



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



**OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO EM
REFINARIAS PARA REDUÇÃO DE PERTURBAÇÕES EM UNIDADES
DE DESTILAÇÃO**

Raiana Roland Seixas

Uberlândia – MG

2017



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



**OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO EM
REFINARIAS PARA REDUÇÃO DE PERTURBAÇÕES EM UNIDADES
DE DESTILAÇÃO**

Raiana Roland Seixas

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Uberlândia – MG

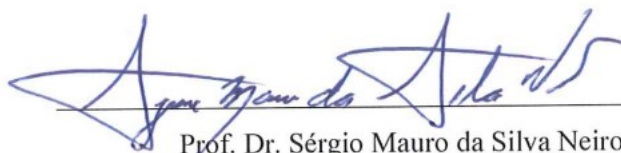
2017

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO TÍTULO DE MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA, EM 17 DE FEVEREIRO DE 2017.

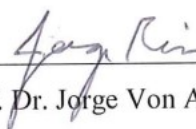
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dra. Valéria Viana Murata
Orientador (PPGEQ/UFU)



Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro
Coorientador (FEQUI/UFU)



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



Prof. Dr. Kleber Carlos Ribeiro Pinto
FAGEN/UFU



Prof. Dr. Hélio Yochihiro Fuchigami
UFG

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

S462o
2017 Seixas, Raiana Roland, 1987-
Otimização da programação da produção em refinarias para redução de perturbações em unidades de destilação [recurso eletrônico] / Raiana Roland Seixas. - 2017.

Orientadora: Valéria Viana Murata.

Coorientador: Sérgio Mauro da Silva Neiro.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Uberlândia,
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

Modo de acesso: Internet.

Disponível em: <http://dx.doi.org/10.14393/ufu.di.2019.336>

Inclui bibliografia.

Inclui ilustrações.

1. Engenharia química. 2. Petróleo - Refino - Controle de produção.
3. Planejamento da produção. I. Murata, Valéria Viana, 1961- (Orient.).
II. Neiro, Sérgio Mauro da Silva, 1973- (Coorient.). III. Universidade
Federal de Uberlândia. Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Química. IV. Título.

CDU: 66.0

Maria Salete de Freitas Pinheiro - CRB6/1262

Agradecimentos

Gostaria de agradecer imensamente aos meus orientadores Sérgio e Valéria, que me permitiram trabalhar com autonomia e liberdade durante o desenvolvimento deste trabalho e que ao mesmo tempo me guiaram, oferecendo todo o suporte técnico necessário ao meu desenvolvimento. Obrigada pela paciência, pela disponibilidade e pelos numerosos ensinamentos.

Agradeço, também, à CAPES pelo apoio financeiro, a toda a equipe do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia e à equipe de pesquisadores da PETROBRÁS, que tanto contribuiu para esta pesquisa através de sua experiência prática e constantes *feedbacks*.

Por fim, mas não menos importante, agradeço à minha amada família que sempre me deu o apoio e incentivo de que precisei. Deixo aqui o meu muito obrigada às pessoas mais essenciais na minha vida: meus pais, Adalberto e Fátima, minha irmã Rafaele, minha avó Aparecida e meu namorado Iaroslav.

SUMÁRIO

NOMENCLATURA	V
RESUMO	IX
ABSTRACT	X
CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	1
1.1. OS DESAFIOS DA OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DE PRODUÇÃO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO.....	3
CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
2.1. ASPECTOS IMPORTANTES DA MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROBLEMA DE PROGRAMAÇÃO DO SUPRIMENTO DE PETRÓLEO	7
2.2. EVOLUÇÃO DOS MODELOS DE OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DE SUPRIMENTO E MISTURA DE PETRÓLEO.....	11
2.3. ESTRATÉGIAS DE SOLUÇÃO APLICADAS A PROBLEMAS MINLP.....	18
<i>Decomposição mMILP-NLP.....</i>	<i>18</i>
<i>Aproximação linear iterativa</i>	<i>19</i>
<i>Algoritmo de otimização global Branch-and-Reduce</i>	<i>20</i>
2.4. CONCLUSÕES ACERCA DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
CAPÍTULO 3. MODELOS MATEMÁTICOS DE REFERÊNCIA.....	22
3.1. O MODELO MOS (SEQUENCIAMENTO DE MÚLTIPLAS OPERAÇÕES).....	22
3.2. MODELO MOS COM REPRESENTAÇÃO DA POLEGADA.....	28
3.3. MODELO MOS COM RESTRIÇÕES OPERACIONAIS DA REFINARIA RPBC	30
<i>Descarregamentos sobrepostos de parcelas e possibilidade de divisão de parcelas</i>	<i>33</i>
<i>Tempo de preparação.....</i>	<i>34</i>
<i>Alinhamento simultâneo de até dois tanques com uma UDA</i>	<i>35</i>
<i>Atividade paralela em tanques.....</i>	<i>36</i>
<i>Duração mínima de operações</i>	<i>37</i>
CAPÍTULO 4. DESENVOLVIMENTO DOS MODELOS	38
4.1. TANQUES DE INJEÇÃO	39
4.2. OPERAÇÃO POLEGADA ADAPTADA AO CASO DA REFINARIA RPBC	41
4.3. MODELAGEM DA FLEXIBILIDADE DAS JANELAS DE TEMPO DURANTE A ATIVIDADE PARALELA EM TANQUES.....	45
4.4. CONTROLE DE QUALIDADE NO CORTE DE DIESEL DAS UNIDADES DE DESTILAÇÃO	52
4.5. VARIÁVEIS DE FOLGA	53
4.6. OS MODELOS DESENVOLVIDOS.....	55

CAPÍTULO 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	59
5.1. DESCRIÇÃO DOS CENÁRIOS	59
<i>Principais diferenças entre os dados de entrada dos cenários</i>	<i>61</i>
5.2. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	64
<i>Estratégias de solução</i>	<i>64</i>
<i>Número de intervalos de prioridade ou slots usados.....</i>	<i>65</i>
<i>Análise qualitativa dos modelos desenvolvidos.....</i>	<i>66</i>
<i>Análise quantitativa dos modelos desenvolvidos</i>	<i>83</i>
CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES.....	94
ANEXO	96
A.1. DADOS COMUNS PARA TODOS OS CENÁRIOS.....	96
A.1.1. <i>Lastro e capacidade dos tanques.....</i>	<i>96</i>
A.1.2. <i>Valor marginal dos petróleos.....</i>	<i>97</i>
A.1.3. <i>Propriedades dos petróleos</i>	<i>98</i>
A.1.4. <i>Limites de vazão</i>	<i>99</i>
A.1.5. <i>Limites de volume transferido</i>	<i>100</i>
A.1.6. <i>Conjuntos de cliques de operações não sobrepostas.....</i>	<i>101</i>
A.2. CENÁRIO UM.....	103
A.2.1. <i>Dados das parcelas</i>	<i>104</i>
A.2.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	<i>105</i>
A.2.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	<i>106</i>
A.3. CENÁRIO DOIS.....	107
A.3.1. <i>Dados das parcelas</i>	<i>108</i>
A.3.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	<i>109</i>
A.3.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	<i>110</i>
A.4. CENÁRIO TRÊS.....	111
A.4.1. <i>Dados das parcelas</i>	<i>112</i>
A.4.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	<i>113</i>
A.4.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	<i>114</i>
A.5. CENÁRIO QUATRO.....	115
A.5.1. <i>Dados das parcelas</i>	<i>116</i>
A.5.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	<i>117</i>
A.5.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	<i>118</i>
A.6. CENÁRIO CINCO.....	119
A.6.1. <i>Dados das parcelas</i>	<i>120</i>
A.6.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	<i>121</i>

A.6.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	122
A.7. CENÁRIO SEIS	123
A.7.1. <i>Dados das parcelas</i>	124
A.7.2. <i>Inventário inicial nos tanques de carga</i>	125
A.7.3. <i>Volume útil inicial nos tanques da carga</i>	126
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	127

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Evolução dos preços médios anuais no mercado spot de petróleos entre 2006 e 2015 (Fonte: BP Statistical Review of World Energy 2016 apud ANP 2016).....	3
Figura 1.2: Gráfico do volume de petróleo refinado versus capacidade de refino, por refinarias brasileiras em 2015 (Construído com dados da ANP 2016)	4
Figura 2.1: Representação discreta (a) e contínua (b) do tempo (Adaptado de Floudas e Lin 2004)	8
Figura 2.2: Exemplo de <i>scheduling</i> usando diferentes representações de tempo e eventos (Adaptado de Mouret <i>et al.</i> 2011)	10
Figura 2.3: Esquema das áreas de programação de uma refinaria (Adaptado de Jia <i>et al.</i> 2003).....	12
Figura 2.4: Algoritmo de execução da decomposição m-MIP-NLP (Fonte: Hollmann 2015).....	19
Figura 3.1: Representação do problema de suprimento de petróleo em uma refinaria (Adaptado de Mouret <i>et al.</i> 2011).	23
Figura 3.2: Esquema de modelagem da operação polegada durante transição de cargas em UDAs (Adaptado de Lopes 2014)	29
Figura 3.3: Esquema da área de suprimento de petróleo da refinaria RPBC: Recursos e operações disponíveis (Adaptado de Jahn 2015).....	31
Figura 3.4: Diagrama que ilustra a introdução do misturador fictício na entrada das UDAs	35
Figura 4.1: Ilustração da mudança de composição durante a polegada envolvendo dois tanques base.....	42
Figura 4.2: Ilustração do impacto da introdução de flexibilidade nas movimentações de saída dos tanques	46
Figura 4.3: Estrutura de <i>subslots</i> envolvendo as novas variáveis de decisão introduzidas ao modelo flexível	47
Figura 5.1: Esquema da área de suprimento de petróleo da refinaria RPBC - Cenário 4 (Fonte: Jahn 2015).....	67
Figura 5.2: Gráfico de Gantt - Modelo BPI (Base + Polegada + Injeção), Cenário 4	70

Figura 5.3: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101AA - Modelo BPI - Cenário 4	73
Figura 5.4: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101DD - Modelo BPI - Cenário 4	73
Figura 5.5: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101EE - Modelo BPI - Cenário 4	74
Figura 5.6: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101FF - Modelo BPI - Cenário 4	74
Figura 5.7: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101GG - Modelo BPI - Cenário 4	75
Figura 5.8: Gráficos de inventário - Tanque base TQ101HH - Modelo BPI - Cenário 4	75
Figura 5.9: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101II - Modelo BPI - Cenário 4 ...	76
Figura 5.10: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101KK- Modelo BPI - Cenário 4	76
Figura 5.11: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101LL - Modelo BPI - Cenário 4	77
Figura 5.12: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UC	78
Figura 5.13: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UN	78
Figura 5.14: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UV	79
Figura 5.15: Comparação dos perfis de propriedades na coluna UV para os modelos B, BP e BPI – Cenário 2.....	80
Figura 5.16: Gráfico de Gantt - Modelo BPIFV (Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade + Variáveis de folga) - Cenário 6	82
Figura A.1: Esquema Cenário 1	103
Figura A.2: Esquema Cenário 2	107
Figura A.3: Esquema Cenário 3	111
Figura A.4: Esquema Cenário 4	115
Figura A.5: Esquema Cenário 5	119
Figura A.6: Esquema Cenário 6	123

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Comparação da dimensão entre formulações de tempo discreto e contínuo para o estudo de caso Lee4.....	13
Tabela 5.1: Perfil de acidez inicial médio em recursos e número de recursos com o TAN _o fora de especificação, para os diferentes cenários	62
Tabela 5.2: Cálculo do volume diário disponível (Vdd) entre os diferentes cenários.....	63
Tabela 5.3: Dimensão e tempo computacional versus número de slots (Fonte: Jahn, 2015)...	66
Tabela 5.4: Desempenho computacional e dimensão dos nove diferentes modelos - Cenário 4 - Estratégia de solução: Decomposição m-MILP-NLP	84
Tabela 5.5: Número de trocas de carga realizadas nas UDAs por modelo - Cenário 1 - Estratégia de solução: aproximação linear	85
Tabela 5.6: Comparação de estratégias de solução e dimensão do Modelo Base para os diferentes cenários (n=5)	86
Tabela 5.7: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 1 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) e de aproximação linear (AL)	88
Tabela 5.8: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 2 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) e de aproximação linear (AL)	89
Tabela 5.9: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 3 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) e de aproximação linear (AL)	90
Tabela 5.10: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 4 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) e de aproximação linear (AL)	91
Tabela 5.11: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 5 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) e de aproximação linear (AL)	92
Tabela 5.12: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 6 utilizando ambas as estratégias de decomposição (Pool) de aproximação linear (AL)	93
Tabela A.1: Lastro e capacidade máxima nos tanques de carga R _C em m ³	96
Tabela A.2: Valor marginal dos petróleos c	97
Tabela A.3: Propriedades dos petróleos c	98
Tabela A.4: Limites de vazão de operações O _{rRc2} em m ³ /h	99
Tabela A.5: Limites de vazão na saída dos tanques de carga R _{C2} em m ³ /h	99
Tabela A.6: Conjuntos clique $W' \in \text{Clique}(G_{NO})$	101

Tabela A.7: Conjuntos clique com tempo de transição $W' \in \text{clique}$ ($G_{\text{NO-TR}}$) da modelagem com descarregamentos sobrepostos.....	102
Tabela A.8: Dados das parcelas no Cenário 1	104
Tabela A.9: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 1	105
Tabela A.10: Volume útil nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 1	106
Tabela A.11: Dados das parcelas no Cenário 2	108
Tabela A.12: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 2.....	109
Tabela A.13: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 2.....	110
Tabela A.14: Dados das parcelas no Cenário 3	112
Tabela A.15: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 3.....	113
Tabela A.16: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 3.....	114
Tabela A.17: Dados das parcelas no Cenário 4	116
Tabela A.18: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 4.....	117
Tabela A.19: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 4.....	118
Tabela A.20: Dados das parcelas no Cenário 5	120
Tabela A.21: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 5.....	121
Tabela A.22: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 5.....	122
Tabela A.23: Dados das parcelas no Cenário 6	124
Tabela A.24: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 6.....	125
Tabela A.25: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 6.....	126

NOMENCLATURA

Índices	
$c \in C$	Índice dos elementos do conjunto de petróleos
$i, i_1, i_2, j \in T$	Índices dos elementos do conjunto dos intervalos de prioridades ou <i>slots</i>
$is \in IS$	Índices dos elementos do conjunto dos <i>subslots</i>
$k \in K$	Índice dos elementos do conjunto de propriedades de um petróleo c
$k \in Km$	Índice dos elementos do conjunto de propriedades em base mássica de um petróleo c (teor de enxofre e número de acidez total – TAN _c)
$k \in Kv$	Índice dos elementos do conjunto de propriedades em base volumétrica de um petróleo c (densidade - ρ_c)
$k \in K_d$	Índice dos elementos do conjunto de propriedades de um petróleo c na corrente de saída de uma UDA (rendimento da corrente de diesel - η_c e densidade - ρ_c)
$r \in R$	Índice dos elementos do conjunto dos equipamentos
$v, v', v_1, v_2 \in W$	Índices dos elementos do conjunto das operações

Conjuntos	
$CLIQUE(G_{NO})$	Conjunto dos conjuntos clique que não envolvem tempo de preparação W' \in clique (G_{NO})
$CLIQUE(G_{NO-TR})$	Conjunto dos conjuntos clique que envolvem tempo de preparação $W' \in$ clique (G_{NO-TR})
$I_r \subset W$	Subconjunto de operações que entram em um equipamento r
$O_r \subset W$	Subconjunto de operações que saem de um equipamento r
$R_C \subset R$	Subconjunto de tanques de carga da destilação
$R_D \subset R$	Subconjunto de unidades de destilação
$R_p \subset R$	Subconjunto de parcelas
$R_S \subset R$	Subconjunto de tanques do terminal
$R_{TI} \subset R$	Subconjunto de tanques de injeção
$R_V \subset R$	Subconjunto de navios
$W_D \subset W$	Subconjunto de operações de carga da destilação

$W_{TI} \subset W$	Subconjunto de operações de entrada e saída em tanques de injeção
$W_U \subset W$	Subconjunto de operações de descarregamento de parcelas
<hr/>	
Parâmetros	
$\underline{D}_{pol}, \overline{D}_{pol}$	Durações mínima e máxima da operação polegada
$\underline{D}_r, \overline{D}_r$	Limites mínimo e máximo da demanda de petróleo a ser transferido a partir do equipamento r durante o horizonte de programação
$\underline{D}S^t$	Duração mínima de um <i>subslot</i>
\underline{D}_v	Limite mínimo da duração de uma operação $v \in W$
$\underline{FR}_v, \overline{FR}_v$	Limites mínimo e máximo da vazão de transferência da operação v
G_c	Margem de contribuição unitária do petróleo c
H	Horizonte de programação
L_{0rc}	Volume inicial por componente em um equipamento r
L_{0r}^t	Volume inicial total em um equipamento r
$\underline{L}_r^t, \overline{L}_r^t$	Limites mínimo e máximo de volume total em um equipamento r
N	Número de intervalos de prioridade ou <i>slots</i> do modelo
$\underline{N}_D, \overline{N}_D$	Limites mínimo e máximo do número de operações para a destilação
NO_{v_1, v_2}	Este parâmetro binário define que as operações v_1 e v_2 não podem ocorrer simultaneamente se for 1, e que podem se sobrepor, se for nulo
P_{max}, P_{min}	Proporção volumétrica máxima e mínima, na polegada, do tanque que irá assumir a carga da UDA em relação ao tanque que está saindo da carga
Sar_r	Horário de chegada das parcelas
$\underline{S}_v, \overline{S}_v$	Limites mínimo e máximo do tempo de início de uma operação v
TAN_c	Número de acidez total do petróleo c
$TR_{v_1 v_2}$	Tempo de preparação entre as operações $v_1 \in W'$ e $v_2 \in W'$
$\underline{V}_v^t, \overline{V}_v^t$	Limites mínimo e máximo de volume total transferido em uma operação v
x_{ck}	Valor da propriedade chave k no petróleo c
$\underline{x}_{vk}, \overline{x}_{vk}$	Limites mínimo e máximo da propriedade k na operação v
ρ_c	Densidade do petróleo c , em g/cm^3
η_c	Rendimento do petróleo c no corte de diesel

 Variáveis binárias

$P_{ivv'} \in \{0,1\}$	Denota a ocorrência da operação polegada: se as operações v' e v acontecem simultaneamente no <i>slot</i> i , $P_{ivv'} = 1$; caso contrário, $P_{ivv'} = 0$
X_{ir}	Assume o valor unitário se no intervalo de prioridade i , está ocorrendo uma polegada no recurso $r \in R_D$, e o valor nulo caso contrário
Z_{iv}	Variável binária que assume o valor unitário quando a operação v ocorre no intervalo de prioridade i , e o valor nulo caso contrário
$ZS_{i, is, v}$	Variável binária que assume 1 se a operação v for alocada para o <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i , e o valor nulo caso contrário

 Variáveis positivas contínuas

D_{ir}^t	Duração do <i>slot</i> de tempo $i \in T$ no tanque de carga $r \in R_c$
D_{iv}	Duração da operação v no intervalo de prioridade i
$Dm_{i, is, v}$	Variável que representa a duração da movimentação v em cada <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i , referente às movimentações de entrada nas unidades de destilação
$DS_{i, is, r}^t$	Variável que representa a duração do <i>subslot</i> is no <i>slot</i> i , referente à janela de operação das movimentações de saída do tanque r
$DS_{i, is, v}$	Variável que representa a duração da movimentação v em cada <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i , referente às movimentações de saída dos tanques
E_{iv}	Tempo final da operação v no intervalo de prioridade i
ES_{ir}	Variável que indica o instante de tempo do fim do segundo <i>subslot</i>
FF_{iv}	Variável de folga da restrição de carga mínima da UDA
FI_{iv}	Variável de folga da restrição de proporção máxima de um tanque de injeção
FQ_{ivk}	Variável de folga da restrição de qualidade em base mássica
L_{irc}	Volume do componente c acumulado no equipamento r no início do intervalo de prioridade i
L_{ir}^t	Volume total do petróleo acumulado no equipamento r no início do intervalo de prioridade i
S_{iv}	Tempo inicial da operação v no intervalo de prioridade i
SS_{ir}	Variável que indica o instante de tempo do início do segundo <i>subslot</i>
V_{ivc}	Volume do petróleo c transferido na operação v no <i>intervalo de prioridade</i> i

V_{iv}^t	Volume total de petróleo transferido na operação v no intervalo de prioridade i
$V_{i, is, v}^t$	Variável que representa o volume total da operação v movimentado dentro do <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i
Y_{ivrv}	Variável contínua dentro do domínio $[0,1]$ que assume o valor de 1 se no <i>slot</i> de tempo i estiver ocorrendo uma polegada da movimentação v' para a movimentação v , e o valor nulo caso contrário
$Z_{i, is, v}^f$	Variável contínua dentro do domínio $[0,1]$ que assume 1 se a movimentação v tiver seu fim coincidente com o fim do <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i
$Z_{i, is, v}^i$	Variável contínua dentro do domínio $[0,1]$ que assume 1 se a movimentação v tiver seu início coincidente com o início do <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i
$Z_{t_{ir}}$	Variável contínua dentro do domínio $[0,1]$ que assume 1 se houver pelo menos uma movimentação de saída do tanque r no <i>slot</i> de tempo i

RESUMO

Otimizar o uso dos recursos de uma refinaria é um assunto estratégico, que auxilia na manutenção da viabilidade e competitividade da empresa. O objetivo geral deste trabalho foi avaliar as características do problema de programação do suprimento e mistura de petróleo da refinaria Presidente Bernardes (RPBC) para o desenvolvimento de modelos de otimização que maximizem a margem de contribuição. Do ponto de vista específico, buscou-se modelar aspectos capazes de reduzir o impacto das perturbações geradas durante as trocas de carga nas unidades de destilação. O processo considerado envolve o recebimento de parcelas compostas por até 36 tipos de petróleo, provenientes de um único oleoduto, um conjunto de até 11 tanques de armazenagem e mistura e 3 unidades de destilação atmosféricas (UDA). Foram escolhidos alguns cenários de interesse para testar a performance do modelo, os quais se diferenciam em termos de volume e composição de inventário inicial nos tanques de armazenagem e mistura, disponibilidade de tanques, horários de chegada das parcelas na refinaria, bem como composição e volume das mesmas, e tamanho do horizonte de programação. O modelo de representação contínua do tempo, MOS, foi utilizado como referência para este trabalho, bem como modificações deste modelo propostas por outros autores visando a contemplação de regras operacionais comumente usadas na indústria brasileira de refino de petróleo. As contribuições do presente trabalho adicionadas ao modelo de referência, foram: a modelagem do conceito de tanques de injeção durante o alinhamento de múltiplos tanque na carga de uma UDA, a atividade paralela em tanques com janelas de tempos dessincronizadas, e a imposição de injeção simultânea de misturas durante a transição de cargas na destilação, conhecida na Petrobrás como operação polegada. Um total de 9 modelos foram gerados como resultado da incorporação de diferentes características ao modelo de referência, todos eles MINLPs e não convexos, os quais foram implementados em GAMS. Para resolvê-los, foram utilizadas três estratégias de solução: a decomposição mMILP-NLP, uma estratégia de aproximação linear iterativa, e um algoritmo de otimização global. Os resultados demonstraram que as formulações propostas foram capazes de representar adequadamente os problemas reais da refinaria estudada, gerando boas soluções do ponto de vista operacional, em tempos computacionais razoáveis, a depender do grau de detalhamento do modelo. A modelagem da operação polegada combinada com o conceito de tanques de injeção, foi capaz suavizar a brusca alteração sofrida pelas unidades de destilação em termos de qualidade em sua corrente de entrada, porém, promoveu um aumento significativo do tempo computacional necessário para solucionar os modelos e a geração de resultados inviáveis para alguns cenários. Como solução, foram adicionadas variáveis de folga em restrições chave, que permitem uma violação controlada de algumas regras, aumentando-se assim, a capacidade dos modelos de encontrar soluções viáveis, porém, ainda com o inconveniente de altos tempos computacionais demandados. Conclui-se assim que, o alto tempo computacional é o aspecto mais desafiador para que um modelo de otimização da programação da produção com alto grau de detalhamento, aplicado a uma refinaria de grande porte, possa se tornar uma ferramenta de suporte eficaz para a tomada de decisão do programador.

Palavras-chave: Programação da produção, suprimento e mistura de petróleo, regras operacionais de problemas reais, MINLP.

ABSTRACT

Optimizing the refinery resources is strategic for keeping a company competitive in a fierce and stringent market environment. The main goal of the present work is to develop a formulation for the crude oil scheduling problem addressing operating rules of the Presidente Bernardes Refinery (RPBC) so that its contribution margin is to be maximized. More specifically, load transitions that upset the distillation units is to be tackled so that the tanks containing the different crude mixtures are suitably managed during load exchange. The problem under study involves a set of crude mixture parcels being received through a single pipeline at the refinery tank farm comprised of 11 storage and blending tanks. Up to 36 crude oil types might compose the crude mixtures fed to the three available Crude Distillation Units (CDU). A set of six different scenarios were used to test the formulation performance. The scenarios are distinguished by the composition and the total amount in the initial inventory at the storage and blending tanks, tanks availability, the time at which crude parcels arrive at the refinery as well as their volumes and compositions, and the length of the scheduling horizon. The devised formulation was built taking the MOS model as basis, which uses the continuous time representation. The MOS model has been focus of study by other authors in the past and some changes proposed by those authors that lead to a resulting formulation more adherent to the way Brazilian refineries operate were also incorporated in the formulation proposed in the present work. The innovative contributions of the present research are: modeling of the concept of injecting tanks which are used to complete the CDU load, detailed flowrate control of multiple outputs at storage tanks, and detailed allocation of tanks involved in load transitions at the CDUs, which is the most important cause of operating disturbances of these units. The latter is baptized by Petrobras as the “Polegada” operation. A total of nine formulations were derived as a result of different features incorporated to the MOS base model. The resulting nonconvex MINLP problems were implemented in the GAMS, which demanded the use of tailored solution algorithms. Three strategies were investigated: the mMILP-NLP decomposition, an iterative linear approximation and an out-of-shelf global optimization algorithm. Results demonstrated that the proposed formulation was able to cope with the real-world operations of the refinery under study, generating good solutions from an operational stand point and in reasonable solution times depending on the features incorporated in the model. Modeling of the Polegada operation combined with the concept of injecting tanks enabled smoothening of composition during load exchanges at distillation units, although it caused a considerable increase in solution times and yielding infeasible solutions. Therefore, slack variables were added to the formulation allowing violation of strategic constraints leading to an increase in the number of feasible solutions found, but still demanding computational requirements. As a conclusion, the computational time is hence the most challenging aspect of making such a solution an effective supporting tool for the programmer in real life.

Keywords: Scheduling, crude oil supply and blending, real-world operating rules, MINLP.

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

A programação da produção é um processo de tomada de decisão em uma planta industrial, que envolve a alocação de recursos, o sequenciamento de atividades e a determinação da duração de tarefas. Ela surge da necessidade de atender aos prazos de entrega e quantidades de um conjunto de produtos demandados à uma empresa, bem como da imprescindibilidade de se garantir a disponibilidade dos recursos necessários para realizar a produção de determinados produtos, tais como equipamentos, matérias primas, utilidades e mão de obra.

Diariamente, o programador da produção precisa lidar com decisões conflitantes e enfrentar desafios diversos: picos nos pedidos dos clientes, atraso no recebimento de matérias primas e embalagens por parte dos fornecedores, necessidade inesperada de manutenção dos equipamentos, ausência não justificada de funcionários, atrasos no processo de fabricação ou limpeza, problemas na qualidade do produto, etc (Harjunkoski *et al.* 2014).

Nesse sentido, a otimização pode ser utilizada como uma ferramenta de apoio a decisão do programador da produção, que poderá quantificar de forma objetiva o impacto de cada um dos fatores que influenciam na produção, bem como se adaptar melhor às mudanças de cenários.

Em termos práticos, a programação da produção responde as seguintes questões:

- Que tarefas executar?
- Em que sequência produzir?
- Onde processar as tarefas?
- Quando executar as tarefas de produção e qual será a duração de cada tarefa?

Do ponto de vista matemático, o termo otimização refere-se a problemas de maximização ou minimização de uma Função Objetivo, através da definição de um conjunto de variáveis contínuas ou inteiras. Estes problemas de programação podem ser do tipo Misto Inteiro Linear (MILP) ou Misto Inteiro Não Linear (MINLP).

Uma Função Objetivo adequada deve equilibrar a demanda de produtos com a capacidade instalada da fábrica. Se a demanda for maior que a capacidade instalada, um objetivo poderia ser maximizar a produtividade ou minimizar o *backlog* (fração da demanda não atendida). Se, ao contrário, houver capacidade não utilizada, então poder-se-ia minimizar o custo total ou maximizar o lucro bruto (Harjunkoski *et al.* 2014).

Os principais aspectos considerados em Funções Objetivo usadas na indústria química são:

- Maximização da margem de contribuição

- Maximização da margem bruta
- Maximização da produtividade
- Minimização dos custos
- Minimização dos estoques
- Minimização do tempo total de produção
- Minimização do *backlog*
- Minimização do *give-away* (que visa evitar que a qualidade entregue dos produtos seja muito superior à especificação)

Nos processos químicos, as variáveis de alocação que determinam, por exemplo, se um dado recurso está sendo usado em determinado momento, são tipicamente binárias (0 ou 1), enquanto as variáveis necessárias para representar os balanços materiais (volumes transferidos, quantidades de material em inventário, durações das operações, etc.) são contínuas, podendo assumir qualquer valor real entre limites superiores e inferiores pré-determinados.

Alguns exemplos de restrições às quais um modelo de otimização da programação da produção pode estar sujeito são:

- Disponibilidade de utilidades, matérias primas e mão de obra;
- Capacidade das unidades de processamento e armazenamento;
- Tempos e taxas de processamento;
- Regras de mistura;
- Especificações de qualidade dos produtos;
- Adequabilidade de cada equipamento para realizar cada uma das tarefas;
- Metas de produção;
- Datas de entrega estipuladas das ordens de produção.

Tradicionalmente, a programação da produção tem sido realizada, na indústria, através de simulação, na qual testa-se diferentes alternativas de alocação e sequenciamento de tarefas e seleciona-se a melhor solução. Esse processo é muitas vezes realizado através de planilhas de Excel ou softwares comerciais específicos. A vantagem destes métodos é a rapidez com que uma solução viável pode ser obtida. Porém, a qualidade da solução depende fortemente da experiência do profissional que está executando a tarefa.

O uso de ferramentas computacionais de otimização permite que infinitas soluções sejam avaliadas dentro de uma região viável, resultando na redução de custos de produção, inventário e logística, com consequente aumento da margem de contribuição e melhor aproveitamento da

capacidade instalada da fábrica. Além disso, permite considerar aspectos que conduzam à redução do impacto ambiental e da demanda de energia, com garantia de atendimento às restrições operacionais, à qualidade, à segurança e à adequação à legislação (Harjunkoski *et al.* 2014).

1.1. OS DESAFIOS DA OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DE PRODUÇÃO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO

O petróleo é uma das fontes de energia mais importantes do mundo. Porém, por se tratar de uma *commodity*, uma empresa produtora de petróleo é incapaz de controlar os preços de seus produtos no mercado internacional, dependentes da oferta e da demanda e sujeitos a fatores macroeconômicos e geopolíticos. Historicamente, o preço do barril de petróleo possui grande volatilidade, o que influencia os custos e o lucro das empresas produtoras e das empresas que o utilizam como matéria prima.

Desta forma, se uma empresa não consegue estabelecer o preço dos seus produtos, ou se o preço de suas matérias primas está suscetível a grandes variações, sua viabilidade deve ser garantida através do controle de seus custos operacionais e da operação eficiente.

A Figura 1.1 mostra a evolução dos preços médios anuais dos petróleos do tipo Brent (negociado na bolsa de valores de Nova York) e do tipo WTI (negociado na bolsa de valores de Londres). Nos últimos dez anos, a queda média anual do preço do WTI foi de 2,2%, e o do Brent, de 3%.

