



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA QUÍMICA



Planejamento da Produção de uma Refinaria  
Integrado com a Programação da  
Distribuição de Derivados

*Diovanina Dimas*  
*Uberlândia*  
*2017*



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA QUÍMICA



# Planejamento da Produção de uma Refinaria Integrado com a Programação da Distribuição de Derivados

*Diovanina Dimas*

Tese apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

*Uberlândia*  
*2017*

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)  
Sistema de Bibliotecas da UFU, MG, Brasil.

---

D582m Dimas, Diovanina, 1987-  
2017 Planejamento da produção de uma refinaria integrado com a  
programação da distribuição de derivados / Diovanina Dimas. - 2017.  
175 f. : il.

Orientadora: Valéria Viana Murata.  
Tese (Doutorado) - Universidade Federal de Uberlândia, Programa  
de Pós-Graduação em Engenharia Química.  
Disponível em: <http://dx.doi.org/10.14393/ufu.te.2018.770>  
Inclui bibliografia.

1. Engenharia química - Teses. 2. Petróleo - Refinarias - Teses. 3.  
Planejamento da produção - Teses. I. Murata, Valéria Viana. II.  
Universidade Federal de Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia Química. III. Título.

---

CDU: 66.0



SERVIÇO PÚBLICO FEDERAL  
MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO  
UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA  
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



Ata da defesa de TESE DE DOUTORADO junto ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia.

Defesa de: Tese de Doutorado, 04/2017, PPGEQ

Data: 17 de abril de 2017 – 09:30

Discente: 11313EQU002 – DIOVANINA DIMAS

Título do Trabalho: PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO DE UMA REFINARIA INTEGRADO COM A PROGRAMAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DE DERIVADOS

Área de concentração: DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

Linha de pesquisa: MODELAGEM, CONTROLE E OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS QUÍMICOS

Projeto de Pesquisa de Vinculação: MAPEAMENTO DO ESTADO DA ARTE EM TECNOLOGIAS DE APOIO À DECISÃO PARA PROGRAMAÇÃO DE PRODUÇÃO DE REFINARIAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Às 9 horas e 30 minutos do dia 17 de abril do ano de 2017, na sala 1K228 - Campus Santa Mônica da Universidade Federal de Uberlândia, reuniu-se a Banca Examinadora, designada pelo Colegiado do Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, assim composta: Professores Doutores: Débora Pretti Ronconi - PRO/Poli-USP; Lincoln Fernando Lautenschlager Moro - CETAI/Petrobras; Jorge von Atzingen dos Reis - FACIP/UFU; Luís Cláudio Oliveira Lopes - PPGEQ/UFU; Ana Paula Barbosa Póvoa - DEG-IST/ULISBOA; Sergio Mauro da Silva Neiro - PPGEQ/UFU e Valéria Viana Murata - PPGEQ/UFU, orientadora da candidata. Ressalta-se que a Profa. Dra. Ana Paula Barbosa Póvoa participou da defesa por meio de vídeo conferência desde a cidade de Lisboa/Portugal e a Profa. Dra. Débora Pretti Ronconi e o Dr. Lincoln Fernando Lautenschlager Moro desde a cidade de São Paulo/SP e os demais membros da banca e a aluna participaram *in loco*.

Iniciando os trabalhos a presidente da mesa, Profa. Dra. Valéria Viana Murata, apresentou a Comissão Examinadora e a candidata, agradeceu a presença do público, e concedeu a Discente a palavra para a exposição do seu trabalho. A duração da apresentação da Discente e o tempo de arguição e resposta foram conforme as normas do Programa.

A seguir a senhora presidente concedeu a palavra, pela ordem sucessivamente, aos examinadores, que passaram a arguir a candidata. Ultimada a arguição, que se desenvolveu dentro dos termos regimentais, a Banca, em sessão secreta, atribuiu os conceitos finais.

Em face do resultado obtido, a Banca Examinadora considerou a candidata A provada e NAO estabeleceu novo título para o trabalho: \_\_\_\_\_

Esta defesa de Tese de Doutorado é parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor. O competente diploma será expedido após cumprimento dos demais requisitos, conforme as normas do Programa, legislação e regulamentação internas da UFU.

Nada mais havendo a tratar foram encerrados os trabalhos às 11 horas e 55 minutos. Foi lavrada a presente ata que após lida e achada conforme foi assinada pela Banca Examinadora.

Participou por meio de vídeo conferência

Profa. Dra. Débora Pretti Ronconi  
PRO/Poli-USP

Prof. Dr. Jorge von Atzingen dos Reis  
FACIP/UFU

Participou por meio de vídeo conferência

Profa. Dra. Ana Paula Barbosa Póvoa  
DEG-IST/ULISBOA - Coorientadora

Participou por meio de vídeo conferência

Dr. Lincoln Fernando Lautenschlager Moro  
CETAI/Petrobras

Prof. Dr. Luís Cláudio Oliveira Lopes  
PPGEQ/UFU

Prof. Dr. Sergio Mauro da Silva Neiro  
PPGEQ/UFU - Coorientador

Profa. Dra. Valéria Viana Murata  
PPGEQ/UFU - Orientadora

# Planejamento da Produção de uma Refinaria Integrado com a Programação da Distribuição de Derivados

TESE DE DOUTORADO SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO  
EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA  
COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO  
DE DOUTOR EM ENGENHARIA QUÍMICA, EM 17 DE ABRIL DE 2017, BANCA  
EXAMINADORA

## BANCA EXAMINADORA

---

*Profa. Dra.* Valéria Viana Murata  
Orientadora - PPGEQ - FEQUI/UFU

---

*Prof. Dr.* Sérgio Mauro da Silva Neiro  
Co-orientador - FEQUI/UFU

---

*Profa. Dra.* Ana Paula Ferreira Dias Barbosa-Póvoa  
Co-orientadora - IST - Universidade de Lisboa

---

*Profa. Dra.* Débora Pretti Ronconi  
USP

---

*Prof. Dr.* Jorge von Atzingen dos Reis  
FACIP/UFU

---

*Dr.* Lincoln Fernando Lautenschlanger Moro  
Eng. PETROBRAS

---

*Prof. Dr.* Luís Cláudio Oliveira-Lopes  
PPGEQ - FEQUI/UFU

---

# Agradecimentos

A minha mãe Sonia, meus amados avós, Alaôr (in memoriam) e Eunice e as tias Lena e Rose pelos ensinamentos e apoio que contribuíram na minha formação pessoal.

Ao meu eterno e querido Dyrney, pelo imenso apoio, companheirismo e carinho ao longo desses quase 11 anos.

À Professora Valéria Viana Murata, obrigada pela orientação deste trabalho, compreensão nos momentos difíceis e confiança na execução deste trabalho.

Ao Professor Sérgio Neiro, sempre serei grata pela enorme dedicação, orientação, colaboração e incentivo ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus amigos, Nádia Sousa e Cleuton Nascentes, obrigada pela amizade e incentivo nos momentos bons e difíceis ao longo da pós-graduação.

Aos amigos e companheiros do Laboratório de Otimização e Modelagem pelas conversas e troca de ideias.

As professoras Ana Póvoa e Susana Relvas, do Instituto Superior Técnico-Lisboa, os mais sinceros agradecimentos pela orientação, pela contribuição na execução deste trabalho e por me receberem de braços abertos em Lisboa.

Aos amigos que Lisboa me trouxe, Ana Laura Cruz, Marta Bubicz, Bruna Mota, Tamara Popovic, Miguel Vieira e colegas do Técnico, obrigada pela troca de experiências, conhecimento e por tornarem o período de intercâmbio mais feliz e inesquecível.

Aos professores da Faculdade de Engenharia Química, que direta ou indiretamente auxiliaram neste trabalho.

Aos membros da banca, sou grata pelo enriquecimento deste trabalho.

À FAPEMIG (Fundação de Amparo à Pesquisa de Minas Gerais), obrigada pela concessão da bolsa de estudo e à CAPES (Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior), pela concessão da bolsa de doutorado sanduíche.

*"Sou uma pequena semente neste grande canteiro de  
obras"*  
*Alaôr Dimas (in memoriam)*

*A minha mãe, aos meus avós e ao Dy.*

---

## Resumo

As operações de uma refinaria transformam o petróleo em diversos derivados por meio de um conjunto de processos de separação, conversão e tratamento. Diversas correntes entram e deixam as unidades, cada uma com propriedades físico-químicas diferentes. Essas correntes são misturadas com o objetivo de atingir as especificações desejadas para o produto final. Por fim, alguns produtos finais tais como gasolina, diesel e querosene de aviação, são enviados por meio de oleodutos aos centros de distribuição, responsáveis por abastecer o mercado consumidor. Este trabalho aborda o problema de planejamento da produção da refinaria e programação da distribuição de derivados de petróleo. Primeiramente, desenvolveu-se um modelo MINLP para o planejamento das unidades de operação e mistura de correntes intermediárias de uma refinaria, cuja solução determina os produtos finais disponíveis para a distribuição. A formulação considera a seleção de petróleo, determinação da carga de entrada e saída das unidades e condições operacionais, monitoramento das propriedades de cada corrente intermediária e seleção das correntes que alimentam os tanques de mistura. As propriedades das correntes intermediárias são monitoradas com o objetivo de obter as especificações de qualidade dos produtos finais nos tanques de mistura de forma precisa. Um conjunto de cinco produtos finais são produzidos, são eles: gasolina, diesel com três graus diferentes e gás de petróleo liquefeito (GLP). O segundo modelo, MILP, trata da programação da distribuição de produtos a partir da refinaria até um centro de distribuição por meio de um oleoduto unidirecional e multiproduto. As decisões envolvem: a gestão detalhada dos tanques na refinaria e centro de distribuição, a sincronização temporal das operações, o período de *settling* de cada produto, demandas diárias e regras operacionais. Nesta formulação também é considerado um procedimento de redução do domínio das variáveis com o intuito de reduzir a dimensão do modelo. Em seguida, há a integração dos processos de planejamento e programação produção resolvendo os dois modelos com uma abordagem hierarquizada de solução. O objetivo é maximizar o lucro da refinaria respeitando as especificações dos produtos finais e minimizar os custos de distribuição sequenciando a operação do oleoduto para atender aos valores da demanda. Todos os modelos foram implementados no sistema GAMS e testados contra estudos de caso do mundo real.

**Palavras-chave:** *Planejamento e Programação da Produção, Unidade de Produção da Refinaria, Mistura de Produtos Intermediários, Distribuição de derivados.*

---

# Abstract

*Oil industry transforms petroleum into different types of marketable products, such as gasoline, diesel, and jet fuel. The process is composed by several processing units, each of them performing separation, conversion, treatment or blending operations, in order to obtain high quality end products. A large number of streams comprised of different properties arrive and leave the units. These streams should be blended to achieve the end products specifications. Afterwards, the end products are pumped to distribution centers, to supply local markets. Accordingly, this work develops a formulation to carry out the planning and scheduling of refinery operation. Initially, an MILNP problem is considered for refinery planning and blending operations. The decisions include crude oil selection, detailed processing units load, unload, and operational conditions and planning of blending operations. Intermediate streams qualities are tracked and so that end product qualities can be accurately calculated when mixture takes place at the blending tanks. A set of five end products are to be produced by the refinery and transferred to the distribution center, namely, gasoline, diesel with three different grades and liquefied petroleum gas (LPG). A second MILP formulation is proposed to distribution scheduling, from the refinery to distribution center, through multiproduct unidirectional pipeline. The problem considers detailed tanks management at the refinery and distribution center, operations time synchronization, product settling period, operating rules, and forbidden sequence. In this approach is also proposed a procedure to reduce the index domain in order to reduce the model size. Later, the independent hierarchical models are solved in sequence to integrate the oil industry supply chain. The objective is to maximize refinery profit, respecting final products specifications and minimize the distribution costs, scheduling the pipeline operation to meet demand values. All models were implemented in the GAMS system and tested against a real-world case study.*

**Key-words:** *Planning and Scheduling, Refinery operations, Blending, Oil Derivatives Distribution.*

---

# LISTA DE FIGURAS

1.1	Volume de petróleo refinado <i>versus</i> capacidade das refinarias (Fonte: Anuário Estatístico 2016 divulgado pela Agência Nacional de Petróleo). . . . .	2
1.2	Hierarquia de decisões em uma indústria química. . . . .	3
2.1	Cadeia de abastecimento na indústria de petróleo (adaptado de Shah et al. (2011)). . . . .	8
2.2	Representação do tempo - (I) intervalos discretos, (II) Intervalos contínuos, (III) Eventos específicos às unidades, (IV) <i>Slots</i> de tempo, (V) Relações de precedência (adaptado de Méndez et al. (2006a)). . . . .	10
2.3	Representação dos subproblemas da refinaria: suprimento de petróleo, unidades de produção e mistura e distribuição de derivados (adaptado de Shah et al. (2011)). . . . .	15
3.1	Representação das unidades de produção da refinaria. . . . .	29
3.2	Representação matemática das unidades de operação de uma refinaria. . .	33
3.3	Unidade de destilação atmosférica (CDU). . . . .	37
3.4	Unidade de destilação a vácuo (VDU). . . . .	40
3.5	Unidade de desasfaltação a propano (PDA). . . . .	42
3.6	Unidade de craqueamento catalítico fluidizado ( <i>FCC</i> ). . . . .	44
3.7	Unidades de hidrotratamento 1 e 2 ( <i>HT1 – HT2</i> ). . . . .	48
3.8	Unidade de hidrotratamento 3 ( <i>HT3</i> ). . . . .	49
3.9	Unidade de separação de propano <i>DEPROP</i> . . . . .	52
3.10	Unidade de produção de MTBE ( <i>UMTBE</i> ). . . . .	54

3.11	Tanques de mistura. . . . .	55
3.12	Perfil de inventário dos tanques de mistura na refinaria. . . . .	68
4.1	Representação da conexão de uma refinaria com um centro de distribuição por meio de um oleoduto multiproduto localizando algumas variáveis. . . .	73
4.2	Gráfico de Gantt para o período de 7 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro). . . . .	92
4.3	Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 7 dias. . . . .	93
4.4	Gráfico de Gantt para o período de 7 dias sem pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro). . . . .	94
4.5	Gráfico de Gantt para o período de 10 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro). . . . .	96
4.6	Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 10 dias. . . . .	98
4.7	Gráfico de Gantt para o período de 15 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro) . . . . .	100
4.8	Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 15 dias. . . . .	101
4.9	Janelas de tempo para o descarregamento e recebimento de cada batelada na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 10 dias (G -gasolina, D - diesel, LPG - gás liquefeito de petróleo, JF - querosene de aviação). . . . .	105
5.1	Representação de uma refinaria conectada a um centro de distribuição por meio de um oleoduto. . . . .	119
5.2	Tanque de mistura genérico. . . . .	119
5.3	Gráfico de Gantt para a abordagem hierárquica o período de 7 dias com pré-processamento: Diesel Interior (DIN) - branco, Diesel Metropolitano (DME) - cinza escuro, Diesel Marítimo (DMA) marrom claro - Gasolina (GLN) - preto e GLP - cinza claro). . . . .	122
5.4	Gráfico de Gantt para o modelo de abordagem monolítica para o período de 7 dias com pré-processamento: Diesel Interior (DIN) - branco, Diesel Metropolitano (DME) - cinza escuro, Diesel Marítimo (DMA) marrom claro - Gasolina (GLN) - preto e GLP - cinza claro). . . . .	129

---

5.5	Perfil de inventário dos tanques de mistura na refinaria e dos tanques de armazenamento no centro de distribuição para a abordagem monolítica. . .	131
A.1	Superfície de resposta para as variáveis $W_1$ e $W_2$ . . . . .	145
A.2	Superfície de resposta para as variáveis $W_1$ e $W_3$ . . . . .	146
A.3	Superfície de resposta para as variáveis $W_1$ e $W_4$ . . . . .	147

---

## LISTA DE TABELAS

3.1	Identificação das unidades de origem, correntes e unidades de destino. . . .	31
3.2	Definição das propriedades físico-químicas. . . . .	32
3.3	Identificação das propriedades presentes em cada corrente. . . . .	32
3.4	Identificação dos tanques de mistura. . . . .	55
3.5	Valores de preço de venda dos produtos finais ( $\$/m^3$ ). . . . .	60
3.6	Valores do custo de cada tipo de petróleo ( $\$/m^3$ ). . . . .	60
3.7	Valores do custo de inventário dos tanques de mistura ( $\$/m^3 dia$ ). . . . .	60
3.8	Valores do custo de bombeamento dos produtos finais ( $\$/m^3$ ). . . . .	60
3.9	Valores do teor de enxofre contido em cada corrente dependendo do tipo de petróleo. . . . .	61
3.10	Valores do teor de enxofre nos produtos como função da carga ( <i>sulfload</i> ). . . . .	61
3.11	Valores dos propriedades que independem da carga em cada uma das unidades. . . . .	62
3.12	Valores dos rendimentos para cada corrente produzida por cada tipo de petróleo. . . . .	62
3.13	Valores do rendimento para as correntes de saída das unidades. . . . .	63
3.14	Valores das demandas dos produtos finais ( $m^3$ ). . . . .	63
3.15	Limites mínimo e máximo das propriedades nos tanques de mistura. . . . .	64
3.16	Valores dos ganhos de rendimento ( $\Delta Y$ ) para propriedade <i>RCR</i> nas correntes de saída da unidade <i>FCC</i> . . . . .	64

3.17	Limites mínimo e máximo de capacidade dos tanques de mistura e inventário inicial ( $m^3$ ). . . . .	65
3.18	Limites mínimo e máximo de entrada das unidades e variáveis operacionais.	65
3.19	Volume de carga de alimentação em cada unidade ao longo de todo o horizonte de tempo ( $m^3$ ) . . . . .	66
3.20	Volume de saída em cada tanque de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo ( $m^3$ ). . . . .	67
3.21	Qualidade dos produtos finais nos tanques de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo. . . . .	69
4.2	Limites de capacidade e volume inicial de produto por tanque na refinaria e no centro de distribuição (REJOWSKI; PINTO, 2008). . . . .	87
4.3	Valores de demanda diária no centro de distribuição e produção diária na refinaria. . . . .	87
4.4	Sequência de produtos permitida (1) e proibida (0). . . . .	88
4.5	Limites mínimo e máximo do volume de bateladas ( $m^3$ ). . . . .	88
4.6	Comparação da eficiência computacional com e sem pré-processamento para os estudos de caso. . . . .	103
4.7	Análise da redução do domínio de índice. . . . .	104
4.8	Comparação dos valores das funções objetivo com e sem pré-processamento para os estudos de caso. . . . .	107
4.9	Performance do modelo obtida pela variação do indicador $w_1$ . . . . .	109
4.10	Resultados operacionais da variação do indicador $w_1$ . . . . .	110
4.11	Sequenciamento de envio de produtos obtidos na variação do indicador $w_1$ . . . . .	110
4.12	Performance do modelo obtida pela variação do indicador $w_2$ . . . . .	111
4.13	Resultados operacionais obtidos da variação do indicador $w_2$ . . . . .	112
4.14	Sequenciamento de envio de produtos obtidos da variação do indicador $w_2$ . . . . .	112
4.15	Performance do modelo pela variação do indicador $w_3$ . . . . .	113
4.16	Resultados operacionais da variação do indicador $w_3$ . . . . .	113
4.17	Sequenciamento de envio de produtos obtido na variação do indicador $w_3$ . . . . .	114
4.18	Performance obtida pela variação do indicador $w_4$ . . . . .	115
4.19	Resultados operacionais da variação do indicador $w_4$ . . . . .	115
4.20	Sequenciamento de envio de produtos obtido na variação do indicador $w_4$ . . . . .	116

---

5.1	Sequência de produtos permitida (1) e proibida (0). . . . .	120
5.2	Limites de volume das bateladas dos produtos finais ( $m^3$ ). . . . .	120
5.3	Performance computacional do modelo da refinaria e da distribuição na abordagem hierárquica. . . . .	121
5.4	Lista de restrições que foram eliminadas na abordagem monolítica. . . . .	124
5.5	Valores do custo de inventário dos tanques de armazenamento no centro de distribuição ( $\$/m^3 dia$ ). . . . .	125
5.6	Performance computacional obtida na abordagem monolítica. . . . .	126
5.7	Volume de carga de alimentação em cada unidade ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica ( $m^3$ ). . . . .	127
5.8	Volume de saída em cada tanque de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica ( $m^3$ ). . . . .	128
5.9	Qualidade dos produtos finais nos tanques de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica. . . . .	132
A.1	Matriz do Planejamento Composto Central utilizada para a análise dos efeitos de interações (fator de ortogonalidade $\alpha = 2$ ). . . . .	139
A.2	Performance obtida da implementação dos cenários do planejamento composto central. . . . .	140
A.3	Termos da função objetivo obtido para cada cenário do planejamento composto central. . . . .	141
A.4	Resultados dos efeitos das variáveis. . . . .	142
A.5	Resultados dos coeficientes de regressão para as variáveis significativas. . .	144

---

# SIMBOLOGIA

## Índices:

$d$  - Tanques de armazenagem no centro de distribuição ( $d = 1, \dots, D$ ).

$i$  - Bateladas ( $i = 1, \dots, I$ ).

$k$  - Propriedades das correntes na refinaria ( $k = 1, \dots, K$ ).

$p$  - Produtos finais ( $p = 1, \dots, P$ ).

$r$  - Tanques de armazenagem na refinaria ( $r = 1, \dots, R$ ).

$s$  - Correntes da refinaria ( $s = 1, \dots, S$ ).

$t$  - Períodos de tempo ( $t = 1, \dots, T$ ).

$u, u'$  - Unidades de processo da refinaria ( $u, u' = 1, \dots, U$ ).

$v$  - Variável operacional da unidade  $u$  ( $v = 1, \dots, V$ ).

## Conjuntos:

$B_u$  - Conjunto dos tanques de mistura  $u$ .

$Dp_p$  - Conjunto dos produtos  $p$  que estão armazenados nos tanques  $d$ .

$D_u$  - Conjunto dos tanques no centro de distribuição na abordagem monolítica.

$P_d$  - Conjunto dos tanques  $r$  que podem armazenar o produto  $p$ .

$Pin_u$  - Conjunto das propriedades relevantes na entrada da unidade  $u$ .

$Pout_u$  - Conjunto das propriedades relevantes na saída da unidade  $u$ .

$P_r$  - Conjunto dos tanques  $d$  que podem armazenar o produto  $p$ .

$Rp_p$  - Conjunto dos produtos  $p$  que estão armazenados nos tanques  $r$ .

$Sout_u$  - Conjunto das correntes  $s$  que compõem a saída da unidade  $u$ .

$SU_{u',u}$  - Conjunto das correntes da unidade  $u'$  que podem ser enviadas da unidade  $u$ .

$U_u$  - Conjunto das correntes  $s$  que alimentam a unidades  $u$ .

$US_{u,s}$  - Conjunto das unidades que são alimentadas pela corrente  $s$  da unidade  $u$ .

$Vo_u$  - Conjunto das variáveis operacionais relevantes na unidade  $u$ .

Variáveis binárias:

$LB_i$  - 1 se a batelada  $i$  é a última batelada enviada pela refinaria.

$ls_{d,i,p,t}$  - 1 se o tanque  $d$  recebe do oleoduto a batelada  $i$  de produto  $p$  no tempo  $t$ .

$lsl_{d,p,t}$  - 1 se o tanque  $d$  abastece o mercado com o produto  $p$  no tempo  $t$ .

$XF_{u,t}$  - 1 se o tanque de mistura  $u$  recebe corrente no tempo  $t$ .

$XR_{r,i,p,t}$  - 1 se o tanque  $r$  descarrega no oleoduto a batelada  $i$  do produto  $p$  no tempo  $t$ .

$XRL_{r,p,t}$  - 1 se o tanque  $r$  recebe da refinaria o produto  $p$  no tempo  $t$ .

$XS_{u,t}$  - 1 se o tanque de mistura  $u$  envia corrente para o oleoduto no tempo  $t$ .

Varáveis contínuas:

$DD_i$  - Duração do recebimento da batelada  $i$  no centro de distribuição ( $dia$ ).

$dif$  - Diferença entre o volume total recebido no centro de distribuição e o volume total enviado ao mercado ( $m^3$ ).

$DR_i$  - Duração do carregamento da batelada  $i$  pela refinaria no oleoduto ( $dia$ ).

$InvD_{d,p,t}$  - Inventário do tanque  $d$  contendo produto  $p$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$InvR_{r,p,t}$  - Inventário do tanque  $r$  contendo produto  $p$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$IP_{S_{u,s,k,t}}$  - Índice de mistura da propriedade  $p$  presente na corrente de saída  $s$  da unidade  $u$  no tempo  $t$ .

$IPT_{u,s,k,t}$  - Índice de mistura da propriedade  $p$  presente na corrente de saída  $s$  do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$ .

$PF_{u,k,t}$  - Propriedade  $k$  da corrente de entrada da unidade  $u$  no tempo  $t$ .

$PT_{u,k,t}$  - Propriedade  $k$  no interior dos tanques de mistura  $u$  no tempo  $t$ .

$PS_{u,s,k,t}$  - Propriedade  $k$  na corrente  $s$  de saída da unidade  $u$  no tempo  $t$ .

$QF_{u,t}$  - Volume que a unidade  $u$  recebe no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$Q_{u,s,ud,t}$  - Volume da corrente  $s$  que deixa a unidade de origem  $u$  e chega a unidade de destino  $u'$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$QS_{u,s,t}$  - Volume da corrente  $s$  que deixa uma unidade  $u$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$TDS_i$  - Tempo em que ocorre o final do recebimento da batelada  $i$  do oleoduto para o centro de distribuição (dia).

$TRS_i$  - Tempo em que ocorre o final do bombeamento da batelada  $i$  da refinaria para o oleoduto (dia).

$V_{u,v,t}$  - Variável operacional  $v$  que influencia a operação da unidade  $u$  no tempo  $t$ .

$VM_{d,p,t}$  - Volume de produto  $p$  que o tanque  $d$  envia ao mercado no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$VR_{r,i,p,t}$  - Volume de batelada  $i$  de produto  $p$  recebido pelo tanque  $r$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$W_{d,i,p,t}$  - Volume de batelada  $i$  de produto  $p$  recebido pelo tanque  $d$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

Parâmetros:

$Batch_p^{max}/Batch_p^{min}$  - Limite superior/inferior para o volume da batelada de produto  $p$  ( $m^3$ ).

$Cinv_u$  - Custo de inventário dos tanques de mistura na refinaria ( $\$/m^3 dia$ ).

$CinvT_u$  - Custo de inventário dos tanques de armazenamento no centro de distribuição ( $\$/m^3 dia$ ).

$Cpump_s$  - Custo de bombeamento da corrente  $s$  ( $\$/m^3$ ).

$Custo_u$  - Custo de petróleo presente no tanque  $u$  ( $\$/m^3$ ).

$Dem_{p,t}$  - Demanda do produto  $p$  no tempo  $t$  ( $m^3/dia$ ).

$Dem_{s,t}$  - Demanda da corrente  $s$  no tempo  $t$  ( $m^3/dia$ ).

$Ganho_{u,s,v}$  - Rendimento da corrente  $s$  na unidade  $u$  proporcionada pela variável operacional  $v$ .

$Inv_{u,t}^o$  - Volume inicial do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$Inv_{u,t}^{MIN}$  - Limite de capacidade mínimo do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$Inv_{u,t}^{MAX}$  - Limite de capacidade máximo do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$InvD_{d,p}^o$  - Volume inicial do tanque  $d$  de produto  $p$  ( $m^3$ ).

$InvD_{d,p}^{max}/InvD_{d,p}^{min}$  - Limites de capacidade máximo/mínimo do tanque  $d$  de produto  $p$  ( $m^3$ ).

$InvPipe_{d,p}$  - Volume inicial de produto  $p$  no oleoduto que será enviado para o tanque  $d$  ( $m^3$ ).

$InvR_{r,p}^o$  - Volume inicial do tanque  $r$  de produto  $p$  ( $m^3$ ).

$InvR_{r,p}^{max}/InvR_{r,p}^{min}$  - Limites de capacidade máximo/mínimo do tanque  $r$  de produto  $p$  ( $m^3$ ).

$h_{max}$  - Horizonte de tempo (dias).

$n_{max}/n_{min}$  - Número de bateladas máximo/mínimo que podem ser bombeadas durante o horizonte de tempo.

$pipe$  - Volume do oleoduto ( $m^3$ ).

$Prop_{u,s,k}$  - Propriedade  $k$  presente na corrente  $s$  da unidade  $u$ .

$PR_{r,p,t}$  - Volume do produto  $p$  recebido no tanque  $r$  das unidades da refinaria no tempo  $t$  ( $m^3$ ).

$seq_{p,p'}$  - Matriz de sequências proibidas/permitidas entre os produtos  $p$  e  $p'$ .

$v_{max}/v_{min}$  - Vazões máxima/mínima no oleoduto ( $m^3/dia$ ).

$Vendas_s$  - Preço de venda da corrente  $s$  ( $\$/m^3$ ).

$w_1 - w_4$  - Valor de ponderação para os quatro termos normalizados da função objetivo.

$YC_{u,s}$  - Rendimento da corrente  $s$  para a unidade  $u$ .

---

# SUMÁRIO

<b>Resumo</b>	<b>vi</b>
<b>Abstract</b>	<b>vii</b>
<b>Lista de Figuras</b>	<b>viii</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>xi</b>
<b>Lista de Abreviaturas</b>	<b>xiv</b>
<b>Simbologia</b>	<b>xiv</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>1</b>
1.1 Panorama da indústria petrolífera . . . . .	1
1.2 Objetivos de estudo . . . . .	6
1.3 Estrutura do trabalho . . . . .	6
<b>2 Revisão Bibliográfica</b>	<b>7</b>
2.1 Cadeia de abastecimento do petróleo e seus derivados . . . . .	7
2.1.1 Representação do tempo . . . . .	9
2.1.2 Problemas de otimização, métodos de solução e <i>solvers</i> comerciais .	11
2.2 Planejamento e Programação da Produção em Refinaria . . . . .	14

---

2.2.1	Suprimento de petróleo na refinaria . . . . .	15
2.2.2	Unidades de produção . . . . .	17
2.2.3	Mistura de produtos intermediários e distribuição de derivados de petróleo . . . . .	18
<b>3</b>	<b>Modelagem do Planejamento da Produção na Refinaria</b>	<b>27</b>
3.1	Definição do Problema . . . . .	28
3.2	Modelo generalizado das unidades de processo e tanques de mistura . . . . .	33
3.2.1	Unidade de destilação atmosférica . . . . .	35
3.2.2	Unidade de destilação a vácuo . . . . .	40
3.2.3	Unidade de desasfaltação a propano <i>PDA</i> . . . . .	42
3.2.4	Unidade craqueamento catalítico fluidizado . . . . .	44
3.2.5	Unidades de hidrotratamento . . . . .	47
3.2.6	Unidade de separação de propano . . . . .	51
3.2.7	Unidade de produção de MTBE . . . . .	53
3.2.8	Unidades de mistura de correntes intermediárias . . . . .	54
3.2.9	Demanda de produtos finais . . . . .	58
3.2.10	Função objetivo . . . . .	59
3.3	Implementação do modelo - Estudo de Caso . . . . .	59
3.4	Resultados e discussão . . . . .	64
<b>4</b>	<b>Modelagem do problema de programação da distribuição de derivados</b>	<b>70</b>
4.1	Descrição do problema . . . . .	71
4.2	Formulação matemática do modelo de distribuição . . . . .	72
4.3	Descrição do pré-processamento . . . . .	84
4.4	Implementação do modelo matemático . . . . .	87
4.5	Resultados e discussão . . . . .	89
4.5.1	Programação do oleoduto e perfis de inventário dos tanques na refinaria e centro de distribuição . . . . .	89
4.5.2	Desempenho computacional dos estudos de caso . . . . .	102
4.5.3	Análise dos termos da função objetivo para os estudos de caso . . . . .	106

---

4.5.4	Análise da influência dos pesos sobre a função objetivo . . . . .	108
<b>5</b>	<b>Integração dos modelos de planejamento da produção e programação da distribuição</b>	<b>117</b>
5.1	Abordagem hierárquica . . . . .	118
5.1.1	Implementação do modelo . . . . .	120
5.1.2	Resultados operacionais da abordagem hierárquica . . . . .	121
5.2	Abordagem monolítica . . . . .	123
5.2.1	Implementação da abordagem monolítica . . . . .	125
5.2.2	Resultados operacionais da abordagem monolítica . . . . .	126
<b>6</b>	<b>Conclusões e trabalhos futuros</b>	<b>134</b>
<b>A</b>	<b>Apêndice</b>	<b>137</b>
A.1	Planejamento de experimentos para os termos da função objetivo do modelo de distribuição . . . . .	137
	<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>148</b>

---

---

# CAPÍTULO 1

---

## Introdução



O primeiro Capítulo discute a relevância dos estudos acerca do planejamento e da programação da produção na cadeia de abastecimento de petróleo. Os objetivos e a estrutura do trabalho são também destacados.

### 1.1 Panorama da indústria petrolífera

Em 2015, o Brasil produziu 2,5 M e consumiu 3,2 M de barris de petróleo/dia (Fonte: Agência Nacional de Petróleo Anuário 2016). O país tem 17 refinarias que atingem uma capacidade de processamento de 2,3 M barris/dia. Isso representa o 12º lugar na escala de produção mundial e o 5º lugar no consumo, equivalente a 2,8% e 3,3%, respectivamente. A Figura (1.1) apresenta a capacidade de refino e o volume refinado nas 17 refinarias brasileiras.

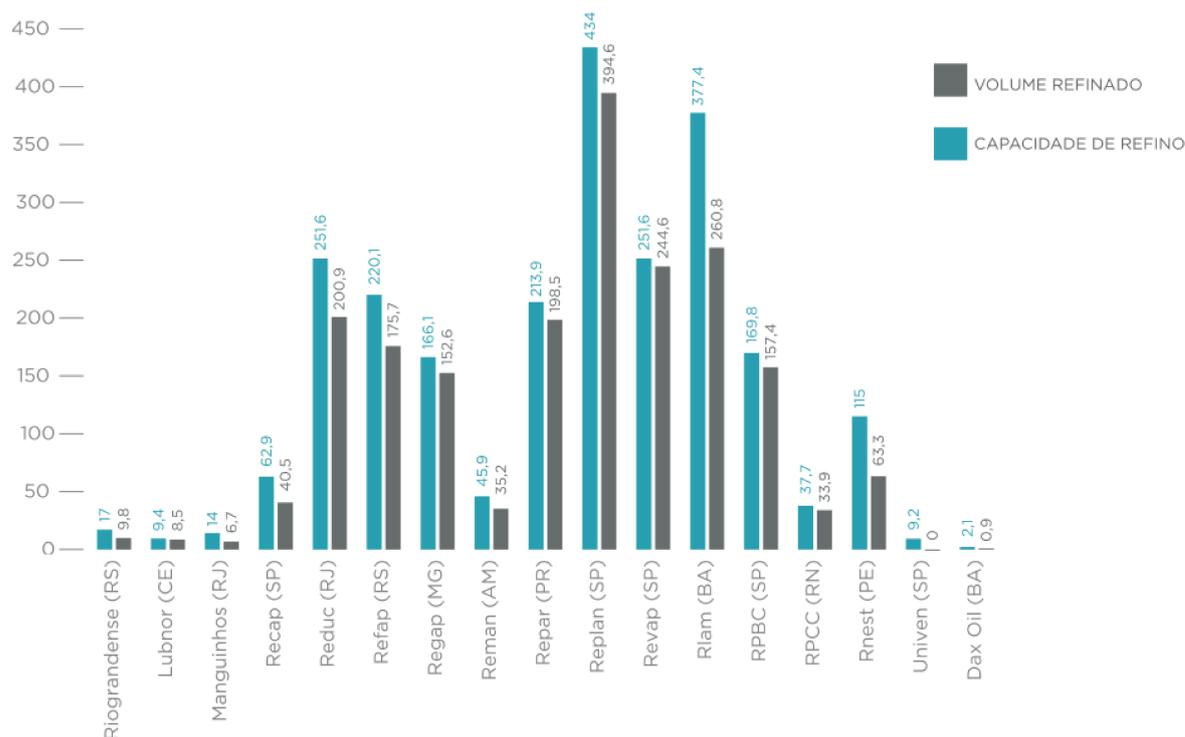


Figura 1.1: Volume de petróleo refinado *versus* capacidade das refinarias (Fonte: Anuário Estatístico 2016 divulgado pela Agência Nacional de Petróleo).

A partir da Figura (1.1), observa-se que a maioria das refinarias no Brasil operam próximas a capacidade máxima. Isso é decorrência da crescente demanda pelos derivados, que exigiu aumento no volume processado pelas refinarias. Em contrapartida, o cenário econômico atual enfrenta mudanças diárias, com incertezas na demanda de produtos e oferta de petróleo, seguidas por políticas ambientais e condições de segurança mais rigorosas. Diante dessa realidade, é evidente que o bom gerenciamento das atividades que compõem a cadeia produtiva da indústria de petróleo, atrelado ao desenvolvimento de tecnologias e ferramentas de auxílio na tomada de decisão, podem conduzir a processos mais eficientes e lucrativos. Melhores desempenhos das operações na cadeia de abastecimento de petróleo podem ser alcançados por meio da otimização do planejamento e programação da produção.

A aplicação de técnicas de otimização na indústria de petróleo, teve início em meados dos anos 50, envolvendo abastecimento de petróleo e programação linear. Com o passar dos anos, frente ao avanço tecnológico e computacional, o emprego dessas técnicas cresceu continuamente, trazendo inúmeros benefícios econômicos e na gestão dos processos produtivos (SOARES, 2009).

Em geral, as decisões de planejamento e programação da produção são estabelecidas de forma hierárquica com integração vertical, abrangendo o horizonte de tempo e

o detalhamento das informações, conforme ilustrado na Figura (1.2). Observa-se que o planejamento estratégico apresenta o maior horizonte de tempo, requerendo menor detalhamento do processo, enquanto que a programação da produção necessita de maior detalhamento do processo e deve ser executado em curto prazo.

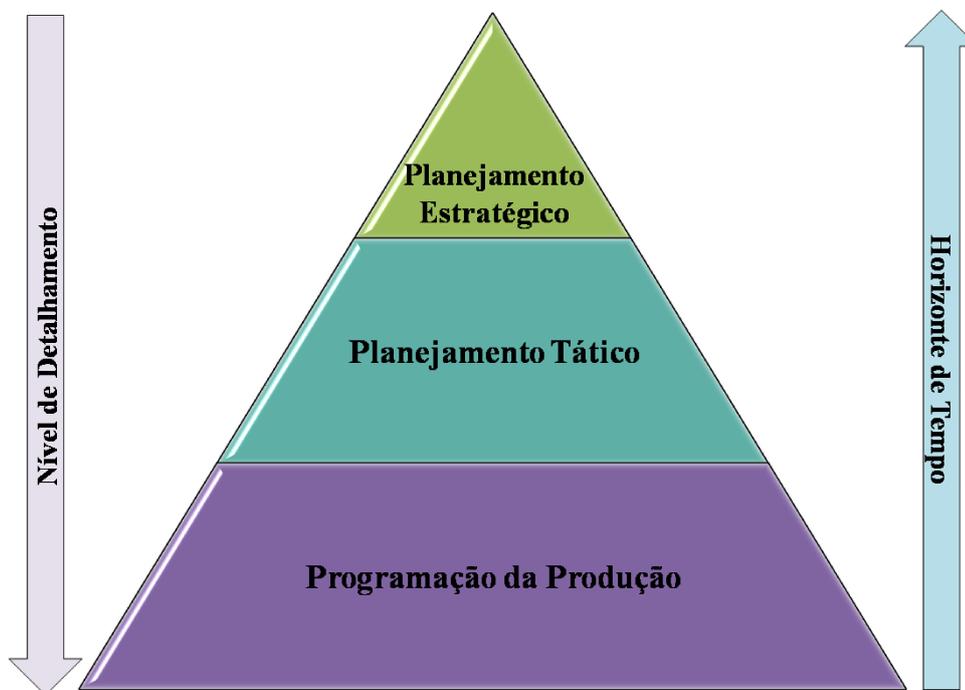


Figura 1.2: Hierarquia de decisões em uma indústria química.

O planejamento estratégico define os objetivos corporativos da empresa em longo prazo, estabelecendo o plano de produção. Possui como principal objetivo a adequação dos recursos produtivos disponíveis à demanda futura. Nesse patamar, determina-se o que produzir, em que localidade e investimento em novas instalações (SOARES, 2009). No contexto da indústria de petróleo, o planejamento estratégico está inserido nas decisões referentes aos investimentos em exploração e construção de novas refinarias.

A viabilidade das decisões estratégicas e a avaliação das atividades necessárias para cumprir as metas estabelecidas são realizadas pelo planejamento tático. Neste ponto, são feitos estudos relativos à capacidade produtiva disponível, os recursos em estoque e viabilidade de rotas alternativas para atender as metas estabelecidas. Na refinaria, as decisões táticas consistem na compra de petróleo e definição dos volumes necessários frente às demandas.

O último patamar é responsável por colocar em prática as decisões tomadas no plano de produção realizando a programação da produção. A programação da produção possui alto nível de detalhamento e abrange decisões de alocação dos recursos disponíveis, sequenciamento da produção, qualidades dos produtos finais e capacidade e desempenho das unidades (MORO, 2000).

No tocante a refinaria, segundo Hollmann (2015), há uma autonomia nas decisões que envolvem o planejamento e a programação da produção, com foco concentrado nas metas de produção. Desta forma, o planejamento e a programação tratam de forma diferente os horizontes de tempo e as unidades envolvidas no processo da refinaria. O planejamento decide a meta de produção anual ou o aumento na capacidade efetiva, enquanto a programação estabelece os volumes, os tempos e alocação e sequenciamento dos recursos disponíveis (HARJUNKOSKI et al., 2014).

As operações da refinaria estão entre as mais complexas, quando comparadas às outras indústrias químicas. O processo de refino abrange um conjunto de operações em funcionamento contínuo e sequencial, lidando com diversas correntes que sofrem processos de reação, separação, produção e transporte. Isso caracteriza a complexidade do processo de refino, sendo comum decompor as operações da refinaria conforme (SHAH et al., 2011):

1. abastecimento de petróleo;
2. unidades de produção;
3. mistura de correntes intermediárias e distribuição dos produtos finais.

As operações de abastecimento da refinaria englobam o recebimento de petróleo, a seleção da mistura que alimenta a unidade de destilação e o controle de inventário. A gestão do recebimento de petróleo corresponde ao sequenciamento da chegada dos navios nos portos e descarregamento dos óleos. O controle de inventário é extremamente importante, pois, o volume disponível de petróleo impacta diretamente nas operações de refino subsequentes. Além disso, cada refinaria é projetada para operar com mistura de petróleos que se apresentem dentro de uma faixa de composição de componentes leves e pesados. Desta forma, os diferentes tipos de petróleo disponíveis devem ser misturados, para atingir as propriedades desejadas na alimentação das unidades. Segundo Reddy et al. (2004), o gerenciamento das operações neste ponto da refinaria pode levar à redução de até 80% nos custos totais, o que demonstra a importância da programação do abastecimento de petróleo.

A programação das unidades de operação e mistura consiste na gestão das correntes de entrada e saída das unidades de operação, controle das propriedades físico-químicas de cada corrente e seleção da mistura das correntes intermediárias para compor os produtos finais, todos relacionados ao volume de demanda. Cada refinaria possui um conjunto de unidades de processo específico, conforme os tipos de petróleo que pode processar. Por exemplo, as refinarias projetadas para receber petróleos mais pesados necessitam de mais processos para a redução da quantidade de substâncias nocivas como o enxofre. A programação dessa etapa é extremamente complexa, pois lida com a gestão de centenas de

correntes que cada unidade recebe e envia além do monitoramento das propriedades de cada corrente. Essas correntes geradas nas unidades seguem para o processo de mistura, que realiza a seleção das correntes intermediárias, com base nas suas propriedades, para compor a mistura que gera os produtos finais. É uma etapa importante, pois os produtos como gasolina, diesel, querosene de aviação e outros devem respeitar especificações de qualidade para sua comercialização. Essas especificações determinam a qualidade dos produtos, como por exemplo, o limite da quantidade de enxofre no diesel ou a octanagem da gasolina. A programação da mistura de correntes intermediárias em situações reais, pode envolver relações de mistura não lineares, considerado um fator complicante (SOARES, 2009).

A etapa de distribuição corresponde ao gerenciamento de envio dos derivados de petróleo. Em geral, na Petrobras, a distribuição está dividida em distribuição primária e secundária. A distribuição primária envolve o transporte de alguns produtos por meio de oleodutos até os centros de distribuição. Na secundária o transporte é feito em volumes menores, por exemplo, com caminhões que seguem para o mercado. Um oleoduto pode enviar diversos derivados, conectando uma ou várias refinarias a um ou vários centros de distribuição. Nesta etapa, o objetivo é determinar a melhor sequência de envio dos produtos, respeitando as regras de contato entre eles, para satisfazer a demanda. Diversos fatores influenciam a programação da distribuição, são eles: (i) os diferentes modos de operação de cada oleoduto, (ii) as variações da vazão de bombeamento, (iii) as capacidades de armazenamento na origem e destino, (iv) o abastecimento de múltiplos destinos a partir de mais de uma origem, (v) operações simultâneas de envio e retirada e (vi) os custos envolvidos. Destaca-se que, a gestão de inventário na origem e destinos do oleoduto e o tempo de realização das operações devem ser monitorados constantemente. Os fatores listados tornam a modelagem matemática da programação da distribuição uma tarefa desafiadora e complexa. A programação da distribuição de derivados deve obter o melhor desempenho, respeitando a qualidade, quantidade e prazos de entrega.

Ao longo dos anos, uma grande variedade de estudos foi realizada abordando as diferentes áreas da refinaria. A maioria das pesquisas desenvolvidas restringiu-se aos problemas individuais, sendo poucos trabalhos explorando a programação que integra as diferentes etapas da refinaria. Desta forma, a maior contribuição deste trabalho é o desenvolvimento de uma formulação matemática que integra o planejamento da produção e a programação da distribuição de três áreas importantes da cadeia da indústria de petróleo na refinaria: unidades de produção, tanques de mistura de correntes intermediárias e distribuição de produtos finais.

## 1.2 Objetivos de estudo

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver um modelo matemático de otimização integrando o planejamento das unidades de operação e mistura de correntes intermediárias de uma refinaria com a programação da distribuição dos produtos finais em um centro de distribuição.

Os objetivos específicos são:

- sincronizar as operações de transferência a partir da refinaria até o centro de distribuição;
- obter a melhor sequência de envio dos produtos no oleoduto;
- gerenciar as unidade de produção, os tanques de mistura e os tanques de armazenamento de produtos finais;
- selecionar a mistura de crus mais adequados para ser processada na refinaria, capaz de atender a demanda e qualidade de produtos finais, garantindo a lucratividade da refinaria;
- resolver de forma integrada as etapas de produção, mistura e distribuição.

## 1.3 Estrutura do trabalho

O Capítulo 2 fornece uma visão geral dos processos de produção da refinaria com foco nos estudos e aplicações reportados na literatura. No Capítulo 3 o modelo matemático das unidades de produção e mistura da refinaria é descrito, bem como a discussão dos resultados obtidos. O Capítulo 4 dedica-se à formulação matemática para a etapa de distribuição dos produtos da refinaria, com a análise dos resultados. O modelo de integração do planejamento da produção da refinaria e programação da distribuição e os resultados são apresentados no Capítulo 5. No Capítulo 6 as conclusões parciais são apresentadas.

---

---

# CAPÍTULO 2

---

## Revisão Bibliográfica



Este Capítulo apresenta os problemas da cadeia de abastecimento de petróleo, com atenção voltada para os problemas que envolvem as unidades de produção da refinaria, os processos de mistura de correntes intermediárias e a distribuição de derivados de petróleo. Os trabalhos da literatura desenvolvidos para as diferentes áreas do planejamento e programação da refinaria bem como a representação do tempo e algumas técnicas de solução são discutidos.

### 2.1 Cadeia de abastecimento do petróleo e seus derivados

Cadeia de abastecimento ou cadeia de suprimento (*Supply Chain*) é definida como a interligação entre todos os recursos e atividades necessárias para produzir e distribuir produtos ou serviços aos clientes (MAGALHÃES, 2004). Na indústria de petróleo, a cadeia de abastecimento começa na atividade de produção de petróleo, passando pela estocagem e transporte do óleo bruto até as refinarias onde são realizadas diversas operações que dão origem aos mais variados produtos finais, que devem ser distribuídos ao mercado consumidor (SHAH et al., 2011). A Figura (2.1) ilustra esses caminhos percorridos pelo petróleo em sua cadeia de abastecimento.

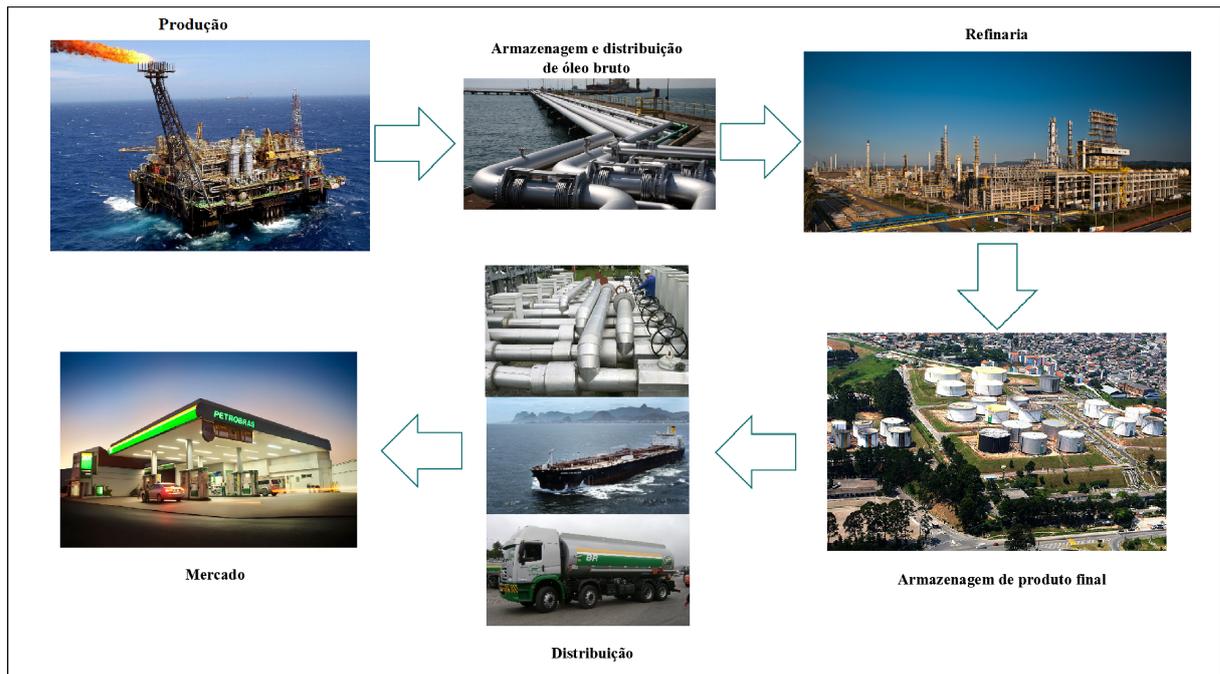


Figura 2.1: Cadeia de abastecimento na indústria de petróleo (adaptado de Shah et al. (2011)).

As etapas que compõem a cadeia de abastecimento estão intrinsicamente relacionadas. Uma possível falha no fornecimento do óleo cru nos portos, por exemplo, prejudica o planejamento das unidades de processo, a programação da distribuição e a entrega dos produtos finais. Portanto, a boa gestão da cadeia partindo da exploração até a distribuição dos produtos finais é importante para garantir a entrega dos volumes desejados nos prazos estabelecidos, reduzir os custos operacionais e obter melhores rendimentos. Segundo Magalhães (2004) há a necessidade do desenvolvimento de ferramentas que auxiliem a tomada de decisão, como o planejamento e programação da produção.

O planejamento da produção define as estratégias de produção que devem ser seguidas a partir de estudos de previsão de demanda e disponibilidades dos recursos, com objetivos econômicos e um horizonte de longo prazo (SHAH et al., 2011). Em contrapartida, a programação da produção envolve decisões que viabilizam as metas de produção estabelecidas, como alocação dos recursos disponíveis e necessários à produção, sequenciamento das atividades e determinação da duração das tarefas (SOARES, 2009).

Floudas e Lin (2004), Méndez et al. (2006a) e Harjunoski et al. (2014) apresentaram uma abordagem conceitual detalhada dos problemas de programação da produção, explorando aplicações práticas e métodos de solução. Floudas e Lin (2004) fizeram uma revisão das abordagens de representação do tempo discreta e contínua. Estudos de aplicações são realizados destacando as diferenças e limitações de cada formulação. Os trabalhos de Méndez et al. (2006a) e Harjunoski et al. (2014) abordaram as diferentes formas de representação dos problemas de programação (Processos *Flowshop* e *Network* - STN e

RTN), representação do tempo, identificação de eventos e os aspectos de modelagem dos problemas. Méndez et al. (2006a) se concentraram nas características estruturais dos processos em batelada como topologia das plantas, políticas de inventário, tipos de demanda, tempos de processamento, transferência de matéria, dentre outros. Harjunkski et al. (2014) exploraram os processos contínuos considerando diversos aspectos industriais, soluções comerciais e aplicações práticas já desenvolvidas envolvendo problemas de porte real da indústria.

