados financeiros das refinarias do que os preços de petróleo.

O caso sem investimentos reflete a preferência na otimização do planejamento estratégico pelo investimento mínimo, suprimindo o aumento da demanda através de importação, conforme mencionado anteriormente. Neste caso, foram removidas as limitações de importação (15% dos principais derivados), resultando em um VPL superior ao caso base. No entanto, este resultado pode não ser viável na prática, pela possibilidade de encontrar restrições na infraestrutura logística de importação. A diferença entre este caso e o caso com importação e investimentos liberados é somente o investimento na Unidade de Alquilação para maximização da produção de gasolina.

Uma análise oposta do caso com importação máxima (sem investimentos) foi o caso sem importação, que leva a um VPL inferior ao caso base devido ao patamar de investimento em novas unidades de refino ser muito superior aos outros casos. Este patamar de investimentos é mostrado na Figura 13, que apresenta o total de investimentos em expansão de capacidade de unidades existentes e instalação de novas unidades, em milhões de dólares (MM US\$), para cada período de análise do modelo, com conclusão da implementação do projeto no ano indicado no eixo horizontal: 2016 a 2020, 2020 a 2025, 2025 a 2030. Não há investimentos implementados no último período de análise (2030 a 2035).

⁶ Crack spread 321 é um indicador do lucro de refino obtido pelo preço de venda de 2 volumes de gasolina e 1 volume de diesel menos o custo de 3 volumes do petróleo. Na prática, a margem de refino se difere do crack spread devido ao rendimento de derivados e também ao custo operacional do processamento do petróleo (EIA, 2016b).

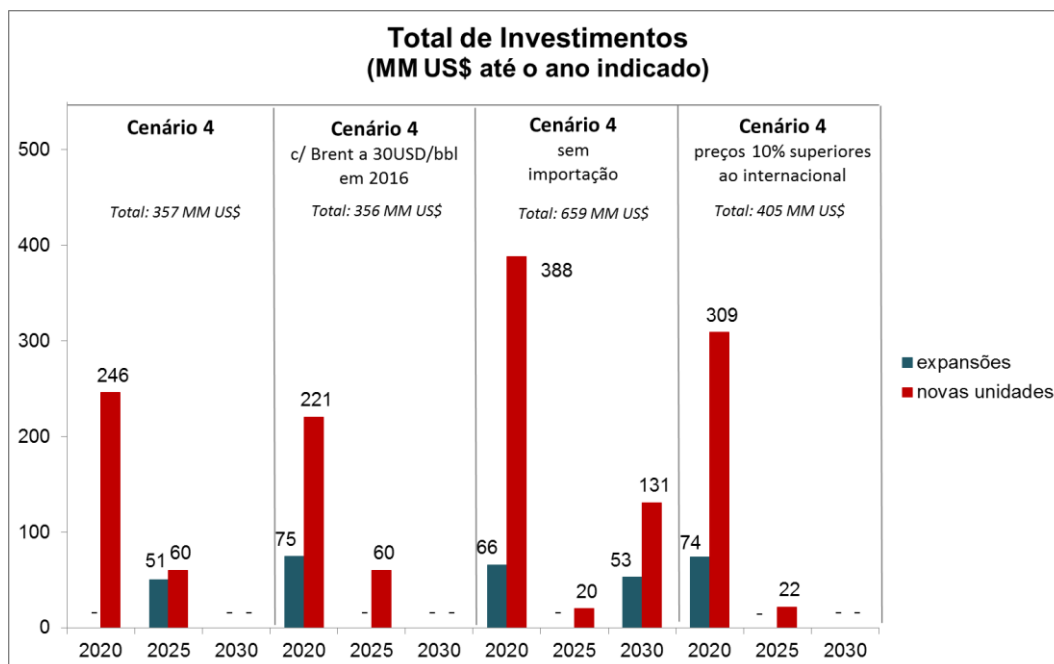


Figura 13: Total de Investimentos para os casos de análises de sensibilidade

O resumo dos investimentos em novas unidades e capacidade de expansão para os casos de estudo das análises de sensibilidade estão apresentados na Tabela 15.

A análise dos investimentos escolhidos pelo modelo para as variações do cenário 4 mostrou que o cenário de menor preço de petróleo possui investimentos similares ao cenário 4 e o cenário sem importação é o mais crítico para uma situação de restrição de capital para investimento em refino, pois requer um investimento 85% superior ao caso base, concentrado já no primeiro período. O aumento de investimentos no cenário com preços de produto superiores reflete o incentivo da margem mais favorável de refino.

Para todos os casos, se repetem os investimentos em Hidrotratamento de Diesel e Querosene e expansão da unidade de Destilação, concentrados nos primeiros períodos. Estas indicações estão consistentes com o estudo recente de Bonfá e Szklo (2012), que mencionaram a necessidade de instalação de novas unidades de hidrotratamento e a modernização de unidades existentes com baixa severidade de forma a atender a demanda de diesel com mínimas perdas em volume destas frações não incorporadas ao produto final. Em uma segunda comparação, o estudo de planejamento de refino de Coelho (2015) avaliou o investimento em refino nacional para demandas previstas pela IEA- World Energy Outlook 2013 e não indicou necessidade de investimentos em refinarias existentes no estado de São Paulo, indicando apenas investimentos para refinarias do

Nordeste relacionados ao atendimento do mercado de gasolina (Hidrocrackeamento e Destilação a Vácuo) e Refinarias Rio-Minas relacionados à especificação de enxofre (hidrotratamento de gasolina). Coelho (2015) indicou que há espaço para *revamps* no parque de refino atual, o que pode, na prática, levar a uma menor expansão de novas refinarias em nosso país.

Para o caso sem importação, há uma expansão adicional na unidade de Destilação a Vácuo e a implantação de uma nova Unidade de Destilação. Destaca-se que não houve investimentos em unidades de Craqueamento Catalítico e Coqueamento Retardado para nenhum dos casos, inclusive os casos de variação da demanda.

Tabela 15: Capacidade de novas unidades implantadas e expansões para os casos de análise de sensibilidade do Cenário 4.

Capacidade em m³/d x período de implantação	2016 a 2020	2020 a 2025	2025 a 2030
<i>Cenário 4, Caso S10 Europeu e Caso % Pré-Sal Estável</i>			
CDU		3.902 (expansão)	
HDT de Querosene		1.103 (nova)	
HDT de Diesel	2.792 (nova)		
Isomerização	449 (nova)		
<i>S10 atual sem importação</i>			
Destilação	4.000 (expansão)		
Destilação			5.328 (nova)
Vácuo			1.887 (expansão)
Fracionadora de Nafta Coque			943 (nova)
HDT de Querosene	2.345 (nova)		
HDT de Diesel			138 (expansão)
HDT de Diesel	4.755 (nova)		
HDT de Nafta Coque			1.000 (nova)
Isomerização			708 (nova)
Reforma			444 (nova)
<i>S10 atual Preços 10% acima</i>			
CDU	3.902 (expansão)		
HDT de Querosene	1.103 (nova)		
HDT de Diesel	2.792 (nova)		
Isomerização		744 (nova)	
<i>S10 atual Brent 30</i>			
CDU	4.000 (expansão)		
HDT de Querosene		1.103 (nova)	
HDT de Diesel	2.792 (nova)		

Para análise de importação, o resultado do modelo para importação dos principais derivados (diesel, gasolina e querosene) foi disposto na Figura 14 em relação percentual com a demanda.