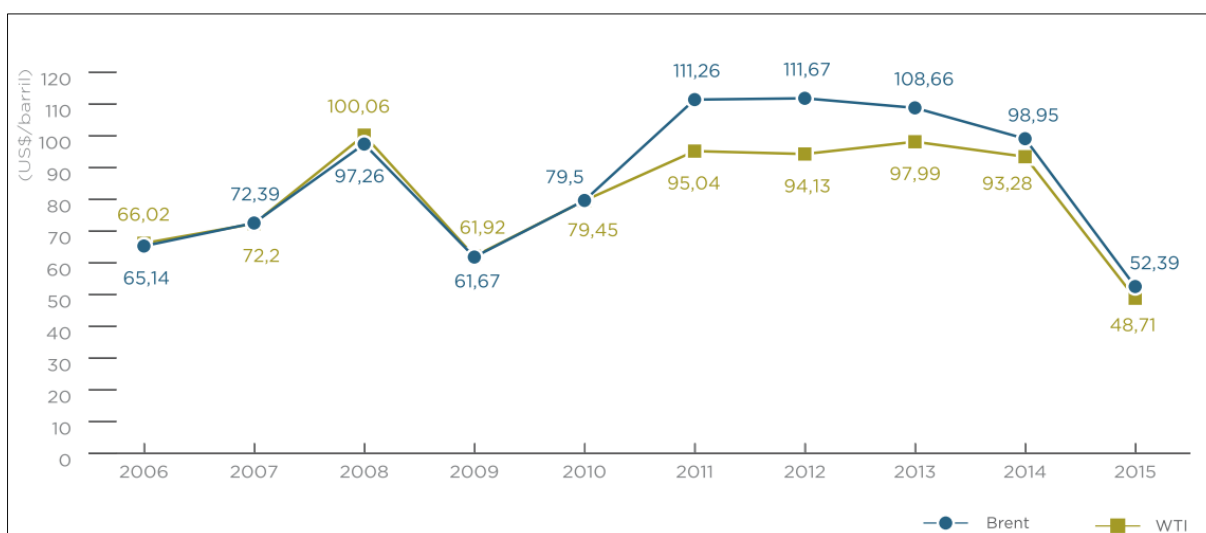


Figura 1.1: Evolução dos preços médios anuais no mercado spot de petróleos entre 2006 e 2015 (Fonte: BP Statistical Review of World Energy 2016 apud ANP 2016)

Segundo o Anuário Estatístico Brasileiro de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2016, o óleo do tipo WTI (extraído principalmente na região do Golfo do México) teve cotação média de US\$ 48,71/barril no mercado *spot* em 2015, registrando uma acentuada queda de 47,8% em relação a 2014. Enquanto isso, o petróleo do tipo Brent (extraído no Mar do Norte e no Oriente Médio) teve cotação média de US\$ 52,39/barril, após baixa de 47,1% em relação a 2014.

Outro desafio da indústria de petróleo é promover um bom uso de sua capacidade instalada, uma vez que o investimento necessário para construção de novas plantas é bastante alto. Refinarias são plantas industriais que processam o petróleo (óleo cru) transformando-o em uma série de produtos de maior valor agregado como: diesel, gasolina, GLP, nafta, asfalto, coque, entre outros. Em 2015, o parque de refino brasileiro contemplava 17 refinarias, com capacidade para processar 2,4 milhões de barris/dia. No Brasil, as refinarias vêm trabalhando nos últimos anos com um volume de produção próximo à capacidade máxima instalada (ANP 2016).

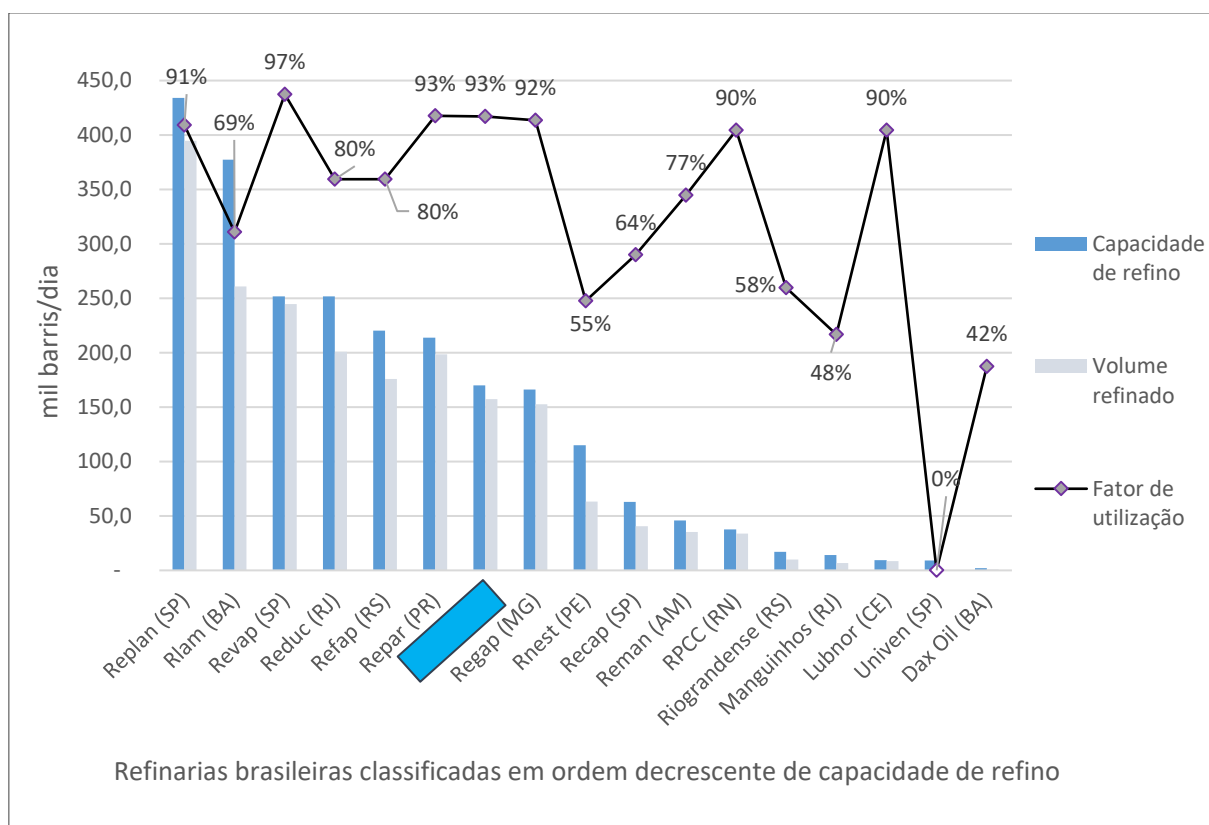


Figura 1.2: Gráfico do volume de petróleo refinado versus capacidade de refino, por refinarias brasileiras em 2015 (Construído com dados da ANP 2016)

A Figura 1.2 mostra o volume de petróleo refinado versus a capacidade de refino em cada uma das refinarias brasileiras durante o ano de 2015. Nota-se que a maioria das refinarias

brasileiras tiveram um fator de utilização superior a 80%, enquanto que o fator de utilização médio das refinarias durante o ano foi de 87,1% e o máximo superou 97%. A refinaria Presidente Bernardes (RPBC), cujo estudo de caso será apresentado nesta dissertação, apresentou em 2015 um fator de utilização de 92,7% (ANP 2016). Neste contexto, otimizar uso dos recursos de uma refinaria é um assunto estratégico, que auxilia na manutenção da viabilidade e competitividade da empresa.

A maioria dos problemas de programação da produção em indústrias químicas apresentam natureza combinatória de alta complexidade, relacionada com o portfólio grande de produtos, o considerável volume de produção, a longa sequência de estágios de processamento, as múltiplas unidades disponíveis para cada tarefa e o tamanho do horizonte de planejamento a ser considerado (Méndez *et al.* 2006). Além da resolução complexa e alto esforço computacional, a geração de modelos para a otimização da programação da produção no âmbito industrial pode encontrar os seguintes desafios:

- Disponibilidade e incerteza de dados da planta industrial, que pode resultar em inconsistência dos modelos matemáticos;
- Dificuldades de quantificar as melhorias oriundas da programação da produção através da otimização dos modelos matemáticos;
- Integração dos dados do modelo com os outros sistemas usados pela empresa;
- Desenvolvimento de interfaces mais amigáveis para o programador;
- Falta de confiança em modelos teóricos por parte do programador, cujas decisões via de regra são baseadas na experiência prática e intuição.

Apesar destas dificuldades, a literatura reporta exemplos bem-sucedidos de otimização da programação da produção em plantas de grandes empresas tais como BASF, Dow Chemical Company e Braskem. No entanto, o uso sistemático e rotineiro da otimização da programação da produção nas indústrias muitas vezes ainda depende da parceria entre o programador da produção e a academia, para valorização da aplicação prática de modelos e métodos de solução e para a análise crítica dos resultados obtidos, consideradas a limitação da capacidade de processamento computacional e as regras heurísticas típicas da planta. (Harjunoski *et al.* 2014).

As aplicações bem-sucedidas da programação da produção em indústrias de grande porte relatadas na literatura e a necessidade já identificada nas refinarias brasileiras do uso sistemático de ferramentas complementares ao processo de decisão tomado pelo programador da produção fundamentam essa dissertação. As características do problema de programação do suprimento

e mistura de petróleo da Refinaria Presidente Bernardes (RPBC), localizada em Cubatão (SP) são cuidadosamente avaliadas para o desenvolvimento de modelos de otimização que maximizem a margem de contribuição. O processo considerado envolve o recebimento de parcelas de petróleos provenientes de um único oleoduto, um conjunto de tanques de armazenagem e de mistura e unidades de destilação.

No processamento de petróleo, a estabilidade das operações de destilação possui um papel fundamental no cumprimento das especificações de qualidade dos produtos finais. Uma mudança brusca, em termos de composição e qualidade das misturas de petróleo a serem processadas em uma coluna de destilação, resulta em custos de transição correspondentes ao período em que a coluna permanece em regime transiente, até se adaptar às novas condições operacionais. A troca dos tanques de carga que alimentam uma dada coluna pode gerar essas perturbações indesejáveis no processo de destilação. Portanto, é de extremo interesse para a indústria de processamento de petróleo, a criação de mecanismos que minimizem o impacto das perturbações geradas durante as trocas de carga nas unidades de destilação, o que faz do tratamento desse assunto, um dos objetivos específicos do presente trabalho.

Esta dissertação está organizada da seguinte maneira: no Capítulo 2, apresenta-se uma revisão bibliográfica, que reúne os fundamentos necessários para o desenvolvimento de modelos de otimização da programação do suprimento e mistura de petróleo. No Capítulo 3, detalha-se os modelos usados como referência para este trabalho. No Capítulo 4, apresenta-se o equacionamento das novas características adicionadas ao modelo, bem como os diferentes modelos matemáticos desenvolvidos. A discussão dos resultados gerados para os diferentes cenários testados é realizada no Capítulo 5. Finalmente, no Capítulo 6, são apresentadas as conclusões e as sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A programação da produção, também conhecida como *scheduling*, faz a ligação entre o planejamento e as operações de uma planta, através da distribuição temporal das ações que foram planejadas nas etapas anteriores. As pesquisas na área de *scheduling* tem recebido atenção, tanto da comunidade acadêmica quanto da indústria nas últimas três décadas. A razão para tal, está fundamentada no crescente interesse em aumento de eficiência e em redução de custos (Floudas e Lin, 2004). Ao mesmo tempo, um cenário favorável ao amadurecimento de ferramentas de *scheduling* tem se observado devido ao desenvolvimento simultâneo de áreas que envolvem problemas de *scheduling*: o avanço marcante de técnicas de modelagem e de solução de problemas complexos de otimização e o crescente poder de recursos computacionais.

Este capítulo reúne os fundamentos necessários para o desenvolvimento de modelos de otimização da programação de suprimento e mistura de petróleo. Primeiramente, apresenta-se aspectos importantes para formulação do problema, tais como a representação do tempo, dos eventos e as diferentes formas de função objetivo. Em seguida, faz-se uma exposição dos principais trabalhos da literatura que tratam da otimização da programação de suprimento e mistura de petróleo. E finalmente, detalha-se três estratégias de solução para problemas de Programação Não-Linear Inteira Mista (MINLP), as quais serão utilizadas para resolver os modelos desenvolvidos neste trabalho.

2.1. ASPECTOS IMPORTANTES DA MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROBLEMA DE PROGRAMAÇÃO DO SUPRIMENTO DE PETRÓLEO

Nesta seção, serão discutidas as características mais relevantes referentes à modelagem matemática de um problema de otimização da programação do suprimento e mistura de petróleo: a representação do tempo, a representação dos eventos, e o formato da função objetivo. Esses aspectos têm um alto impacto tanto na performance computacional, como nos resultados que um modelo pode proporcionar e nas possíveis limitações da modelagem em relação à representatividade da situação real.

Segundo Méndez *et al.* (2006), o primeiro e mais importante aspecto de classificação dos modelos de otimização do *scheduling*, diz respeito à representação do tempo. Os modelos são categorizados em dois tipos: os baseados na representação discreta do tempo e aqueles baseados na representação contínua do tempo. A principal diferença entre as duas formulações refere-se

ao posicionamento, na grade de tempo, da ocorrência dos eventos (que representam atividades na programação, como por exemplo, o envio ou o recebimento de material). A representação discreta do tempo pode ser caracterizada através da divisão do horizonte de tempo em um número de intervalos uniformes, de tal forma que o início ou final de uma tarefa estão associados apenas com as fronteiras dos intervalos de tempo. O tamanho dos intervalos de tempo é adotado com base na informação de duração das operações a serem contempladas na programação. No caso da representação contínua do tempo, por outro lado, o posicionamento da ocorrência de eventos faz parte da decisão do problema de otimização, ou seja, a otimização determina o início e fim de cada atividade, e conseqüentemente, o tamanho das janelas de tempo ou *slots* (Floudas e Lin 2004). A Figura (2.1) mostra exemplos de grade de tempo usando tanto a representação discreta do tempo (figura a), como a representação contínua do tempo (figura b).

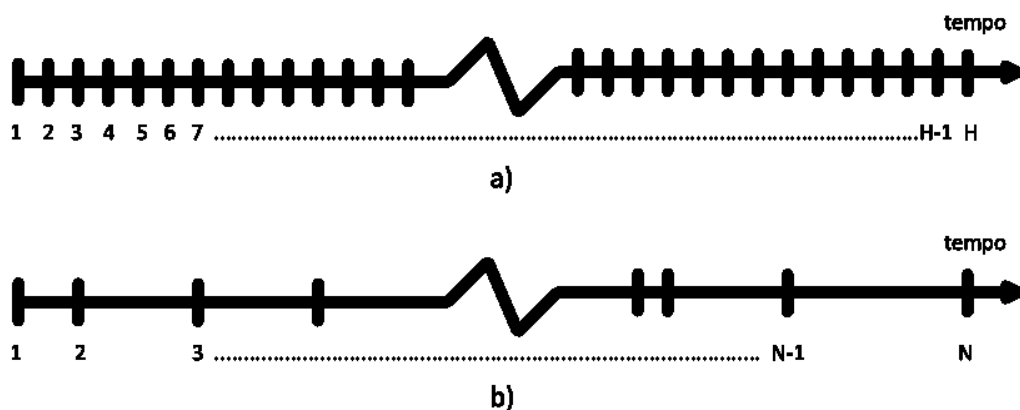


Figura 2.1: Representação discreta (a) e contínua (b) do tempo (Adaptado de Floudas e Lin 2004)

A representação discreta do tempo apresenta a vantagem de conduzir a modelos de estrutura mais simples. No entanto, apresenta duas desvantagens. A primeira refere-se à dimensão do modelo matemático, a qual depende fortemente do número de intervalos de tempo considerados. Para que se obtenha um modelo preciso, é normalmente necessário usar um intervalo de tempo que seja suficientemente pequeno para representar a tarefa de menor duração, incluindo-se, além dos tempos de processamento, os tempos de *set-up* e de limpeza. Na maioria das aplicações, esta abordagem conduz a modelos de grande dimensão que são difíceis de serem resolvidos. A segunda desvantagem está associada à possibilidade de modelos com representação discreta do tempo levarem a soluções sub-ótimas ou mesmo inviáveis devido à imposição de que os eventos devam ocorrer apenas em pontos pré-definidos da grade de

tempo, limitando-se, assim, os instantes possíveis para a tomada de decisão do modelo (Méndez *et al.* 2006).

A representação contínua do tempo surgiu com a intenção de compensar as desvantagens da representação discreta do tempo. A possibilidade de a otimização posicionar, segundo critérios matemáticos, cada ponto de evento ao longo do horizonte de tempo, permite uma potencial eliminação da maior parte dos intervalos de tempo inativos. Dessa forma, os modelos resultantes do emprego desse tipo de representação temporal normalmente possuem menores dimensões e requerem menor esforço computacional para a solução. No entanto, a natureza variável dos intervalos de tempo conduz a modelos com estruturas mais complexas envolvendo muitas restrições que contêm termos do tipo *BIG-M*, os quais tendem a aumentar o *integrality gap*, impactando negativamente as capacidades do método (Méndez *et al.* 2006).

Se, por um lado, o número de intervalos de tempo discretos deve ser definido a priori na representação discreta do tempo, o número de pontos de evento a ser adotado (também conhecido como número de *slots*) deve ser uma informação de entrada para o modelo na representação contínua. Como pode-se observar, ambas as representações apresentam vantagens e desvantagens. De acordo com Zentner *et al.* (1994), nenhuma das formulações de tempo domina completamente a outra, o que implica em dizer que a decisão sobre qual estratégia adotar é dependente da estrutura do problema a ser tratado.

O segundo aspecto importante da formulação matemática de um problema de otimização da programação da produção refere-se à maneira de representação dos eventos. No contexto do problema de programação de petróleo, a representação dos eventos difere-se basicamente quanto à característica da grade de tempo, a qual pode ser global ou específica a unidades (equipamentos) ou operações. Na grade de tempo global, a otimização gera como resposta uma grade única, constituída por pontos de evento que devem ser partilhados por todas as unidades de processo que desenvolvam operações na planta. Por outro lado, na grade de tempo específica, o modelo tem a flexibilidade de gerar uma grade de tempo particular para cada equipamento (Floudas e Lin 2004).

A Figura 2.2, adaptada do artigo de Mouret *et al.* (2011), ilustra os gráficos de Gantt referentes à programação de um mesmo estudo de caso resolvido através de 4 modelos distintos, que se diferem em relação à representação do tempo e dos eventos. O primeiro gráfico (a) refere-se à resolução através do modelo MOS (modelo que será discutido em detalhe na seção 2.2), o qual possui representação de tempo contínua e grade de tempo específica a unidades. O gráfico (b) também faz uso da representação contínua do tempo, porém a distribuição dos eventos na grade de tempo é global (o tempo de início de operações deve ser obrigatoriamente

o mesmo, caso sejam atribuídas à um mesmo *slot*). O gráfico (c) apresenta uma formulação de tempo discreta com uma grade de tempo global que possui intervalos fixos, todos de mesmo tamanho. Já no gráfico (d) é apresentada uma formulação de tempo contínuo com grade de específica à unidade, na qual apenas uma atividade pode ocorrer em um dado intervalo de tempo (modelo SOS). Nota-se que a representação de tempo contínuo com grade de tempo específica a unidades, como é o caso do modelo MOS, representado no gráfico (a), foi a que demandou um menor número de intervalos de tempo ou *slots* para solucionar o problema. Como as variáveis de decisão desses modelos são indexadas em *slots*, um menor número de *slots* conduz a modelos menores.

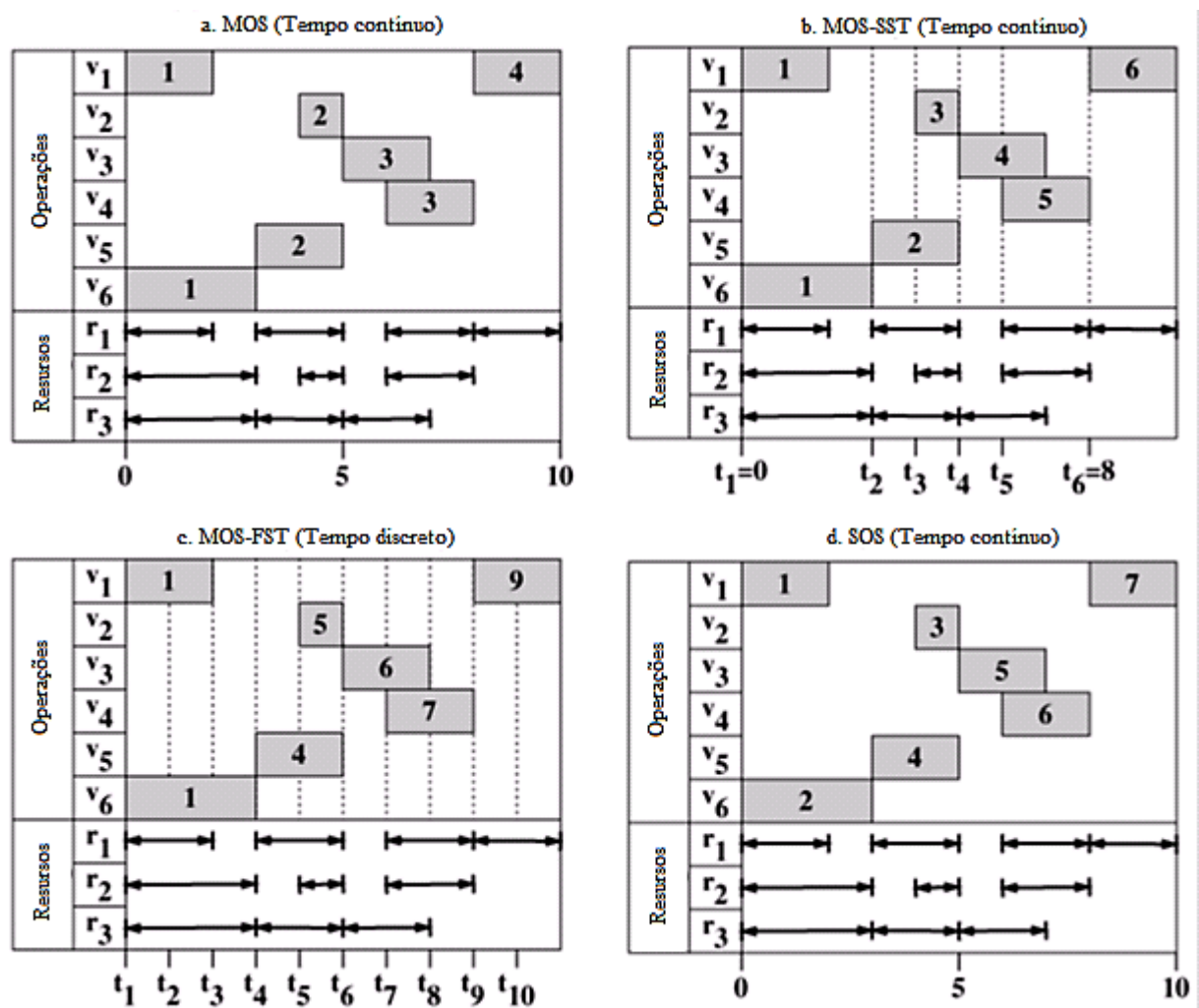


Figura 2.2: Exemplo de *scheduling* usando diferentes representações de tempo e eventos (Adaptado de Mouret *et al.* 2011)

O terceiro aspecto importante da formulação matemática de um problema de otimização da programação da produção refere-se às diferentes formas de função objetivo. No contexto da programação do suprimento e mistura de petróleo, a maioria dos trabalhos apresentados na

literatura apresentam funções objetivo ou que minimizem os custos operacionais tais como custo de sobre estadia de navios, custo de inventário e custo de troca de carga das unidades de destilação (Lee *et al.* 1996, Jia *et al.* 2003; Chen *et al.* 2012) ou que maximizem a margem bruta do petróleo processado (Mouret *et al.* 2009, 2011). Alguns modelos utilizam como função objetivo a maximização do lucro, contabilizado como a diferença entre receitas e custos de processamento (Reddy *et al.* 2004; Li *et al.* 2012). Já funções objetivo puramente operacionais, como é o caso de Shah (1996), são bem menos comuns. Autores como Méndez, *et al.*, (2006) e Harjunkoski *et al.* (2014) destacam que a seleção da função objetivo usualmente tem um efeito direto na performance computacional do modelo.

2.2. EVOLUÇÃO DOS MODELOS DE OTIMIZAÇÃO DA PROGRAMAÇÃO DE SUPRIMENTO E MISTURA DE PETRÓLEO

Existe um grande interesse no desenvolvimento de modelos de otimização da programação da produção de uma refinaria: Pinto *et al.* (2000), disseram que, em contraste com a disponibilidade relativamente ampla de sistemas comerciais aplicados ao planejamento de produção, ainda não existiam ferramentas comerciais para programação de produção nas quais se aplicasse técnicas de programação matemática. A citação é antiga, mas parece ainda ser uma realidade atual, uma vez que ainda hoje não existem ferramentas comerciais capazes de representar todos os aspectos operacionais importantes, necessários à otimização da programação da produção de uma refinaria. Por essa razão, muitas das empresas desenvolvem seus próprios sistemas.

Devido ao considerável tamanho e complexidade de uma refinaria, é difícil encontrar na literatura, trabalhos de programação da produção que a abordam como um todo. Geralmente, o problema de programação da refinaria é dividido em três partes, conforme mostrado na Figura 1.3. A primeira parte compreende as operações de suprimento e mistura de petróleo, que vai desde o sequenciamento da chegada das parcelas de petróleo na refinaria e descarregamento das mesmas em tanques de armazenamento até às unidades de destilação. A segunda parte lida com processos de fracionamento e reações nas unidades de produção e com o controle de produtos intermediários nos tanques. A terceira parte envolve a mistura e a distribuição de produtos finais.

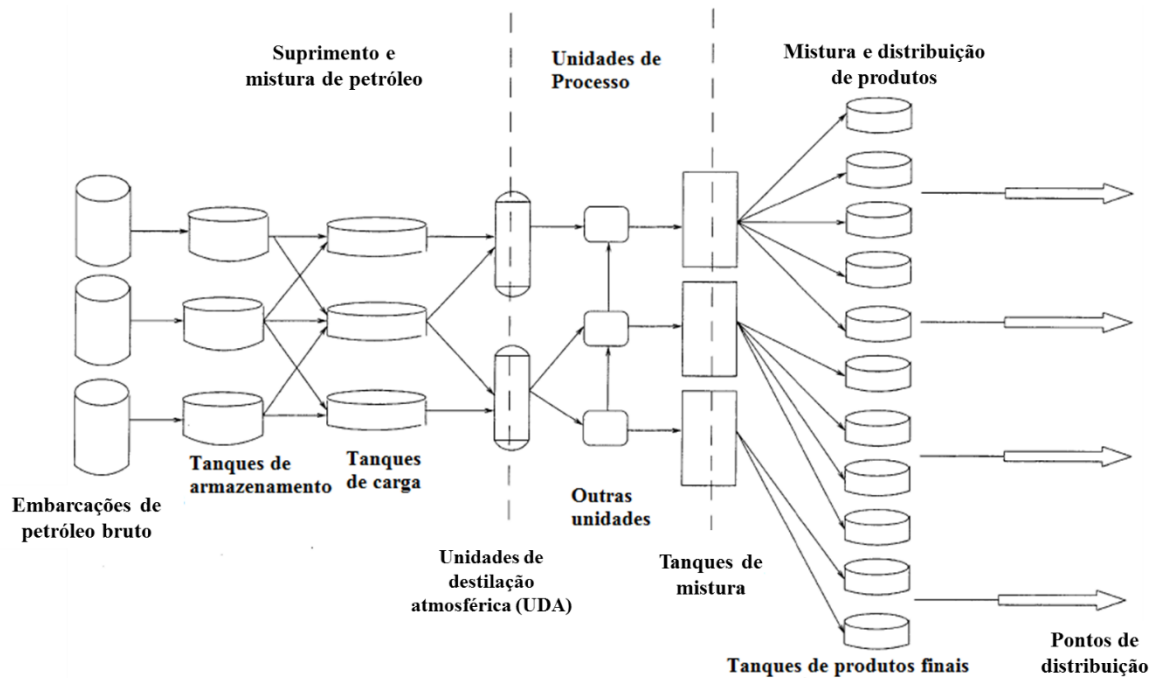


Figura 2.3: Esquema das áreas de programação de uma refinaria (Adaptado de Jia *et al.* 2003)

Uma refinaria é projetada para processar petróleos brutos com determinada faixa de qualidade, porém os tipos de petróleo recebidos podem não apresentar as especificações necessárias para a produção de um determinado produto, exigindo que sejam adequadamente misturados antes do processamento. Neste contexto, uma considerável redução de custos pode ser obtida através da otimização da programação de suprimento e mistura de petróleo, proporcionando o uso mais inteligente dos diferentes tipos de cru, garantindo a qualidade dos produtos conforme especificação (Silva 2013; Hollmann 2015).

O presente trabalho está focado na modelagem da programação do suprimento e mistura de petróleo. Os primeiros trabalhos abordando este tema foram publicados há mais de 20 anos atrás. Lee *et al.* (1996) e Shah (1996) foram trabalhos pioneiros em propor modelos que contemplam o problema de abastecimento de refinarias. Em ambos os casos, modelos de Programação Linear Inteira Mista (MILP), com formulações baseadas na discretização do tempo foram apresentados. O modelo de Lee *et al.* (1996), bem como os quatro estudos de caso apresentados pelos autores, serviram de referência para uma série de trabalhos que o sucederam. A modelagem proposta contempla aspectos logísticos de operação e regras operacionais importantes da classe de problemas de programação do abastecimento de crus tais como: um navio não pode chegar em uma doca se o navio anterior não a tiver deixado; enquanto um tanque de carga está alimentando uma unidade de destilação atmosférica (UDA) ele não pode ser

carregado; cada tanque de carga só pode alimentar uma UDA, em cada período de tempo; cada UDA recebe a carga de apenas m tanque, em cada período de tempo.

Apesar de sua grande importância, o modelo de Lee *et al.* (1996) apresenta uma série de limitações, tais como: consideração de mistura perfeita nos tanques de mistura e tempo desprezível para atingir a mistura perfeita; tempo desprezível entre cargas diferentes nas UDAs; cada tanque de armazenagem pode receber apenas um tipo de petróleo; a qualidade de cada tipo de óleo geralmente é julgada por um número limitado de propriedades. Outro ponto de deficiência é que as propriedades finais das misturas nos tanques de carga das UDAs nunca são determinadas exatamente. Ao invés disto, para que o modelo se mantenha linear, restrições que impõem limites superiores e inferiores em cada propriedade são adicionadas à modelagem nos tanques de carga, com a finalidade de garantir que a mistura esteja especificada. Desta forma, identifica-se neste modelo o que se chama de discrepância entre a propriedade real da mistura existente no tanque de carga e a propriedade da corrente de saída destes tanques. Wenkai *et al.* 2002, afirmam que para solucionar o problema de discrepância da composição, é necessário realizar a introdução de restrições não lineares gerando modelos MINLP.

Jia *et al.* (2003) trazem uma formulação baseada na representação contínua do tempo que faz uso da grade de tempo específica a unidades. Assim como nos trabalhos anteriores, balanços globais e por componentes chaves são estabelecidos na formulação de Jia e colaboradores. Há um grande avanço, em termos da eficiência computacional, para resolver os mesmos exemplos apresentados no trabalho de Lee *et al.* (1996) com o uso do tempo contínuo, devido à redução da dimensão do modelo. A Tabela 2.1, exibe a dimensão de modelos de Programação Linear Inteira Mista (MILP) resolvidos com ambas as representações de tempo discreta e contínua, para o mesmo estudo de caso (Lee4). Nota-se que com a representação contínua do tempo, houve uma redução de aproximadamente 27% no número de variáveis binárias, 49% no número de variáveis totais e 40% no número de restrições.

Tabela 2.1: Comparação da dimensão entre formulações de tempo discreto e contínuo para o estudo de caso Lee4

Autores	Variáveis binárias	Variáveis totais	Restrições	Características
Lee <i>et al.</i> (1996)	105	1.096	2.154	MILP, tempo discreto
Jia <i>et al.</i> (2003)	76	561	1.298	MILP, tempo contínuo

O trabalho de Jia *et al.* (2003) também traz os resultados da introdução de dois novos fatores em relação aos abordados no trabalho de Lee e colaboradores, a saber: a possibilidade

de execução de mistura de diferentes tipos de petróleo nos tanques de armazenagem e a introdução de restrições de eliminação de discrepância entre as propriedades dos tanques de carga e a corrente de saída dos mesmos. Esta última característica, tem grande impacto na natureza do problema de otimização, pois o torna um modelo MINLP. Um exemplo envolvendo a inclusão destes fatores foi resolvido pelos autores e como resultado, um longo tempo computacional foi necessário para resolver o problema MINLP, frente à sua versão MILP sem a eliminação da discrepância de concentração. Outra característica importante deste trabalho é que as variáveis de decisão envolvendo operações de transferência entre recursos são representadas através da indexação da unidade de origem e da unidade de destino. Esta natureza das variáveis de decisão conduz a uma formulação extremamente complexa em relação ao gerenciamento dos tempos de início e fim das tarefas, que necessita da criação de restrições do tipo *BIG-M*, as quais, em muitos casos, produzem relaxações pouco justas.