### 2.1.1 Representação do tempo

Nos modelos de planejamento e programação da produção há a necessidade da representação dos intervalos de tempo. A escolha da forma de representar o tempo é uma questão importante e desafiadora pois a dimensão do modelo bem como o desempenho computacional estão diretamente ligados à definição do número de intervalos de tempo Floudas e Lin (2004).

As abordagens clássicas de divisão do horizonte de tempo são a representação discreta do tempo e representação contínua do tempo. A modelagem dos problemas de planejamento, normalmente, utilizam a representação discreta do tempo. Por outro lado, a programação da produção pode utilizar diferentes tipos de representação do tempo tais como discreta, contínua e representação de eventos.

Méndez et al. (2006a) afirmam que os modelos de programação da produção tem como base diferentes conceitos para a organização dos eventos que compõem o processo ao longo do tempo com a finalidade de garantir que recursos compartilhados não excedam o limite de capacidade. Os autores apresentam cinco diferentes formas de representação do tempo amplamente utilizadas nas formulações matemáticas.

A Figura (2.2) ilustra os tipos de representação do tempo apresentando um exemplo para ilustrar os conceitos. O exemplo considera duas unidades de processo ( $J1$ ,  $J2$ ) que podem alocar cinco bateladas (a, b, c, d, e).

A representação discreta é ilustrada na Figura (2.2 - I) em que horizonte de tempo foi dividido em 10 intervalos de duração fixa. Esse tipo de representação permite que o início e o final das operações ocorram apenas nos limites dos intervalos. Há uma redução na complexidade da estrutura do modelo já que o monitoramento do processo pelas restrições é feito em pontos específicos. Por outro lado, pode ser necessário um grande número de intervalos para representar as tarefas de menor duração no processo. Isso implica naturalmente no aumento da dimensão do modelo, exigindo alto esforço computacional ou tornando o problema intratável (FLOUDAS; LIN, 2004).

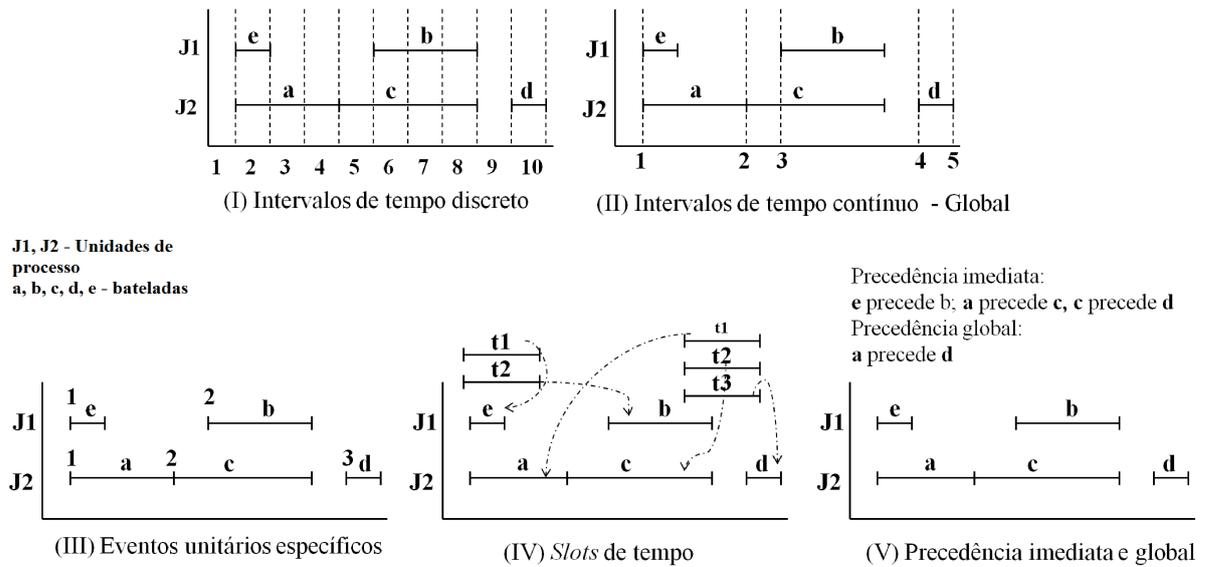


Figura 2.2: Representação do tempo - (I) intervalos discretos, (II) Intervalos contínuos, (III) Eventos específicos às unidades, (IV) Slots de tempo, (V) Relações de precedência (adaptado de Méndez et al. (2006a)).

Recentemente, Velez e Maravelias (2013) apresentaram o conceito da representação discreta utilizando grades de tempo não uniforme. Nesse caso, cada unidade ou tarefa do processo recebe uma divisão do horizonte de tempo individual dependendo da escala de tempo necessária para a unidade ou tarefa. Assim, o número de períodos de tempo é diferente para cada unidade ou tarefa, não sendo mais exigida a divisão do horizonte de tempo global na quantidade de intervalos necessários para abranger durações pequenas. Essa nova abordagem reduz a dimensão do modelo mantendo os mesmos tipos de restrições e permitindo soluções melhores com menor esforço computacional.

A representação contínua do tempo é mostrada nas Figuras (2.2) - (II-V). A Figura (2.2) - (II) apresenta o horizonte dividido em intervalos de comprimento variável e os eventos ou tarefas podem ocorrer em qualquer ponto. As decisões de tempo são representadas por um conjunto de variáveis que determinam exatamente quando cada evento acontece e o início dos intervalos de todas as tarefas devem coincidir. A principal vantagem dessa formulação consiste na redução da dimensão do modelo, por outro lado, são mais complexos e geram relaxações mais pobres devido as restrições *big-M* utilizadas para modelar os intervalos variáveis. A representação contínua permite que os intervalos do horizonte de tempo sejam definidos globalmente ou por unidade (FLOUDAS; LIN, 2004). Na Figura (2.2) (III), uma grade de tempo variável é definida para cada unidade ou operação o que permite que tarefas diferentes iniciem no mesmo intervalo de tempo de outras operações. Na Figura (2.2) (IV) são definidos slots de tempo ao invés de pontos de evento para cada uma das unidades ou equipamentos. Há ainda a representação que define a precedência dos eventos em cada unidade, como ilustrado na Figura (2.2) (V).

### 2.1.2 Problemas de otimização, métodos de solução e *solvers* comerciais

Um modelo de otimização tem como critério de desempenho a maximização ou minimização da função objetivo, que está definida em termos das variáveis de decisão do problema e sujeita à restrições. A Equação (2.1) representa matematicamente um problema genérico de otimização.

$$\begin{aligned} \text{Min}(\text{Max})z &= f(x, y) \\ g(x, y) &\leq 0 \\ h(x, y) &= 0 \\ x &\in \mathbb{R}^n \\ y &\in \{0, 1\} \end{aligned} \tag{2.1}$$

em que,

- $z$  é o valor obtido da função objetivo;
- $f(x, y)$  é a função objetivo;
- $g(x, y)$  é o conjunto das restrições de desigualdade;
- $h(x, y)$  é o conjunto das restrições de igualdade;
- $x$  é o vetor coluna das variáveis contínuas;
- $y$  é o vetor coluna das variáveis binárias.

Os problemas de otimização são classificados, geralmente, com base nas características da função objetivo e restrições. São eles:

- programação linear (LP): se  $f(x, y)$ ,  $g(x, y)$  e  $h(x, y)$  são funções lineares,  $x$  é o vetor de variáveis reais e  $y$  é o vetor vazio para as variáveis binárias;
- programação não-linear (NLP): se pelo menos uma das funções  $f(x, y)$ ,  $g(x, y)$  ou  $h(x, y)$  apresentam termos não lineares,  $x$  é o vetor de variáveis reais e  $y$  é o vetor vazio para as variáveis binárias;
- programação mista inteira linear (MILP): se  $f(x, y)$ ,  $g(x, y)$  e  $h(x, y)$  são funções lineares,  $x$  é o vetor de variáveis reais e  $y$  é o vetor de variáveis binárias;

- programação mista inteira não linear (MINLP): se ao menos uma das funções  $f(x, y)$ ,  $g(x, y)$  ou  $h(x, y)$  apresentam termos não lineares,  $x$  é o vetor de variáveis reais e  $y$  é o vetor de variáveis binárias.

No contexto do planejamento e programação da produção, a modelagem matemática é desenvolvida como problemas de programação mista inteira linear (MILP) e programação mista inteira não linear (MINLP) (HARJUNKOSKI et al., 2014). Segundo Magalhães (2004) a natureza inteira do problema é adequada para representar as decisões de sequenciamento de tarefas, seleção de equipamentos e regime de operação. As não linearidades podem representar processos de reação, mistura e variáveis operacionais.

### Algoritmos de solução

Para os modelos MILP, o método mais utilizado na busca da solução é o algoritmo *Branch and Bound* (B&B). Esse algoritmo gera uma árvore de combinação binária que divide a região de busca em subdomínios, resolvendo uma sequência de programas lineares. Rigorosos limites inferior (problema de minimização) ou superior (problema de maximização) sobre a função objetivo são fornecidos neste método. O número de iterações requeridas pelo método B&B é uma função exponencial do número de variáveis inteiras. Desta forma, modelos que representam a realidade industrial podem necessitar de elevado número de variáveis inteiras, aumentando a dimensão do modelo e a dificuldade da busca de solução.

O Algoritmo de Planos Cortantes (*Cutting Plane*) é outro método de solução dos problemas MILP. O algoritmo tem origem no método Simplex (comumente utilizado na solução dos problemas LP) e opera de forma semelhante ao B&B com a inserção de restrições de cortes da região viável para reduzir o espaço de busca. Há ainda o algoritmo *Branch and Cut*, uma combinação dos métodos B&B e *Cutting Plane* em que a cada iteração do B&B restrições são adicionadas para cortar parte da região viável excluindo variáveis não inteiras (MORO, 2000).

Harjunkski et al. (2014) afirmam que os problemas reais podem produzir modelos MILP de grande dimensão e diversas alternativas de solução tem sido propostas, são elas: (i) métodos de pré-processamento, (ii) combinação de heurísticas com algoritmo B&B, (iii) utilização de restrições de corte no pré-processamento, (iv) integração do B&B com métodos de busca local e (v) utilização de recurso computacional em paralelo.

Os problemas MINLP reúnem as dificuldades do problemas MILP e NLP. Os algoritmos *Spatial Branch & Bound* - (SBB) são os mais eficientes na busca de solução dos problemas MINLP não convexos. Outros métodos de busca local para os proble-

mas MINLP encontrados na literatura são: Aproximação Exterior (*Outer Approximation* - OA), Decomposição Generalizada de Benders (*Generalized Benders Decomposition* - GBD) e Planos Cortantes Extendidos (*Extended Cutting Plane* - ECP) (HOLLMANN, 2015).

### ***Solvers e softwares comerciais***

Em relação aos códigos computacionais disponíveis para a solução dos problemas MILP atualmente usados são: CPLEX, XPRESS e GUROBI (possuem implementados o algoritmo *Branch and Cut*). Todos esses códigos incluem sofisticados algoritmos de busca de solução, técnicas de pré-processamento e heurísticas. Dentre estes, o *solver* CPLEX é comumente utilizado para solução dos problemas de planejamento e programação da produção do tipo MILP. Para os problemas MINLP tem-se: DICOPT (*Discrete and Continuous Optimizer*), BARON (*Branch & Reduce Optimization Navigator*) e SBB disponíveis em GAMS, LINDO Global, Couenne e GloMIQO (*Global Mixed-integer Quadratic Optimizer*) para otimização global e códigos abertos como Bonmin e Filmint (HARJUNKOSKI et al., 2014).

Existem ainda, os *softwares* comerciais para o planejamento da produção de refinarias, como PIMS (*Process Industry Modelling System*) da AspenTech e o RPMS (*Refinery and Petrochemical Modeling System*) da Honeywell, que utilizam programação linear sucessiva (SHAH et al., 2011). Para a programação da produção a maioria dos *softwares* comerciais são baseados em simulação e não em otimização. São eles: *Aspen Plant Scheduler*, *Model Enterprise Optimal Single-Scheduler*, *VirtECS Scheduler* e *Advanced Planner and Optimizer - SAP* utilizados para a programação em plantas batelada (MÉNDEZ et al., 2006a).

Neste trabalho são utilizados os *solvers* CPLEX, CONOPT e DICOPT. O *solver* CPLEX é comum para problemas do tipo MILP

No contexto da indústria de petróleo, ao longo dos últimos 30 anos, o processo de refino cresceu em complexidade e volume como consequência da competição entre mercados, das novas políticas ambientais e da ramificação das empresas em diferentes localidades. Para o setor enfrentar esse dinamismo do mercado, tornou-se indispensável à aplicação das técnicas de otimização da cadeia de abastecimento, abrangendo as operações de suprimento, produção e distribuição (SHAH et al., 2011). A Seção 2.2 se concentra no planejamento e programação da produção voltada para as operações da refinaria.

## 2.2 Planejamento e Programação da Produção em Refinaria

Segundo Szklo (2005) uma refinaria pode ser definida como: “... um complexo industrial, capital e tecnológico-intensivo; é um grande consumidor de energia final e água; é produtor de vários produtos finais energéticos e não energéticos. Por ela, passa a principal energia primária deste e do século passado, o petróleo. Nela, concentram-se complexidades técnicas e econômicas, associadas ao processamento e conversão de um produto-chave da economia mundial, produto não homogêneo, tanto em termos da sua qualidade físico-química, quanto em termos da sua localização, do seu custo de produção, do risco da sua descoberta e da segurança do seu abastecimento.”

Uma refinaria típica produz várias correntes de produtos intermediários como saída das diferentes unidades de processo que compõem o complexo industrial. O produto final é gerado a partir da mistura dessas correntes de forma a obter os produtos dentro de uma faixa de especificação. Existem vários graus de especificação dos produtos para atender a diferentes mercados. A maneira como as correntes intermediárias são misturadas para gerar produtos comercializáveis, assim como a distribuição dessas correntes entre as unidades de processo e os parâmetros operacionais influenciam grandemente os resultados financeiros de uma refinaria.

Diante da complexidade das operações presentes na refinaria e a integração dos diferentes patamares de tomada de decisão, a otimização da cadeia com um modelo que represente globalmente o sistema, formulando um problema tratável e de solução aplicável torna-se uma tarefa desafiadora. Assim é comum, academicamente, realizar a decomposição espacial dos processos da refinaria em três partes: (i) suprimento de petróleo, (ii) unidades de processo e (iii) mistura de correntes intermediárias e distribuição de derivados (SHAH et al., 2011). A Figura (2.3) ilustra essa decomposição.

O subproblema de suprimento de óleo cru corresponde na programação do abastecimento de petróleo definindo a sequência de chegada dos navios aos portos, controle dos volumes em inventário e seleção da melhor mistura dos diferentes tipos de petróleo para compor a carga de alimentação da unidade de destilação (SILVA, 2013). O segundo subproblema compreende as unidades de processo em que a principal característica é a operação contínua das unidades e armazenamento de componentes intermediários, sendo o foco de estudo a determinação da vazão das correntes de entrada e saída das unidades e suas propriedades (SHAH et al., 2011). O último subproblema envolve o mistura e a distribuição dos produtos finais. A etapa de mistura dos produtos intermediários lida com propriedades diferentes para fornecer os produtos finais dentro da qualidade de especificação desejada.

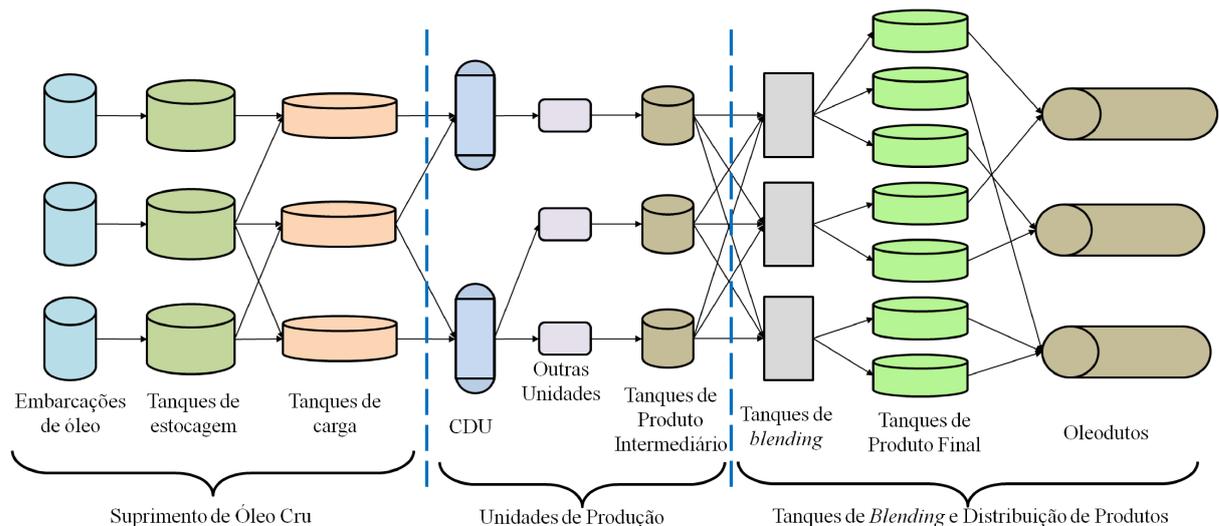


Figura 2.3: Representação dos subproblemas da refinaria: suprimento de petróleo, unidades de produção e mistura e distribuição de derivados (adaptado de Shah et al. (2011)).

A programação desta etapa busca a gestão dos tanques de mistura, seleção das correntes intermediárias, definição das receitas que compõem a mistura e controle de inventário. A distribuição se concentra no transporte dos produtos finais que ocorre preferencialmente via oleodutos. A programação da distribuição determina a sequência de bombeamento dos produtos finais, a quantidade que deve ser enviada, redução das interfaces geradas no interior dos oleodutos com o objetivo de reduzir os custos operacionais (REJOWSKI, 2007).

Inúmeras são as contribuições no escopo da programação da produção, cobrindo os três subproblemas descritos. A seguir, uma discussão mais detalhada dos subproblemas de suprimento de petróleo, unidades de processo e mistura de correntes intermediárias e distribuição é apresentada, destacando os estudos e aplicações realizados.

### 2.2.1 Suprimento de petróleo na refinaria

O subproblema de abastecimento de petróleo corresponde ao processo de programação da chegada e descarregamento do petróleo sendo o primeiro estágio do processo (CHEN et al., 2012). É a etapa em que se concentram decisões de alocação e descarregamento dos óleos brutos que chegam aos portos, sequenciamento de transferência e a seleção e mistura dos tipos de óleo para compor a melhor carga de alimentação das unidades de destilação. O processo de seleção e mistura de petróleos deve ser cauteloso, pois cada refinaria está programada para operar com misturas com características definidas, dependendo das propriedades físico-químicas do óleo bruto. Essa escolha implica diretamente na composição dos produtos que saem da coluna de destilação atmosférica.

O estudo pioneiro que abordou o problema de abastecimento de petróleo foi realizado por Lee et al. (1996). Os autores propuseram um modelo MILP em tempo discreto considerando a sequência de descarga dos navios, gestão de inventários dos tanques de armazenamento, a seleção da mistura dos tipos de cru, restrições operacionais de carga e descarga e minimização dos custos operacionais. As propriedades de mistura foram obtidas por meio de balanços materiais para os componentes-chave evitando equações não lineares. Quatro exemplos foram resolvidos e os resultados se tornaram a base de comparação para estudos posteriores.

Jia et al. (2003) introduziram um modelo MILP com representação contínua do tempo para o problema que contemplou o descarregamento de óleo, transferência para tanques de armazenamento e carregamento das unidades. Os estudos de casos estabelecidos por Lee et al. (1996) foram considerados para comparação das soluções. Os autores consideraram, posteriormente, restrições não lineares para as propriedades dos tanques resultando em uma formulação MINLP, porém o esforço computacional foi elevado.

Os estudos desenvolvidos por Mouret et al. (2009) e Mouret et al. (2011) introduziram inovações na representação das operações. Mouret et al. (2009) desenvolveram o conceito de sequenciamento individual de operações (SOS) em que no máximo uma operação de transferência é atribuída a cada *slot* de prioridade. A formulação MINLP, devido às regras de mistura não lineares, foi resolvida por meio de um procedimento de decomposição MILP-NLP. Os estudos de casos de Lee et al. (1996) foram implementados e as soluções comparadas. Os resultados reportaram soluções em poucos segundos de processamento com *gap* (diferença entre a melhor solução encontrada e melhor solução possível) menor do que 4%. Contudo, essa modelagem pode exigir um alto número de *slots* e elevada quantidade de variáveis contínuas.

Posteriormente, Mouret et al. (2011) propuseram um modelo MINLP representando os eventos com sequenciamento múltiplo das operações de transferência (MOS), isso permitiu a atribuição de diversas operações em um mesmo *slot* de prioridade. Foram inseridas restrições para estabelecer as regras de sequenciamento não simultâneo. Os autores aplicaram a formulação novamente aos estudos de caso de Lee et al. (1996) utilizando o procedimento de decomposição anterior para resolver o modelo. A modelagem proposta mostrou-se eficiente reportando menor dimensão do modelo quando comparado ao trabalho de Lee et al. (1996).

Um estudo comparativo das principais representações de tempo para os problemas de abastecimento de petróleo reportadas na literatura foi apresentado por Chen et al. (2012). Os autores aplicaram as formulações desenvolvidas por Jia et al. (2003), Hu e Zhu (2007) e Mouret et al. (2011) aos estudos de caso de Lee et al. (1996) destacando as vantagens e desvantagens de cada abordagem. Os resultados mostraram que o modelo

MOS, introduzido por Mouret et al. (2011), atinge a solução ótima mais rapidamente, porém nem sempre o ótimo pode ser garantido.

### 2.2.2 Unidades de produção

O subproblema da operação das unidades de produção envolve as decisões da carga de alimentação das unidades, modo de operação e determinação das propriedades das correntes. Uma vez que o petróleo foi abastecido, a mistura dos tipos de crus selecionada é encaminhada para as unidades de destilação (CDUs) da refinaria. As correntes de saída das CDUs são então enviadas para outras unidades que realizam processos de conversão e tratamento. As unidades de produção podem variar de uma refinaria para outra, mas as mais comuns são: unidade de destilação atmosférica e a vácuo, unidade de craqueamento catalítico fluidizado, unidade de reforma catalítica, unidades de hidrotratamento e unidades de coqueamento retardado (SHAH et al., 2011).

Jia et al. (2003) afirmam que estudos voltados para a otimização da programação do subproblema das unidades de produção da refinaria são os menos explorados devido à complexidade das operações, caracterizada por processos contínuos que lidam com mistura e separação de diversas correntes.

Moro (2000) estudou o problema das unidades de processo da refinaria no contexto do planejamento e programação da produção. Uma modelagem genérica das unidades de processo foi desenvolvida. Inicialmente não foi contabilizada a variação temporal, realizando simplificações no modelo que foram testados. Em seguida, o autor aplica a formulação proposta a dois casos distintos de programação não linear que resultaram em elevado ganho econômico. Depois, o modelo de planejamento é estendido para um problema de programação da produção, inserindo a variável tempo na formulação e relações de sequência. O modelo genérico proposto adotou tanto a representação de tempo discreto quanto contínuo e considerou um procedimento de linearização das equações não lineares. A modelagem proposta foi aplicada aos casos de produção de GLP e na área de petróleo.

Gothe-Lundgren et al. (2002) desenvolveram um modelo MILP de tempo discreto para um problema de planejamento e otimização de um processo composto por uma unidade de destilação e duas unidades de hidrotratamento. As decisões envolveram a determinação dos modos de operação de cada unidade em cada período de tempo de forma a minimizar os custos de produção e satisfazer as restrições de demanda, capacidade e inventário. Os custos de operação consideraram custo de troca do modo de operação e custos de inventário. O modelo considerou a programação simultânea da operação da unidade de destilação e das duas unidades de hidrotratamento, avaliando as consequências frente às mudanças no planejamento. Os autores salientaram como um modelo de otimização é uma

ferramenta viável para o suporte de tomada de decisão do planejamento e programação da produção.

Neiro e Pinto (2004) propuseram um modelo MINLP para o problema de planejamento do abastecimento de petróleo de diversas refinarias englobando a modelagem das unidades de operação. A formulação considerou uma cadeia de abastecimento de petróleo que envolveu várias refinarias recebendo petróleo de fontes externas e terminais interligados por uma rede de oleodutos. As decisões compreenderam a seleção dos tipos de cru a serem alimentados às colunas de destilação, respeitando restrições de qualidade não lineares, capacidade e regras operacionais.

Shah et al. (2009) apresentaram uma estratégia de decomposição espacial do tipo centralizada-descentralizada. Um modelo MILP com formulação contínua do tempo foi proposto para o problema das unidades de operação e mistura das correntes intermediárias. O processo incluiu unidades de destilação atmosférica e a vácuo, coqueamento, craqueamento catalítico fluidizado e tanques de mistura de diesel. O procedimento de decomposição dividiu o problema global em dois subproblemas a partir dos tanques de armazenamento intermediário em que as entradas desses tanques pertenciam a um subproblema e as saídas pertencendo a outro subproblema, caracterizando a decomposição descentralizada. Em seguida, os dois novos subproblemas foram solucionados e os resultados integrados de forma a obter a solução do problema global. O modelo centralizado, que não utiliza o procedimento de decomposição, também foi resolvido. As soluções ótimas de ambos modelos foram equivalentes, porém o esforço computacional exigido pela abordagem descentralizada foi muito menor.

### 2.2.3 Mistura de produtos intermediários e distribuição de derivados de petróleo

O último subproblema ilustrado na Figura (2.3) é composto por duas operações distintas: mistura de produtos intermediários e distribuição de derivados.

#### Mistura de produtos intermediários

As correntes intermediárias provenientes das diversas unidades de produção da refinaria apresentam propriedades físico-químicas diferentes. Visto que os produtos finais precisam respeitar determinadas especificações de qualidade, frequentemente há a necessidade da mistura dessas correntes intermediárias para atender à composição do produto final. As decisões envolvidas na programação da etapa de mistura são: o gerenciamento

dos tanques disponíveis para a mistura e armazenamento de produtos intermediários e finais, o tempo necessário para realizar o processo, definição da receita que compõe a mistura das correntes com base nos intermediários disponíveis, suas propriedades e especificação desejada. Além disso, os produtos finais devem ser entregues no volume e datas estabelecidos. Termos não lineares podem surgir nos problemas de mistura devido às restrições de cálculo das propriedades físico-químicas e pelas receitas que compõem a mistura para geração do produto final. Formulações que apresentam restrições não lineares podem exigir elevado esforço computacional para alcançar soluções ótimas.

A gasolina é comumente o produto mais rentável da refinaria com uma lucratividade entre 60%-70%. Por outro lado, isso nem sempre é válido, como no caso das refinarias que produzem insumos petroquímicos tais como o propeno. Com relação aos estudos que envolvem a produção dos derivados, há uma concentração maior de trabalhos que abordam a produção de gasolina (LI; KARIMI, 2011). Jia e Ierapetritou (2003) propuseram um modelo em tempo contínuo para a programação simultânea da mistura de correntes intermediárias e distribuição de gasolina. A formulação considerou tanques multipropósito que permitiam a realização de entregas múltiplas a partir de um mesmo tanque e entregas realizadas por múltiplos tanques. Os autores utilizaram receitas de mistura das correntes intermediárias constante de forma a manter a linearidade do modelo. Soluções viáveis foram obtidas em um tempo computacional de aproximadamente 5h.

Li et al. (2009) apresentaram um modelo em tempo contínuo também para a programação da produção de gasolina, mas integrando diversas operações tais como, misturadores paralelos não idênticos, múltiplas demandas, mistura e armazenamento, transições entre tanques tornando o modelo mais realístico. Posteriormente, Li e Karimi (2011) introduziram melhorias ao estudo anterior, considerando a representação do tempo por unidade ao invés do processo global. Os autores inseriram informações sobre o tempo de preparação nos misturadores, permitiram operações de recebimento e entrega simultânea dos tanques de produtos e abastecimento limitado dos componentes presentes nos tanques de intermediários. O modelo foi aplicado aos mesmos cenários do estudo anterior e as soluções ótimas foram equivalentes.

Outros trabalhos abordaram genericamente o problema de mistura de correntes intermediárias, como Rigby et al. (1995) que desenvolveram uma modelagem considerando problemas de mistura *offline* com a otimização da receita não linear para a empresa Texaco utilizando o sistema GAMS. Méndez et al. (2006b) propuseram um modelo para otimização simultânea das regras de mistura dos produtos intermediários e programação a curto prazo. Os autores consideraram as receitas que compõem as misturas de correntes fixas para cada produto e utilizaram aproximações para o cálculo das propriedades não lineares por meio de um procedimento iterativo. O procedimento desenvolvido pode ser

aplicado tanto a problemas com representação do tempo discreta como contínua.

Diversos outros trabalhos apresentaram estratégias de decomposição para solucionar problemas de mistura. O primeiro deles foi Glismann e Gruhn (2001), que fizeram um estudo com base na representação de RTN *Resource task network* para integrar a programação do produto e a otimização da receita que compõe a mistura de correntes intermediárias. Os autores propuseram um procedimento de decomposição em que se soluciona um problema não linear para determinar a receita que compõe a mistura do produto e os volumes. Depois, um problema MILP para determinar a melhor sequência de operação. Castillo e Mahalec (2014) desenvolveram uma abordagem de decomposição em três níveis para o problema que integra o planejamento e a programação da produção de gasolina. O método consistiu em, primeiro, otimizar a obtenção da receita que compõe a mistura de correntes utilizando um modelo não linear. Em seguida, a partir da solução anterior, essa receita foi fixada e um modelo MILP solucionado para determinar o plano de produção ótimo com a minimização de trocas de *blenders*. Por fim, realizou-se a programação detalhada inserindo informações de inventário reportadas pela segunda etapa. Em todas as etapas os modelos foram formulados em tempo discreto.

Shi et al. (2015) aplicaram a técnica de decomposição Lagrangeana para solucionar um problema de grande dimensão que abordou as unidades de produção da refinaria integrada à etapa de mistura. A estratégia consistiu em decompor o problema global em dois: um problema de programação da mistura de correntes e um problema de programação das unidades de produção. Restrições foram adicionadas aos subproblemas de mistura e entrega de produtos para auxiliar a convergência dos multiplicadores de Lagrange. O modelo foi aplicado a três estudos de caso que se diferenciavam no tamanho do horizonte de tempo e demanda. Os resultados mostraram que a proposta de decomposição foi eficaz e eficiente na solução de todos os casos. Uma abordagem de modelo linear por partes (*piecewise linear - PWL*) foi apresentada por Gao et al. (2015) para solucionar um problema de programação das unidades de produção da refinaria que alimentam os *blenders* de produção de gasolina. Os autores propõem um procedimento que converte o modelo MINLP em um MILP. Os resultados mostraram proximidade nas respostas obtidas pelos dois modelos.

Os autores Castillo-Castillo e Mahalec (2016a) desenvolveram uma formulação em tempo contínuo para a mistura de correntes intermediárias para formação de gasolina com base no trabalho de Li e Karimi (2011). Eles adicionaram restrições operacionais tais como, minimização da entrega do mesmo produto por diferentes tanques, tempos de *setup* dependente do produto, volume mínimo para a operação de mistura e limite máximo para o volume recebido dos tanques de componente. Os autores reduziram a quantidade de variáveis binárias transformando algumas em variáveis contínuas de domínio 0 – 1 e utili-

zaram alguns dos cenários de aplicação listados em Li e Karimi (2011) para fins de comparação. Os resultados mostraram que houve melhora significativamente da convergência do modelo e os tempos de CPU foram duas a três vezes menores quando comparado aos resultados do trabalho anterior.

Castillo-Castillo e Mahalec (2016b), introduziram o conceito MPIP-C (*Multi-Period Inventory Pinch Continuous-time*) a partir do trabalho anterior de Castillo e Mahalec (2014). Esse conceito consiste na decomposição do modelo em três partes: (i) otimização da receita que compõe a mistura de correntes; (ii) programação aproximada da produção e (iii) programação detalhada do processo. Os três níveis de decomposição utilizaram diferentes comprimentos dos períodos de tempo. O primeiro utilizou a formulação discreta que foi delimitada pelos pontos em que acontecia o *pinch* de inventário. Os autores definiram ponto *pinch* de inventário como o ponto tangencial entre as curvas de produção total acumulada e a curva de demanda total multivariada. O segundo nível considerou novamente a representação discreta para realizar a programação aproximada com base na receita que compõe a mistura otimizada de correntes. Já o terceiro nível de decomposição realizou a programação detalhada em tempo contínuo, inserindo restrições adicionais com base no resultados da programação aproximada. Os resultados computacionais apresentaram soluções ótimas em razoável tempo computacional.

Analisando os estudos desenvolvidos nesta área, nota-se maior concentração de trabalhos voltados para o planejamento das unidades de produção ou para a programação da mistura de correntes intermediárias que compõem de gasolina. Poucos trabalhos analisam a produção de diferentes produtos finais como diesel, querosene de aviação e gás liquefeito de petróleo. Além disso, há uma escassez de trabalhos que tratam do planejamento ou da programação das unidades de produção integradas às operações de mistura. Essa escassez é devido, principalmente, a complexidade existente na modelagem tanto das unidades de produção da refinaria que envolve a gestão de inúmeras correntes que chegam e deixam as unidades quanto da operação de mistura que apresenta regras de mistura não lineares e regras operacionais específicas. Portanto, um dos objetivos deste trabalho é desenvolver uma modelagem para planejar as operações das unidades de produção, fornecendo as informações de volume e propriedades físico-químicas das correntes intermediárias necessárias para a operação de mistura de diferentes derivados.

A formulação inclui a modelagem de unidades de produção como destilação atmosférica, destilação a vácuo, craqueamento catalítico fluidizado, coluna de separação de  $C_3/C_4$  e desasfaltação a propano produzindo correntes intermediárias com diferentes propriedades que alimentam os tanques de mistura. Os tanques de mistura dedicados a cada tipo de produto final os fornecem dentro das faixas de especificação. As propriedades físico-químicas dos produtos finais são importantes pois garantem a qualidade dos combustíveis,

a segurança no manuseio e o respeito às leis ambientais. As propriedades consideradas são: teor de enxofre, número de cetano, densidade, octanagem, resíduo de carbono e pressão de vapor Reid. O modelo também inclui a seleção de diferentes tipos de petróleo que podem compor a carga de alimentação da unidade de destilação e a produção de cinco produtos finais: diesel interior, diesel metropolitano, diesel marítimo, gasolina e gás liquefeito de petróleo. Regras operacionais são impostas aos tanques de mistura e restrições não lineares são utilizadas para o cálculo de algumas propriedades.

### Distribuição de derivados

A distribuição é uma etapa chave na cadeia de abastecimento de petróleo e a eficiência de sua operação assegura maior lucratividade em um cenário de demanda crescente e alta concorrência no mercado. O principal meio de transporte empregado na indústria de petróleo tanto para abastecer as refinarias com o óleo bruto quanto para distribuir os diversos derivados (óleo diesel, GLP, gasolina) são as redes de oleodutos. Estes, são eficazes no transporte de grandes quantidades para longas distâncias, ligando refinarias, depósitos e terminais ((CAFARO; CERDÁ, 2012), (SAHEBI et al., 2014)). As decisões da distribuição envolvem a determinação do tempo e volume transportados, regras operacionais restritivas, múltiplas topologias, interfaces de produtos e questões de custo que tornam complicada a modelagem da operação dos oleodutos. Conseqüentemente, há uma necessidade urgente de ferramentas de apoio à tomada de decisão que possam auxiliar esse processo decisório (REJOWSKI; PINTO, 2008), (MAGATÃO et al., 2012). De acordo com MirHassani e BeheshtiAsl (2013), a programação da distribuição é uma ferramenta de modelagem matemática capaz de determinar detalhadamente o transporte e o melhor caminho para satisfazer a demanda de mercado *on time*. Neste sentido, ao longo das últimas duas décadas, várias pesquisas têm sido realizadas propondo diferentes abordagens e técnicas de solução para os problemas de programação dos oleodutos.

Um dos primeiros trabalhos a tratar a operação dos oleodutos foi Sasikumar et al. (1997) que utilizaram inteligência artificial para solucionar um problema de programação da operação de um conjunto de oleodutos que conectavam uma refinaria a três centros de distribuição. O modelo considerou restrições de compatibilidade entre produtos, limites de capacidade e informações de produção e demanda, para um horizonte de um mês.

Rejowski e Pinto (2003) desenvolveram um modelo para um sistema composto por refinaria, oleoduto e cinco depósitos. Os autores propuseram uma formulação de tempo discreto dividindo o oleoduto em vários segmentos. Foi considerado tanto o cenário com segmentos de igual volume como segmentos de tamanhos variáveis, para uma operação intermitente e minimização dos custos de inventário, bombeamento e interface. Os resul-

tados mostraram um desempenho limitado atingindo soluções com *gap* de 6% para um problema de horizonte de tempo de 3 dias. Considerando o mesmo sistema, os mesmos autores Rejowski e Pinto (2004) aperfeiçoaram o modelo proposto no trabalho anterior, com a inserção de algumas restrições de cortes a partir da quantidade máxima de recebimento em cada terminal além da identificação de interfaces. Isso resultou em melhores soluções com redução considerável do tempo computacional comparado ao trabalho anterior.

Posteriormente, Rejowski e Pinto (2008) desenvolveram um modelo MINLP em tempo contínuo considerando o mesmo sistema reportado nos dois trabalhos anteriores, com a adição do custo de bombeamento dependente da taxa de rendimento das estações de bombeamento. O modelo apresentou melhores soluções em termos de qualidade da solução e performance computacional quando comparado às formulações anteriores que consideraram a representação discreta. MirHassani e Ghorbanalizadeh (2008) apresentaram uma formulação em tempo discreto com a divisão do oleoduto em segmentos de igual volume. O sistema composto de uma refinaria conectada a três terminais tinha o objetivo de monitorar e reduzir as interfaces geradas no interior dos oleodutos. O modelo foi aplicado a dois casos: o primeiro considerou a ramificação do oleoduto enquanto que o segundo utilizou apenas um oleoduto simples, para distribuir três tipos diferentes de produtos a três depósitos. Soluções viáveis foram obtidas com o rastreamento das interfaces.

O trabalho de Cafaro e Cerdá (2004) considerou o mesmo sistema estudado por Rejowski e Pinto (2003) para múltiplas saídas, propondo um modelo MILP com formulação contínua tanto para o tempo quanto para o oleoduto. O modelo desenvolvido reduziu o número de variáveis inteiras e determinou a vazão de envio, sequência de bateladas e o volume de cada uma das sangrias alcançando soluções ótimas com baixo recurso computacional. Mais tarde, o trabalho de Cafaro e Cerdá (2009) desenvolveu um modelo em tempo contínuo para um sistema considerando múltiplas entradas e saídas do oleoduto (*multiple source*). O modelo determinou a sequência de entrada do oleoduto a partir dos dois pontos de origem para três destinos e definiu o tamanho das bateladas e o tempo inicial e final de bombeamento. Cafaro et al. (2011) apresentaram duas metodologias para a programação detalhada de um sistema composto por uma refinaria que envia produtos para três centros de distribuição. Primeiro solucionou-se um modelo em tempo contínuo para a minimização do volume total e números de bombeamentos ao longo do horizonte de tempo. Em seguida, utilizou-se regras heurísticas para a seleção dos terminais que devem receber bateladas. Soluções com redução no custo energético e de bombeamento foram atingidas em poucos segundos.

Alguns trabalhos abordam a programação de sistemas de oleodutos compostos por estruturas de rede. Boschetto et al. (2010) consideraram um sistema complexo, composto por 4 refinarias, 2 portos, 2 clientes, 6 depósitos e 30 oleodutos bidirecionais. Uma es-

tratégia de decomposição integrando heurística e modelos MILP foi desenvolvida para resolver o problema. Os resultados do modelo se mostraram eficientes tanto para aplicações em problemas de pequeno porte como em cenários que representam problemas em grande escala. Mais tarde, para o mesmo sistema, Magatão et al. (2012) desenvolveram uma estratégia de decomposição integrando planejamento e sequenciamento de produtos. Foram propostos dois modelos MILP solucionados de forma sequencial, em que os resultados do modelo de planejamento forneceram os dados de entrada para resolver o modelo de sequenciamento. Os autores aplicaram a formulação a um estudo de caso baseado em um cenário real de rede de oleodutos, sendo que a análise dos resultados operacionais possibilitaram importantes conhecimentos sobre a operação. No entanto as soluções apresentaram elevado *gap*.

Um estudo inserindo restrições que permitem a execução de injeções simultâneas de bateladas de produtos em dois ou mais terminais foi desenvolvido por Cafaro e Cerdá (2010). O modelo foi aplicado a três cenários diferentes de rede de oleodutos e os resultados mostraram que injeções simultâneas produzem melhor utilização da capacidade do oleoduto e redução no tempo para satisfazer a demanda nos terminais. Posteriormente, Cafaro e Cerdá (2012) desenvolveram um modelo MILP com representação contínua do tempo para um problema de rede de oleodutos com múltiplas e simultâneas injeções de bateladas a partir de diferentes origens. A solução do modelo forneceu o tempo de injeção das bateladas em cada terminal, a sequência e volume de produtos no oleoduto e o volume de batelada desviados para os terminais.

Recentemente, Cafaro e Cerdá (2014) apresentaram uma formulação MILP em tempo contínuo para operação de fluxos reversíveis no oleoduto permitindo a mudança da direção do bombeamento quantas vezes forem necessárias para satisfazer a demanda. Os autores resolveram três exemplos. O primeiro considerou um oleoduto bidirecional para transporte de oito produtos e permitiu apenas uma reversão do fluxo. Os resultados mostraram redução nos custos operacionais. O segundo cenário transportou quatro produtos com abastecimento contínuo da refinaria para os terminais. As direções de fluxo do oleoduto variaram conforme os volumes em inventário nos terminais para satisfazer os limites de capacidades dos tanques. O terceiro estudo de caso inseriu terminais intermediários que podiam receber produtos de duas refinarias. Esse cenário permitiu a redução dos custos de interface e bombeamento, porém exigiu elevado número de bateladas a serem injetadas aumentando a dimensão do modelo. Cafaro et al. (2015) propuseram um modelo MINLP com representação contínua do tempo para um problema de programação detalhada da operações do oleoduto. Os autores consideraram custos de bombeamento dependentes do fluxo com rigoroso rastreamento do consumo de energia ao longo de todo o oleoduto. A modelagem incluiu restrições não lineares que estimam a potência requerida pelo oleoduto para transportar os produtos. Reduções de custos de bombeamento foram obtidas com

um perfil de vazão de bombeamento mais estável ao longo do horizonte de tempo.

MirHassani e BeheshtiAsl (2013) desenvolveram um procedimento heurístico aplicado a programação de um oleoduto. O desempenho do algoritmo foi comparado solucionando o problema com o método exato e o método heurístico. Os autores consideraram o mesmo estudo de caso reportado por Cafaro e Cerdá (2008) para um horizonte de tempo de 30 dias. Soluções viáveis para horizontes de longo prazo foram alcançadas, porém não foi possível garantir a solução ótima. Em um trabalho seguinte, MirHassani et al. (2013) consideram um sistema em que alguns terminais abastecem o oleoduto enquanto outros recebem produtos do oleoduto (*dual purpose*).

Uma representação de tempo híbrido para a produção e distribuição de diesel foi proposta por Neiro et al. (2014). Neste trabalho, os autores dividiram o horizonte de tempo em pontos de igual duração, porém dentro destes segmentos os intervalos de tempo tem comprimento variável. Esta formulação agregou a flexibilidade do tempo contínuo com a utilização de pontos fixos para entregas intermediárias.

O estudo realizado por Ghaffari-Hadigheh e Mostafaei (2014) abordou um modelo contínuo, tanto em volume quanto em tempo, para entregas simultâneas em diferentes centros de distribuição. Os autores aplicaram a formulação a três exemplos considerando diferentes cenários reportados na literatura e os resultados comparados. O modelo foi capaz de determinar as sequências ótimas de entrada e a programação da operação. Além disso, houve melhor utilização da capacidade do oleoduto e redução do tempo requerido para satisfazer as demandas nos terminais. Posteriormente, Mostafaei et al. (2016) propuseram uma formulação que permite injeções e entregas simultâneas em um mesmo terminal. Os autores utilizaram Programação Disjuntiva Generalizada para derivar algumas restrições e reformular restrições do tipo *big-M*, reduzindo a complexidade das restrições em uma representação de tempo contínuo. O modelo foi aplicado a diferentes estudos de caso que reportaram soluções de qualidade com *gap* menores do que 1%.

Outros trabalhos seguiram a linha de integração do problema de programação do oleoduto com a gestão de inventário. Relvas et al. (2006) desenvolveram um modelo MILP de tempo contínuo que combina a operação de sequenciamento do oleoduto com o gerenciamento de inventário em um centro de distribuição. Os autores aplicaram o modelo a dois cenários diferentes: o primeiro com a sequência de bateladas bombeadas pré estabelecida e o segundo permitindo que algumas sequências sejam definidas pelo modelo. A definição prévia da sequência de bateladas reduziu o tempo de busca de solução, atingindo a mesma solução do segundo cenário. Isso ocorreu pois estabelecendo a sequência de bateladas a priori o número de variáveis binárias foi menor. O trabalho de Relvas et al. (2007) apresentou uma metodologia de *rescheduling* em que o modelo foi capaz de fazer revisões na programação obtida quando alguma perturbação atingisse o

sistema, causando variação nas condições de operação. Os resultados para o horizonte de um mês reportaram soluções viáveis.

Posteriormente, Relvas et al. (2009) propuseram um procedimento heurístico para definir a sequência de bateladas que devem ser enviadas, com base na demanda e condições iniciais da operação. Esse procedimento passou a fornecer como dado de entrada ao modelo desenvolvido em Relvas et al. (2006), a informação da melhor sequência de bateladas bombeadas. A implementação reportou melhoria no desempenho do modelo.

Mais recentemente, Relvas et al. (2013) apresentaram dois modelos MILP para a programação de um oleoduto conectado a um centro de distribuição. A primeira abordagem considerou volumes fixos para as bateladas enviadas pelo oleoduto, sendo estas pré-definidas no modelo. A outra abordagem permitiu a variação do volume da batelada, respeitando os limites mínimo e máximo. Neste caso, o tamanho da batelada bombeada pelo oleoduto era resultado da otimização. Um procedimento de redução do número de variáveis de decisão também foi introduzido, de forma a melhorar a performance computacional. Os modelos foram aplicados a três cenários, sendo que a variação no volume das bateladas implicou em maior flexibilidade do modelo e necessitando de menor esforço computacional. Além disso, promissora redução na dimensão do modelo sem alteração da solução foi obtida. Com base nesse trabalho, Moradi e MirHassani (2015) propuseram uma formulação definindo um conjunto de bateladas possíveis de enviar em cada dia com o objetivo de reduzir a dimensão do modelo. Os autores também consideraram novas restrições operacionais, como custos de eletricidade em horários de alto pico. Os resultados mostraram uma redução ainda maior na dimensão do modelo e, conseqüentemente, no tempo computacional quando comparado com o trabalho anterior.

A análise dos trabalhos apresentados aqui para o subproblema da distribuição mostra que muito tem sido estudado sobre a operação do oleoduto, seja uma operação com simples alimentação pela refinaria e um ou múltiplos centros de distribuição, até uma rede de oleodutos que operam de modo reversível. Por outro lado, observa-se que a conexão refinaria-oleoduto quase não foi explorada. Em muitos casos, os trabalhos concentram seu desenvolvimento somente para a operação do oleoduto. A informação do lado da refinaria se restringe ao envio de produtos não havendo informações detalhadas da operação, alocação e controle dos tanques que alimentam o oleoduto, nem da disponibilidade desses tanques. Desta forma, a maior contribuição deste trabalho é o desenvolvimento de uma formulação matemática que integra o planejamento da produção e a programação da distribuição de três áreas importantes da cadeia da indústria de petróleo na refinaria: unidades de produção, tanques de mistura de correntes intermediárias e distribuição de produtos finais.

---

---

## CAPÍTULO 3

---

# Modelagem do Planejamento da Produção na Refinaria

 indústria de petróleo tem a função de produzir e comercializar os diversos derivados produzidos. Essa comercialização só é possível se os produtos estiverem dentro de uma faixa de especificação, definida pelo mercado ou pela legislação vigente no país. Conforme visto no Capítulo 2, a cadeia da indústria de petróleo é composta por etapas diferentes, porém extremamente interconectadas sendo a refinaria a etapa de transformação da matéria prima, o petróleo, em diferentes tipos de produtos comercializáveis, os derivados. De maneira geral, uma refinaria é composta por um conjunto de unidades de processamento de carga. Cada uma dessas unidades realiza operações de separação, conversão, tratamento e mistura de correntes para obter produtos finais de qualidade. O modo de operação, a distribuição das diferentes correntes que entram ou saem de cada unidade e suas propriedades podem influenciar na margem de lucro da refinaria, sendo de suma importância o planejamento e programação dessa etapa na cadeia da indústria de petróleo (MORO, 2000).

O desenvolvimento do modelo matemático para as unidades de operação da refinaria teve como base os trabalhos de Moro (2000) e Neiro e Pinto (2004) que realizaram o planejamento da produção de diferentes refinarias. No entanto, os desenvolvimentos anteriores não incluíram as operações detalhadas da mistura das correntes intermediárias geradas nas diversas unidades para produzir os produtos finais. Portanto, este capítulo

apresenta a modelagem matemática desenvolvida para as unidades de produção de uma refinaria e a etapa de mistura no processo. Nas seções a seguir é apresentado o problema em estudo bem como a formulação matemática para cada unidade de processo, aplicação e resultados obtidos após a implementação do modelo.

## 3.1 Definição do Problema

A Figura (3.1) ilustra as unidades da refinaria que serão abordadas ao longo deste capítulo. A refinaria é composta por: uma coluna de destilação atmosférica (*CDU*), coluna de destilação à vácuo (*VDU*), craqueamento catalítico fluidizado (*FCC*), hidrotratamento (*HT*), desasfaltação a propano (*PDA*), coluna depropanizadora (*DEPROP*), unidade de produção de *MTBE* (*UMTBE*) e tanques de mistura e armazenamento.

O principal objetivo é realizar a planejamento das operações de mistura de correntes intermediárias aliada a operação das outras unidades, de forma a gerar os produtos dentro de determinadas faixas de especificação, na quantidade e tempo desejado. No entanto, antes de iniciar a descrição do modelo matemático, é apresentado um resumo da operação para contextualizar as unidades, correntes de entrada e saída e suas propriedades. Isso foi feito com o objetivo de auxiliar o entendimento completo do problema estudado e da modelagem proposta.

As decisões importantes envolvendo a refinaria incluem a mistura de crus que será carregada na *CDU* a fim de gerar os produtos finais em termos de volume e qualidade. Note que, dependendo da carga tem-se mais de um produto que outro. Além disso, qualidades como o teor de enxofre são impactadas pela seleção da mistura de crus. Esse processo também define o perfil de produção da *CDU* e, conseqüentemente, a carga das outras unidades de produção. O planejamento é iniciado no outro extremo da refinaria a fim de atender a demanda no centro de distribuição.

A partir da Figura (3.1), é possível verificar todas as unidades envolvidas no processo. A operação inicia-se com a alimentação de uma mistura composta por diferentes tipos de petróleo à *CDU*. A seleção dos tipos de petróleo que alimentam a unidade é um resultado da otimização, ou seja, não há uma seleção pré estabelecida no modelo. Em seguida, as correntes de saída da *CDU* são direcionadas para as outras unidades da refinaria. Essas unidades podem também receber correntes de outras unidades de origem além da *CDU*. Isso mostra a interconectividade das unidades e correntes da refinaria.