Observa-se que todos os casos atingem percentual de importação próximo ao limite máximo no último período (maior demanda), especialmente diesel S10 e querosene. O caso sem investimentos, mencionado anteriormente, não teve restrição da importação para garantir a viabilidade dos resultados e identifica que a importação de diesel e querosene pode ser próxima a 25% para o atendimento de maiores demandas do que as atuais demandas do país.

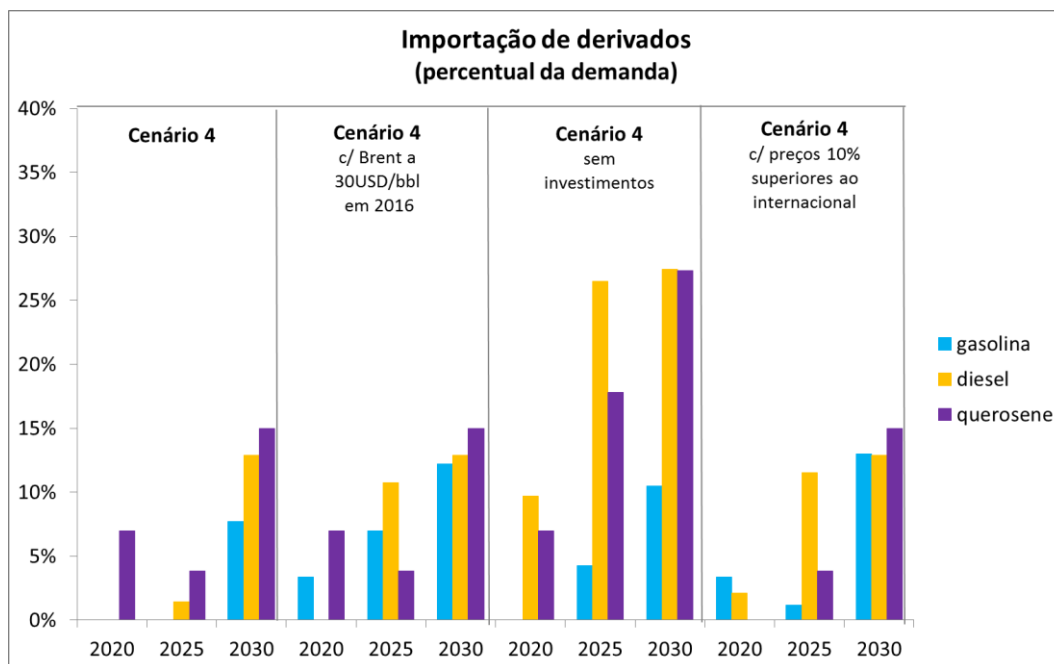


Figura 14: Importação nos casos de análise de sensibilidade.

No fechamento deste capítulo de análises, destaca-se o impacto dos fatores econômicos nos resultados de planejamento de refino: os resultados obtidos foram a partir de considerações de preço de petróleo, produtos e custo de implantação de unidades descritos ao longo desta dissertação, que podem na prática ser diferentes. Dadas as incertezas nas previsões de preço e demanda, marcadas pela queda considerável no preço do Brent, abertura das exportações de *tight oil* americano e desaceleração da economia brasileira, a revisão das considerações reportadas neste estudo pode ser necessária para futuras análises de suporte à decisão, diante de atualizações nas previsões de preço a partir de um momento de maior estabilidade política e econômica.

Em relação ao modelo matemático utilizado, considera-se interessante a sua possibilidade de extensão para planejamento integrado considerando mais de uma refinaria, conforme reportado no estudo de Menezes (2014), com intercâmbio de correntes intermediárias entre refinarias, podendo resultar na maximização de resultado tanto para uma refinaria específica quanto para o conjunto destas

refinarias. A REVAP, por estar localizada no estado de São Paulo, com outras 3 refinarias de petróleo, apresenta sinergias com estas refinarias a serem consideradas no planejamento estratégico de investimentos. Por exemplo, o tamanho das capacidades das novas unidades a serem instaladas na refinaria em estudo, de acordo com os resultados indicados na Tabela 14 e Tabela 15 é relativamente pequeno em comparação com a capacidade atual das unidades existentes; com isso, a exploração das possibilidades de transferência de cargas intermediárias de uma refinaria para unidades com capacidade sobressalente em outra refinaria, como hidrotratamento e craqueamento catalítico, pode minimizar as necessidades futuras de investimento e otimizar o resultado global em refinarias integradas.

7. Conclusão

O objetivo desta dissertação foi analisar o planejamento de investimentos em refino, considerando o crescimento da demanda de diesel S10, e também o crescimento plurianual da demanda de derivados. A análise foi realizada através de um estudo de caso uma das maiores refinarias brasileiras, a REVAP, e foi utilizado um modelo matemático para planejamento integrado de refino de petróleo recentemente desenvolvido. Foram levantados os fatores e considerações necessários para a análise e planejamento de investimentos em refino, o que permitirá uma atualização das análises em trabalhos futuros, diante de novos cenários econômicos e operacionais.

Na indicação de necessidades de investimento na refinaria deste caso de estudo, foi observado um impacto relevante da demanda de derivados, variando entre os casos na ordem de dezenas de milhões de dólares para um período de 19 anos de análise. Quanto maior a demanda, menor o VPL devido ao maior nível de investimentos necessário e, conseqüentemente, ao desconto do custo destes investimentos da rentabilidade com a venda de derivados. O resultado ótimo do modelo foi obtido com investimento mínimo e importação máxima, sendo que, se não houvesse restrições da infra-estrutura logística de importação, a implantação de novas unidades de processo seria escassa e a importação de diesel e querosene ultrapassaria 25% da demanda.

Diante dos limites de importação, em geral, o modelo indicou a necessidade de investimento em novas unidades de hidrotreatamento de diesel e querosene e expansão da unidade de destilação existente. Estas indicações estão consistentes com os tipos de novas unidades indicadas no estudo recente de Bonfá e Szklo (2012), de forma a atender a demanda de diesel com mínimas perdas em volume destas frações não incorporadas ao produto final. Os resultados desta dissertação também vão de encontro aos resultados do estudo de planejamento linear de refino de Coelho (2015), que avaliou o investimento em refino nacional, não indicou necessidade de investimentos em refinarias existentes para o grupo de refinarias de São Paulo.

O porte de capacidade destas unidades foi relativamente pequeno, em comparação com as unidades existentes, indicando que a sinergia com outras

refinarias no intercâmbio de cargas intermediárias pode resultar na minimização de investimentos para um maior resultado global de rentabilidade.