Moro e Pinto (2004) propuseram uma formulação que faz uso da representação contínua do tempo baseada em *slots*. Os autores subdividem os *slots* em dois conjuntos distintos: os *slots* dedicados às operações de chegada de parcelas de crus na refinaria e os *slots* dedicados às demais operações. Apenas tanques de carga são considerados no problema abordado pelos autores. O descarregamento de navios e os tanques de armazenagem não são contemplados por fazerem parte do escopo do problema de planejamento, de acordo com as premissas postuladas no artigo. O modelo resultante é um problema MINLP, o qual foi resolvido com um *solver* padrão e demonstrou bons resultados. No entanto, os autores ainda propuseram uma forma de linearização do modelo original, que resultou em um modelo de maior dimensão em decorrência das variáveis e restrições introduzidos para promover a linearização. A grande dimensão do modelo linearizado em relação ao modelo original conduziu a resultados inferiores em termos computacionais. A qualidade da solução também se mostrou inferior em relação ao modelo não linear. Este trabalho foi o primeiro a permitir dois tanques de mistura na carga de uma UDA, uma característica importante para o presente trabalho.

Reddy *et al* (2004a) introduzem uma formulação baseada na representação discreta do tempo, enquanto Reddy *et al* (2004b) apresentam a versão do trabalho anterior baseado na representação contínua do tempo com o uso de *slots* de tempo. Estes dois trabalhos são os primeiros e únicos identificados na literatura a tratar o problema de uma refinaria localizada na costa em que o volume da tubulação de conexão entre a monobóia e os tanques de armazenagem são contempladas no modelo. Além disso, como se trata de uma refinaria costeira, não há a presença de tanques de armazenagem nestes modelos. Outra característica

importante é a consideração do descarregamento, por um mesmo navio, de várias parcelas de crus diferentes. Nestes trabalhos, é introduzida a ideia de que o descarregamento de uma parcela pode ser partilhado entre dois tanques diferentes. A qualidade das misturas é acompanhada através do controle da composição de cada cru nos tanques de carga. A determinação exata da composição de cada cru nos tanques conduz a um problema MINLP. No entanto, ao invés de resolvê-lo na forma de um problema não linear, os autores propuseram um algoritmo iterativo para eliminar a discrepância de composição, que resolve o problema do primeiro ao último *slot* de tempo um a um, gerando uma sequência de problemas MILPs. A desvantagem desta forma de solução, levantada pelos próprios autores, está no fato de não se poder garantir que a solução global tenha sido encontrada.

Saharidis *et al* (2009) apresentam uma formulação baseada na representação discreta do tempo. No entanto, a definição de discretização do tempo neste caso não segue a regra usual de intervalos de tempo igualmente espaçados ao longo de todo o horizonte de programação. Ao invés disto, intervalos de tempo de duração variáveis são definidos com base em eventos de operações, relacionadas tanto à chegada e ao descarregamento de navios como a operações de carga das UDAs. Esta estratégia se mostrou bastante eficaz na solução do estudo de caso apresentado, o qual possuía um horizonte de tempo de um mês. Além da forma particular de dividir o horizonte de tempo em intervalos não uniformes previamente definidos, os autores propuseram ainda, a introdução de restrições do tipo planos cortantes que reduzem a região viável sem excluir a solução ótima e, desta forma, ajudam a acelerar a obtenção da solução ótima. Apesar da eficiência computacional, a proposta de divisão desigual dos intervalos de tempo para a representação discreta do tempo, não pode ser aplicada a qualquer problema de programação de crus, pois alguns dos eventos usados pelos autores como base para a divisão do horizonte de tempo, tais como o horário de carga nas unidades de destilação, normalmente fazem parte das decisões a serem otimizadas em um problema de programação de crus.

Mouret *et al.* (2009) propuseram um modelo MINLP, denominado SOS (*Single Operativo Sequencing*), usando a representação de tempo contínua com o uso de *slots* de tempo. A característica inovadora deste modelo está fundamentada na forma de definir as variáveis de decisão e, conseqüentemente, na forma de postular as restrições do problema. Os trabalhos que o antecederam usualmente representavam as variáveis de decisão envolvendo uma operação de transferência entre recursos através da indexação da unidade de origem e da unidade de destino, enquanto no modelo SOS apenas um índice identifica uma movimentação. Desta forma, fica intrínseco a origem e o destino de uma movimentação, pois esta é sempre posicionada

unicamente entre um recurso de origem e um recurso de destino. Portanto, cada movimentação recebe uma identificação única em todo o problema e toda a modelagem está centrada na representação destas operações de transferência. A razão para a mudança na forma de representar as movimentações de materiais em um processo, não teve apenas a intenção de propor uma modelagem diferente. Ao definir as variáveis de decisão baseadas na representação de movimentações, os autores desenvolveram uma forma de evitar que soluções simétricas fossem exploradas durante o procedimento de busca da solução ótima por algoritmos de otimização. Denomina-se soluções simétricas, o conjunto de soluções que geram o mesmo valor de função objetivo e a existência de soluções simétricas configura um problema inerente aos problemas de programação da produção.

A quebra de simetria foi implementada através da introdução do conceito de clique. Um clique configura um par de movimentações que não pode se sobrepor no tempo. As movimentações pertencentes a um clique devem, necessariamente, ser alocadas a *slots* de prioridades adjacentes. Além disso, restrições adicionais envolvendo os tempos de início e término das movimentações de um clique garantem que estas movimentações sejam alocadas a janelas de tempo que não apresentem sobreposição. Portanto, a proposição do modelo SOS surgiu com um grande potencial de ser uma modelagem mais concisa e com a capacidade de promover melhor desempenho na determinação da solução ótima de um problema de programação da produção. No entanto, este modelo também apresentou deficiências. No modelo SOS, apenas uma movimentação pode ser alocada para cada *slot* de prioridade, o que demanda um grande número de *slots*, mesmo para a solução de problemas de pequeno porte.

Dois anos mais tarde, os mesmos autores (Mouret *et al.*, 2011) propuseram uma alteração no modelo SOS com a finalidade de contornar sua deficiência. Nesta nova proposição, movimentações que podem ser sobrepostas, ou seja, que não pertencem a cliques, podem ser alocadas para o mesmo *slot* de prioridade. Por esta razão, o modelo foi batizado como MOS (*Multi-Operation Sequencing*). Neste mesmo trabalho, os autores também promoveram uma discussão comparativa das diferentes formas de representação do tempo incluindo a representação discreta do tempo, a representação contínua com grade de tempo global e a representação contínua com grade de tempo específica a unidades. A conclusão indica que a representação contínua do tempo com grade de tempo específica a unidades é a forma mais eficiente de representar problemas da programação da produção. Por esta razão, ela é a forma adotada pelos modelos SOS e MOS.

Um outro trabalho marcante que antecedeu o modelo *SOS*, foi o modelo denominado na

literatura por *Unit Slot*. Introduzido por Hu e Zhu (Hu e Zhu, 2007 *apud* Chen *et al.*, 2012), este modelo também é uma exceção na forma de definir suas variáveis de decisão relacionadas aos tempos envolvendo recursos em movimentações de materiais. Neste caso, as variáveis de tempo são indexadas a apenas um recurso, o que significa que ao haver uma movimentação envolvendo um recurso, não está intrínseco se esta movimentação está ocorrendo na entrada ou na saída do recurso em questão. Desta forma, as variáveis de alocação devem reter a estrutura de indexação origem-destino para que a movimentação seja identificada na entrada ou na saída de um recurso. Além disso, quando a variável de alocação está ativa envolvendo um recurso de origem e um recurso de saída, as janelas de tempo dos dois recursos envolvidos na transferência devem ser sincronizadas. Um conjunto de restrições é proposto para garantir a sincronização.

Chen *et al.* (2012) apresentaram um estudo comparativo de três modelos de programação de cruzeiros considerados estado-da-arte para o problema de abastecimento de petróleo: o modelo introduzido por Ierapetritou *et al.* (2003); o modelo MOS introduzido por Mouret *et al.* (2011); e o modelo proposto por Hu e Zhu (2007) que, supostamente, incorporou melhorias ao modelo de Ierapetritou e colaboradores. Para que os três modelos pudessem ser comparados, Chen e seus colaboradores adicionaram modificações a fim de fazer com que todos os modelos contemplassem exatamente as mesmas regras operacionais e fossem construídos assumindo as mesmas considerações. O estudo prosseguiu incluindo algumas variações dos modelos iniciais, tais como análise de diferentes formas de função objetivo, número máximo de cargas permitidas nas UDAs, entre outras. Em geral, o modelo MOS foi o de melhor desempenho computacional.

A variedade de trabalhos em torno das operações de suprimento e mistura de petróleo bruto tem apresentado investigações relativas às diversas características estruturais e operacionais de uma refinaria. Lopes (2014), adicionou um tipo de operação polegada ao modelo MOS, e o aplicou a um problema de pequena escala. A operação polegada é responsável por amenizar a perturbação que ocorre durante o processo de transição de cargas, devido a uma mudança brusca na composição da corrente de alimentação da coluna de destilação atmosférica (UDA). Essa operação é ativada quando da necessidade de trocar um tanque que alimenta uma UDA para outro que passará a alimentá-la, através da estratégia de injetar as misturas provenientes dos dois tanques simultaneamente na UDA, durante determinado período de tempo.

Jahn (2015) propôs modificações ao modelo MOS para adequá-lo à realidade de uma refinaria de grande porte, a saber, a refinaria RPBC, a qual também será abordada no presente

trabalho. Ao modelo MOS foram adicionadas várias características operacionais, entre elas: operações de descarregamento das parcelas sobrepostas, recebimento de petróleo com divisão de parcelas, tempo de preparação, alinhamento simultâneo de múltiplos tanques na carga de uma mesma UDA, e atividade paralela em tanques.

2.3. ESTRATÉGIAS DE SOLUÇÃO APLICADAS A PROBLEMAS MINLP

A representação do problema de programação do suprimento e mistura de petróleo da Refinaria Presidente Bernardes (RPBC) resulta em um modelo misto inteiro não linear (MINLP), não convexo. Esta seção descreve as três estratégias de solução que serão utilizadas para resolver os modelos desenvolvidos neste trabalho: a decomposição mMILP-NLP proposta por Chen *et al.* (2012), uma abordagem de aproximação linear iterativa, baseada na proposta de Reddy *et al.* (2004a e 2004b), e o algoritmo *branch-and-reduce*, desenvolvido por Sahinidis e Tawarmalani (2005). As duas primeiras abordagens permitem encontrar ótimos locais, enquanto a terceira, tem o objetivo de determinar o ótimo global.

Decomposição mMILP-NLP

Esta estratégia é derivada da decomposição MILP-NLP proposta por Mouret *et al.* (2009), a qual soluciona um problema de Programação Não-Linear Inteira Mista (MINLP) em duas etapas: primeiro, o subproblema de Programação Linear Inteira Mista (MILP) é resolvido, descartando-se as restrições não-lineares. Em seguida, as soluções das variáveis inteiras, obtidas a partir do subproblema MILP, são fixadas no problema MINLP original, o que resulta em um subproblema de Programação Não-Linear (NLP). Esse problema NLP é então resolvido, considerando a solução do problema MILP, previamente encontrada, como ponto inicial.

A decomposição MILP-NLP foi desenvolvida a fim de reduzir o esforço computacional para a resolução de problemas misto inteiros não lineares. No entanto, não existe garantia de se obter pelo menos uma solução viável, nem de que o resultado encontrado (um possível ótimo local) seja próximo do ótimo global. Além disso, observou-se que, nem sempre, a melhor solução MILP, conduz à melhor solução NLP. A decomposição mMILP-NLP (Chen *et al.*, 2012) foi concebida com o propósito de aumentar a probabilidade, tanto de obtenção de soluções viáveis, como de gerar soluções mais próximas do ótimo global. Nesta estratégia, esquematizada na Figura 5.1, durante a resolução da fase MILP, são armazenadas um conjunto (*pool*) de soluções, as quais serão todas resolvidas na etapa NLP, gerando um conjunto com várias possíveis respostas para o problema.

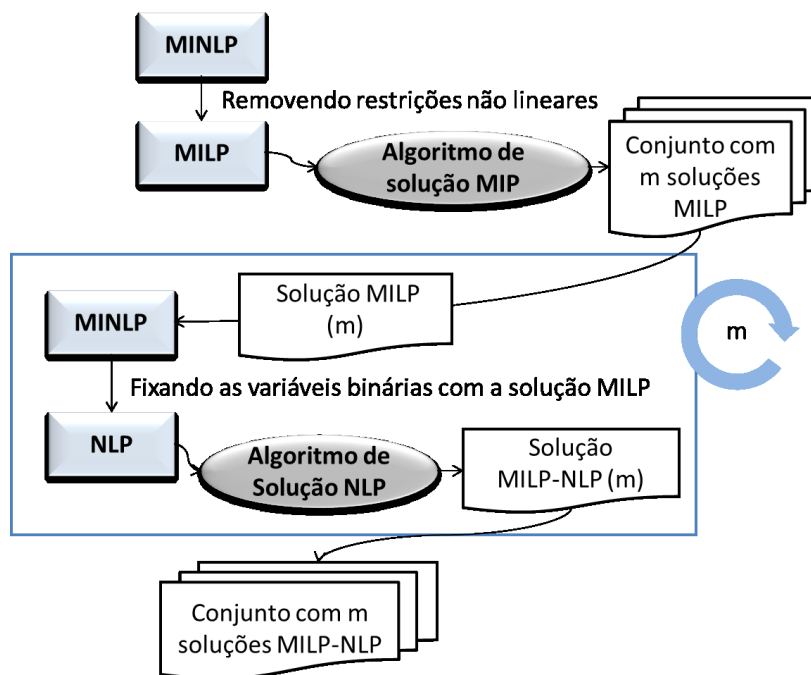


Figura 2.4: Algoritmo de execução da decomposição m-MIP-NLP (Fonte: Hollmann 2015)

Aproximação linear iterativa

Reddy *et al.* (2004a e 2004b) propuseram um algoritmo em que o problema é resolvido iterativamente do primeiro ao último *slot* de tempo um a um, no qual a discrepância de composição é eliminada na programação dos *slots* de tempo sucessivamente. O algoritmo derivado da proposta de Reddy *et al.* (2004) é constituído dos passos descritos abaixo:

- 1- No início do algoritmo, a composição de cada tipo de petróleo é conhecida em cada tanque e determinada pela equação (2.1)

$$Comp_{rc} = \frac{L_{orc}}{L_{or}^t} \quad \forall i, c, r \in R_t \quad (2.1)$$

Onde:

L_{orc} é o volume de cada tipo de petróleo contido no tanque;

L_{or}^t é o volume total de petróleo contido no tanque;

R_t é o conjunto de tanques

Note que a composição calculada por (2.1) é um parâmetro adicionado ao modelo, o qual é utilizado para eliminar a discrepância de composição das movimentações de saída dos tanques através da restrição (2.2):

$$V_{ivc} = Comp_{rc} V_{iv}^t \quad \forall i = 1, c, v \in W_u \quad (2.2)$$

A restrição (2.2) é aplicada apenas ao primeiro *slot* de tempo no qual as restrições não lineares são descartadas do problema. Assim sendo, a discrepância de composição nos tanques é eliminada apenas para o primeiro *slot* de tempo. No entanto, a fixação de i é atualizada para representar i em cada iteração;

- 2- O problema MILP resultante é, então, resolvido. Como os tanques não podem carregar e descarregar simultaneamente, se um tanque for alocado para alimentar uma unidade de destilação, a composição da mistura transferida será idêntica à composição inicial do tanque no primeiro *slot* de tempo, o que é garantido pela restrição (2.1);
- 3- As composições e volumes de cada tipo de petróleo contido nos tanques que receberam carga das parcelas descarregas no primeiro *slot* de tempo são atualizados. A atualização das composições nestes tanques é possível, porque a quantidade de cada tipo de petróleo é conhecida inicialmente em cada tanque e a solução da otimização resultante da primeira execução indicará quais tanques receberam carga e qual o volume carregado;
- 4- Em seguida, todas as decisões referentes ao primeiro *slot* de tempo são fixadas. Isto inclui as decisões relacionadas a tempo e volumes. Na sequência, a restrição (2.2) é atualizada para ser válida para o próximo *slot* de tempo, ou seja, i será igual ao *slot* da próxima iteração, e volta-se ao passo 2. O algoritmo é repetido até que todos os *slots* de tempo tenham sido resolvidos sem discrepância de composição e através da resolução de problemas lineares.

Note que ao fixar as decisões de um *slot* de tempo para a solução da próxima iteração, tem-se uma redução de dimensão do problema de otimização resultante. Portanto, à medida que se avança através das iterações do algoritmo, os problemas vão se tornando cada vez menores e resolvidos com menor tempo computacional.

Algoritmo de otimização global *Branch-and-Reduce*

O algoritmo de otimização global *Branch-and-Reduce*, desenvolvido por Sahinidis e Tawarmalani (2005) é comercializado como parte do *solver* BARON. Esse método, derivado do algoritmo *Branch-and-Bound* soluciona o problema MINLP contemplando, de uma única vez, todas as restrições lineares e não lineares. Segundo os autores, o algoritmo *Branch-and-Reduce*, navega através da árvore de busca *Branch-and-Bound* usando um conjunto de técnicas para redução de domínio, construção de relaxações e particionamento. Essas inovações permitem um uso mais eficiente e uma redução dos requerimentos de memória, sem comprometer a convergência teórica da estratégia.

2.4. CONCLUSÕES ACERCA DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O modelo MOS (Mouret *et al.* 2011) foi considerado pela literatura como um dos modelos mais avançados para abordar a otimização da programação de suprimento e mistura de petróleo. Alguns aspectos de sua formulação matemática, tais como a representação contínua do tempo e a grade de tempo específica a unidades, permitem ao modelo MOS representar problemas de forma mais compacta, quando comparado a seus pares. Além disso, os autores incluíram em sua modelagem uma característica que ficou conhecida como quebra de simetria, que é capaz de evitar que soluções simétricas (de mesmo valor de função objetivo) sejam exploradas durante o procedimento de busca da solução ótima.

Por estas razões, o modelo MOS foi selecionado como plataforma base do desenvolvimento do presente trabalho e de alguns trabalhos já desenvolvidos pelo grupo de pesquisa desta casa. O modelo *Unit Slot* também foi investigado durante o desenvolvimento do trabalho desta pesquisa. No entanto, estes resultados não serão apresentados no corpo deste texto devido ao grande volume de informações e pelo fato de os resultados obtidos terem sido semelhantes aos apresentados pelo modelo MOS.

O trabalho de dois outros autores, a saber, Lopes (2014) e Jahn (2015), os quais fizeram modificações no modelo MOS, também foram utilizados como referência para o presente trabalho. Lopes (2014) introduziu pela primeira vez na literatura o conceito de operação polegada e Jahn (2015) abordou a estrutura da refinaria RPBC, que também será utilizada como estudo de caso do presente trabalho, adicionando ao modelo MOS aspectos operacionais específicos para representá-la. O detalhamento do modelo MOS, bem como as modificações deste modelo propostas por Lopes (2014) e Jahn (2015) serão abordados no Capítulo 3.

CAPÍTULO 3. MODELOS MATEMÁTICOS DE REFERÊNCIA

A mudança de um tipo de mistura que alimenta a unidade de destilação (UDA) pode ocasionar uma alteração brusca da condição de operação da UDA resultando em custos de transição. Para minimizar estes custos, a Petrobras adota a Injeção Temporária de Múltiplos Tanques (ITMT) no decorrer do processo de transição de cargas em unidades de destilação. O objetivo dessa operação, doravante denominada operação polegada ou simplesmente polegada, é reduzir o impacto da perturbação gerada pela troca de tanques que alimentam as UDAs.

Este capítulo apresenta os princípios e as características dos modelos desenvolvidos por Lopes (2014) e Jahn (2015), fundamentais para a compreensão da contribuição do modelo desenvolvido nessa dissertação. Os dois estudos têm por base o modelo MOS (*Multi-Operation Sequencing*), que também será apresentado com detalhes, na seção 3.1.

Na seção 3.2, é apresentado o modelo desenvolvido por Lopes (2014), que inclui a operação polegada, com aplicação no problema de suprimento de petróleo em uma refinaria proposto por Mouret *et al* (2011).

Na seção 3.3, apresenta-se a estrutura da refinaria RPBC abordada por Jahn (2015), cujo modelo matemático foi desenvolvido incluindo restrições operacionais específicas como recebimento fracionado de parcelas de misturas de petróleo com descarregamento para múltiplos tanques e especificação da mistura alimentada não mais nos tanques de carga como considerado por Mouret *et al* (2011), mas nas UDAs. Esses fatores aumentaram significativamente a complexidade do problema, com expansão da região viável de solução e do número de alinhamentos dos tanques. Além disso, o modelo permite que trinta e seis tipos de petróleo possam ser utilizados na especificação da mistura, caracterizando uma dimensão raramente publicada na literatura.

Apresentados estes modelos, caracteriza-se então o foco dessa dissertação: estender a modelagem da operação polegada proposta por Lopes (2014) ao modelo desenvolvido por Jahn (2015).

3.1. O MODELO MOS (SEQUENCIAMENTO DE MÚLTIPLAS OPERAÇÕES)

A formulação de tempo contínuo MOS aborda o problema de programação da produção como uma sequência de operações, as quais são alocadas no horizonte de tempo através de intervalos de prioridade ou *slots*. O número de *slots* (n) é um parâmetro de entrada do modelo, apesar de a duração desses *slots* ser definida pela otimização. Cada recurso (r) possui uma grade

de tempo específica, que pode ser dividida de maneira variada. O número máximo de divisões possíveis de cada grade de tempo é determinado pelo número de *slots* definido pelo usuário como dado de entrada. Assim, na hipótese de que o número de *slots* do modelo foi definido pelo usuário como 5, a grade de tempo de um determinado recurso, por exemplo, um tanque, poderá ter até 5 divisões. Porém, nada impede que esta grade seja dividida um número menor de vezes. Como as grades de tempos dos recursos são independentes entre si (a não ser que dois recursos estejam realizando uma operação de transferência de um para o outro, no dado intervalo de tempo), a grade de tempo de um outro recurso (de um tanque, de uma coluna de destilação ou de uma parcela) poderá ser dividida de maneira diferente. Em cada *slot* (i), pertencente à grade de tempo de um dado recurso, pode-se executar uma única operação (v). Um mesmo tipo de operação pode ser executada várias vezes, através de sua alocação a múltiplos *slots*. No entanto, uma operação alocada para um dado *slot* (i) deve ter prioridade em ordem de execução a uma operação alocada para o *slot* ($i+1$).

A Figura 3.1 mostra o esquema do problema abordado por Mouret *et al.* (2011) para aplicação do modelo MOS.

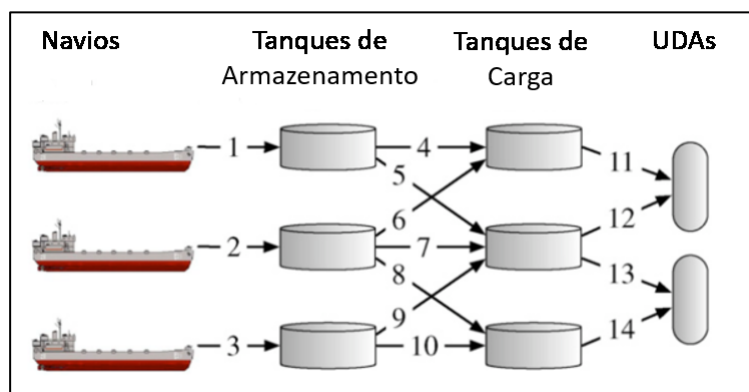


Figura 3.1: Representação do problema de suprimento de petróleo em uma refinaria (Adaptado de Mouret *et al.* 2011).

Nota-se que existem quatro tipos de recursos disponíveis na figura: os navios petroleiros, os tanques de armazenagem, os tanques de carga e as colunas de destilação atmosféricas (UDAs). As operações entre os recursos são representadas por setas unidirecionais e numeradas para indicar que cada operação é única no modelo. Cada navio transporta apenas um único tipo de petróleo, assim como cada tanque de armazenagem localizado na costa também só pode armazenar um único tipo de petróleo. Desta forma, o número de operações entre navios e tanques de carga é reduzido. Os tanques de carga, que alimentam as colunas de destilação estão

localizados no pátio da refinaria. Nota-se que, conforme a Figura 3.1, existem 14 operações possíveis neste modelo.

As seguintes regras operacionais são levadas em consideração no modelo:

- Apenas um navio de cada vez pode ser descarregado no porto;
- Não são permitidas operações simultâneas de entrada e saída nos tanques (operação pulmão);
- Uma UDA só pode ser alimentada por um único tanque de carga de cada vez;
- Um tanque de carga só pode alimentar uma única UDA de cada vez;
- O volume de petróleo nos tanques deve respeitar os limites máximo (capacidade) e mínimo (lastro) dos mesmos;
- As colunas de destilação atmosféricas (UDAs) devem operar continuamente;
- Restrições de qualidade são impostas nos tanques de carga.

Modelo matemático:

As equações referentes ao modelo MOS estão apresentadas a seguir. A descrição dos índices, variáveis e parâmetros do problema está detalhada na seção [NOMENCLATURA](#), presente na página V desta dissertação.

Função objetivo

A função objetivo visa maximizar a margem de contribuição dos petróleos processados na unidade de destilação, de acordo com a equação abaixo.

$$\max \sum_{i \in T} \sum_{r \in R_D} \sum_{v \in I_r} \sum_{c \in C} G_c \cdot V_{ivc} \quad (3.1)$$

Restrições

As inequações (3.2) e (3.3) determinam que o início e final de uma atividade em dado intervalo de prioridade será nulo caso esta não ocorra, ou caso a atividade ocorra, respeitará os limites estabelecidos pelos parâmetros \underline{S}_v e H .

$$S_{iv} \geq \underline{S}_v \cdot Z_{iv} \quad i \in T, v \in W_U \quad (3.2)$$

$$E_{iv} \leq H \cdot Z_{iv} \quad i \in T, v \in W \quad (3.3)$$

A relação entre o início, o final e a duração de uma operação é dada pela equação abaixo.

$$E_{iv} = S_{iv} + D_{iv} \quad i \in T, v \in W \quad (3.4)$$

O petróleo é trazido por navios até o terminal, cada um destes navios descarrega seu conteúdo em uma única atracação.

$$\sum_{i \in T} \sum_{v \in O_r} Z_{iv} = 1 \quad r \in R_V \quad (3.5)$$

O sequenciamento do recebimento de petróleo no terminal segue a ordem de chegada dos navios.

$$\sum_{i \in T} \sum_{v \in O_{r_1}} E_{iv} \leq \sum_{i \in T} \sum_{v \in O_{r_2}} S_{iv} \quad r_1, r_2 \in R_V, r_1 < r_2 \quad (3.6)$$

A alocação dos recebimentos nos intervalos de prioridade deve obedecer à relação de precedência.

$$\sum_{\substack{j \in T \\ j < i}} \sum_{v \in O_{r_1}} Z_{jv} \geq \sum_{\substack{j \in T \\ j \leq i}} \sum_{v \in O_{r_2}} Z_{jv} \quad i \in T, r_1, r_2 \in R_V, \\ r_1 < r_2 \quad (3.7)$$

Cada unidade de destilação tem uma faixa limitada quanto ao número de operações ao longo do horizonte de tempo.

$$\underline{N}_D \leq \sum_{i \in T} \sum_{v \in W_D} Z_{iv} \leq \overline{N}_D \quad (3.8)$$

A Equação (3.9) impõe que haja um tanque na carga das colunas de destilação no primeiro intervalo de prioridade.

$$\sum_{v \in I_r} Z_{iv} = 1 \quad i = 1, r \in R_D \quad (3.9)$$

As colunas de destilação devem operar de modo contínuo, ao longo de todo o horizonte de planejamento.

$$\sum_{i \in T} \sum_{v \in I_r} D_{iv} = H \quad r \in R_D \quad (3.10)$$

Os limites superior e inferior do volume total transferido em uma operação são definidos pela Inequação (3.11).

$$\underline{V}_v^t \cdot Z_{iv} \leq V_{iv}^t \leq \overline{V}_v^t \cdot Z_{iv} \quad i \in T, v \in W \quad (3.11)$$

O volume total transferido é definido como a somatória do volume transferido por componente para as operações que ocorrerem durante o intervalo de tempo.

$$V_{iv}^t = \sum_{c \in C} V_{ivc}^t \quad i \in T, v \in W \quad (3.12)$$

O balanço material total é dado pela Equação (3.13) na qual o volume em tanque corresponde ao volume no início do intervalo mais o somatório do volume que entrou, menos o somatório do volume que saiu.

$$L_{ir}^t = L_{0r}^t + \sum_{\substack{j \in T \\ j < i}} \sum_{v \in I_r} V_{jv}^t - \sum_{\substack{j \in T \\ j < i}} \sum_{v \in O_r} V_{jv}^t \quad i \in T, r \in R \quad (3.13)$$

O balanço de material por componente c (tipo de petróleo) é dado pela Equação (3.14).

$$L_{irc} = L_{0rc} + \sum_{\substack{j \in T \\ j < i}} \sum_{v \in I_r} V_{jvc} - \sum_{\substack{j \in T \\ j < i}} \sum_{v \in O_r} V_{jvc} \quad \begin{array}{l} i \in T, r \in R, \\ c \in C \end{array} \quad (3.14)$$

O volume total de petróleo acumulado em um recurso r é dado pelo somatório dos volumes de cada componente c

$$L_{ir}^t = \sum_{c \in C} L_{irc} \quad i \in T, r \in R \quad (3.15)$$

Os limites mínimo e máximo de vazão de transferência são expressos na forma de volumes a fim de evitar a divisão por zero, conforme a Equação (3.16).

$$\underline{FR}_v \cdot D_{iv} \leq V_{iv}^t \leq \overline{FR}_v \cdot D_{iv} \quad i \in T, v \in W \quad (3.16)$$

Os limites para as propriedades são impostos nas transferências, conforme a Inequação (3.17).

$$\underline{x}_{vk} \cdot V_{iv}^t \leq \sum_{c \in C} x_{ck} V_{ivc} \leq \overline{x}_{vk} \cdot V_{iv}^t \quad i \in T, v \in W, k \in K \quad (3.17)$$

Cada porção de mistura que sai de um equipamento deve ter a mesma composição da mistura contida neste equipamento, conforme a Equação (3.18).

$$V_{iv}^t \cdot L_{irc} = V_{ivc} \cdot L_{ir}^t \quad \begin{array}{l} i \in T, r \in R_S \cup R_C, \\ v \in O_r, c \in C \end{array} \quad (3.18)$$

Os tanques têm limites de armazenamento mínimo e máximo de acordo com sua construção, o limite mínimo é chamado de lastro e o máximo de capacidade.

$$\underline{L}_r^t \leq L_{ir}^t \leq \overline{L}_r^t \quad i \in T, r \in R_S \cup R_C \quad (3.19)$$

O limite mínimo por componente pode ser nulo, se o componente não estiver presente, e a capacidade por componente está limitada pela capacidade total do recurso.

$$0 \leq L_{irc} \leq \overline{L}_r^t \quad \begin{array}{l} i \in T, r \in R_S \cup R_C, \\ c \in C \end{array} \quad (3.20)$$

A variável de volume total de mistura acumulada L_{ir}^t indica o volume no início do intervalo de prioridade. As inequações (3.21) e (3.22) impõe que os volumes mínimos e

máximos em um recurso sejam respeitados, considerando o volume final acumulado dentro do recurso, no final do último intervalo de prioridade.

$$\underline{L}_r^t \leq L_{0r}^t + \sum_{i \in T} \sum_{v \in I_r} V_{iv}^t - \sum_{i \in T} \sum_{v \in O_r} V_{iv}^t \leq \overline{L}_r^t \quad r \in R \quad (3.21)$$

$$0 \leq L_{0rc} + \sum_{i \in T} \sum_{v \in I_r} V_{ivc} - \sum_{i \in T} \sum_{v \in O_r} V_{ivc} \leq \overline{L}_r^t \quad r \in R, c \in C \quad (3.22)$$

O volume demandado em cada um dos tanques de carga ao longo do horizonte é manipulado pela Inequação (3.23).

$$\underline{D}_r \leq \sum_{i \in T} \sum_{\substack{v \in W_D \\ v \in O_r}} V_{iv}^t \leq \overline{D}_r \quad r \in R_C \quad (3.23)$$

A Inequação (3.24) estabelece que para cada subconjunto de operação que não pode ocorrer simultaneamente, $W' \in clique(G_{NO})$, somente uma operação pode ser alocada por intervalo de prioridade.

$$\sum_{v \in W'} Z_{iv} \leq 1 \quad \begin{array}{l} i \in T, \\ W' \in clique(G_{NO}) \end{array} \quad (3.24)$$

A Inequação (3.25) garante que as operações que não podem ocorrer simultaneamente, não acontecerão em intervalos de tempo sobrepostos.

$$\sum_{v \in W'} E_{i_1 v} + \sum_{\substack{i \in T \\ i_1 < i < i_2}} \sum_{v \in W'} D_{iv} \leq \sum_{v \in W'} S_{i_2 v} + H \cdot \left(1 - \sum_{v \in W'} Z_{i_2 v} \right) \quad \begin{array}{l} i_1, i_2 \in T, i_1 < i_2, \\ W' \in clique(G_{NO}) \end{array} \quad (3.25)$$

A restrição de quebra de simetria (3.26) impõe que uma operação v não pode ser atribuída ao intervalo de prioridade i se nenhuma outra operação não-sobreposta a ela for atribuída ao intervalo de prioridade precedente ($i - 1$).

$$Z_{iv} \leq \sum_{\substack{v' \in W \\ NO_{vv'}=1}} Z_{(i-1)v'} \quad i \in T, i \neq 1, v \in W \quad (3.26)$$

A Inequação (3.27) faz com que pelo menos uma atividade seja atribuída a cada intervalo de prioridade. Essa inequação é importante no caso da determinação iterativa do número de intervalos de prioridade ótimo.

$$\sum_{v \in W} Z_{iv} \geq 1 \quad i \in T \quad (3.27)$$

3.2. MODELO MOS COM REPRESENTAÇÃO DA POLEGADA

Lopes (2014) fez modificações no modelo MOS para representar a operação polegada, com o objetivo de reduzir o impacto das perturbações geradas pela troca de tanques da carga das unidades de destilação. A autora usou como estudo de caso, o mesmo exemplo utilizado por Mouret *et al* (2011) e representado na Figura 3.1.