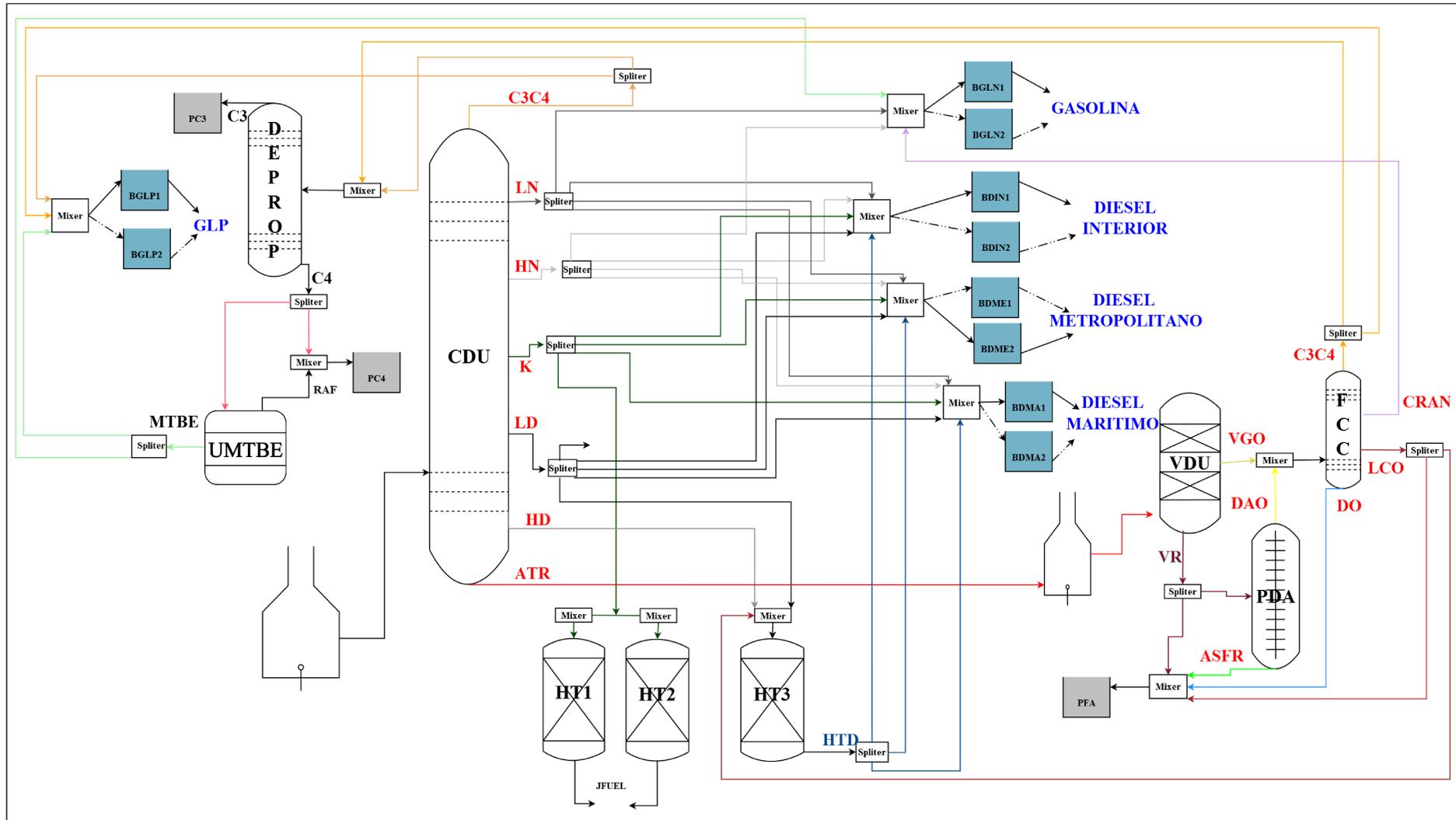


Figura 3.1: Representação das unidades de produção da refinaria.

As unidades que representam a saída da refinaria são as unidades de mistura de correntes intermediárias. Essas unidades são compostas por tanques que recebem correntes diretamente da *CDU* e correntes que passaram pelas outras unidades de processo. A mistura ocorre entre correntes com composições diferentes com o objetivo de compor o produto final dentro da faixa de especificação estipulada. Neste trabalho, considera-se que há dois tanques disponíveis para realizar a operação de mistura de correntes intermediárias para cada produto final. Isso foi necessário devido as unidades operarem continuamente e restrições operacionais não permitirem um tanque receber e enviar correntes ao mesmo tempo. Desta forma, as unidades sempre estarão alimentando um dos tanques enquanto o outro estará livre para realizar o *blend* e descarregar os produtos finais no oleoduto. Os tanques de mistura são: *BGLP1 – BGLP2* (gás liquefeito de petróleo), *BGLN1 – BGLN2* (gasolina), *BDIN1 – BDIN2* (diesel interior), *BDME1 – BDME2* (diesel metropolitano) e *BDMA1 – BDMA2* (diesel marítimo). Além disso, há tanques de armazenamento de alguns produtos finais, como tanques de *C3 (PC3)*, *C4 (PC4)*, óleo pesado (*PFO*) e nafta petroquímica (*PPQN*).

A Tabela (3.1) apresenta o conjunto com todas as ligações entre as unidades. Nesta tabela é possível verificar as unidades de origem, as correntes e as unidades de destino. Novamente, isso foi feito para facilitar a compreensão do caminho percorrido por cada corrente, uma vez que a mesma corrente pode alimentar diversas unidades.

No que diz respeito às propriedades de correntes, segundo Moro (2000), são as propriedades físico-químicas da mistura de hidrocarbonetos que compõe a corrente. São essas propriedades que vão determinar a comercialização de um produto, se este estiver dentro da especificação desejada. Uma descrição das propriedades consideradas neste trabalho e as propriedades relevantes para cada corrente, são mostradas nas Tabelas (3.2) e (3.3), respectivamente.

Tabela 3.1: Identificação das unidades de origem, correntes e unidades de destino.

Unidade de origem	Corrente	Unidade de destino
<b>Petróleo</b>	<b>Óleo</b>	<i>CDU</i>
<i>CDU</i>	<i>C3C4</i> <i>LN</i>  <i>HN</i>  <i>K</i>  <i>LD</i>  <i>HD</i> <i>ATR</i>	<i>DEPROP, BGLP1, BGLP2</i> <i>BGLN1, BDIN1, BDME1, BDMA1</i> <i>BGLN2, BDIN2, BDME2, BDMA2, PPQN</i> <i>BGLN1, BDIN1, BDME1, BDMA1</i> <i>BGLN2, BDIN2, BDME2, BDMA2, PPQN</i> <i>HT1, HT2, BDIN1, BDME1, BDMA1</i> <i>BDIN2, BDME2, BDMA2, PPQN</i> <i>BDIN1, BDME1, BDMA1, BDIN2</i> <i>BDME2, BDMA2, HT3, PPQN</i> <i>HT3, PPQN</i> <i>VDU</i>
<i>VDU</i>	<i>VR</i> <i>VGO</i>	<i>PDA, PFO</i> <i>FCC</i>
<i>PDA</i>	<i>ASFR</i> <i>DAO</i>	<i>PFO</i> <i>FCC</i>
<i>FCC</i>	<i>C3C4</i> <i>CRAN</i> <i>LCO</i> <i>DO</i>	<i>DEPROP, BGLP1, BGLP2</i> <i>BGLN1, BGLN2</i> <i>HT3, PFO</i> <i>PFO</i>
<i>HT1</i>	<i>HK</i>	<i>PJFUEL</i>
<i>HT2</i>	<i>HK</i>	<i>PJFUEL</i>
<i>HT3</i>	<i>HTD</i>	<i>BDIN1, BDME1, BDMA1</i> <i>BDIN2, BDME2, BDMA2</i>
<i>DEPROP</i>	<i>C3</i> <i>C4</i>	<i>PC3</i> <i>PC4, UMTBE</i>
<i>UMTBE</i>	<i>RAF</i> <i>MTBE</i>	<i>PC4</i> <i>BGLP1, BGLP2, BGLN1, BGLN2</i>
<i>BGLP1, BGLP2</i>	<i>GLP</i>	<i>PIPE</i>
<i>BGLN1, BGLN2</i>	<i>GLN</i>	<i>PIPE</i>
<i>BDIN1, BDIN2</i>	<i>DIN</i>	<i>PIPE</i>
<i>BDME1, BDME2</i>	<i>DME</i>	<i>PIPE</i>
<i>BDMA1, BDMA2</i>	<i>DMA</i>	<i>PIPE</i>

Tabela 3.2: Definição das propriedades físico-químicas.

Propriedade	Descrição
ASTM 50% (A50)	É temperatura em que 50% do volume de uma amostra vaporiza na curva de destilação ASTM.
ASTM 85% (A85)	É temperatura em que 85% do volume de uma amostra vaporiza na curva de destilação ASTM.
Densidade 20/4°C (D20)	Razão entre a massa específica ( $g/cm^3$ ) do produto a 20°C e a massa específica da água a 4°C, estando associada ao poder calorífico do produto.
Octanagem pelo Método MOTOR (MON)	Capacidade da mistura ar/combustível de não entrar em ignição sob compressão.
Pressão de Vapor Reid ( $g/cm^3$ ) (PVR)	Pressão de vapor a condição padrão (100°C), relacionada com a segurança na armazenagem e condição de partida a frio.
Resíduo de carbono (%massa)(RCR)	Quantidade de coque que é gerado após submeter um hidrocarboneto a altas temperaturas, sendo importante em operações de craqueamento.
Teor de Enxofre (%massa)(E)	Quantidade de enxofre permitida no produto evitando danificar os motores e prejudicar o meio ambiente.
Número de Cetano (NC)	Capacidade da mistura ar/combustível de entrar em ignição espontânea sob compressão. Importante no diesel pois permite melhor ignição e operação do motor.

\*ASTM-American Society for Testing and Materials

Tabela 3.3: Identificação das propriedades presentes em cada corrente.

Corrente	Propriedade	Corrente	Propriedade
C3C4	PVR, MON	LCO	A50, A85, E, NC, D20
LN	A50, A85, E, NC, D20, PVR, MON	DO	E, D20
HN	A50, A85, E, NC, D20, PVR, MON	HTD	A50, A85, E, NC, D20
K	A50, A85, E, NC, D20	C3	PVR, MON
LD	A50, A85, E, NC, D20	C4	PVR, MON
HD	A50, A85, E, NC, D20	RAF	PVR, MON
ATR	E	MTBE	PVR, MON
VR	E, D20	GLP	PVR, MON
VGO	E, D20, RCR	GLN	PVR, MON
ASFR	E, D20	DIN	A50, A85, E, NC, D20
DAO	E, D20, RCR	DME	A50, A85, E, NC, D20
CRAN	D20, PVR, MON	DMA	A50, A85, E, NC, D20

## 3.2 Modelo generalizado das unidades de processo e tanques de mistura

A Figura (3.2) foi estabelecida no trabalho Moro (2000) e é utilizada para desenvolver o modelo matemático neste trabalho. Essa configuração aplica-se tanto para as unidade de produção quanto para os tanques de mistura.

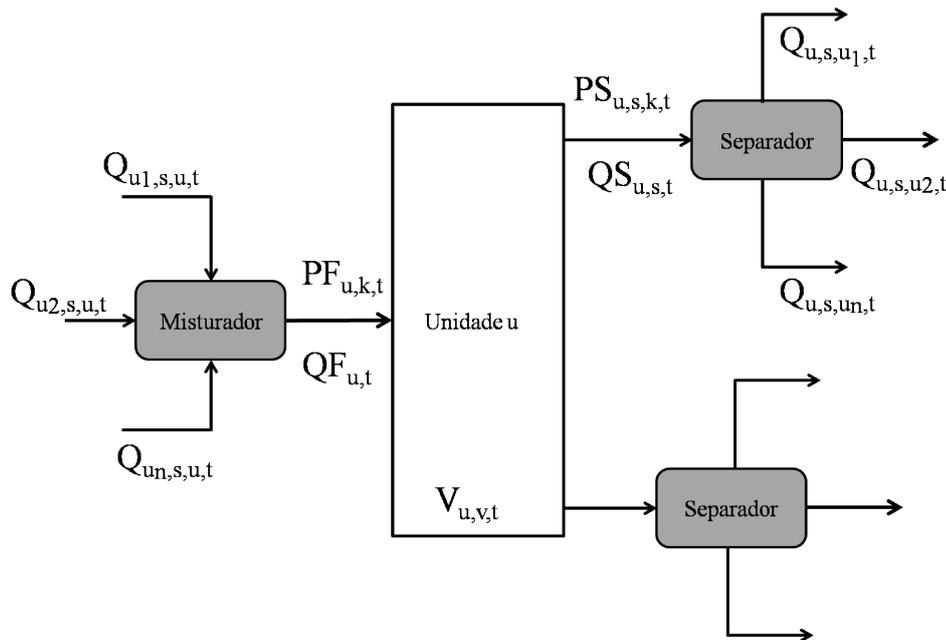


Figura 3.2: Representação matemática das unidades de operação de uma refinaria.

A partir da Figura (3.2), observam-se as principais variáveis utilizadas na modelagem generalizada das unidades de processo, são elas:

- vazão de entrada ( $QF_{u,t}$ ): estabelece a quantidade total que uma unidade  $u$  está recebendo no período de tempo  $t$ ;
- vazão entre as unidades ( $Q_{u,s,u',t}$ ): estabelece a quantidade de uma corrente  $s$  que deixa uma unidade de origem  $u$  e chega a uma unidade de destino  $u'$  no período de tempo  $t$ ;
- vazão de saída ( $QS_{u,s,t}$ ): estabelece a quantidade total de uma corrente  $s$  que deixa uma unidade  $u$  no período de tempo  $t$ ;
- propriedades de entrada ( $PF_{u,k,t}$ ): determina o valor da propriedade  $k$  da corrente de entrada da unidade  $u$  no período de tempo  $t$ ;
- propriedades de saída ( $PS_{u,s,k,t}$ ): determina o valor da propriedade  $k$  na corrente  $s$  de saída da unidade  $u$  no período de tempo  $t$ ;

### 3.2. Modelo generalizado das unidades de processo e tanques de mistura 34

- variável de operação ( $V_{u,v,t}$ ): variável que influencia a operação da unidade.

Com base na disposição das variáveis na Figura (3.2), o conjunto de Equações (3.1) a (3.7) é definido para cada unidade  $u$ . Observe que, cada unidade terá um conjunto de correntes e propriedades diferentes que será descrito detalhadamente ao longo do equacionamento das unidades.

A Equação (3.1) estabelece o balanço no misturador (*splitter*) em que a vazão de alimentação de uma unidade  $u$  é dado pela soma das vazões das correntes que alimentam esta unidade.

$$QF_{u,t} = \sum_{u' \in U_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,u,t}, \forall t \quad (3.1)$$

Em que,  $U_u$  é o conjunto de unidade  $u'$  que podem alimentar a unidade  $u$ ;  $SU_{u',u}$  é o conjunto das correntes  $s$  da unidade  $u'$  que podem ser enviadas para a unidade  $u$ .

A Equação (3.2) faz o cálculo da vazão de saída de cada produto gerado na unidade  $u$  como uma relação entre a entrada e saída, por meio da vazão de entrada multiplicada por uma função da propriedade de entrada. Essa função varia conforme a unidade e corrente de saída, podendo ser um rendimento fixo ou, em alguns casos, assumir uma forma não linear.

$$QS_{u,s,t} = QF_{u,t} \cdot f_{u,s}(PF_{u,k,t}) + \sum_{v \in Vo_u} Ganho_{u,s,v} \cdot V_{u,v,t}, \forall u, s \in Sout_u, k \in Pin_u, t \quad (3.2)$$

Em que,  $Sout_u$  é o conjunto das correntes  $s$  que deixam a unidade  $u$ ;  $Pin_u$  é o conjunto das propriedades na entrada da unidade  $u$ ;  $Vo_u$  é o conjunto das variáveis operacionais relevantes na unidade  $u$ .  $Ganho_{u,s,v}$  é o rendimento da corrente  $s$  na unidade  $u$  proporcionada pela variável operacional  $v$ .

O balanço no divisor é dado pela Equação (3.3), em que a corrente de saída  $s$  de uma unidade  $u$  pode ser enviada para as unidades de destino  $u'$ .

$$QS_{u,s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u,s,u',t}, \forall u, s \in Sout_u, t \quad (3.3)$$

Em que,  $US_{u,s}$  é o conjunto das unidades  $u'$  que podem receber a corrente  $s$  da unidade  $u$ .

O cálculo da propriedade de entrada  $k$  de uma unidade  $u$  é, usualmente, uma média ponderada em volume, em massa, ou em índice de propriedade. A Equação (3.4) estabelece o cálculo relacionando as propriedades das correntes intermediárias alimentadas em  $u$ .

$$PF_{u,k,t} = \frac{\sum_{u' \in U_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,u,t} \cdot PS_{u',s,k,t}}{\sum_{u' \in U_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,u,t}}, \forall u, k \in Pin_u, t \quad (3.4)$$

A propriedade de saída  $k$  de uma unidade  $u$  é uma função das propriedades de entrada, vazão de entrada e variável operacional dependendo de cada unidade, conforme dado na Equação (3.5). Em muitos casos, as propriedades de saída podem assumir valores constantes e não sofrem alteração nas unidades. A exceção é para o enxofre que varia ao longo de todas as unidades e deve ser calculado na saída de cada uma delas.

$$PS_{u,s,k,t} = f_{u,s,k}(QF_{u,t}, PF_{u,k,t}, V_{u,v,t}), \forall u, s \in Sout_u, k \in Pout_u, v \in Vo_u, t \quad (3.5)$$

Em que,  $Pout_u$  é o conjunto das propriedades relevantes na saída da unidade  $u$

As Restrições (3.6) e (3.7) estabelecem os limites mínimo e máximo da vazão de entrada das unidades e das variáveis operacionais, respectivamente.

$$QF_u^L \leq QF_{u,t} \leq QF_u^U, \forall u, t \quad (3.6)$$

$$V_{u,v}^L \leq V_{u,v,t} \leq V_{u,v}^U, \text{ for all } u, v \in Vo_u, t \quad (3.7)$$

A seguir descreve-se a modelagem para cada uma das unidades da refinaria consideradas neste trabalho. As equações descritas anteriormente são utilizadas, porém aparecem de forma detalhada em função de alguns índices. Em alguns casos, novas restrições podem ser estabelecidas com a adição de algumas variáveis. Além disso, os índices especificados ou fixados em qualquer restrição foram destacados em negrito.

### 3.2.1 Unidade de destilação atmosférica

A unidade de destilação atmosférica, ilustrada na Figura (3.3), é a unidade da refinaria que recebe o petróleo e está projetada para receber diferentes tipos de petróleo

em grandes quantidades (FAHIM et al., 2009). Em geral, diferentes tipos de petróleo são misturados para obter uma carga de alimentação da *CDU* mais adequada a determinada refinaria. Essa mistura, ao entrar na unidade de destilação atmosférica, sofre vaporização e é fracionada em diferentes produtos.

As frações do petróleo mais leves saem no topo da coluna e os mais pesados no fundo. As correntes de saída da coluna são: gases (*C3C4*), nafta leve (*LN*), nafta pesada (*HN*), querosene (*K*), diesel leve (*LD*), diesel pesado (*HD*) e resíduo atmosférico (*ATR*). Os produtos de saída da *CDU* devem ser processados em unidades posteriores, de forma a melhorar a qualidade dos produtos ou converter correntes intermediárias de menor valor agregado em produtos de maior valor agregado. As unidades posteriores são as unidades de conversão ou tratamento com a função de remover substâncias como enxofre, nitrogênio, componentes metálicos e aromáticos que podem comprometer os equipamentos e maquinários que fazem uso desses produtos (FAHIM et al., 2009). Além disso, algumas correntes de saída da unidade *CDU* alimentam os tanques de mistura. Neste trabalho, não foi considerada a presença de tanques para o armazenamento intermediário das correntes de saída da *CDU* sendo que as correntes de saída seguem diretamente para as unidades de destino.

### Modelagem matemática da CDU

#### *Vazão de entrada*

A Equação (3.8) estabelece que a vazão de entrada da *CDU* é composta pela soma das vazões de petróleo que alimentam a coluna.

$$QF_{CDU,t} = \sum_{u' \in U_{CDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,CDU,t}, \forall t \quad (3.8)$$

Em que,  $U_{CDU} = \{TANK\}$  é o conjunto dos tanques de petróleo que podem alimentar a coluna de destilação *CDU*.

#### *Propriedades de entrada*

A propriedade de entrada da unidade *CDU* corresponde ao rendimento que cada tipo de petróleo é capaz de gerar. A Equação (3.9), estabelece esse cálculo.

$$PF_{CDU,k,t} = \frac{\sum_{u' \in U_{CDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,CDU,t} \cdot Y_{C_{u',s}}}{\sum_{u' \in U_{CDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,CDU,t}}, \forall k \in Pin_{CDU,t} \quad (3.9)$$

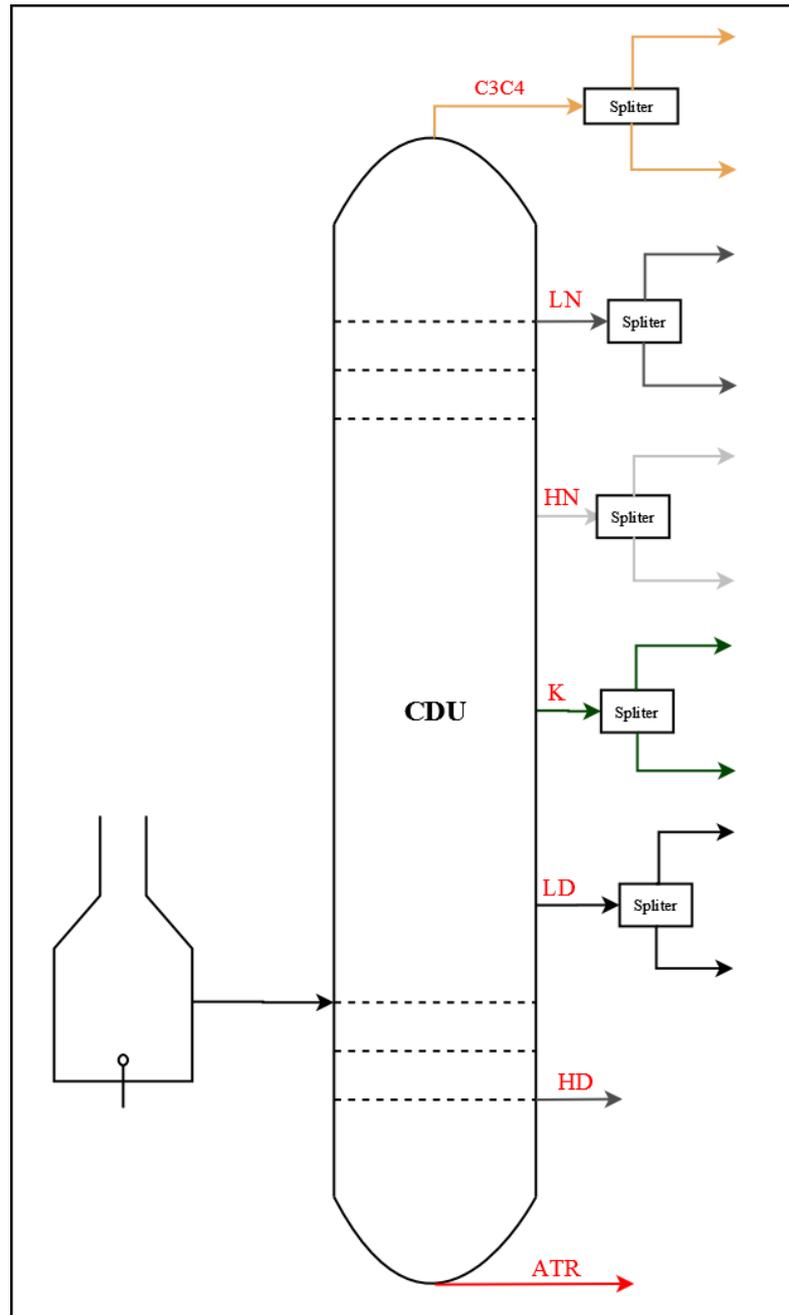


Figura 3.3: Unidade de destilação atmosférica (CDU).

Em que,  $Pin_{CDU} = \{Y_{LN}, Y_{HN}, Y_K, Y_{LD}, Y_{HD}, Y_{ATR}\}$  são os rendimentos de cada corrente de saída da *CDU*, a depender dos petróleos selecionados. O parâmetro  $YC_{u,s}$  determina o rendimento da corrente *s* para cada tipo de petróleo alimentado a unidade *u*. Esses rendimentos são dados em porcentagem.

*Vazão de saída*

A Equação (3.10) estabelece que a vazão de saída das correntes *s* da unidade *CDU*

são dependentes da vazão de alimentação, propriedades de entrada e variável operacional. A propriedade de entrada corresponde ao rendimento e é dado em porcentagem, por isso a divisão por 100 na equação. A variável operacional só deve ser adicionado na equação quando  $s = \{HD, ATR\}$ , pois são as únicas correntes de saída influenciadas pela variável operacional.

$$QS_{CDU,s,t} = \frac{QF_{CDU,t} \cdot PF_{CDU,k,t} + Ganho_{CDU,s,v1} \cdot V_{CDU,v1,t}}{100}, \quad \forall s \in Sout_{CDU}, k \in Pin_{CDU}, t \quad (3.10)$$

Em que,  $Sout_{CDU} = \{C3C4, LN, HN, K, LD, HD, ATR\}$  corresponde ao subconjunto das correntes de saída da  $CDU$ .

#### Divisor

As correntes de saída  $s$  da unidade  $CDU$  podem alimentar diferentes unidades de destino. Desta forma, a vazão de saída é dividida em vazões que compõem a alimentação das unidades de destino  $u'$ , conforme dado na Equação (3.11).

$$QS_{CDU,s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{CDU,s,u',t}, \quad \forall s, \in Sout_u, t \quad (3.11)$$

#### Propriedades de saída

As propriedades de saída são classificadas em dois tipos. Aquelas que variam com a carga processada e ao longo do processamento sofrem modificações podendo reduzir ou aumentar seu valor, são definidas como propriedades dependentes da carga. Outras propriedades não dependem da carga pois qualquer que seja a composição dela essas propriedades não sofrem grandes alterações e são definidas como propriedades independentes da carga.

A Equação (3.12) estabelece o cálculo para as propriedades que independem da carga com base no parâmetro  $Prop_{u,s,k}$  e na variável operacional. O parâmetro  $Prop_{u,s,k}$  corresponde à algumas propriedades  $k$  medidas na planta, presentes na corrente  $s$  da unidade  $u$ . Ressalta-se que nem todas as correntes possuem propriedades dependentes da variável operacional, no caso da unidade  $CDU$  isso só ocorre para as correntes  $HD$  e  $ATR$ .

$$PS_{CDU,s,p,t} = Prop_{CDU,s,k} + \Delta P_{CDU,s,k,v1} \cdot V_{CDU,v1,t}, \quad \forall s \in Sout_{CDU}, k \in PInd_k, t \quad (3.12)$$

Em que,  $PInd_k$  é o subconjunto que corresponde as propriedades que independem da carga alimentada a unidade. Estas propriedades variam de acordo com a corrente de saída da unidade. Neste caso, os elementos de  $PInd_k$  são todas as propriedades apresentadas na Tabela 3.3, com exceção do enxofre  $S$ .

O valor da propriedade pode sofrer alteração dependendo das condições de operação da unidade. Neste caso, a variável operacional corresponde a um desvio da condição padrão. O desvio pode ser positivo ou negativo e existem limites mínimo e máximo. O parâmetro  $\Delta P_{CDU,s,k,v1}$  é o ganho obtido com o desvio da variável operacional. No caso da unidade  $CDU$  a variável operacional corresponde ao desvio em termos de temperatura da condição padrão da corrente de saída do forno de alimentação da  $CDU$ .

Com relação ao cálculo das propriedades que dependem da carga, somente o enxofre ( $S$ ) é dependente da carga que alimenta a unidade e, portanto, sofre alteração durante o processo. Desta forma, deve ser obtido o valor da propriedade de saída para o enxofre em cada corrente em cada período de tempo, conforme dado na Equação (3.13).

$$PS_{CDU,s,E,t} = \frac{\sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u',s,CDU,t} \cdot sulfur_{u,s,E}}{\sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u',s,CDU,t}}, \forall s \in S_{out_{CDU},t} \quad (3.13)$$

Em que,  $sulfur_{u,s,E}$  é a estimativa do teor de enxofre presente em cada corrente de saída para cada tipo de petróleo. Estes valores são obtidos em laboratório por meio de de ensaios de destilação.

No caso da  $CDU$ , em especial, mais duas propriedade dependem da carga alimentada à unidade, são os rendimentos à saída da unidade de destilação à vácuo ( $VDU$ ),  $YVGO$  e  $YVR$ . A Equação (3.14) estabelece o cálculo dessas propriedades.

$$PS_{CDU,ATR,YVGO,t} = \frac{\sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u',s,CDU,t} \cdot YC_{u,VGO}}{\sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u',s,CDU,t}}, \forall t \quad (3.14)$$

$$PS_{CDU,ATR,YVR,t} = \frac{\sum_{u' \in SU_{u',u}} Q_{u',s,CDU,t} \cdot YC_{u,VR}}{\sum_{u' \in SU_{u',u}} Q_{u',s,CDU,t}}, \forall t \quad (3.15)$$

#### *Cálculo de índice de mistura*

Algumas propriedades não são aditivas em base volumétrica e, desta forma, a Equação (3.4) precisa ser modificada para ser uma média ponderada em massa, ao invés de volume. Em outros casos, a equação usa a ponderação em volume mas, um índice de propriedade é usado ao invés de usar a propriedade propriamente dita, que é denominado índice de

mistura (*IPS*). Neste trabalho o índice de mistura é obtido somente para a propriedade *A85*, conforme estabelecido na Equação (3.16) (MORO, 2000).

$$IPS_{CDU,s,A85,t} = \frac{(1,8 \cdot Prop_{CDU,s,A85} + 32)^{7,8}}{549}, \forall s \in Sout_{CDU-\{C3C4,ATR\}}, t \quad (3.16)$$

### 3.2.2 Unidade de destilação a vácuo

A unidade de destilação a vácuo (*VDU*) é alimentada somente pela corrente de resíduo atmosférico, *ATR*, com a finalidade de extrair mais produtos (FAHIM et al., 2009). Os produtos de saída da unidade *VDU* são: gasóleo (*VGO*) e resíduo de vácuo (*VR*). A Figura (3.4) ilustra a unidade de destilação a vácuo considerada neste trabalho.

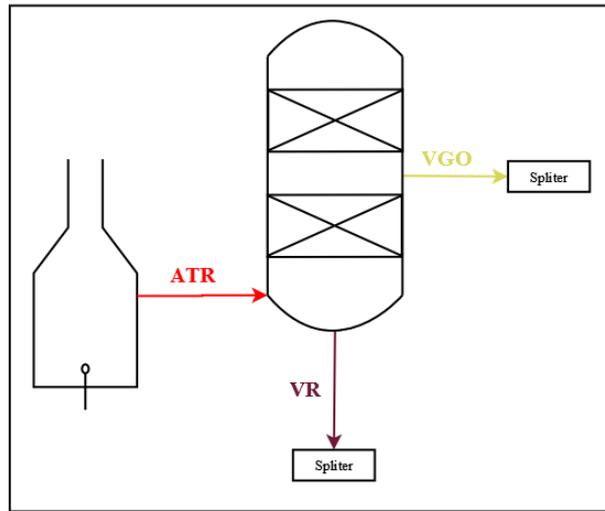


Figura 3.4: Unidade de destilação a vácuo (VDU).

#### Vazão de entrada

A vazão de alimentação da unidade *VDU* é composta unicamente pela vazão da corrente de resíduo atmosférico (*ATR*), como indicado na Equação (3.17).

$$QF_{VDU,t} = Q_{CDU,ATR,VDU,t}, \forall t \quad (3.17)$$

*Propriedades de entrada*

A propriedade de entrada da unidade  $VDU$  é calculada conforme a Equação (3.18). As propriedades relevantes são, o conteúdo de enxofre presente na corrente  $ATR$  e os rendimentos de gasóleo ( $YVGO$ ) e resíduo de vácuo ( $YVR$ ), que dependem dos tipos de petróleos alimentados na unidade  $CDU$ .

$$PF_{\mathbf{VDU},k,t} = \frac{\sum_{u' \in U_{VDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{VDU},t} \cdot PS_{u,s,k,t}}{\sum_{u' \in U_{VDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{VDU},t}}, \forall k \in Pin_{VDU}, t \quad (3.18)$$

Em que,  $Pin_{VDU} = \{E, YVR, YVGO\}$  correspondem as propriedades de interesse na entrada. Todas são dependentes do tipo de petróleo que abastece a  $CDU$ .

*Vazão de saída*

A Equação (3.19) estabelece a vazão de saída da unidade  $VDU$  como dependente da vazão e propriedade de entrada. No caso da unidade  $VDU$  as propriedades de entrada são  $YVR$  e  $YVGO$ , que representam os rendimentos para  $VR$  e  $VGO$  que dependem de cada petróleo alimentado na unidade  $CDU$ .

$$QS_{\mathbf{VDU},s,t} = QF_{\mathbf{VDU},t} \cdot PF_{\mathbf{VDU},k,t}, \forall s \in Sout_{VDU}, p \in Pin_{VDU}, t \quad (3.19)$$

Em que,  $Sout_{VDU} = \{VR, VGO\}$  representa o conjunto das correntes que deixam a unidade  $VDU$ .

*Divisor*

De forma semelhante ao que acontece na unidade  $CDU$ , as correntes de saída  $s$  da unidade  $VDU$  podem seguir para unidades posteriores. O gasóleo ( $VGO$ ) segue diretamente para a unidade  $FCC$ , porém o resíduo de vácuo ( $VR$ ) pode ser enviado para a unidade  $PDA$  ou para os tanques de óleo combustível. Assim, a vazão de saída é dividida conforme dado na Equação (3.20).

$$QS_{\mathbf{VDU},s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u',s,\mathbf{VDU},t}, \forall s \in Sout_u, t \quad (3.20)$$

*Propriedades de saída*

Conforme exposto anteriormente, as propriedades de saída são divididas em: propriedades que independem da carga e propriedades dependentes da carga. A Equação (3.21)

### 3.2. Modelo generalizado das unidades de processo e tanques de mistura 42

define as propriedades de saída da unidade  $VDU$  que são constantes, enquanto a Equação (3.22) estabelece a propriedade que depende da carga.

$$PS_{VDU,s,PInd,t} = Prop_{VDU,s,PInd}, \forall s \in Sout_{VDU}, k \in PInd_k, t \quad (3.21)$$

Em que,  $PInd_k$  é o conjunto que corresponde às propriedades que independem da carga alimentada a unidade  $VDU$  (veja Tabela (3.3)).

$$PS_{VDU,s,E,t} = \frac{\sum_{u' \in U_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,VDU,t} \cdot PS_{u,s,E,t}}{\sum_{u' \in U_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,VDU,t}}, \forall s \in Sout_{VDU}, t \quad (3.22)$$

#### 3.2.3 Unidade de desasfaltação a propano $PDA$

A unidade de desasfaltação a propano recebe uma única corrente vinda da unidade  $VDU$ , a corrente de resíduo de vácuo ( $VR$ ). Esta unidade está ilustrada na Figura (3.5). As correntes de saída são: óleo desasfaltado  $DAO$  e resíduo asfáltico  $ASFR$ . O processo nesta unidade corresponde a uma extração líquido-líquido por meio de uma mistura de propano-butano (MORO, 2000).

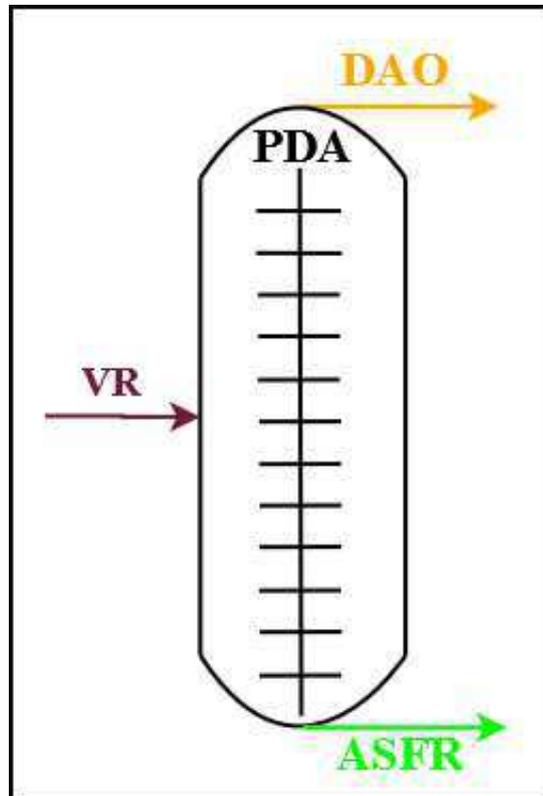


Figura 3.5: Unidade de desasfaltação a propano (PDA).

### Modelagem matemática da PDA

#### Vazão de entrada

A Equação (3.23) define a vazão de entrada da unidade PDA, sendo que a única corrente que abastece a unidade é VR.

$$Q_{F_{PDA},t} = Q_{V_{DU,VR,PDA},t}, \forall t \quad (3.23)$$

#### Propriedades de entrada

As principais propriedades que devem ser estimadas na entrada da unidade PDA são: D20 e S. A propriedade D20 é obtida conforme a Equação (3.24) e o cálculo para a propriedade S, em base mássica, é definido pela Equação (3.25).

$$PF_{PDA,D20,t} = \frac{\sum_{u \in U_{PDA}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,PDA,t} \cdot PS_{PDA,s,D20,t}}{\sum_{u \in U_{PDA}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,PDA,t}}, \forall t \quad (3.24)$$

$$PF_{PDA,E,t} = \frac{\sum_{u \in U_{PDA}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,PDA,t} \cdot PS_{PDA,s,E,t} \cdot PS_{PDA,s,D20,t}}{\sum_{u \in U_{PDA}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,PDA,t} \cdot PS_{PDA,s,D20,t}}, \forall t \quad (3.25)$$

#### Vazão de saída

A unidade PDA produz como saída as correntes de DAO e ASFR. A vazão de saída depende apenas do rendimento constante para cada corrente,  $YC_{PDA,s}$ , conforme estabelecido na Equação (3.26).

$$QS_{PDA,s,t} = \frac{Q_{F_{PDA},t} \cdot YC_{PDA,s}}{100}, \forall s \in S_{out_{PDA},t} \quad (3.26)$$

#### Divisor

A Equação (3.27) calcula a vazão que sai da unidade PDA e alimenta as unidades de destino.

$$Q_{S_{PDA},s,t} = \sum_{s \in S_{out_{PDA}}} \sum_{u'} Q_{PDA,s,u',t}, \forall t \quad (3.27)$$

#### Propriedades de saída

### 3.2. Modelo generalizado das unidades de processo e tanques de mistura 44

A Equação (3.28) determina os valores das propriedades que independem da carga e a Equação (3.29) calcula a quantidade de enxofre  $E$ , que é a única propriedade dependente da carga.

$$PS_{PDA,s,k,t} = Prop_{PDA,s,k}, \forall s \in Sout_{PDA}, k \in PInd_k, t \quad (3.28)$$

$$PS_{PDA,s,E,t} = Sulfur_{PDA,s} \cdot PF_{PDA,E,t}, \forall s \in Sout_{PDA}, t \quad (3.29)$$

#### 3.2.4 Unidade craqueamento catalítico fluidizado

A unidade de craqueamento catalítico fluidizado ( $FCC$ ), ilustrada pela Figura (3.6), recebe as correntes de gasóleo ( $VGO$ ) da unidade de destilação a vácuo ( $VDU$ ) e óleo desasfaltado ( $DAO$ ) da unidade de desasfaltação a propano ( $PDA$ ). As correntes de saída são:  $C3C4$ , nafta craqueada ( $CRAN$ ), óleo leve de reciclo ( $LCO$ ) e óleo decantado ( $DO$ ).

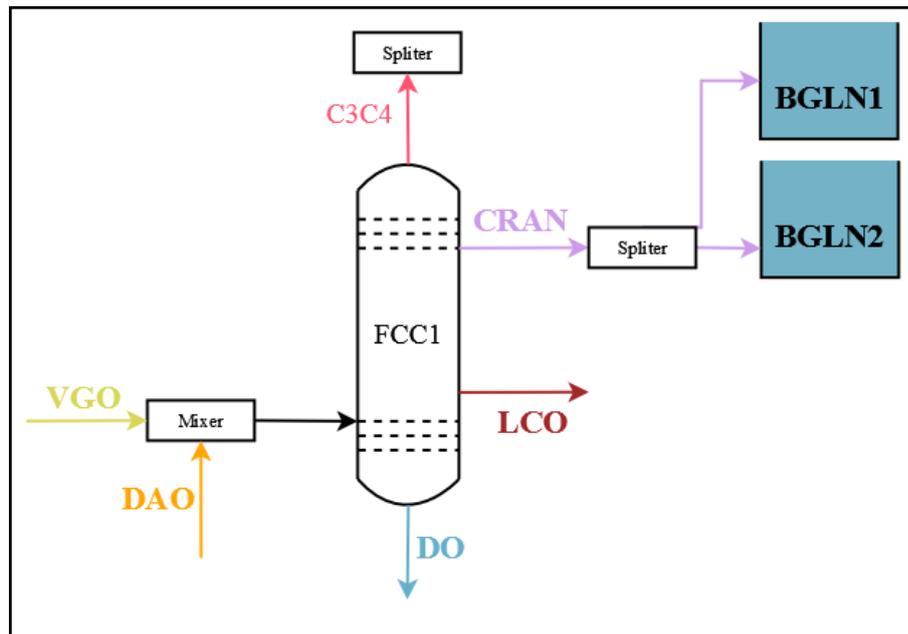


Figura 3.6: Unidade de craqueamento catalítico fluidizado ( $FCC$ ).

#### Modelagem matemática da $FCC$

##### Vazão de entrada

A vazão de entrada da  $FCC$ , dada pela Equação (3.30), é composta pela soma das vazões das correntes que alimentam a unidade.

$$QF_{\mathbf{FCC},t} = \sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t}, \forall t \quad (3.30)$$

*Propriedades de entrada*

As propriedades de entrada significativas para a unidade *FCC* são: *D20*, *E* e *RCR*. A propriedade *D20* é obtida conforme a Equação (3.31). As propriedades *E* e *RCR*, por sua vez, são calculadas em base mássica e devem considerar o valor da densidade *D20*, conforme estabelecido nas Equações (3.32) e (3.33).

$$PF_{\mathbf{FCC},\mathbf{D20},t} = \frac{\sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{D20},t}}{\sum_{u \in U_{(\mathbf{FCC})}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t}}, \forall t \quad (3.31)$$

$$PF_{\mathbf{FCC},\mathbf{E},t} = \frac{\sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{E},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{D20},t}}{\sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{D20},t}}, \forall t \quad (3.32)$$

$$PF_{\mathbf{FCC},\mathbf{RCR},t} = \frac{\sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{RCR},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{D20},t}}{\sum_{u \in U_{\mathbf{FCC}}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,\mathbf{FCC},t} \cdot PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{D20},t}}, \forall t \quad (3.33)$$

*Vazão de saída*

A vazão de saída da unidade *FCC* não depende de nenhuma variável operacional, apenas dos rendimentos fixos. Contudo, sofre influência significativa do resíduo de carbono (*RCR*) presente na corrente de alimentação. A vazão de saída da unidade *FCC* é dada pela Equação (3.34).

$$QS_{\mathbf{FCC},s,t} \cdot 100 = QF_{\mathbf{FCC},t} \cdot \left( YC_{\mathbf{FCC},s} + \Delta Y_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{RCR}} \cdot (PF_{\mathbf{CDU},\mathbf{RCR},t} - \bar{P}_{\mathbf{FCC},\mathbf{RCR}}) \right), \quad \forall s \in Sout_{\mathbf{FCC},t} \quad (3.34)$$

Em que, o parâmetro  $YC_{\mathbf{FCC},s}$  corresponde ao rendimento fixo de cada corrente de saída *s* da *FCC*;  $\Delta Y_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{RCR}}$  representa o rendimento variável da corrente de saída *s* considerando uma variação unitária da propriedade *RCR* presente na carga que alimenta a unidade;  $\bar{P}_{\mathbf{FCC},\mathbf{RCR}}$  é o valor padrão da propriedade *RCR* na carga de alimentação da unidade.

*Divisor*

As correntes de saída da unidade  $FCC$  alimentam diversas unidades de destino. Assim, a vazão é decomposta para formar as vazões que alimentam essas unidades conforme indicado na Equação (3.35).

$$QS_{\mathbf{FCC},s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{\mathbf{FCC},s,u',t}, \forall s \in Sout_{FCC}, t \quad (3.35)$$

*Propriedades de saída*

As propriedades que independem da carga são obtidas conforme a Equação (3.36). Enquanto que, a propriedade que varia com a carga deve ser estimada apenas para as correntes de  $LCO$  e  $DO$ , conforme indicado na Equação (3.37). Isso ocorre pois a corrente de  $LCO$  é enviada para unidade  $HT3$  que faz o tratamento de diesel e, portanto, o teor de enxofre é uma informação de extrema importância. Enquanto que, a corrente  $DO$  segue para o tanque de óleo combustível que também precisa controlar o teor de enxofre.

$$PS_{\mathbf{FCC},s,k,t} = Prop_{\mathbf{CDU},s,k}, \forall s \in Sout_{FCC}, k \in PInd_k, t \quad (3.36)$$

Em que, o conjunto  $PInd_k$  pode ser visualizado na Tabela (3.3).

$$PS_{\mathbf{FCC},s,\mathbf{E},t} = Sulfur_{\mathbf{FCC},s} \cdot PF_{\mathbf{FCC},\mathbf{E},t}, \forall s \in Sout_{FCC}, t \quad (3.37)$$

Em que, o parâmetro  $Sulfur_{\mathbf{FCC},s}$  representa a relação entre o teor de enxofre da carga e o teor de enxofre das correntes de saída da unidade  $FCC$ .

*Cálculo de índice de mistura*

O índice de mistura ( $IPS$ ) deve ser estimado para a unidade  $FCC$ , uma vez que a informação do valor da propriedade  $A85$  é importante na corrente de  $LCO$ , que alimenta a unidade  $HT3$  e a saída desta é enviada para os tanques de mistura de diesel. Esse cálculo é obtido conforme a Equação (3.15).

$$IPS_{\mathbf{FCC},LCO,A85,t} = \frac{(1,8 \cdot Prop_{\mathbf{FCC},LCO,A85} + 32)^{7,8}}{549}, \forall t \quad (3.38)$$

### 3.2.5 Unidades de hidrotreatamento

A refinaria em estudo possui três unidades de hidrotreatamento,  $HT1$ ,  $HT2$  e  $HT3$ . Essas unidades são necessárias para o processamento de querosene ( $HT1$ ,  $HT2$ ) e diesel ( $HT3$ ), cuja função basicamente é a remoção de enxofre. Nestas unidades, a corrente de entrada é aquecida sofrendo vaporização total ou parcial e, em seguida, entra em contato com uma corrente gasosa rica em  $H_2$  dentro de um leito catalítico (MORO, 2000). Esta reação remove átomos de  $S$  que corresponde a especificação do produto final e  $N$  que provoca a instabilidade do produto.

#### Unidades de hidrotreatamento $HT1$ e $HT2$

Neste trabalho, as unidades  $HT1$  e  $HT2$  são responsáveis por receber uma parcela da corrente de querosene ( $K$ ) da unidade  $CDU$ . Produz como corrente de saída querosene hidrotreatado ( $HK$ ). Essa corrente compõe o produto final conhecido como querosene de aviação ( $QAV$  ou Jetfuel). A Figura (3.7) ilustra as unidades  $HT1$  e  $HT2$  e as correntes de alimentação e saída.

##### Vazão de entrada

A vazão de alimentação para as duas unidades é composta unicamente por uma parcela da corrente de saída de  $K$  proveniente da unidade  $CDU$ , conforme indicado nas Equações (3.39) e (3.40).

$$Q_{F_{HT1,t}} = Q_{CDU,K,HT1,t}, \forall t \quad (3.39)$$

$$Q_{F_{HT2,t}} = Q_{CDU,K,HT2,t}, \forall t \quad (3.40)$$

##### Vazão de saída

A corrente de saída das unidades  $HT1$  e  $HT2$  é composta apenas por querosene hidrotreatado ( $HK$ ) e a vazão de saída é dada em termos do rendimento da corrente de entrada, como pode ser visto nas Equações (3.41) e (3.42). Além disso, a vazão de saída pode ser encaminhada para outras unidades, conforme estabelecido pelas Equações (3.43) e (3.44).

$$Q_{S_{HT1,HK,t}} = \frac{Y_{C_{HT1,HK}} \cdot Q_{F_{HT1,t}}}{100}, \forall t \quad (3.41)$$

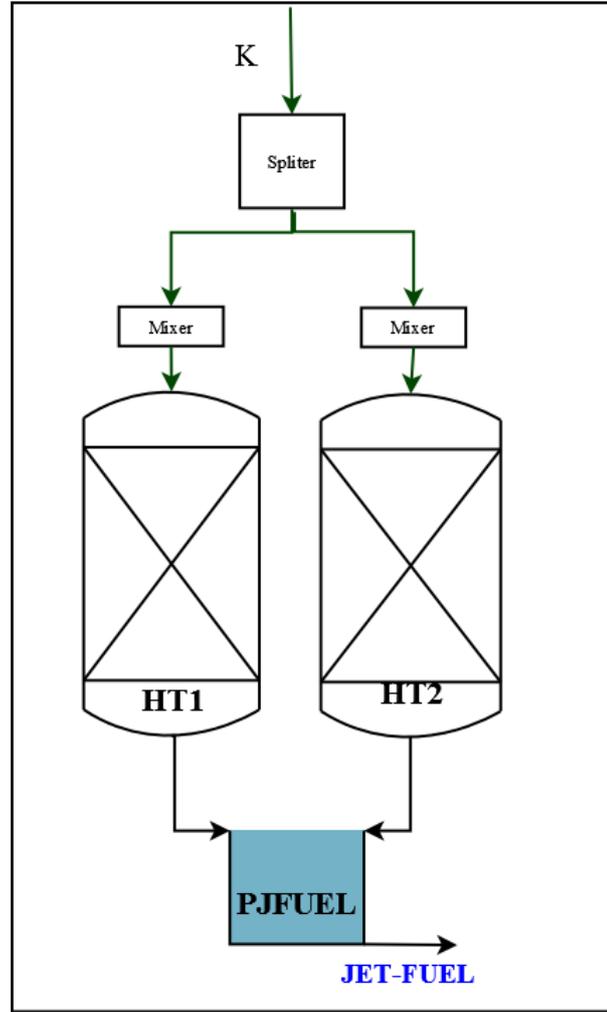


Figura 3.7: Unidades de hidrotreatamento 1 e 2 ( $HT1 - HT2$ ).

$$Q_{S_{HT2,HK,t}} = \frac{Y_{C_{HT2,HK}} \cdot Q_{F_{HT2,t}}}{100}, \forall t \quad (3.42)$$

$$Q_{S_{HT1,HK,t}} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{HT1,HK,u',t}, \forall t \quad (3.43)$$

$$Q_{S_{HT2,HK,t}} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{HT2,HK,u',t}, \forall t \quad (3.44)$$

### Unidade de hidrotreatamento $HT3$

A unidade de hidrotreatamento  $HT3$  recebe as correntes de diesel leve ( $LD$ ) e diesel pesado ( $HD$ ) da unidade  $CDU$  e óleo leve de reciclo ( $LCO$ ) da unidade  $FCC$ . Esta unidade tem a função de realizar o processo de tratamento das correntes de diesel para

reduzir a quantidade de enxofre presente nessas correntes. Também promove a saturação de olefinas (alcenos), aumentando a estabilidade do produto e, em menor grau, a saturação de aromáticos reduzindo a densidade e aumentando o número de cetano. Possui apenas uma corrente de saída, o diesel hidrotratado (*HTD*), que segue para os tanques de mistura de diesel. A Figura (3.8) mostra a unidades *HT3*, suas correntes de entrada e saída.

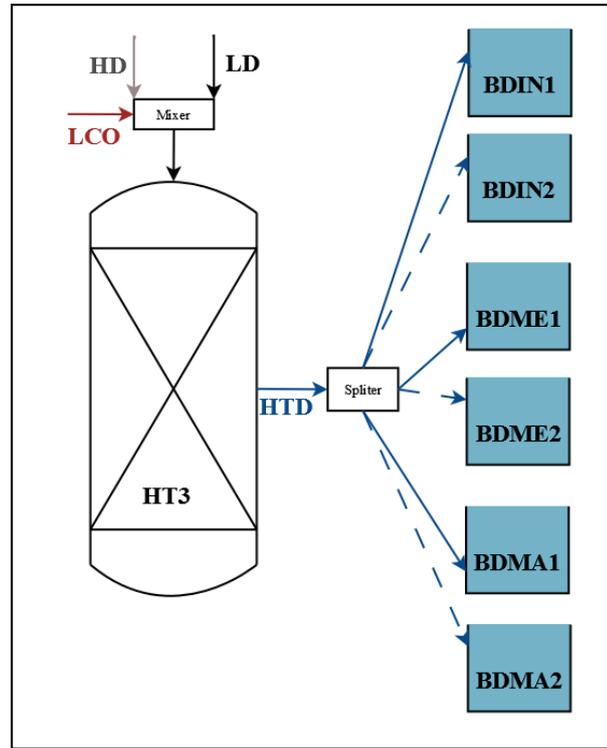


Figura 3.8: Unidade de hidrotratamento 3 (*HT3*).

Uma vez que esta unidade recebe uma mistura de correntes, a modelagem segue um caminho diferente do que foi feito para as unidades *HT1* e *HT2*. Essa mistura de correntes na entrada pode alterar diversas propriedades importantes na composição dos produtos finais.