Nas análises de sensibilidade do cenário de maior demanda, o maior resultado de VPL da refinaria foi obtido no caso em que os preços de derivado foram considerados acima do preço de paridade internacional, o que vem sendo praticado neste momento no mercado de derivados nacional. O menor VPL foi obtido para o caso com menor preço de petróleo, devido à forma em que os preços de derivado foram calculados em relação percentual ao Brent. As análises de sensibilidade para a evolução da especificação do diesel para S10 europeu (mais restrita) e para disponibilidade constante do petróleo do pré-sal (diante de uma produção estável) não apresentaram diferenças em relação ao caso base sem estas restrições adicionais, pois na otimização operacional do caso base as variáveis relacionadas a estes casos não atingiram seus limites.

Na análise de resultados do planejamento integrado de investimentos, observou-se um impacto relevante dos fatores econômicos como preço de petróleo, preço de produtos e custo de implantação de unidades, que podem na prática ser diferentes das considerações feitas nestas análises. Esta dissertação foi desenvolvida em um período de incertezas relevantes nas previsões de preço e demanda, marcado pela queda considerável no preço do Brent, abertura das exportações de *tight oil* americano e desaceleração da economia brasileira. Uma oportunidade em futuras análises de suporte à decisão é a revisão das considerações reportadas neste estudo, diante de atualizações nas previsões futuras a partir de um momento de maior estabilidade política e econômica.

O modelo matemático utilizado apresentou resultados consistentes com o entendimento dos processos de refino. Houve facilidade para a implementação de pequenas modificações em suas restrições e alteração nos dados de entrada para a avaliação de diferentes casos em tempo de execução satisfatório com as suas ferramentas de resolução. As contribuições para a otimalidade da modelagem nas curvas de destilação e correlações para hidrotratamento foram implementadas, executadas e validadas, sem gerar inviabilidade de resolução do modelo. Considera-se interessante a sua possibilidade de extensão para planejamento integrado considerando mais de uma refinaria

Os resultados finais desta dissertação devem proporcionar uma discussão sobre os principais fatores que impactam a necessidade de investimentos em unidades de processo em uma refinaria, assim como os resultados da sua rentabilidade com a produção de derivados considerando estes investimentos.

7.1.Trabalhos Futuros

Possíveis extensões do presente trabalho são destacadas a seguir:

- Atualização das considerações desta dissertação diante de novas previsões futuras, a partir de um momento de maior estabilidade política e econômica;
- Estudo com foco na utilização do pré-sal na cesta de petróleos de refinarias nacionais, com análise de sensibilidade para diferentes preços deste petróleo com o objetivo de suportar decisões de investimentos em determinados campos de petróleo que podem ser destinados a processamento nacional ou ter maior valor para exportação;
- Estudo de planejamento integrado de refino considerando incertezas através de um modelo estocástico, reavaliando a tolerância de 5% utilizada para diferença entre as funções objetivos do modelo decomposto, em relação em sua otimalidade e viabilidade de solução;
- Avaliação de um planejamento integrado considerando a infra-estrutura logística, incluindo capacidade de importação, para melhor decisão entre investimentos em refino ou logística;
- Implementação de equações dos processos de coqueamento retardado e reforma catalítica no modelo matemático;
- Avaliação de planejamento integrado de refino envolvendo mais de uma refinaria que tenham sinergia entre suas correntes intermediárias, considerando um cenário atualizado capacidade de refino nacional, demandas de derivados, preços de petróleo e preços de produto.

8. Referências bibliográficas

AL-QAHTANI, K.; ELKAMEL, A. **Multisite facility network integration design and coordination**: An application to the refining industry. Computers & Chemical Engineering, v. 32, n. 10, p. 2189-2202, 2008.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil. **Resolução ANP Nº 65, de 9.12.2011** - DOU 12.12.2011, 2011.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil. **Evolução do mercado de combustíveis e derivados**: 2000-2012. 27p. 2013a. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br>>. Acesso em: jan. 2016.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil. **Resolução ANP Nº 50, de 23.12.2013** - DOU 24.12.2013, 2013b.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil. **Anuário estatístico 2015**. 2015a. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br>>. Acesso em: fev. 2016.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, Brasil. **Autorização ANP Nº 838, de 12.8.2015** - DOU 13.8.2015, 2015b.

BONFÁ, M. H. **Diesel S-10**: impacto sobre o rendimento do parque de refino brasileiro em 2020 e propostas mitigadoras. 158f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ. 2011.

BONFÁ, M. H.; SZKLO, A. **Diesel S-10**: impacto sobre o rendimento do parque de refino brasileiro. In: Rio Oil & Gas Expo and Conference, Rio de Janeiro, RJ, 2012. Anais, IPB, 10p. 2012.

BRADESCO. **Projeções Bradesco longo prazo**. 2015. Disponível em: <<http://www.economiaemdia.com.br>>. Acesso em: jan. 2016.

COELHO, J. M. F. **Modelagem para auxílio à seleção de alternativas de valorização de excedentes de petróleo no Brasil**. 188f. Tese (Doutorado em Planejamento Energético) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ. 2015.

DIESELNET. **Automotive fuel standards**. 2016. Disponível em: <http://www.dieselnet.com/standards/us/fuel_automotive.php>. Acesso em: jan. 2016.

EIA - U.S. Energy Information Administration. **Annual energy outlook 2015**. 2015. Disponível em: <<http://www.eia.gov/forecasts/aeo/>>. Acesso em: dez. 2015.

EIA - U.S. Energy Information Administration. **Petroleum and other liquids**: spot prices. 2016a. Disponível em: <http://www.eia.gov/dnav/pet/pet_pri_spt_s1_d.htm>. Acesso em: fev. 2016.

EIA - U.S. Energy Information Administration. **Crack spread explain**. 2016 b. Disponível em: <https://www.eia.gov/todayinenergy/includes/CrackSpread_Explain.cfm>. Acesso em: fev. 2016.

FARAH, A. C. **Panorama da indústria do Petróleo**. In: ÍNDIO DO BRASIL, N; ARAÚJO, M. S.; MOLINA DE SOUSA, E. C. (Eds.) *Processamento de Petróleo e Gás*. Rio de Janeiro: LTC, 2012. p. 266.

FGV - Fundação Getúlio Vargas. **Boletim Macro IBRE**. 2015. Disponível em: <<http://portalibre.fgv.br/>>. Acesso em: jan. 2016.

FIORENCIO, L.; OLIVEIRA, F.; NUNES, P.; HAMACHER, S. **Investment planning in the petroleum downstream infrastructure**. *International Transactions in Operational Research*, v. 22, n. 2, p.339-362, 2015.

FMI. **World economic projection**. 2016 Disponível em: <http://www.imf.org/external/pubs/ft/weo/2016/update/01/pdf/0116.pdf>. Acesso em: fev. 2016.