A modelagem da operação polegada realizada por Lopes (2014), serviu de inspiração conceitual para o modelo de polegada desenvolvido no presente trabalho. No entanto, pelo fato das premissas do modelo de Lopes serem mais simplificadas, principalmente por não permitir o alinhamento de múltiplos tanques a uma UDA nas condições normais de operação, a maioria das restrições tiveram que ser alteradas, conforme será apresentado no Capítulo 4. Além disso, a autora não contempla restrições que realizem o controle da proporção de cada tanque na carga da UDA durante a transição. O controle da proporção volumétrica dos tanques durante a operação polegada é de suma importância, principalmente quando se trata de um problema com diversos tipos de petróleo, como é o caso da refinaria RPBC. Caso a participação de um dos tanques durante o alinhamento simultâneo seja muito pequena, pode ser que a operação polegada não cumpra sua principal missão que é suavizar uma possível brusca variação de composição durante a troca de tanques na carga das unidades de destilação.

As equações adicionadas ao modelo MOS por Lopes (2014) estão descritas a seguir. Conforme mostra a Figura 3.2, a operação de troca de cargas em uma UDA se dá em 3 intervalos de prioridade, sendo que a operação polegada ocorre em um *slot* (o segundo *slot* da troca de carga). As operações v' e $v \in W_D$ são operações de entrada em uma UDA. Se a UDA estiver sendo alimentada em um *slot* $i - 1$ exclusivamente pela operação v' , e houver a necessidade de mudança para a operação v , esta última deve ser alocada como operação única de alimentação em um *slot* $i + 1$, e a operação polegada deve ser necessariamente alocada no *slot* i , no qual devem ocorrer simultaneamente as operações v' e v .

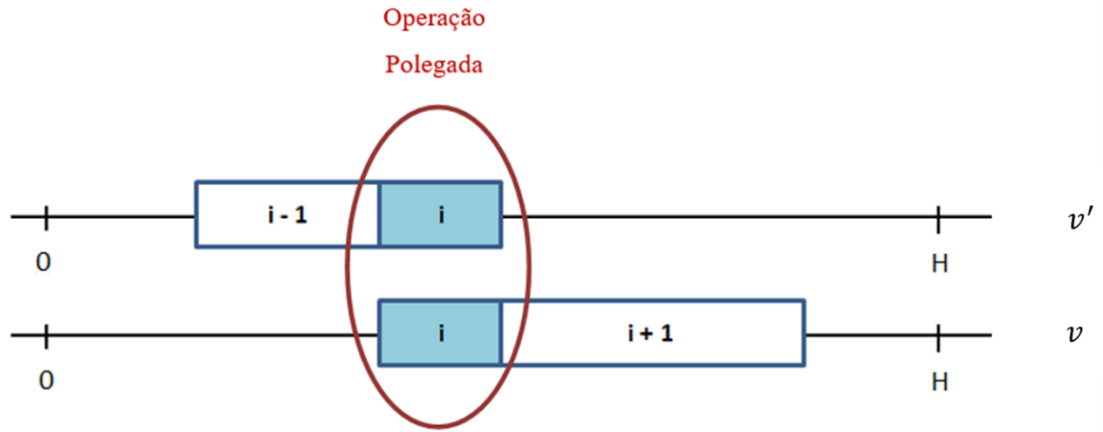


Figura 3.2: Esquema de modelagem da operação polegada durante transição de cargas em UDAs (Adaptado de Lopes 2014)

As equações abaixo, impedem a ocorrência da operação polegada no primeiro e no último intervalo de prioridade, respectivamente.

$$P_{ivv} = 0 \quad i = 1, \quad v \in I_r, v' \in I_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.28)$$

$$P_{ivv} = 0 \quad i = n,, \quad v \in I_r, v' \in I_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.29)$$

A Equação (3.30) estabelece que uma operação v' ou v não pode ser atribuída ao *slot* i sem que algumas delas seja previamente atribuída ao *slot* $i - 1$. Assim, essa restrição força a alocação das operações desde o primeiro *slot* de tempo, de forma sequencial, sem pular nenhum *slot*.

$$\sum_{v \in I_r} Z_{i,v} - \sum_{v' \in I_r} \sum_{v \in I_r} P_{iv'v} \leq \sum_{v \in I_r} Z_{i-1,v} \quad ; \quad i \in T, i \geq 2, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.30)$$

A equação abaixo garante que não ocorra operação polegada em dois *slots* de tempo consecutivos.

$$\sum_{v' \in I_r} \sum_{v \in I_r} (P_{ivrv} + P_{i-1,vrv}) \leq 1 \quad ; \quad r \in R_m, v \neq v' \quad (3.31)$$

A restrição (3.32) permite a identificação da operação polegada. Através dela, força-se que, toda vez que houver mudança de uma operação v' em um *slot* $(i - 1)$ para uma operação v em um *slot* i , deve ocorrer uma operação polegada no *slot* i .

$$P_{ivrv} \geq Z_{i-1,v'} + Z_{iv} - Z_{i-1,v} - 1 \quad ; \quad i \in T, i \geq 2, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.32)$$

A restrição acima não força que a variável P_{ivrv} assumo o valor nulo, caso não seja identificada a transição. Porém, a ocorrência da polegada é penalizada na função objetivo, caso

a variável $P_{iv'v}$ assume valores diferentes de zero, como uma forma de minimizar a frequência com que ocorrem trocas de tanques no processo de alimentação da UDA. Dessa forma, a própria otimização encarrega-se de zerar a variável $P_{iv'v}$ nos momentos de não obrigatoriedade da ocorrência da operação polegada.

A restrição (3.33) garante que as operações v e v' alimentem simultaneamente a unidade de destilação, durante a operação polegada.

$$\sum_{v \in I_r} Z_{iv} = Z_{iv_1} + \sum_{v' \in I_r} \sum_{v \in I_r} P_{iv'v} \quad ; \quad i \in T, \quad v_1 \in O_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.33)$$

A restrição (3.34) atribui, ao *slot* $i + 1$, a operação v , de alinhamento do tanque que irá entrar na carga da destilação.

$$Z_{i+1,v} \geq P_{iv'v} \quad ; \quad i \in T, 2 \leq i < n, v \in I_r, v' \in I_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.34)$$

As equações de duração mínima e máxima da operação polegada estão representadas abaixo.

$$D_{iv} \geq \underline{D}_{pol} \cdot \sum_{v' \in I_r} \sum_{v \in I_r} P_{iv'v} \quad ; \quad i \in T, v \in O_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.35)$$

$$D_{iv} \leq \bar{D}_{pol} + (H - \bar{D}_{pol}) \cdot \left(1 - \sum_{v' \in I_r} \sum_{v \in I_r} P_{iv'v} \right) \quad ; \quad i \in T, v \in O_r, r \in R_m, v \neq v' \quad (3.36)$$

3.3. MODELO MOS COM RESTRIÇÕES OPERACIONAIS DA REFINARIA RPBC

A Figura 3.2 mostra o esquema da área de recebimento e mistura de petróleo da refinaria RPBC, a qual foi abordada primeiramente no trabalho de Jahn (2015) e também será abordada no presente trabalho. Nota-se que existem quatro tipos de recursos disponíveis na figura: parcelas de petróleo (Rp), tanques de carga (Rc), misturadores fictícios (Rm) e as unidades de destilação atmosféricas (Rd). Ao contrário do problema abordado por Mouret *et al.* (2011), recursos tais como navios e tanques de armazenamento não estão presentes. Um conjunto de parcelas composto por misturas de diferentes tipos de petróleo está programado para chegar na refinaria via oleoduto, em diferentes momentos do horizonte de tempo. Essas parcelas são descarregadas diretamente em tanques de carga.

Neste modelo, as regras operacionais descritas abaixo serão levadas em consideração. Itens que possuem um asterisco ao final (*) são restrições também consideradas no problema de Mouret *et al.* (2011). Os demais itens, são regras operacionais adicionais, contempladas a fim de tornar o modelo MOS mais aderente à operação prática da refinaria RPBC

- As parcelas chegam por uma mesma tubulação, e devem ser descarregadas uma de cada vez, sem interrupções, de acordo com o planejamento prévio.
- O descarregamento das parcelas é realizado com vazão constante;
- Uma mesma parcela pode ser dividida em parcelas menores e, portanto, ser descarregada em múltiplos tanques diferentes;
- Não são permitidas operações simultâneas de entrada e saída nos tanques (operação pulmão); *
- Cada tanque de carga pode alimentar até duas UDAs simultaneamente;
- Uma UDA pode ser alimentada por múltiplos tanques de carga simultaneamente;
- O volume de petróleo nos tanques deve respeitar os limites máximo (capacidade) e mínimo (lastro) dos mesmos; *
- As colunas de destilação atmosféricas (UDAs) devem operar continuamente; *
- Há um tempo de preparação de no mínimo 24 horas nos tanques de carga entre o recebimento de parcelas, até este tanque estar pronto para abastecer uma UDA;
- Restrições de qualidade são impostas na entrada de cada UDA;
- Há imposição de duração mínima de operações.

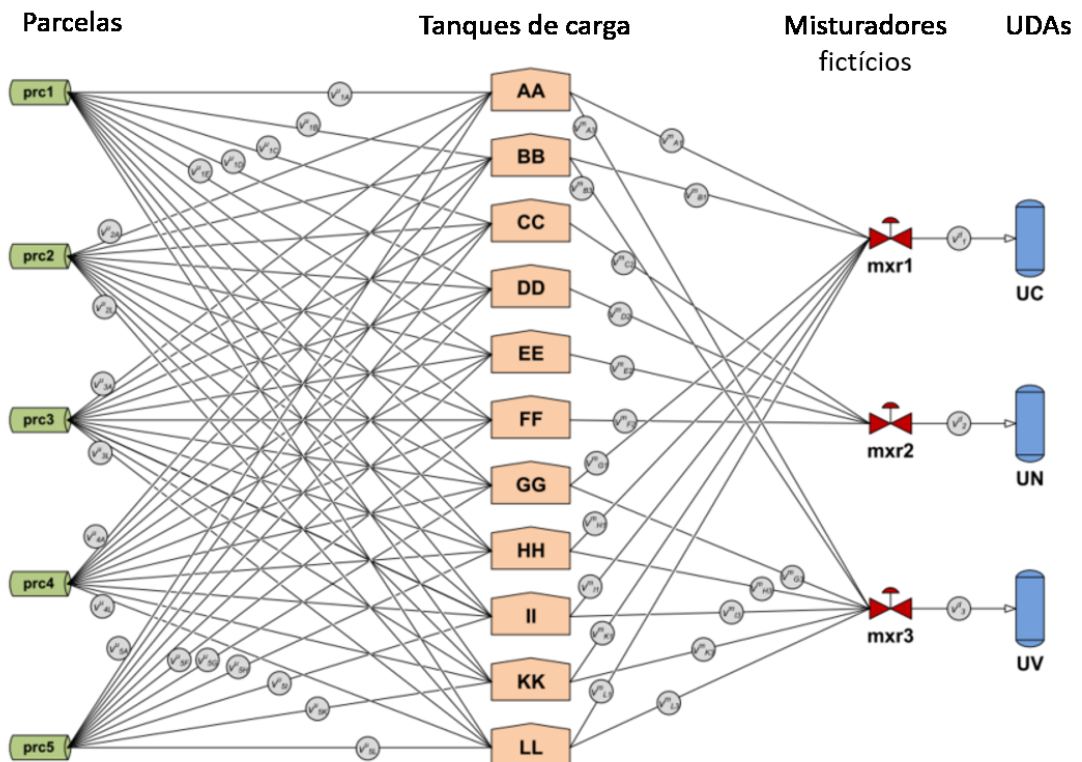


Figura 3.3: Esquema da área de suprimento de petróleo da refinaria RPBC: Recursos e operações disponíveis (Adaptado de Jahn 2015)

A refinaria estudada possui uma estrutura de 11 tanques de carga e 3 colunas de destilação atmosférica. Dentre os 11 tanques, alguns deles podem estar fora de operação, seja devido a manutenções, seja por estarem envolvidos em outras operações. O cronograma dos recebimentos das parcelas de petróleo é estabelecido pelo planejamento. Logo, volume, composição, vazão e horário previsto para a chegada das parcelas estão entre os dados de entrada do problema. A depender do cenário, de 2 a 5 parcelas estarão programadas para chegar na refinaria durante o horizonte de tempo, parcelas estas que poderão ser compostas por até 36 tipos de petróleo (c). Os misturadores fictícios não existem na planta real. Os mesmos foram introduzidos ao modelo a fim de possibilitar o cálculo de vazão, composição e especificações de qualidade na entrada das colunas, no caso em que UDAs são alimentadas por múltiplos tanques da carga. As restrições de qualidade (acidez e teor de enxofre) são impostas apenas nas operações de destilação, ao contrário do estudo de caso de Mouret *et al.* (2011), no qual as mesmas são impostas em cada tanque de carga. A mistura final da carga de uma UDA é preparada em linha, como resultado das movimentações de até dois tanques. Dessa forma, um dado tanque não precisa manter-se dentro das especificações ao longo do horizonte de tempo, gerando flexibilidade ao sistema. As colunas de destilação devem operar continuamente e com vazão de carga constante, admitindo-se apenas pequenas oscilações características da variabilidade operacional.

A conectividade é total entre os recursos do primeiro estágio (operações de descarregamento de parcelas – Wu), uma vez que as parcelas podem ser descarregadas em qualquer um dos onze tanques. Já no segundo estágio correspondente às operações de mistura (Wm), a conectividade é limitada devido à estrutura física específica da refinaria RPBC. Conforme mostra a Figura 3.3, os tanques AA, BB, GG, HH, II, KK, LL podem enviar misturas de petróleo para as colunas UC e UV, enquanto que os tanques CC, DD, EE e FF conectam-se apenas com a coluna UN. No terceiro estágio, correspondente às operações de destilação (Wd), cada um dos 3 misturadores alimenta apenas umas das 3 colunas de destilação.

Quanto maior for o número de operações possíveis de um problema, maior será a sua dimensão e complexidade. O estudo de caso da refinaria RPBC caracteriza-se como um problema de larga escala: o mesmo é composto por um conjunto de 76 operações de transferência possíveis, conforme mostra a Figura 3.3, enquanto que o problema abordado por Mouret *et al.* (2011), contempla no máximo 14 operações. Outro fator que altera a dimensão deste tipo de problema é a diversidade de tipos de petróleo do sistema. Enquanto que no estudo de caso de Mouret, cada navio carrega apenas um tipo de petróleo, no caso da refinaria RPBC, as parcelas podem conter misturas de até 36 tipos de petróleo.

A seguir estão descritas as modificações no modelo MOS, propostas por Jahn (2015), a fim de representar a estrutura da refinaria RPBC. Todas as equações apresentadas abaixo foram utilizadas para a construção dos modelos desenvolvidos no presente trabalho. Além das contribuições de Jahn (2015), serão adicionados novos aspectos de modelagem que não haviam sido abordados anteriormente ou que não estavam adaptados à estrutura da refinaria RPBC, os quais serão descritos no Capítulo 4.

Descarregamentos sobrepostos de parcelas e possibilidade de divisão de parcelas

O modelo MOS original de Mouret *et al.* (2011), foi concebido para que os navios fossem descarregados por ordem de chegada. A ordenação é estabelecida através de dois critérios: (1) os descarregamentos dos navios devem ser alocados para intervalos de prioridade em ordem crescente; (2) as janelas de tempo dos descarregamentos dos navios não podem se sobrepor. O modelo original também considera que o conteúdo do navio deve ser completamente descarregado para um único tanque, utilizando um único intervalo de prioridade.

No problema endereçado por este estudo, por outro lado, as parcelas de petróleo são transferidas para a refinaria através de um oleoduto com vazão constante. Portanto, a parcela deve começar a ser descarregada imediatamente após sua chegada programada. A duração do descarregamento também está definida pela vazão de bombeamento. Consequentemente, a janela de operação do descarregamento das parcelas é conhecida a priori. No entanto, é permitido que a parcela seja subdividida e descarregada para múltiplos tanques. Desta forma, à otimização cabe apenas duas decisões: (1) como subdividir as parcelas e proceder o descarregamento para múltiplos tanques e (2) como alocá-las aos intervalos de prioridades. Deve-se salientar também que, em um dado instante de tempo, pode haver apenas uma conexão ativa entre o oleoduto e os tanques da refinaria.

A não sobreposição do descarregamento das parcelas já é garantida independentemente da programação da refinaria, uma vez que os horários de chegadas das parcelas são definidos previamente pelo planejamento, e que as janelas de descarregamento de parcelas diferentes são disjuntas. Assim, há a oportunidade de permitir, para efeito de modelagem, que parcelas diferentes sejam alocadas para o mesmo *slot* de tempo. Isto possibilita que as parcelas não sejam mais agrupadas em cliques de operações que não podem ocorrer simultaneamente para o modelo. Tal alteração tem o potencial de reduzir o número de *slots* requeridos para resolução do modelo, o que reduziria a dimensão do mesmo. No entanto, deve-se notar que as subparcelas de uma mesma parcela continuam sendo operações que não podem se sobrepor para o modelo. As restrições usadas para modelar as características citadas acima estão detalhadas a seguir.

O tempo inicial de descarregamento de uma parcela é maior ou igual ao tempo de chegada desta parcela.

$$S_{iv} \geq Sar_r ; \forall i \in T, v \in W_u \quad (3.37)$$

O tempo final de descarregamento de uma parcela é menor ou igual ao tempo de chegada desta parcela adicionada da máxima duração de descarregamento da parcela.

$$E_{iv} \leq Sar_r + \frac{L_{ir}^t}{FR_v} ; \forall i \in T, r \in R_p, v \in O_r \quad (3.38)$$

Uma única conectividade é permitida entre o oleoduto e os tanques, em um dado intervalo de prioridade.

$$\sum_{v \in O_r} Z_{iv} \leq 1 ; \forall i, r \in R_p \quad (3.39)$$

A restrição abaixo evita que uma parcela seja subdividida e descarregada para o mesmo tanque repetidamente.

$$\sum_i Z_{iv} \leq 1 ; \forall v \in I_r, r \in R_t \quad (3.40)$$

Segundo a equação (3.41), descarregamento de parcelas deve ocorrer em intervalos de prioridade crescentes a fim de evitar inconsistências nos balanços de massa (representados nas equações 3.13 e 3.14).

$$\sum_{v \in I_r} E_{i_1 v} + \sum_{i_1 < i_2} \sum_{v \in I_r} D_{iv} + \sum_{i_1 < i_2} Dt_{ir} \leq \sum_{v \in I_r} S_{i_2 v} + H \left(1 - \sum_{v \in I_r} Z_{i_2 v} \right) ; \forall i_1 < i_2, r \in R_t \quad (3.41)$$

Tempo de preparação

O tempo de preparação é um período de repouso entre o recebimento e o envio em um tanque, no qual a mistura passa por um período de decantação durante pelo menos 24h, com o objetivo de evitar que a salmoura, que pode vir junto com o petróleo, seja injetada nas unidades de destilação atmosférica. As restrições para modelagem do tempo de preparação estão apresentadas a seguir.

A equação (3.42) impõe um intervalo de tempo mínimo entre o final de uma operação de recebimento e o início de uma operação de descarregamento para um dado tanque.

$$\begin{aligned}
& \sum_{v \in W'} E_{i_1 v} + \sum_{\substack{i \in T \\ i_1 < i < i_2}} \sum_{v \in W'} D_{i_1 v} + \sum_{v_1 \in W'} \sum_{\substack{v_2 \in W' \\ v_1 \neq v_2}} TR_{v_1 v_2} Z_{i_1 v} \\
& \leq \sum_{v \in W'} S_{i_2 v} + \left(H + \sum_{v \in W'} \sum_{v' \in W'} TR_{v_1 v_2} \right) \left(1 - \sum_{v \in W'} Z_{i_2 v} \right); \\
& \forall i_1, i_2 \in T, i_1 < i_2, W' \in \text{CLIQUE}_{TR}(G_{NO})
\end{aligned} \tag{3.42}$$

Operações não sobrepostas (que formam cliques) devem ser atribuídas a intervalos de prioridade disjuntos.

$$\begin{aligned}
& \sum_{v \in W'} E_{i_1 v} + \sum_{\substack{i \in T \\ i_1 < i < i_2}} \sum_{v \in W'} D_{i_1 v} \leq \sum_{v \in W'} S_{i_2 v} + H \left(1 - \sum_{v \in W'} Z_{i_2 v} \right); \forall i_1, i_2 \in T, i_1 < i_2, W' \\
& \in \text{CLIQUE}(G_{NO})
\end{aligned} \tag{3.43}$$

Alinhamento simultâneo de até dois tanques com uma UDA

A modelagem do alinhamento de dois tanques para uma mesma unidade de destilação foi idealizada através da introdução de um misturador fictício (*mixer*) na entrada de cada unidade de destilação, como ilustrado na Figura 3.4. O misturador tem o propósito de determinar a vazão, a composição e a qualidade da mistura resultante das transferências provindas de diferentes tanques. A especificação da mistura alimentada na destilação é imposta, portanto, na saída do misturador. As restrições necessárias para modelar esta característica estão apresentadas abaixo.

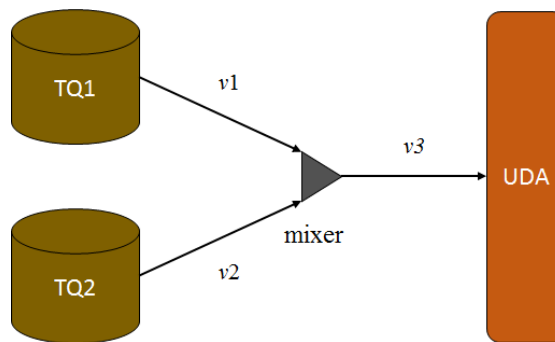


Figura 3.4: Diagrama que ilustra a introdução do misturador fictício na entrada das UDAs

As restrições de (3.44) a (3.47) denotam a igualdade entre os tempos de início e fim das operações de entrada e saída no misturador.

$$S_{iv} \geq S_{iv'} - H(1 - Z_{iv}); \forall i, r \in R_m, v \in I_r, v' \in O_r \tag{3.44}$$

$$S_{iv} \leq S_{iv'} + H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, r \in R_m, v \in I_r, v' \in O_r \quad (3.45)$$

$$E_{iv} \geq E_{iv'} - H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, r \in R_m, v \in I_r, v' \in O_r \quad (3.46)$$

$$E_{iv} \leq E_{iv'} - H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, r \in R_m, v \in I_r, v' \in O_r \quad (3.47)$$

As equações (3.48) e (3.49) representam os balanços de massa global e por tipo de petróleo c , respectivamente, nos misturadores. Como esses recursos não existem na planta real, não pode haver termo de acúmulo nos mesmos.

$$\sum_{v \in I_r} V_{iv}^t = \sum_{v \in O_r} V_{iv}^t ; i \in T, r \in R_M \quad (3.48)$$

$$\sum_{v \in I_r} V_{ivc} = \sum_{v \in O_r} V_{ivc} ; i \in T, r \in R_M, c \in C \quad (3.49)$$

Cada UDA pode ser alimentada por, no máximo, dois tanques de carga simultaneamente:

$$\sum_{v \in (I_r - W_{TI})} Z_{iv} \leq 2 ; \forall i, r \in R_m \quad (3.50)$$

As restrições de qualidade, especificadas nas entradas das UDAs, em base volumétrica e mássica são expressas pelas inequações (3.51) e (3.52), respectivamente.

$$\underline{x}_{vk} \cdot V_{iv}^t \leq \sum_{c \in C} x_{ck} V_{ivc} \leq \overline{x}_{vk} \cdot V_{iv}^t ; \forall i, v \in W_d, k \in K_v \quad (3.51)$$

$$\underline{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c \leq \sum_{c \in C} x_{ck} V_{ivc} \rho_c \leq \overline{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c ; \forall i, v \in W_d, k \in K_m \quad (3.52)$$

Atividade paralela em tanques

A atividade paralela em tanques é definida como a operação em que a saída do tanque pode ser destinada para até duas unidades de destilação. A seguir são apresentadas as restrições para modelar esta característica.

Cada tanque pode ser alinhado com até 2 UDAs:

$$\sum_{i \in O_r} Z_{iv} \leq 2 ; \forall i, r \in R_t \quad (3.53)$$

Vazões mínimas e máximas na saída de cada tanque, são impostas sobre as movimentações individuais dos tanques:

$$\overline{FR}_r D_{ir}^t \leq \sum_{v \in O_r} V_{t_{iv}} \leq \overline{FR}_r D_{ir}^t ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.54)$$

A fim de simplificar o controle de vazão, todas as operações de saída de um tanque, alocadas para o mesmo intervalo de prioridade, devem ter a mesma duração.

$$S_{ir}^t \leq S_{iv} + H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.55)$$

$$S_{ir}^t \geq S_{iv} - H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.56)$$

$$E_{ir}^t \leq E_{iv} + H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.57)$$

$$E_{ir}^t \geq E_{iv} - H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.58)$$

A duração da janela de operação de descarregamento do tanque é determinada através da restrição (3.59).

$$E_{ir}^t = S_{ir}^t + D_{ir}^t ; \forall i, r \in R_t \quad (3.59)$$

No caso de não haver nenhuma movimentação de saída do tanque, as variáveis de tempo do tanque deverão ser nulas:

$$E_{ir}^t \leq H \sum_{v \in O_r} Z_{iv} ; \forall i, r \in R_t \quad (3.60)$$

Duração mínima de operações

A fim de limitar o número de operações e trocas excessivas de alinhamentos realizados pelo modelo durante o horizonte de programação, durações mínimas foram impostas a cada conjunto de operações: 3 horas para operações de recebimento das parcelas e 24 horas para operações de mistura e destilação. A faixa de vazão de recebimento das parcelas de petróleo é consideravelmente maior do que as faixas dos outros alinhamentos, o que explica a diferença das durações dessas operações. A restrição responsável por esta característica está descrita a seguir.

$$D_{iv} \geq \underline{D}_v \cdot Z_{iv} ; i \in T, v \in W \quad (3.61)$$

CAPÍTULO 4. DESENVOLVIMENTO DOS MODELOS

Este capítulo trata das contribuições adicionadas ao modelo MOS durante o desenvolvimento do presente trabalho. O principal objetivo almejado nesta pesquisa foi a criação de mecanismos capazes reduzir o impacto das trocas de carga na destilação, em um modelo que represente a refinaria Presidente Bernardes (RPBC). Para este fim, foi realizada a modelagem de dois aspectos: os tanques de injeção (descritos na Seção 4.1), cuja modelagem, até o momento, ainda não tinha sido contemplada pela literatura; e a operação polegada (descrita na Seção 4.2), cuja modelagem já havia sido contemplada por Lopes (2014), porém precisava de diversas adaptações para poder ser aplicável à estrutura da refinaria RPBC.

Jahn (2015) propôs várias modificações ao modelo MOS para adequá-lo à estrutura da refinaria RPBC, as quais foram detalhadas no Capítulo 3. O modelo MOS estendido, desenvolvido pela autora, foi usado como referência para o desenvolvimento dos modelos deste trabalho. A esse modelo, além da modelagem dos tanques de injeção e da operação polegada, citados acima, foram adicionadas outras duas características a fim de tornar o modelo da refinaria RPBC mais aderente à operação real. Primeiramente, propôs-se uma modificação da modelagem de atividade paralela de Jahn visando contemplar o alinhamento de um tanque com múltiplas colunas de destilação com janelas de tempo dessincronizadas (detalhada na Seção 4.3). Em seguida, foi adicionada uma restrição para o controle de qualidade no corte de diesel das unidades de destilação (apresentada na Seção 4.4)

A adição do conjunto de restrições necessárias para modelar os aspectos acima descritos trouxe complexidade ao modelo matemático desenvolvido. Por essa razão, foi realizada a introdução de variáveis de folga em algumas restrições críticas, de modo que o modelo pudesse encontrar mais facilmente uma solução, no caso de cenários de difícil resolução, nos quais seria matematicamente impossível atender a todas as restrições. O conceito e modelagem de variáveis de folga está descrito na Seção 4.5.

Por fim, com o objetivo de avaliar o impacto individual e combinado de cada um dos novos aspectos adicionadas ao modelo do problema, em termos de viabilidade, qualidade das soluções e tempo computacional de resolução, criou-se 9 modelos distintos, os quais serão descritos ao final deste capítulo, na Seção 4.6.

4.1. TANQUES DE INJEÇÃO

Na refinaria RPBC, a carga de uma unidade de destilação pode ser composta pelos volumes provindos de até dois tanques, simultaneamente alinhados com a unidade, conforme exposto no Capítulo 3. A Petrobrás, porém, faz uma distinção entre os tipos de tanques que podem entrar na carga de uma UDA, que até então não estava contemplada no modelo. Existem dois tipos de tanques de carga: os tanques base, que são responsáveis pela maior parte da carga da destilação e os tanques de injeção, usados para complementar características de um tanque base. O uso de injeção na carga da unidade de destilação está relacionado principalmente com a ideia de flexibilidade. Se apenas um tanque for usado na carga, sua mistura deve garantir o atendimento simultâneo a todas as restrições e metas, sejam estas de produção, qualidade ou características operacionais, o que pode tornar mais difícil compor o tanque. Além disso, através da definição dos tanques de injeção, é possível segregar misturas de petróleo que possuem: (1) uma qualidade muito baixa, de forma que seja possível utilizar esta mistura diluída em outras de qualidade superior, (2) uma qualidade muito alta, de modo a evitar que a qualidade dos produtos entregues seja muito superior à especificação, reduzindo-se o *give-away*.

Quanto a questões operacionais, pode haver apenas um tanque base e, potencialmente, mas não obrigatoriamente, um tanque de injeção compondo a carga da destilação. Existe uma porcentagem máxima da carga total de uma unidade de destilação com a qual um tanque de injeção pode participar. Como consequência, não é permitido o alinhamento simultâneo de dois tanques de injeção para uma mesma unidade de destilação, nem de dois tanques base. As duas únicas combinações possíveis seriam: um tanque base perfazendo 100% da carga da unidade, ou o conjunto de um tanque base e um tanque de injeção cuja participação na carga total de uma unidade de destilação deve variar entre 5% e 30%.

A implementação do conceito de tanques de injeção ao modelo MOS foi feita através da criação de um subconjunto de recursos que corresponde aos tanques de injeção R_{TI} . Associado a cada tanque de injeção, um conjunto que corresponde às movimentações de entrada ou saída de um tanque de injeção W_{TI} também foi criado. A limitação do número de tanques ativos na carga de uma unidade de destilação deve ser imposta na entrada de cada misturador R_m , visto que, para o modelo, a mistura ocorre ficticiamente antes de ser alimentada à unidade de destilação. A modelagem envolvendo a presença do misturador fictício foi apresentada no Capítulo 3, no entanto, duas restrições devem ser modificadas para contemplar a introdução dos tanques de injeção.

A restrição (3.50), apresentada no Capítulo 3, e replicada abaixo, foi introduzida ao modelo MOS para permitir que o alinhamento simultâneo de até dois tanques fosse possível em uma mesma coluna, onde R_m representa o conjunto de misturadores.

$$\sum_{v \in I_r} Z_{iv} \leq 2 ; \quad \forall i, r \in R_m \quad (3.50)$$

Essa restrição foi alterada para assumir a forma das restrições (4.1) e (4.2) descritas abaixo. No máximo, um tanque base pode compor a carga de uma dada coluna de destilação, por intervalo de prioridade, sendo $v \in (I_r - W_{TI})$, o conjunto de operações que entram no misturador, excluindo-se as movimentações realizadas por tanques de injeção W_{TI} , ou seja, as operações de carga de uma UDA realizadas por um tanque base.

$$\sum_{v \in (I_r - W_{TI})} Z_{iv} \leq 1 ; \quad \forall i, r \in R_m \quad (4.1)$$

O somatório do número de alinhamentos de tanques de injeção com uma data UDA, por intervalo de prioridade, não pode exceder o somatório do número de alinhamentos de tanques base com essa UDA.

$$\sum_{v \in I_r \cap W_{TI}} Z_{iv} \leq \sum_{v \in (I_r - W_{TI})} Z_{iv} ; \quad \forall i, r \in R_m \quad (4.2)$$

A restrição (4.2) em conjunto com a (4.1) determina que no máximo um tanque de injeção pode ser alinhado com uma coluna de destilação e que tanques de injeção não estão autorizados a compor a carga total de uma UDA.