*Vazão de entrada*

A vazão de alimentação da *HT3* é composta pelas vazões das correntes *LD*, *HD* e *LCO*, conforme dado pela Equação (3.45).

$$Q_{F_{HT3},t} = \sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t}, \forall t \quad (3.45)$$

*Propriedade de entrada*

Na unidade *HT3* as propriedades relevantes são: *A50*, *A85*, *D20*, *S* e *NC*. As propriedades de entrada *A50* e *D20* são calculadas como uma média ponderada em base

volumétrica entre a propriedade de entrada e a propriedade da corrente de alimentação da unidade, como dado pela Equação (3.46). O cálculo das propriedades  $E$  e  $NC$  é obtido em base mássica, pelas Equações (3.47) e (3.48), respectivamente, considerando o valor da densidade ( $D20$ ) das correntes que são alimentadas na unidade. Neste caso, a densidade é dada pelo parâmetro  $Prop_{u,s,D20}$ . A propriedade  $A85$  na entrada da unidade  $HT3$  deve ser calculada considerando o índice de mistura da corrente que alimenta a unidade, conforme indicado na Equação (3.49).

$$PF_{HT3,k,t} = \frac{\sum_{u \in U_{inHT3}} \sum_s Q_{u,s,HT3,t} \cdot Prop_{u,s,k}}{\sum_{u \in U_{inHT3}} \sum_s Q_{u,s,HT3,t}}, \forall k, t \quad (3.46)$$

Em que, o parâmetro  $Prop_{u,s,k}$  corresponde aos valores das propriedades das correntes que compõem a alimentação da unidade  $HT3$ .

$$PF_{HT3,E,t} = \frac{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t} \cdot PS_{u,s,E,t} \cdot Prop_{u,s,D20}}{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t} \cdot Prop_{u,s,D20}}, \forall t \quad (3.47)$$

$$PF_{HT3,NC,t} = \frac{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t} \cdot Prop_{u,s,NC} \cdot Prop_{u,s,D20}}{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t} \cdot Prop_{u,s,D20}}, \forall t \quad (3.48)$$

$$PF_{HT3,A85,t} = 305 \cdot \left( \frac{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t} \cdot IPS_{u,s,A85,t}}{\sum_{u \in U_{HT3}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,HT3,t}} \right)^{0,12821} - 17,7778, \forall t \quad (3.49)$$

Vazão de saída

A vazão de saída da unidade  $HT3$  depende do rendimento da unidade para cada corrente de saída, conforme definido na Equação (3.50).

$$QS_{HT3,s,t} = \frac{QF_{HT3,t} \cdot YC_{HT3,s}}{100}, \forall s \in Sout_{HT3}, t \quad (3.50)$$

Em que,  $s \in Sout_{HT3} = \{HTD\}$  é o conjunto da corrente de saída da unidade  $HT3$ .

Divisor

A Equação (3.51) calcula a vazão que sai da unidade  $HT3$  e alimenta as unidades de

destino.

$$QS_{\text{HT3},s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{\text{HT3},s,u',t}, \forall s \in Sout_{\text{HT3},t} \quad (3.51)$$

#### *Propriedade de saída*

A relação entre as propriedades de saída e de entrada para as propriedades  $A50$ ,  $A85$  e  $D20$  é dada pela Equação (3.52). Por outro lado, as propriedades  $E$  e  $NC$  sofrem influência da variável operacional, como indicam as Equações (3.53) e (3.54). Neste caso, a variável operacional da unidade de interesse consiste no grau de remoção de enxofre e número de cetanas (MORO, 2000).

$$PS_{\text{HT3},s,k,t} = PF_{\text{HT3},k,t}, \forall s \in Sout_{\text{HT3}}, k \in Pout_{\text{HT3},t} \quad (3.52)$$

$$PS_{\text{HT3},s,NC,t} = PF_{\text{HT3},NC,t} + 0,05 \cdot V_{\text{HT3},V1,t}, \forall s \in Sout_{\text{HT3},t} \quad (3.53)$$

$$PS_{\text{HT3},s,E,t} = PF_{\text{HT3},E,t} \cdot (100 - V_{\text{HT3},V1,t}), \forall s \in Sout_{\text{HT3},t} \quad (3.54)$$

#### *Cálculo de índice de mistura*

Novamente é necessário converter a propriedade de saída  $A85$  na forma de índice de mistura ( $IPS$ ), conforme dado na Equação (3.55). Este índice é significativo para a corrente de  $HTD$  que compõe a mistura de alimentação dos tanques de mistura de diesel.

$$IPS_{\text{HT3},\text{HTD},A85,t} = \frac{(1,8 \cdot PS_{\text{HT3},\text{HTD},A85,t} + 32)^{7,8}}{549}, \forall t \quad (3.55)$$

### 3.2.6 Unidade de separação de propano

A Figura (3.9) ilustra a unidade de separação de propano ( $DEPROP$ ), que recebe a corrente de  $C3C4$  procedente das unidades  $CDU$  e  $FCC$  e é responsável por separá-las em correntes de propano ( $C3$ ) e butano ( $C4$ ).

#### *Vazão de entrada*

A vazão de alimentação da  $DEPROP$  é composta pelas vazões de  $C3C4$  que saem das unidades  $CDU$  e  $FCC$ , conforme dado pela Equação (3.56).

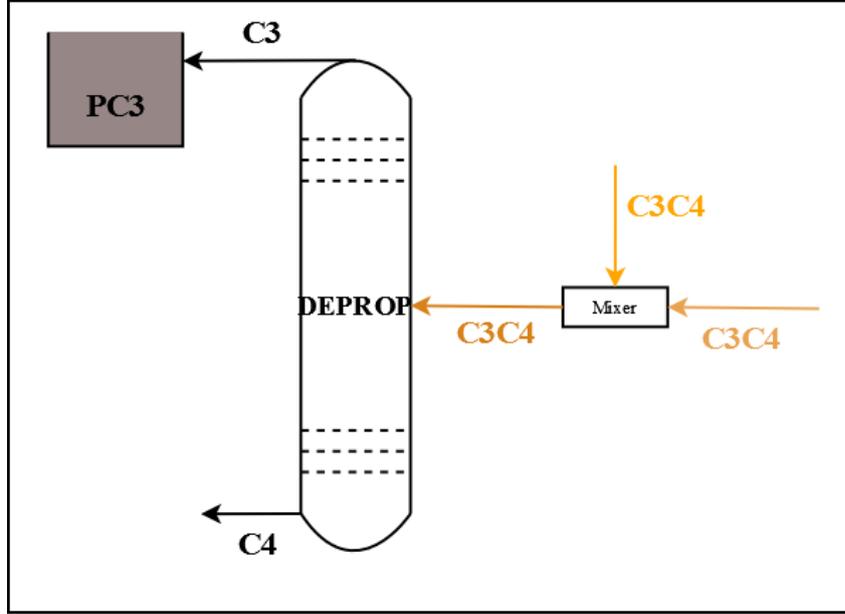


Figura 3.9: Unidade de separação de propano *DEPROP*.

$$QF_{DEPROP,t} = \sum_{u \in U_{DEPROP}} Q_{u,C3C4,DEPROP,t}, \forall t \quad (3.56)$$

*Propriedades de entrada*

As propriedades relevantes na entrada da *DEPROP* são *MON* e *PVR*, calculadas conforme a Equação (3.57).

$$PF_{DEPROP,k,t} = \frac{\sum_u Q_{u,C3C4,DEPROP,t} \cdot PS_{u,C3C4,k,t}}{\sum_u Q_{u,C3C4,DEPROP,t}}, \forall k \in Pin_{DEPROP,t} \quad (3.57)$$

*Vazão de saída*

A vazão de saída de unidade *DEPROP* depende do rendimento das correntes sobre a vazão de entrada, como estabelecido pela Equação (3.58).

$$QS_{DEPROP,s,t} = \frac{QF_{DEPROP,t} \cdot YC_{DEPROP,s}}{100}, \forall s \in Sout_{DEPROP,t} \quad (3.58)$$

Em que, o parâmetro  $YC_{DEPROP,s}$  corresponde ao rendimento de cada corrente de saída da unidade *DEPROP*.

*Divisor*

Como a unidade *DEPROP* pode abastecer outras unidades sua vazão de saída é decomposta conforme indicado na Equação (3.59).

$$QS_{DEPROP,s,t} = \sum_{u' \in USu,s} Q_{DEPROP,s,u',t}, \forall s \in Sout_{DEPROP,t} \quad (3.59)$$

*Propriedades de saída*

Apenas as propriedades *MON* e *PVR* são relevantes da saída da unidade *DEPROP*. Essas propriedades independem da carga e são obtidas com base no parâmetro  $Prop_k$ , conforme a Equação (3.60).

$$PS_{DEPROP,s,k,t} = Prop_{DEPROP,s,k}, \forall s \in Sout_{DEPROP,t}, k \in PInd_k, t \quad (3.60)$$

### 3.2.7 Unidade de produção de MTBE

A unidade *UMTBE*, representada na Figura (3.10), separa a corrente *C4* em uma corrente de isobuteno, que reage com metanol gerando *MTBE* (éter metil-terc-butílico) e outra parcela de *C4* que não sofre reação, denominada refinado (*RAF*) (MORO, 2000).

*Vazão de entrada*

A vazão de alimentação da unidade *UMTBE* é composta unicamente pela corrente de *C4* proveniente da unidade *DEPROP* como indicado na Equação (3.61).

$$Q_{FUMTBE,t} = Q_{DEPROP,C4,UMTBE,t}, \forall t \quad (3.61)$$

*Vazão de saída*

A Equação (3.62) define a vazão de saída de unidade *UMTBE* que depende apenas do rendimento gerado sobre as correntes de entrada.

$$QS_{UMTBE,s,t} = \frac{Q_{FUMTBE,t} \cdot Y_{CUMTBE,s}}{100}, \forall s \in Sout_{UMTBE,t} \quad (3.62)$$

*Propriedades de saída*

Apenas as propriedades *MON* e *PVR* são estimadas na saída da unidade *UMTBE* e dependem do parâmetro  $Prop_k$ , como indicado na Equação (3.63).

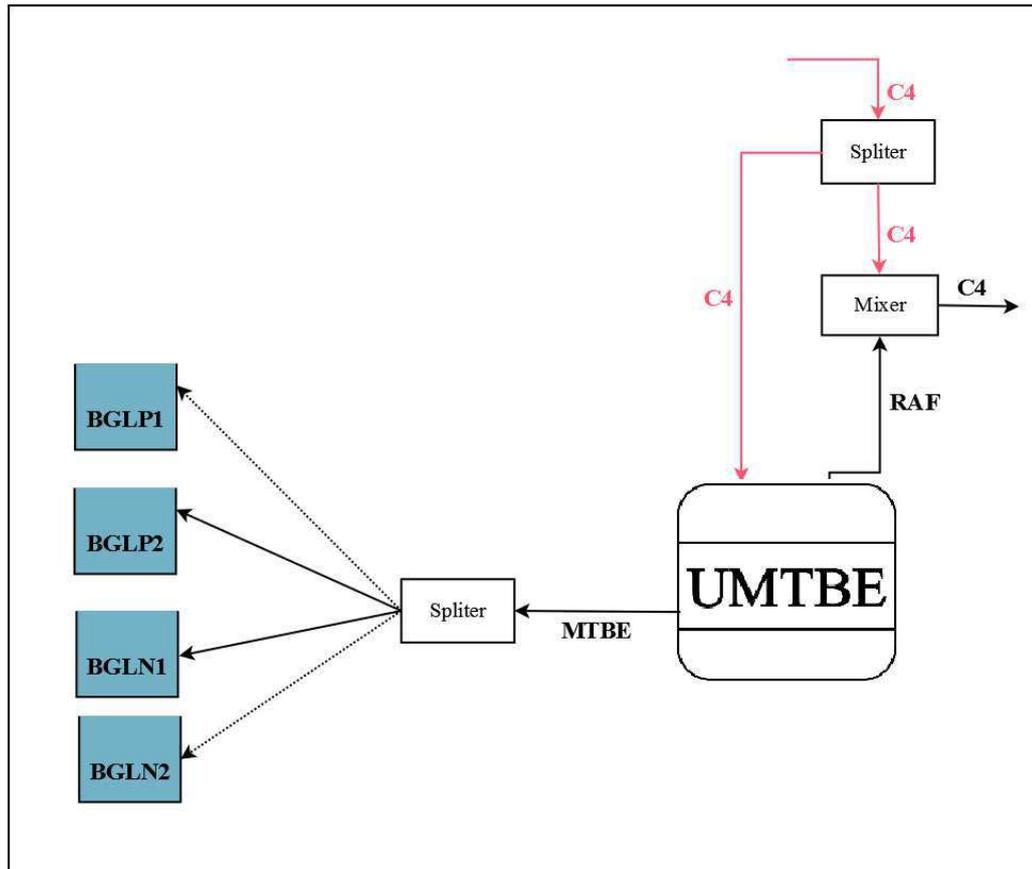


Figura 3.10: Unidade de produção de MTBE (UMTBE).

$$PS_{UMTBE,s,k,t} = Prop_{UMTBE,s,k}, \forall s \in Sout_{UMTBE}, k \in PInd_k, t \quad (3.63)$$

### 3.2.8 Unidades de mistura de correntes intermediárias

As operações de mistura de diferentes correntes de produtos intermediários são realizadas para produzir diesel, gasolina, querosene de aviação, gás liquefeito de petróleo dentre outros produtos finais. Essas unidades são compostas por tanques que recebem diversas correntes com composições diferentes. A Tabela (3.4) descreve todos os tanques de mistura considerados neste trabalho, bem como suas correntes de produto final. As unidades que alimentam os tanques de mistura foram descritas na Tabela (3.1). A Figura (3.11) ilustra os tanques de mistura, apresentando como exemplo as unidades de mistura de diesel metropolitano (*BDME*).

Conforme exposto no início deste capítulo, existem dois tanques de mistura disponíveis para a preparação de cada produto final. A modelagem matemática, por sua vez, será descrita de forma genérica podendo ser aplicada para qualquer tanque de mistura, utilizando os devidos conjuntos de propriedades, correntes de entrada e saída e unidades de

Tabela 3.4: Identificação dos tanques de mistura.

Unidade	Corrente de saída
$BGLP1, BGLP2$	$GLP$
$BGLN1, BGLN2$	$GLN$
$BDIN1, BDIN2$	$DIN$
$BDME1, BDME2$	$DME$
$BDMA1, BDMA2$	$DMA$

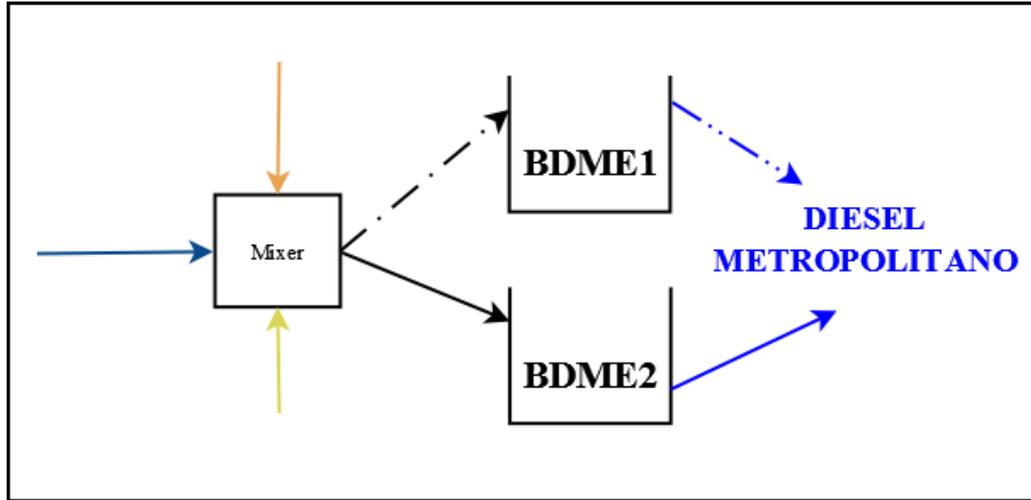


Figura 3.11: Tanques de mistura.

origem.

### Modelagem matemática dos tanques de mistura

*Vazão de entrada*

A Equação (3.64) estabelece a vazão de entrada de qualquer tanque de mistura. A alimentação é composta pela soma das vazões das correntes vindas das unidades de origem, conforme apresentado na Tabela (3.1).

$$QF_{u,t} = \sum_{u' \in B_u} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u',s,u,t}, \forall u \in U_u, t \quad (3.64)$$

As operações de mistura ocorrem em tanques e, portanto, o volume alimentado deve respeitar a capacidade máxima do tanque quando este receber correntes, conforme garantido pela Restrição (3.65).

$$QF_{u,t} \leq Inv_u^{Max} \cdot XF_{u,t}, \forall u \in B_u, t \quad (3.65)$$

Em que,  $Inv_u^{Max}$  é o limite de capacidade máxima do tanque de mistura e  $XF_{u,t}$  a variável binária que indica se o tanque de mistura  $u$  está recebendo corrente no tempo  $t$ .

*Propriedades do tanque*

No caso dos tanques de mistura ao invés de calcular as propriedades na entrada, obtém-se os valores das propriedades  $k$  no interior dos tanques no tempo  $t$  ( $PT_{u,k,t}$ ). A determinação dessas propriedades varia de acordo com o tanque de mistura. A Equação (3.66) é utilizada para estimar as propriedades  $MON$  e  $PVR$ , propriedades relevantes na produção de gasolina ( $GLN$ ) e  $GLP$ , ( $BGLP1 - BGLP2, BGLN1 - BGLN2$ ). As propriedades  $A50$  e  $D20$  também são calculadas por meio da Equação (3.66) porém, são importantes apenas nos tanques de mistura de diesel ( $BDIN1 - BDIN2, BDME1 - BDME2, BDMA1 - BDMA2$ ).

$$PT_{u',k,t} = \frac{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} \cdot PS_{u,s,k,t} + Inv_{u',t-1} \cdot PT_{u',k,t} + Inv_{u',t=1}^o \cdot PT_{u',k,t=1}^o}{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} + Inv_{u',t-1} + Inv_{u',t=1}^o} \quad (3.66)$$

$$\forall u' \in B_u, k = \{MON, PVR, A50, D20\}, t$$

Nos tanques de mistura de produção de diesel ( $BDIN1 - BDIN2, BDME1 - BDME2, BDMA1 - BDMA2$ ), ainda devem ser estimadas as propriedades  $E$  e  $NC$ . Essas propriedades são estimadas em base mássica, considerando a densidade  $D20$ , conforme a Equação (3.67).

$$PT_{u',k,t} = \frac{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} \cdot PS_{u,s,D20,t} \cdot PS_{u,s,k,t} + Inv_{u',t-1} \cdot PT_{u',D20,t-1} \cdot PT_{u,k,t-1}}{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} \cdot PS_{u,s,D20,t} + Inv_{u',t-1} \cdot PT_{u',D20,t-1} + Inv_{u'}^o \cdot PT_{u',D20}^o} + \frac{Inv_{u'}^o \cdot PT_{u',D20}^o \cdot PT_{u',k,t=1}^o}{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} \cdot PS_{u,s,D20,t} + Inv_{u',t-1} \cdot PT_{u',D20,t-1} + Inv_{u'}^o \cdot PT_{u',D20}^o} \quad (3.67)$$

$$\forall u' \in B_u, k = \{E, NC\}, t$$

A Equação (3.68) determina a propriedade  $A85$ , relevante para os tanques de produção de diesel. Observe que esta propriedade deve considerar tanto o índice de mistura presente nas correntes de entrada  $IPS_{u,s,k,t}$  quanto o índice já contido no interior dos tanques  $IPT_{u,k,t=1}^o$  e  $IPT_{u,k,t}$  (índice de mistura da propriedade  $k$  presente na corrente de saída  $s$  do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$ ).

$$\begin{aligned}
 PT_{u',A85,t} &= 305 \cdot \\
 &\left( \frac{\sum_{u \in U_{u'}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,u',t} \cdot IPS_{u,s,k,t} + Inv_{u',t-1} \cdot IPT_{u',k,t-1} + Inv_{u'}^o \cdot IPT_{u',k,t}^o}{QF_{u',t} + Inv_{u',t-1} + Inv_{u'}^o} \right)^{0,12821} \\
 &-17,7778, \forall u' \in B_u, k = \{A85\}, t
 \end{aligned} \tag{3.68}$$

*Vazão de saída*

Um tanque de mistura produz os produtos finais que podem ser enviados para um centro de distribuição. Assim, a vazão de saída alimenta um ou mais oleodutos, conforme definido na Equação (3.69). Além disso, apenas um volume deve ser retirado dos tanques se a variável binária estiver ativa, como é garantido pela Restrição (3.70).

$$QS_{u,s,t} = \sum_{u' \in US_{u,s}} Q_{u,s,u',t}, \forall u \in B_u, s \in Sout_{B_u}, t \tag{3.69}$$

$$QS_{u,s,t} \leq Inv_u^{Max} \cdot XS_{u,t}, \forall u \in B_u, s \in Sout_{B_u}, t \tag{3.70}$$

Em que,  $Inv_{u,t}^{MAX}$  é o limite de capacidade máxima do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$ ;  $XS_{u,t}$  é uma variável binária indicando se o tanque de mistura  $u$  envia corrente no tempo  $t$ .

*Propriedades de saída*

As propriedades de saída dos tanques de mistura são iguais as propriedades no interior do tanque no final do *slot* de tempo anterior e devem respeitar as especificações de cada produto, quando houver envio para o centro de distribuição no tempo  $t$ . Caso não haja descarregamento do tanque as restrições ficam relaxadas, conforme as Restrições (3.71) e (3.72). Vale ressaltar que a especificação só ocorre no período de tempo anterior ao envio do produto, pois o tanque não pode receber e enviar ao mesmo tempo.

$$PT_{u,k,t-1} \geq Psp_{u,k}^{MIN} - MaxP_k \cdot (1 - XS_{u,t}), \forall u \in B_u, k \in Pout_{B_u}, T > t > 1 \tag{3.71}$$

$$PT_{u,k,t-1} \leq Psp_{u,k}^{MAX} + MaxP_k \cdot (1 - XS_{u,t}), \forall u \in B_u, k \in Pout_{B_u}, T > t > 1 \tag{3.72}$$

Em que,  $Psp_{u,k}^{MIN}$  e  $Psp_{u,k}^{MAX}$  são os valores mínimo e máximo da propriedades nos tanques de mistura, definido pela especificação de cada produto.

*Balanço de inventário*

A Equação (3.73) determina a gestão de inventário dos tanques de mistura em cada período de tempo  $t$ .

$$Inv_{u,t} = Inv_{u,t=1}^o + Inv_{u,t-1|t>1} + QF_{u,t} - \sum_{s \in Sout_{B_u}} QS_{u,s,t}, \forall u \in B_u, t \quad (3.73)$$

Em que,  $Inv_{u,t}^o$  é o volume inicial do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$ .

*Regras operacionais*

A principal regra operacional considerada nos tanques de mistura consiste na não permissão de carregamento e descarregamento simultâneo dos tanques, conforme garantido pela Restrição (3.74). A Restrição (3.75) estabelece que pelo menos um tanque de mistura, para o mesmo produto, deve ser alimentado no período  $t$ .

$$XF_{u,t} + XS_{u,t} \leq 1, \forall u \in B_u, t \quad (3.74)$$

Em que,  $XF_{u,t}$  é uma variável binária indicando se o tanque de mistura  $u$  recebe corrente no tempo  $t$ .

$$\sum_{u \in B_u, US_{u,s}} XF_{u,t} = 1, \forall t \quad (3.75)$$

**3.2.9 Demanda de produtos finais**

A Equação (3.76) determina que a soma da vazão de saída dos tanques de mistura em todos os períodos de tempo deve no mínimo satisfazer o valor da demanda, sendo que valores superiores a demanda podem ser enviados.

$$\sum_{u \in B_u, US_{u,s}} QS_{u,s,t} \geq DEM_{s,t}, \forall s \in Sout_{B_u}, t \quad (3.76)$$

$\forall s \in Sout_{B_u}$

Em que,  $DEM_s$  corresponde aos valores de demanda para cada produto final.

### 3.2.10 Função objetivo

A função objetivo, apresentada na Equação (3.77), é composta por seis termos para a maximização do lucro. O primeiro termo corresponde à receita obtida com a venda dos produtos finais. O segundo termo compreende o custo com o inventário na refinaria. O terceiro termo está relacionado ao custo de bombeamento dos produtos finais. O custo operacional das unidades  $CDU$  e  $HT3$  é representado pelos quarto e quinto termos. Por fim, tem-se os custos com a compra do petróleo, sendo que a carga da refinaria quanto aos tipos de petróleo é uma decisão da otimização, isto é, não há uma seleção dos tipos de petróleo pré-definida.

$$\begin{aligned}
z = & \sum_t \sum_{u \in B_u} \sum_{s \in Sout_u} QS_{u,s,t} \cdot Vendas_s \\
& - \sum_{u \in B_u} Inv_{u,t} \cdot Cinv_u \\
& - \sum_{u \in B_u} \sum_{s \in Sout_{u,s}} QS_{u,s,t} \cdot Cpump_s \\
& - QF_{CDU,t} \cdot 9 \cdot 10^{-5} \cdot V_{CDU,V1,t} \cdot 75 \\
& - QF_{HT3,t} \cdot 0,02 \cdot V_{HT3,V1,t} \\
& - \sum_{u \in U_{CDU}} \sum_{s \in SU_{u',u}} Q_{u,s,CDU,t} \cdot Custo_{TANK}
\end{aligned} \tag{3.77}$$

## 3.3 Implementação do modelo - Estudo de Caso

O modelo matemático desenvolvido na seção anterior foi aplicado para um cenário de 7 dias de operação da refinaria. Os produtos principais desejados na produção da refinaria são: Gasolina ( $GLN$ ), Gás liquefeito de petróleo ( $GLP$ ), Diesel interior ( $DIN$ ), Diesel marítimo ( $DMA$ ) e Diesel metropolitano ( $DME$ ).

### Parâmetros de entrada do modelo

### Custos e vendas

As Tabelas (3.5) e (3.6) apresentam os preços de vendas dos produtos finais e dos custos da compra de cada tipo de petróleo. Esses valores são fictícios e utilizados na função objetivo.

Tabela 3.5: Valores de preço de venda dos produtos finais ( $\$/m^3$ ).

<b>Produto</b>	<i>GLP</i>	<i>GLN</i>	<i>DIN</i>	<i>DME</i>	<i>DMA</i>
<b>Preço de venda</b>	115	149	210	230	206

Tabela 3.6: Valores do custo de cada tipo de petróleo ( $\$/m^3$ ).

<b>Petróleo</b>	<b>Lixo</b>	<b>Bonito</b>	<b>Larab</b>	<b>Marab</b>	<b>Marlin</b>
<b>Custo</b>	124	135	141	138	128
<b>Petróleo</b>	<b>RGN</b>	<b>Cabiun</b>	<b>Albaco</b>	<b>Bicudo</b>	<b>Condoso</b>
<b>Custo</b>	113	121	118	125	125

As Tabelas (3.7) e (3.8) mostram os custos de inventário dos tanques de mistura na refinaria e os custos de bombeamento dos produtos finais, respectivamente.

Tabela 3.7: Valores do custo de inventário dos tanques de mistura ( $\$/m^3 dia$ ).

<b>Tanque de mistura</b>	<b>Custo</b>
<i>BGLP1, BGLP2</i>	0,078
<i>BGLN1, BGLN2</i>	0,048
<i>BDIN1, BDIN2</i>	0,0552
<i>BDME1, BDME2</i>	0,059
<i>BDMA1, BDMA2</i>	0,046

Tabela 3.8: Valores do custo de bombeamento dos produtos finais ( $\$/m^3$ ).

<b>Produtos</b>	<i>GLP</i>	<i>GLN</i>	<i>DIN</i>	<i>DME</i>	<i>DMA</i>
<b>Custo</b>	0,0035	0,0048	0,0036	0,0038	0,0033

### Teor de enxofre das correntes

O teor de enxofre presente em cada tipo de petróleo é uma característica do mesmo, sendo significativamente importante por ser uma substância que pode provocar problemas no manuseio, transporte e uso dos derivados. Sua concentração varia fortemente entre os tipos de petróleo existentes. A Tabela (3.9) mostra o teor de enxofre presente em cada corrente de saída da unidade *CDU*, dependendo do tipo de petróleo processado. A Tabela (3.10) apresenta os valores para o parâmetro *Sulfur*, que mede o teor de enxofre em algumas correntes.

Tabela 3.9: Valores do teor de enxofre contido em cada corrente dependendo do tipo de petróleo.

	<i>LN</i>	<i>HN</i>	<i>K</i>	<i>LD</i>	<i>HD</i>	<i>ATR</i>	<i>VGO</i>	<i>VR</i>
<b>LIXO</b>	0,035	0,035	0,21	0,41	0,58	1,00	0,9	1,5
<b>BONITO</b>	0,005	0,005	0,07	0,38	0,49	0,79	0,74	0,88
<b>LARAB</b>	0,02	0,02	0,18	1,29	1,65	2,97	2,5	3,51
<b>MARAB</b>	0,0	0,0	0,12	0,12	1,64	4,27	3,36	4,94
<b>MARLIN</b>	0,005	0,005	0,09	0,55	0,67	0,87	0,85	0,91
<b>RGN</b>	0,005	0,005	0,02	0,09	0,13	0,32	0,3	0,41
<b>CABIUN</b>	0,005	0,005	0,07	0,37	0,43	0,62	0,59	0,67
<b>ALBACO</b>	0,005	0,005	0,08	0,28	0,43	0,69	0,62	0,81
<b>BICUDO</b>	0,005	0,005	0,19	0,39	0,5	0,8	0,74	0,91
<b>CONDOSO</b>	0,005	0,005	0,02	0,04	0,08	0,18	0,0	0,0

Tabela 3.10: Valores do teor de enxofre nos produtos como função da carga (*sulfload*).

Unidade	Corrente	Quantidade
<i>PDA</i>	<i>ASFR</i>	1,3
	<i>DAO</i>	0,7
<i>FCC</i>	<i>CRAN</i>	0,1
	<i>LCO</i>	1,38
	<i>DO</i>	1,86

### Propriedades independentes da carga

A Tabela (3.11) apresenta os valores das propriedades que independem da carga para as unidades *u*.

### Rendimento dos petróleos e unidades

Os rendimentos das correntes de saída da unidade de destilação dependem dos tipos de petróleo. A Tabela (3.12) apresenta os rendimentos de cada corrente frente aos diferentes tipos de petróleo disponíveis. O rendimento das correntes de saída referente às outras unidades é mostrado na Tabela (3.13).

Tabela 3.11: Valores dos propriedades que independem da carga em cada uma das unidades.

Unidade	Corrente	Prop.		Unidade	Corrente	Prop.		
<i>CDU</i>	<i>C3C4</i>	<i>PVR</i>	4,5	<i>VDU</i>	<i>VR</i>	<i>D20</i>	1,002	
		<i>MON</i>	83,0		<i>VGO</i>	<i>D20</i>	0,92	
	<i>LN</i>	<i>A50</i>	156,5	<i>PDA</i>	<i>ASFR</i>	<i>D20</i>	0,5	
		<i>A85</i>	183,0		<i>DAO</i>	<i>D20</i>	1,2	
		<i>NC</i>	33,0		<i>RCR</i>	<i>D20</i>	0,94	
		<i>D20</i>	0,71		<i>RCR</i>		4,0	
		<i>MON</i>	78,0		<i>FCC</i>	<i>C3C4</i>	<i>PVR</i>	5,0
	<i>PVR</i>	0,7	<i>MON</i>			83,0		
	<i>HN</i>	<i>A50</i>	156,5	<i>CRAN</i>	<i>D20</i>		0,75	
		<i>A85</i>	183,0		<i>PVR</i>		0,55	
		<i>NC</i>	33,0		<i>MON</i>		82,0	
		<i>D20</i>	0,71		<i>LCO</i>	<i>A50</i>		264,4
		<i>MON</i>	78,0			<i>A85</i>		302,5
	<i>K</i>	<i>PVR</i>	0,7	<i>HT3</i>	<i>NC</i>		36,0	
		<i>A50</i>	219,0		<i>DO</i>	<i>D20</i>	0,972	
		<i>A85</i>	242,0		<i>HTD</i>	<i>D20</i>	1,099	
		<i>NC</i>	37,0		<i>DEPROP</i>	<i>C3</i>	<i>D20</i>	0,89
	<i>D20</i>	0,803	<i>PVR</i>			10,0		
	<i>LD</i>	<i>A50</i>	276,5	<i>UMTBE</i>	<i>C4</i>	<i>MON</i>	80,0	
		<i>A85</i>	305,0		<i>PVR</i>		3,0	
		<i>NC</i>	44,0		<i>MON</i>		83,0	
	<i>HD</i>	<i>D20</i>	0,855	<i>RAF</i>	<i>PVR</i>		4,0	
		<i>A50</i>	335,5		<i>MON</i>		80,0	
		<i>A85</i>	382,0		<i>MTBE</i>	<i>PVR</i>		1,0
<i>NC</i>		45,0	<i>MON</i>				100,0	
<i>D20</i>	0,855							

Tabela 3.12: Valores dos rendimentos para cada corrente produzida por cada tipo de petróleo.

Tipo de petróleo	<i>C3C4</i>	<i>LN</i>	<i>HN</i>	<i>K</i>	<i>LD</i>	<i>HD</i>	<i>ATR</i>	<i>VGO</i>	<i>VR</i>
<b>LIXO</b>	0	9	9	13	14	12	43	55	45
<b>BONITO</b>	2	5,5	5,5	14	14	12	47	48,9	51,1
<b>LARAB</b>	1	9,5	9,5	19	15	14	32	50	50
<b>MARAB</b>	4	9	9	15	13	12	38	39,5	60,5
<b>MARLIN</b>	0	2	3	12	14	9	60	50	50
<b>RGN</b>	0	7	7	16	18	14	38	57,9	42,1
<b>CABIUN</b>	2	4	4	14	15	11	50	54	46
<b>ALBACO</b>	2	5	5	13	15	11	49	53,1	46,9
<b>BICUDO</b>	2	5	5	13	12	9	54	53,7	46,3
<b>CONDOSO</b>	2	22,5	22,5	15	18	12	8	100	0

Tabela 3.13: Valores do rendimento para as correntes de saída das unidades.

Unidade	Corrente	Rendimento (%)
<i>PDA</i>	<i>ASFR</i>	55
	<i>DAO</i>	45
<i>FCC</i>	<i>C3C4</i>	25
	<i>CRAN</i>	50
	<i>LCO</i>	14
	<i>DO</i>	11
<i>HT1</i>	<i>HK</i>	100
<i>HT2</i>	<i>HK</i>	100
<i>HT3</i>	<i>HTD</i>	100
<i>DEPROP</i>	<i>C3</i>	40
	<i>C4</i>	60
<i>UMTBE</i>	<i>RAF</i>	80
	<i>MTBE</i>	20

### Demanda dos derivados e especificação dos produtos finais

A Tabela (3.14) apresenta os valores de demanda diária para cada corrente de produto. Os produtos finais só podem ser comercializados se respeitarem determinadas normas quanto ao limite de algumas substâncias, que caracterizam a especificação de qualidade do produto. Neste trabalho, os tanques de mistura devem respeitar esses limites antes de enviar o produto ao centro de distribuição. A Tabela (3.15) determina os limites mínimo e máximo das propriedades nos tanques de mistura, que correspondem a faixa de especificação que cada produto deve respeitar.

Tabela 3.14: Valores das demandas dos produtos finais ( $m^3$ ).

Produto	<i>GLP</i>	<i>GLN</i>	<i>DIN</i>	<i>DME</i>	<i>DMA</i>
<b>Demanda</b>	2500	4500	5500	3000	2300

### Limites operacionais e características das unidades

A unidade *FCC* possui como propriedade significativa o resíduo de carbono (*RCR*), que influencia no rendimento das correntes de saída da unidade. A Tabela (3.16) apresenta os ganhos ( $\Delta Y$ ) sobre a propriedade *RCR* nas correntes de saída da unidade *FCC*.

Tabela 3.15: Limites mínimo e máximo das propriedades nos tanques de mistura.

Unidade	Propriedade	PspMin	PspMax
<i>BGLP1 – BGLP2</i>	<i>PVR</i>	0,0	15,0 <i>kgf/cm<sup>2</sup></i>
	<i>MON</i>	81,0	150,0
<i>BGLN1 – BGLN2</i>	<i>PVR</i>	0,0	0,7 <i>kgf/cm<sup>2</sup></i>
	<i>MON</i>	81,0	150,0
<i>BDIN1 – BDIN2</i>	<i>A50</i>	245,0°	313,0°
	<i>A85</i>	0,0	370,0°
	<i>E</i>	0,0	0,5
	<i>NC</i>	40,0	70,0
	<i>D20</i>	0,82	0,88
<i>BDMA1 – BDMA2</i>	<i>A50</i>	245,0°	313,0°
	<i>A85</i>	0,0	370,0°
	<i>E</i>	0,0	1,0
	<i>NC</i>	40,0	70,0
	<i>D20</i>	0,82	0,88
<i>BDME1 – BDME2</i>	<i>A50</i>	245,0°	313,0°
	<i>A85</i>	300,0°	360,0°
	<i>E</i>	0,0	0,2
	<i>NC</i>	42,0	70,0
	<i>D20</i>	0,82	0,88

Tabela 3.16: Valores dos ganhos de rendimento ( $\Delta Y$ ) para propriedade *RCR* nas correntes de saída da unidade *FCC*.

Corrente	<i>CRAN</i>	<i>LCO</i>	<i>DO</i>	<i>C3C4</i>
$\Delta Y$	-1,25	0,25	1,25	-1,25

Os valores de inventário inicial e limites de capacidade em cada tanque de mistura é mostrado na Tabela (3.17). A Tabela (3.18) apresenta os limites mínimo e máximo da carga de alimentação das unidades, bem como os limites das variáveis operacionais para as unidades *CDU* e *FCC*.

### 3.4 Resultados e discussão

O modelo desenvolvido resultou em um problema *MINLP*, o qual foi implementado no sistema GAMS na versão 23.8 e resolvido utilizando o *solver* DICOPT em uma plataforma Intel(R) Core(TM)2 Quad CPU Q8400 2,66GHz com 4GB de RAM. Os subproblemas não lineares foram solucionados com o *solver* CONOPT enquanto que, os problemas MILP utilizaram o *solver* CPLEX 12. Os critérios de parada adotados para os subproblemas MILPs foram  $gap = 0\%$  ou 7.200 segundos para o tempo de CPU.

Tabela 3.17: Limites mínimo e máximo de capacidade dos tanques de mistura e inventário inicial ( $m^3$ ).

Unidade	Volume inicial	Limite mínimo	Limite máximo
<i>BGLP1</i>	14000	5000	30000
<i>BGLP2</i>	14000	5000	30000
<i>BGLN1</i>	24000	10000	80000
<i>BGLN2</i>	24000	10000	80000
<i>BDIN1</i>	35000	10000	80000
<i>BDIN2</i>	35000	10000	80000
<i>BDMA1</i>	12000	4000	40000
<i>BDMA2</i>	12000	4000	40000
<i>BDME1</i>	15000	5000	40000
<i>BDME2</i>	15000	5000	40000

Tabela 3.18: Limites mínimo e máximo de entrada das unidades e variáveis operacionais.

Unidade	Carga mínima	Carga máxima
<i>CDU</i>	14000	36000
<i>VDU</i>	10000	24000
<i>PDA</i>	4000	7200
<i>FCC</i>	7000	12500
<i>HT1</i>	2000	3200
<i>HT2</i>	2000	4000
<i>HT3</i>	3200	7500
<i>DEPROP</i>	1000	2000
<i>UMTBE</i>	1000	2000
Variáveis operacionais		
Unidade	Valor mínimo	Valor máximo
<i>CDU</i>	-10	10
<i>HT3</i>	90	50

O modelo é constituído por 2.361 equações, 2.255 variáveis contínuas e 140 variáveis binárias. A solução ótima foi alcançada em 23,97 segundos e a função objetivo foi igual a R\$43.243,26.

A Tabela (3.19) apresenta os valores obtidos para as vazões de cada corrente de entrada. Nessa tabela, observa-se que a unidade *CDU* operou na capacidade máxima com uma redução no último período de tempo, caracterizado pelo sintoma do “fim do mundo”. A corrente de alimentação foi formada basicamente pelos petróleos de menor custo, RGN (29.305,  $4m^3$ ) e Condoso (6.694,  $6m^3$ ) até o dia 6, sendo que no dia 7 a composição da alimentação da *CDU* foi de RGN (22.388,  $27m^3$ ) e Cabium (2.984,  $8m^3$ ). Olhando a Tabela (3.12) verifica-se que o tipo de petróleo RGN, o mais consumido na unidade *CDU*, tem maior rendimento para a corrente de resíduo atmosférico (*ATR*), seguido por correntes de diesel pesado (*LD*) e não produz nenhuma corrente de *C3C4*. Por outro lado, o petróleo

Conduto produz, principalmente, correntes de  $LN$  e  $HN$ , indicando um equilíbrio dos tipos petróleo selecionados para manter a qualidade dos produtos finais ao mesmo tempo que obtém maior lucratividade.

Em relação as outras unidades, a alimentação das unidades  $VDU$  e  $DEPROP$  foram levemente acima da carga mínima enquanto que as unidades  $PDA$ ,  $HT1$ ,  $HT2$  e  $UMTBE$  receberam a vazão mínima necessária por quase todo o horizonte de tempo. A unidade  $HT3$  teve uma carga mais próxima da carga máxima, indicando maior volume de diesel sendo tratado. No que diz respeito aos tanques de mistura, percebe-se que a regra operacional que não permite alimentação simultânea de tanques (para o mesmo produto) foi satisfeita.

A Tabela (3.20) mostra os resultados para a vazão de saída dos tanques de mistura correspondendo aos valores enviados de produto final ao oleoduto, que abastece o centro de distribuição. A partir dessa tabela, verifica-se quais tanques de mistura descarregaram produto final ao longo do horizonte de tempo. Observa-se que, todos os produtos finais foram enviados em quantidades superiores a demanda em diferentes períodos de tempo (Ver Tabela (3.14)).

Tabela 3.19: Volume de carga de alimentação em cada unidade ao longo de todo o horizonte de tempo ( $m^3$ )

<b>Unidade</b>	1	2	3	4	5	6	7
<i>CDU</i>	36000	36000	36000	36000	36000	36000	25373,10
<i>VDU</i>	11671,6	11671,6	11671,6	11671,6	11671,6	11671,6	10000
<i>FCC</i>	9471,6	9471,6	9471,6	9471,6	9471,6	9471,6	7544,12
<i>PDA</i>	4000	4000	4000	4000	4000	4000	4000
<i>HT1</i>	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
<i>HT2</i>	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
<i>HT3</i>	6248,1	6248,1	6248,1	6248,1	6248,2	6248,1	3462,6
<i>DEPROP</i>	1666,6	1666,6	1666,6	1666,6	1666,6	1666,6	1865,6
<i>UMTBE</i>	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
<i>PC3</i>	666,6	666,6	666,6	666,6	666,6	666,6	746,2
<i>PC4</i>	800	800	800	800	800	800	919,4
<i>PFO</i>	3322	3322	3322	3322	3322	3322,01	4437,9
<i>BGLP1</i>	755	—	755	—	—	—	—
<i>BGLP2</i>	—	755	—	755	755	755	—
<i>BGLN1</i>	4855,7	—	4855,7	—	4855,7	—	5205,4
<i>BGLN2</i>	—	4855,7	—	4855,7	—	4855,7	—
<i>BDIN1</i>	10000	—	10000	—	10000	—	—
<i>BDIN2</i>	—	10000	—	10000	—	10000	—
<i>BDME1</i>	—	10000	—	10000	—	10000	—
<i>BDME2</i>	10000	—	10000	—	10000	—	—
<i>BDMA1</i>	—	1536,5	1536,5	—	1536,5	—	10000
<i>BDMA2</i>	1536,5	—	—	1536,5	—	1536,5	—

Tabela 3.20: Volume de saída em cada tanque de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo ( $m^3$ ).

<b>Unidade</b>	1	2	3	4	5	6	7
<i>BGLP1</i>	–	3010	–	2500	2500	2500	–
<i>BGLP2</i>	7020	–	2500	–	–	–	2500
<i>BGLN1</i>	–	18855,7	–	4855,7	–	4855,7	–
<i>BGLN2</i>	14000	–	4855,7	–	4855,7	–	4855,7
<i>BDIN1</i>	–	35000	–	10000	–	10000	–
<i>BDIN2</i>	25000	–	9096,9	–	10903	–	10000
<i>BDME1</i>	3901,7	–	16098,3	–	10000	–	10000
<i>BDME2</i>	–	16317,3	–	13682,7	–	10000	–
<i>BDMA1</i>	8000	–	–	2300	–	2309,5	–
<i>BDMA2</i>	–	2300	2300	–	2300	–	5709,5

A Figura (3.12) mostra o perfil de inventário nos tanques de mistura. Por meio desta figura, observa-se a movimentação alternada dos tanques que produzem o mesmo produto, respeitando a regra operacional que não permite carregamento e descarregamento simultâneo. Isso pode ser visualizado por meio das curvas crescentes e decrescentes nos gráficos. Além disso, pelo menos um dos tanques de mistura está sempre recebendo alguma corrente.

A Tabela (3.21) apresenta a qualidade obtida para os produtos finais presentes nos tanques de mistura. Fazendo uma análise dos dados desta tabela em conjunto com os dados da Tabela (3.20), observa-se que os valores das propriedades nos períodos de tempo em que há o descarregamento do produto final para o oleoduto respeitaram a faixa de especificação desejada (Ver Tabela (3.15)), sendo que a especificação ocorreu no dia anterior

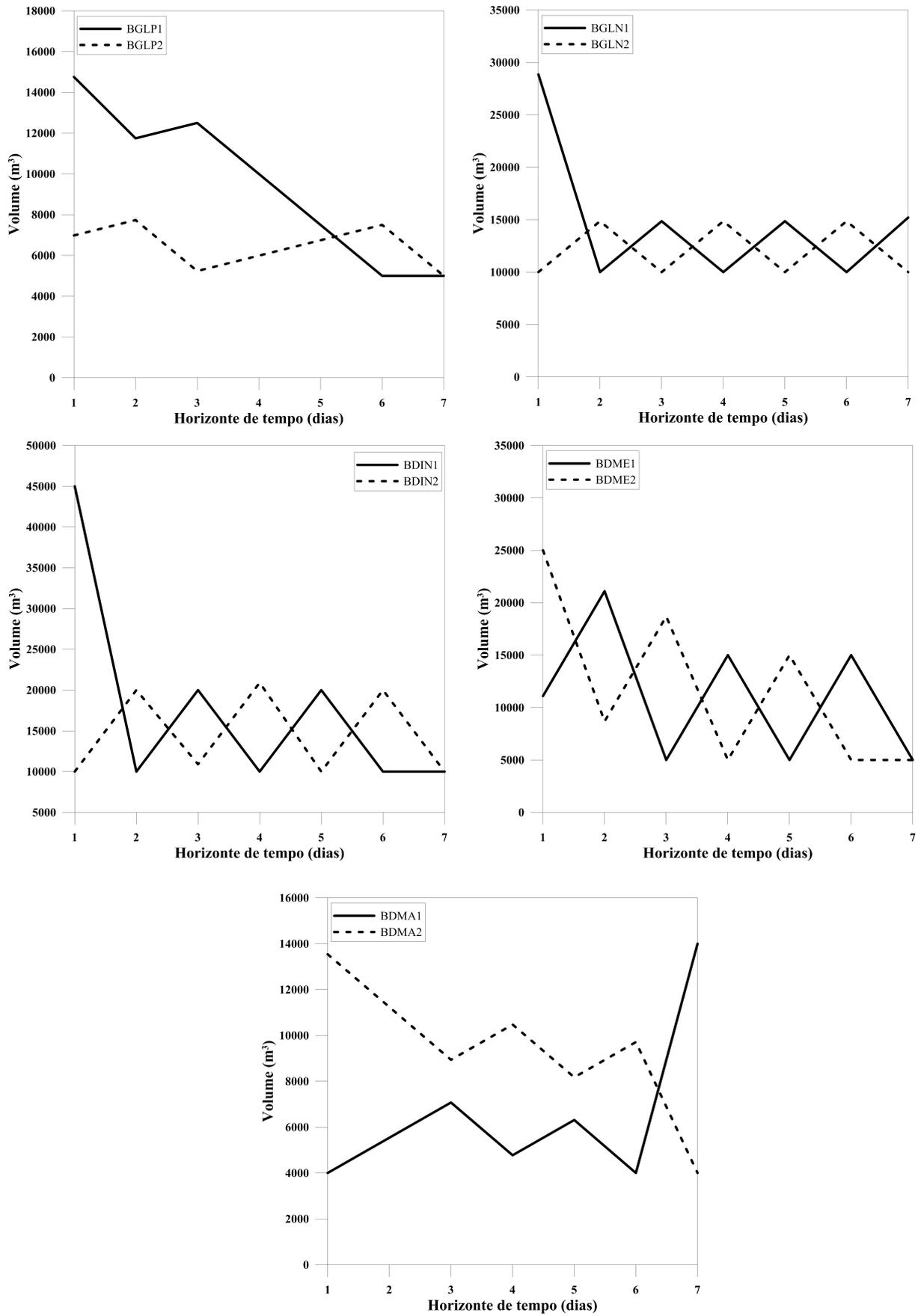


Figura 3.12: Perfil de inventário dos tanques de mistura na refinaria.

Tabela 3.21: Qualidade dos produtos finais nos tanques de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo.

Tanque de mistura	Prop.	1	2	3	4	5	6	7
<i>BGLP1</i>	<i>MON</i>	113,84	113,84	111,97	111,97	111,97	111,97	111,97
	<i>PVR</i>	7,37	7,37	7,22	7,22	7,22	7,22	7,22
<i>BGLN1</i>	<i>MON</i>	109,98	109,98	101,08	101,08	95,08	95,08	90,49
	<i>PVR</i>	0,38	0,38	0,45	0,45	0,49	0,49	0,53
<i>BDIN1</i>	<i>A50</i>	257,31	257,31	257,33	257,33	251,11	251,11	251,11
	<i>A85</i>	178,57	178,56	217,04	217,04	233,19	233,19	233,19
	<i>E</i>	0,19	0,19	0,13	0,13	0,09	0,09	0,09
	<i>NC</i>	50,55	50,55	45,63	45,63	43,27	43,27	43,27
	<i>D20</i>	0,83	0,83	0,82	0,82	0,82	0,82	0,82
<i>BDME1</i>	<i>A50</i>	279	251,25	251,25	252,67	252,67	250,67	250,69
	<i>A85</i>	330	360	360	348	348	300	300
	<i>E</i>	0,1	0,07	0,07	0,06	0,06	0,06	0,06
	<i>NC</i>	56	47,85	47,85	43,42	43,42	42	42
	<i>D20</i>	0,85	0,82	0,82	0,82	0,82	0,82	0,82
<i>BDMA1</i>	<i>A50</i>	279	275,96	285,58	285,58	254,14	254,14	267,05
	<i>A85</i>	184,99	348,49	337,18	337,17	324,71	324,71	273,89
	<i>E</i>	0,5	0,38	0,32	0,32	0,24	0,24	0,13
	<i>NC</i>	55	51,73	50,34	50,54	46,12	46,14	43,85
	<i>D20</i>	0,85	0,85	0,86	0,86	0,82	0,82	0,82
<i>BGLP2</i>	<i>MON</i>	115,5	112,33	112,33	106,63	105,76	103,47	103,47
	<i>PVR</i>	7,5	7,24	7,24	6,96	6,74	6,56	6,56
<i>BGLN2</i>	<i>MON</i>	115,5	104,79	104,79	97,59	97,59	92,73	92,73
	<i>PVR</i>	0,35	0,42	0,42	0,47	0,47	0,5	0,5
<i>BDIN2</i>	<i>A50</i>	279	272,53	272,53	258,94	258,94	256,44	256,44
	<i>A85</i>	184,99	167,75	167,75	184,3	184,3	370	370
	<i>E</i>	0,25	0,15	0,15	0,10	0,10	0,07	0,07
	<i>NC</i>	55	48,07	48,07	44,17	44,17	42,2	42,2
	<i>D20</i>	0,85	0,84	0,84	0,82	0,82	0,82	0,82
<i>BDME2</i>	<i>A50</i>	286,24	286,24	251,39	251,39	256,29	253,05	253,05
	<i>A85</i>	307,95	307,95	300	300	300	300	300
	<i>E</i>	0,09	0,09	0,07	0,07	0,06	0,05	0,05
	<i>NC</i>	51,45	51,45	44,74	44,74	42	42	42
	<i>D20</i>	0,86	0,86	0,82	0,82	0,86	0,82	0,82
<i>BDMA2</i>	<i>A50</i>	283,68	283,68	283,68	270,85	270,85	252,75	252,75
	<i>A85</i>	181,88	181,88	181,88	278,75	278,75	272,28	272,28
	<i>E</i>	0,45	0,45	0,45	0,38	0,38	0,32	0,32
	<i>NC</i>	53,9	53,9	53,9	51,23	51,23	48,34	48,34
	<i>D20</i>	0,85	0,85	0,85	0,84	0,84	0,82	0,82

---

---

## CAPÍTULO 4

---

### Modelagem do problema de programação da distribuição de derivados



A distribuição de derivados corresponde à última etapa da cadeia da indústria de petróleo, fazendo com que produtos como gasolina e diesel, abasteçam o mercado consumidor no tempo e quantidade necessários. Este Capítulo descreve um problema de distribuição de derivados de petróleo a partir de uma refinaria até um centro de distribuição por meio de um único oleoduto multiproduto e unidirecional. O desenvolvimento do modelo matemático teve como base o estudo realizado por Relvas et al. (2013). Neste estudo, os autores abordaram a programação da operação de um oleoduto integrada à gestão de inventário de um centro de distribuição. Porém, não foi investigada a operação no lado da refinaria com relação a disponibilidade dos produtos e a gestão de inventário dos tanques. Desta forma, o modelo desenvolvido neste capítulo propõe a inserção da modelagem dos tanques de uma refinaria para integrar a operação da refinaria, oleoduto e centro de distribuição. O objetivo é determinar o melhor sequenciamento de envio de produtos com o menor custo operacional satisfazendo a demanda do mercado consumidor.