GÖTHE-LUNDGREN, M.; LUNDGREN, J. T.; PERSSON, J. **An optimization model for refinery production scheduling**. *International Journal of Production Economics*, v. 78, n. 3, p. 255-270, 2002.

IHS. **IHS Downstream Capital Cost Indexes: DCCI**. 2016. Disponível em: <<https://www.ihs.com/info/cera/ihsindexes/>>. Acesso em: fev. 2016.

ITAÚ. **Projeções: Cenário longo prazo**. 2015. Disponível em: <<https://www.itaubba-pt/analises-economicas/projecoes/cenario-longo-prazo>>. Acesso em: dez. 2015.

JOLY, M.; MORO, L.; PINTO, J. **Planning and scheduling for petroleum refineries using mathematical programming**. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 19, n. 2, p. 207-228, 2002.

KBC. **Refinery configuration**. In: *Refinery Economics and Margin Improvement*. KBC, Singapore, March 20th-22nd, 2013.

LEFFLER, W. L. **Petroleum refining**. Tulsa, USA: Copyright, 2008.

LEIRAS, A.; RIBAS, G.; HAMACHER, S.; ELKAMEL, A. **Tactical and operational planning of multirefinery networks under uncertainty**: An iterative integration approach. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 52, n. 25, p. 8507-8517, 2013.

LUCENA, S. C. **Análise do refino em cenário mundial de longo prazo**. 2011. 162f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) - Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ. 2011.

MARTÍNEZ-COSTA, C.; MAS-MACHUCA, M.; BENEDITO, E.; COROMINAS, A. **A review of mathematical programming models for strategic capacity planning in manufacturing**. *International Journal of Production Economics*, v. 153, p. 66-85, 2014.

MENEZES, B. C. **Quantitative methods for strategic investment planning in the oil-refining industry**. 2014. 183f. Tese (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ. 2014.

MENEZES, B. C.; MORO, L. F.; LIN, W. O.; MEDRONHO, R. A.; PESSOA, F. L. **Nonlinear production planning of oil-refinery units for the future fuel market in Brazil: Process design scenario-based model**. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 53, n. 11, p. 4352-4365, 2014.

MENEZES, B. C.; KELLY, J. D.; GROSSMANN, I. E. **Phenomenological decomposition heuristic for process design synthesis of oil-refinery Units**. 25th Symposium on Computer Aided Chemical Engineering, v. 37, p. 1877-1882, 2015.

MENEZES, B. C.; KELLY, J. D.; GROSSMAN, I. E.; VAZACOPOULOS, A. **Generalized capital investment planning of oil-refineries using MILP and sequence-dependent setups**. Computers & Chemical Engineering, v. 80, p.140-154, 2015.

MME - Ministério de Minas e Energia, Brasil. **Resolução CONAMA Nº. 403, de 11.11.2008**. 2008a. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama>>. Acesso em: jan. 2016.

MME - Ministério de Minas e Energia, Brasil. **Resolução CONAMA Nº. 415, de 24.9.2009**. 2009. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama>>. Acesso em: jan. 2016.

MME - Ministério de Minas e Energia, Brasil. **Caracterização do cenário macroeconômico para os próximos 10 anos: 2015-2023**. EPE 2015a. Disponível em:<<http://www.epe.gov.br/mercado/Documents/S%C3%A9rie%20Estudos%20de%20Energia/DEA%2012-15%20NT%20Cenario%20economico%202015-2024vf.pdf>>. Acesso em: jan. 2016.

MME - Ministério de Minas e Energia, Brasil. **Relatório mensal do mercado de derivados do petróleo**. Nº. 111, de mar. 2015. 27p. 2015b. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/web/guest/secretarias/petroleo-gas-natural-e-combustiveis-renovaveis/publicacoes/relatorio-mensal-do-mercado-de-derivados-de-petroleo>>. Acesso em: set. 2015.

MME - Ministério de Minas e Energia, Brasil. **Relatório mensal do mercado de derivados do petróleo**. Nº. 121, de jan. 2016. 27p. 2016. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/web/guest/secretarias/petroleo-gas-natural-e-combustiveis-renovaveis/publicacoes/relatorio-mensal-do-mercado-de-derivados-de-petroleo>>. Acesso em: fev. 2016.

MORO, L. F. L.; ZANIN, A. C.; PINTO, J. M. **A planning model for refinery diesel production**. Computers & Chemical Engineering, v. 22, n. 1, p. S1039-S1042, 1998.

NELSON, W. L. **How to describe refining complexity**. Oil & Gas Journal, v. 189, 1960.

OIL & GAS JOURNAL. **Worldwide Refining Survey – 2012**, O&GJ, 2012. Disponível em: <http://www.ogj.com/ogj-survey-downloads.html>. Acesso em: dez.2014.

PETROBRAS. **Refinaria Henrique Lage – REVAP**. 2015a. Disponível em: <http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/principais-operacoes/refinarias/refinaria-henrique-lage-revap.htm>. Acesso em: dez. 2015.

PETROBRAS. **Form 20F**: Relatório anual de 2014. 312p., 2015b. Disponível em: <http://www.petrobras.com.br/ri>. Acesso em: 28 dez. 2015.

PETROBRAS. **Plano de Negócios e Gestão** : 2015-2019. Apresentação, 2015c. Disponível em: <http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/apresentacoes/plano-de-negocios-e-gestao>. Acesso em: dez. 2015.

PINTO, J. M.; JOLY, M.; MORO, L. F. L. **Planning and scheduling models for refinery operations**. Computers & Chemical Engineering, v. 24, n. 9-10, p. 2259–2276, 2000.

RIBAS, G. P. **Planejamento operacional de refinarias de petróleo sob incerteza**. 2012. 96f. Tese (Doutorado em Engenharia de Produção) - Departamento de Engenharia Industrial, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro - PUC-Rio, Rio de Janeiro, RJ. 2012.

REIS, C. A. F.; BARROS, M. M.; VALLE, R. N. S.; COELHO, J. M. F.; NASCIMENTO, J. R. **O modelo de abastecimento de derivados de petróleo da EPE e sua aplicação no planejamento energético nacional**. In: Rio Oil & Gas 2010 Expo and Conference. IBP3192_10, Rio de Janeiro, 13-16 set. 2010.

SAHEBI, H.; NICKEL, S.; ASHAYERI, J. **Strategic and tactical mathematical programming models within the crude oil supply chain context** - A review. Computers & Chemical Engineering, v. 68, n. 4, p. 56-77, 2014.

9. Anexos

9.1. Anexo 1: Composição de preços dos petróleos e derivados

Os preços utilizados no estudo de caso foram calculados a partir de referenciais públicos, com ajustes, por produto, relacionados à qualidade, frete e custo de internação, conforme descrições nos tópicos seguintes.

Petróleos

Os preços de petróleo calculados para utilização no estudo de caso descrito no Capítulo 5 (item 5.2.1) foram referenciados na cotação plurianual do Brent obtida na EIA (2015), com aplicação de *spreads* fixos em relação ao Brent estimados de acordo com as características de qualidade, conforme a Tabela 16.