A restrição (4.3) impõe que a contribuição mínima permitida de qualquer tanque na carga da unidade de destilação seja de 5%.

$$V_{iv}^t \geq 0.05 V_{iv'}^t - \bar{V}_v^t (1 - Z_{iv}) ; \quad \forall i, r \in R_m, v \in I_r, v' \in O_r \quad (4.3)$$

A contribuição máxima permitida de um tanque de injeção na carga da unidade de destilação é de 30%.

$$V_{iv}^t \leq 0.30 V_{iv'}^t + \bar{V}_v^t (1 - Z_{iv}) ; \quad \forall i, r \in R_m, v \in I_r \cap W_{TI}, v' \in O_r \quad (4.4)$$

Estas duas últimas restrições seriam suficientes para impedir que um tanque de injeção compusesse sozinho a carga de uma unidade. No entanto, a restrição (4.2) adiciona um corte importante à região viável do problema de otimização que causa a redução do número de nós explorados pelo algoritmo *Branch-and-Cut* da árvore de busca. Outra observação importante é que as restrições (4.3) e (4.4) são definidas em termos de volumes de transferência, não de vazão. No entanto, como as movimentações na entrada e saída de um misturador são

sincronizadas com exatamente a mesma duração, a relação dada em volume também é válida em termos de vazão.

4.2. OPERAÇÃO POLEGADA ADAPTADA AO CASO DA REFINARIA RPBC

A plegada é uma operação que ocorre para suavizar a variação da composição da carga de uma unidade de destilação durante a troca de tanques, na qual o tanque saindo e o tanque entrando na carga alimentam a destilação simultaneamente, por um certo período de tempo.

Para a modelagem da plegada, existe um conjunto de regras que devem ser consideradas no modelo, a saber:

- A operação plegada ocorrerá em apenas um *slot* de prioridade. Neste intervalo de alimentação simultânea dos tanques envolvidos na plegada, a vazão do tanque deixando a carga deve ser reduzida em relação ao *slot* de tempo anterior à sobreposição. Consequentemente, a vazão do tanque assumindo a carga passará de zero para algum valor;
- Tanques de injeção não precisam realizar a operação plegada para a troca de tanques;
- Durante a operação plegada, de 2 a 3 tanques estarão compondo a carga da UDA (obrigatoriamente 2 tanques bases e um possível tanque de injeção);
- Há limites máximo e mínimo para a participação volumétrica de cada tanque na carga da destilação, durante a operação plegada;
- Há limites de tempo mínimo e máximo impostos sobre a duração da plegada. Tradicionalmente, o intervalo de sobreposição varia de 8 a 12 horas;
- As vazões mínima e máxima de saída dos tanques envolvidos na troca de carga da unidade de destilação devem ser respeitadas;
- A carga mínima e máxima da unidade de destilação também deve ser respeitada.

A Figura 4.1 ilustra a ocorrência de duas operações plegada em uma UDA durante um horizonte de tempo dividido em 5 intervalos de prioridade (*i*). Como ocorre no modelo proposto por Lopes (2014), cada troca de carga na destilação envolve três *slots* de tempo, com a sobreposição dos tanques ocorrendo em apenas um desses *slots*. Nota-se na figura que cada operação possui uma grade de tempo específica. A operação *v1* representa o alinhamento do tanque 1 com a UDA. As operações *v2* e *v3* possuem como origem os tanques 2 e 3, respectivamente, e como destino a UDA. Durante o horizonte de tempo, acontecem duas trocas de carga na destilação, e consequentemente, duas operações plegadas de sobreposição de tanques base, conforme pode ser observado nos *slots* *i2* e *i4*. Na parte inferior da figura,

demonstra-se a variação de composição na UDA, por intervalo de prioridade. Percebe-se que, durante a operação polegada, a unidade deve ficar em um ponto de composição intermediário, relativo a quando está sendo alimentada por apenas um dos tanques, o que suaviza a troca de cargas.

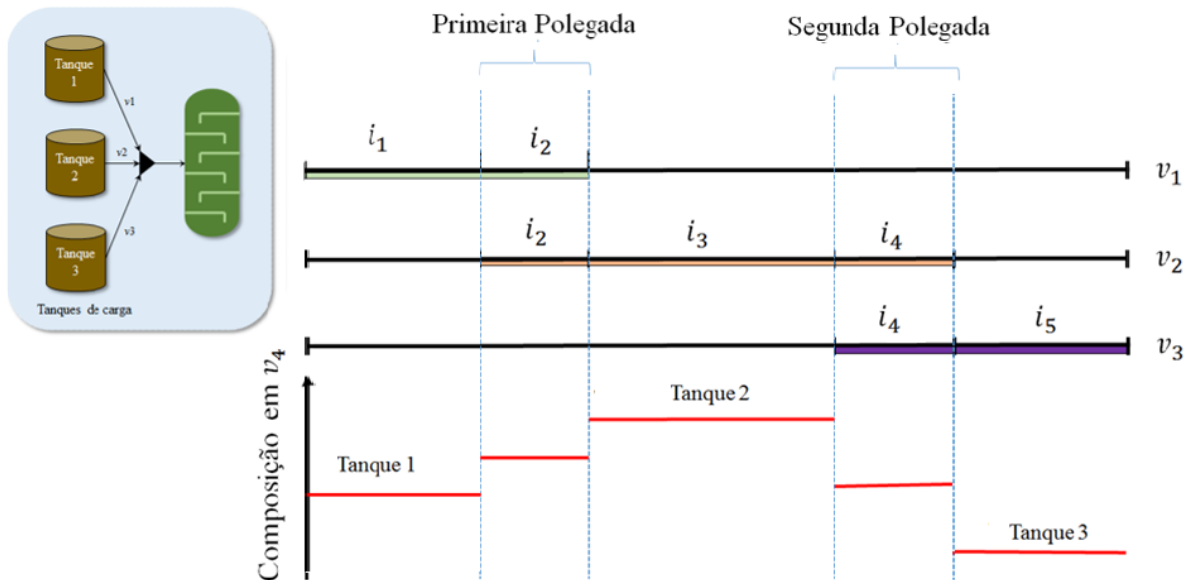


Figura 4.1: Ilustração da mudança de composição durante a polegada envolvendo dois tanques base

Idealmente, seria melhor que a sobreposição pudesse ocorrer em mais de uma etapa, de modo a tornar a transição ainda mais suave. Porém essa possibilidade foi descartada neste trabalho, uma vez que isso aumentaria o número de *slots* necessários para solucionar o modelo e como consequência, tornaria o tempo computacional impraticável para aplicação deste modelo de programação da produção a uma planta do porte da refinaria RPBC.

A operação polegada acontece da seguinte maneira: no primeiro *slot* de prioridade, apenas um tanque base (o que irá deixar a carga) está alinhado com a unidade de destilação. No segundo *slot*, ambos os tanques base (o de saída e o de entrada) estão alinhados com a UDA. Neste caso, impõe-se que a relação entre as proporções desses tanques seja estabelecida pelas equações (4.9) e (4.10), descritas mais adiante. No terceiro *slot* de tempo, apenas o segundo tanque base (o que irá assumir a carga) está alinhado com a unidade, o que significa que sua proporção na carga total da unidade é de 100%. Não há necessidade de realizar a operação polegada no caso de tanques de injeção, uma vez que os mesmos possuem uma participação pequena na carga da unidade, quando comparados com os tanques base. Os tanques de injeção podem ser trocados ou simplesmente retirados sem a realização de nenhuma etapa adicional.

A operação polegada é identificada no modelo através da variável $Y_{iv'v}$, a qual assume o valor unitário se no *slot* de tempo i estiver ocorrendo a polegada da movimentação v' para a movimentação v . Embora essa variável assuma apenas valores discretos, ela será declarada como uma variável contínua dentro do domínio $[0, 1]$, com intuito de reduzir o número de variáveis binárias do modelo. Além disso, outra variável binária, X_{ir} , deve ser adicionada ao modelo a fim de indicar em qual *slot* de tempo está havendo uma polegada, em cada unidade de destilação.

Definidas as novas variáveis, impõe-se que duas operações polegadas não poderão ocorrer em *slots* de tempos consecutivos através da restrição (4.5), ou seja, não é permitido que uma nova polegada seja iniciada sem a passagem por um estágio em que haja apenas um tanque base na carga da unidade. Admite-se também que o horizonte de programação não poderá ser iniciado ou finalizado com uma polegada. Portanto, $X_{ir} = 0$ para $i = 1$ e para $i = I$ (sendo I o último intervalo de prioridade ou *slot* do modelo).

$$X_{ir} + X_{i+1r} \leq 1 \quad ; \quad \forall 1 < i < I, r \in R_m \quad (4.5)$$

Se no *slot* de tempo $i - 1$, a movimentação $v' \in (I_r - W_{TI})$, relativa a um alinhamento de um tanque base à UDA, estiver ativa e a movimentação v não estiver, e no *slot* de tempo seguinte i a movimentação v for ativada, então uma polegada deverá ocorrer no *slot* de tempo i , e $Y_{iv'v}$ deve assumir o valor unitário, conforme a restrição abaixo:

$$Y_{iv'v} \geq Z_{i-1v'} + Z_{iv} - Z_{i-1v} - 1 \quad ; \quad \forall 1 < i < I, r \in R_m, v, v' \in (I_r - W_{TI}) \quad (4.6)$$

Durante a operação polegada, o tanque sendo trocado deve permanecer na carga por mais um *slot* de tempo, assim como o tanque assumindo a carga permanecerá alinhado após o *slot* de tempo de sobreposição.

$$2 Y_{iv'v} \leq Z_{iv'} + Z_{i+1v} \quad ; \quad \forall 1 < i < I, r \in R_m, v, v' \in I_r - W_{TI} \quad (4.7)$$

A restrição (4.8) estabelece a relação entre $Y_{iv'v}$ e X_{ir} :

$$X_{ir} \geq Y_{iv'v} \quad ; \quad \forall 1 < i < I, r \in R_m, v, v' \in I_r - W_{TI} \quad (4.8)$$

O controle da proporção volumétrica entre os tanques entrando e saindo da carga da destilação durante a operação polegada é importante para assegurar que a mistura que alimenta uma UDA esteja em um ponto intermediário em termos de composição e qualidade relativas aos dois tanques. As equações (4.9) e (4.10) são responsáveis por fazer este controle de proporção, sendo o parâmetro P_{max} a proporção volumétrica máxima, durante a sobreposição,

do tanque que irá assumir a carga da UDA, em relação ao tanque que irá sair da carga, e P_{min} a respectiva proporção mínima. Os termos $\pm \overline{V}_v^t(1 - Y_{iv'v})$ correspondem a termos de relaxação, para os casos nos quais a operação polegada não está ocorrendo.

$$V_{iv}^t \leq P_{max} V_{iv'}^t + \overline{V}_v^t(1 - Y_{iv'v}) ; \forall 1 < i < I, r \in R_m, v, v' \in I_r - W_{TI} \quad (4.9)$$

$$V_{iv}^t \geq P_{min} V_{iv'}^t - \overline{V}_v^t(1 - Y_{iv'v}) ; \forall 1 < i < I, r \in R_m, v, v' \in I_r - W_{TI} \quad (4.10)$$

A duração máxima de uma operação polegada é dada pela restrição (4.11).

$$D_{iv} \leq \overline{D}_{pol} + (H - \overline{D}_{pol})(1 - X_{ir}) ; \forall 1 < i < I, r \in R_m, v \in O_r \quad (4.11)$$

A equação (4.12) determina a duração mínima de uma operação polegada. A duração de qualquer operação polegada (que varia de 8 a 12 h) é menor do que a duração que um tanque deve permanecer na carga de uma unidade de destilação (que é no mínimo 24 h). Portanto, quando houver uma polegada, a restrição de duração mínima do alinhamento dos tanques com a UDA deve ser relaxada.

$$D_{iv} \geq \underline{D}_v Z_{iv} - (\underline{D}_v - \underline{D}_{pol}) X_{ir} ; \forall i, r \in R_m, v \in O_r \quad (4.12)$$

No *slot* de tempo que houver a polegada, deve haver a permissão para que até dois tanques base sejam alinhados simultaneamente com a unidade de destilação. A equação (4.13) substitui a equação (4.1), nos modelos nos quais a operação polegada for considerada.

$$\sum_{v \in (I_r - W_{TI})} Z_{iv} \leq (1 + X_{ir}) ; \forall i, r \in R_m \quad (4.13)$$

No máximo 1 tanque de injeção pode estar presente durante a operação polegada.

$$\sum_{v \in I_r \cap W_{TI}} Z_{iv} \leq 1 ; \forall i, r \in R_m \quad (4.14)$$

Adicionalmente, deve-se incluir um termo de penalização na função objetivo de modo a zerar a variável $Y_{iv'v}$ nas situações onde não ocorre a operação polegada, conforme mostra a equação (4.15). Esse termo, possui como segunda função, minimizar as trocas de carga nas colunas de destilação, de modo que um tanque, uma vez que foi alinhado, fique o máximo de tempo possível na carga da UDA, reduzindo-se assim, além de custos operacionais de troca, instabilidades em termos de qualidade e composição nos cortes da destilação. O coeficiente adicionado antes do somatório de $Y_{iv'v}$ foi determinado empiricamente de modo a caracterizar-se como um valor muito grande, com objetivo de só ativar a variável $Y_{iv'v}$ se o modelo não

tiver outra opção. Assim, a função objetivo dos modelos onde a operação polegada está presente está descrita abaixo, na qual o primeiro termo é derivado do modelo MOS e visa maximizar a margem de contribuição dos petróleos processados.

$$Max \sum_{i \in T} \sum_{r \in R_d} \sum_{v \in I_r} \sum_{c \in C} G_c V_{ivc} - 1000 \sum_{i \in T} \sum_{v \in I_r - W_{TI}} \sum_{v' \in I_r - W_{TI_r}} Y_{iv'v} \quad (4.15)$$

4.3. MODELAGEM DA FLEXIBILIDADE DAS JANELAS DE TEMPO DURANTE A ATIVIDADE PARALELA EM TANQUES

A vazão das movimentações de petróleo entre equipamentos, depende da capacidade das bombas envolvidas na operação. Quando acontece de um tanque enviar material, simultaneamente, para dois destinos ou mais, a capacidade de bombeio desse tanque deve ser dividida entre os múltiplos alinhamentos, e, portanto, o limite de vazão deve ser imposto sobre o conjunto de movimentações (Hollmann, 2015). Por outro lado, no modelo MOS modificado por Jahn (2015), o controle de vazão máxima é imposto sobre as movimentações individuais de saída dos tanques, conforme mostra a equação (3.54):

$$\overline{FR}_r D_{ir}^t \leq \sum_{v \in O_r} V_{t_{iv}} \leq \overline{FR}_r D_{ir}^t ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.54)$$

O problema da restrição (3.54) recai sobre o fato de que a vazão máxima de saída dos tanques poderia ser violada em certas condições, já que ela restringe cada movimentação de saída e não o conjunto de movimentações que estão acontecendo em um tanque no mesmo instante de tempo. Para evitar essa violação, no modelo de Jahn (2015), sempre que um tanque está alinhado com mais de uma UDA, todas as operações de saída desse tanque, alocadas para o mesmo *slot* de prioridade, começam e terminam exatamente no mesmo instante. Essa simplificação, evita a sobreposição de janelas de operação de um mesmo recurso em *slots* de prioridade consecutivos, permitindo o controle dos limites de vazão, e ao mesmo tempo, não introduz novas não linearidades ao modelo.

Por outro lado, a sincronização das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques não é uma prática necessariamente adotada na operação real. Além disso, após a introdução da modelagem da operação polegada, sempre que um tanque base for selecionado para compor a carga de duas unidades de destilação diferentes, as duas unidades deverão operar sincronizadas durante a polegada. Esta falta de flexibilidade pode dificultar a resolução de alguns cenários. Por esta razão, uma segunda abordagem de atividade paralela em tanques foi

proposta, cujo principal objetivo foi introduzir flexibilidade ao modelo quanto às movimentações de saída dos tanques.

A Figura 4.2 ilustra que, através da introdução da flexibilidade, as operações das unidades de destilação não necessitam mais estar obrigatoriamente sincronizadas quando alimentadas pelo mesmo tanque, em um determinado intervalo de prioridade i . O esquema à esquerda da flecha, representa o modelo cujas as janelas de operação de saída de um tanque devem estar sincronizadas durante a realização de atividade paralela (modelo de Jahn 2015), enquanto que, o esquema à direita da flecha, representa o modelo após a introdução da flexibilidade.

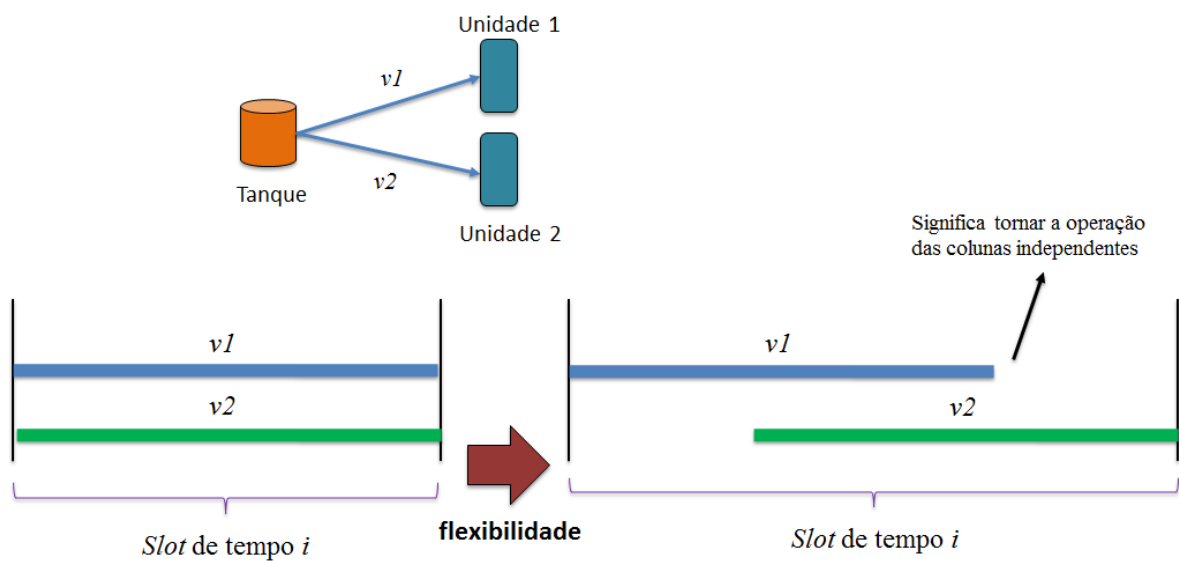


Figura 4.2: Ilustração do impacto da introdução de flexibilidade nas movimentações de saída dos tanques

No modelo, aqui proposto, que incorpora flexibilidade, a ideia é dividir o *slot* de tempo em três *subslots*, tanto para as movimentações, quanto para a janela de operação do tanque. A estrutura básica desta nova proposta segue o esquema apresentado na Figura 4.3. A referência de grade de tempo para os *subslots* é a janela de operação do tanque, em que cada subdivisão possui duração $DS_{i,rs}^t$. Se o *subslot* is de qualquer movimentação tiver de ser alocado no *subslot* is da janela de operação do tanque, suas durações devem ser coincidentes, ou seja, $DS_{i,rs,v} = DS_{i,rs}^t$.

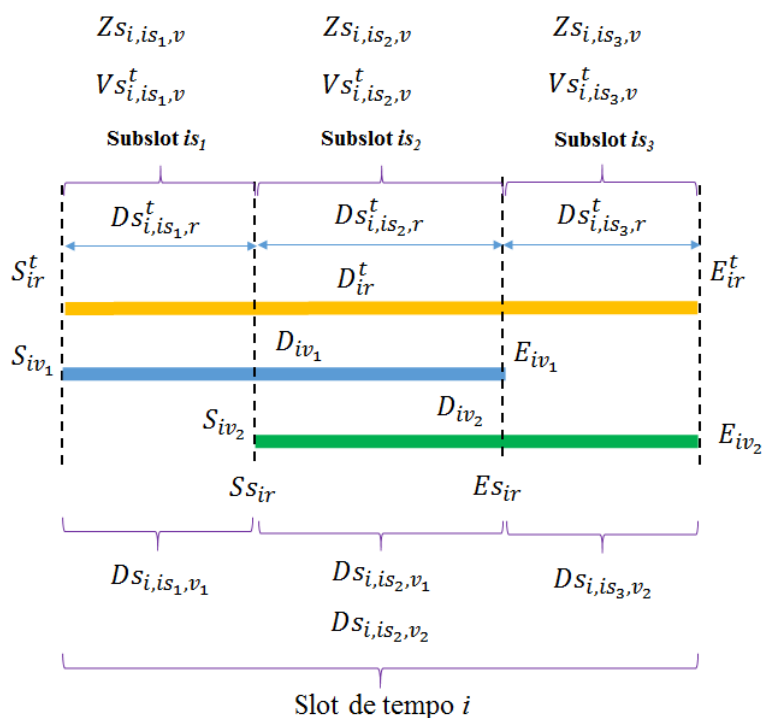


Figura 4.3: Estrutura de *subslots* envolvendo as novas variáveis de decisão introduzidas ao modelo flexível

O novo modelo é construído usando o seguinte conjunto de variáveis adicionais:

Variáveis Contínuas

- SS_{ir} Variável que indica o instante de tempo do início do segundo *subslot*, pertencente ao *slot i* referente ao tanque *r*
- ES_{ir} Variável que indica o instante de tempo do fim do segundo *subslot* pertencente ao *slot i* referente ao tanque *r*
- $DS_{i,is,v}$ Variável que representa a duração da movimentação *v* em cada *subslot is* do *slot i*, referente às movimentações *v* de saída dos tanques
- $DS_{i,is,r}^t$ Variável que representa a duração do *subslot is* no *slot i*, referente à janela de operação das movimentações de saída do tanque *r*
- $Dm_{i,is,v}$ Variável que representa a duração da movimentação *v* em cada *subslot is* do *slot i*, referente às movimentações *v* de entrada na unidade de destilação *m*
- $VS_{i,is,v}^t$ Variável que representa o volume total da operação *v* movimentado dentro do *subslot is* do *slot i*
- Zt_{ir} Variável contínua dentro do domínio $[0,1]$ que assume 1 se houver pelo menos uma movimentação de saída do tanque *r* no *slot* de tempo *i*

$ZS_{i, is, v}^i$	Variável contínua dentro do domínio [0,1] que assume 1 se a movimentação v tiver seu início coincidente com o início do <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i
$ZS_{i, is, v}^f$	Variável contínua dentro do domínio [0,1] que assume 1 se a movimentação v tiver seu fim coincidente com o fim do <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i
Variável Binária	
$ZS_{i, is, v}$	Variável binária que assume 1 se a movimentação v for alocada para o <i>subslot</i> is do <i>slot</i> i

A primeira imposição que deve ser feita é que a janela de operação do tanque deve cobrir completamente todo o intervalo de tempo que corresponde às janelas de operações das movimentações que estão ativas, sem deixar espaços vazios, para que seja criada a situação de atividade paralela em tanque, o que é dado através da restrição (4.16).

$$D_{ir}^t \leq \sum_{v \in O_r} D_{iv} \quad ; \quad \forall i, r \in R_t \quad (4.16)$$

A restrição (4.17) é usada para identificar em que *subslot* se dá o início de uma movimentação que esteja ativa dentro do *slot* de tempo i , enquanto a restrição (4.18) desempenha papel semelhante referente ao fim da movimentação. Note que os termos envolvendo o somatório do lado direito das restrições são termos de relaxação.

$$ZS_{i, is, v}^i \geq ZS_{i, is, v} - \sum_{is' < is} ZS_{i, is', v} \quad ; \quad \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.17)$$

$$ZS_{i, is, v}^f \geq ZS_{i, is, v} - \sum_{is' > is} ZS_{i, is', v} \quad ; \quad \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.18)$$

As restrições (4.19) e (4.20) forçam respectivamente que $ZS_{i, is, v}^i$ e $ZS_{i, is, v}^f$ sejam nulos, caso o *subslot* não seja usado pela movimentação.

$$ZS_{i, is, v}^i \leq ZS_{i, is, v} \quad ; \quad \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.19)$$

$$ZS_{i, is, v}^f \leq ZS_{i, is, v} \quad ; \quad \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.20)$$

Se a movimentação for iniciada em um *subslot* e for finalizada em um *subslot* posterior, ela deve estar ativa também nos *subslots* intermediários.

$$Z_{S_{i, is, v}} = \sum_{is' \leq is} Z_{S_{i, is', v}}^i - \sum_{is' < is} Z_{S_{i, is', v}}^f ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.21)$$

Qualquer movimentação que for alocada para iniciar no primeiro *subslot*, terá seu início coincidente com o início da janela de operação do tanque, conforme a restrição (4.22), enquanto que qualquer movimentação que for alocada para ser finalizada no terceiro *subslot*, terá seu final coincidente com o final da janela de operação do tanque, conforme a restrição (4.23).

$$S_{iv} \leq S_{ir}^t + H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^i) ; \forall i, is = 1, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.22)$$

$$E_{iv} \geq E_{ir}^t - H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^f) ; \forall i, is = 3, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.23)$$

As restrições anteriores são complementadas pelas restrições (3.55) e (3.58) descritas no Capítulo 3 e replicadas abaixo, enquanto as restrições (3.56) e (3.57) são substituídas, no modelo com flexibilidade, pelas restrições (4.22) e (4.23).

$$S_{ir}^t \leq S_{iv} + H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.55)$$

$$E_{ir}^t \geq E_{iv} - H(1 - Z_{iv}) ; \forall i, v \in O_r, r \in R_t \quad (3.58)$$

O par de restrições (4.24) e (4.25) impõe que o início da movimentação seja coincidente com o início do segundo *subslot* do tanque, caso ela seja alocada para iniciar no segundo *subslot*, enquanto o par de restrições (4.26) e (4.27) impõe que o início da movimentação seja coincidente com o início do terceiro *subslot* do tanque, caso ela seja alocada para iniciar no terceiro *subslot*.

$$S_{iv} \leq S_{ir} + H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^i) ; \forall i, is = 2, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.24)$$

$$S_{iv} \geq S_{ir} - H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^i) ; \forall i, is = 2, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.25)$$

$$S_{iv} \leq E_{ir} + H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^i) ; \forall i, is = 3, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.26)$$

$$S_{iv} \geq E_{ir} - H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^i) ; \forall i, is = 3, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.27)$$

O par de restrições (4.28) e (4.29) impõe que o fim da movimentação seja coincidente com o fim do primeiro *subslot* do tanque, caso a movimentação for alocada para ser finalizada no primeiro *subslot*, enquanto o par de restrições (4.30) e (4.31) impõe que o fim da movimentação seja coincidente com o fim do segundo *subslot* do tanque, caso ela seja alocada para ser finalizada no segundo *subslot*.

$$E_{iv} \leq S_{ir} + H(1 - Z_{S_{i, is, v}}^f) ; \forall i, is = 1, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.28)$$

$$E_{iv} \geq S_{S_{ir}} - H(1 - Z_{i, is, v}^f) ; \forall i, is = 1, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.29)$$

$$E_{iv} \leq E_{S_{ir}} + H(1 - Z_{i, is, v}^f) ; \forall i, is = 2, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.30)$$

$$E_{iv} \geq E_{S_{ir}} - H(1 - Z_{i, is, v}^f) ; \forall i, is = 2, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.31)$$

A duração do *subslot* de uma movimentação deve ser igual a duração do *subslot* correspondente do tanque, se a operação for alocada para ocorrer naquele dado *subslot*, conforme as restrições (4.32) e (4.33).

$$D_{S_{i, is, v}} \leq D_{S_{i, is, r}}^t + H(1 - Z_{i, is, v}) ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.32)$$

$$D_{S_{i, is, v}} \geq D_{S_{i, is, r}}^t - H(1 - Z_{i, is, v}) ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.33)$$

O início do segundo *subslot* de um tanque é igual ao início da janela de operação desse tanque, acrescido da duração de seu primeiro *subslot*, conforme restrição (4.34). Da mesma forma, o final do segundo *subslot* de um tanque é igual ao final da janela de operação desse tanque reduzida da duração de seu terceiro *subslot*, restrição (4.35). Por fim, a duração do segundo *subslot* de um tanque deve ser igual a diferença entre o fim e o início deste *subslot*, restrição (4.36).

$$S_{S_{ir}} = S_{ir}^t + D_{S_{i, is=1, r}}^t ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.34)$$

$$E_{S_{ir}} = E_{ir}^t - D_{S_{i, is=3, r}}^t ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.35)$$

$$E_{S_{ir}} - S_{S_{ir}} = D_{S_{i, is=2, r}}^t ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.36)$$

Se nenhuma movimentação for alocada para um dado *subslot* de tempo, a duração do *subslot* do tanque deve ser nula, mas se alguma movimentação for alocada para o *subslot*, sua duração deverá ser diferente de zero, conforme restrição (4.37). Da mesma forma, se não houver alocação da movimentação para um dado *subslot*, a duração do *subslot* deve ser nula, conforme a restrição (4.38).

$$\underline{D}_{S_{i, is, v}} Z_{i, is, v} \leq D_{S_{i, is, r}}^t \leq H \sum_{v \in O_r} Z_{i, is, v} ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.37)$$

$$D_{S_{i, is, v}} \leq H Z_{i, is, v} ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.38)$$

A duração total da janela de operação do tanque deve ser igual à soma das durações de seus *subslots*, conforme restrição (4.39), e a duração total de uma movimentação deve ser igual à soma das durações correspondentes aos *subslots* dessa movimentação, conforme restrição (4.40).

$$D_{ir}^t = \sum_{is \in IS} DS_{i, is, r}^t ; \forall i, r \in R_t \quad (4.39)$$

$$D_{iv} = \sum_{is \in IS} DS_{i, is, v} ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.40)$$

O volume global de transferência de uma movimentação, em um *slot* de tempo, é dado como a soma dos volumes transferidos em cada *subslot* de tempo, conforme restrição (4.41). Além disso, os *subslots* não usados por uma movimentação devem ter volumes de transferência nulos, conforme restrição (4.42).

$$V_{iv}^t = \sum_{is \in IS} VS_{i, is, v}^t ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.41)$$

$$VS_{i, is, v}^t \leq \overline{V}_v^t ZS_{i, is, v} ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.42)$$

A restrições (4.43) e (4.44) limitam as vazões máxima e mínima, respectivamente, de cada movimentação, em cada *subslot*, em relação a operações de saída dos tanques. A restrição (4.45) deve ser introduzida para garantir que nenhuma das movimentações ativas, em um dado *subslot*, tenha um volume de transferência nulo.

$$\sum_{v \in O_r} VS_{i, is, v}^t \leq \overline{FR}_r DS_{i, is, r}^t ; \forall i, is, r \in R_t \quad (4.43)$$

$$\sum_{v \in O_r} VS_{i, is, v}^t \geq \underline{FR}_r DS_{i, is, r}^t ; \forall i, is, r \in R_t \quad (4.44)$$

$$VS_{i, is, v}^t \geq 0.25 \underline{FR}_v DS_{i, is, v} ; \forall i, is, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.45)$$

As restrições (4.46) e (4.47) determinam as durações dos *subslots*, do ponto de vista das movimentações de entrada nas colunas de destilação.

$$Dm_{i, is, v} \leq DS_{i, is, v'} + H(1 - ZS_{i, is, v}) ; \forall i, is, r \in R_m, v' \in I_r, v \in O_r \quad (4.46)$$

$$Dm_{i, is, v} \geq DS_{i, is, v'} - H(1 - ZS_{i, is, v}) ; \forall i, is, r \in R_m, v' \in I_r, v \in O_r \quad (4.47)$$

Se algum *subslot* da UDA não for utilizado, sua duração deve ser nula.

$$Dm_{i, is, v} \leq H \sum_{v' \in I_r} ZS_{i, is, v'} ; \forall i, is, r \in R_m, v' \in I_r, v \in O_r \quad (4.48)$$

A soma da duração dos *subslots* de uma UDA deve ser igual a duração de sua movimentação de alimentação.

$$D_{iv} = \sum_{is \in IS} Dm_{i, is, v} ; \forall i, r \in R_m, v \in O_r \quad (4.49)$$

A vazão mínima e a vazão máxima na coluna de destilação, em cada *subslot* de tempo, são garantidas pelas restrições (4.50) e (4.51).

$$\sum_{v \in I_r} V S_{i, is, v}^t \leq \overline{FR}_{v'} Dm_{i, is, v'} ; \forall i, is, r \in R_m, v' \in O_r \quad (4.50)$$

$$\sum_{v \in I_r} V S_{i, is, v}^t \geq \underline{FR}_{v'} Dm_{i, is, v'} ; \forall i, is, r \in R_m, v' \in O_r \quad (4.51)$$

O número de movimentações ativas no segundo *subslot* deve ser igual ao número de movimentações ativas na saída do tanque dentro do *slot* de tempo, conforme Equação (4.52); enquanto que nos demais *subslots*, o número de movimentações ativas deve ser menor ou igual ao número de movimentações ativas na saída do tanque, conforme Inequação (4.53).

$$\sum_{v \in O_r} Z S_{i, is, v} = \sum_{v \in O_r} Z_{iv} ; \forall i, is = 2, r \in R_t \quad (4.52)$$

$$\sum_{v \in O_r} Z S_{i, is, v} \leq \sum_{v \in O_r} Z_{iv} ; \forall i, is = 1 \text{ ou } 3, r \in R_t \quad (4.53)$$

Restrição que identifica se um tanque está descarregando.

$$Z t_{ir} \geq Z_{iv} ; \forall i, r \in R_t, v \in O_r \quad (4.54)$$

Se o tanque não estiver descarregando, a variável $Z t_{ir}$ deve ser nula.

$$Z t_{ir} \leq \sum_{v \in O_r} Z_{iv} ; \forall i, r \in R_t \quad (4.55)$$

Uma movimentação pode ocupar, no máximo, dois *subslots*.

$$\sum_{is \in IS} Z S_{i, is, v} \leq 2 \cdot Z_{iv} \forall i, r \in R_t \quad (4.56)$$

4.4. CONTROLE DE QUALIDADE NO CORTE DE DIESEL DAS UNIDADES DE DESTILAÇÃO

Na avaliação do petróleo, obtém-se um conjunto de informações a respeito dos destilados produzidos por cada tipo de óleo, o que permite inferir o rendimento e as propriedades de cada corte (fração de derivado) que será produzido através do processamento de uma mistura nas condições da refinaria (Hollmann, 2015).