O problema ainda adiciona restrições para o gerenciamento de inventário e disponibilidade de produtos nos tanques da refinaria e centro de distribuição, regras operacionais, demanda diária, sequências proibidas e permitidas de envio no oleoduto, período de certificação dos produtos no centro de distribuição e sincronização das operações. Um proce-

dimento para reduzir a dimensão do domínio de variáveis binárias também é apresentado.

Primeiramente o sistema estudado é discutido em detalhes, seguido pelo desenvolvimento do modelo matemático. O modelo é aplicado a quatro estudos de caso que se diferenciam no tamanho do horizonte de tempo e número de bateladas disponíveis para envio. Os resultados obtidos são apresentados e discutidos ao final do capítulo.

## 4.1 Descrição do problema

O processo em estudo envolve um conjunto de tanques ( $r$ ) de uma refinaria que alimentam bateladas de diferentes produtos em um oleoduto que abastece um conjunto de tanques ( $d$ ) presentes em um centro de distribuição. Os tanques no centro de distribuição enviam os produtos ao mercado consumidor diariamente conforme os pedidos de demanda. Todos os tanques são dedicados, isto é, cada tanque só pode armazenar um único tipo de produto tanto na refinaria como no centro de distribuição. Um oleoduto unidirecional e multiproduto conecta a refinaria ao centro de distribuição, porém há dois tanques disponíveis para o mesmo produto. Cada tanque pode operar recebendo ou enviando produtos. Os tanques no centro de distribuição devem respeitar um período de certificação após a chegada de cada nova batelada, denominado período de *settling*. Isso se faz necessário uma vez que durante o transporte no oleoduto há o contato entre bateladas com diferentes produtos, levando a contaminação ou descaracterização do produto final. Durante o período de *settling* análises das propriedades dos produtos são realizadas de forma a garantir sua qualidade antes da entrega ao cliente. Além disso, cada batelada pode conter um único produto e são enviadas em ordem crescente.

Os dados fornecidos ao problema são:

- o horizonte de *scheduling*;
- os limites de capacidade mínima/máxima de todos os tanques de armazenamento;
- o volume inicial disponível em cada tanque na refinaria e centro de distribuição;
- a vazão de alimentação das unidades da refinaria para os tanques;
- a capacidade volumétrica do oleoduto;
- os limites mínimo/máximo de vazão de bombeamento do oleoduto são constantes;
- o volume inicial de cada produto contido no oleoduto;
- o tempo mínimo do período de *settling* para cada produto;

- as sequências proibidas/permitidas de envio de produtos da refinaria para o centro de distribuição;
- a demanda diária de produtos no centro de distribuição.

O objetivo do modelo é determinar a melhor sequência de envio de produtos ao oleoduto enquanto é feita a gestão e o controle de inventário dos tanques na refinaria e centro de distribuição de forma a minimizar os custos totais de operação e cumprir a demanda. A sequência de envio engloba a sequência das bateladas de produtos, o volume de cada batelada e o tempo exato em que cada batelada sai da refinaria e chega ao centro de distribuição. Isso permite a sincronização das operações dentro do horizonte de tempo estabelecido.

O problema descrito é modelado como um modelo de programação misto inteiro linear (MILP). A implementação do modelo é feita utilizando uma formulação discreta do tempo em que os intervalos globais de tempo tiveram duração de 1 dia. A seguir a formulação matemática é apresentada em detalhes.

## 4.2 Formulação matemática do modelo de distribuição

### Hipóteses simplificadoras

A formulação matemática proposta para o sistema estudado admite as seguintes hipóteses:

1. os tanques na refinaria e centro de distribuição são dedicados;
2. não é permitido aos tanques receber e enviar produtos simultaneamente;
3. somente um único tanque na origem e outro no destino podem estar conectados ao oleoduto em qualquer período de tempo;
4. tempos relativos às trocas entre tanques são desprezados;
5. o oleoduto deve permanecer cheio ao longo de todo o horizonte de tempo;
6. a matriz de sequência de produtos permitidos ou proibidos é estabelecida;
7. apenas os produtos que chegam no centro de distribuição devem respeitar o período de *settling* antes de serem enviados ao mercado a fim de garantir as especificações;

8. os volumes inicialmente presentes nos tanques do centro de distribuição já completaram o período mínimo de *settling*.

A Figura (4.1) ilustra o sistema em estudo, indicando o local onde as variáveis do modelo serão utilizadas de forma a auxiliar a compreensão das restrições.

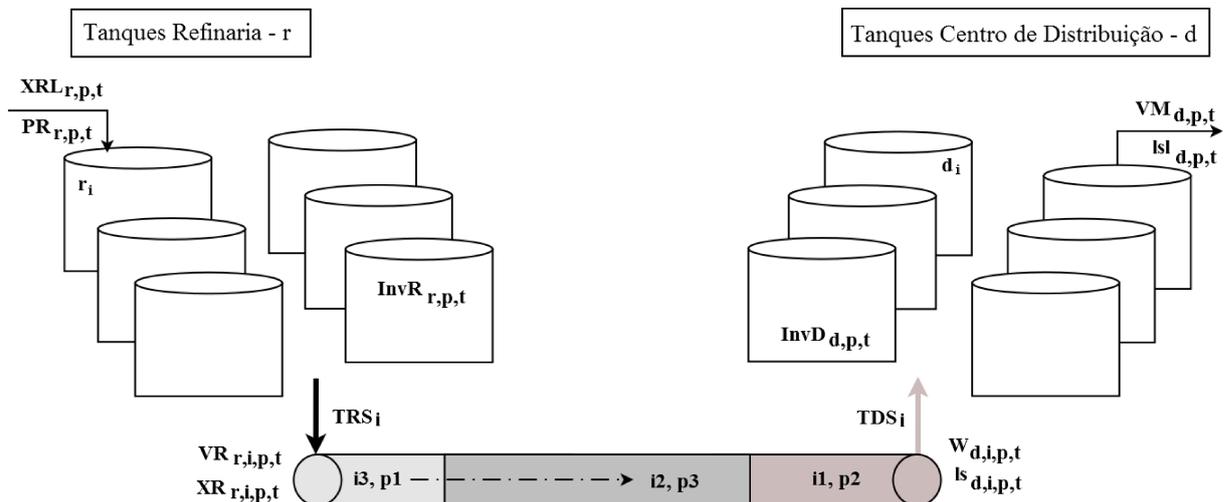


Figura 4.1: Representação da conexão de uma refinaria com um centro de distribuição por meio de um oleoduto multiproduto localizando algumas variáveis.

### Notação

De forma a facilitar a compreensão das equações pelo leitor, uma descrição dos índices, conjuntos, parâmetros e variáveis utilizados na modelagem matemática é apresentada a seguir.

Notação	
<b>Índices e Conjuntos</b>	
$d$	Número de tanques no centro de distribuição ( $d = 1, \dots, D$ )
$Dp_p$	Conjunto dos produtos $p$ que armazenados nos tanques $d$
$i$	Número de bateladas bombeadas ( $i = 1, \dots, I$ )
$p$ e $p'$	Número de produtos ( $p = 1, \dots, P$ )
$Pr_r$	Conjunto dos tanques $r$ que podem armazenar o produto $p$
$Pd_d$	Conjunto dos tanques $d$ que podem armazenar o produto $p$
$r$	Número de tanques na refinaria ( $r = 1, \dots, R$ )
$Rp_p$	Conjunto dos produtos $p$ que armazenados nos tanques $r$
$t$	Número de períodos de tempo (dias) ( $t = 1, \dots, T$ )
<b>Parâmetros</b>	
$\alpha$	Número máximo de bateladas que são enviadas por dia.

$Batch_p^{max}-Batch_p^{min}$	Volume máximo-mínimo da batelada com o produto $p$ ( $m^3$ ).
$Dem_{p,t}$	Demanda do produto $p$ no tempo $t$ ( $m^3/dia$ ).
$InvD_{d,p}^o$	Volume inicial do tanque $d$ com produto $p$ ( $m^3$ ).
$InvD_{d,p}^{max}-InvD_{d,p}^{min}$	Limites de capacidade máximo-mínimo do tanque $d$ com produto $p$ ( $m^3$ ).
$InvPipe_{d,p}$	Volume inicial do produto inicialmente no oleoduto e descarregado no tanque $d$ ( $m^3$ ).
$InvR_{r,p}^o$	Volume inicial do tanque $r$ com produto $p$ ( $m^3$ ).
$InvR_{r,p}^{max}-InvR_{r,p}^{min}$	Limites de capacidade máximo-mínimo do tanque $r$ com produto $p$ ( $m^3$ ).
$h_{max}$	Horizonte de tempo ( <i>dias</i> ).
$n_{max}-n_{min}$	Números máximo-mínimo de bateladas que podem ser bombeadas ao longo de todo o horizonte de tempo.
$perc$	Porcentagem de bateladas que devem ser enviadas.
$pipe$	Volume do oleoduto ( $m^3$ ).
$PR_{r,p,t}$	Volume de produto $p$ recebido no tanque $r$ vindo das unidades da refinaria no tempo $t$ ( $m^3$ ).
$seq_{p,p'}$	Matriz de sequências proibidas ou permitidas entre os produtos $p$ e $p'$ .
$v_{max} - v_{min}$	Vazões máxima e mínima de bombeamento no oleoduto ( $m^3/dia$ ).
$w_1 - w_4$	Valores de ponderação para os termos normalizados da função objetivo.
<b>Variáveis Binárias</b>	
$LB_i$	1 se a batelada $i$ for a última batelada enviada.
$ls_{d,i,p,t}$	1 se o tanque $d$ recebe do oleoduto a batelada $i$ com produto $p$ no tempo $t$ .
$lsl_{d,p,t}$	1 se o tanque $d$ abastece o mercado com o produto $p$ no tempo $t$ .
$XR_{r,i,p,t}$	1 se o tanque $r$ descarrega no oleoduto a batelada $i$ com produto $p$ no tempo $t$ .
$XRL_{r,p,t}$	1 se o tanque $r$ recebe da refinaria o produto $p$ no tempo $t$ .
<b>Variáveis Contínuas</b>	
$DD_i$	Duração da chegada da batelada $i$ no centro de distribuição ( <i>dia</i> ).
$dif$	Diferença entre o volume total de produtos recebidos no centro de distribuição e o volume total enviado ao mercado ( $m^3$ ).
$DR_i$	Duração do envio da batelada $i$ da refinaria para o oleoduto ( <i>dia</i> ).

$InvD_{d,p,t}$	Inventário do tanque $d$ contendo produto $p$ no tempo $t$ ( $m^3$ ).
$InvR_{r,p,t}$	Inventário do tanque $r$ contendo produto $p$ no tempo $t$ ( $m^3$ ).
$TDS_i$	Tempo em que ocorre o final do recebimento da batelada $i$ do oleoduto para o centro de distribuição.
$TRS_i$	Tempo em que ocorre o final do bombeamento da batelada $i$ da refinaria para o oleoduto.
$VM_{d,p,t}$	Volume de produto $p$ que o tanque $d$ envia ao mercado no tempo $t$ ( $m^3$ ).
$VR_{r,i,p,t}$	Volume de batelada $i$ com produto $p$ enviado no tanque $r$ no tempo $t$ ( $m^3$ ).
$W_{d,i,p,t}$	Volume de batelada $i$ com produto $p$ recebido no tanque $d$ no tempo $t$ ( $m^3$ ).

### Função objetivo

A função objetivo é composta por quatro termos com a finalidade de minimizar os custos totais de operação, conforme a Equação (4.1). O primeiro termo corresponde a minimização da diferença entre a quantidade total recebida nos tanques no centro de distribuição e o volume total enviado para o mercado, o que garante a estabilidade do estoque no centro de distribuição. O segundo termo maximiza a utilização do oleoduto fazendo com que o tempo de chegada da última batelada seja o mais próximo possível do final do horizonte de tempo, de forma a evitar que o oleoduto permaneça ocioso. Os dois últimos termos estão relacionados com a maximização do inventário final no centro de distribuição e refinaria, respectivamente. Essa maximização tem o objetivo de manter um estoque de produtos para absorver flutuações de demanda não previstas. Estes dois termos são calculados de acordo com uma estratégia min-max. Essa estratégia funciona da seguinte forma: primeiro identifica-se qual tanque possui o menor volume ao final do horizonte de tempo por meio das Restrições (4.2) e (4.3). Em seguida, este valor é maximizado na Equação (4.1). Esses componentes da função objetivo garantem que os volumes de produtos no inventário final no centro de distribuição e na refinaria sejam mais homogêneos, não havendo muita variação na quantidade de um produto disponível quando comparado aos demais, apesar de não garantir que os volumes armazenados nos tanques sejam máximos.

$$Min \quad z = w_1 \cdot \frac{dif}{\sum_p \sum_t Dem_{p,t}} - w_2 \cdot \left( \frac{TDS_{i=I}}{hmax} \right) - w_3 \cdot minid - w_4 \cdot minib \quad (4.1)$$

$$\text{minib} \leq \frac{\text{Inv}R_{r,p,t}}{\text{Inv}R_{r,p}^{\text{max}}}, \forall r, p \in Pr_r, t = |T| \quad (4.2)$$

$$\text{minid} \leq \frac{\text{Inv}D_{d,p,t}}{\text{Inv}D_{d,p}^{\text{max}}}, \forall d, p \in Pd_d, t = |T| \quad (4.3)$$

### Restrições

As restrições foram agrupadas em seis conjuntos: balanço volumétrico, regras operacionais, demanda e sincronização do tempo. Restrições que auxiliam a busca da solução (*speed-up* e *performance*) são também consideradas.

#### Restrições de balanço volumétrico

O inventário de produto  $p$  armazenado no tanque  $r$  no período de tempo  $t$  deve ser igual ao volume em estoque no período anterior acrescido do volume recebido das unidades de produção da refinaria, se o tanque  $r$  receber o produto no tempo  $t$  menos o volume descarregado no oleoduto, conforme descrito na Equação (4.4). Vale mencionar que esta equação considera o volume contido no tanque  $r$  no período inicial, conforme indicado pelo primeiro termo do lado direito da Equação. Os limites de capacidade inferior e superior dos tanques estão definidos na Equação (4.5).

$$\text{Inv}R_{r,p,t} = \text{Inv}R_{r,p,t=1}^o + \text{Inv}R_{r,p,t-1|t>1} + PR_{r,p,t} \cdot XRL_{r,p,t} - \sum_{i=1} VR_{r,i,p,t}, \forall r, p \in Pr_r, t \quad (4.4)$$

$$\text{Inv}R_{r,p,t}^{\text{MIN}} \leq \text{Inv}R_{r,p,t} \leq \text{Inv}R_{r,p,t}^{\text{MAX}}, \forall r, p \in Pr_r, t \quad (4.5)$$

O balanço volumétrico correspondente aos tanques no centro de distribuição é dado pela Equação (4.6). O inventário do tanque  $d$  é dado pelo volume armazenado no período de tempo anterior acrescido pelo volume de bateladas de produto  $p$  recebido no tempo  $t$  menos o volume transferido para o mercado local. De forma semelhante a Equação (4.4), o primeiro termo corresponde às condições iniciais do tanque. Além disso, o volume presente no oleoduto no tempo inicial deve ser o primeiro volume descarregado no centro de distribuição antes da chegada da primeira batelada enviada pela refinaria. Desta forma, o último termo do lado direito da Equação (4.6) contabiliza esse volume que chega a um tanque  $d$  e a variável binária  $ls_{d,i,p,t}$  identifica qual tanque está recebendo o volume do oleoduto. Isso se faz necessário pois há dois tanques disponíveis para armazenar cada produto, porém apenas um deles irá receber o volume do oleoduto. Vale ressaltar ainda,

que há uma estimativa do tempo máximo em que este volume pode ser descarregado se for utilizada a vazão mínima de bombeamento indicando o período de tempo em que o volume do oleoduto deve ser adicionado ao inventário. A Restrição (4.7) estabelece os limites inferior e superior da capacidade dos tanques no centro de distribuição.

$$\begin{aligned} InvD_{d,p,t} &= InvD_{d,p,t=1}^o + InvD_{d,p,t-1|t>1} + \sum_{i=1} W_{d,i,p,t} - VM_{d,p,t} + \\ &InvPipe_{p, \lceil t = \frac{InvPipe_p}{v_{min}} \rceil} \cdot \sum_i ls_{d,i,p, \lceil t = \frac{InvPipe_p}{v_{min}} \rceil}, \forall d, p \in Pd_d, t \end{aligned} \quad (4.6)$$

$$InvD_{d,p,t}^{MIN} \leq InvD_{d,p,t} \leq InvD_{d,p,t}^{MAX}, \forall d, p \in Pd_d, t \quad (4.7)$$

### Restrições de demanda

A Equação (4.8) impõe que o volume total de todas as bateladas e produtos recebidos nos tanques  $d$  ao longo de todo o horizonte de tempo deve, preferencialmente, restabelecer o volume enviado ao mercado. Caso contrário há a ativação da variável  $diff$ , que é penalizada na função objetivo. O volume de produto  $p$  que deixa um ou mais tanques  $d$  no tempo  $t$  deve ser exatamente igual ao valor da demanda, como dado pela Equação (4.9). Além disso, a Restrição (4.10) garante que o tanque  $d$  não envie qualquer volume para o mercado local se a variável binária  $lsl_{d,p,t}$  não for ativada.

$$\sum_p \sum_t Dem_{p,t} + diff = \sum_d \sum_i \sum_{p \in Pd_d} \sum_t W_{d,i,p,t} \quad (4.8)$$

$$\sum_{d \in D_{pp}} VM_{d,p,t} = Dem_{p,t}, \forall p, t \quad (4.9)$$

$$VM_{d,p,t} \leq FD_d^{max} \cdot lsl_{d,p,t}, \forall d, p \in Pd_d, t \quad (4.10)$$

### Restrições de regras operacionais

Cada batelada  $i$  enviada por qualquer tanque na refinaria ou descarregada em qualquer tanque no centro de distribuição deve conter um único produto, conforme estabelecido pelas Restrições (4.11) e (4.12), respectivamente.

$$\sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t XR_{r,i,p,t} \leq 1, \forall i \quad (4.11)$$

$$\sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t lS_{d,i,p,t} \leq 1, \forall i \quad (4.12)$$

Dois tanques estão disponíveis para armazenar cada produto tanto na refinaria quanto no centro de distribuição. Na refinaria estes tanques recebem os produtos finais das unidades de produção e enviam para o centro de distribuição. Regras operacionais não permitem carregar ou descarregar os tanques simultaneamente, isto é, somente um dos tanques armazenando o mesmo produto pode receber corrente das unidades de produção ou enviar bateladas para o oleoduto em cada período de tempo. Além disso, como a operação na refinaria é ininterrupta um dos tanques sempre estará conectado às unidades de produção, conforme estabelecido na Restrição (4.13). Analogamente, no centro de distribuição os tanques recebem produtos do oleoduto e envia-os ao mercado consumidor. Os dois tanques armazenando o mesmo produto não podem descarregar produto ao mercado consumidor simultaneamente e pelo menos um dos tanques sempre deve descarregar produto para cumprir a demanda é diária. Esta regra de operação é definida na Restrição (4.14).

$$\sum_{r \in Rp_p} XRL_{r,p,t} = 1, \forall p, t \quad (4.13)$$

$$\sum_{d \in Dp_p} lsl_{d,p,t} = 1, \forall p, t \quad (4.14)$$

Na refinaria, os tanques podem estar vazios, enviando batelada para o oleoduto ou recebendo produto das unidades de operação. Desta forma, não é permitido um tanque receber e enviar produto simultaneamente, ou seja, admite-se que os tanques não operam no modo “pulmão”. Essa determinação é garantida pela Restrição (4.15).

$$\sum_i XR_{r,i,p,t} + XRL_{r,p,t} \leq 1, \forall r, p \in P_r, t \quad (4.15)$$

De forma a garantir o período de *settling* dos tanques no centro de distribuição a Restrição (4.16) é adicionada. Assim, se um tanque  $d$  recebeu uma batelada  $i$  com produto  $p$  no dia anterior ( $t-1$ ) este tanque só poderá enviar produto ao mercado após o período de *settling* ser completado. Além disso, essa restrição permite um tanque descarregar produto ao mercado por vários períodos de tempo para satisfazer a demanda diária enquanto o

segundo tanque com produto  $p$  está passando pelo período de *settling*. A restrição também garante que um tanque não receba e envie produto ao mesmo tempo.

$$\sum_{t' \geq t}^{t+stl_p-1} lsl_{d,p,t'} \leq stl_p \cdot \left( 1 - \sum_i lS_{d,i,p,t-1} \right), \forall d, p \in P_d, t \quad (4.16)$$

A sequência de produtos enviada para o oleoduto deve respeitar a compatibilidade entre os produtos. Uma vez que o oleoduto está preenchido inicialmente com um produto  $p$  conhecido, a primeira batelada a ser descarregada para o oleoduto deve respeitar a compatibilidade com este produto inicial, conforme dado pela Restrição (4.17). Para as demais bateladas os produtos enviados devem respeitar a matriz de sequenciamento dado pelo parâmetro  $seq_{p,p'}$ , como expresso na Restrição (4.18). Observe que, quando não é possível o produto  $p'$  proceder o produto  $p$  o parâmetro  $seq_{p,p'}$  assume valor igual a 0 e nos sequenciamentos permitidos  $seq_{p,p'}$  admite valor unitário (ver Tabela (4.4)). As Restrições (4.19) e (4.20) são adicionadas para evitar possíveis problemas de sequenciamento quando uma batelada  $i$  não for enviada pela refinaria ou recebida pelo centro de distribuição, respectivamente. Neste caso, estas bateladas devem ser alocadas para o final da sequência de bombeamento.

$$\sum_{r \in Rp_p} \sum_t XR_{r,i,p,t} \leq seq_{p,p'}, \forall i = 1, p, p' = 1, t \quad (4.17)$$

$$\sum_{r \in Rp_p} \sum_t XR_{r,i,p,t} + \sum_{r \in Rp_p} \sum_t XR_{r,i+1,p',t} \leq seq_{p,p'} + 1, \forall i > 1, p, p', p \neq, t \quad (4.18)$$

$$\sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t XR_{r,i+1,p,t} \leq \sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t XR_{r,i,p,t}, \forall i \quad (4.19)$$

$$\sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t lS_{d,i+1,p,t} \leq \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t lS_{d,i,p,t}, \forall i \quad (4.20)$$

Uma vez que o oleoduto deve permanecer cheio ao longo de todo o horizonte de tempo e inclusive no final da operação, a última batelada descarregada pela refinaria no oleoduto deve ser igual ao volume do oleoduto. Neste sentido, faz-se necessário a identificação de qual será a última batelada. Primeiramente, adiciona-se a Equação (4.21) para determinar qual será a última batelada de acordo com o número total de bateladas enviadas pela refinaria ao longo de todo o horizonte de tempo. Em seguida, a Equação (4.22) garante

que dentre todas as bateladas possíveis somente uma será a última batelada. Por fim, a Restrição (4.23) estabelece que ou a batelada  $i$  é recebida no centro de distribuição ou esta é a última batelada.

$$\sum_r \sum_{i'} \sum_{p \in P_r} \sum_t X R_{r,i,p,t} = (i \cdot LB_i), \forall i \quad (4.21)$$

$$\sum_i LB_i = 1 \quad (4.22)$$

$$\sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t l s_{d,i,p,t} + LB_i \leq 1, \forall i \quad (4.23)$$

A Equação (4.24) define o balanço global para as bateladas, em que o volume da batelada  $i$  que chega ao centro de distribuição deve ser igual ao volume da mesma batelada  $i$  que foi enviada pela refinaria ou igual ao volume que deve permanecer dentro do oleoduto, se  $i$  for a última batelada. Além disso, se uma batelada  $i$  com produto  $p$  é enviada no tempo  $t$  de qualquer tanque  $r$  então essa batelada  $i$  deve ser recebida em qualquer tanque  $d$  em um tempo futuro, caso contrário esta batelada será a última a ser enviada, conforme dado pela Equação (4.25).

$$\sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t V R_{r,i,p,t} = \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t} + pipe \cdot LB_i, \forall i \quad (4.24)$$

$$\sum_{r \in R_{pp}} X R_{r,i,p,t} = \sum_{d \in D_{pp}} \sum_{t' \geq t} l s_{d,i,p,t'} + LB_i, \forall i \quad (4.25)$$

Os limites de volume mínimo e máximo da batelada  $i$  com produto  $p$  deixando a refinaria e chegando ao centro de distribuição no tempo  $t$ , são garantidas pelas Restrições (4.26) e (4.27), respectivamente.

$$batch_p^{min} \cdot X R_{r,i,p,t} \leq V R_{r,i,p,t} \leq batch_p^{max} \cdot X R_{r,i,p,t}, \forall r, i, p \in P_r, t \quad (4.26)$$

$$batch_p^{min} \cdot l s_{d,i,p,t} \leq W_{d,i,p,t} \leq batch_p^{max} \cdot l s_{d,i,p,t}, \forall d, i, p \in P_d, t \quad (4.27)$$

### Restrições de sincronização das operações

As restrições de sincronização das operações na refinaria, oleoduto e centro de distribuição

identificam o momento exato em que cada batelada  $i$  é enviada pela refinaria e sua chegada no centro de distribuição.

No centro de distribuição, o tempo final de recebimento da batelada  $i$ , ( $TDS_i$ ), para a primeira batelada é estimado com base no tempo necessário para descarregar a batelada inicialmente no oleoduto acrescido do tempo gasto para descarregar a primeira batelada enviada pela refinaria, como estabelecido pela Restrição (4.28). Para as bateladas restantes o valor de  $TDS_i$  é obtido pelo tempo de recebimento da batelada anterior ( $TDS_{i-1}$ ) acrescido do tempo para descarregar a batelada atual  $i$ , conforme dado pela Restrição (4.29).

$$\frac{1}{v^{max}} \cdot \left( pipe + \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t} \right) \leq TDS_i \leq \frac{1}{v^{min}} \cdot \left( pipe + \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t} \right), \forall i = 1 \quad (4.28)$$

$$TDS_{i-1} + \frac{1}{v^{max}} \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t} \leq TDS_i \leq TDS_{i-1} + \frac{1}{v^{min}} \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t}, \forall i > 1 \quad (4.29)$$

De forma similar e conhecendo o tempo de chegada da batelada  $i$  no centro de distribuição é possível calcular o tempo de carregamento dessa mesma batelada  $i$  pela refinaria no oleoduto, como expresso pela Restrição (4.30). Neste caso, o tempo necessário para enviar a batelada  $i$  para o oleoduto pela refinaria ( $TRS_i$ ) depende do tempo gasto para descarregar a batelada no centro subtraído do tempo de transporte requerido pela batelada  $i$  saindo da refinaria e chegando ao centro de distribuição.

Observe que, quando um tanque  $r$  inicia o envio do produto  $p$  para o oleoduto, simultaneamente, um tanque  $d$  no centro de distribuição deve iniciar o recebimento de uma batelada  $i'$  ( $i' \leq i$ ) já bombeada em algum período de tempo anterior. Além disso, a vazão de bombeamento é considerada variável, então que tanto  $TRS_i$  como  $TDS_i$  são obtidos dentro de um intervalo dado pelas vazões mínima e máxima.

$$TDS_i - \frac{pipe}{v^{min}} \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t l_{s_{d,i,p,t}} \leq TRS_i \leq TDS_i - \frac{pipe}{v^{max}} \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t l_{s_{d,i,p,t}}, \forall i \quad (4.30)$$

Além disso, deve ficar claro que os valores de  $TRS_i$  representam o tempo exato em que a batelada  $i$  terminou de ser enviada para o oleoduto. Já  $TDS_i$  representa o tempo

exato em que a batelada  $i$  terminou de ser descarregada do oleoduto para o centro de distribuição.

Adicionalmente, as Restrições (4.31) e (4.32) impõem os limites temporais para as variáveis  $TRS_i$  e  $TDS_i$ . Estas restrições indicam quando as variáveis  $XR_{r,i,p,t}$  e  $ls_{d,i,p,t}$  devem estar ativas se uma batelada é bombeada ou recebida e, deste modo, os limites são impostos de acordo com o tempo atribuído para a batelada  $i$ . Caso contrário, estas restrições estão relaxadas.

$$\begin{aligned} \sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t (t-1) \cdot XR_{r,i,p,t} &\leq TRS_i \leq \\ \sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t t \cdot XR_{r,i,p,t} + (h_{max} + 1) \cdot \left(1 - \sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t XR_{r,i,p,t}\right), &\forall i \end{aligned} \quad (4.31)$$

$$\begin{aligned} \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t (t-1) \cdot ls_{d,i,p,t} &\leq TDS_i \leq \\ \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t t \cdot ls_{d,i,p,t} + (h_{max} + 1) \cdot \left(1 - \sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t ls_{d,i,p,t}\right), &\forall i \end{aligned} \quad (4.32)$$

### Restrições de desempenho

De forma a melhorar a performance do modelo matemático e auxiliar a busca de solução, as seguintes restrições são adicionadas. A Restrição (4.33) assegura a precedência temporal de bombeamento das bateladas, isto é, o tempo de carregamento da batelada  $i$  pela refinaria deve ser maior que o tempo gasto pela batelada anterior  $i-1$ .

$$TRS_{i-1} \leq TRS_i, \forall i \quad (4.33)$$

A Equação (4.34) define a duração da operação de carregamento da batelada  $i$  pela refinaria. Além disso, a duração desse carregamento deve ser maior ou igual ao tempo mínimo necessário para carregar essa batelada  $i$  caso a vazão máxima seja utilizada, conforme indicado pela Restrição (4.35).

$$TRS_i - TRS_{i-1} = DR_i, \forall i \quad (4.34)$$

$$DR_i \geq \frac{\sum_r \sum_{p \in P_r} \sum_t V R_{r,i,p,t}}{v_{max}}, \forall i \quad (4.35)$$

A soma de todas as durações das bateladas deve ser no máximo igual ao horizonte de tempo como estabelecido pela Restrição (4.36). De forma semelhante, as Restrições (4.37) e (4.38) garantem esta condição para cada período de tempo na refinaria. A Restrição (4.37) estabelece que a soma da duração de bombeamento de todas as bateladas já enviadas até a batelada atual, isto é  $i' < i$ , deve ser menor ou igual ao tempo de bombeamento da batelada  $i$ . Por outro lado, a soma da duração das bateladas remanescentes não deve exceder a quantidade de tempo restante disponível para o bombeamento, como dado na Restrição (4.38).

$$\sum_i DR_i \leq h_{max} \quad (4.36)$$

$$\sum_{i' \leq i} DR_{i'} \leq TRS_i, \forall i \quad (4.37)$$

$$\sum_{i' > i} DR_{i'} \leq h_{max} - TRS_i, \forall i \quad (4.38)$$

O conjunto de Restrições (4.39)-(4.44) seguem o mesmo raciocínio das equações que foram descritas anteriormente (4.33)-(4.38), porém aplicadas ao centro de distribuição, com base na duração e no tempo de recebimento.

$$TDS_i \leq TDS_{i-1}, \forall i \quad (4.39)$$

$$TDS_i - TDS_{i-1} = DD_i, \forall i \quad (4.40)$$

$$DD_i \geq \frac{\sum_d \sum_{p \in P_d} \sum_t W_{d,i,p,t}}{v_{max}}, \forall i \quad (4.41)$$

$$\sum_i DD_i \leq h_{max} \quad (4.42)$$

$$\sum_{i' \leq i} DD_{i'} \leq TDS_i, \forall i \quad (4.43)$$

$$\sum_{i' > i} DD_{i'} \leq h_{max} - TDS_i, \forall i \quad (4.44)$$

### Restrições *Speed-up*

Algumas restrições são adicionadas ao modelo de forma a auxiliar o tempo de busca da solução e a sequência final de bombeamento. As Restrições (4.45) e (4.46) estabelecem os limites dos números mínimo e máximo de bateladas que devem ser bombeadas ao longo de todo o horizonte de tempo pela refinaria e recebidos no centro de distribuição, respectivamente. Os valores de  $n_{min}$  e  $n_{max}$  são obtidos com base na demanda total e nos limites de volume de batelada de cada produto e estão descritos com maiores detalhes na Seção que aborda o pré-processamento.

$$n_{min} \leq \sum_r \sum_i \sum_{p \in P_r} \sum_t XR_{r,i,p,t} \leq n_{max} \quad (4.45)$$

$$n_{min} \leq \sum_d \sum_i \sum_{p \in P_d} \sum_t lS_{d,i,p,t} \leq n_{max} \quad (4.46)$$

O número máximo de batelada que devem ser bombeadas ou recebidas em cada dia são definidos pelas Equações (4.47) e (4.48).

$$\sum_r \sum_{p \in P_r} XR_{r,i,p,t} \leq \alpha, \forall t \quad (4.47)$$

$$\sum_d \sum_{p \in P_d} lS_{d,i,p,t} \leq \alpha, \forall t \quad (4.48)$$

## 4.3 Descrição do pré-processamento

A formulação matemática descrita na Seção anterior apresenta variáveis binárias compostas por quatro índices (r ou d, i, p, t). A combinação entre estes índices pode aumentar consideravelmente a dimensão do modelo a depender do sistema estudado. Considere o seguinte exemplo, um cenário composto por 6 tanques, 21 bateladas, 3 produtos e 15

dias. Para a variável binária  $XR_{r,i,p,t}$  a combinação dos índices ( $6 \times 21 \times 1 \times 15$ ) gera 1.890 variáveis. Se a mesma análise for feita para a variável binária  $ls_{d,i,p,t}$ , 1.890 variáveis também são geradas, totalizando 3.780 variáveis binárias, considerando somente  $XR_{r,i,p,t}$  e  $ls_{d,i,p,t}$ . Uma vez que todas as combinações dos índices são geradas sempre que o modelo é compilado, respeitando os subconjuntos, quando houver um aumento da complexidade do cenário (mais tanques, produtos, bateladas ou dias) o procedimento para encontrar a solução ótima levará mais tempo ou poderá tornar o problema intratável. Desta forma, o desenvolvimento de um método para reduzir o número de variáveis binárias, reduzindo a dimensão do modelo e, conseqüentemente, o tempo computacional torna-se imprescindível. No trabalho de Relvas et al. (2013), os autores propuseram um método capaz de reduzir o número de variáveis binárias sem alterar a solução ótima. No presente trabalho, um procedimento é proposto para incluir as operações da refinaria, uma vez que o trabalho de Relvas et al. (2013) considerou apenas o centro de distribuição.

A metodologia deste procedimento consiste na análise de que não será possível, por exemplo, o envio da última batelada no primeiro período de tempo, uma vez que as bateladas são enviadas sequencialmente  $(i_1, i_2, \dots, i_N)$ . De forma similar, a primeira batelada também não será enviada no último período de tempo. Com base nessa análise, pode-se dizer que a criação das variáveis binárias que representam estas situações são desnecessárias, pois de antemão sabe-se que devem assumir valor nulo na solução do modelo. Assim, o procedimento proposto por Relvas et al. (2013), tem como objetivo evitar a criação desnecessária de variáveis binárias que representem essas situações que não são possíveis de ocorrer. Este procedimento envolve as etapas descritas a seguir:

- Etapa 1: Gerar os conjuntos  $R_1$  e  $D_1$  compostos apenas pela primeira batelada ( $i_1$ ) a ser enviada pelo tanque  $r$  e recebida no tanque  $d$ , respectivamente, respeitando a compatibilidade com o produto inicialmente no oleoduto;
- Etapa 2: Gerar os conjuntos  $R_2$  e  $D_2$  para as demais bateladas a serem enviadas e recebidas. Os elementos desses conjuntos variam entre  $2 \leq i \leq perc \cdot n_{max}$ , em que  $perc$  representa a porcentagem do número máximo de bateladas bombeadas. Os números mínimo e máximo de bateladas,  $n_{min}$  e  $n_{max}$ , estabelecem os limites inferior e superior do número de bateladas, que são necessários bombear e estão estabelecidos nas Equações (4.49) e (4.50). Esses números são calculados com base na demanda total para cada produto, nos limites de tamanho volumétrico da batelada e no volume da última batelada que deve permanecer no oleoduto. Em seguida, o número de bateladas que realmente devem ser bombeadas é definido, pois nem todas as bateladas do conjunto inicial são necessariamente enviados;

$$n_{min} = \left[ \sum_p \frac{\sum_t Dem_{p,t}}{batch_p^{max}} + \frac{pipe}{batch_p^{max}} \right] \quad (4.49)$$

$$n_{max} = \left[ \sum_p \frac{\sum_t Dem_{p,t}}{batch_p^{min}} + \frac{pipe}{batch_p^{min}} \right] \quad (4.50)$$

- Etapa 3: A partir dos números mínimo e máximo de bateladas é possível fazer uma previsão dos dias em que uma batelada pode ser bombeada pela refinaria e dos possíveis dias de sua chegada no centro de distribuição. O cálculo dessas janelas de tempo para o envio de bateladas pela refinaria é dado pelas Equações (4.51) e (4.52) e tem como base os números mínimo e máximo de bateladas.

$$tr_t^{min} = \left\lceil \frac{n_{min} \cdot t}{h_{max}} \right\rceil \quad (4.51)$$

$$tr_t^{max} = \left\lceil \frac{perc \cdot n_{max} \cdot (t + 1)}{h_{max}} \right\rceil \quad (4.52)$$

As Equações (4.53) e (4.54) por sua vez, estabelecem as janelas de tempo para a chegada da batelada no centro de distribuição. Estes valores dependem das janelas de tempo da refinaria e do tempo requerido para a batelada percorrer todo o volume do oleoduto, consoante aos limites de vazão de bombeio. O parâmetro *pipe* corresponde ao volume do oleoduto,  $v_{max}$  e  $v_{min}$  são os limites superior e inferior da vazão de bombeamento e  $h_{max}$  é o horizonte de tempo.

$$td_t^{min} = \left\lceil tr_t^{min} + \frac{pipe}{v_{max} \cdot t} \cdot \frac{1}{h_{max}} \right\rceil \quad (4.53)$$

$$td_t^{max} = \left\lceil tr_t^{max} + \frac{pipe}{v_{min} \cdot (t + 1)} \cdot perc \cdot \frac{1}{h_{max}} \right\rceil \quad (4.54)$$

Observe que, as janelas de tempo são apenas uma previsão dos possíveis dias em que uma batelada pode ser bombeada pela refinaria e recebida no centro de distribuição. Os valores são calculados com base no volume e limites de vazão e, indiretamente, utilizando os valores de demanda e tamanho das bateladas.

- Etapa 4: Unir os conjuntos para definir a combinação dos índices das variáveis  $XR_{r,i,p,t}$  e  $ls_{d,i,p,t}$ .

## 4.4 Implementação do modelo matemático

A modelagem matemática descrita nas seções anteriores é aplicada a um sistema composto por um oleoduto que transporta quatro produtos (gasolina, diesel, querosene de aviação - QAV e gás liquefeito de petróleo - LPG) a partir de uma refinaria até um centro de distribuição. Todos os tanques são dedicados, estando disponíveis dois tanques para cada produto. Os dados de inventário inicial e capacidade dos tanques estão apresentados na Tabela (4.2). Observe que os valores apresentados nesta tabela são para cada tanque  $r$  ou  $d$ , ou seja, considere, por exemplo, os valores de volume inicial para diesel. O tanque  $r_1$  contém inicialmente  $105.000m^3$  e o tanque  $r_2$  também contém no início  $105.000m^3$ .

Tabela 4.2: Limites de capacidade e volume inicial de produto por tanque na refinaria e no centro de distribuição (REJOWSKI; PINTO, 2008).

	Produtos	Capacidade Min-Max ( $m^3$ )	Volume inicial ( $m^3$ )
Refinaria	<b>Diesel</b>	250.000-40.000	105.000
	<b>QAV</b>	56.000-15.000	31.500
	<b>Gasolina</b>	225.000-40.000	100.000
	<b>LPG</b>	30.000-5.000	10.000
Distribuição	<b>Diesel</b>	70.000-9.000	20.000
	<b>QAV</b>	30.000-3.000	15.000
	<b>Gasolina</b>	40.000-5.000	16.000
	<b>LPG</b>	20.000-2.000	10.000

A capacidade volumétrica do oleoduto é de  $40.000m^3$  e opera em uma faixa de vazão entre  $19.200$  e  $28.800m^3/dia$  ( $800$  e  $1.200m^3/h$ ). A demanda diária dos produtos nos tanques do centro de distribuição e a produção diária dos produtos na refinaria estão apresentadas na Tabela (4.3).

Tabela 4.3: Valores de demanda diária no centro de distribuição e produção diária na refinaria.

Produtos	Demanda $Dem_{p,t}$ ( $m^3$ )	Produção diária na refinaria ( $m^3$ )
<b>Diesel</b>	4.500	14.226
<b>QAV</b>	2.200	5.575
<b>Gasolina</b>	3.500	9.596
<b>LPG</b>	1.000	2.345

A Tabela (4.4) mostra a sequência proibida (0)/permitida (1) de envio de produtos e a Tabela (4.5) apresenta os valores de limites de volume de batelada para cada produto.

Tabela 4.4: Sequência de produtos permitida (1) e proibida (0).

$p/p'$	Diesel	QAV	Gasolina	LPG
<b>Diesel</b>	0	1	1	1
<b>QAV</b>	1	0	0	0
<b>Gasolina</b>	1	0	0	1
<b>LPG</b>	1	0	1	0

Tabela 4.5: Limites mínimo e máximo do volume de bateladas ( $m^3$ ).

	Diesel	QAV	Gasolina	LPG
$batch_p^{min}$	11.000	12.000	11.000	8.000
$batch_p^{max}$	40.000	27.000	35.000	18.000

O valor do parâmetro  $perc$  considerado é igual a 0,85; significando que 85% do número máximo de bateladas será bombeado uma vez que  $n_{max}$  é obtido considerando um cenário extremo quando somente o volume mínimo das bateladas é enviado. O valor do parâmetro  $\alpha$  é fixado em 4 com base no pior cenário possível para o envio de bateladas em um único dia. Esse valor é obtido considerando o volume mínimo da batelada do produto  $p$ , o volume do oleoduto e as sequências permitidas de envio. O pior cenário possível é dado por:  $D \rightarrow LPG \rightarrow G \rightarrow LPG$  chegando a um total de  $38.000m^3$  enviados. Neste caso, conclui-se que somente 4 bateladas podem ser descarregadas no oleoduto por dia. Os valores dos pesos adotados na função objetivo foram escolhidos a partir dos resultados de uma análise de sensibilidade, que será apresentada ao final deste Capítulo. São eles:  $w_1 = 0,5$ ,  $w_2 = 3,0$ ,  $w_3 = 2,5$ , e  $w_4 = 1,0$ .

A partir do sistema descrito acima, quatro cenários são considerados para avaliar a aplicabilidade do modelo matemático. Estes cenários diferenciam-se no tamanho do horizonte de tempo e número de bateladas disponíveis, são eles:

- caso 1 - Horizonte de tempo de 7 dias e  $|I| = 15$ ;
- caso 2 - Horizonte de tempo de 10 dias e  $|I| = 18$ ;
- caso 3 - Horizonte de tempo de 15 dias e  $|I| = 24$ ;
- caso 4 - Horizonte de tempo de 21 dias e  $|I| = 30$ .

O modelo foi implementado no sistema GAMS na versão 24.5, resolvido pelo *solver* CPLEX em uma plataforma Intel(R) Xeon(R) CPU E5 – 2660 2,60GHz com 32GB

de RAM. Os critérios de parada adotados foram: solução ótima para os casos 1 e 2 e *optimality gap* de 1% para os casos 3 e 4 ou 7.200 segundos para o tempo de CPU em todos os casos.

## 4.5 Resultados e discussão

Esta seção apresenta e discute os resultados obtidos para cada um dos estudos de caso listados. Inicialmente são apresentados resultados do sequenciamento de envio da bateladas a partir da refinaria até o centro de distribuição por meio do gráfico de Gantt. Os perfis de inventário de todos os tanques para os estudos de caso também são analisados. Em seguida, uma análise detalhada da performance do modelo frente a utilização do pré-processamento comparando os resultados obtidos com e sem a utilização do procedimento proposto é realizada para mostrar a eficiência do procedimento de redução do número de variáveis binárias. Os valores dos termos que compõem a função objetivo são também discutidos. Ao final do Capítulo uma análise da influência dos pesos que foram atribuídos aos termos da função objetivo é realizada.

### 4.5.1 Programação do oleoduto e perfis de inventário dos tanques na refinaria e centro de distribuição

Nesta seção apresentam-se os resultados de sequenciamento de envio associado aos perfis de inventário nos tanques da refinaria e centro de distribuição para todos os casos. Nos gráficos de Gantt os produtos são representados por diferentes cores, Gasolina (preto), QAV (cinza escuro), Diesel (branco) e LPG (cinza claro). O produto presente inicialmente no oleoduto no tempo zero é ilustrado pela primeira barra, bem como seu descarregamento quando iniciada a operação. As setas verticais no lado esquerdo do gráfico de Gantt representam uma nova batelada sendo descarregada pelos tanques da refinaria enquanto que as setas horizontais no lado direito indicam a batelada recebida nos tanques no centro de distribuição e seu respectivo volume. Os valores de  $TRS_i$  e  $TDS_i$  apresentados nos gráficos de Gantt representam o exato momento em que cada batelada terminou de ser enviada ao oleoduto e descarregada no centro de distribuição, respectivamente. Também é indicado o volume bombeado para o oleoduto, o volume deixando o oleoduto e o volume dentro do oleoduto. Observe que, quando um volume de batelada é bombeado para oleoduto ao mesmo tempo a mesma extensão de volume deve ser descarregada para qualquer tanque no centro de distribuição correspondente ao volume que já foi enviado alguns dias antes. No entanto, mais de uma batelada pode ser recebida ou apenas uma parte dela.

Com relação aos perfis de inventário, os gráficos mostram a movimentação de cada tanque na refinaria e centro de distribuição por produto. A análise de todos esses resultados para os quatro casos de estudo é apresentada a seguir. Vale ressaltar que, todos os resultados apresentados nesta Seção são para o modelo com a utilização do pré-processamento.

### Caso 1 - 7 dias

As Figuras (4.2) e (4.3) apresentam o Gráfico de Gantt e os gráficos dos perfis de inventários dos tanques na refinaria e centro de distribuição, respectivamente, para o horizonte de tempo de 7 dias quando foi utilizado pré-processamento. Analisando a Figura (4.2) é possível verificar todo o caminho percorrido pelos produtos e bateladas enviadas pela refinaria até sua chegada ao centro de distribuição. Também é possível visualizar os volumes alimentados pela refinaria no oleoduto e os volumes deixando o oleoduto. Pode ser observado que a operação finaliza com o envio da batelada  $i = 9$  no dia 7 e que esta batelada permanece no oleoduto, respeitando a regra de manter o oleoduto sempre cheio. Além disso, tem-se que o fim do envio de bateladas pela refinaria ocorre ao mesmo tempo que o descarregamento no centro de distribuição é finalizado, quando os valores de  $TRS_{i=9}$  e  $TDS_{i=8}$  reportaram o mesmo valor, igual a 7,000. Vale ressaltar que o valor de  $TDS_i$  só é reportado quando a batelada completa sua chegada no centro de distribuição. A batelada  $i = 1$ , por exemplo, tem o início de sua chegada ao centro representado pela primeira seta horizontal cinza escuro com o valor de  $10.600m^3$ , no entanto o  $TDS_i$  só é contabilizado na barra seguinte quando a batelada  $i = 4$  é enviada pela refinaria, fazendo com que o volume restante de  $i = 1$  termine seu descarregamento nos tanques do centro de distribuição.

Com relação aos perfis de inventário dado pela Figura (4.3) tem-se o respeito a regra operacional que não permite o carregamento (na refinaria) ou descarregamento (no centro de distribuição) simultâneo dos tanques que armazenam os mesmos produtos. Isso pode ser verificado, por exemplo, através das curvas crescentes e decrescentes na Figura (4.3-a) para os tanques que armazenam diesel. Durante o primeiro dia o tanque  $r2$  recebeu diesel das unidades de processo, em seguida entre os dias 2 e 4 passou a alimentar o oleoduto enquanto o tanque  $r1$  recebeu corrente vinda das unidades. Durante o dia 5 o tanque  $r2$  volta a ser alimentado pelas unidades e o tanque  $r1$  permanece parado até que no dia 6 sofre carregamento de diesel e no dia 7 envia a última batelada para o oleoduto. Essa mesma análise pode ser feita para os tanques que armazenam os outros produtos na refinaria e no centro de distribuição. Um ponto que ainda deve ser destacado, é que os tanques no centro de distribuição devem respeitar o período de *settling* antes de enviar um produto ao mercado. Todos os produtos exigem um período de *settling* igual a 1 dia, exceto o QAV que precisa de 2 dias para completar a certificação. Por meio dos gráficos

da Figura (4.3-b), observa-se que esta regra de operação também é respeitada. Isso fica mais evidente no gráfico que representa os tanques de QAV, em que o tanque  $d4$  recebe uma batelada durante o dia 3 ficando o mercado abastecido pelo tanque  $d3$  durante os dias 4-6.

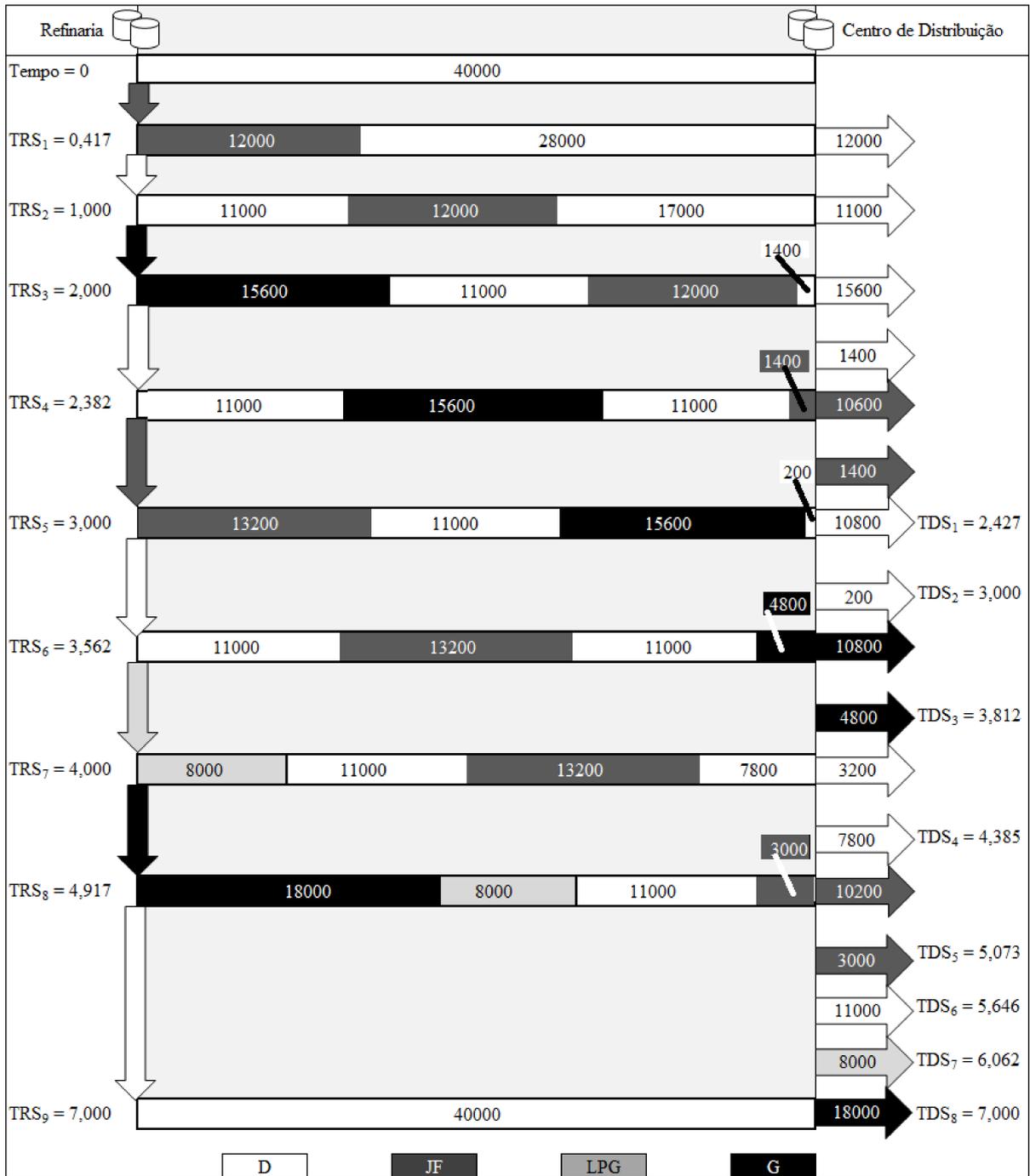


Figura 4.2: Gráfico de Gantt para o período de 7 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro).