Tabela 16: Características dos petróleos e spreads em relação ao Brent

Petróleo	Enxofre	Acidez	Spread (US\$/bbl)	Ex: Preço em 2016 (US\$/bbl)
Brent	Baixo	Baixa	0	71
Nacionais				
Leve	Baixo	Moderada	-2	69
Pré-Sal	Moderado	Moderada	-4	67
Médio	Moderado	Moderada	-6	65
Pesado	Moderado	Alta	-8	63
Importado				
Ultra-leve	Baixo	Baixa	+2	73

Gasolina

O preço estimado de venda da gasolina utilizou como referencial a precificação *spot* da *Conventional Gasoline USGC* realizada em 2015 e sua percentagem em relação ao Brent neste ano, obtida na EIA (2016), foi mantida fixa para a previsão plurianual de preços deste estudo, sendo que a curva de tendência para o Brent foi obtida da EIA (2015). Como a gasolina vendida nos Estados Unidos tem qualidade superior à nacional, em relação à octanagem, para obtenção do preço da gasolina nacional foi considerado um desconto de qualidade equivalente ao valor do frete (US Gulf – Brasil), estimado em 3,2 US\$/barril. O custo de internação da gasolina obtido no site do Ministério das Minas e Energia

(MME, 2015b) foi 2,70 US\$/barril (R\$0,0533/litro, com o dólar a 3,14 no período desta publicação). Com isso, o cálculo do preço estimado da gasolina vendida pela refinaria foi:

Preço gasolina (US\$/bbl) = (Previsão Brent EIA) * (% Realizado 2015 Conventional Gasoline USGC/Brent) – 3,2 + 3,2 + 2,70

Diesel

O preço estimado de venda do diesel S10 utilizou como referencial a precificação *spot* do *Ultra Low Sulfur Diesel USGC*, disponível na EIA (2016) e sua percentagem em relação ao Brent neste ano foi mantida fixa para a previsão plurianual de preços deste estudo. Assim como para a gasolina, o valor do frete (US Gulf – Brasil) foi estimado em 3,2 US\$/barril (R\$ 85/m³) e o custo de internação do diesel obtido no site do MME (2015b) foi 2,70 US\$/barril (R\$0,0533/litro). Em relação à qualidade, para a obtenção do preço do diesel S500 foi considerado um desconto adicional de 4,28 US\$/barril, com base na diferença de cotações de diesel S10 e S500 publicadas pelo MME (2015b). Com isso, os cálculos do preços estimados dos tipos de diesel vendidos pela refinaria foram:

Preço diesel S10 (US\$/bbl) = Previsão Brent EIA) * (% Realizado 2015 ULSD USGC/Brent) + 3,2 + 2,70

Preço diesel S 500 (US\$/bbl) = Preço diesel S10 (US\$/bbl) - 4,28

Querosene

O preço estimado de venda do querosene utilizou como referencial a precificação *spot* do *Jet Fuel USGC*, disponível na EIA (2016) e sua percentagem em relação ao Brent neste ano foi mantida fixa para a previsão plurianual de preços deste estudo. O valor do frete (US Gulf – Brasil) foi estimado em 3,2 US\$/barril (R\$ 85/m³) e o custo de internação do querosene obtido no site do MME (2015b) foi 10,10 US\$/barril (R\$0,199/litro). Com isso, o cálculo do preço estimado do querosene vendido pela refinaria foi:

Preço querosene (US\$/bbl) = (Previsão Brent EIA) * (% Realizado 2015 Jet Fuel USGC/Brent) + 3,2 + 10,10

Propano, Butano e GLP

O preço estimado de venda do propano utilizou como referencial a precificação *spot* do *Propane Mont Belvieu*, disponível na EIA (2016) e sua percentagem em relação ao Brent neste ano foi mantida fixa para a previsão plurianual de preços deste estudo. O valor do frete (US Gulf – Brasil) foi estimado em 3,2 US\$/barril (R\$ 85/m³) e o custo de internação do querosene obtido no site do MME (2015b) foi 4,40 US\$/barril (R\$148/t, a uma densidade média de 581kg/m³). O preço de venda do butano calculado como um valor percentual em relação ao propano, com base nas diferenças de preço de Propano e Butano publicadas pela ANP em janeiro de 2016. O preço de venda do GLP foi estimado também com base no preço do propano, equivalente à metade do prêmio aplicado para o butano, referente à qualidade. Com isso, os cálculos dos preços estimados do propano, butano e GLP vendidos pela refinaria foi:

Preço propano (US\$/bbl) = (Previsão Brent EIA) * (% Realizado 2015 Propane Mont Belvieu USGC/Brent) + 3,2 + 4,40

Preço butano (US\$/bbl) = 1,3 * Preço propano (US\$/bbl)

Preço GLP (US\$/bbl) = 1,15 * Preço propano (US\$/bbl)

Óleo Combustível e Coque

O preço estimado de venda do óleo combustível 1A utilizou como referência o preço realizado do óleo combustível alto enxofre no mercado interno 2015, disponível em MME (2015b), mantendo fixo seu percentual em relação ao Brent para as projeções de preço utilizadas no estudo. Não foram considerados frete ou internação, por não ser comum a importação deste derivado. O óleo combustível 4A, de alto teor de enxofre, teve seu preço calculado aplicando-se um desconto estimado de 2 US\$/bbl referente à qualidade ao preço do óleo combustível 1A.

O preço de venda do coque foi estimado com referência no preço do óleo combustível, como um percentual fixo de 130%, obtido com base nos preços realizados nos anos anteriores. Com isso, os cálculos dos preços estimados do óleo combustível e coque vendidos pela refinaria foram:

Preço óleo combustível 1A (US\$/bbl) = (Previsão Brent EIA) * (% Realizado 2015 Óleo Combustível Nacional/Brent)

Preço óleo combustível 4A (US\$/bbl) = Preço óleo combustível (US\$/bbl) - 2

Preço coque (US\$/bbl) = 1,3 * Preço óleo combustível

Produtos Petroquímicos

O preço de venda da nafta petroquímica foi estimado como 102% da cotação *Natural Gasoline ARA* realizada em janeiro de 2016, tendo uma taxa de crescimento anual equivalente à taxa de crescimento do Brent estimada pela EIA (2015). Não foram considerados preços de frete e internação.

O preço de venda do propeno foi estimado como 100% da cotação do *Propylene USGC* realizada em janeiro de 2016, com taxa de crescimento anual equivalente à taxa de crescimento do Brent estimada pela EIA (2015). Foram considerados os valores de frete e internação iguais aos considerados para o propano.

Com isso, os cálculos dos preços estimados de venda dos produtos petroquímicos foram:

Preço nafta (US\$/bbl) = 1,02 * Nafta ARA (jan/16) * taxa crescimento Brent

Preço propeno (US\$/bbl) = Propylene USGC (jan/16) * taxa crescimento Brent + 3,2 + 3,26

10. Apêndice

Artigo de referência:

Phenomenological Decomposition Heuristic for Process Design Synthesis of Oil-Refinery Units.