É possível limitar o teor de enxofre no corte de diesel a uma quantidade máxima através da restrição (4.57). Para este fim, o parâmetro rendimento η_c foi introduzido.

$$\sum_{c \in C} V_{ivc} x_{ck} \rho_c \eta_c \leq \bar{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c \eta_c \quad (4.57)$$

$\forall i, v \in W_d, k = \text{teor de enxofre e densidade } \rho_c \in K_d$

4.5. VARIÁVEIS DE FOLGA

Um dos objetivos deste trabalho foi desenvolver um modelo que fosse capaz de gerar alguma solução viável mesmo para cenários de difícil resolução. Ocasionalmente, em uma operação real, podem ocorrer situações nas quais não seja possível obedecer simultaneamente, todas as regras operacionais e especificações de qualidade desejáveis. Por exemplo, durante o processo de refino de petróleo, o ideal é que as colunas de destilação atmosféricas operem com vazão constante, admitindo-se apenas pequenas oscilações características da operação, as quais são contempladas no modelo através de limites máximos e mínimos. No entanto, pode acontecer que, devido a imprevistos, os estoques de mistura de petróleo nos tanques de cargas sejam insuficientes para abastecer todas as UDAs com a carga de operação adequada, em determinado instante. Nesta situação, o modelo matemático não seria capaz de gerar nenhuma solução viável e, portanto, não daria resposta alguma acerca do melhor procedimento a ser tomado. Um especialista em programação da produção, por outro lado, poderia fazer uma avaliação da situação em termos de custo e benefício: provavelmente é melhor reduzir o volume de mistura na carga de uma UDA abaixo do mínimo especificado, do que parar a operação da mesma. Uma variação de volume na carga, poderia sim, gerar uma perturbação e consequentemente, alguns produtos fora de especificação. Porém, os custos de *startup* de uma operação que é essencialmente contínua como é a destilação de petróleo poderiam ser bem maiores, além de todos os problemas imensuráveis que poderiam ser gerados por um possível não atendimento da demanda devido à parada de produção.

A introdução de variáveis de folga em restrições chave tem como objetivo aumentar o tamanho da região viável do problema, em casos extremos. Ou seja, na hipótese de o modelo não encontrar nenhuma solução viável que obedeça a todas as restrições impostas, seria autorizada uma violação controlada de certas regras, de modo a permitir que o modelo encontre uma solução, mesmo que não ideal. Note que isso é bastante diferente de flexibilizar os limites mínimos e máximos de uma restrição, uma vez que o modelo teria permissão para usar essas

violações apenas no caso de falha da otimização. O fator que impede o uso das variáveis de folga em situações ordinárias é a penalização das mesmas na função objetivo.

A seleção das restrições chave, às quais foram adicionadas variáveis de folga, foi realizada através de uma análise detalhada dos cenários teste que foram contemplados neste trabalho (descritos no Capítulo 5). Procurou-se avaliar quais seriam as maiores dificuldades enfrentadas para resolver o problema de acordo com os dados de entrada disponíveis. Logo, a depender do caso, poder-se-ia escolher restrições diferentes.

As restrições selecionadas para introdução das variáveis de folga estão replicadas abaixo. Limites mínimo e máximo de vazão de transferência, expressos na forma de volumes:

$$\underline{FR}_v \cdot D_{iv} \leq V_{iv}^t \leq \overline{FR}_v \cdot D_{iv} \quad ; \quad i \in T, v \in W \quad (3.16)$$

Restrições de qualidade em base mássica, especificadas na entrada das UDAs:

$$\frac{x_{vk}}{\sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c} \leq \sum_{c \in C} x_{ck} V_{ivc} \rho_c \leq \overline{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c \quad ; \quad \forall i, v \in W_d, k \in K_m \quad (3.52)$$

A contribuição volumétrica máxima permitida para um tanque de injeção, na carga da unidade de destilação:

$$V_{iv}^t \leq 0.30 V_{iv'}^t + \overline{V}_v^f (1 - Z_{iv}) \quad ; \quad \forall i, r \in R_m, v \in I_r \cap W_{TI}, v' \in O_r \quad (4.4)$$

As novas restrições geradas pela introdução das folgas, acrescentadas de outras restrições que limitam essas violações, estão descritas a seguir:

A equação (4.58) permite uma violação na restrição que controla a carga mínima em cada UDA. Essa restrição foi gerada pelo desmembramento da equação (3.16) em duas restrições: uma que controla o limite máximo e outra que controla o limite mínimo. Em seguida utilizou-se somente a restrição que controla o limite mínimo, filtrou-se as operações a serem consideradas para considerar-se apenas operações de destilação e adicionou-se a variável de folga FF_{iv} . A equação (4.59) permite adicionar um limite máximo à variável de folga FF_{iv} .

$$V_{iv}^t + FF_{iv} \geq \underline{FR}_r D_{iv} \quad ; \quad \forall i, v \in W_d \quad (4.58)$$

$$FF_{iv} \leq \underline{FR}_r D_{iv} \quad ; \quad \forall i, v \in W_d \quad (4.59)$$

A equação (4.60) permite uma violação na restrição que controla o número de acidez total (TAN) máximo na corrente de entrada de uma UDA. Essa restrição foi gerada pelo desmembramento da equação (3.52), a qual controla as especificações de qualidade em base mássica na destilação. A parcela da equação (3.52), responsável pelo controle do limite máximo, foi utilizada para a introdução da variável FQ_{ivk} , e apenas a propriedade relativa ao

número de acidez total (*TAN*) foi considerada. A equação (4.61) permite adicionar um limite máximo à variável de folga FQ_{ivk} .

$$\sum_{c \in C} x_{ck} V_{ivc} \rho_c - FQ_{ivk} \leq \bar{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c ; \quad \forall i, v \in W_d, k = \text{acidez} \in K_m, \rho_c \in K_v \quad (4.60)$$

$$FQ_{ivk} \leq \bar{x}_{vk} \sum_{c \in C} V_{ivc} \rho_c ; \quad \forall i, v \in W_d, k = \text{acidez} \in K_m, \rho_c \in K_v \quad (4.61)$$

A equação (4.62), através da introdução da variável FI_{iv} , permite uma violação na restrição (4.4), que controla a proporção volumétrica máxima permitida de um tanque de injeção na carga de uma unidade de destilação. Já a equação (4.63) permite adicionar um limite máximo à variável de folga FI_{iv} .

$$V_{iv}^t \leq 0.30 V_{iv'}^t + FI_{iv} ; \quad \forall i, v \in W_d \quad (4.62)$$

$$FI_{iv} \leq 0.10 V_{iv'}^t ; \quad \forall i, v \in W_d \quad (4.63)$$

Por fim, deve-se incluir um termo de penalização na função objetivo para cada uma das variáveis de folga adicionadas ao modelo. Os coeficientes adicionados antes do somatório de cada uma das variáveis de folga foram determinados empiricamente de modo a caracterizarem-se como valores muito grandes, com objetivo de só ativar as violações caso o modelo não encontre nenhuma solução viável nas condições normais.

$$\begin{aligned} \text{Max} \quad & \sum_{i \in T} \sum_{r \in R_d} \sum_{v \in I_r} \sum_{c \in C} G_c V_{ivc} - 1000 \sum_{i \in T} \sum_{v \in I_r - W_{TI}} \sum_{v' \in I_r - W_{TI,r}} Y_{ivv'} \\ & - 1000 \sum_{i \in T} \sum_{v \in W_d} FQ_{ivk} - 1000 \sum_{i \in T} FF_{iv} - 1000 \sum_{i \in T} \sum_{v \in W_d} FI_{iv} \end{aligned} \quad (4.64)$$

4.6. OS MODELOS DESENVOLVIDOS

Com o objetivo avaliar o impacto de cada uma das modificações adicionadas à modelagem do problema em termos de viabilidade, qualidade das soluções e tempo computacional de resolução, criou-se 9 modelos distintos. Cada alteração foi adicionada individualmente ao denominado Modelo Base e posteriormente de forma combinada com outras, até a contemplação total de todos os aspectos que foram apresentados neste capítulo. Abaixo, encontra-se a descrição de cada um dos modelos desenvolvidos:

Modelo Base (B):

O Modelo Base é a versão mais simplificada dentre os modelos testados neste trabalho. Ele contempla os seguintes aspectos:

- Todas as equações do modelo MOS de (3.1) a (3.26) com exceção da restrição (3.27), a qual determina que pelo menos uma atividade seja atribuída a cada intervalo de prioridade na programação. Essa inequação pode levar o modelo executar ações, tais como trocas de carga na destilação, divisão de parcelas, etc., apenas com a finalidade de ocupação de um determinado *slot*, o que poderia acarretar custos operacionais desnecessários, especialmente porque estes custos não estão contemplados na função objetivo modelo, por uma questão de indisponibilidade dos dados. Além disso, a restrição (3.27) só é importante no caso da determinação iterativa do número de *slots* ótimo, o que não está no escopo deste trabalho, conforme será discutido no Capítulo 5.
- Restrições da modelagem dos descarregamentos sobrepostos de parcelas e da possibilidade de divisão de parcelas, contempladas entre (3.37) e (3.41).
- Restrições da modelagem do tempo de preparação, contempladas em (3.42) e (3.43)
- Restrições da modelagem do alinhamento de múltiplos tanques com uma mesma UDA, contempladas entre (3.44) e (3.52).
- Restrições da modelagem da atividade paralela em tanques, contempladas entre (3.53) e (3.60).
- A restrição que determina a duração mínima de operações (3.61).
- A restrição de qualidade no corte de diesel nas unidades de destilação (4.57).

Modelo Base + Injeção (BI):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).

Modelo Base + Injeção + Flexibilidade (BIF):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).
- Restrições modelagem da flexibilidade das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques, contempladas entre (4.16) e (4.56).

Modelo Base + Polegada (BP):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15)
Observação: Na modelagem, apresentada neste capítulo para a operação polegada, foi utilizado um conjunto referente às operações de tanques de injeção, com objetivo de excluir esses tanques das restrições, já que os mesmos não precisam realizar a polegada durante a troca de cargas da UDA. No modelo BP, como os tanques de injeção não estão presentes, quando 2 tanques estiverem alinhados à UDA e houver uma troca, ambos precisarão realizar a operação polegada, sendo permitida desta forma até 4 tanques alinhados durante a troca de carga, e não 3, como ocorre na modelagem da polegada apresentada.

Modelo Base + Polegada + Injeção (BPI):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15).
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).

Modelo Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade (BPIF):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15).
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).
- Restrições modelagem da flexibilidade das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques, contempladas entre (4.16) e (4.56).

Modelo Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade + Variáveis de Folga (BPIFV):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15).
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).
- Restrições modelagem da flexibilidade das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques, contempladas entre (4.16) e (4.56).
- Restrições da modelagem das variáveis de folga, contempladas entre (4.58) e (4.64).

Modelo Base + Polegada + Injeção + Variáveis de Folga (BPIV):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15).
- Restrições da modelagem dos tanques de injeção, contempladas entre (4.1) e (4.4).
- Restrições da modelagem das variáveis de folga, contempladas entre (4.58) e (4.64).

Modelo Base + Polegada + Variáveis de Folga (BPV):

- Restrições do Modelo Base.
- Restrições da modelagem da operação polegada, contempladas entre (4.5) e (4.15).
- Restrições da modelagem das variáveis de folga, contempladas entre (4.58) e (4.64).

CAPÍTULO 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

O Capítulo 5 inicia-se apresentando, na seção 5.1, os cenários avaliados neste trabalho. Inicialmente, listou-se os dados de entrada do modelo que são comuns a todos os cenários, bem como os dados que são específicos a cada cenário. Esses dados estão detalhados no Anexo A. Em seguida, analisou-se as características que os cenários possuem em comum, e evidenciou-se as principais diferenças entre eles, as quais podem impactar na dificuldade com que os modelos geram soluções, bem como na dimensão dos mesmos. Na Seção 5.2, faz-se a apresentação e discussão dos resultados. Primeiramente, apresenta-se detalhes das estratégias de solução utilizadas para resolver os modelos. Em seguida, analisa-se a qualidade das soluções geradas e a adequação dos modelos para representação das regras operacionais da refinaria RPBC. Na sequência, apresenta-se os resultados para os diferentes modelos desenvolvidos e realiza-se uma análise quantitativa do desempenho para alguns modelos, em termos de tempo computacional, número de soluções viáveis, dimensão do modelo resultante, valor de função objetivo e número de trocas realizadas nas unidades de destilação. Compara-se também, as vantagens e desvantagens das estratégias de solução usadas para solucionar os problemas.

5.1. DESCRIÇÃO DOS CENÁRIOS

Para realização dos estudos de caso testados neste trabalho, utilizou-se uma base de dados fornecida pelo Centro de Pesquisa da Petrobras (CENPES), contendo particularidades quanto a estrutura e operação da refinaria Presidente Bernardes (RPBC). Os dados incluem características e restrições de qualidade dos petróleos, limites de vazão dos equipamentos, e informações sobre a conectividade entre tanques e unidades de destilação. Foram fornecidos igualmente, seis cenários teste com dados reais, a fim de representar situações frequentemente enfrentadas na programação do suprimento e mistura de petróleo. Esses mesmos cenários já tinham sido testados no trabalho de Jahn, 2015.

Dados comuns a todos os cenários

Os dados comuns a todos os cenários estão contemplados no [Anexo A.1](#) e incluem as seguintes informações:

- Lastro e capacidade dos tanques (A.1.1)
- Valor marginal dos petróleos (A.1.2)

- Propriedades de cada tipo de petróleo numerados de P01 a P36, incluindo densidade, número de acidez total e teor de enxofre (A.1.3)
- Limites de vazão de operações (na saída dos tanques de carga e na entrada das colunas de destilação) (A.1.4)
- Equações para o cálculo de parâmetros tais como os limites dos volumes de transferência nas operações de descarregamento, mistura e destilação (A.1.5)
- Conjuntos de cliques de operações que não podem se sobrepor (A.1.6)

Dados específicos a cada um dos cenários

Os dados específicos a cada um dos seis cenários estão contemplados entre os anexos A.2 (cenário 1) e A.7 (cenário 6), e incluem as seguintes informações:

- Esquema mostrando recursos disponíveis, operações possíveis e horizonte de programação considerado
- Dados sobre as parcelas que chegarão na refinaria durante o horizonte de programação (horário de início e fim dos descarregamentos, vazão, e volume total por tipo de petróleo)
- Inventário inicial nos tanques de carga (total e por tipo de petróleo)
- Volume útil inicial nos tanques da carga

Descrição das características que os cenários têm em comum:

- Não há restrições de demanda consideradas no problema.
- A vazão de descarga das parcelas é constante para as operações de descarregamento W_u de uma mesma parcela, e a faixa de vazão entre as diferentes parcelas varia entre 1.200 m³/h e 2.000 m³/h.
- Uma mesma parcela pode ser dividida em porções menores e descarregada em múltiplos tanques de carga. Usou-se como limite superior de volume total transferido nas operações de descarregamento W_u o próprio volume inicial da parcela. Dessa maneira, uma parcela pode ser inteiramente descarregada em um único *slot* ou segmentada e descarregada em múltiplos *slots*.
- Nas operações de mistura W_m , os limites de vazão mínima e máxima se aplicam a todas as operações de saída de um mesmo tanque $r \in R_c$, pois as mesmas são movimentadas pela mesma bomba. A capacidade de bombeamento dos tanques varia de 100 m³/h a 800 m³/h.

- Nas operações de mistura W_m , o limite superior de volume total transferido foi a capacidade útil do tanque, ou seja, a diferença entre capacidade máxima e lastro. Sendo assim, um tanque pode enviar todo seu volume operacional para a destilação usando apenas um *slot* de prioridade.
- A vazão máxima de operações de destilação W_d é 567 m³/h para a coluna UC, 400 m³/h para a coluna UN e 220,8 m³/h para a coluna UV.
- A vazão mínima nas operações de destilação W_d corresponde a 90 % da vazão máxima de cada coluna.
- Nas operações de destilação W_d , usou-se como limite superior para o volume total, o dobro da máxima capacidade útil nos tanques de carga R_c .
- O número de acidez total (*TAN*), nas operações de destilação W_d , não deve ultrapassar 1,30 mgKOH/g e o teor de enxofre não deve ultrapassar 0,77 (% m/m). Não há restrições de qualidade nas misturas de petróleo em inventário nos tanques de carga R_c .
- Durante a polegada, a proporção do tanque que irá entrar deve variar entre 0,3 e 0,5 em relação ao tanque que irá sair.

Na listagem acima, explorou-se informações específicas relativas aos dados de entrada do problema comum a todos os cenários. Mais detalhes acerca da descrição geral do problema considerado, juntamente com as regras operacionais estabelecidas, podem ser revistos na seção 3.3, intitulada “Modelo MOS com restrições operacionais da refinaria RPBC”. Além disso, novos aspectos operacionais foram contemplados ao longo do Capítulo 4, tais como tanques de injeção, operação polegada, e flexibilidade das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques, cujas as regras operacionais estão detalhadas em suas respectivas seções e não serão replicadas aqui, uma vez que nenhum desses fatores está presente em todos os 9 modelos desenvolvidos no presente trabalho.

Principais diferenças entre os dados de entrada dos cenários

Tanto o volume disponível no sistema para a carga da destilação, como o perfil de acidez da mistura que alimenta a UDA, são fatores que influenciam de modo significativo a resolução do problema de programação de crus. A depender desses fatores podem ocorrer dificuldades em manter as colunas de destilação operando continuamente, bem como em atender as restrições de vazão mínima de operação e as especificações de qualidade. Por essa razão, as

diferenças entre esses fatores nos dados de entrada dos cenários são analisadas nas tabelas 5.1 e 5.2.

A Tabela 5.1, exibe as diferenças em termos de perfil de acidez das misturas a serem processadas pela refinaria. A segunda coluna, intitulada “*TAN*o médio – Tanques” representa o cálculo da média ponderada do número de acidez total de todas as misturas de petróleo em inventário no início do horizonte de tempo. Já a quarta coluna, corresponde à média ponderada do *TAN* nas parcelas que estão programadas para chegar na refinaria durante o horizonte de tempo. O limite superior do *TAN* nas misturas que alimentam as UDAs é de 1,30 mgKOH/g. A coluna 3 da tabela, intitulada “Nº de tanques não especificados (t=0)”, corresponde ao número de tanques cujas as misturas estão fora de especificação em termos de acidez, no início do horizonte de tempo. Já a coluna 5, evidencia o número de parcelas que, ao chegar na refinaria, estarão fora de especificação. Note que, em termos de acidez das misturas, o Cenário 1 é o mais problemático: além de possuir o maior valor de *TAN*o médio nos tanques em inventário, 2 dos 8 tanques de carga estão fora de especificação no início do horizonte de tempo. Além disso, duas das cinco parcelas que estão programadas para chegar encontram-se com o número de acidez total acima dos limites permitidos na entrada da destilação. O Cenário 6 e o Cenário 2, também podem enfrentar alguma dificuldade referente ao cumprimento da restrição de acidez, enquanto que os cenários 3, 4 e 5 não correm o risco de infringir a restrição de acidez máxima em momento algum.

Tabela 5.1: Perfil de acidez inicial médio em recursos e número de recursos com o *TAN*o fora de especificação, para os diferentes cenários

<i>Cenário</i>	<i>TAN</i> o médio Tanques	Nº de tanques não especificados (t=0)	<i>TAN</i> o médio Parcelas	Nº de parcelas não especificadas, (t=0)
Cenário 1	0,99	2 de 8 totais	1,04	2 de 5 totais
Cenário 2	0,87	2 de 8 totais	0,52	0 de 3 totais
Cenário 3	0,48	0 de 9 totais	0,62	0 de 5 totais
Cenário 4	0,51	0 de 9 totais	0,58	0 de 3 totais
Cenário 5	0,66	0 de 9 totais	0,43	0 de 4 totais
Cenário 6	0,81	0 de 9 totais	1,33	1 de 2 totais

A Tabela 5.2 mostra o cálculo do volume diário disponível (*Vdd*) durante o horizonte de programação, para os diferentes cenários estudados. Esse cálculo foi feito através da soma do volume útil inicial em inventário de todos os tanques, com o volume total de parcelas a serem recebidas durante a programação, soma esta que forma o numerador. Esse valor, foi então, dividido pelo horizonte de tempo considerado, para a obtenção do *Vdd*. A capacidade máxima diária de destilação do sistema é de 28.507,20 m³/d, considerando-se as três UDAs trabalhando

com carga máxima. Uma vez que a maximização do somatório do volume dos diferentes tipos de petróleo é um fator considerado na função objetivo, o modelo procura, sempre que possível, maximizar a carga da destilação até o valor máximo de processamento do sistema. Nota-se que, dentre os 6 casos estudados, o Cenário 3, é o único que não possuiu capacidade de alimentar todas as UDAs com carga máxima em todos os intervalos de prioridade, se for considerado apenas o volume diário disponível, visto que seu V_{dd} , cujo valor está evidenciado na tabela em negrito, é levemente inferior à capacidade máxima de destilação do sistema. No entanto, outras restrições podem influenciar a decisão de o modelo promover a alimentação de uma UDA com carga máxima. Por exemplo, por mais que haja, em tese, petróleo em inventário em determinado momento, se um dado tanque de carga está recebendo alguma parcela, ou mesmo se ainda não passou pelo período mínimo de preparação correspondente a 24 horas, este tanque estará inapto para o alinhamento com qualquer UDA. Pode ser também que o modelo, caso tenha que escolher entre manter determinado tanque alinhado com uma UDA até o consumo total de seu volume útil, ou alcançar a carga máxima de operação dessa coluna, opte pela primeira opção, uma vez que a troca de carga é severamente penalizada na função objetivo, conforme mostra a equação (4.64). Neste contexto, o modelo pode gerar soluções otimizadas que não mantenham a carga máxima na destilação o tempo todo, mesmo para cenários que possuem um volume diário disponível acima da capacidade máxima de processamento do sistema.

Tabela 5.2: Cálculo do volume diário disponível (V_{dd}) entre os diferentes cenários

<i>Cenário</i>	<i>Inv. útil inicial (m³)</i>	<i>Vol. Total Parcelas (m³)</i>	<i>H (dias)</i>	<i>V_{dd} (m³/d)</i>
Cenário 1	124.226,05	136.000,00	7	37.175,15
Cenário 2	122.893,03	112.000,00	7	33.556,15
Cenário 3	161.785,29	122.123,00	10	28.390,83
Cenário 4	182.225,04	64.830,00	7	35.293,58
Cenário 5	217.020,89	84.000,00	6	50.170,15
Cenário 6	233.302,05	93.250,00	10	32.655,21

* Capacidade diária máxima de destilação do sistema: 28.507,20 m³/d.

Levando-se em consideração as informações contidas nas tabelas 5.1 e 5.2, acerca das especificações de qualidade relativas a acidez das misturas disponíveis para o processamento do volume disponível para a carga da destilação durante o horizonte de tempo, poder-se-ia imaginar que os estudos de caso de mais fácil resolução seriam os cenários 4 e 5.

Existem também outras diferenças entre os cenários, relativas a fatores que influenciam a dimensão do modelo, e que, portanto, podem ter um impacto no tempo computacional de resolução. Entre esses fatores estão:

- O tamanho do horizonte de tempo (H);
- O número de operações possíveis (dependente do número de parcelas programadas para chegar, do número de tanques de carga ativos e da conectividade parcial entre os equipamentos). Essas informações podem ser visualizadas através da representação esquemática de cada cenário, disponível nos anexos (entre A.2 e A.7);
- A quantidade de diferentes tipos de petróleo presentes nas misturas a serem processadas: Nos cenários 1 e 2 existem 26 tipos de petróleo, enquanto nos cenários 3, 4, 5, 6 existem 36 tipos.

5.2. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Nesta seção são apresentados e discutidos de forma qualitativa e quantitativa os resultados obtidos através da resolução dos modelos desenvolvidos no presente trabalho.

Estratégias de solução

Foram empregadas três estratégias de solução distintas, a fim de resolver os problemas MINLPs, não-convexos, resultantes da modelagem da refinaria RPBC: a decomposição mMILP-NLP, uma abordagem de aproximação linear iterativa, e o algoritmo *branch-and-reduce* (*solver* BARON). As duas primeiras abordagens se enquadram em estratégias de otimização local, enquanto a terceira trata-se de um algoritmo de otimização global. Todas as formulações foram codificadas usando o sistema GAMS 24.4 e resolvidas em um microcomputador do tipo *desktop*, cujo sistema operacional é o Windows 7, e cujas configurações são: Intel (R) Core (TM) i7, CPU 3.5 GHz e 16.0GB RAM. A variedade de modelos foi testada utilizando-se ambas as estratégias de decomposição e de aproximação linear iterativa. O Modelo Base foi escolhido para testar a estratégia de otimização global, devido a sua menor dimensão.

Na estratégia de aproximação linear por *slot* de tempo, utilizou-se, como critério de parada, um *gap* relativo de 2%, ou um tempo de CPU máximo de 2 horas, o que ocorrer primeiro. Esses critérios de parada foram determinados a fim de buscar um equilíbrio entre o encontro da melhor solução e o tempo necessário para resolver o modelo.

Em relação aos parâmetros da estratégia de decomposição, a fase MILP foi resolvida com o CPLEX 12, utilizando-se, como critério de parada, um *gap* relativo de 2%, ou um tempo de CPU máximo de 2 horas, o que ocorrer primeiro. A fase NLP foi resolvida com o CONOPT3. Em cada corrida, 100 soluções NLP foram obtidas no *pool*, e a melhor delas, em termos de função objetivo, foi reportada. O tempo computacional da corrida é contabilizado pela soma de três termos: tempo de solução do problema MILP, tempo do procedimento de coleta de soluções MILP para preencher o *pool*, e tempo de solução dos 100 problemas NLP. Os parâmetros utilizados para definir o conjunto de solução da etapa MILP foram: $\text{solnpoolintensity} = 4$, $\text{solnpoolpop} = 2$, $\text{solnpoolcapacity} = 100$, $\text{solnpoolgap} = 0,5$ e $\text{populatelim} = 100$.

A estratégia de otimização global foi utilizada com finalidade de avaliar se as duas outras estratégias de solução, que não garantem o ótimo global, foram capazes de encontrar bons valores de função objetivo. Para melhorar a performance computacional do algoritmo de otimização global, utilizou-se como estimativa inicial do problema, a solução encontrada na estratégia de aproximação linear iterativa. Como critérios de parada do algoritmo, foram adotados um *gap* relativo de 0,01%, ou um limite de tempo computacional máximo de 6 horas, o que ocorrer primeiro.

Número de intervalos de prioridade ou *slots* usados

Conforme já discutido, o número de intervalos de prioridade n é um dado de entrada do modelo, e, portanto, deve ser determinado pelo usuário. Mouret *et al.* (2009) reportam algoritmos iterativos de determinação do número mínimo de *slots* para se achar a programação ótima. Neste trabalho, porém, essa abordagem não será utilizada, visto que, devido à grande dimensão do problema em estudo, o número de variáveis e equações cresce consideravelmente com o aumento do número de *slots*, e como consequência, o tempo computacional necessário para solucionar o modelo.

A constatação acima pode ser confirmada através da Tabela 5.3, que mostra os resultados do modelo, com descarregamentos sobrepostos das parcelas, de Jahn (2015), resolvidos com o método da decomposição. Esse modelo é uma versão mais simplificada dos modelos apresentados nesta dissertação, porém é bem próximo ao Modelo Base. Nota-se que, o número de variáveis binárias aumenta de 120 (modelo resolvido com 3 *slots*) para 280 (modelo resolvido com 7 *slots*). Todos os indicadores referentes à dimensão do modelo, tais como número de equações lineares e não lineares e número total de variáveis, aumentam de maneira significativa, bem como o tempo computacional, que passa de 1,69 para 105,79 minutos. Enquanto isso, o valor da função objetivo varia apenas marginalmente, e conforme pode ser

observado na tabela, nem sempre o maior valor da função objetivo (FO) na fase MILP gera a maior FO na fase NLP, para este tipo de problema misto inteiro não linear e não convexo.

Tabela 5.3: Dimensão e tempo computacional versus número de *slots* (Fonte: Jahn, 2015)

n	NVC	NVB	NEL	NENL	FO-MIP	NN-MIP	FO-NLP	GAPd	t-MIP	t-NLP	t-TOTAL
i3	4.627	120	3.819	1.014	46.488,32	24.928	45.610,22	1,89	1,49	0,20	1,69
i4	6.169	160	5.086	1.352	46.727,98	26.291	45.421,01	2,80	2,61	0,48	3,10
i5	7.711	200	6.445	1.690	46.750,23	57.092	45.555,02	2,54	10,82	1,48	12,30
i6	9.253	240	7.896	2.028	46.758,41	65.611	45.486,89	2,72	23,45	1,49	24,93
i7	10.795	280	9.439	2.366	46.756,37	116.045	45.591,83	2,49	103,21	2,58	105,79

* n para número de *slots*, NVC para número de variáveis contínuas, NVB para número de variáveis binárias, NEL para número de equações lineares, NENL para número de equações não-lineares, FO-MIP para função objetivo do programa MILP, NN-MIP para número de nós do programa MILP, FO-NLP para função objetivo do programa NLP, GAPd para estimativa do gap de otimalidade, t-MIP para tempo de CPU da etapa MILP, t-NLP para tempo de CPU da etapa NLP e t-TOTAL para tempo de CPU total em minutos.

Dessa forma, os resultados reportados neste trabalho serão resolvidos utilizando-se 5 intervalos de prioridade (n). Esse valor, foi o menor número de *slots* que conseguiu obter soluções viáveis em todos os modelos deste trabalho, considerando todos os cenários. A representação da operação polegada é o principal fator que impede os modelos gerados de serem resolvidos com 3 ou 4 intervalos de prioridade, uma vez que cada troca de carga acontece com, no mínimo, 3 *slots*. Esse fato tanto é verdade, que, no modelo de polegada de Lopes (2014), que é baseado na formulação MOS e possui descarregamentos não sobrepostos de parcelas, o número mínimo de *slots* encontrados para resolver problema foi 8, enquanto que o número ótimo foi $n=9$. No caso de Lopes (2014), que testou seu modelo com um problema de dimensões pequenas, trabalhar com número de intervalos de prioridade iguais 9 não gerou grandes dificuldades, diferentemente do problema tratado neste trabalho, que se fosse resolvido com $n=9$, teriam tempos computacionais impraticáveis para o nível da programação da produção.