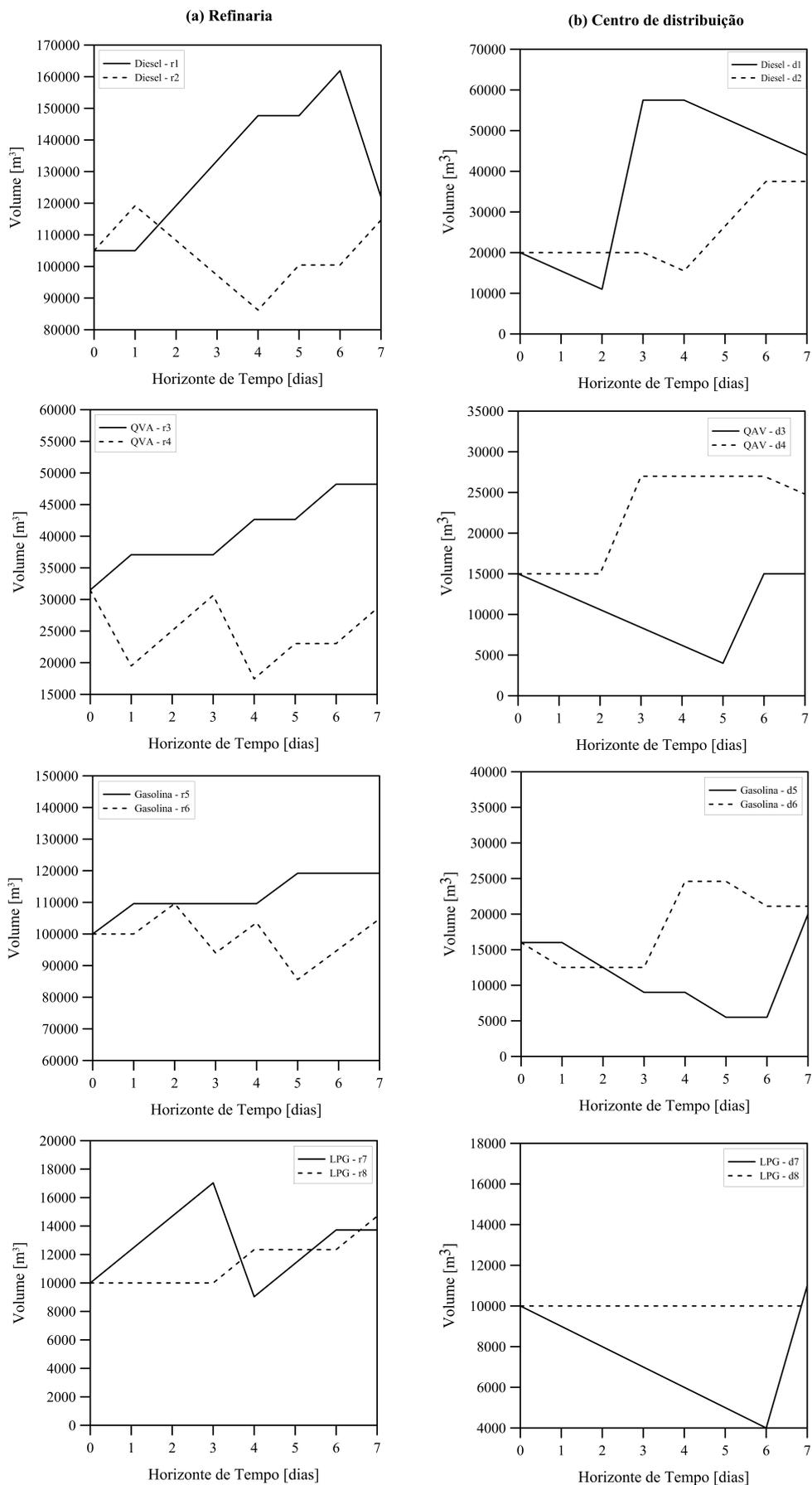


Figura 4.3: Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 7 dias.

A Figura (4.4) apresenta o sequenciamento para o horizonte de 7 dias, quando não houve a utilização do pré-processamento. Observa-se que a mesma sequência foi obtida quando comparada com a sequência ilustrada na Figura (4.2). Os volumes das bateladas enviadas foram diferentes, por exemplo, a batelada  $i = 3$  composta por gasolina teve um volume igual a 15600 no modelo com pré-processamento, porém foi igual a 23600 no modelo sem pré-processamento. Contudo, o volume total de bombeamento, considerando todas as bateladas foi o mesmo.

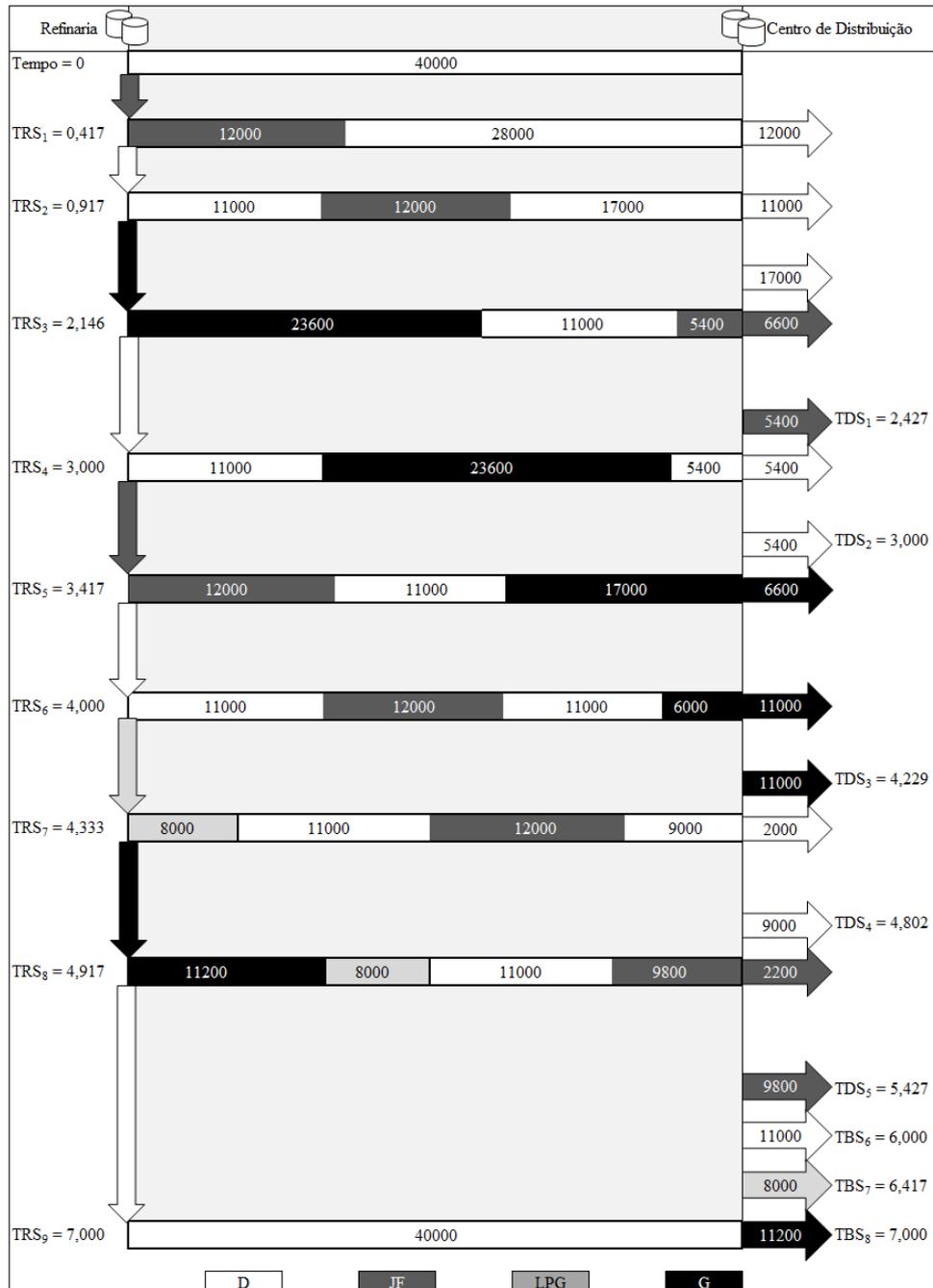


Figura 4.4: Gráfico de Gantt para o período de 7 dias sem pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro).

### Caso 2 - 10 dias

O sequenciamento de envio de produto pela refinaria e recebimento no centro de distribuição para o horizonte de 10 dias é mostrado na Figura (4.5). Novamente, para melhor analisar as informações dadas pela Figura (4.5) considere um exemplo, a batelada  $i = 7$  no lado da refinaria (ver  $TRSi = 7$ ) enviou  $17.057,14m^3$  de diesel. No centro de distribuição neste mesmo ponto, há três setas indicando que três volumes diferentes deixaram o oleoduto, são eles:  $3.200m^3$  de gasolina (correspondente ao lote  $i = 3$ ),  $8.000m^3$  de LPG (do lote  $i = 4$ ) e uma parcela do lote  $i = 5$ , equivalente a  $5.857,14m^3$  de diesel. A soma desses valores é igual a  $17.057,14m^3$ , exatamente o volume bombeado do lado da refinaria correspondente a batelada  $i = 7$ . Isso ocorre pois o oleoduto está conectado a apenas um centro de distribuição. Destaca-se que, para a última batelada ( $i = 12$ ) enviada pela refinaria, o tempo  $TRS_{12}$  é o mesmo da batelada anterior  $i = 11$  recebido no tanque de distribuição,  $TDS_{11} = 9,771$ . Como o oleoduto deve permanecer cheio em todo o horizonte de tempo, a última batelada não pode ser descarregada nos tanques de distribuição e como o oleoduto opera em modo contínuo, quando a refinaria finaliza o bombeamento imediatamente o centro de distribuição deve finalizar o recebimento da batelada anterior  $i - 1$ . Além disso, deve-se observar que o volume inicialmente presente no oleoduto (representado pela primeira barra branca) chega ao centro de distribuição antes de descarregar a primeira batelada (ver as três primeiras setas horizontais à direita). A regra de sequenciamento de produtos foi devidamente respeitada.

A Figura (4.6) apresenta os perfis de inventário na refinaria (a) e tanques de distribuição (b) correspondentes ao caso 2. As regras operacionais são satisfeitas significando que nenhum tanque de armazenamento é carregado e descarregado simultaneamente e nenhuma carga de dois tanques consecutivos é observada. Considerando a primeira regra operacional ao analisar os perfis de inventário de distribuição durante o dia 3 na Figura (4.6-b), o tanque de diesel  $d2$  e o tanque de gasolina  $d6$  estão ambos carregando simultaneamente. No entanto, os produtos chegaram no mesmo dia, mas em momentos diferentes. O primeiro tanque  $d2$  recebeu a batelada do volume inicial do oleoduto, então a gasolina da batelada  $i1$  chegou no tanque  $d6$  durante o mesmo dia. Depois, a batelada de diesel correspondente a  $i2$  foi recebida no tanque  $d2$  ainda durante o dia 3. Isto pode ser verificado através da Figura (4.5), em que o tempo de recebimento correspondente à gasolina e ao diesel foram  $TDS_1 = 2,427$  e  $TDS_2 = 3,000$  dias, respectivamente, indicando que os produtos nos tanques de distribuição foram carregados durante o dia 3, mas em períodos de tempo consecutivos. Essa sobreposição ocorreu porque temos informações sobre quando um produto chegou ao tanque (dia), mas não o momento exato em que dois tanques de recebimento realizaram uma troca.

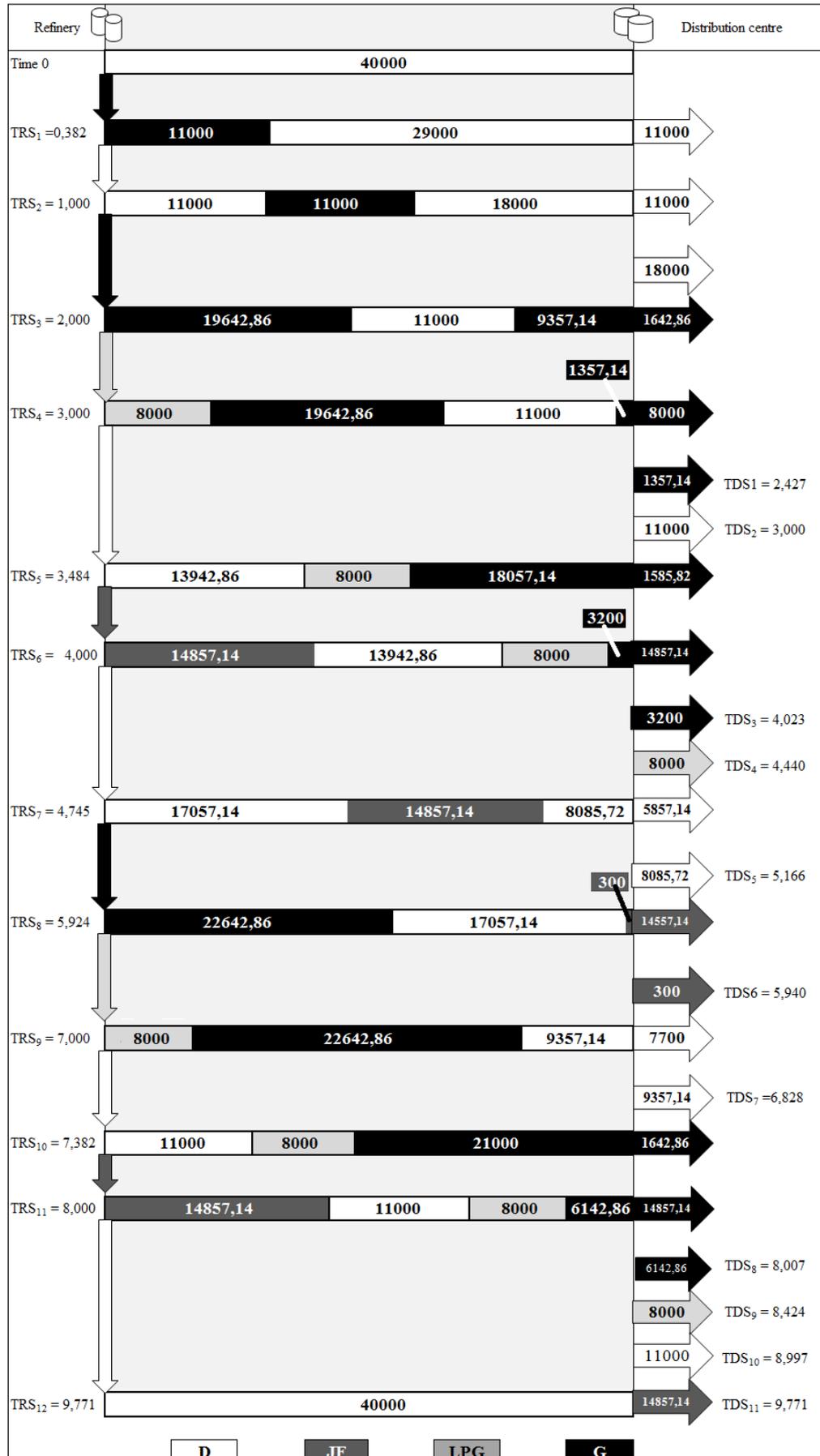


Figura 4.5: Gráfico de Gantt para o período de 10 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro).

A mesma situação ocorreu para as bateladas  $i3$  e  $i4$  durante o dia 5,  $i5$  e  $i6$  durante o dia 6 e  $i8$ ,  $i9$  e  $i10$  durante o dia 9. A ocorrência semelhante pode ser observada para os tanques de refinaria, na Figura (4.6-a), quando as bateladas  $i4$ ,  $i5$  e  $i6$  foram bombeadas durante o mesmo dia (dia 4). No entanto, o primeiro tanque  $r8$  com GPL carregou a batelada  $i4$  em  $TRS_4 = 3,00$  então o tanque  $r1$  enviou  $i5$  com diesel em  $TRS_5 = 3,484$  e em  $TRS_6 = 4,00$  o tanque  $r3$  enviou a batelada  $i6$  com QAV. Com relação ao tempo de *settling* e novamente a Figura (4.6-b), verifica-se que o tanque de QAV  $d3$  não apresentou qualquer alteração no seu volume durante os dias 7 a 9, uma vez que carregou durante o dia 6. Deve ficar claro que o período de *settling* foi assumido após o volume total de batelada ser recebido num tanque.

Vale ressaltar ainda na Figura (4.6-a), que as unidades de processos alimentaram continuamente o tanque da refinaria (veja as curvas crescentes na Figura (4.6-a)), assim como o mercado local foi continuamente carregado pelos tanques do centro de distribuição (veja as curvas decrescentes na Figura (4.6-b)). Na Figura (4.6-a), para tanques de diesel, primeiro o tanque  $r2$  carregou durante o dia 1, então o tanque  $r1$  recebeu produto até o dia 3, o tanque  $r2$  carregou novamente até o dia 7 e assim por diante. No centro de distribuição, também ocorreram operações de recebimento e envio durante o mesmo dia para alguns tanques, por exemplo, o tanque  $d1$  no dia 3 que permaneceu constante e o tanque  $d2$  que aumentou o volume. Similarmente ao descrito para a refinaria, as operações ocorreram no mesmo dia mas em momentos diferentes. Primeiro, o tanque  $d2$  abasteceu o mercado local e em seguida começou a receber uma batelada, durante o mesmo dia.

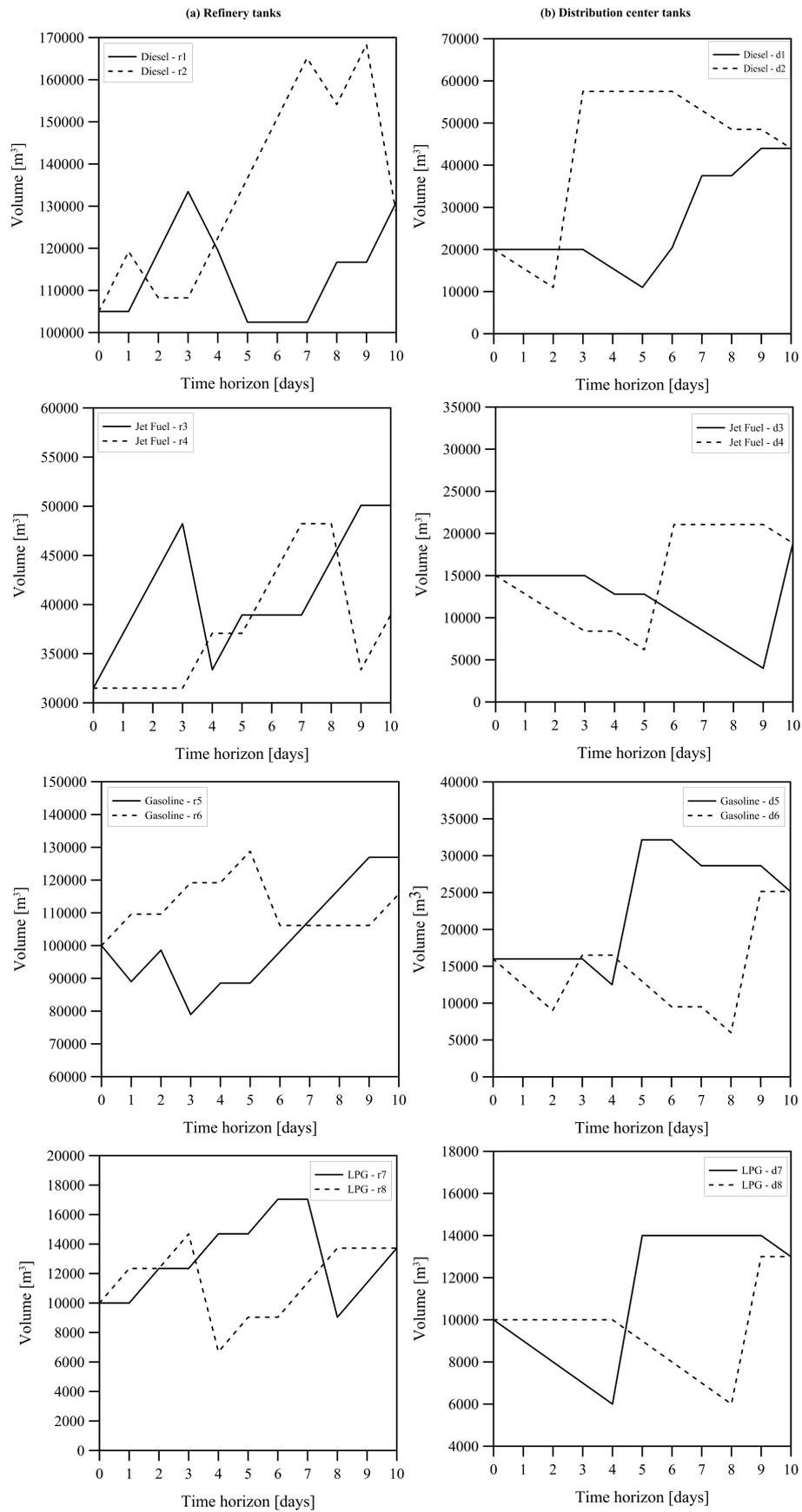


Figura 4.6: Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 10 dias.

### Caso 3 - 15 dias

A partir da Figura (4.7), é possível ver a rota do produto saindo do tanque da refinaria até chegar aos tanques do centro de distribuição para um horizonte de 15 dias. É importante notar que novamente o tempo de envio da última batelada ( $i = 16$ ) pela refinaria ( $TRS_{12}$ ) foi o mesmo do recebimento da batelada anterior no centro de distribuição ( $TDS_{11}$ ). Porém a operação finaliza em  $t = 13$ , permanecendo o oleoduto ocioso por dois dias. Por outro lado, é importante observar que os volumes descarregados foram, em sua maioria, próximos ao limite mínimo de tamanho da batelada mostrando a tentativa em operar o oleoduto pelo máximo de tempo possível. Além disso, a regra de sequenciamento de produtos proibida foi respeitada em todos os casos.

Os perfis de inventários apresentados na Figura (4.8) são correspondentes ao caso 3 e mostram que todas as regras operacionais foram satisfeitas significando que nenhum tanque de armazenamento foi carregado e descarregado simultaneamente e nenhuma carga de dois tanques consecutivos foi observada. Considerando a primeira regra operacional ao analisar os perfis de inventário de distribuição durante o dia 4 na Figura (4.8-b), parece que o tanque diesel  $d1$  e o tanque de gasolina  $d5$  estão ambos carregando simultaneamente. Novamente, isso não acontece e assim como no caso 2 os produtos chegaram no mesmo dia, mas não ao mesmo tempo. O primeiro tanque  $d1$  recebe a batelada  $i2$  contendo diesel, em seguida o tanque  $d5$  recebe a batelada  $i3$  durante o mesmo dia 4. Isto pode ser verificado através da Figura (4.7), em que os tempos de recebimentos correspondente ao diesel e gasolina são  $TDS_1 = 3,000$  e  $TDS_2 = 3,714$  dias, respectivamente. Analisando a Figura (4.8-b) verifica-se que a mesma sobreposição ocorre em alguns períodos de tempo representando que algumas bateladas são enviadas durante o mesmo dia, mas em horários diferentes.

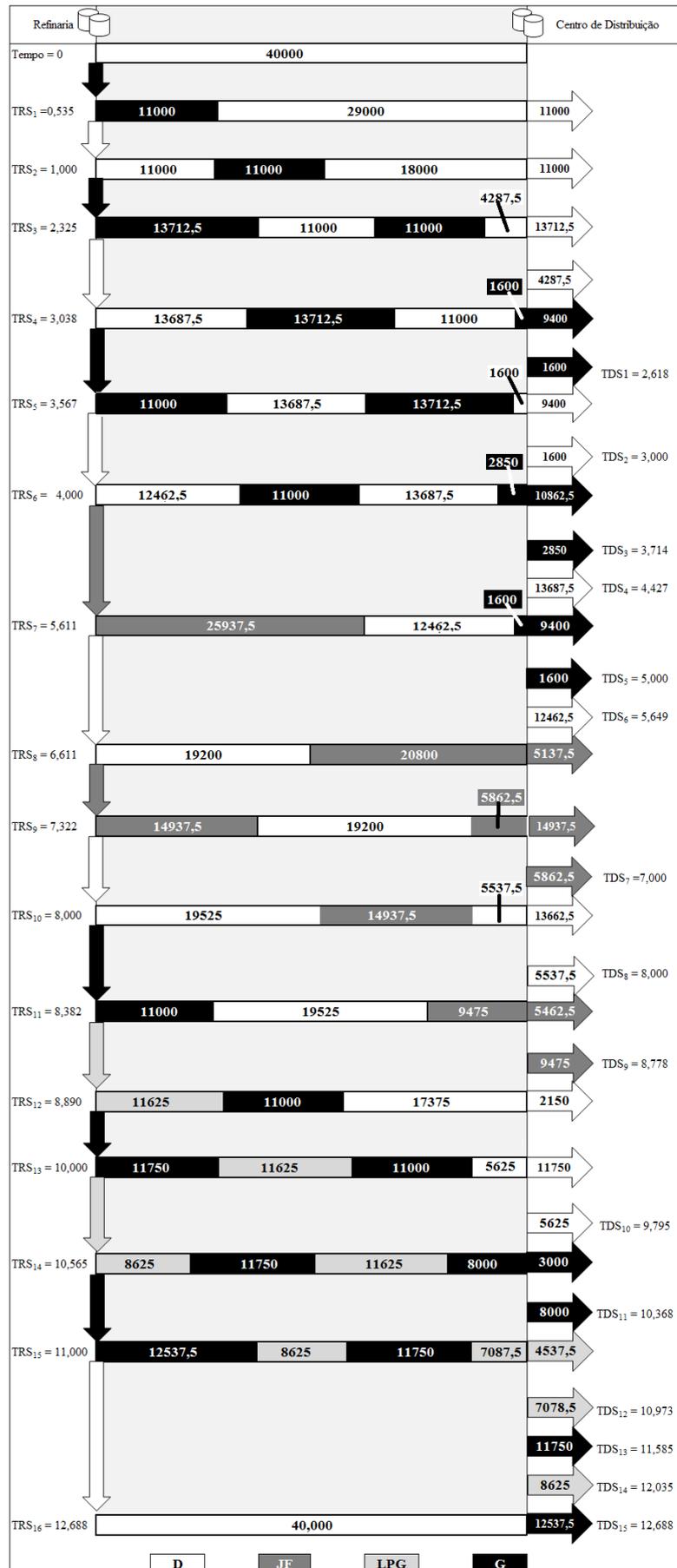


Figura 4.7: Gráfico de Gantt para o período de 15 dias com pré-processamento: (Gasolina (G) - preto, QAV (JF) - cinza escuro, Diesel (D) - branco e LPG - cinza claro)

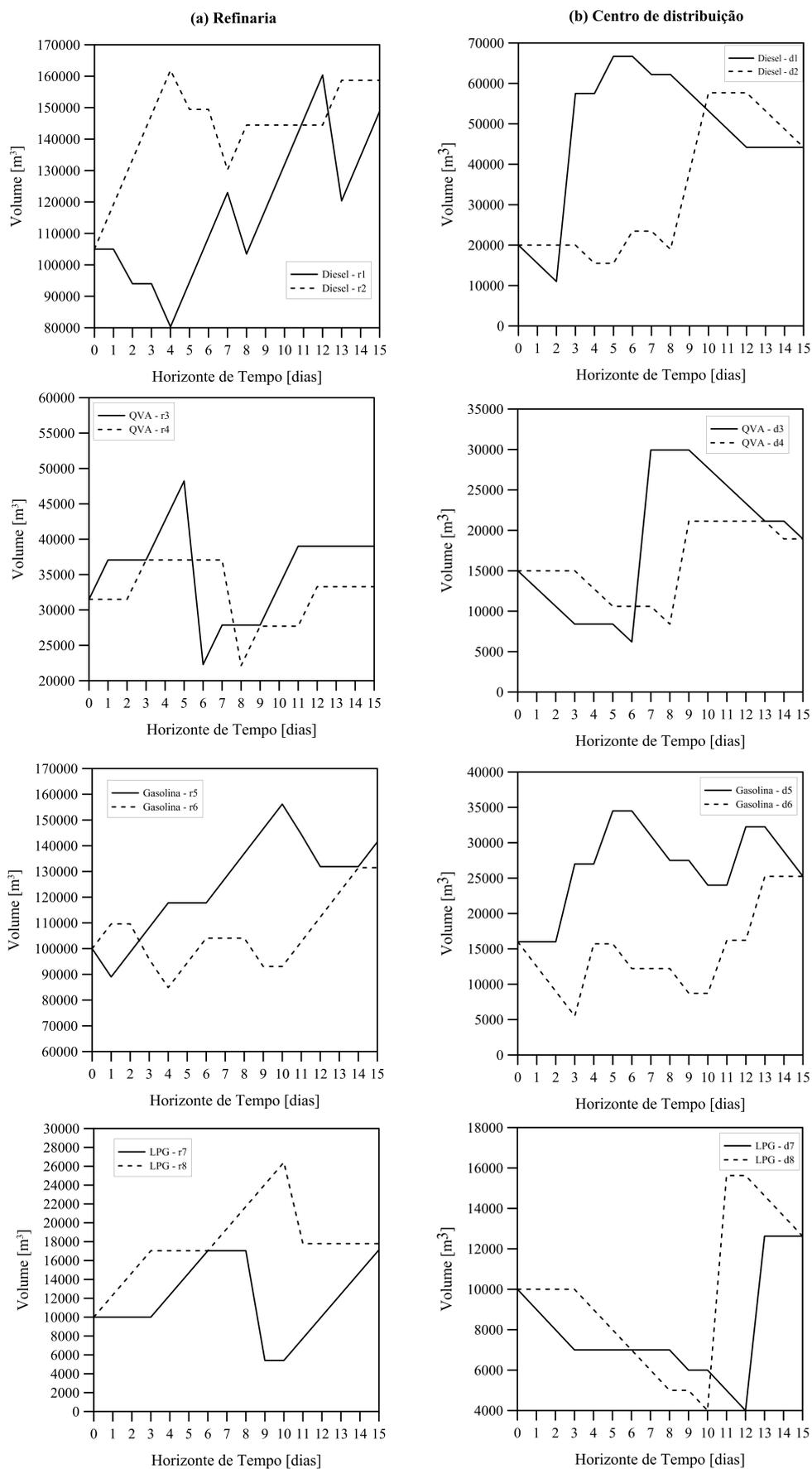


Figura 4.8: Perfis de inventário para os tanques na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 15 dias.

### 4.5.2 Desempenho computacional dos estudos de caso

Nesta Seção, analisa-se a solução do modelo para os quatro casos de estudo. Primeiro é feita uma comparação entre os resultados do modelo sem e com pré-processamento. Em seguida, realiza-se um estudo sobre o impacto causado pelo pré-processamento no domínio de índices.

#### Comparação em termos da performance dos modelos

A Tabela (4.6) mostra os resultados computacionais para todos os casos e permite a comparação entre os modelos sem e com pré-processamento. Pode-se observar a significativa redução do tempo de CPU que ocorreu com os casos 1 e 2 quando o pré-processamento foi utilizado. Para o caso 1 menos do que 2 minutos foram necessários para obter a solução ótima enquanto que o modelo sem pré-processamento reportou a solução em 4,41 minutos. O caso 2 reportou a solução ótima em apenas 5 minutos contra 39,31 minutos para atingir a solução ótima, resultando em uma excelente redução do esforço computacional. Por outro lado, os casos 3 e 4 apenas reportaram soluções inteira, mesmo com o pré-processamento. Uma possível explicação para esse resultado é que a redução das variáveis binárias não foi suficiente para a solução ótima ser alcançada. Contudo, é importante ressaltar que houve uma grande redução no *relative gap* em ambos, atingindo valores menores de 2% quando o pré-processamento foi utilizado. Tal fato deve ser considerado como uma vantagem. Além disso, o caso 4 apresentou a mesma solução com e sem pré-processamento, mas o *relative gap* com o modelo usando pré-processamento foi melhor, realçando as expectativas em utilizar o pré-processamento. O caso 3 por outro lado, reportou funções objetivo levemente diferentes e o *relative gap* com pré-processamento também foi melhor.

Em termos dos valores da solução relaxada, quando compara-se a utilização do pré-processamento, os resultados reportaram a mesma relaxação com pequenas diferenças nos casos 1, 3 e 4, mostrando a equivalência dos modelos. Porém, para o caso 2 a solução relaxada sem pré-processamento foi menor do que o valor utilizando o pré-processamento. A quantidade de nós explorados no processo de busca da solução reduziu nos casos 1 e 2, se comparado a utilização do pré-processamento. Nos casos 3 e 4 mais nós foram explorados no modelo com pré-processamento. Os valores das funções objetivo serão analisados na próxima Seção.

Tabela 4.6: Comparação da eficiência computacional com e sem pré-processamento para os estudos de caso.

Cenários	Caso 1		Caso 2		Caso 3		Caso 4	
	Sem prep.	Prep.	Sem prep.	Prep.	Sem prep.	Prep.	Sem prep.	Prep.
Var. Contínuas	3.719	3.719	6.254	6.254	12.244	12.244	21.154	21.154
Var. Binárias	1.807	799	3.058	1.210	6.024	2.200	10.446	3.802
Equações	4.845	4.845	7.836	7.836	14.844	14.844	25.146	25.146
Tempo de CPU [s]	264,38	11,52	5610,48	223,14	7.200	7.200	7.200	7.200
Status final do modelo	Ótimo	Ótimo	Ótimo	Ótimo	Inteira	Inteira	Inteira	Inteira
Função objetivo	-4,5710	-4,5710	-4,7816	-4,7816	-4,5677	-4,5657	-4,4934	-4,4934
Best bound	-4,5710	-4,5710	-4,7816	-4,7816	-4,6392	-4,6358	-4,5581	-4,5571
Relative gap [%]	0.00	0.00	0.00	0.00	1,54	1,46	1,42	1,39
Solução relaxada	-4,7809	-4,7878	-4,9090	-4,8677	-4,6505	-4,6607	-4,5624	-4,5661
Tempo reportado para atingir 1 solução	5,86	0,95	22,88	6,34	172,70	72,13	585,81	94,75
( <i>relative gap</i> [%])	(15,16)	(55,20)	(92,02)	(21,10)	(80,94)	(26,64)	(78,12)	(77,98)
Iterações	33595908	16423764	204858180	17743451	362535658	195054060	107147214	173526268
Nós	330331	225447	692290	108840	192419	550021	66369	154074

\*Ótimo=solução que atingiu o *relative gap* = 0; Inteira=solução que não atingiu o *relative gap* = 0

### Impacto da redução no domínio dos índices

O impacto da redução do domínio do índice na dimensão do modelo pode ser visualizado na Tabela (4.7). Os resultados incluem: o número de variáveis binárias antes e depois do pré-processamento, o número de variáveis binárias ativas, os números mínimo, máximo e reais de bateladas bombeadas. A partir desses resultados, pode-se observar que a redução do domínio de índice chegou a mais de 55% (caso 1), quase alcançando os 64% (caso 4). Analisando o caso 3 como exemplo, o cenário é composto por 23 lotes, 4 produtos, 16 tanques (8 na refinaria e 8 no centro de distribuição) e 15 dias. Quando o pré-processamento não foi considerado o modelo gerou 6.024 variáveis binárias. Após o pré-processamento, o domínio do índice reduziu o número de variáveis binárias para 2.200, o que significa uma redução de 60% da variável.

Tabela 4.7: Análise da redução do domínio de índice.

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
<b>Dimensão binária inicial</b>	1.807	3.058	6.024	10.446
<b>Dimensão binária final</b>	799	1.210	2.200	3.802
<b>Redução [%]</b>	55,78	60,43	63,48	63,60
<b>Variáveis binárias ativas</b>	15	18	25	30
$n_{min}$	3	4	6	8
$n_{max}$	11	14	20	26
$perc \cdot n_{max}$	10	12	17	23
<b># Bateladas enviadas</b>	9	12	16	16

Os resultados da Tabela (4.7) forneceram dados interessantes. Desta forma, faz-se necessário uma melhor compreensão de como o pré-processamento é viável para reduzir o domínio dos índices. Conforme mencionado na Seção 1.4, a metodologia do pré-processamento é anular algumas variáveis binárias, que provavelmente nunca serão ativadas. O procedimento descrito define janelas de tempo para operações de bombeamento da refinaria e recebimento no centro de distribuição. A redução do domínio de índice é causada principalmente pelos conjuntos gerados por essas janelas de tempo, que compreendem os dias possíveis em que uma batelada poderia ser bombeada ou recebida. A Figura (4.9) apresenta as janelas de tempo de bombeamento e recebimento para o caso 2 (10 dias). As janelas de tempo são identificadas pelo retângulo cinza. O dia exato em que uma batelada foi bombeada ou recebida está identificado pelo símbolo (#). Na figura,

o lado esquerdo (eixo vertical) apresenta o número da batelada e o respectivo produto enviado ou recebido. No lado direito do retângulo (eixo horizontal) é mostrada a duração das janelas de tempo (dias). Analisando este valor para a refinaria e considerando como exemplo a batelada  $i = 4$ , observa-se que  $i4$  pode ser bombeada entre os dias 2 e 10. No centro de distribuição por sua vez,  $i4$  deve ser recebido a partir do dia 3 até o dia 10. Desta forma, para  $i4$  as variáveis que representam a refinaria e o centro de distribuição serão ativadas somente quando o índice  $t$  variar entre 2 e 10 e 3 e 10, respectivamente, e respeitando a possível sequência de produtos permitidos, previamente definida nos conjuntos  $R1 - R2$  e  $D1 - D2$ .

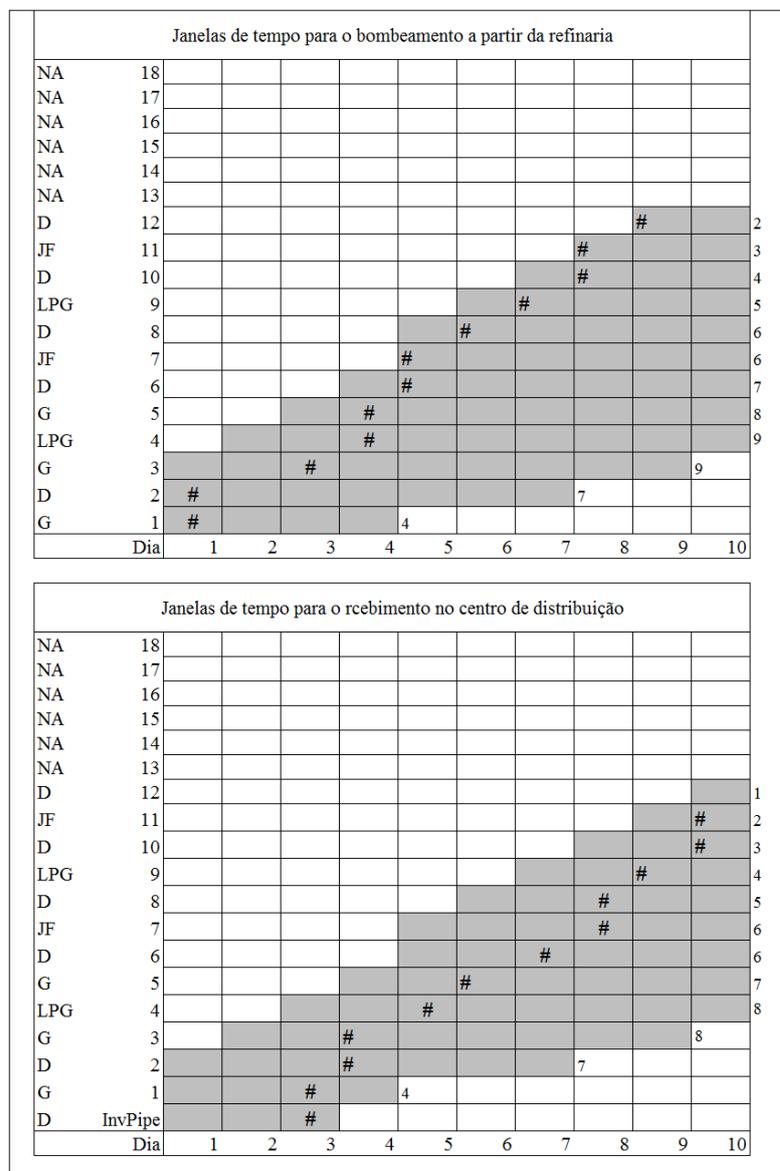


Figura 4.9: Janelas de tempo para o descarregamento e recebimento de cada batelada na refinaria (a) e no centro de distribuição (b) para o horizonte de tempo de 10 dias (G - gasolina, D - diesel, LPG - gás liquefeito de petróleo, JF - querosene de aviação).

### 4.5.3 Análise dos termos da função objetivo para os estudos de caso

A função objetivo estabelecida pela Equação (4.1) é composta por quatro termos. A Tabela (4.8) apresenta os resultados das principais variáveis que compõem os termos da função objetivo.

O primeiro termo na Equação (4.1) é composto pela variável  $dif$  cujo valor foi diferente de zero para todos os casos. Isso significa que o volume total recebido pelos tanques de distribuição foi maior do que a demanda total enviada ao mercado e isso se deve, principalmente, pelo baixo valor estabelecido para o peso  $w_1$ . O segundo termo, por outro lado, fornece informações sobre como o oleoduto opera durante o horizonte de tempo. Para o caso 1, a operação do oleoduto foi maximizada, atingindo 100% de uso pois o valor de  $TDS$  da última batelada foi igual ao horizonte de tempo ( $h_{max}$ ). Para os casos 2 e 3, o oleoduto aproximou-se da utilização da capacidade máxima do oleoduto, uma vez que o valor de  $TDS$  foi próximo do final do horizonte de tempo. No entanto, no caso 4, o oleoduto termina a operação no dia 17, ficando ocioso durante os quatro dias restantes.

Em todos os casos, exceto o caso 1, o oleoduto bombeou mais volume do que o necessário para atender a demanda buscando maximizar sua utilização, já que os tanques na refinaria armazenavam produtos suficientes. Porém para completar o horizonte de tempo seria necessário o envio de grandes volumes o que implicaria em altos valores da variável  $dif$  aumentando a função objetivo. Lembrando que o valor de  $dif$  corresponde ao volume enviado em excesso e esta variável é penalizada na função objetivo. No caso 4, seria necessário bombear um grande volume para aproximar a utilização do oleoduto do final do horizonte de tempo, causando um aumento na função objetivo superior ao provocado pelo segundo termo. A utilização do oleoduto para casos foram: Caso 1 - 100%; Caso 2 - 97,71%; Caso 3 - 84,57%; Caso 4 - 77,08%.

Passando para a análise dos últimos termos, sabe-se que estes maximizam o volume do tanque de produto final na refinaria ( $minib$ ) e no centro de distribuição ( $minid$ ). Pelos dados mostrados na Tabela (4.8), pode-se notar que o valor da variável  $minid$  aumentou quando o envio de bateladas foi maior, uma vez que volumes maiores foram armazenados nos tanques do centro de distribuição. Com relação aos valores de  $minib$ , a partir do caso 2, mais produto foram enviados e, portanto, o volume nos tanques da refinaria diminuiu. Além disso, no caso 1 os valores para  $minib$  e  $minid$  foram próximos pois não foi possível enviar mais bateladas uma vez que a operação atingiu seu limite de tempo. Ressalta-se que os termos de função objetivo apresentaram os mesmos valores com e sem pré-processamento para todos os casos.

Tabela 4.8: Comparação dos valores das funções objetivo com e sem pré-processamento para os estudos de caso.

Cenários	Caso 1		Caso 2		Caso 3		Caso 4	
	Sem prep.	Prep.						
<b>Função objetivo</b>	-4,5710	-4,5710	-4,7816	-4,7816	-4,5677	-4,5657	-4,4934	-4,4934
<i>dif</i>	21.400	21.400	40.000	40.000	40.000	40.000	40.000	40.000
$TDS_{(I)}$	7,00	7,00	9,771	9,771	12,688	12,688	16,187	16,187
<i>minib</i>	0,458	0,458	0,458	0,458	0,571	0,571	0,688	0,688
<i>minid</i>	0,500	0,500	0,629	0,629	0,631	0,631	0,631	0,631
<b>Best bound</b>	-4,5710	-4,5710	-4,7816	-4,7816	-4,6392	-4,6358	-4,5581	-4,5571
<b>Relative gap [%]</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	1,54	1,46	1,42	1,39
<b>Solução relaxada</b>	-4,7809	-4,7878	-4,9090	-4,8677	-4,6505	-4,6607	-4,5624	-4,5661

#### 4.5.4 Análise da influência dos pesos sobre a função objetivo

A função objetivo definida pela Equação (4.1) na seção anterior, possui quatro termos que estão ponderados pelos pesos  $w_n, n = 1, \dots, 4$ . Uma vez que diferentes valores podem ser atribuídos a cada um destes pesos, torna-se importante definir quais valores adotar e sua influência na resposta do modelo.

$$\text{Min } z = w_1 \cdot \frac{dif}{\sum_p \sum_t Dem_{p,t}} - w_2 \cdot \left( \frac{TDS_{i=I}}{hmax} \right) - w_3 \cdot minid - w_4 \cdot minib$$

Para dimensionar como e em que proporção a variação dos pesos podem influenciar na performance do modelo e nos resultados operacionais é proposto um estudo de análise de sensibilidade destes parâmetros. A metodologia proposta aqui tem como base o procedimento apresentado no trabalho de (RELVAS, 2008) e será descrito a seguir.

O cenário considerado para realizar a análise de sensibilidade foi o caso 2, sem o pré-processamento e com um total de 18 bateladas disponíveis para envio ( $I = 18$ ). Todas as restrições apresentadas na Seção 1.4 foram consideradas. O procedimento consistiu em fixar um cenário base (BS) como ponto de partida, em que atribuiu-se o valor igual a 1 para todos os pesos. Em seguida, um termo da função objetivo foi eliminado por vez atribuindo se o valor do seu peso correspondente igual a 0. Isso foi necessário para analisar o impacto individual provocado por cada termo na função objetivo. Depois, variou-se os valores de um peso, mantendo se os demais fixos em 1. Para cada peso a variação dos valores foram em -50%, -25%, +25%, e +50% a partir do cenário base, ou seja, foram atribuídos os valores: 0; 0, 25; 0, 5; 1, 25 e 1, 5. Por fim, assumiu-se também valores mais elevados tais como 3 e 7.

Desta forma, o modelo apresentado anteriormente foi executado variando cada peso conforme o procedimento descrito. Os resultados obtidos foram comparados em termos da performance do modelo (função objetivo, tempo de CPU, *relative gap*) e operacionais (utilização do oleoduto, volumes, número de bateladas e sequenciamento). Todos os resultados estão apresentados nas Tabelas 4.9-4.20, sendo que BS é o cenário base em que todos os pesos receberam o valor igual a 1.

O primeiro termo da função objetivo, ponderado por  $w_1$ , apresenta sinal positivo e, portanto, deve ser minimizado. Este termo faz um balanço do volume que é enviado em "excesso" pela refinaria, isto é, considera-se que o centro deve receber, preferencialmente, o volume necessário para repor aquele descarregado ao mercado local, para cumprir a demanda. O volume recebido além deste é dito em excesso e corresponde a variável *dif*.

Desta forma, a adição deste termo na função objetivo faz com que a solução encontrada envie o menor volume em excesso possível. Analisando os resultados mostrados na Tabela (4.9), verifica-se que a partir do cenário base, conforme o valor de  $w_1$  foi reduzindo o valor da função objetivo melhorou enquanto que para valores acima de 1 não houve alteração no valor da função.

Tabela 4.9: Performance do modelo obtida pela variação do indicador  $w_1$ .

Cenários	Função Objetivo	Relative gap [%]	Best bound	Tempo de CPU [s]	Solução relaxada	Tempo para 1 sol. (Gap [%])
0,0	-2,0632	0,0	-2,0632	1541,88	-2,1565	23,94(16,03)
0,5	-1,8846	0,0	-1,8846	2961,89	-1,9759	24,11(23,07)
0,75	-1,7953	0,0	-1,7953	4368,41	-1,8872	26,16(35,27)
<b>BS</b> 1,0	-1,7762	0,6	-1,7867	7200	-1,8649	23,06(30,31)
1,25	-1,7762	0,27	-1,7811	7200	-1,8650	27,03(25,50)
1,5	-1,7762	0,06	-1,7773	7200	-1,8649	22,38(36,15)
3,0	-1,7762	0,06	-1,7773	7200	-1,8650	25,58(127,34)
7,0	-1,7762	0,2	-1,7798	7200	-1,8651	27,91(471,17)

Com relação aos resultados operacionais, apresentados na Tabela (4.10), observa-se que o incremento nos valores de  $w_1$  causou um impacto negativo na operação reduzindo o número de bateladas enviadas e, conseqüentemente, o oleoduto passou a ficar ocioso por mais tempo. Os volumes na refinaria aumentaram, enquanto que no centro de distribuição reduziram. Estes resultados mostram que valores menores de  $w_1$  permitem que mais bateladas são enviadas por mais tempo. Porém, a partir do momento em que esta penalização se torna alta (ver  $w_1 \geq 1$ ) passa a ser inviável enviar qualquer volume a mais, pois isso levaria a um significativo aumento da função objetivo. O sequenciamento apresentado na Tabela (4.11) mostra que até a batelada  $i = 4$  a seqüência de produtos foi a mesma para todos os cenários, porém para as demais bateladas houve grande diferença nas seqüências estabelecidas.

A principal conclusão obtida da análise realizada para  $w_1$  é que este termo influencia diretamente na resposta operacional. A escolha deve balancear entre a prioridade do oleoduto operar por mais tempo ou o envio de volume somente para reposição daquele consumido no centro de distribuição. Por outro lado, deve-se atentar que os valores acima do cenário base não alteram a performance do modelo nem a solução.

Tabela 4.10: Resultados operacionais da variação do indicador  $w_1$ .

Cenário	Número de bateladas	$TDS(i = I)$	Utilização do oleoduto [%]	$Dif$	$minib$	$minid$
0,0	13	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
0,5	13	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
0,75	12	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
<b>BS 1,0</b>	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
1,25	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
1,5	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
3,0	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
7,0	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450

Tabela 4.11: Sequenciamento de envio de produtos obtidos na variação do indicador  $w_1$ .

Cenário/ Batelada	0,0	0,5	0,75	<b>BS 1,0</b>	1,25	1,5	3,0	7,0
1	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
2	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
3	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>
4	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
5	<i>G</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>
6	<i>LPG</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>
7	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
8	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>
9	<i>JF</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>
10	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
11	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	—	—	—	—	—
12	<i>LPG</i>	<i>JF</i>	<i>D</i>	—	—	—	—	—
13	<i>D</i>	<i>D</i>	—	—	—	—	—	—
14	—	—	—	—	—	—	—	—
15	—	—	—	—	—	—	—	—

Passando para a análise do segundo termo da função objetivo, este termo tem a finalidade de maximizar a utilização do oleoduto e é ponderado por  $w_2$ . A Tabela (4.12) apresenta os resultados de performance do modelo para os diferentes cenários de variação deste peso. Observa-se que o aumento nos valores de  $w_2$  provocaram redução da função objetivo. Como este termo recebe sinal negativo na função objetivo isso significa que valores maiores de  $w_2$  produzem soluções melhores. Além disso, o cenário correspondente a eliminação deste termo na função objetivo, quando  $w_2 = 0$ , apresentou a pior solução. Isso mostra que este termo influencia significativamente na solução do modelo. Com relação ao tempo de solução requerido, atingiu-se o critério de parada de  $2h$  em todos os cenários com exceção daqueles com  $w_2 = 0,75$  e  $w_2 = 3,0$ , sendo que este último reportou a solução ótima em menos de  $1h$ .

Tabela 4.12: Performance do modelo obtida pela variação do indicador  $w_2$ .