Brenno C. Menezes, Jeffrey D. Kelly, Ignacio E. Grossmann

Krist V. Gernaey, Jakob K. Huusom and Rafiqul Gani (Eds.), 12th International Symposium on Process Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering. 31 May – 4 June 2015, Copenhagen, Denmark © 2015 Elsevier B.V. All rights reserved.

Phenomenological Decomposition Heuristic for Process Design Synthesis of Oil-Refinery Units

Brenno C. Menezes,^a Jeffrey D. Kelly,^b Ignacio E. Grossmann^c

^a*Refining Optimization, PETROBRAS, Rio de Janeiro, RJ, 20231-030, Brazil*

^b*Industrial Algorithms, 15 St. Andrews Road, Toronto, ON, M1P-4C3, Canada*

^c*Department of Chemical Engineering, Carnegie Mellon University, Pittsburgh, PA 15213, United States.*

Abstract

We propose a mixed-integer nonlinear optimization for process design synthesis of oil-refinery units that includes crude-oil mixing, unit processing and product blending. The quantity-logic-quality phenomena involving a non-convex mixed-integer nonlinear problem is decomposed into a two-stage stochastic programming model with complete recourse considering, in a first stage, quantity and logic variables in a mixed-integer linear model and, in a second stage, quantity and quality variables in a nonlinear programming formulation. Iteratively, nonlinear models of each demand scenario are restricted by the multi-scenario process design results. An industrial-sized example that is not solved in a full space model demonstrates our tailor-made decomposition scheme, which yields within 5% gap between the first and the average second stage results.

Keywords: Oil-refinery design synthesis, strategic planning, stochastic programming

1. Introduction

Multi-period and multi-scenario process design synthesis models integrating logic variables and quantity-quality relations gives rise to large scale non-convex mixed-integer nonlinear (MINLP) models that are often difficult to solve. In order to overcome this problem, a method denoted here as the phenomenological decomposition heuristic (PDH) partitions MINLP models into two simpler submodels namely logistics (quantity and logic) and quality (quantity and quality) problems. The logistics model solves a mixed-integer linear (MILP) problem with quantity and logic variables subject to quantity and logic constraints. Quality optimization solves a nonlinear (NLP) model for quantity and quality variables subject to quantity and quality constraints after the logic variables have been fixed at the values obtained from the solution of the logistics optimization.

The PDH algorithm resembles the well-known approach suggested in generalized Benders decomposition where complicating variables (in this case, binary) are fixed such that a simpler problem may be solved, which are later freed again for the new iteration of the master problem (Geoffrion, 1972). A similar method has also been applied for a different purpose, namely that of integrating decentralized decision-making systems through a hierarchical decomposition heuristic (HDH) (Kelly and Zyngier, 2008). In the context of the integration between logistics and quality problems, the coordinator (logistics problem) would send what we call logic pole-offers to the cooperator (quality problem), which would send back logic pole-offsets to the coordinator. This procedure continues until convergence is achieved, hopefully providing a good globally feasible MINLP solution.

A phenomenological decomposition example considering an MINLP crude-oil scheduling problem (Mouret et al., 2009) compares the full space solution and its decomposed MILP-NLP problem by neglecting the pooling or blending nonlinear constraints in the MILP model, and then composing the model in an NLP problem by relating quantity and quality variables for the binary results found in the MILP model. In their work, the full space solution becomes intractable for industrial-sized examples, but they are solved in an MILP-NLP decomposition gap lower than 4%. Only a small example considering low number of time slots is solved using an MINLP formulation, which yields the same result found in the decomposed solution but with higher computational expense.

Another decomposition method, applied in large scale MILP process industry problems (You et al., 2011; Corsano et al., 2014) and relying on relaxations and primal bounding information, is the bi-level decomposition (Iyer and Grossmann, 1998) that requires smaller computational times leading to solutions that are much closer to the global optimum when compared to the full space solution and to Lagrangean decomposition (Guignard and Kim, 1987). A cross-decomposition algorithm (Mitra et al., 2014), combining Benders and scenario based Lagrangean decomposition in two-stage stochastic MILP problems with complete recourse, demonstrates a reduction of iterations and stronger lower bounds compared to pure Benders decomposition.

2. Problem statement

Given future scenarios sc , the full design problem (FDP) consists of determining the expansion of existing units and installation of new units in petroleum refineries, which are defined by binary variables y_t related to the investment decision and continuous variables x_t that are the size of the new capacities to be expanded and installed.

The objective function (1) maximizes the net present value (NPV) and consists of cash flows (CF) from operational gains $\sum_{sc} \pi^{sc} CF_{op}(x_t^{sc})$ and investment costs $CF_{in}(x_t, y_t)$, where π^{sc} is the probability for the scenario sc with $\sum_{sc} \pi^{sc} = 1$.

$$(FDP) \max NPV = \sum_t \left(\sum_{sc} \pi^{sc} CF_{op}(x_t^{sc}) - CF_{in}(x_t, y_t) \right) \quad (1)$$

$$s.t. \quad A_t x_t + B_t y_t \leq b_t \quad \forall t \quad (2)$$

$$D_t y_t \leq d_t \quad \forall t \quad (3)$$

$$x_t^{sc} \leq x_t \quad \forall sc, t \quad (4)$$

$$h_t^{sc}(x_t^{sc}) = 0 \quad \forall sc, t \quad (5)$$

$$x_t, x_t^{sc} \in \mathbb{R}^+, y_t \in \{0,1\} \quad (6)$$

The investment layer in constraints (2) and (3) controls the capacity increase linked to the operational layer by (4), e.g. if capacity is expanded/installed, additional decisions over the scenarios are available in x_t^{sc} . Eq. (5) specifies linear and nonlinear constraints for each scenario sc . The PDH algorithm for the FPD problem considering scenarios is a two-stage stochastic programming model with the first stage problem (FS) comprising the investment and operational layers in an MILP model (logistics optimization), and

the second stage problems (SS^c) in an NLP model (quality optimization), in which the complete recourse in crude-oil diet, processing, and imports permits the problem to match the different demand scenarios despite the first stage investment decisions. To the best of our knowledge, there is no work in the process design synthesis literature handling the following: (i) oil-refinery optimization including the mixing of crude-oils, processing units, and blending of the product streams, (ii) expansion and installation of existing and new units with consideration to their time of execution, and (iii) the decomposition of the oil-refinery process design problem along the phenomenological dimensions of quantity, logic, and quality in order to find good solutions in reasonable time. The need to improve the strategic decision-making to address issues in a quantitative manner rather than the usual qualitative approaches is acknowledged by the industry and still remains an active field of research (Shapiro, 2001).