Análise qualitativa dos modelos desenvolvidos

Os principais elementos de análise qualitativa dos resultados são os gráficos de Gantt, de inventário e os perfis de propriedades. Essas ferramentas permitem uma avaliação rápida e visual das operações contempladas no suprimento e mistura de petróleo e das características dos cenários. O gráfico de Gantt exibe a alocação de operações no decorrer da programação, oferecendo, igualmente, uma visualização do sequenciamento e da duração das tarefas, bem

como informações acerca dos volumes de material movimentados em cada operação e suas respectivas vazões. Os gráficos de inventário complementam a análise, exibindo o volume total de petróleo em estoque por tanque, ao longo do tempo. Por fim, os gráficos de qualidade, que mostram o número de acidez total (*TAN*) e o teor de enxofre, permitem verificar se as especificações desejáveis da mistura na entrada das colunas de destilação estão sendo respeitadas.

Análise qualitativa dos resultados do Modelo BPI para o Cenário 4

A fim de exemplificar o conjunto de resultados que são gerados através dos modelos de otimização da programação da produção desenvolvidos no presente trabalho, escolheu-se um dos cenários teste e um dos modelos para se fazer uma análise qualitativa dos resultados. Selecionou-se o Cenário 4, cujo o esquema que mostra as operações e os recursos disponíveis, é apresentado na Figura (5.1).

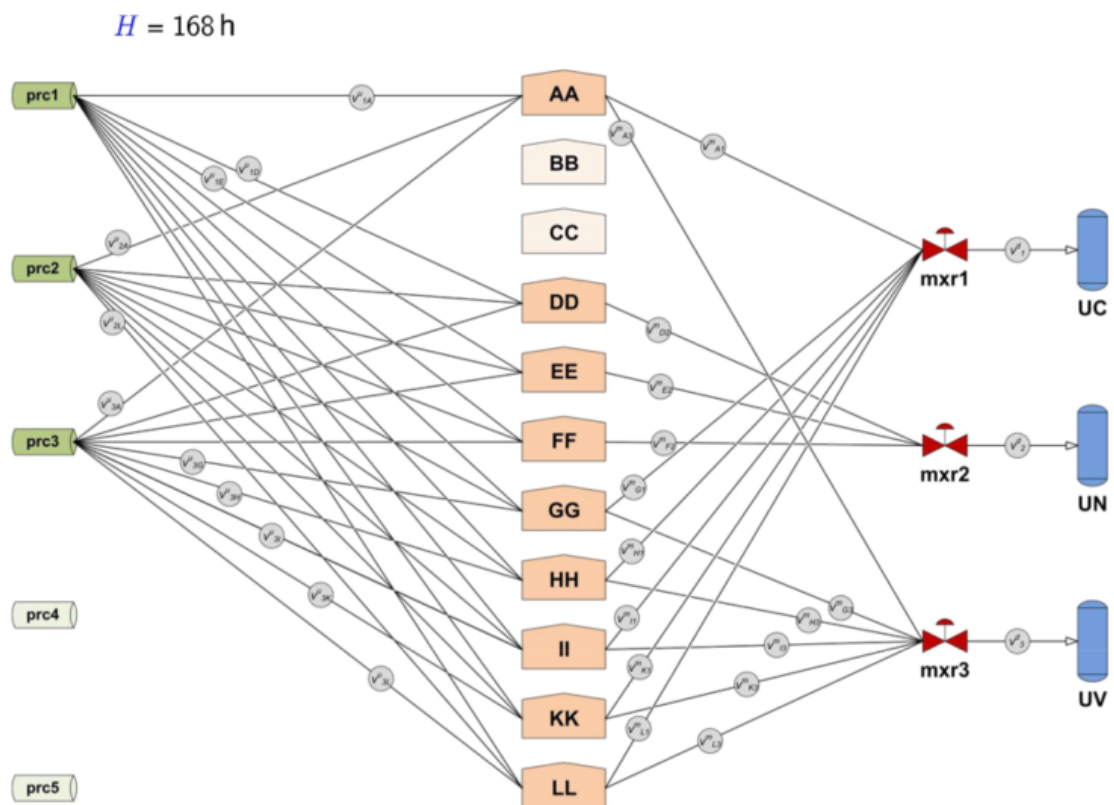


Figura 5.1: Esquema da área de suprimento de petróleo da refinaria RPBC - Cenário 4 (Fonte: Jahn 2015)

A Figura 5.2 mostra o gráfico de Gantt obtido através da resolução do Modelo BPI (Base + Polegada + Injeção), para o Cenário 4. Abaixo, são realizadas algumas explanações sobre a

estrutura do gráfico. Também são realizadas algumas verificações específicas no gráfico de Gantt, como uma forma de comprovar que o resultado da programação respeita, tanto as regras operacionais relativas à refinaria RPBC, como os dados de entrada dos cenários.

- Ao lado esquerdo do gráfico podem ser observados o conjunto de recursos ativos no Cenário 4: 3 parcelas (pcr1, pcr2 e pcr3), 9 tanques de carga (TQ101AA, TQ101DD, TQ101EE, TQ101FF, TQ101GG, TQ101HH, TQ101II, TQ101KK e TQ101LL) e 3 colunas de destilação atmosféricas (UC, UN e UV). Cada recurso possui sua janela de operações específica.
- Os números, acima do gráfico, formam a grade de tempo da programação, que tem uma duração total de 168 horas, o equivalente a 7 dias, para este cenário.
- As barras vermelhas, que aparecem ao longo do gráfico, representam operações de descarregamento, enquanto que as barras verdes representam operações de recebimento de mistura. A largura das barras representa a duração das operações.
- As parcelas que chegam na refinaria podem ser subdivididas e descarregadas em vários tanques (como é o caso das parcelas pcr2, e pcr3), ou descarregadas inteiramente em um único tanque (como é o caso da pcr1). Apesar da possibilidade de divisão, o descarregamento deve ser realizado de maneira contínua, sem interrupções. A vazão de descarga é constante para uma dada parcela, e por esse motivo, não está reportada no gráfico.
- Quando uma operação é realizada entre 2 recursos, ela aparece na grade de tempo de ambos os recursos. Por exemplo: a operação de alimentação da coluna 2 (UN) através do alinhamento com o tanque TQ101DD, que ocorre no primeiro intervalo de prioridade (*il*), aparece como uma barra vermelha na janela de operações do tanque, do qual está sendo retirado o material, e como uma barra verde na janela de operações da coluna, que está recebendo uma mistura de petróleos provinda do tanque.
- Os números que aparecem no interior das barras representam os volumes transferidos e as vazões de transferência, respectivamente, ambos divididos por 1000. Nota-se que, caso dois recursos estejam realizando operações apenas entre si, como ocorre no exemplo citado acima, o tamanho das barras e os valores de volume e vazão são os mesmos para ambos. Já no caso da coluna UC, que no primeiro *slot* de prioridade está recebendo carga de provinda de dois tanques diferentes (TQ101AA e TQ101II), os valores de volume e vazão dos tanques alinhados devem ser somados para compor os valores de volume total recebido e vazão de operação da coluna. Nota-se que os

valores máximos e mínimos para a vazões de transferência entre os equipamentos (descritos nos anexos) estão sendo respeitados.

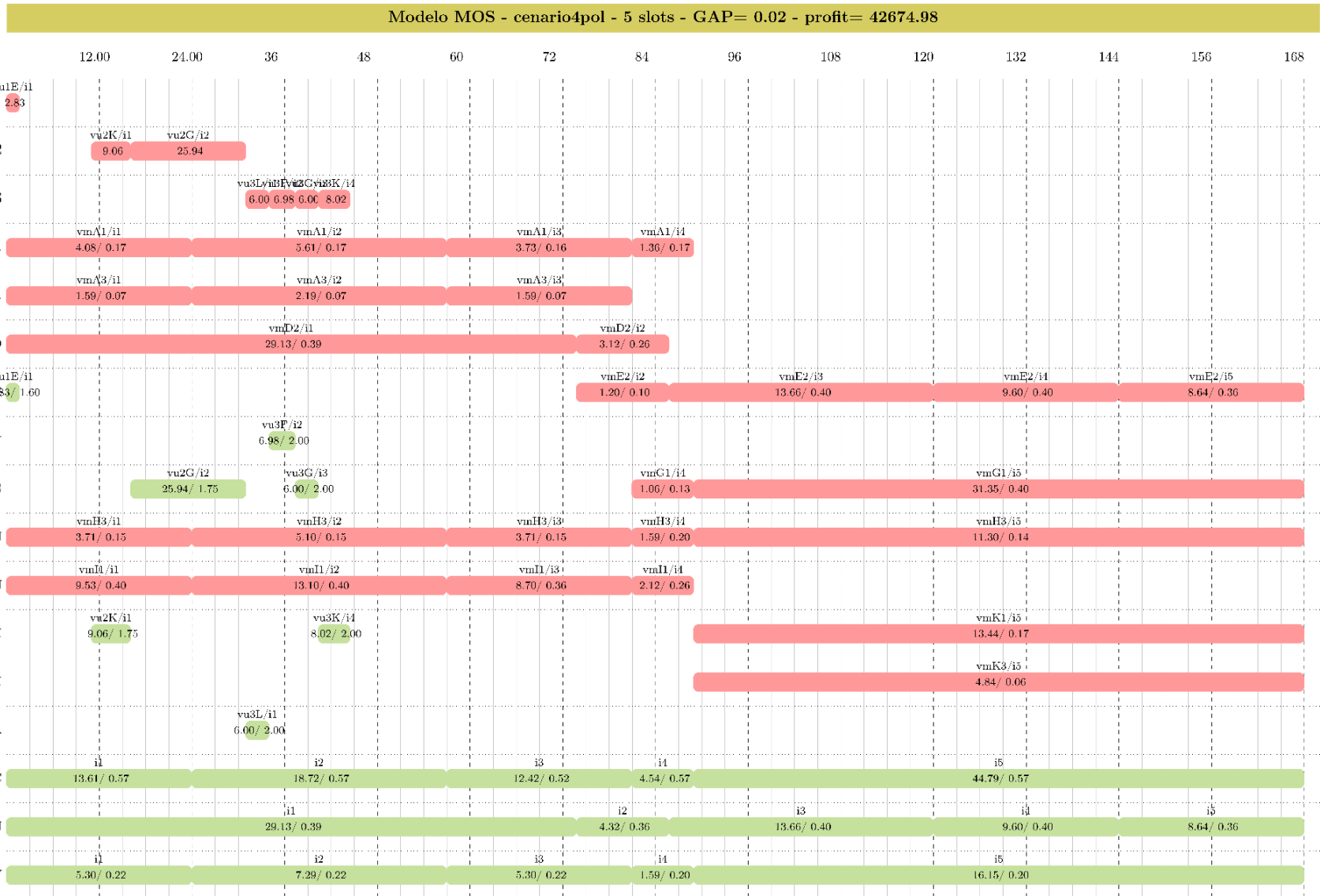


Figura 5.2: Gráfico de Gantt - Modelo BPI (Base + Polegada + Injeção), Cenário 4

- Não pode haver operações simultâneas de carga e descarga em um mesmo tanque. Além disso, após ter recebido uma mistura, um tanque deve respeitar o tempo de preparação mínimo de 24 horas. Esse fato pode ser facilmente visualizado no gráfico de Gantt, através dos espaços vazios entre barras verdes (recebimento) e vermelhas (descarga) nas grades que representam tanques.
- As durações mínimas das operações foram respeitadas. O tempo mínimo de descarregamento de parcelas é de 3 horas. Além disso, um mesmo tanque deve ficar alinhado com uma UDA por no mínimo 24 horas, com exceção dos momentos de realização da polegada, cuja a duração varia entre 8 e 12 horas. O cumprimento desses limites pode ser observado pelas larguras das barras de operações.
- O Cenário 4 possui três tanques de injeção (TQ101AA, TQ101KK, TQ101LL). Nota-se que a participação desses tanques na carga da destilação varia entre uma faixa de 5% e 30%, e que os mesmos, podem ser adicionados e retirados da carga sem a necessidade de realizar a operação polegada. Por exemplo, o tanque TQ101AA estava alimentando a coluna 3 (UN) do primeiro ao terceiro *slot*, quando ele foi simplesmente retirado da carga, sem realizar polegada.
- Tanques base precisam realizar a operação polegada quando da troca de carga na destilação. Por exemplo, o tanque TQ101DD que alimentava a coluna 2 (UN) no primeiro intervalo de prioridade, precisou ser trocado pelo tanque TQ101EE. Assim, no *slot* seguinte (*i2*), ocorreu o período de sobreposição de ambos os tanques base na carga da UDA, processo que é denominado operação polegada, enquanto no *slot* seguinte *i3*, apenas o tanque TQ101EE permaneceu alinhado com a UDA. O modelo foi capaz de identificar corretamente todas operações polegadas, alocando-as em *slots* específicos, todas as vezes em que houve a necessidade de troca de tanques base na alimentação de uma UDA.
- O tanque TQ101AA realizou atividade paralela do *slot* 1 ao 3, alimentando simultaneamente, as colunas UC e UV. Por esse motivo a grade de operações deste tanque está duplicada no gráfico de Gantt. Nota-se que, neste modelo, no qual a flexibilidade não está representada, as janelas de tempo devem ser idênticas para ambas as operações que ocorrem em um mesmo *slot*, durante o alinhamento simultâneo de um mesmo tanque com duas colunas de destilação.
- Todas as colunas de destilação operaram continuamente durante todo o intervalo de tempo, fator este que pode ser verificado pela ininterrupta barra verde (indicando

recebimento de misturas) em cada coluna. As vazões máximas de operação já divididas pelo coeficiente 1000 são respectivamente: 0,57 / 0,40 / 0,22 para as colunas UC, UN e UV. Na programação obtida para este cenário, as colunas operaram com a carga máxima em 9 das 15 operações totais, considerando-se as três UDAs. Nota-se que, durante a operação polegada, é mais difícil para o modelo proporcionar uma operação com carga máxima, provavelmente devido às restrições de controle de proporção entre os tanques entrando e saindo. Conforme já discutido, a otimização tende a maximizar a carga, pois um somatório dos volumes destilados para cada tipo de petróleo está presente na função objetivo, multiplicados pela respectiva margem de contribuição. Porém, esse não é o único fator que o modelo leva em consideração para tomar este tipo de decisão, conforme já discutido na Seção 5.1.

As ilustrações, numeradas entre as Figuras 5.3 e a Figura 5.11, exibem os estoques de misturas de petróleo ao longo do tempo, em cada um dos tanques de carga presentes no Cenário 4, para a solução ótima gerada pelo modelo BPI.

A abscissa do gráfico representa o tempo, enquanto que a ordenada representa o volume em inventário. A região gráfica, marcada em cinza, é delimitada pela capacidade (limite de volume superior) e lastro (limite de volume inferior). Cada ponto no gráfico representa um evento. Por exemplo, o primeiro ponto representa o início do *slot* 1. O segundo ponto representa o final do *slot* 1 e início do *slot* 2, e assim sucessivamente. Como o modelo só faz a atualização dos estoques nos tanques no início do *slot* seguinte, o inventário permanece constante entre um intervalo de outro, e, portanto, os pontos aparecem no gráfico ligados por retas. As inclinações dessas retas fornecem uma indicação acerca da vazão de transferência e do tipo de operação que está sendo efetuada. Uma reta de inclinação negativa representa uma operação de descarga, enquanto que uma reta de inclinação positiva representa uma operação de recebimento.

Através da análise dos gráficos de inventário, foi possível tirar as seguintes conclusões:

- Os limites de volume mínimo (lastro) e máximo (capacidade) foram respeitados.
- Sempre que um tanque base foi alinhado a uma UDA o modelo optou por mantê-lo na carga até consumir todo seu inventário. Esse resultado é operacionalmente desejável, pois evita transições desnecessárias nas UDAs.
- Não ocorreu nenhum caso de remontagem neste cenário (situação indesejável na qual um tanque que estava na carga encerra o alinhamento com a UDA para receber uma parcela. Isso pode ser uma consequência das restrições relativas ao tempo de preparação, uma vez que, se um tanque receber mistura, ele precisa esperar um

período de no mínimo 24 horas para ser alinhado com uma UDA. Nos gráficos abaixo percebe-se que o tempo de preparação foi sempre respeitado (TQ101EE, TQ101GG e TQ101KK). A não ocorrência de remontagem também pode ser consequência das penalizações na função objetivo referentes a trocas de cargas na destilação.

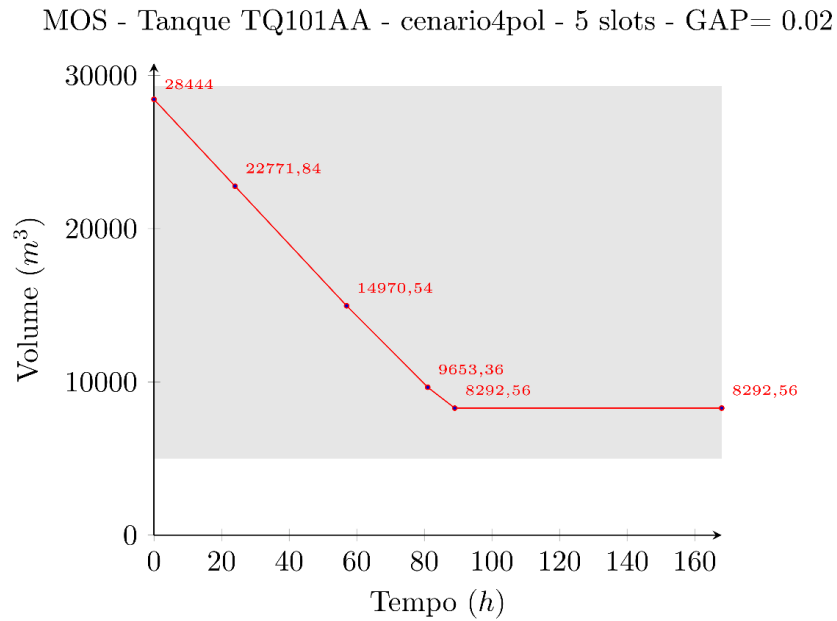


Figura 5.3: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101AA - Modelo BPI - Cenário 4

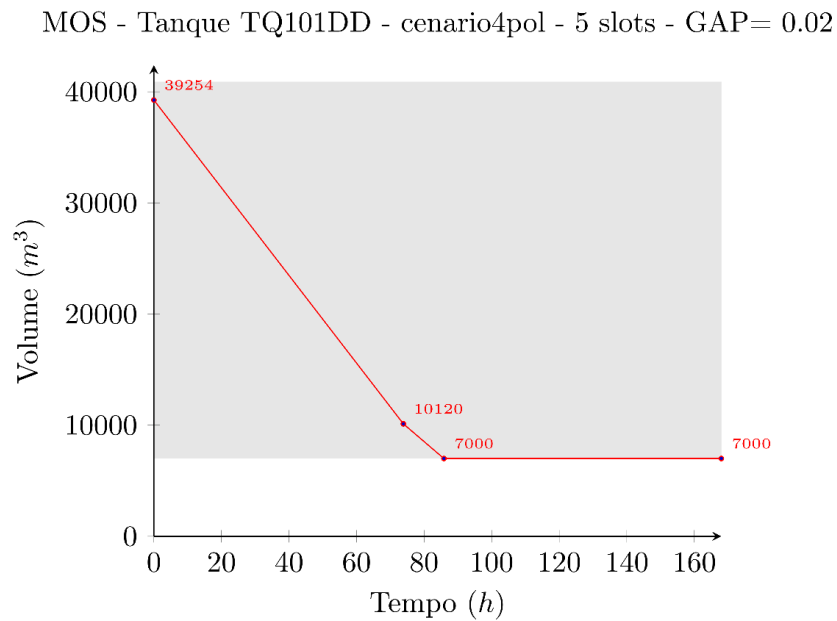


Figura 5.4: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101DD - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101EE - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

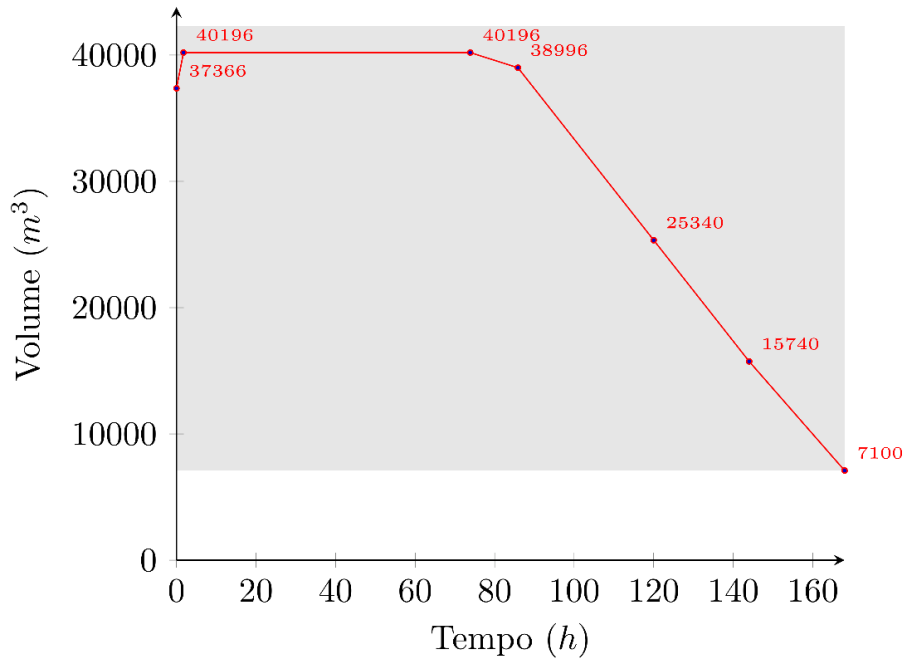


Figura 5.5: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101EE - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101FF - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

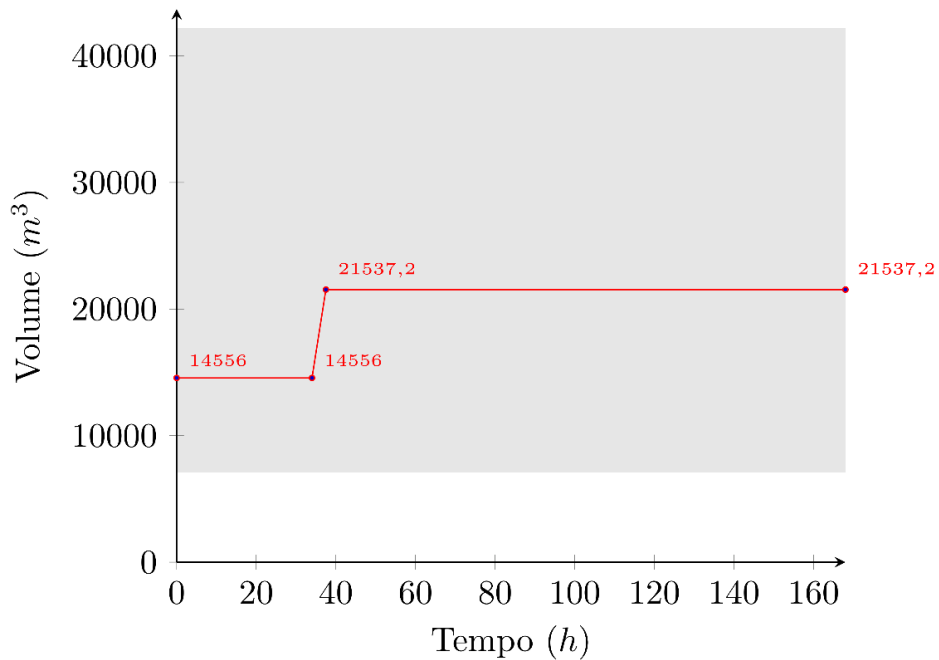


Figura 5.6: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101FF - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101GG - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

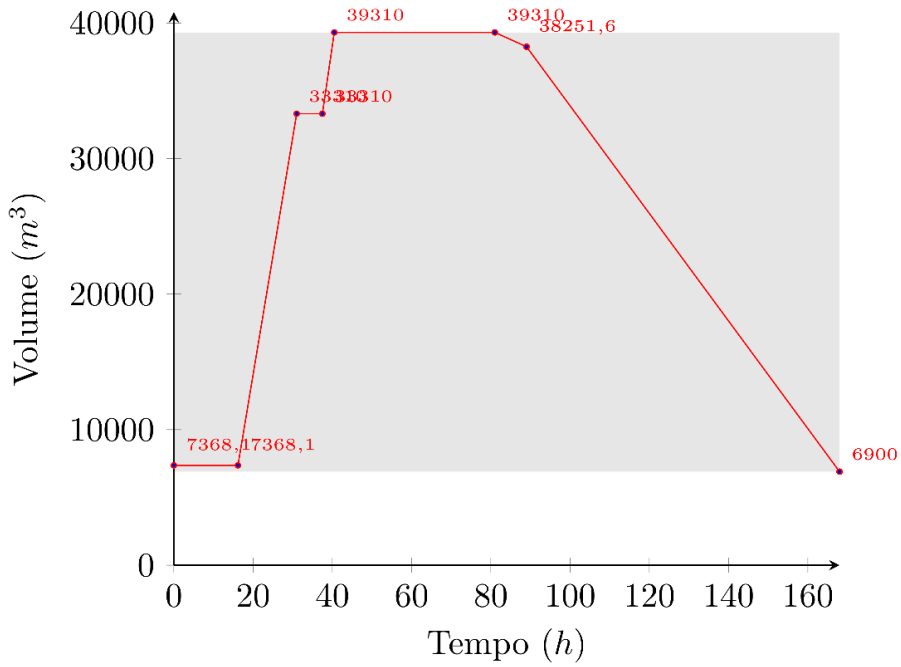


Figura 5.7: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101GG - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101HH - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

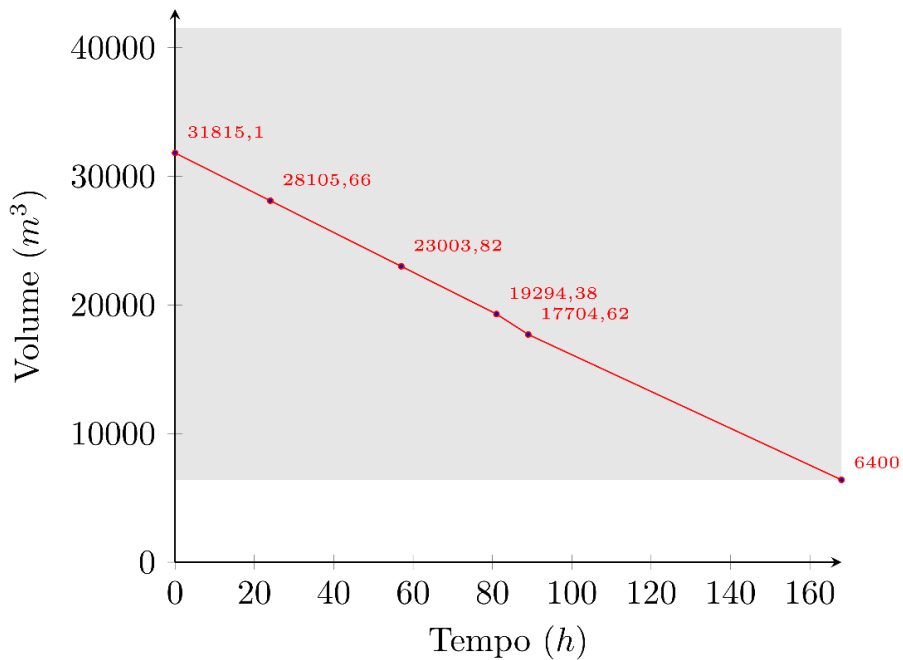


Figura 5.8: Gráficos de inventário - Tanque base TQ101HH - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101II - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

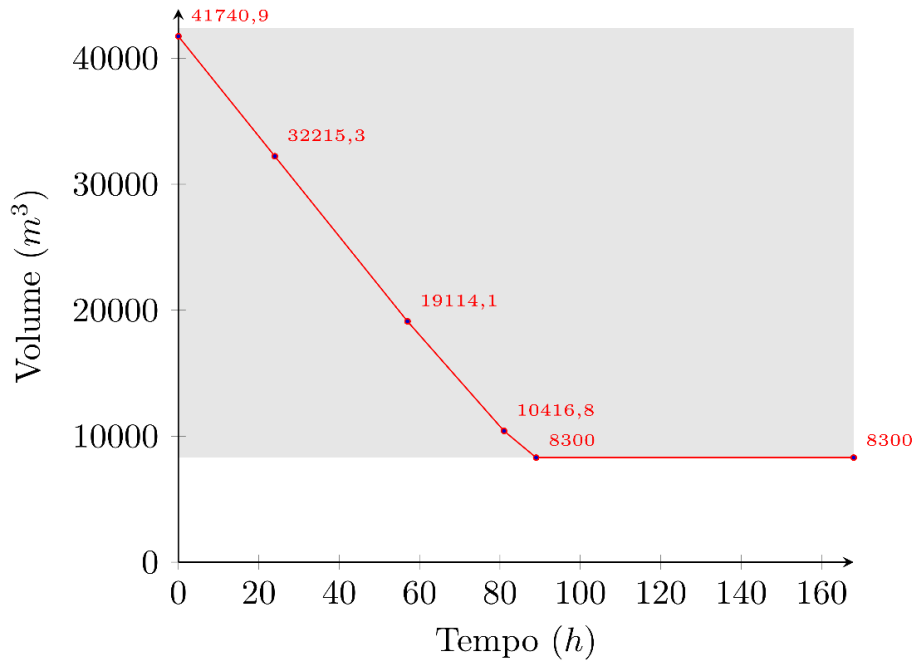


Figura 5.9: Gráficos de inventário -Tanque base TQ101II - Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101KK - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

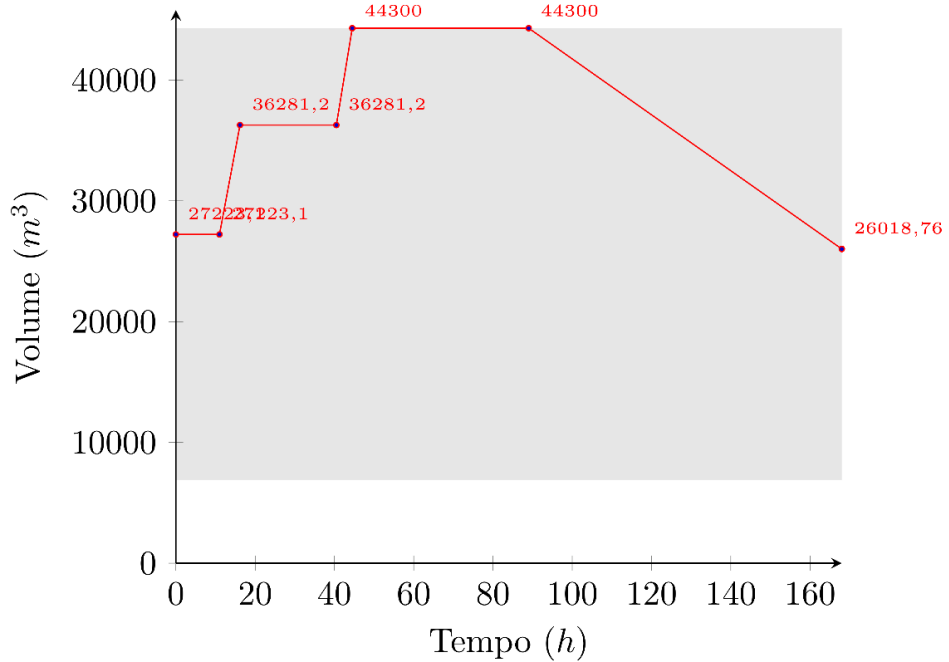


Figura 5.10: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101KK- Modelo BPI - Cenário 4

MOS - Tanque TQ101LL - cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

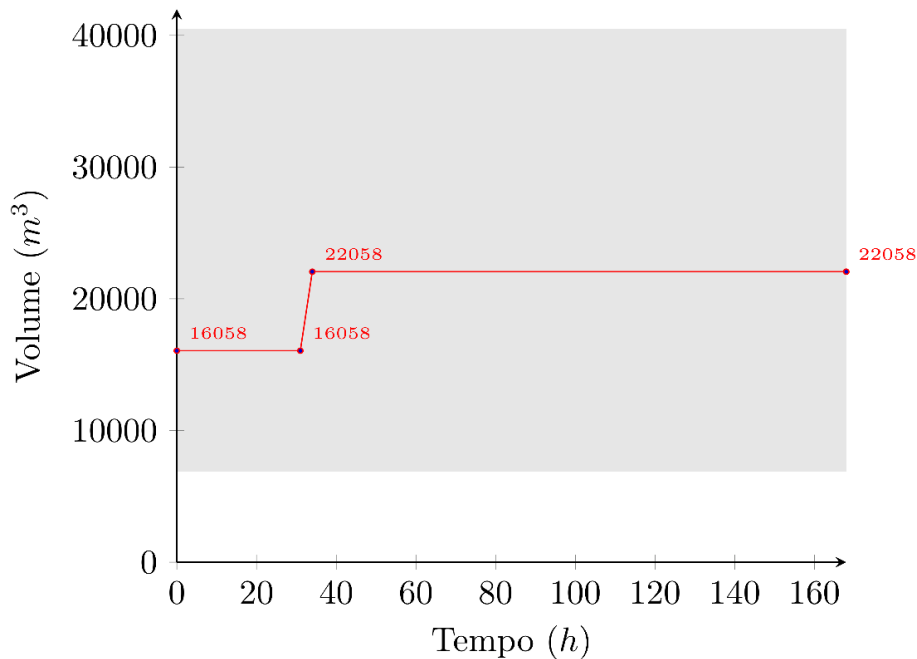


Figura 5.11: Gráficos de inventário -Tanque de injeção TQ101LL - Modelo BPI - Cenário 4

As ilustrações, apresentadas nas figuras 5.12, 5.13 e 5.14, exibem os perfis de propriedades na entrada das UDAs ao longo do tempo, resultantes da resolução do Modelo BPI, para o Cenário 4. As especificações de qualidade consideradas neste trabalho contemplam limitações no número de acidez total (*TAN*) da mistura, bem como no teor de enxofre. Os pontos presentes nos gráficos representam os intervalos de prioridade, e estão delimitados por linhas pontilhadas verticais de modo a facilitar a visualização dos mesmos. Os valores praticados para essas propriedades estão marcados com um traço horizontal em cada um dos *slots*. As linhas entre os pontos que delimitam um mesmo *slot* são sempre horizontais, uma vez que as especificações de qualidade são atualizadas no início do próximo intervalo de prioridade de ocorrência de uma dada operação de transferência. Os traços consideravelmente mais curtos que os outros, representam os *slots* nos quais ocorrem a operação polegada, a qual possui uma duração pequena, quando comparada com as durações normais de alinhamentos de um tanque com uma UDA.