Cenários	Função Objetivo	Relative gap [%]	Best bound	Tempo de CPU [s]	Solução relaxada	Tempo para 1 sol. (Gap [%])
0,0	-1,0074	1,09	-1,0185	7200	-1,0888	23,95(22,54)
0,5	-1,3917	0,8	-1,4031	7200	-1,4691	21,56(7,2)
0,75	-1,5839	0,0	-1,5839	6370,64	-1,6672	22,44(33,92)
<b>BS</b> 1,0	-1,7762	0,6	-1,7867	7200	-1,8649	23,06(30,31)
1,25	-1,9684	1,4	-1,9964	7200	-2,0621	41,23(46,25)
1,5	-2,1945	3,81	-2,2815	7200	-2,2979	37,59(11,83)
3,0	-3,6602	0,0	-3,6602	2314,46	-3,7979	32,50(24,33)
7,0	-7,5814	1,07	-7,6636	7200	-7,7979	20,95(5,21)

Operacionalmente observa-se pela Tabela (4.13) que, em geral, o aumento de  $w_2$  fez com que mais bateladas fossem enviadas utilizando o oleoduto por mais períodos de tempo. Por outro lado, nota-se que nem sempre o aumento de  $w_2$  levou a alteração no modo de operação. Isto significa que para alguns valores de  $w_2$  o aumento na função objetivo se deu unicamente pela alteração no valor do peso e não devido a uma alteração no número de bateladas ou volume enviado. Considere, por exemplo, o cenário em que elimina-se este termo da função objetivo, fazendo  $w_2 = 0$ . Neste cenário somente oito bateladas são enviadas e o oleoduto interrompe sua operação no sétimo dia ficando subutilizado durante três dias. Quando este termo passa a ser significativo na função objetivo ( $w_2 = 0,5$ ), o número de bateladas enviadas aumenta para dez e o oleoduto opera até o oitavo dia, representando uma alteração na operação. De acordo com a Tabela (4.12) essa alteração no valor do peso provocou uma redução (melhora) na função objetivo de  $-1,0074$  para  $-1,3917$ . Contudo, uma nova alteração na operação, isto é, o envio de bateladas acima de dez só voltou a ocorrer quando o valor do peso foi  $w_2 = 1,5$ . Para os valores entre  $0,5$  e  $1,5$  o valor da função objetivo continuou reduzindo, porém não houve mudança na operação. Assim deve-se observar quais valores de  $w_2$  realmente influenciam nos resultados da operação e não apenas na melhora da função objetivo. Como esperado, se mais bateladas são enviadas os valores da variável *dif* deve aumentar e os valores de *minib* e *minid* indicam que o inventário na refinaria diminuiu e no centro de distribuição aumentou. Com relação ao sequenciamento de envio obtido, conforme indicado na Tabela (4.14), observa-se que para a maioria dos cenários houve o envio das bateladas em sequências semelhantes, salvo pequenas diferenças.

Tabela 4.13: Resultados operacionais obtidos da variação do indicador  $w_2$ .

Cenário	Número de bateladas	$TDS(i = I)$	Utilização do oleoduto [%]	$Dif$	$minib$	$minid$
0,0	8	7,00	70,00	0	0,557	0,450
0,5	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
0,75	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
<b>BS 1,0</b>	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
1,25	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
1,5	13	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
3,0	12	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
7,0	12	10,0	100,0	40000	0,489	0,450

Tabela 4.14: Sequenciamento de envio de produtos obtidos da variação do indicador  $w_2$ .

Cenário/ Batelada	0,0	0,5	0,75	<b>BS 1,0</b>	1,25	1,5	3,0	7,0
1	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
2	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
3	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>
4	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
5	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>
6	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>
7	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
8	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>
9	–	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
10	–	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
11	–	–	–	–	–	<i>D</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>
12	–	–	–	–	–	<i>JF</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
13	–	–	–	–	–	<i>D</i>	–	–
14	–	–	–	–	–	–	–	–
15	–	–	–	–	–	–	–	–

A principal conclusão obtida a partir da análise de variação de  $w_2$  é que este termo deve ser incluído na função objetivo quando deseja-se operar o oleoduto pelo máximo de tempo possível. Além disso, nota-se que  $w_2$  influencia significativamente nos resultados operacionais e na performance computacional.

As Tabelas (4.15-4.17) mostram os resultados para o terceiro peso da função objetivo,  $w_3$ . O termo correspondente a este peso,  $minid$ , deve ser incluído na função objetivo visando equilibrar os níveis finais de inventários no centro de distribuição e fornecer um bom ponto de partida para o horizonte de tempo subsequente. Desta forma, maximiza-se o volume do tanque no centro de distribuição que apresenta o menor volume ao final do horizonte de tempo e, indiretamente, maximiza-se o inventário total. Da Tabela (4.15) nota-se o impacto direto de  $w_3$  na função objetivo, quando maiores valores de  $w_3$  resultaram na redução (melhora) do valor da função objetivo. O cenário em que este termo é

eliminado reportou o pior valor da função objetivo. O tempo de busca da solução ótima atingiu o limite de  $2h$  em quase todos os cenários, exceto em  $w_3 = 0$ ,  $w_3 = 1,5$  e  $w_3 = 3,0$ .

Tabela 4.15: Performance do modelo pela variação do indicador  $w_3$ .

Cenários	Função Objetivo	Relative gap [%]	Best bound	Tempo de CPU [s]	Solução relaxada	Tempo para 1 solução (Gap [%])
0,0	-1,3579	0,0	-1,3579	1339,52	-1,3575	12,34(67,50)
0,5	-1,5511	0,21	-1,5545	7200	-1,6120	17,95(6,33)
0,75	-1,6636	0,36	-1,6696	7200	-1,7384	36,41(35,87)
<b>BS</b> 1,0	-1,7762	0,6	-1,7867	7200	-1,8649	23,06(30,31)
1,25	-1,8886	2,36	-1,9343	7200	-1,9908	43,91(13,01)
1,5	-2,0302	0,0	-2,0203	3365,83	-2,1173	37,50(40,05)
3,0	-2,9632	0,0	-2,9632	4814,75	-3,0586	32,55(53,76)
7,0	-5,4747	1,21	-5,5449	7200	-5,5842	41,42(54,13)

Analisando a Tabela (4.16) observa-se que os resultados operacionais para os cenários de variação de  $w_3$  foram similares aos de  $w_2$  em que o aumento do valor do peso fez com que mais bateladas fossem enviadas e o oleoduto operasse por mais tempo. Da mesma forma, há cenários em que a variação de  $w_3$  não implicou em uma modificação na operação. Portanto, deve-se estar atento para estes valores. Vale ressaltar ainda o fato de que se mais bateladas são enviadas pela refinaria o inventário no centro de distribuição vai aumentar e isso é exatamente o objetivo deste termo. O sequenciamento de envio dado na Tabela (4.17) condiz com os resultados anteriores e mostra sequencias semelhantes quando a mesma quantidade de bateladas são enviadas.

Tabela 4.16: Resultados operacionais da variação do indicador  $w_3$ .

Cenário	Número de bateladas	$TDS(i=I)$	Utilização do oleoduto [%]	$Dif$	$minib$	$minid$
0,0	8	7,917	79,17	0	0,566	0
0,5	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
0,75	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
<b>BS</b> 1,0	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
1,25	10	7,688	76,87	0	0,557	0,450
1,5	13	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
3,0	12	9,771	97,71	40000	0,458	0,629
7,0	12	9,771	97,71	40000	0,458	0,629

Tabela 4.17: Sequenciamento de envio de produtos obtido na variação do indicador  $w_3$ .

Cenário/ Batelada	0,0	0,5	0,75	<b>BS</b> 1,0	1,25	1,5	3,0	7,0
1	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
2	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
3	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>
4	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
5	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>JF</i>
6	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>D</i>
7	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>G</i>
8	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>LPG</i>
9	–	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
10	–	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>LPG</i>	<i>G</i>
11	–	–	–	–	–	<i>D</i>	<i>G</i>	<i>LPG</i>
12	–	–	–	–	–	<i>JF</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
13	–	–	–	–	–	<i>D</i>	–	–
14	–	–	–	–	–	–	–	–
15	–	–	–	–	–	–	–	–

Como conclusão principal da análise feita para  $w_3$ , tem-se que o valor a ser estabelecido dependerá da estratégia empresarial, ou seja, se o objetivo for a alta satisfação do cliente, manter alto inventário no terminal significa absorver flutuações de demanda não previstas. Por outro lado, tem-se alto capital imobilizado com inventário.

Os resultados para os cenários de variação de  $w_4$  são apresentados na Tabela (4.18-4.20). Com relação a performance do modelo (ver Tabela (4.18)), os resultados são semelhantes aos reportados em  $w_3$  em que menores valores das funções objetivo foram alcançadas para os maiores valores de  $w_4$ . Por outro lado, não foi possível nenhum cenário atingir a solução ótima em menos de 2h. Analisando os resultados operacionais dados na Tabela (4.19), observa-se o maior envio de bateladas ocorreu quando este termo foi eliminado da função objetivo, pois com  $w_4 = 0$  não há limitação de envio pela refinaria. Para os demais valores de  $w_4$ , o incremento no valor do peso reduziu o número de bateladas enviadas, pois altos valores de  $w_4$  significam que é mais importante manter alto inventário nos tanques da refinaria. Vale ressaltar que, a partir do momento em que  $w_4$  passou a ser significativo, praticamente não houve alteração no número de bateladas enviadas, tempo de operação do duto e valores de *minib* e *minid*. Desta forma, conclui-se que a redução no valor da função objetivo em relação ao aumento no valor de  $w_4$  foi provocada, principal-

mente, pelo valor atribuído ao peso e não como uma mudança na operação. A sequência de envio quase não sofreu alterações, conforme visto na Tabela (4.19).

Tabela 4.18: Performance obtida pela variação do indicador  $w_4$ .

Cenários	Função Objetivo	Relative gap [%]	Best bound	Tempo de CPU [s]	Solução Relaxada	Tempo para 1 soL. (Gap [%])
0,0	-1,2512	1,69	-1,2727	7200	-1,2820	26,30(41,67)
0,5	-1,4974	0,04	-1,4980	7200	-1,2820	23,22(16,18)
0,75	-1,6368	0,93	-1,6522	7200	-1,7183	33,33(42,54)
<b>BS</b> 1,0	-1,7762	0,6	-1,7867	7200	-1,8649	23,06(30,31)
1,25	-1,9153	2,03	-1,9553	7200	-2,0118	21,66(26,49)
1,5	-2,0549	0,08	-2,0565	7200	-2,1584	31,50(72,49)
3,0	-2,8910	0,84	-2,9155	7200	-3,0386	30,92(34,51)
7,0	-5,1232	1,17	-5,1839	7200	-5,3859	24,13(13,81)

Tabela 4.19: Resultados operacionais da variação do indicador  $w_4$ .

Cenário	Número de bateladas	$TDS(i = I)$	Utilização do oleoduto [%]	$Dif$	$minib$	$minid$
0,0	12	8,833	88,33	22000	0	0,564
0,5	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
0,75	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
<b>BS</b> 1,0	10	7,687	76,87	0	0,557	0,450
1,25	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
1,5	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
3,0	10	7,688	76,88	0	0,557	0,450
7,0	8	7,635	76,35	0	0,567	0,390

Tabela 4.20: Sequenciamento de envio de produtos obtido na variação do indicador  $w_4$ .

Cenário/ Batelada	0,0	0,5	0,75	BS 1,0	1,25	1,5	3,0	7,0
1	<i>G</i>	<i>JF</i>						
2	<i>D</i>							
3	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>
4	<i>D</i>	<i>LPG</i>						
5	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>
6	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>
7	<i>LPG</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>
8	<i>G</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>LPG</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>	<i>D</i>
9	<i>LPG</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>G</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	<i>JF</i>	–
10	<i>D</i>	–						
11	<i>JF</i>	–	–	–	–	–	–	–
12	<i>D</i>	–	–	–	–	–	–	–
13	–	–	–	–	–	–	–	–
14	–	–	–	–	–	–	–	–
15	–	–	–	–	–	–	–	–

Diante todos os resultados e análises realizadas até este ponto, as principais conclusões obtidas são que os pesos  $w_2$  e  $w_3$  relataram melhores resultados para valores acima de 1,25. Porém, não é necessário considerar valores extremamente altos. O peso  $w_1$  deve ser um valor baixo, dependendo da estratégia operacional, enquanto  $w_4$  apresentou a menor influência nos resultados. A escolha dos valores de pesos vai ser dependente da resposta dada ao que é mais importante: operar o oleoduto pelo maior tempo possível ou bombear apenas o que for necessário? Finalmente, com base neste estudo, os pesos da função objetivo  $w_1, w_2, w_3$  e  $w_4$  considerados no presente trabalho são 0,5; 3; 2,5 e 1, respectivamente. A escolha desses valores priorizou o tempo de bombeamento com  $w_2 = 3$  maximizando a utilização da capacidade do oleoduto, seguido pela maximização do inventário no centro de distribuição com  $w_3 = 2,5$  com o objetivo de ter disponível um volume capaz de atender demandas imprevistas. Na refinaria, essa maximização torna-se menos importante pois a produção é contínua. A escolha de  $w_1 = 0,5$  justifica-se pela prioridade operar o oleoduto pelo maior tempo possível em que deve ser possível enviar volume em "excesso" sem penalizar fortemente o modelo.

Após a análise dos resultados acima, surgiu a questão se haveria interação entre estes pesos. Ou seja, qual seria a resposta do modelo frente a variação de mais de um peso ao mesmo tempo e se essa resposta influenciaria fortemente na solução do modelo? Esta análise foi realizada a partir de um planejamento de experimentos com um planejamento composto central e está detalhado no Apêndice 1.

---

---

## CAPÍTULO 5

---

# Integração dos modelos de planejamento da produção e programação da distribuição



Este capítulo apresenta um procedimento de integração das operações da refinaria e distribuição. O processo de integração consiste em executar o planejamento das operações da refinaria com base na demanda do centro de distribuição e a programação do envio dos produtos finais a partir dos tanques de mistura até os tanques de um centro de distribuição, por meio de um oleoduto.

A principal contribuição do modelo de integração do planejamento das operações da refinaria com a programação da distribuição consiste na possibilidade de otimizar todas as operações horizontalmente, evitando ótimos locais que podem surgir com a verticalização das decisões. O fator que possibilita essa integração dos problemas de planejamento e programação é a comunicação direta entre os modelos desenvolvidos devido a representação do tempo. O modelo do planejamento das operações da refinaria considera a representação em tempo discreto, com o planejamento diário da produção. O modelo de programação da distribuição também utiliza a representação com tempo discreto dividindo o horizonte de tempo em dias. A utilização da representação discreta em base de dias nos dois modelos desenvolvidos separadamente permite a direta relação entres eles. Ou seja, a saída do modelo de planejamento da refinaria alimenta a entrada do modelo de programação da distribuição. Essa característica é um fator muito importante uma vez que na literatura

os poucos trabalhos que reportam a integração dessas operações foram desenvolvidos com diferentes representações do tempo, sendo preciso um procedimento para criar um elo entre os dois modelos, como é o caso dos estudos apresentados por Li et al. (2009). Vale ressaltar que, o envio das bateladas de produtos finais pela refinaria e sua chegada no centro de distribuição pode acontecer em qualquer momento durante o dia representando uma fração daquele dia.

Neste trabalho, a integração do planejamento da produção na refinaria e programação da distribuição utiliza duas abordagens de solução: hierárquica e monolítica.

## 5.1 Abordagem hierárquica

Na abordagem de solução hierárquica os dois modelos desenvolvidos nos Capítulos 3 e 4 são solucionados separadamente. O modelo de planejamento da refinaria define o perfil de produção diário tendo em vista os petróleos disponíveis com suas qualidades, as capacidades e as condições operacionais das unidades, os volumes e propriedades das correntes intermediárias e, por fim, os volumes iniciais nos tanques de mistura e a demanda. Além disso, o modelo determina os valores das propriedades físico-químicas de cada corrente intermediária e sua alocação, com o objetivo de produzir os produtos finais dentro da faixa de especificação. A seleção dos tipos de petróleo que compõem a carga de alimentação da unidade de destilação atmosférica é um resultado da otimização que tem por base os custos de cada tipo de petróleo que produzem os produtos finais de maior valor e os rendimentos para a produção de correntes intermediárias.

Em seguida, o modelo da distribuição estabelece, com base no perfil de produção da refinaria, o volume e a sequência de envio das bateladas de produto final da refinaria até um centro de distribuição. A programação considera os volumes recebidos nos tanques de mistura, sua disponibilidade e a demanda dos produtos. O tempo exato de descarregamento do produto pela refinaria e sua chegada ao centro de distribuição é determinado, assim como a gestão dos tanques na refinaria e centro de distribuição. Períodos de *settling* estabelecem um tempo mínimo de espera para um tanque no centro de distribuição antes deste poder enviar o produto ao mercado.

A integração dos dois modelos ocorre por meio da transferência dos dados de saída do modelo da refinaria referente ao volume que alimenta os tanques de mistura ( $QF_{u,t}$ ), para os dados de entrada do modelo da distribuição referente ao volume que os tanques  $r$  estão recebendo ( $PR_{r,p,t}$ ). Considerando novamente as Figuras (5.1) (Capítulo 3) e (5.2) (Capítulo 4), é possível visualizar que no processo de integração com a abordagem hierárquica, os tanques  $r$  na Figura (5.1) corresponderão aos tanques de mistura da Figura

(5.2). Assim os volumes resultantes de  $QF_{u,t}$  na execução do modelo da refinaria serão atribuídos ao parâmetro  $PR_{r,p,t}$  para a execução do modelo da distribuição.

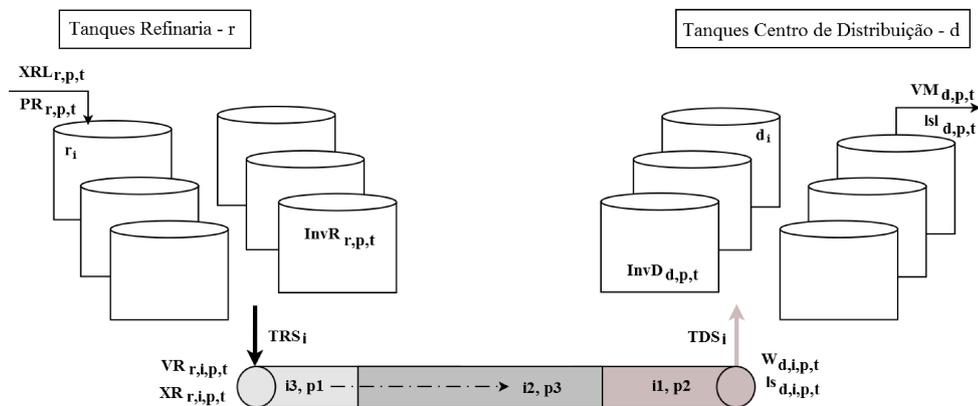


Figura 5.1: Representação de uma refinaria conectada a um centro de distribuição por meio de um oleoduto.

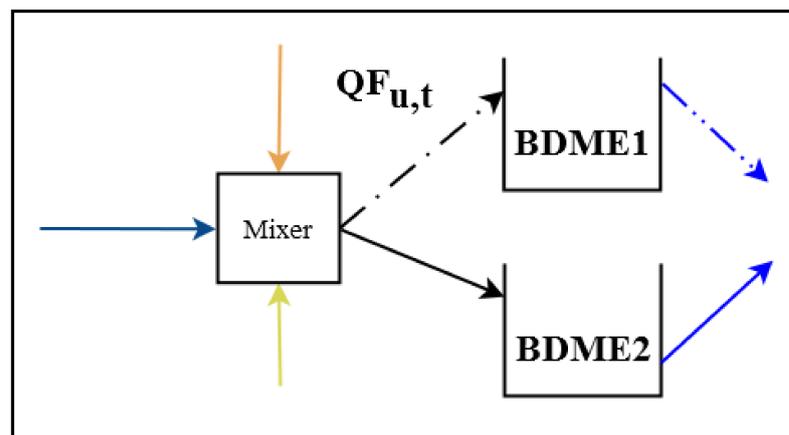


Figura 5.2: Tanque de mistura genérico.

Todos os parâmetros no modelo da refinaria foram mantidos. Em relação aos parâmetros do modelo da distribuição, foi preciso inserir novos dados referentes ao diesel metropolitano e diesel marítimo, pois o modelo de distribuição considerou um número limitado de produtos em sua fase de desenvolvimento, sendo expandido para integrar com a refinaria que produz um portfólio maior de produtos. A nova matriz de sequências proibida (0)/permitida (1) é dada pela Tabela (5.1). A Tabela (5.2) adiciona os limites de volume de batelada para cada produto  $p$ .

Tabela 5.1: Sequência de produtos permitida (1) e proibida (0).

$p/p'$	DIN	DME	DMA	GLN	LPG
DIN	0	1	1	1	1
DME	1	0	1	1	1
DMA	1	1	0	1	1
GLN	1	1	1	0	1
LPG	1	1	1	1	0

Tabela 5.2: Limites de volume das bateladas dos produtos finais ( $m^3$ ).

	DIN	DME	DMA	GLN	LPG
$batch_p^{min}$	11.000	8.000	6.000	11.000	6.000
$batch_p^{max}$	40.000	16.000	16.000	35.000	18.000

### 5.1.1 Implementação do modelo

O cenário de aplicação nos dois modelos foi para 7 dias de operação, sendo que o procedimento de pré-processamento descrito no Capítulo 4 na Seção 4.3 foi utilizado no modelo da distribuição. Os dois modelos foram implementados no sistema GAMS na versão 23.8, em uma plataforma Intel(R) Core(TM)2 Quad CPU Q8400 2,66GHz com 4GB de RAM. O modelo da refinaria, que resultou em um problema *MINLP*, foi resolvido utilizando o *solver* DICOPT. Os subproblemas não lineares foram resolvidos com o *solver* CONOPT enquanto que, os problemas MILP utilizaram o *solver* CPLEX. O modelo da distribuição é um problema MILP que foi resolvido com o *solver* CPLEX 12. Os critérios de parada adotados para os problemas MILPs foram  $gap = 0\%$  ou 7.200 segundos para o tempo de CPU.

A Tabela (5.3) permite visualizar os resultados computacionais para os dois modelos. A solução foi reportada em poucos segundos de execução para o modelo da refinaria. O modelo da distribuição, por outro lado, não atingiu a solução ótima em menos de 2h de busca de solução. Isso se deve, principalmente, ao elevado número de variáveis binárias em conjunto com a alteração das capacidades dos tanques e limites de tamanho das bateladas quando comparado aos parâmetros considerados no Capítulo 4. É provável que esta alteração no tamanho de bateladas e volumes iniciais tornou mais difícil a busca pela solução ótima no modelo da distribuição.

Tabela 5.3: Performance computacional do modelo da refinaria e da distribuição na abordagem hierárquica.

	Modelo da refinaria	Modelo da Distribuição
<b>Função objetivo</b>	R\$43.243,26	-4,2304
<b>Relative gap (%)</b>	0,00	9,38
<b>Tempo de CPU (s)</b>	23,19	7.200
<b>Equações</b>	2.361	8.252
<b>Variáveis contínuas</b>	2.255	6.339
<b>Variáveis binárias</b>	140	1.353

### 5.1.2 Resultados operacionais da abordagem hierárquica

O modelo da refinaria na abordagem hierárquica é exatamente igual ao modelo descrito no Capítulo 3, considerando os mesmos valores para todos os parâmetros. Desta forma, os resultados apresentados na Seção 3.4 no Capítulo 3 são válidos na abordagem hierárquica e não serão discutidos novamente. Com relação ao modelo da distribuição, executado a partir dos resultados obtidos para a carga de alimentação dos tanques de mistura (Ver Tabela (3.19)), obteve-se uma função objetivo igual a  $-4,2304$ . Os valores das variáveis que compõem a função objetivo foram:  $dif = 0$ ,  $TDS_{i=12} = 7,00$ ,  $minib = 0,167$  e  $minid = 0,465$ . Os resultados demonstram que a operação do oleoduto ocorreu por todo o horizonte de tempo, com o total de 13 bateladas enviadas, sendo que a última permaneceu no oleoduto.

A Figura (5.3) ilustra o sequenciamento de envio no oleoduto a partir da refinaria até o centro de distribuição para a abordagem hierárquica para o horizonte de 7 dias considerando o pré-processamento. Esta figura apresenta o caminho percorrido por cada produto, as bateladas enviadas pela refinaria e sua chegada ao centro de distribuição. Os volumes descarregados no oleoduto pelos tanques da refinaria, os volumes chegando ao centro de distribuição, bem como os tempos de cada uma dessas operações também podem ser encontrados. Destaca-se que a regra de sequenciamento dos produtos foi respeitada. Os volumes enviados foram próximos ao limite mínimo de tamanho da bateladas para quase todos os envios realizados. Isso ocorreu devido ao objetivo de manter o oleoduto em operação até o final do horizonte de tempo. A operação finaliza com o envio da batelada  $i = 13$  no dia 7 que permanece no oleoduto, respeitando a regra de manter o oleoduto sempre cheio. Além disso, tem-se que o final do envio da última batelada pela refinaria ocorreu ao mesmo tempo que a batelada anterior terminou de ser recebida no centro de distribuição, quando os valores de  $TRS_{i=13}$  e  $TDS_{i=12}$  foram iguais a 7,00.

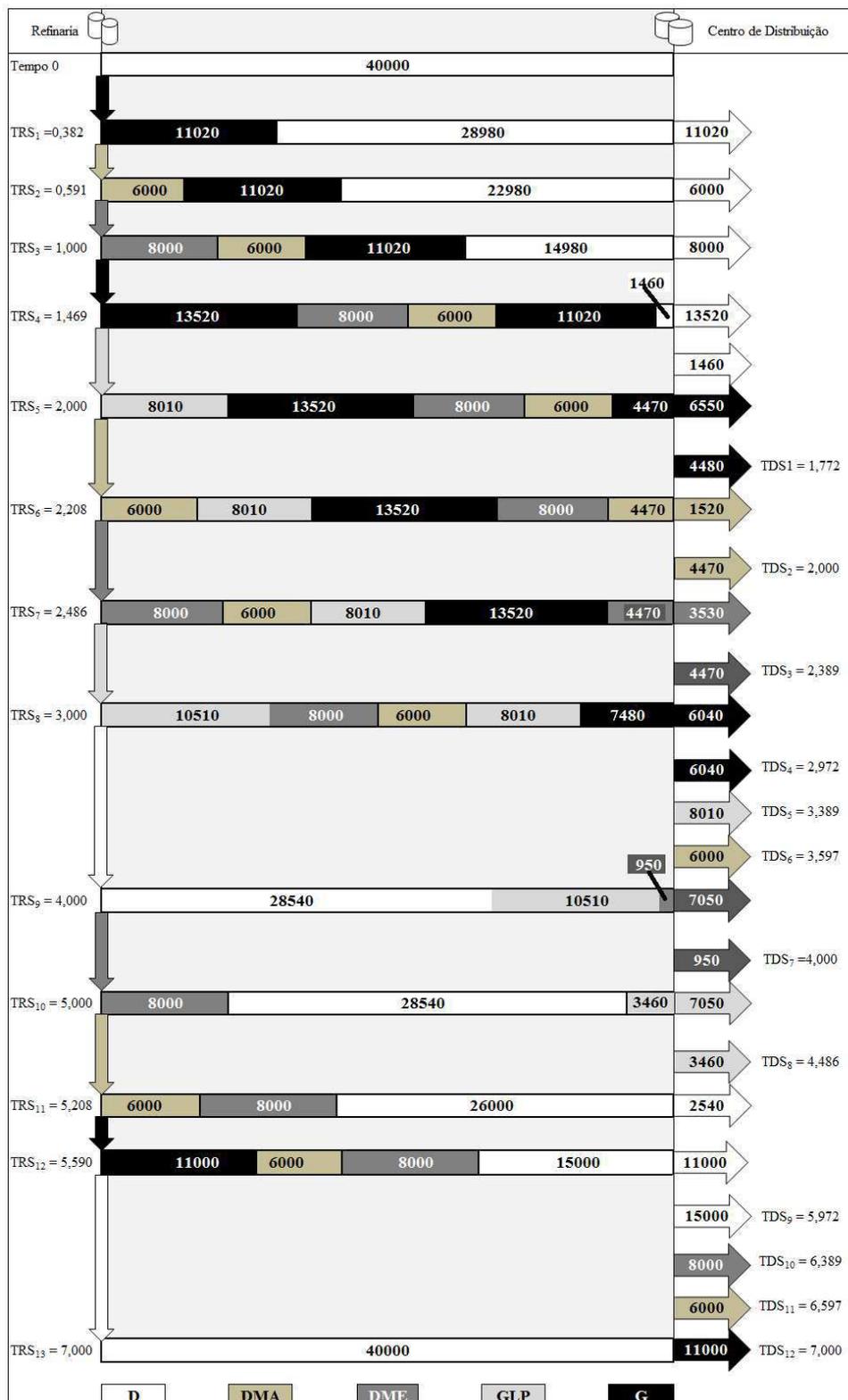


Figura 5.3: Gráfico de Gantt para a abordagem hierárquica o período de 7 dias com pré-processamento: Diesel Interior (DIN) - branco, Diesel Metropolitano (DME) - cinza escuro, Diesel Marítimo (DMA) marrom claro - Gasolina (GLN) - preto e GLP - cinza claro).

## 5.2 Abordagem monolítica

Na abordagem monolítica um único modelo contempla a modelagem do planejamento da refinaria definindo o perfil de produção das unidades e a programação da distribuição dos produtos finais até o centro de distribuição, como o resultado da integração do modelo de planejamento com o modelo de programação. Desta forma, um único modelo é responsável por:

- selecionar os tipos de petróleo que alimentam a unidade  $CDU$ ;
- determinar os volumes e propriedades físico-químicas de cada corrente na entrada e saída de cada unidade;
- alocar cada corrente intermediária;
- definir as correntes que alimentam os tanques de mistura com base na especificação de cada produto final;
- estabelecer o volume de cada batelada e a sequência de envio dos tanques de mistura para o oleoduto;
- determinar o tempo exato de descarregamento do produto pela refinaria e sua chegada ao centro de distribuição;
- gerenciar os níveis de inventários dos tanques de mistura na refinaria e tanques de armazenamento no centro de distribuição.

O modelo monolítico desenvolvido considerou todo o equacionamento descrito nos Capítulos 3 e 4, com exceção de algumas modificações em termos de conjuntos, variáveis e restrições. O conjunto de tanques  $r$  no modelo da distribuição que representavam os tanques da refinaria foram substituídos pelos tanques de mistura ( $u \in B_u$ ) do modelo da refinaria. Apenas a variável binária  $XRL_{r,p,t}$  utilizada no modelo da distribuição (Capítulo 4) foi eliminada no modelo monolítico, pois corresponde a mesma função da variável binária  $XS_{u,t}$  do modelo da refinaria (Capítulo 3). Assim, as restrições que consideravam esta variável precisaram ser modificadas ou eliminadas. Da mesma forma, o parâmetro  $PR_{r,p,t}$  que representava o volume de entrada dos tanques  $r$  no modelo da distribuição tornou-se desnecessário, uma vez que essa produção é dada pela variável  $QF_{u,t}$ . O balanço de inventário para os tanques da refinaria no modelo da distribuição também precisou ser excluído, pois esse balanço já é realizado para os tanques de mistura. A demanda dos produtos finais passou a ser incidente no centro de distribuição e não mais nos tanques de mistura.

A Tabela (5.4) faz um resumo de quais equações foram eliminadas tanto na modelagem da refinaria quanto na distribuição.

Tabela 5.4: Lista de restrições que foram eliminadas na abordagem monolítica.

Restrição	Localização	Status
$\sum_{u \in B_u, US_{u,s}} \sum_t QS_{u,s,t} \geq DEM_s$	(3.76)	Eliminada
$InvR_{r,p,t} = InvR_{r,p,t=1}^o$ $+ InvR_{r,p,t-1 t>1} + PR_{r,p,t} \cdot XRL_{r,p,t} - \sum_{i=1} VR_{r,i,p,t}$	(4.4)	Eliminada
$\sum_{r \in Rp_p} XRL_{r,p,t} = 1$	(4.13)	Eliminada
$\sum_i XR_{r,i,p,t} + XRL_{r,p,t} \leq 1$	(4.15)	Eliminada

As Restrições (5.1) e (5.2) foram adicionadas ao modelo monolítico. A Restrição (5.1) determina que o volume de saída da corrente  $s$  do tanque de mistura  $u$  corresponde ao volume presente na batelada  $i$  que é enviada para o oleoduto. A Restrição (5.2) estabelece que se há saída do tanque de mistura  $u$  no tempo  $t$  então uma batelada  $i$  contendo corrente  $s$  é enviada para o oleoduto no tempo  $t$ . É importante destacar que estas duas restrições fazem o elo entre o modelo da refinaria e o modelo da distribuição.

$$QS_{u,s,t} = \sum_i VR_{u,i,s,t}, \forall u \in B_u, s \in Soutu, s \quad (5.1)$$

$$XS_{u,t} = \sum_i \sum_{s \in Soutu,s} XR_{u,i,s,t}, \forall u \in B_u \quad (5.2)$$

No que diz respeito à função objetivo, os dois modelos desenvolvidos separadamente consideraram funções objetivos diferentes. No modelo da refinaria houve a maximização do lucro e no modelo da distribuição a minimização dos custos, sendo que estes custos foram obtidos indiretamente. No modelo monolítico, por sua vez, optou-se por uma função objetivo em que deseja-se a maximização do lucro com base na função objetivo descrita no Capítulo 3 (Ver Equação (3.77)), com a adição dos custos de inventário nos tanques de armazenamento no centro de distribuição. Desta forma, a função objetivo na abordagem monolítica é dada Equação (5.3). Pela Equação (5.3) observa-se que o primeiro termo corresponde a receita obtida com a venda dos derivados. Os segundo e terceiros termos compreendem os custos com o inventário na refinaria e centro de distribuição, respectivamente. O quarto termo está relacionado ao custo de bombeamento dos produtos finais. A penalização pelo desvio da variável operacional é representado pelos quinto e sexto termos. Por fim, tem-se o custo com a compra dos diferentes tipos de petróleo disponíveis.

$$\begin{aligned}
z = & \sum_t \sum_{u \in B_u} \sum_{s \in Sout_u} QS_{u,s,t} \cdot Vendas_s \\
& - \sum_{u \in B_u} Inv_{u,t} \cdot Cinv_u \\
& - \sum_{u \in D_u} \sum_{s \in Sout_{u,s}} InvT_{u,s,t} \cdot CinvT_u \\
& - \sum_{u \in B_u} \sum_{s \in Sout_{u,s}} QS_{u,s,t} \cdot Cpump_s \\
& - QF_{CDU,t} \cdot 9 \cdot 10^{-5} \cdot V_{CDU,V1,t} \cdot 75 \\
& - QF_{HT3,t} \cdot 0,02 \cdot V_{HT3,V1,t} \\
& - \sum_{u \in U_{CDU}} \sum_{s \in SU'_{u'}} Q_{u,s,CDU,t} \cdot Custo_{TANK} \tag{5.3}
\end{aligned}$$

No que diz respeito aos valores dos parâmetros do modelo, os valores foram os mesmos descritos no Capítulo 3 com relação a refinaria. O total de 21 bateladas estão disponíveis para envio e a demanda é diária conforme dado pela Tabela (3.14). Os custos de inventário dos tanques presentes no centro de distribuição estão apresentados na Tabela (5.5).

Tabela 5.5: Valores do custo de inventário dos tanques de armazenamento no centro de distribuição ( $\$/m^3 dia$ ).

Tanque de mistura	Custo
<i>D1, D2 (GLP)</i>	0,0038
<i>D3, D4 (GLN)</i>	0,0024
<i>D5, D6 (DIN)</i>	0,0037
<i>D7, D8 (DME)</i>	0,0038
<i>D9, D10 (DMA)</i>	0,0034

### 5.2.1 Implementação da abordagem monolítica

O cenário de aplicação nos dois modelos foi para 7 dias de operação, sendo que o procedimento de pré-processamento descrito no Capítulo 4 na Seção 4.3 foi considerado. O modelo MINLP foi implementado no sistema GAMS na versão 23.8, em uma plataforma Intel(R) Core(TM)2 Quad CPU Q8400 2,66GHz com 4GB de RAM. O *solver* DICOPT foi utilizado para o problema MINLP, os subproblemas não lineares foram resolvidos com o *solver* CONOPT enquanto que, os problemas MILP utilizaram o *solver* CPLEX 12. O critério de parada adotado para o MILPs foi  $gap = 0,05\%$  ou 7.200 segundos para o tempo de CPU.

A Tabela (5.6) apresenta os resultados computacionais para a abordagem monolítica.

Observa-se que o número de equações foi elevado, bem como o número de variáveis binárias. A solução foi reportada em aproximadamente 28 minutos com um *gap* de 0,05%.

Tabela 5.6: Performance computacional obtida na abordagem monolítica.

	Modelo da refinaria
Função objetivo	R\$12.276,9
<i>Relative gap</i> (%)	0,05
Tempo de CPU (s)	1682,2
Equações	14.218
Variáveis contínuas	8.521
Variáveis binárias	1.423

### 5.2.2 Resultados operacionais da abordagem monolítica

A Tabela (5.7) apresenta o valores obtidos para as vazões de cada corrente de entrada. Nessa tabela, observa-se que praticamente todas as unidades operaram bem próximo ao limite de capacidade mínimo (Ver Tabela (3.18)), uma vez que deseja-se a redução do custo de inventário, principalmente, nos tanques de mistura da refinaria. Desta forma, a geração dos produtos que podem encarecer o custo de inventário ocorre somente quando necessário, se o volume inicial não suprir a demanda do centro de distribuição.

A corrente de alimentação da unidade *CDU* foi formada basicamente pelos petróleos de menor custo, RGN (22.388, 26m<sup>3</sup>) e Cabiun (2.984, 84m<sup>3</sup>) até o dia 7. Olhando a Tabela (3.12) verifica-se que os tipos de petróleos selecionados possuem maior rendimento de correntes pesadas como o resíduo atmosférico (*ATR*) e o diesel pesado (HD). A produção de *C3C4* é devido ao petróleo Cabiun, porém apenas com o rendimento necessário para a operação da unidade *DEPROP* na capacidade mínima.

Os tanques de mistura *BGLP1* e *BGLP2* não receberam correntes proveniente de nenhuma unidade. Isso ocorreu devido a minimização dos custos de inventário deste produto que é o mais elevado dentre todos os produtos da refinaria. Além disso, o volume inicial de *GLP* presente nos tanques no centro de distribuição são suficientes para abastecer o mercado e assim a otimização indicou que não há a necessidade de produzir mais *GLP* pelos próximos 7 dias, evitando a geração de custos de inventário para este produto. Esse resultado reforça a seleção dos tipos de petróleos que produzem correntes mais pesadas, uma vez que não há a necessidade de produção em grandes volumes de correntes mais leves, sendo produzido apenas o mínimo exigido para o operação das unidades que recebem essas correntes mais leves.

A Tabela (5.8) mostra os resultados para a vazão de saída dos tanques de mistura correspondendo aos valores enviados de produto final ao oleoduto que abastece o cen-

tro de distribuição. A partir dessa tabela, é possível verificar quais tanques de mistura descarregaram produto final ao longo do horizonte de tempo. Observa-se que houve descarregamento de *GLP* pelos tanques de mistura *BGLP1* e *BGLP2* nos dois primeiros períodos de tempo, exatamente devido à tentativa de reduzir o custo gerado com o inventário nestes tanques. Além disso, analisando em conjunto os dados das Tabelas (5.7) e (5.8) observa-se que houve o respeito à regra operacional que não permitia o carregamento e descarregamento simultâneo dos tanques de mistura.

Tabela 5.7: Volume de carga de alimentação em cada unidade ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica ( $m^3$ )

<b>Unidade</b>	1	2	3	4	5	6	7
<i>CDU</i>	25373, 1	25373, 1	25373, 1	25373, 1	25373, 1	25373, 1	25373
<i>VDU</i>	10000	10000	10000	10000	10000	10000	10000
<i>FCC</i>	7544, 1	7544, 1	7544, 1	7544, 1	7544, 1	7544, 1	7544, 1
<i>PDA</i>	4000	4000	4000	4000	4000	4000	4000
<i>HT1</i>	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
<i>HT2</i>	2000	2000	2000	2000	2000	2000	2000
<i>HT3</i>	3462, 6	3462, 6	3462, 6	3462, 65	3462, 65	3462, 6	3462, 6
<i>DEPROP</i>	1865, 6	1865, 6	1865, 6	1865, 68	1865, 68	1865, 6	1865, 6
<i>UMTBE</i>	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
<i>PC3</i>	746, 2	746, 2	746, 2	746, 2	746, 2	746, 2	746, 27
<i>PC4</i>	919, 4	919, 4	919, 4	919, 4	919, 4	919, 4	919, 4
<i>PFO</i>	4437, 9	4437, 9	4437, 9	4437, 9	4437, 9	4437, 9	4437, 9
<i>BGLP1</i>	—	—	—	—	—	—	—
<i>BGLP2</i>	—	—	—	—	—	—	—
<i>BGLN1</i>	4718, 8	3892	—	3892	—	—	—
<i>BGLN2</i>	—	—	3892	—	3892	3892	5205, 4
<i>BDIN1</i>	—	—	3486, 5	5313, 4	10000	10000	—
<i>BDIN2</i>	—	—	—	—	—	—	—
<i>BDME1</i>	486, 5	1313, 4	—	—	—	—	—
<i>BDME2</i>	—	—	—	6000	—	—	—
<i>BDMA1</i>	—	10000	7826, 8	—	1313, 4	—	10000
<i>BDMA2</i>	10000	—	—	—	—	1313, 4	—

Tabela 5.8: Volume de saída em cada tanque de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica ( $m^3$ ).

<b>Unidade</b>	1	2	3	4	5	6	7
<i>BGLP1</i>	–	9000	–	–	–	–	–
<i>BGLP2</i>	9000	–	–	–	–	–	–
<i>BGLN1</i>	–	–	11000	–	14800	–	–
<i>BGLN2</i>	–	–	–	15600	–	–	–
<i>BDIN1</i>	–	13800	–	–	–	–	40000
<i>BDIN2</i>	11800	–	–	13200	–	–	–
<i>BDME1</i>	–	–	11800	–	–	–	–
<i>BDME2</i>	8000	–	–	–	8000	–	–
<i>BDMA1</i>	–	–	–	–	–	11800	–
<i>BDMA2</i>	–	6000	6000	–	6000	–	–

A Figura (5.4) apresenta o gráfico de Gantt para o modelo com abordagem monolítica, em que acompanha-se o descarregamento dos produtos pelos tanques de mistura da refinaria e sua chegada aos tanques de armazenamento no centro de distribuição. Por meio desta figura e em conjunto com os dados mostrados na Tabela (5.8), é possível verificar de qual tanque de mistura originou-se a batelada  $i$ , lembrando que o volume de saída do tanque de mistura deve ser igual ao volume de batelada enviada ao oleoduto. Além disso, nota-se que o oleoduto operou por todo o horizonte de tempo, sendo que o envio da última batelada,  $i = 16$ , ocorreu ao mesmo tempo que a batelada  $i = 15$  finalizou seu recebimento no centro de distribuição,  $TRS_{i=16} = 7,00$  e  $TDS_{i=15} = 7,00$ .

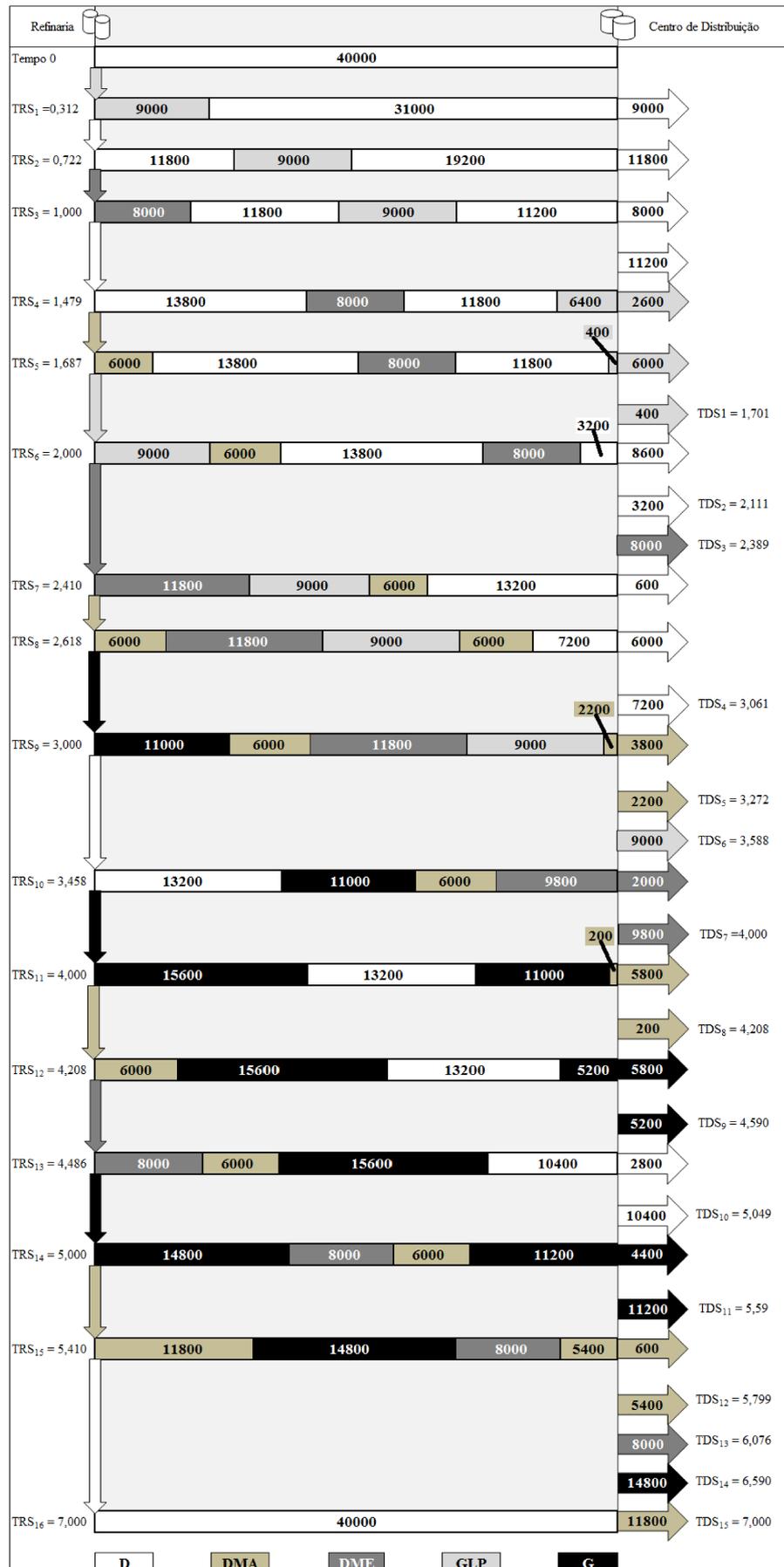


Figura 5.4: Gráfico de Gantt para o modelo de abordagem monolítica para o período de 7 dias com pré-processamento: Diesel Interior (DIN) - branco, Diesel Metropolitano (DME) - cinza escuro, Diesel Marítimo (DMA) marrom claro - Gasolina (GLN) - preto e GLP - cinza claro).

A Figura (5.5) apresenta os perfis de inventário dos tanques de mistura na refinaria e dos tanques de armazenamento no centro de distribuição para a abordagem monolítica. Por meio desta figura, o respeito a regra operacional que não permite o carregamento (na refinaria) ou descarregamento (no centro de distribuição) simultâneo dos tanques que armazenam os mesmos produtos. Isso pode ser observado considerando o conjunto de tanques *BGLN1 – BGLN2* na Figura (5.5-a) em que durante os dias 1 e 3 o tanque *BGLN1* recebeu corrente das unidades de produção da refinaria e descarregou para o oleoduto durante os dias 2 e 4. O tanque *BGLN2* recebeu corrente de alimentação durante os dias 2, 4 e 6, enquanto que descarregou para o oleoduto somente no dia 3. Análise semelhante pode ser feita para os tanques de armazenamento no centro de distribuição na Figura (5.5-b). Destaca-se que os tempos de envio das bateladas pela refinaria e chegada ao centro de distribuição são obtidos em frações do dia e, portanto, durante um mesmo dia pode haver o envio ou a chegada de mais de duas bateladas. Porém, deve-se deixar claro, que essas bateladas são enviadas e chegam em sequencia ao longo do dia e não de forma simultânea, como ser acompanhado por meio da Figura (5.4).

A Tabela (5.9) apresenta a qualidade obtida para os produtos finais presentes nos tanques de mistura. De acordo com os dados dessa tabela todas as propriedades permaneceram dentro da faixa de especificação no momento do envio do produto final e estão destacado em negrito, sendo que esses valores foram especificados no dia anterior. Destaca-se que para os tanques de mistura *BGLP1*, *BGLP2* e *BDIN2* não houve alteração no valor das propriedades ao longo do horizonte de tempo, uma vez que estes tanques não receberam correntes proveniente de nenhuma unidade da refinaria (Ver Tabela (5.7)). Além disso, fazendo uma análise em conjunto das Tabelas (5.7) e (5.9) observa-se que em alguns períodos de tempo os demais tanques de mistura também não receberam correntes e, portanto, durante estes períodos de tempo os valores das propriedades permaneceram constantes. Isso pode ser visualizado considerando, por exemplo, o tanque de mistura *BDME2* que apenas sofreu alteração no valor de suas propriedades durante o dia 4, quando recebeu uma corrente de entrada no valor de  $8.000m^3$ . Análise similar pode ser feita para os demais tanques de mistura.

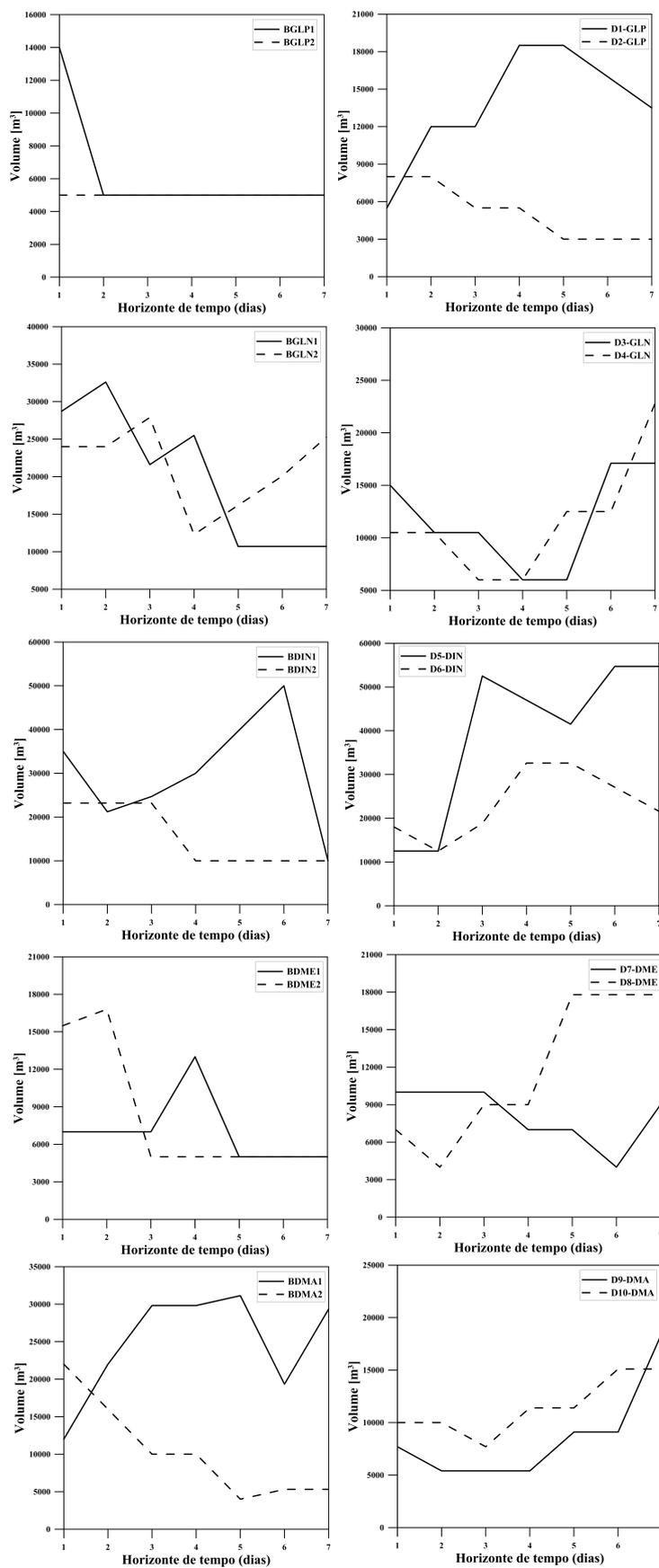


Figura 5.5: Perfil de inventário dos tanques de mistura na refinaria e dos tanques de armazenamento no centro de distribuição para a abordagem monolítica.

Tabela 5.9: Qualidade dos produtos finais nos tanques de mistura ao longo de todo o horizonte de tempo para a abordagem monolítica.