3. Phenomenological decomposition heuristic algorithm

To formulate the MILP and NLP objective functions, the time horizon comprises investment t and operational t_0 time periods as seen in Figure 1. After project executions over each t with time duration of several years (ΔT_i), a new production framework is considered in the following time periods to determine new operational gains given by throughputs $QF_{u,t}^{sc}$ of crude, imports, and fuel sales ($u \in U_G$). These gains are considered fixed within the investment time period t , otherwise there would be the need to optimize the problem for every t_0 , which results in a combinatorial explosive problem with small or no influence in the discrete decisions. Prices pr_{u,t_0} are considered varying annually to improve the accuracy of the NPV calculation. The gains are brought back to the initial time t_i (t_{i1}, t_{i2}, \dots ; see Figure 1) for every t_0 at an interest rate ir_i to reflect future gains when they are considered at the present. The investment amounts are withdrawn in t_i for the t with investment under consideration.

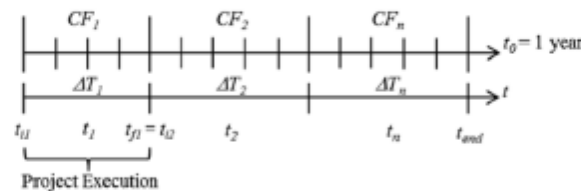


Figure 1. Investment t and operational t_0 time horizon.

The FS problem maximizes the NPV_{MILP} function (7) considering revenues from operational scenarios and costs from investments $y_{u,t}$ (expansions and installations) to among the process units u ($u \in U_i$). Constraints (8) to (12) are the capacity planning equations for adding new capacity $QN_{u,t}$ only once until the next-to-last time period ($t < t_{end}$) considering capital CAP_t , lower and upper bounds of the additions ($QN_{u,t}^L$ and $QN_{u,t}^U$), and varying and fixed cost coefficients, $\alpha_{u,t}$ and $\beta_{u,t}$, respectively. Eq. (12) represents integer constraints to reduce the tree search related to investment in groups of units with the same functionality and considers process unit sequence-dependency investment based on the possible connectivity in the oil-refinery design. Eq. (13) is the linking constraint, where unit throughputs $QF_{u,t}^{sc}$ despite sc is lower than its current capacity $QC_{u,t}$. Eq. (14) represents linear operational constraints, by neglecting the nonlinear relations or linearizing them.

$$(FS) \max NPV_{MILP} = \sum_t \left(\sum_{t_0=t_1}^{t_0=t_f} \sum_{sc} \sum_{u \in U_G} \frac{\pi^{sc} pr_{u,t_0} QF_{u,t}^{sc}}{(1+ir_t)^{t_0}} - \sum_{u \in U_I} \frac{\alpha_{u,t} QN_{u,t} + \beta_{u,t} y_{u,t}}{(1+ir_t)^{\sum_t \Delta t - \Delta t_t}} \right) \quad (7)$$

$$s. t. \quad \sum_{u \in U_I} \alpha_{u,t} QN_{u,t} + \beta_{u,t} y_{u,t} \leq CAP_t \quad \forall t < t_{end} \quad (8)$$

$$QC_{u,t+1} = QC_{u,t} + QN_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end} \quad (9)$$

$$QN_{u,t}^L y_{u,t} \leq QN_{u,t} \leq QN_{u,t}^U y_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end} \quad (10)$$

$$\sum_{t < t_{end}} y_{u,t} \leq 1 \quad \forall u \in U_I \quad (11)$$

$$D_{u,t} y_{u,t} \leq d_{u,t} \quad \forall u \in U_I, t < t_{end} \quad (12)$$

$$QF_{u,t}^{sc} \leq QC_{u,t} \quad \forall u, sc, t \quad (13)$$

$$h_{u,t}^{sc}(x_{u,t}^{sc}) = 0 \quad \forall u, sc, t \quad (14)$$

$$QC_{u,t}, QN_{u,t}, QF_{u,t}^{sc}, x_{u,t}^{sc} \in \mathbb{R}^+, y_{u,t} \in \{0,1\} \quad (15)$$

The second stage SS^{sc} problem of each scenario maximizes the NPV_{NLP}^{sc} function (16) for fixed investment decisions $\bar{Q}N_{u,t}$ and $\bar{y}_{u,t}$ and unit throughputs lower than the capacities from the FS problem, so it means $QF_{u,t}^{sc} \leq \bar{Q}C_{u,t}$ for existing units ($u \in U_E$) (both previously existing and those installed). Eq (17) represents linear and nonlinear equations for crude-oil mixing, processing, and blending that can be found in Menezes et al. (2013) for the improved swing-cut distillation modeling and in Menezes et al. (2014) for the other equations, in which is also given overall data such as price, crude assay, and product specification. The number of these equations and its variables varies every each MILP-NLP iteration depending on the binaries $y_{u,t}$ found in the FS problem. Figure 2 shows the PDH algorithm flow. For the second or later MILP iteration (FS), yields and rates are taken from the past NLP or quality optimization (SS^{sc}), which brings processing changes into the MILP problem. The algorithm details is in Menezes (2014).

$$(SS^{sc}) \max NPV_{NLP}^{sc} = \sum_t \left(\sum_{t_0=t_1}^{t_0=t_f} \sum_{u \in U_G} \frac{pr_{u,t_0} QF_{u,t}^{sc}}{(1+ir_t)^{t_0}} - \sum_{u \in U_I} \frac{\alpha_{u,t} \bar{Q}N_{u,t} + \beta_{u,t} \bar{y}_{u,t}}{(1+ir_t)^{\sum_t \Delta t - \Delta t_t}} \right) \quad \forall sc \quad (16)$$

$$s. t. \quad h_{u,t}^{sc}(x_{u,t}^{sc}) = 0 \quad \forall u \in U_E, sc, t \quad (17)$$

$$QF_{u,t}^{sc}, x_{u,t}^{sc} \in \mathbb{R}^+ \quad (18)$$

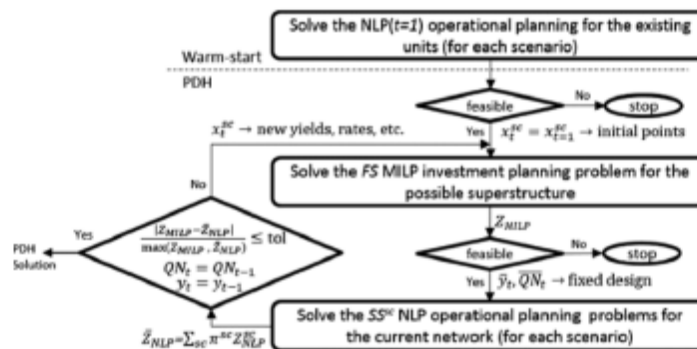


Figure 2. PDH algorithm flowchart.

4. Illustrative example

We apply the proposed decomposition to capacity planning of the São Paulo State supply chain refineries in Brazil, where the investments in new capacities for both expansion and installation of units over a 15-years time horizon (3 periods of 5 years each) are defined in the first stage with the same scenario probability π^{sc} and the operations including the nonlinearities are defined in the second stage.