Tanque de mistura	Prop.	1	2	3	4	5	6	7
<i>BGLP1</i>	<i>MON</i>	115	<b>115</b>	115	115	115	115	115
	<i>PVR</i>	7,5	<b>7,5</b>	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
<i>BGLN1</i>	<i>MON</i>	110	106,77	<b>106,77</b>	103,13	<b>103,13</b>	103,13	103,13
	<i>PVR</i>	0,39	0,41	<b>0,41</b>	0,44	<b>0,44</b>	0,44	0,44
<i>BDIN1</i>	<i>A50</i>	279	<b>279</b>	286,81	289,88	285,47	279,66	<b>279,66</b>
	<i>A85</i>	184,99	<b>184,99</b>	181,07	178,53	172,89	294,65	<b>294,65</b>
	<i>E</i>	0,25	<b>0,25</b>	0,23	0,20	0,17	0,15	<b>0,15</b>
	<i>NC</i>	55	<b>55</b>	53,93	52,39	50,04	48,32	<b>48,32</b>
	<i>D20</i>	0,85	<b>0,85</b>	0,85	0,84	0,84	0,83	<b>0,83</b>
	<i>A50</i>	275,15	267,31	<b>267,31</b>	267,31	267,31	267,31	267,31
<i>BDME1</i>	<i>A85</i>	328,58	324,98	<b>324,98</b>	324,98	324,98	324,98	324,98
	<i>E</i>	0,097	0,091	<b>0,091</b>	0,091	0,091	0,091	0,091
	<i>NC</i>	55,91	53,67	<b>53,67</b>	53,67	53,67	53,67	53,67
	<i>D20</i>	0,85	0,84	<b>0,84</b>	0,84	0,84	0,84	0,84
	<i>A50</i>	279	275,96	285,58	285,58	254,14	<b>254,14</b>	267,05
<i>BDMA1</i>	<i>A85</i>	184,99	169,83	162,65	162,65	161,65	<b>161,65</b>	370
	<i>E</i>	0,5	0,31	0,25	0,25	0,24	<b>0,24</b>	0,19
	<i>NC</i>	55	49,42	46,76	46,76	46,18	<b>46,18</b>	45,08
	<i>D20</i>	0,85	0,84	0,83	0,83	0,82	<b>0,82</b>	0,82
	<i>MON</i>	<b>115</b>	115	115	115	115	115	115
<i>BGLP2</i>	<i>PVR</i>	<b>7,5</b>	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
<i>BGLN2</i>	<i>MON</i>	115,5	115,5	110,96	<b>110,96</b>	104,21	100,09	96,29
	<i>PVR</i>	0,35	0,35	0,38	<b>0,38</b>	0,43	0,46	0,49
<i>BDIN2</i>	<i>A50</i>	<b>279</b>	279	279	<b>279</b>	279	279	279
	<i>A85</i>	<b>184,98</b>	184,98	184,98	<b>184,98</b>	184,98	184,98	184,98
	<i>E</i>	<b>0,25</b>	0,25	0,25	<b>0,25</b>	0,25	0,25	0,25
	<i>NC</i>	<b>55</b>	55	55	<b>55</b>	55	55	55
	<i>D20</i>	<b>0,85</b>	0,85	0,85	<b>0,85</b>	0,85	0,85	0,85
	<i>A50</i>	<b>279</b>	279	279	251,11	<b>251,11</b>	251,11	251,11
<i>BDME2</i>	<i>A85</i>	<b>330</b>	330	330	304	<b>304</b>	304	304
	<i>E</i>	<b>0,1</b>	0,1	0,1	0,084	<b>0,084</b>	0,084	0,084
	<i>NC</i>	<b>56</b>	56	56	48,01	<b>48,01</b>	48,01	48,01
	<i>D20</i>	<b>0,85</b>	0,85	0,85	0,82	<b>0,82</b>	0,82	0,82
	<i>A50</i>	275,92	<b>275,92</b>	<b>275,92</b>	275,92	<b>275,92</b>	276,06	276,06
<i>BDMA2</i>	<i>A85</i>	169,84	<b>169,84</b>	<b>169,84</b>	169,84	<b>169,84</b>	266,39	266,39
	<i>E</i>	0,31	<b>0,31</b>	<b>0,31</b>	0,31	<b>0,31</b>	0,27	0,27
	<i>NC</i>	49,52	<b>49,52</b>	<b>49,52</b>	49,52	<b>49,52</b>	48,16	48,16
	<i>D20</i>	0,84	<b>0,84</b>	<b>0,84</b>	0,84	<b>0,84</b>	0,84	0,84

Comparando as soluções obtidas pelas abordagens hierárquica e monolítica, observa-se que de maneira geral, as duas abordagens foram bem sucedidas. A abordagem monolítica atingiu uma solução viável com boa performance computacional. O modelo desenvol-

vido foi capaz de integrar todas as operações, desde a escolha dos tipos de petróleo que alimentam a unidade de destilação até a definição dos tempos de envio e recebimentos das bateladas pela refinaria e centro de distribuição, respectivamente. A abordagem hierárquica, por outro lado, não atingiu a solução ótima para o modelo da distribuição mostrando que os parâmetros definidos pelo modelo da refinaria influenciam fortemente na solução da distribuição.

---

---

# CAPÍTULO 6

---

## Conclusões e trabalhos futuros

Este trabalho abordou o problema de planejamento das unidades de produção e mistura da refinaria e a programação da distribuição de derivados. Dois modelos foram desenvolvidos, um problema MINLP abrangeu o planejamento da produção da refinaria e um outro modelo MILP abordou a programação da distribuição de produtos. Em seguida, a integração entre os modelos de planejamento da produção e de programação da distribuição foi estabelecida, utilizando uma abordagem hierarquizada e uma abordagem monolítica de solução.

O problema de planejamento das unidades de produção e mistura de correntes da refinaria (Capítulo 3) apresentou como principal contribuição a inserção dos tanques de mistura de correntes intermediárias para a produção dos produtos finais. Essa implementação permitiu o detalhamento do gerenciamento da mistura de produtos finais da refinaria, acompanhando cada corrente de entrada dos tanques de mistura e monitorando suas propriedades físico-químicas, de forma a atingir as especificações de qualidade dos produtos finais. Também foi possível determinar a gestão dos tanques de mistura com satisfação das regras operacionais. Todos os produtos finais foram enviados dentro da faixa de especificação desejada. Os tipos de petróleo selecionados para compor a carga de alimentação da unidade de destilação atmosférica mantiveram a qualidade dos produtos finais ao mesmo tempo gerou maior lucratividade. A solução foi obtida em menos de 1 minuto.

O modelo de programação da distribuição de derivados integrou a programação das operações de um oleoduto multiproduto e unidirecional com as informações de uma refi-

na refina e um centro de distribuição (Capítulo 4). O modelo proposto foi capaz de coordenar as operações de tanques na refina e centro de distribuição ao mesmo tempo em que produziu uma sequência de envio de produtos no oleoduto com o atendimento das demandas dos clientes. A principal vantagem do modelo proposto foi a sincronização temporal entre as operações da refina, oleoduto e centro de distribuição determinando o tempo exato de bombeamento de uma batelada da refina para o oleoduto e da chegada da mesma batelada no centro de distribuição. A gestão detalhada de tanques na refina e no centro de distribuição foi obtida respeitando todas as regras operacionais, de sequenciamento e os períodos de *settling*. O procedimento para redução de variáveis binárias proposto alcançou reduções em torno de 60% do número destas variáveis, reduzindo significativamente o tempo de *CPU* para todos os casos. Para os casos com 15 e 21 dias ainda não foi possível atingir a solução ótima, mas houve redução no *relative gap* quando comparado às soluções anteriores. De maneira geral, o procedimento foi bem sucedido na redução do esforço computacional.

A partir dos modelos da refina e distribuição desenvolvidos foi implementado dois modelos para integrar as operações de planejamento de produção da refina com a programação da distribuição de derivados (Capítulo 5). O primeiro modelo adotou uma abordagem de solução hierárquica enquanto o outro modelo considerou uma abordagem monolítica. A principal vantagem dessas propostas de integração do planejamento das operações da refina com a programação da distribuição foi a otimização do processo global evitando ótimos locais que podem ser obtidos com a verticalização da cadeia. O planejamento definiu o perfil de produção da refina fornecendo os dados necessários para a programação do sequenciamento de envio das bateladas de produtos finais da refina até o centro de distribuição. O procedimento de integração hierárquico em geral foi bem sucedido, porém a solução do modelo de distribuição não atingiu a solução ótima em menos de 2h de tempo de *CPU*. Por outro lado, a abordagem monolítica reportou uma solução em menos de 1h de tempo de *CPU* com *gap* de 0,05%, mostrando que foi possível e viável integrar todas as operações da cadeia, desde a produção das unidades da refina até a chegada do produto final ao centro de distribuição, com boa performance computacional.

Para trabalhos futuros, pode-se considerar a inserção de mais de um centro de distribuição a ser abastecido pelo oleoduto. Características de operação como entradas e saídas simultâneas além da identificação e minimização das interfaces também podem ser adicionadas ao modelo de distribuição. Com relação ao modelo da refina, devem ser inseridas regras de operação para os tanques de mistura, tais como: tempo de preparação dos produtos em cada tanque, tempo relacionado a certificação do produto, operações a longo prazo com horizontes de tempo maiores e demandas variadas. A integração dos modelos de planejamento e programação da produção deve ainda ser investigado consi-

derando os aspectos operacionais listados acima além de um procedimento que acelere a busca de solução no modelo monolítico.

---

---

# APÊNDICE A

---

## Apêndice

### **A.1 Planejamento de experimentos para os termos da função objetivo do modelo de distribuição**

O Capítulo 4 apresenta um estudo de sensibilidade para os pesos dos termos na função objetivo para o modelo de distribuição. Essa análise de sensibilidade avalia apenas o efeito que cada peso individualmente tem sobre os resultados computacionais e operacionais. Desta forma, também foi realizado um estudo para avaliar o efeito de interação entre os parâmetros  $w_1, w_2, w_3$  e  $w_4$ , por meio de um Planejamento Composto Central (PCC).

O estudo detalhado sobre Planejamento Composto Central pode ser encontrada em Box et al. (1978). Em resumo, o Planejamento Composto Central pertence a uma classe de planejamento fatorial de primeira ordem, com a adição de alguns pontos que permitem a estimação de parâmetros de superfície de segunda ordem. Planejamentos fatoriais são utilizados para descobrir quais variáveis influenciam na resposta do sistema. Em tese, o Planejamento Composto Central consiste de um ponto central, com réplicas que estimam os termos individuais e de pontos axiais que determinam os termos quadráticos. Traduzindo, esse planejamento vai estimar as condições experimentais que permitem analisar as variáveis que influenciam a resposta. O PCC permite avaliar simultaneamente os efeitos das interações entre as variáveis a partir de um dado número de experimentos. Possuem termos lineares, termos quadráticos e de interações, sendo possível analisar os efeitos das variáveis individuais e de interação duas a duas. Basicamente, o procedimento consiste

em:

1. determinar o número de experimentos que devem ser realizados;
2. obter a resposta de cada experimento;
3. analisar o efeito de interação das respostas.

O número de experimentos ou observações para o Planejamento Composto Central é dado conforme:

$$2^k + 2 \cdot k + n_o \tag{A.1}$$

Em que,  $k$  indica o número de variáveis (fatores);  $2^k$  indica o número de vértices do planejamento;  $2 \cdot k$  indica o número de pontos axiais do planejamento;  $n_o$  indica o número de pontos centrais do planejamento.

Considerando que há quatro variáveis estudadas e apenas um ponto central, o total de 25 experimentos ou simulações serão necessários para analisar os efeitos das variáveis. A matriz de planejamento foi gerada por meio do *software* Statistica, onde inseriu-se apenas a informação do número de variáveis e quantidade de pontos centrais desejados. O *software* gera a matriz de planejamento codificada, em que todas as variáveis são colocadas na mesma ordem de grandeza. Para executar os cenários foi preciso decodificar essa matriz e obter os valores reais que cada variável deve assumir no modelo em cada cenário de simulação. A Tabela (A.1) apresenta a matriz de planejamento decodificada e codificada empregada na análise dos efeitos, em que as colunas 5 – 8 representam as variáveis codificadas. Os valores  $-1$ ,  $0$  e  $1$  correspondem aos pontos do planejamento fatorial com  $0$  sendo o ponto central do planejamento. Os valores  $-2$  e  $2$  correspondem aos pontos axiais, denominados fator de ortogonalidade  $\alpha$ . O fator de ortogonalidade representa a distância até o ponto central e é dado por:  $\sqrt{k}$ . No caso deste trabalho, como o número de variáveis é  $k = 4$ ,  $\alpha = \pm 2$ .

A decodificação das variáveis baseia-se nos valores que devem ser atribuídos aos pontos axiais ( $\pm\alpha$ ) e correspondem ao maior e menor valor que a variável real pode assumir. A escolha desses valores foi realizada a partir dos valores atribuídos aos parâmetros na análise de sensibilidade (Ver Capítulo 4, Seção 4.5.4). Uma vez que os pesos possuem sinais diferentes na função objetivo, foi necessário decodificar valores diferentes do  $+\alpha$  e  $-\alpha$  para  $w_1$  e os demais pesos.

Tabela A.1: Matriz do Planejamento Composto Central utilizada para a análise dos efeitos de interações (fator de ortogonalidade  $\alpha = 2$ ).

	Decodificado				Codificado			
	$W_1$	$W_2$	$W_3$	$W_4$	$W_1$	$W_2$	$W_3$	$W_4$
<i>PCC1</i>	0,5	1,5	1,5	1,5	-1	-1	-1	-1
<i>PCC2</i>	0,5	1,5	1,5	0,5	-1	-1	-1	1
<i>PCC3</i>	0,5	1,5	0,5	1,5	-1	-1	1	-1
<i>PCC4</i>	0,5	1,5	0,5	0,5	-1	-1	1	1
<i>PCC5</i>	0,5	0,5	1,5	1,5	-1	1	-1	-1
<i>PCC6</i>	0,5	0,5	1,5	0,5	-1	1	-1	1
<i>PCC7</i>	0,5	0,5	0,5	1,5	-1	1	1	-1
<i>PCC8</i>	0,5	0,5	0,5	0,5	-1	1	1	1
<i>PCC9</i>	1,5	1,5	1,5	1,5	1	-1	-1	-1
<i>PCC10</i>	1,5	1,5	1,5	0,5	1	-1	-1	1
<i>PCC11</i>	1,5	1,5	0,5	1,5	1	-1	1	-1
<i>PCC12</i>	1,5	1,5	0,5	0,5	1	-1	1	1
<i>PCC13</i>	1,5	0,5	1,5	1,5	1	1	-1	-1
<i>PCC14</i>	1,5	0,5	1,5	0,5	1	1	-1	1
<i>PCC15</i>	1,5	0,5	0,5	1,5	1	1	1	-1
<i>PCC16</i>	1,5	0,5	0,5	0,5	1	1	1	1
<i>PCC17</i>	0,0	1,0	1,0	1,0	-2	0	0	0
<i>PCC18</i>	2,0	1,0	1,0	1,0	2	0	0	0
<i>PCC19</i>	1,0	2,0	1,0	1,0	0	-2	0	0
<i>PCC20</i>	1,0	0,0	1,0	1,0	0	2	0	0
<i>PCC21</i>	1,0	1,0	2,0	1,0	0	0	-2	0
<i>PCC22</i>	1,0	1,0	0,0	1,0	0	0	2	0
<i>PCC23</i>	1,0	1,0	1,0	2,0	0	0	0	-2
<i>PCC24</i>	1,0	1,0	1,0	0,0	0	0	0	2
<i>PCC25</i>	1,0	1,0	1,0	1,0	0	0	0	0

Para a implementação dos cenários foi utilizado o estudo de caso 2, com horizonte de 10 dias e sem pré processamento. Cada cenário foi executado considerando a variação dos parâmetros  $w_1, w_2, w_3$  e  $w_4$  conforme os valores listados na Tabela (A.1). O critério de parada foi *optimality gap* de 0% ou 7.200 segundos de tempo de CPU.

As Tabelas (A.2) e (A.3) apresentam os resultados obtidos para cada cenário do PCC. Na Tabela (A.2) são mostrados os resultados da performance do modelo com os valores para a função objetivo, *relative gap*, *best bound* e tempo de solução. Os resultados operacionais, número de bateladas enviadas e os valores das variáveis associadas aos termos

da função objetivo:  $TDS_i$ ,  $Dif$ ,  $Minib$  e  $Minid$  são apresentados na Tabela (A.3).

Tabela A.2: Performance obtida da implementação dos cenários do planejamento composto central.

	<b>FO</b>	<b>Relative (%) gap (%)</b>	<b>Best bound</b>	<b>Tempo de CPU (s)</b>
<i>PCC1</i>	-2,9162	3,47	-3,0212	7200
<i>PCC2</i>	-2,4587	0,00	-2,4586	3819,93
<i>PCC3</i>	-2,3304	2,52	-2,3906	7200
<i>PCC4</i>	-1,8301	0,00	-1,8301	6810,06
<i>PCC5</i>	-1,9391	4,41	-2,0286	7200
<i>PCC6</i>	-1,4815	2,98	-1,5271	7200
<i>PCC7</i>	-1,4455	0,11	-1,4471	7200
<i>PCC8</i>	-0,8881	0,22	-0,8901	7200
<i>PCC9</i>	-2,6643	1,55	-2,7063	7200
<i>PCC10</i>	-2,1068	0,17	-2,1104	7200
<i>PCC11</i>	-2,2143	0,39	-2,2231	7200
<i>PCC12</i>	-1,6568	0,00	-1,6568	6472,31
<i>PCC13</i>	-1,8955	0,00	-1,8955	6039,07
<i>PCC14</i>	-1,3381	5,41	-1,4145	7200
<i>PCC15</i>	-1,4455	0,57	-1,4538	7200
<i>PCC16</i>	-0,8881	0,00	-0,8881	3532,32
<i>PCC17</i>	-2,0632	0,00	-2,0632	1541,88
<i>PCC18</i>	-1,7762	0,06	-1,7772	7200
<i>PCC19</i>	-2,6831	3,22	-2,7724	7200
<i>PCC20</i>	-1,0074	1,09	-1,0185	7200
<i>PCC21</i>	-2,3346	3,04	-2,4077	1,0
<i>PCC22</i>	-1,3579	0,00	-1,3579	1,0
<i>PCC23</i>	-2,3336	0,53	-2,3461	2,0
<i>PCC24</i>	-1,2512	1,69	-1,2727	0,0
<i>PCC25</i>	-1,7762	0,60	-1,7867	1,0

Tabela A.3: Termos da função objetivo obtido para cada cenário do planejamento composto central.

	<b>Bateladas</b>	$TDS_i$	$Dif$	<b>Minid</b>	<b>Minib</b>
<i>PCC1</i>	13	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC2</i>	12	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC3</i>	10	9,771	40000	0,450	0,546
<i>PCC4</i>	12	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC5</i>	12	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC6</i>	12	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC7</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC8</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC9</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC10</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC11</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC12</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC13</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC14</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC15</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC16</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC17</i>	13	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC18</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC19</i>	13	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC20</i>	8	7,00	0	0,450	0,557
<i>PCC21</i>	13	9,771	40000	0,629	0,458
<i>PCC22</i>	8	7,917	0	0	0,566
<i>PCC23</i>	10	7,688	0	0,450	0,557
<i>PCC24</i>	12	8,833	22000	0,564	0,0
<i>PCC25</i>	10	7,687	0	0,450	0,557

Analisando os dados apresentados na Tabela (A.2), tem-se que o melhor valor da função objetivo foi igual a  $-2,9162$  (*PCC1*), quando atribuiu-se os menores valores de  $w_1, w_2, w_3$  e  $w_4$  conforme a faixa especificada para cada um deles (Ver Tabela (A.2)). Contudo, não foi possível atingir a solução ótima em menos de  $2h$  de processamento. O pior resultado foi reportado para os *PCC8* e *PCC16*, que apresentaram a mesma função objetivo ( $-0,8881$ ) sendo que o cenário *PCC16* atingiu a solução ótima em menos de  $1h$ , ao contrário do *PCC8*. O primeiro considerou maior peso para o parâmetro  $w_1$ , enquanto que no segundo todos os pesos foram de igual grandeza. O resultados seguiram a mesma direção obtida na análise de sensibilidade.

Para analisar a interação entre os parâmetros, os valores da função objetivo de todos os cenários, listados na Tabela (A.2), juntamente com a matriz de planejamento, dada na Tabela (A.1), foram inseridos na planilha do *software* Statistica. Em seguida, foi gerado o quadro de ANOVA que reporta os valores dos efeitos de cada variável e interação. Os resultados dos efeitos das variáveis são apresentados na Tabela (A.4). Nessa tabela, a primeira coluna apresenta as variáveis em termos lineares, quadráticos e interação entre elas. Na segunda, terceira e quarta colunas. Os valores dos efeitos, o erro padrão e o nível de significância  $p$  são apresentados, respectivamente. Os intervalos de confiança são mostrados nas sexta e sétima colunas. O valor do  $R^2$  foi de 99,84%, mostrando que os dados obtiveram um bom ajuste.

Tabela A.4: Resultados dos efeitos das variáveis.

Variável	Efeito	padrão padrão	$p$	-95% Confiança	+95% Confiança
<b>Média/Intersecção</b>	-1,77620	0,022176	0,000000	-1,82561	-1,72679
(1)W1(L)	0,13786	0,009053	0,000000	0,11769	0,15803
W1(Q)	-0,06931	0,013197	0,000373	-0,09871	-0,03990
(2)W2(L)	0,85063	0,009053	0,000000	0,83045	0,87080
W2(Q)	-0,03208	0,013197	0,035398	-0,06149	-0,00268
(3)W3(L)	0,50458	0,009053	0,000000	0,48440	0,52475
W3(Q)	-0,03258	0,013197	0,033176	-0,06199	-0,00318
(4)W4(L)	0,53078	0,009053	0,000000	0,51060	0,55095
W4(Q)	-0,00591	0,013197	0,664032	-0,03531	0,02350
1L by 2L	-0,08826	0,011088	0,000012	-0,11297	-0,06356
1L by 3L	-0,06269	0,011088	0,0000211	-0,08739	-0,03798
1L by 4L	0,03214	0,011088	0,015878	0,00743	0,05684
2L by 3L	-0,01591	0,011088	0,181788	-0,04062	0,00879
2L by 4L	0,00711	0,011088	0,535653	-0,01759	0,03182
3L by 4L	0,01784	0,011088	0,138760	-0,00687	0,04254

Na Tabela (A.4), o valor de  $p$  (nível de significância) representa a nulidade do teste de hipótese com nível de significância de 95%. A hipótese de nulidade diz que todos os parâmetros devem ser iguais à zero, isto é, não são significativos. Assim, os casos em que  $p < 5\%$  representam a rejeição do teste de hipótese e, portanto, esses parâmetros são significativos e influenciam a resposta.

Conforme os dados da Tabela (A.4) e analisando os efeitos individuais, observa-se que todas as quatro variáveis influenciam fortemente na resposta do modelo, pois apresentaram  $p = 0,0000$ . Os dados na primeira coluna indicam que a variável com maior efeito

na resposta do modelo é  $W_2$ , seguida por  $W_4$ ,  $W_3$  e  $W_1$ . Isso significa dizer que, uma variação no valor do peso  $W_2$ , mesmo que pequena, provoca uma mudança significativa nos resultados operacionais. De outra forma, pode-se dizer que o termo mais importante da FO é o referente ao tempo de bombeamento, seguido pelos termos de inventário na refinaria e centro de distribuição, sendo que o volume excedente de envio tem a menor importância dentre os outros. O efeito de interação entre as variáveis mostrou que apenas as interações entre  $W_1$  e as demais variáveis são importantes, assim as variações de  $W_2 - W_3$ ,  $W_2 - W_4$  e  $W_3 - W_4$  não afetam a resposta do modelo. Isto quer dizer que não há interação significativa entre o tempo de bombeamento e cada um dos inventários e entre os inventários da refinaria e centro de distribuição.

Para melhor compreender a análise dos efeitos de interações, considere o seguinte exemplo. Fixando-se  $W_1$  no menor valor indicado na Tabela (A.2) e variando os valores de  $W_2$  tem-se uma resposta  $x$  para a função objetivo. Agora, se for fixado  $W_1$  em outro valor maior e, novamente, variar  $W_2$  na mesma ordem de grandeza anterior, a resposta da função objetivo será  $y$ . Desta forma, a resposta frente à variação das variáveis  $W_1$  e  $W_2$  não é independente, mostrando que as variáveis estão interagindo. As interações que influenciam significativamente a resposta da função objetivo, em ordem decrescente, são:  $W_1 - W_2$ ,  $W_1 - W_3$  e  $W_1 - W_4$ . Observe que os efeitos devem ser considerados valores em módulo, assim o maior efeito de interação é causado por  $W_1 - W_2 = 0,08826$ .

Em seguida, por meio de uma regressão múltipla executada no próprio *software* Estatística, obteve-se os valores dos coeficientes de correlação, que multiplicam as variáveis e suas interações. A partir desses coeficientes, uma função objetivo foi construída e a solução reportou os valores mais indicados para as variáveis, são eles:  $W_1 = 0$ ,  $W_2 = -2$ ,  $W_3 = -2$  e  $W_4 = -2$ . A Tabela (A.5) mostra os valores dos coeficientes de regressão.

Superfícies de resposta, Figuras (A.1-A.3), foram obtidas para as variáveis que sofreram interação significativa no modelo. Observa-se que, em todas as superfícies os melhores valores da função objetivo foram alcançados quando as variáveis assumiram os menores valores possíveis.

Desta forma, conclui-se que cada peso individual afeta fortemente a resposta do modelo, porém o peso  $W_2$  tem maior influência na função objetivo. Este peso corresponde à maximização do tempo de bombeamento da batelada. O peso de menor relevância foi  $W_1$ , referente ao volume excedido no envio de bateladas. Com relação às interações entre os pesos, apenas  $W_1$  interage com os demais pesos e isto significa que a variação de  $W_1$  afeta a resposta do modelo, mas depende das variações de  $W_2$ ,  $W_3$ , e  $W_4$ . Dentre estas interações, a mais forte ocorre entre  $W_1 - W_2$  pois  $W_1$  está relacionado ao envio de bateladas, se mais produto é enviado, maior será o tempo utilizado no bombeamento. A menor interação é entre  $W_1 - W_3$  e  $W_1 - W_4$ , pois o balanço volumétrico nos tanques

não são dependentes apenas do volume enviado em "excesso", ponderado por  $W_1$ , mas também dependem do recebimento de correntes das unidades de processo na refinaria e do descarregamento de produtos para o mercado, no centro de distribuição.

Com base nos resultados apresentados acima e os dados da análise de sensibilidade, definiu-se os valores dos pesos da função objetivo:  $W_1 = 0,5$ ,  $W_2 = 3,0$ ,  $W_3 = 2,5$ , e  $W_4 = 1,0$ . Neste caso, considerou-se como estratégia operacional utilizar o oleoduto por mais tempo e manter um inventário alto no centro de distribuição.

Tabela A.5: Resultados dos coeficientes de regressão para as variáveis significativas.

Variável	Coeficiente de regressão	Erro padrão	$p$	-95% Confiança	+95% Confiança
<b>Média/Intersecção</b>	-0,043804	0,057903	0,461886	-0,167993	-0,080385
(1) $W_1(L)$	0,162172	0,058848	0,015469	0,035955	0,288388
$W_1(Q)$	-0,130969	0,021010	0,000022	-0,176031	-0,085907
(2) $W_2(L)$	0,914112	0,048898	0,000000	0,809235	1,018988
$W_2(Q)$	-0,056519	0,021010	0,017595	-0,101581	-0,011457
(3) $W_3(L)$	0,514912	0,048898	0,000000	0,410035	0,619788
$W_3(Q)$	-0,057510	0,021010	0,016028	-0,102581	-0,012457
(4) $W_4(L)$	0,466500	0,025007	0,000000	0,412865	0,520135
1L by 2L	-0,176525	0,023152	0,000002	-0,226181	-0,126869
1L by 3L	-0,125375	0,03152	0,0000091	-0,175031	-0,075719
1L by 4L	0,064275	0,023152	0,014860	0,014619	0,1139314

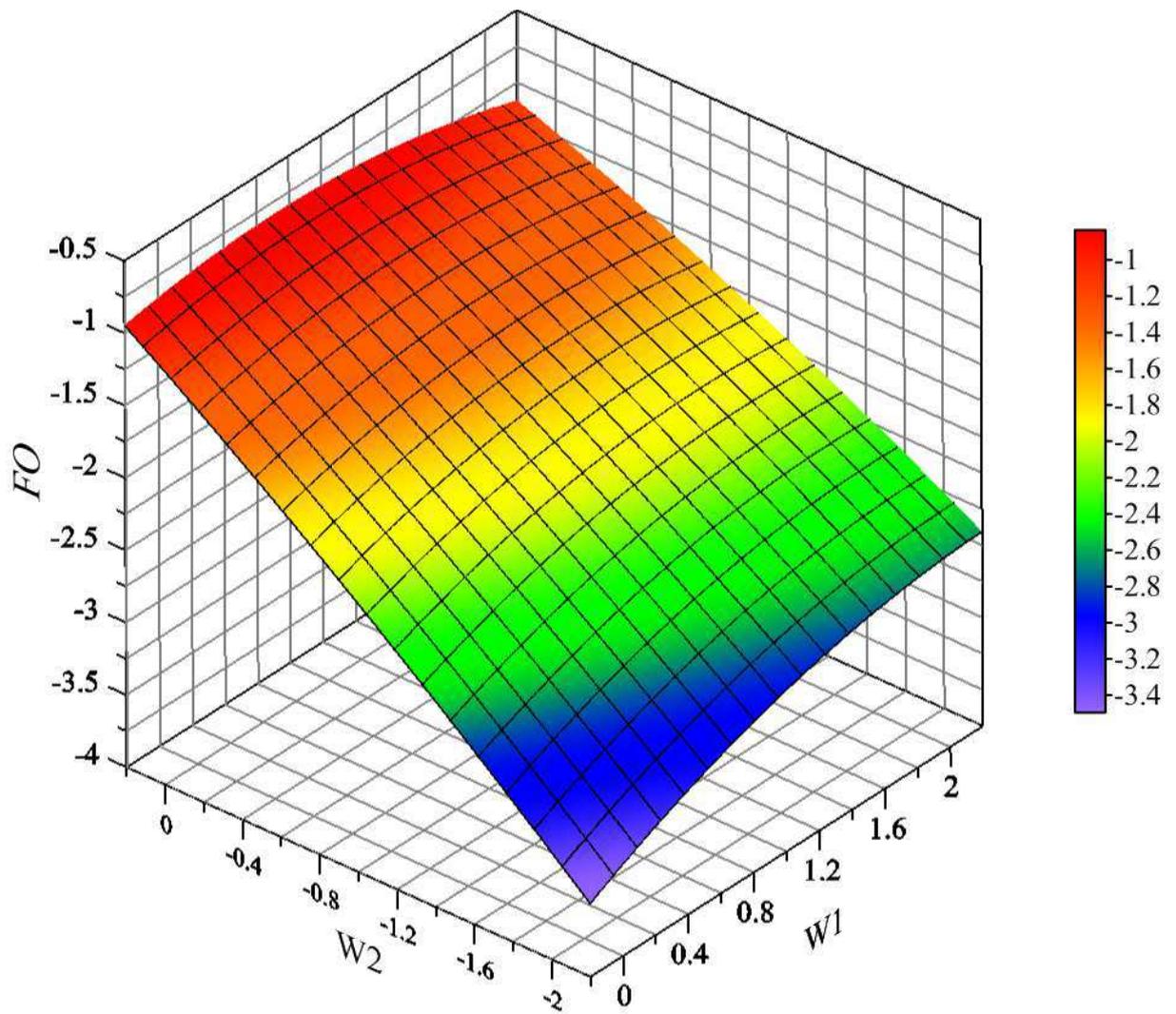


Figura A.1: Superfície de resposta para as variáveis  $W_1$  e  $W_2$

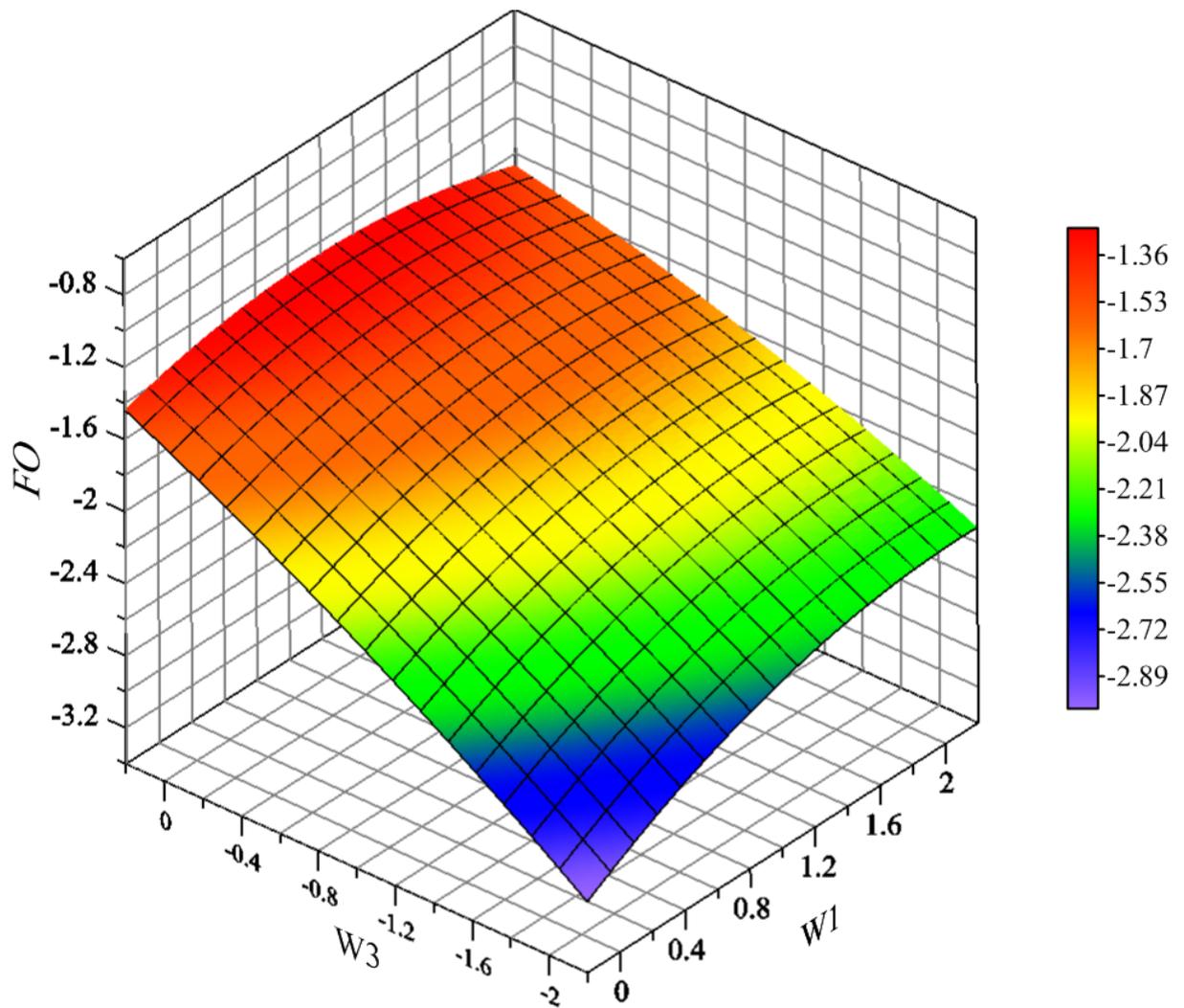


Figura A.2: Superfície de resposta para as variáveis  $W_1$  e  $W_3$

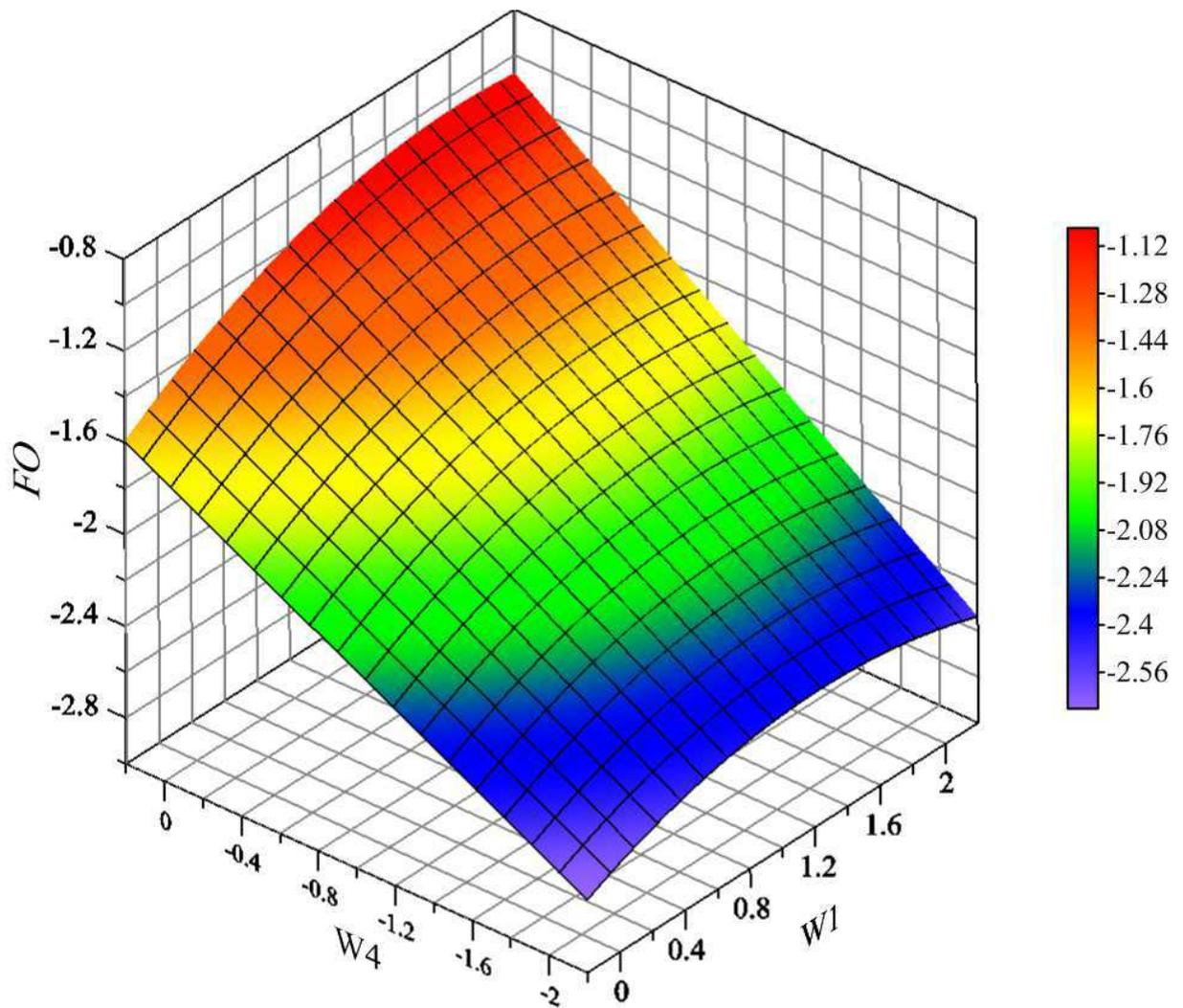


Figura A.3: Superfície de resposta para as variáveis  $W_1$  e  $W_4$

---

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BOSCHETTO, S. N.; MAGATÃO, L.; BRONDANI, W. M.; NEVES-JR, F.; ARRUDA, L. V. R.; BARBOSA-POÓVOA, A. P. F. D.; RELVAS, S. An operational scheduling model to product distribution through a pipeline network. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 49, n. 12, p. 5661–5682, jun 2010. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie900685v>>.
- BOX, G. E.; HUNTER, W. G.; HUNTER, J. S. *Statistics for Experimenters: An Introduction to Design, Data Analysis, and Model Building*. [S.l.]: John Wiley & Sons, 1978. ISBN 9780471093152.
- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Optimal scheduling of multiproduct pipeline systems using a non-discrete MILP formulation. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 28, n. 10, p. 2053–2068, sep 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2004.03.010>>.
- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Efficient tool for the scheduling of multiproduct pipelines and terminal operations. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 47, n. 24, p. 9941–9956, dec 2008.
- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Optimal scheduling of refined products pipelines with multiple sources. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 48, n. 14, p. 6675–6689, jul 2009.
- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Operational scheduling of refined products pipeline networks with simultaneous batch injections. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 34, n. 10, p. 1687–1704, oct 2010. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2010.03.005>>.

- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Rigorous scheduling of mesh-structure refined petroleum pipeline networks. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 38, p. 185–203, mar 2012. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2011.11.007>>.
- CAFARO, D. C.; CERDÁ, J. Rigorous formulation for the scheduling of reversible-flow multiproduct pipelines. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 61, p. 59–76, feb 2014. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.10.006>>.
- CAFARO, V. G.; CAFARO, D. C.; MÉNDEZ, C. A.; CERDÁ, J. Detailed scheduling of operations in single-source refined products pipelines. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 50, n. 10, p. 6240–6259, may 2011. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie200007a>>.
- CAFARO, V. G.; CAFARO, D. C.; MÉNDEZ, C. A.; CERDÁ, J. MINLP model for the detailed scheduling of refined products pipelines with flow rate dependent pumping costs. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 72, p. 210–221, jan 2015. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2014.05.012>>.
- CASTILLO-CASTILLO, P. A.; MAHALEC, V. Improved continuous-time model for gasoline blend scheduling. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 84, p. 627–646, jan 2016. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2015.08.003>>.
- CASTILLO-CASTILLO, P. A.; MAHALEC, V. Inventory pinch gasoline blend scheduling algorithm combining discrete- and continuous-time models. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 84, p. 611–626, jan 2016. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2015.08.005>>.
- CASTILLO, P. A. C.; MAHALEC, V. Inventory pinch based, multiscale models for integrated planning and scheduling-part II: Gasoline blend scheduling. *AIChE Journal*, Wiley-Blackwell, v. 60, n. 7, p. 2475–2497, apr 2014. Disponível em: <<https://doi.org/10.1002/aic.14444>>.
- CHEN, X.; GROSSMANN, I.; ZHENG, L. A comparative study of continuous-time models for scheduling of crude oil operations in inland refineries. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 44, p. 141–167, sep 2012. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2012.05.009>>.
- FAHIM, M. A.; AL-SAHHAF, T. A.; ELKILANI, A. *Fundamentals of Petroleum Refining*. [S.l.]: Elsevier Science & Technology, 2009. ISBN 0444527850.

- FLOUDAS, C. A.; LIN, X. Continuous-time versus discrete-time approaches for scheduling of chemical processes: a review. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 28, n. 11, p. 2109–2129, oct 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2004.05.002>>.
- GAO, X.; JIANG, Y.; CHEN, T.; HUANG, D. Optimizing scheduling of refinery operations based on piecewise linear models. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 75, p. 105–119, apr 2015. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2015.01.022>>.
- GHAFFARI-HADIGHEH, A.; MOSTAFAEI, H. On the scheduling of real world multiproduct pipelines with simultaneous delivery. *Optimization and Engineering*, Springer Nature, v. 16, n. 3, p. 571–604, sep 2014. Disponível em: <<https://link.springer.com/article/10.1007>>
- GLISMANN, K.; GRUHN, G. Short-term scheduling and recipe optimization of blending processes. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 25, n. 4-6, p. 627–634, may 2001. Disponível em: <[https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(01\)00643-3](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(01)00643-3)>.
- GOTHE-LUNDGREN, M.; LUNDGREN, J. T.; PERSSON, J. A. An optimization model for refinery production scheduling. *International Journal of Production Economics*, Elsevier BV, v. 78, n. 3, p. 255–270, aug 2002. Disponível em: <[https://doi.org/10.1016/S0925-5273\(00\)00162-6](https://doi.org/10.1016/S0925-5273(00)00162-6)>.
- HARJUNKOSKI, I.; MARAVELIAS, C. T.; BONGERS, P.; CASTRO, P. M.; ENGELL, S.; GROSSMANN, I. E.; HOOKER, J.; MÉNDEZ, C.; SAND, G.; WASSICK, J. Scope for industrial applications of production scheduling models and solution methods. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 62, p. 161–193, mar 2014. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.12.001>>.
- HOLLMANN, E. H. *Otimização da programação de petróleo: Caso de uma refinaria brasileira*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Química, 2015.
- JIA, Z.; IERAPETRITOU, M. Mixed-integer linear programming model for gasoline blending and distribution scheduling. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 42, n. 4, p. 825–835, feb 2003. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie0204843>>.
- JIA, Z.; IERAPETRITOU, M.; KELLY, J. D. Refinery short-term scheduling using continuous time formulation: Crude-oil operations. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 42, n. 13, p. 3085–3097, jun 2003. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie020124f>>.

- LEE, H.; PINTO, J. M.; GROSSMANN, I. E.; PARK, S. Mixed-integer linear programming model for refinery short-term scheduling of crude oil unloading with inventory management. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 35, n. 5, p. 1630–1641, jan 1996. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie950519h>>.
- LI, J.; KARIMI, I. A. Scheduling gasoline blending operations from recipe determination to shipping using unit slots. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 50, n. 15, p. 9156–9174, aug 2011. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie102321b>>.
- LI, J.; KARIMI, I. A.; SRINIVASAN, R. Recipe determination and scheduling of gasoline blending operations. *AIChE Journal*, Wiley-Blackwell, p. NA–NA, 2009. Disponível em: <<https://doi.org/10.1002/aic.11970>>.
- MAGALHÃES, M. V. de O. *Refinery Scheduling*. Tese (Doutorado) — University of London - Department of Chemical Engineering and Chemical Technology, Imperial College London, 2004.
- MAGATÃO, S. N. B.; MAGATÃO, L.; POLLI, H. L.; NEVES, F.; ARRUDA, L. V. R. de; RELVAS, S.; BARBOSA-PÓVOA, A. P. F. D. Planning and sequencing product distribution in a real-world pipeline network: An MILP decomposition approach. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 51, n. 12, p. 4591–4609, mar 2012. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie2010252>>.
- MÉNDEZ, C. A.; CERDÁ, J.; GROSSMANN, I. E.; HARJUNKOSKI, I.; FAHL, M. State-of-the-art review of optimization methods for short-term scheduling of batch processes. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 30, n. 6-7, p. 913–946, may 2006. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2006.02.008>>.
- MÉNDEZ, C. A.; GROSSMANN, I. E.; HARJUNKOSKI, I.; KABORÉ, P. A simultaneous optimization approach for off-line blending and scheduling of oil-refinery operations. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 30, n. 4, p. 614–634, feb 2006. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2005.11.004>>.
- MIRHASSANI, S.; ABBASI, M.; MORADI, S. Operational scheduling of refined product pipeline with dual purpose depots. *Applied Mathematical Modelling*, Elsevier BV, v. 37, n. 8, p. 5723–5742, apr 2013. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.apm.2012.11.009>>.

- MIRHASSANI, S.; BEHESHTIASL, N. A heuristic batch sequencing for multiproduct pipelines. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 56, p. 58–67, sep 2013. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.05.007>>.
- MIRHASSANI, S. A.; GHORBANALIZADEH, M. Optimal pipeline scheduling and inventory management of a multiproduct oil distribution centre. *Computers and Mathematics with Applications*, v. 56, p. 891–897, 2008.
- MORADI, S.; MIRHASSANI, S. Transportation planning for petroleum products and integrated inventory management. *Applied Mathematical Modelling*, Elsevier BV, v. 39, n. 23-24, p. 7630–7642, dec 2015. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.apm.2015.04.023>>.
- MORO, L. F. L. *Técnicas de Otimização Mista Inteira para o Planejamento e Programação de Produção em Refinarias de Petróleo*. Tese (Doutorado) — Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2000.
- MOSTAFAEI, H.; CASTRO, P. M.; GHAFFARI-HADIGHEH, A. Short-term scheduling of multiple source pipelines with simultaneous injections and deliveries. *Computers & Operations Research*, Elsevier BV, v. 73, p. 27–42, sep 2016. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.cor.2016.03.006>>.
- MOURET, S.; GROSSMANN, I. E.; PESTIAUX, P. A novel priority-slot based continuous-time formulation for crude-oil scheduling problems. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 48, n. 18, p. 8515–8528, sep 2009. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie8019592>>.
- MOURET, S.; GROSSMANN, I. E.; PESTIAUX, P. Time representations and mathematical models for process scheduling problems. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 35, n. 6, p. 1038–1063, jun 2011. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2010.07.007>>.
- NEIRO, S. M.; PINTO, J. M. A general modeling framework for the operational planning of petroleum supply chains. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 28, n. 6-7, p. 871–896, jun 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2003.09.018>>.
- NEIRO, S. M. S.; MURATA, V. V.; PINTO, J. M. Hybrid time formulation for diesel blending and distribution scheduling. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 53, n. 44, p. 17124–17134, nov 2014. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie5009103>>.

- REDDY, P. P.; KARIMI, I.; SRINIVASAN, R. A new continuous-time formulation for scheduling crude oil operations. *Chemical Engineering Science*, Elsevier BV, v. 59, n. 6, p. 1325–1341, mar 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.ces.2004.01.009>>.
- REJOWSKI, R. *Otimização de programação de operações dutoviárias: formulações eficientes e considerações hidráulicas*. Tese (Doutorado) — Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2007.
- REJOWSKI, R.; PINTO, J. Scheduling of a multiproduct pipeline system. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 27, n. 8-9, p. 1229–1246, sep 2003. Disponível em: <[https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(03\)00049-8](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(03)00049-8)>.
- REJOWSKI, R.; PINTO, J. Efficient MILP formulations and valid cuts for multiproduct pipeline scheduling. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 28, n. 8, p. 1511–1528, jul 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2003.12.001>>.
- REJOWSKI, R.; PINTO, J. A novel continuous time representation for the scheduling of pipeline systems with pumping yield rate constraints. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 32, n. 4-5, p. 1042–1066, apr 2008. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2007.06.021>>.
- RELVAS, S.; BARBOSA-PÓVOA, A. P. F.; MATOS, H. A. Heuristic batch sequencing on a multiproduct oil distribution system. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 33, n. 3, p. 712–730, mar 2009. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2008.10.012>>.
- RELVAS, S.; BARBOSA-PÓVOA, A. P. F.; MATOS, H. A.; FIALHO, J.; PINHEIRO, A. S. Pipeline scheduling and distribution centre management—a real-world scenario at CLC. In: *16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering and 9th International Symposium on Process Systems Engineering*. [S.l.]: Elsevier BV, 2006. p. 2135–2140.
- RELVAS, S.; MAGATÃO, S. N. B.; BARBOSA-PÓVOA, A. P. F.; NEVES, F. Integrated scheduling and inventory management of an oil products distribution system. *Omega*, Elsevier BV, v. 41, n. 6, p. 955–968, dec 2013. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.omega.2013.01.001>>.
- RELVAS, S.; MATOS, H. A.; BARBOSA-PÓVOA, A. P. F. D.; FIALHO, J. Reactive scheduling framework for a multiproduct pipeline with inventory management. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemi-

- cal Society (ACS), v. 46, n. 17, p. 5659–5672, aug 2007. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie070214q>>.
- RELVAS, S. I. C. *Optimal Pipeline Scheduling and Inventory Management of a Multiproduct Oil Distribution Centre*. Tese (Doutorado) — Universidade Técnica de Lisboa - Instituto Superior técnico, 2008.
- RIGBY, B.; LASDON, L. S.; WARREN, A. D. The evolution of texaco's blending systems: From OMEGA to StarBlend. *Interfaces*, Institute for Operations Research and the Management Sciences (INFORMS), v. 25, n. 5, p. 64–83, oct 1995. Disponível em: <<https://doi.org/10.1287/inte.25.5.64>>.
- SAHEBI, H.; NICKEL, S.; ASHAYERI, J. Strategic and tactical mathematical programming models within the crude oil supply chain context—a review. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 68, p. 56–77, sep 2014. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2014.05.008>>.
- SASIKUMAR, M.; PRAKASH, P. R.; PATIL, S. M.; RAMANI, S. PIPES: A heuristic search model for pipeline schedule generation. *Knowledge-Based Systems*, Elsevier BV, v. 10, n. 3, p. 169–175, oct 1997. Disponível em: <[https://doi.org/10.1016/S0950-7051\(97\)00026-9](https://doi.org/10.1016/S0950-7051(97)00026-9)>.
- SHAH, N.; SAHARIDIS, G. K.; JIA, Z.; IERAPETRITOU, M. G. Centralized–decentralized optimization for refinery scheduling. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 33, n. 12, p. 2091–2105, dec 2009. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2009.06.010>>.
- SHAH, N. K.; LI, Z.; IERAPETRITOU, M. G. Petroleum refining operations: Key issues, advances, and opportunities. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, American Chemical Society (ACS), v. 50, n. 3, p. 1161–1170, feb 2011. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie1010004>>.
- SHI, L.; JIANG, Y.; WANG, L.; HUANG, D. A novel two-stage lagrangian decomposition approach for refinery production scheduling with operational transitions in mode switching. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 23, n. 11, p. 1793–1800, nov 2015. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.cjche.2015.08.017>>.
- SILVA, A. D. G. *Programação da Produção Para o Problema de Suprimento de Petróleo com a Eliminação da Discrepância da Composição nos Tanques e a Especificação dos Produtos da Destilação*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal de Uberlândia, Faculdade de Engenharia Química, 2013.

SOARES, A. A. *Modelagem geral para programação de misturas de derivados de petróleo*. Dissertação (Mestrado) — Engenharia de Sistemas e Computação, COPPE/UFRJ, 2009.

SZKLO, A. S. *Fundamentos do Refino de Petróleo*. [S.l.]: Interciência, 2005.

VELEZ, S.; MARAVELIAS, C. T. Multiple and nonuniform time grids in discrete-time MIP models for chemical production scheduling. *Computers & Chemical Engineering*, Elsevier BV, v. 53, p. 70–85, jun 2013. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.01.014>>.