As shown in Table 1, the decomposition solution converged after 4 iterations, when the investment results between consecutive iterations are nearly identical (4th iteration in Table 2) within a 5% gap between the NPV_{MILP} and the average- NPV_{NLP}^{sc} (\overline{NPV}_{MILP}) solutions. The indices r, u, and n in Table 2 correspond to refinery, unit, and number of the unit, respectively. The full space MINLP problem was tested with several solvers, but it was found to be infeasible in the root relaxation. Table 3 shows the model statistics of the problems. Note that the number of equations and variables in the NLP problems change over the time because of different investment decisions. The NLP solver used is CONOPT (v. 3.15P) and the MILP solver is CPLEX (v. 12.6.0.0).

Table 1. São Paulo State refineries example: MILP and NLP solutions (in billions of U.S. dollars).

iteration →	1 st	2 nd	3 rd	4 th
NPV_{MILP}	8,063	7,812	7,893	7,934
MILP optimality gap (%)	0.957	0.994	0.998	0.991
NPV_{NLP}^{sc} sc=1	6,722	8,429	7,856	7,866
sc=2	6,567	8,287	7,719	7,730
sc=3	6,099	7,777	7,099	7,139
\overline{NPV}_{NLP}	6,462	8,164	7,558	7,578
$NPV_{MILP} - \overline{NPV}_{NLP}$ gap (%)	19.9	4.5	4.2	4.5

Table 2. Capacity expansions (exp) and installations (ins) (in 1,000 m³/d).

iteration →			1 st				4 th				1 st			4 th				
r	u	n	exp	ins	exp	ins	r	u	n	exp	ins	exp	ins	r	u	n	exp	ins
REPLAN	CDU	1	9.7				RPBC	CDU	1	4.0		4.0		REVAP	CDU	1		
	CDU	2			5.5			VDU	1		2.9	2.9			VDU	1		2.9
	VDU	1			2.0			VDU	3		6.2				VDU	3		6.2
	VDU	2	6.6					DEBUT	2		2.0		2.0		DEBUT	2		2.0
	FCC	1						FCC	2		18.9		12.7		FCC	2		18.9
	CLNHT	1	1.1		1.1			LCNHT	2		9.5		6.4		LCNHT	2		9.5
	ST	2		5.1		5.1		CLNHT	2		2.0		2.7		CLNHT	2		2.0
	DC	3		10.0		10.0		ST	2		2.0		2.7		ST	2		2.0
	REF	2		1.3		1.3		REF	2			0.6			REF	2		
REVAP	CDU	1	12.0		12.0		RECAP	ALK	1		0.8			RPBC	ALK	1		0.8
	VDU	1	5.4		6.0			SUPER	2		2.0		2.0		SUPER	2		2.0
	FCC	1	2.5		3.9													
	DC	2		7.5		5.7												
	KHT	3		2.0		2.0												
	LCNHT	2	2.1			2.8												
	CLNHT	2		4.3		3.0												
	ST	2				3.0												
	REF	2		1.4		1.0												

São Paulo State

--- Kerosene

— Vacuum gasoil

..... Propane + Propene

REPLAN

RECAP

RPBC

REVAP



Table 3. MILP and NLP models statistics (with 203 binaries in the MILP problem).

iteration →	1 st		2 nd		3 rd		4 th	
	MILP	NLP	MILP	NLP	MILP	NLP	MILP	NLP
equations	10,076	5,406	10,076	5,347	10,076	5,378	10,076	5,349
variables	13,782	5,932	13,782	5,870	13,782	5,899	13,782	5,870
CPU(s)	3.0		4.3		3.4		3.4	
sc=1		17.5		5.5		3.5		3.7
sc=2		20.7		0.2		4.2		4.2
sc=3		20.6		0.2		4.1		4.3

5. Conclusion

We have described how to iteratively solve an MINLP capital investment optimization in a two-stage programming problem using MILP and NLP sub-solvers configured in a coordinated manner that resulted in an MILP-NLP solution gap within 5%. This same technique can be applied to any advanced planning and scheduling MINLP problem in the process industries given our assertion that these problems can be phenomenologically modeled using the QLQP (quantity-logic-quality phenomena) attributes to concatenate the sub-problems. The major advantage of the PDH approach is that each sub-problem can be decomposed and thoroughly investigated to debug inconsistencies and unexpected solutions when they exist. In contrast to existing MINLP and global optimizers that may fail to even obtain feasible solutions, the PDH approach is computationally much more efficient and robust, and yields optimal or near optimal solutions.

References

- A. Geoffrion, 1972, Generalized Benders Decomposition, *J Optimiz Theory App*, 10, 237-260.
- S. Mouret, I.E. Grossmann, P. Pectiaux, 2009, A Novel Priority-Slot Based Continuous-Time Formulation for Crude-Oil Scheduling Problems, *Ind Eng Chem Res*, 48, 8515-8528.
- G. Corsano, G. Guillén-Gosálbez, J. Montagna, 2014, Computational Methods for the Simultaneous Strategic Planning of Supply Chain and Batch Chemical Manufacturing Sites, *Comput Chem Eng*, 60, 154-171.
- M. Guignard, S. Kim, 1987, Lagrangean Decomposition: A Model Yielding Stronger Lagrangean Bounds, *Math Program*, 39, 215-228.
- R.R. Iyer, I.E. Grossmann, 1998, A Bilevel Decomposition Algorithm for Long-range Planning of Process Networks, *Ind Eng Chem Res*, 37(2), 474-48.
- J.D. Kelly, D. Zyngier, 2008, Hierarchical Decomposition Heuristic for Scheduling: Coordinated Reasoning for Decentralized and Distributed Decision-Making Problems, *Comput Chem Eng*, 32, 2684-2705.
- B.C. Menezes, J.D. Kelly, I. E. Grossmann, 2013, Improved Swing-Cut Modeling for Planning and Scheduling of Oil-Refinery Distillation Units, *Ind Eng Chem Res*, 52, 18324-18333.
- B.C. Menezes, L.F.L. Moro, W.O. Lin, R.A. Medronho, F.L.P. Pessoa, 2014, Nonlinear Production Planning of Oil-Refinery Units for the Future Fuel Market in Brazil: Process Design Scenario-Based Model, *Ind Eng Chem Res*, 53, 4352-4365.
- B.C. Menezes, 2014, Quantitative Methods for Strategic Investment Planning in the Oil-Refining Industry, Ph.D. thesis, Federal University of Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brazil.
- S. Mitra, P. Garcia-Herreros, I.E. Grossmann, 2014, A Novel Cross-decomposition Multi-cut Scheme for Two-Stage Stochastic Programming, *Computer Aided Chemical Engineering*, Volume, 32, 241-246.
- J.F. Shapiro, 2001, *Modeling the Supply Chain*. Duxbury Press: New York, NY.
- F. You, I. E. Grossmann, J. M. Wassick, 2011, Multisite Capacity, Production, and Distribution Planning with Reactor Modifications: MILP Model, Bi-level Decomposition Algorithm versus Lagrangean Decomposition Scheme, *Ind Eng Chem Res*, 50, 4831-4849.