MOS - Perfis de propriedades da UC- cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

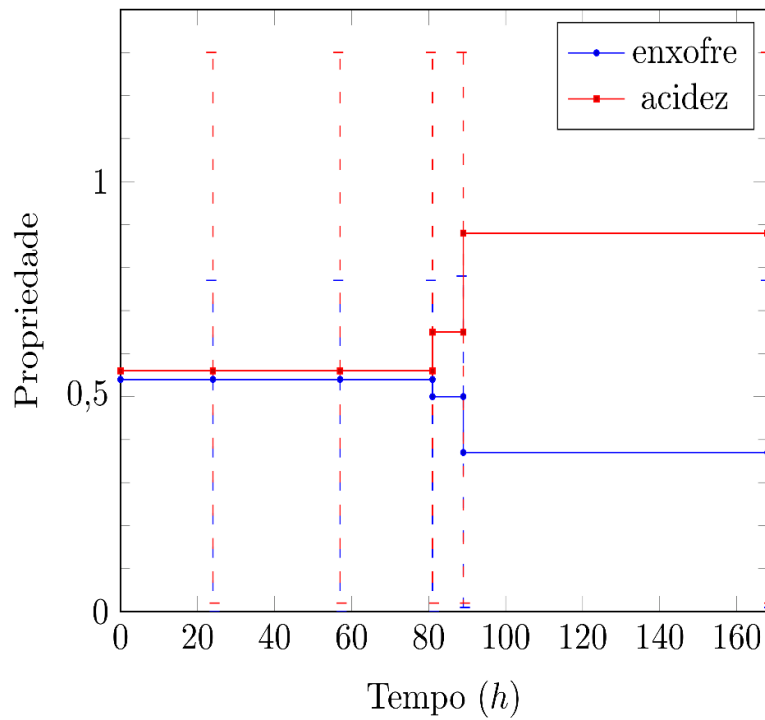


Figura 5.12: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UC

MOS - Perfis de propriedades da UN- cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

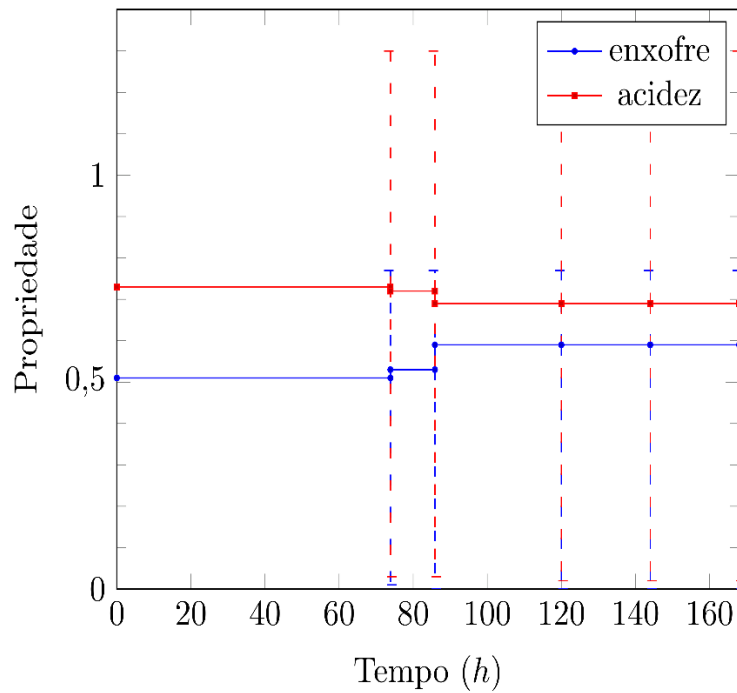


Figura 5.13: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UN

MOS - Perfis de propriedades da UV- cenário4pol - 5 slots - GAP= 0.02

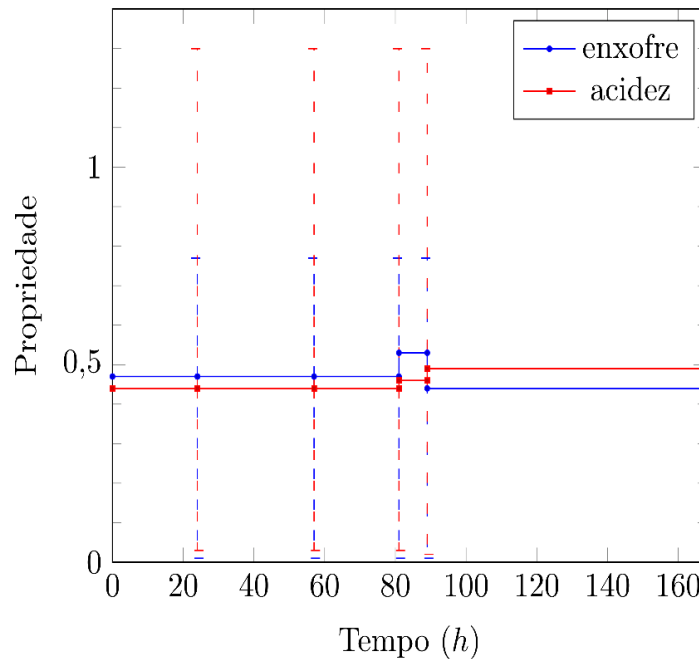


Figura 5.14: Perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UV

A análise dos gráficos permite concluir que:

- O limite máximo de acidez (1,30 mgKOH/g) foi respeitado.
- O limite máximo para o teor de enxofre (0,77 % m/m) foi respeitado.
- Na programação otimizada deste cenário, ocorreu apenas uma troca de carga em cada coluna de destilação, durante todo o horizonte de programação que durou de 7 dias. Isso mostra que este modelo está executando a operação de acordo com o que é desejado operacionalmente, minimizando, assim, os custos de transição correspondentes ao período em que uma coluna permanece em regime transiente, logo após uma troca de carga, até se adaptar às novas condições de composição, qualidade e vazão.
- A operação polegada conseguiu suavizar as alterações decorrentes da troca de carga na destilação, em termos de especificações de qualidade na entrada das UDAs, através da criação de uma nova etapa entre as transições de carga, que possui valores de propriedades intermediários entre os dois tanques. Por exemplo, conforme pode ser observado na Figura 5.12, se não houvesse a operação polegada, o número de acidez total, poderia passar diretamente de cerca de 0,55 para 0,90 sem nenhuma etapa de

transição, gerando assim, uma perturbação mais brusca na entrada da coluna de destilação em relação à perturbação que de fato ocorreu.

A Figura 5.15 exibe os perfis de propriedades na entrada da coluna de destilação UV, derivados da resolução do Cenário 2, usando três modelos distintos: o Modelo Base; o Modelo BPV, que incorpora a modelagem da polegada e das variáveis de folga ao Modelo Base; e o Modelo BPIV, que além da polegada e das variáveis de folga, incorpora a modelagem dos tanques de injeção.

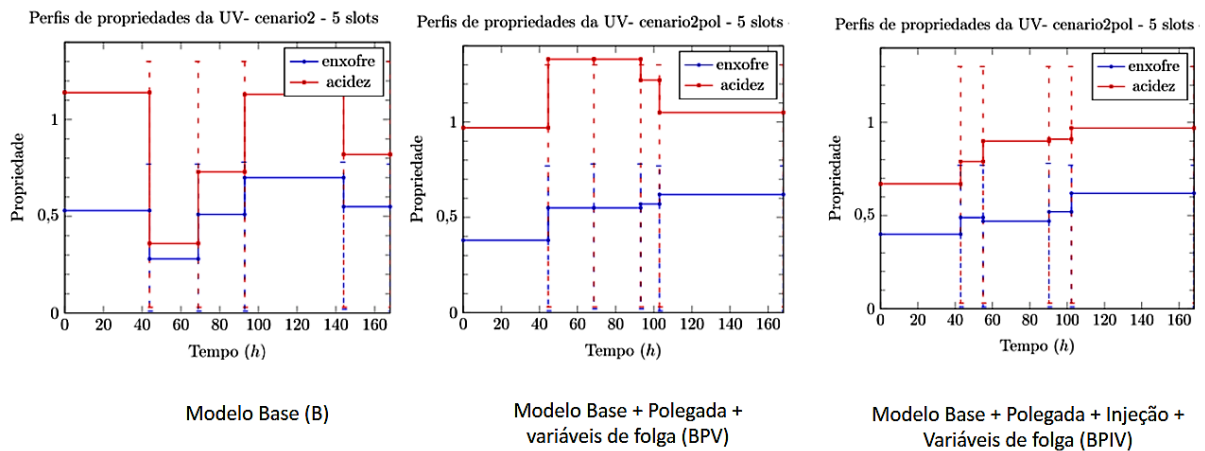


Figura 5.15: Comparação dos perfis de propriedades na coluna UV para os modelos B, BP e BPI – Cenário 2

A interpretação da figura acima traz informações importantes sobre a eficiência dos modelos que contemplam a modelagem da polegada e dos tanques de injeção. No primeiro gráfico, onde não há os aspectos de polegada e tanques de injeção modelados, a troca de cargas provoca variações bruscas nos perfis de propriedades, em especial quanto à acidez da mistura. Já no segundo gráfico, que contempla a modelagem da polegada, mas que não possui tanques de injeção, as variações durante a troca de tanques são geralmente mais suaves. Porém, ainda existe a possibilidade de mudanças bruscas, conforme acontece no instante de tempo igual a 40h. Isso ocorre porque quando há um alinhamento simultâneo de dois tanques com uma UDA, o Modelo BPV não consegue impor a realização da operação polegada no caso da retirada de um dos tanques da carga. O problema resultante dessa limitação é que, nada impede que um tanque com proporção considerável na carga da destilação seja retirado sem passar por algum processo de transição. Conforme mostra o terceiro gráfico da Figura 5.15, esse problema não ocorre no Modelo BPIV que é capaz de diferenciar tanques de injeção e tanques base. No processo da refinaria RPBC, sempre que há um alinhamento de dois tanques com uma UDA,

necessariamente, um deles é um tanque base (que possui participação na carga variando entre 95% e 70%), e o outro é um tanque de injeção (que possui participação na carga variando entre 5% e 30%). Um tanque base, jamais poderá ser retirado da carga da UDA sem passar pelo processo de alinhamento simultâneo com o próximo tanque base que irá assumir a carga (operação polegada). Já um tanque de injeção não precisa realizar a polegada, uma vez que devido à sua menor proporção na composição da corrente de alimentação da UDA, sua retirada ou substituição, não causa uma perturbação muito significativa, na maioria dos casos. Assim, conclui-se que, os modelos que possuem a modelagem da polegada combinada com a modelagem dos tanques de injeção, representam de maneira mais fiel a operação da refinaria RPBC e geram soluções otimizadas de maior qualidade.

A Figura 5.16 mostra o gráfico de Gantt obtido através da resolução do Modelo BPIFV (Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade + Variáveis de folga), para o Cenário 6. Esse é o modelo de maior grau de detalhamento desenvolvido no presente trabalho, contemplando todos os novos aspectos apresentados no Capítulo 4, inclusive a modelagem da flexibilidade das janelas de tempo durante a atividade paralela em tanques. Relembrando-se desta última característica, a fim de identifica-la no gráfico de Gantt, apresentado na Figura 5.16, diferentemente do que acontece nos modelos sem flexibilidade, no caso do alinhamento de um tanque com duas colunas de destilação no mesmo *slot* de tempo, as durações das operações com cada coluna passam a ser independentes uma da outra. Essa característica é obtida através da divisão dos *slots* de tempo em 3 *subslots*. Nota-se no gráfico de Gantt, que a flexibilidade durante a atividade paralela foi utilizada tanto para o caso do tanque TQ101AA (*slots* 3 e 4), como no caso do tanque TQ101KK (*slot* 1). Além disso, o cenário 6 com a representação de polegada e injeção, só foi resolvido nos modelos onde a flexibilidade também foi contemplada, conforme mostra a Tabela 5.12 ao final deste capítulo.

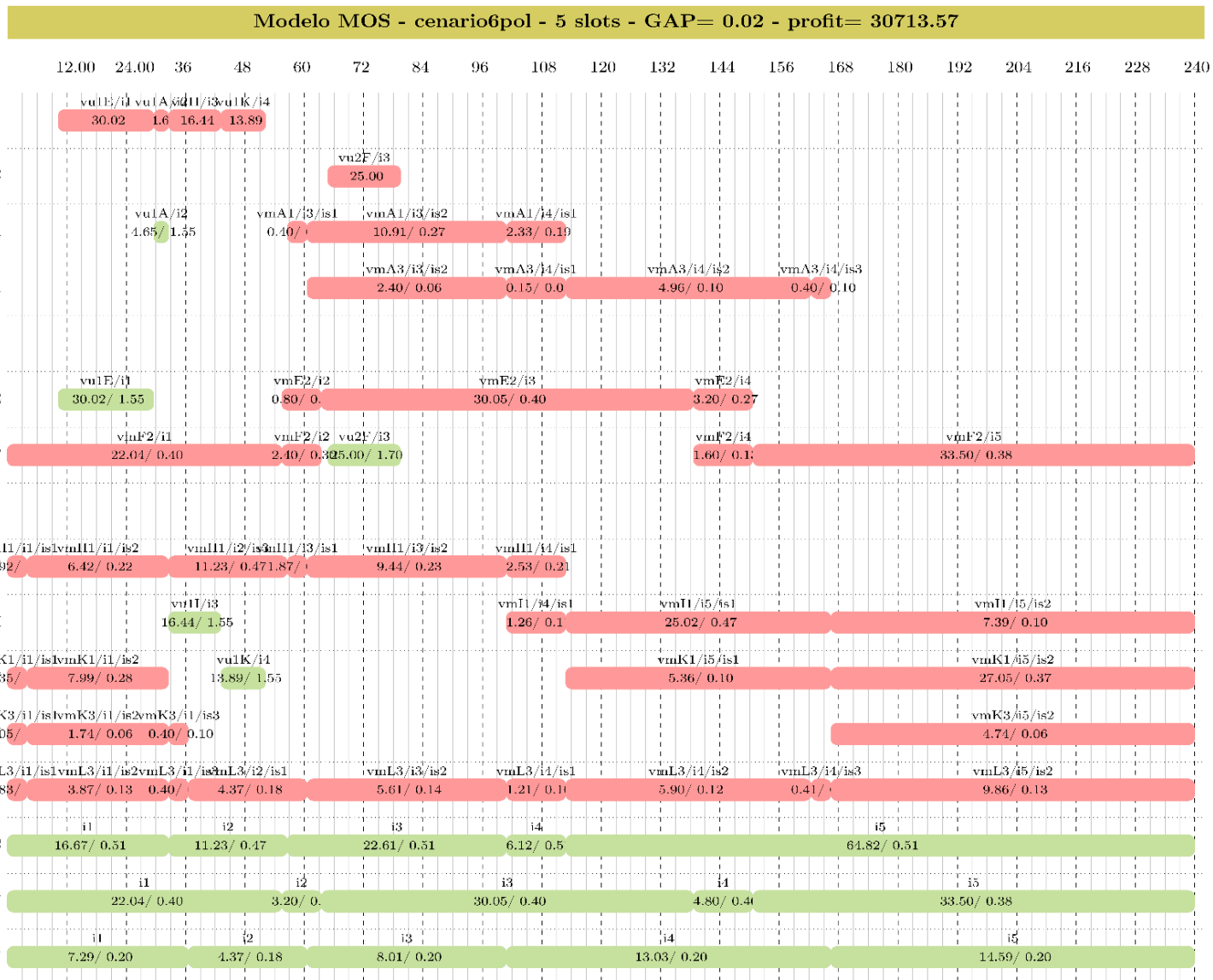


Figura 5.16: Gráfico de Gantt - Modelo BPIFV (Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade + Variáveis de folga) - Cenário 6

Análise quantitativa dos modelos desenvolvidos

Realizou-se nesta seção, uma análise quantitativa do desempenho dos nove modelos desenvolvidos no presente trabalho, em termos de tempo computacional, número de soluções viáveis, dimensão, e número de trocas realizadas nas UDAs, para os diferentes cenários.

As siglas utilizadas para a criação das tabelas deste capítulo estão definidas a seguir:

- B: Modelo Base;
- BI: Modelo Base + Injeção;
- BIF: Modelo Base + Injeção + Flexibilidade;
- BP: Modelo Base + Polegada;
- BPI: Modelo Base + Polegada + Injeção;
- BPIF: Modelo Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade;
- BPIFV: Modelo Base + Polegada + Injeção + Flexibilidade + Variáveis de Folga;
- BPIV: Modelo Base + Polegada + Injeção + Variáveis de Folga;
- BPV: Modelo Base + Polegada + Variáveis de Folga;
- FO: Função objetivo em 1×10^{-3} \$;
- NVB: Número de variáveis binárias;
- NV: Número de variáveis totais;
- NE: Número de equações totais;
- TC: Troca de cargas;
- t-MIP: Tempo de resolução em minutos da fase MILP da estratégia de decomposição mMILP-NLP;
- t-NLP: Tempo de resolução em minutos da fase NLP da estratégia de decomposição mMILP-NLP;
- t-total: Tempo de resolução total em minutos da estratégia de decomposição mMILP-NLP;
- VIAB (%): Porcentagem das soluções inteiras fixadas na fase MILP, da estratégia de decomposição mMILP-NLP, que tiveram soluções viáveis na fase NLP;
- NA: Não aplicável;
- ND: Não disponível.

Tabela 5.4: Desempenho computacional e dimensão dos nove diferentes modelos - Cenário 4 - Estratégia de solução: Decomposição m-MILP-NLP

Modelo	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	VIAB (%)	GAP (%)	NVB	NV	NE
B	48.490,0	46.871,4	0,5	1,6	2,1	100,0	0,16	225	11.581	15.037
BI	48.442,2	46.777,9	0,8	0,8	1,6	100,0	0,24	225	11.581	15.067
BIF	48.145,0	46.793,5	4,4	0,8	5,2	100,0	0,86	405	12.571	17.567
BP	41.933,7	41.027,7	1,9	0,4	2,2	100,0	1,90	234	11.788	15.574
BPI	44.005,5	42.675,0	11,0	0,7	11,8	100,0	2,00	234	11.644	15.220
BPIF	46.833,5	45.492,8	102,4	2,3	104,7	100,0	1,33	414	12.754	17.750
BPIFV	44.733,2	43.256,1	70,9	0,5	71,4	100,0	2,00	414	13.006	18.020
BPIV	44.005,5	42.675,0	19,6	0,8	20,4	100,0	2,00	234	11.704	15.280
BPV	45.423,6	43.763,8	19,4	1,0	20,4	100,0	2,00	234	11.818	15.604

A Tabela 5.4 mostra o desempenho computacional e a dimensão dos nove diferentes modelos desenvolvidos, para o Cenário 4, resolvidos com a estratégia de decomposição m-MILP-NLP. Nota-se que, a medida com que novas características são adicionadas ao modelo, há um aumento das dimensões do mesmo em termos de variáveis binárias, variáveis totais e equações. Dessa forma, os tempos computacionais necessários para o modelo reportar a solução otimizada, também tendem a aumentar, principalmente quando há um aumento significativo de variáveis binárias entre os modelos.

Na estratégia de decomposição m-MILP-NLP com *pool* de soluções do CPLEX, os maiores tempos computacionais derivam da resolução do problema misto inteiro linear. Na fase NLP, apesar de serem solucionados 100 problemas para cada corrida, os tempos computacionais são comparativamente mais rápidos, especialmente para os modelos com maior grau de detalhamento.

Conforme foi apresentado anteriormente, o Cenário 4 é relativamente simples de ser resolvido, não apresentado, portanto, problemas de inviabilidade. Os tempos computacionais totais variaram de 1,6 minutos para o Modelo BI a 104,7 minutos para o modelo BPIF.

Fazendo-se uma breve interpretação das dimensões dos modelos, nota-se que, a introdução da modelagem dos tanques de injeção não alterou o número de variáveis do modelo em relação ao Modelo Base, aumentando-se levemente o número de equações. Os tempos computacionais dos modelos B e BI foram bem próximos.

A introdução da modelagem da operação polegada promoveu um impacto moderado em termos de aumento de variáveis e equações, enquanto a introdução da modelagem da

flexibilidade provocou um incremento bastante significativo em termos dimensões dos modelos, praticamente dobrando o número de variáveis binárias. Os tempos computacionais dos modelos que contêm a modelagem da polegada (adicionada ao Modelo Base, isoladamente, ou combinada com os tanques de injeção e variáveis de folga) variaram entre 2,2 e 20,4 minutos. Já os tempos computacionais dos modelos que contêm a modelagem da flexibilidade variaram entre 5,2 e 102,4 minutos. Comparando-se o Modelo Base B com o BPIFV (modelo que contempla a modelagem de todas as novas características contempladas no Capítulo 4) nota-se que, um aumento de 84% no número de variáveis binárias do sistema provocou um aumento de tempo de CPU em 34 vezes.

A adição de variáveis de folga provocou um aumento leve na dimensão do modelo em termos de variáveis e equações, e geralmente, mas não sempre, um aumento de leve a moderado nos tempos computacionais. O comum aumento nos tempos computacionais pode ser explicado devido à expansão do tamanho da região de busca do modelo, uma vez que as variáveis de folga pioram a relaxação do mesmo, tornando-o menos justo. O caso onde não houve um aumento do tempo computacional poderia ser explicado pelo encontro de ótimos locais diferentes para este problema não linear.

A introdução das variáveis de folga aumentou consideravelmente a possibilidade de se encontrar soluções em cenários de difícil resolução, como é o caso do Cenário 1, cujos dados estão apresentados na Tabela 5.5 e 5.7. Para o Cenário 1, que possui dificuldades em cumprir as restrições de qualidade relativas a acidez, os únicos modelos capazes de encontrar solução são os que possuem as variáveis de folga e o Modelo Base, que possui um menor grau de detalhamento e menos restrições, mas mesmo assim, pôde ser solucionado com apenas uma das três estratégias de solução testadas.

Tabela 5.5: Número de trocas de carga realizadas nas UDAs por modelo - Cenário 1 -
Estratégia de solução: aproximação linear

Modelo	FO (1×10^{-3} \$)	Tempo (Minutos)	TC UC	TC UN	TC UV	GAP (%)
B	46.940,7	2,5	4	2	4	0,78
BPIFV	29.541,1	120,2	2	1	1	2,00
BPIV	28.413,0	22,5	3	1	2	1,99
BPV	35.290,8	82,7	2	1	1	2,00

A Tabela 5.5, exhibe o número de trocas de carga realizadas nas unidades de destilação, por modelo, para o Cenário 1. Nota-se que, a introdução da modelagem da polegada, apesar de

ter aumentado o tempo computacional necessário para resolver o modelo, reduziu o número de trocas de carga em todas as colunas de destilação.

Tabela 5.6: Comparação de estratégias de solução e dimensão do Modelo Base para os diferentes cenários ($n=5$)

Estratégia de Solução	Cenário	FO (1×10^{-3} \$)	Tempo (Minutos)	NVB	NV	NE	GAP (%)
Decomposição	1	-	10,26				
Aproximação linear	1	46940,66	2,46				
<i>Branch and reduce</i>	1	-	243,86	280	10.901	14.104	ND
Decomposição	2	45625,84	2,15				
Aproximação linear	2	44834,18	1,44				
<i>Branch and reduce</i>	2	45509,18	397,59	200	7.641	11.367	1,40
Decomposição	3	65665,47	6,47				
Aproximação linear	3	64801,92	0,92				
<i>Branch and reduce</i>	3	65608,21	515,02	315	14.716	20.854	1,46
Decomposição	4	46871,35	2,09				
Aproximação linear	4	46035,93	0,22				
<i>Branch and reduce</i>	4	46644	389,67	225	11.026	15.490	3,28
Decomposição	5	40179,02	2,25				
Aproximação linear	5	40052,45	0,32				
<i>Branch and reduce</i>	5	40492,15	396,38	270	12.871	18.172	3,76
Decomposição	6	67649,7	3,88				
Aproximação linear	6	66964,85	0,98				
<i>Branch and reduce</i>	6	67685,34	365,49	180	9.181	12.853	1,68

A Tabela 5.6, mostra a resolução do Modelo Base com 3 estratégias de solução distintas. Para os métodos de otimização testados que buscam um ótimo local (decomposição m-MILP-NLP) foi usado como critério de parada um tempo de 2 horas ou *gap* de 2%. Já para o método *Branch-and-reduce*, que é um algoritmo de solução global, usou-se como critério de parada um tempo de 6 horas ou *gap* de 0,01%, a fim de tentar uma melhor aproximação do ótimo global. De maneira resumida, as seguintes observações podem ser feitas a partir dos resultados apresentados na Tabela 5.6 para o Modelo Base:

- A estratégia de solução por aproximação linear foi a única capaz de encontrar soluções viáveis para o Modelo Base em todos os cenários testados. Essa também foi a estratégia que gerou soluções de forma mais rápida.
- Em termos de função objetivo (FO), a estratégia de decomposição m-MILP-NLP apresentou o melhor desempenho, mesmo quando comparada com o algoritmo de

otimização global. A decomposição, quando comparada com a aproximação linear, obteve maiores valores de FO para todos os casos, exceto para o Cenário 1, que não pode ser resolvido por essa estratégia. Analogamente, para 4 dos 5 cenários resolvidos, a decomposição apresentou um maior valor de FO, quando comparada com a estratégia de otimização global, com a diferença que o tempo computacional para a decomposição foi da ordem de até 11 minutos e para o *Branch-and-reduce* foi da ordem de 6 horas (excluindo-se o tempo para encontrar o chute inicial).

- A estratégia de otimização global parou através do critério de tempo máximo em todos os casos rodados. Já as demais estratégias pararam pelo *gap*. Na tabela acima os dados de dimensão e *gap* foram apresentados apenas para o algoritmo de otimização global. O *gap* final obtido quando o tempo máximo foi usado como critério de parada não ultrapassou 3,8% para todos os cenários. Isso implica que, as soluções geradas pelo método da decomposição que possuem maior valor de FO que as geradas pelo algoritmo *Branch-and-reduce*, estão igualmente a menos de 4 % do ótimo global para todos os cenários e a menos de 2% para alguns deles. Além disso, existe a possibilidade de essas soluções serem o ótimo global.
- Dessa forma, a decomposição m-MILP-NLP utilizando a funcionalidade *Pool* do CPLEX teve a tendência em gerar as melhores soluções sem onerar demasiadamente a performance computacional. Exceção se aplica apenas ao cenário 1.

Comparando-se as 4 ultimas colunas da Tabela 5.6 é possível perceber a variação da dimensão de um mesmo modelo para os diferentes cenários. Isso ocorre devido a fatores como tamanho do horizonte de tempo, número de equipamentos disponíveis e variações na quantidade de tipos de petróleo.

Da Tabela 5.7 até a Tabela 5.12, são apresentados os resultados de desempenho, por modelo, para cada um dos cenários testados utilizando-se como estratégia de solução tanto a decomposição m-MILP-NLP como a aproximação linear iterativa. Analisando-se os resultados quantitativos e qualitativos referentes aos diferentes modelos, conclui-se que, a modelagem da operação polegada juntamente com a dos tanques de injeção reduziram a performance computacional do modelo e geraram soluções inviáveis para alguns cenários, especialmente quando não há a modelagem das variáveis de folga. Por outro lado, trouxeram um ganho significativo em termos de qualidade da solução, reduzindo tanto o impacto gerado pelas trocas de carga da destilação, como minimizando essas trocas de carga, de modo geral. Já a modelagem da flexibilidade durante a atividade paralela em tanques, não foi capaz de promover

um aumento considerável do número de soluções viáveis dos modelos como se havia pensado previamente, com exceção para o Cenário 6. Como ponto negativo a modelagem da flexibilidade trouxe um alto impacto em termos de dimensão dos modelos, reduzindo-se consideravelmente a performance computacional. A modelagem das variáveis de folga mostrou bons resultados, aumentando o número de soluções viáveis para cenários de difícil resolução.

Em termos de tempo computacional, o Modelo Base foi considerado o melhor dentre os modelos. Já em termos de qualidade das soluções o modelo BPIV (que contempla a modelagem dos tanques de injeção, da polegada e das variáveis de folga) apresentou os melhores resultados, sem comprometer tanto a performance computacional, como ocorreu no caso do modelo com flexibilidade. A escolha entre o grau de detalhamento do modelo dependerá, assim, das prioridades do programador.

Tabela 5.7: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 1 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) e de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	Viabilidade (%)	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	-	-	8,4	1,9	10,3	0%	-
	AL	NA	46.940,7	NA	NA	2,5	NA	0,78
BI	<i>Pool</i>	-	-	2,1	1,1	3,1	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	45,0	NA	-
BIF	<i>Pool</i>	-	-	2,7	1,5	4,2	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	6,2	NA	-
BP	<i>Pool</i>	-	-	2,9	0,0	2,9	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	0,0	NA	-
BPI	<i>Pool</i>	-	-	14,9	2,4	17,3	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	0,2	NA	-
BPIF	<i>Pool</i>	-	-	120,0	0,0	120,0	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	120,1	NA	-
BPIFV	<i>Pool</i>	41.092,8	31.271,3	120,1	0,2	120,3	15%	7,47
	AL	NA	29.541,1	NA	NA	98,5	NA	2,00
BPIV	<i>Pool</i>	39.370,9	35.419,3	56,4	1,1	57,4	100%	1,99
	AL	NA	28.413,0	NA	NA	22,5	NA	1,99
BPV	<i>Pool</i>	40.831,0	39.312,5	80,5	1,2	81,7	100%	2,95
	AL	NA	35.290,8	NA	NA	82,7	NA	2,00

Tabela 5.8: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 2 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) e de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	% Viabilidade	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	46.549,4	45.625,8	1,2	0,9	2,1	44%	0,45
	AL	NA	44.834,2	NA	NA	1,4	NA	1,10
BI	<i>Pool</i>	46.323,0	45.598,8	0,4	0,5	0,9	41%	0,75
	AL	NA	-	NA	NA	0,2	NA	-
BIF	<i>Pool</i>	46.504,7	45.471,8	2,1	0,7	2,8	21%	0,48
	AL	NA	-	NA	NA	0,5	NA	-
BP	<i>Pool</i>	-	-	1,2	0,0	1,2	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	0,2	NA	-
BPI	<i>Pool</i>	-	-	5,4	0,0	5,5	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	4,6	NA	-
BPIF	<i>Pool</i>	40.676,0	40.009,8	120,2	0,3	120,5	30%	4,63
	AL	NA	39.716,1	NA	NA	121,2	NA	5,61
BPIFV	<i>Pool</i>	37.090,6	35.517,4	47,4	0,3	47,8	99%	5,74
	AL	NA	35.744,1	NA	NA	71,6	NA	2,00
BPIV	<i>Pool</i>	36.304,0	35.683,2	10,7	0,6	11,3	100%	1,79
	AL	NA	35.426,8	NA	NA	5,2	NA	1,99
BPV	<i>Pool</i>	40.954,2	39.815,1	9,1	0,7	9,8	99%	2,00
	AL	NA	39.796,9	NA	NA	8,8	NA	2,00

Tabela 5.9: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 3 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) e de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	% Viabilidade	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	66.893,9	65.665,5	4,4	2,1	6,5	100%	0,04
	AL	NA	64.801,9	NA	NA	0,9	NA	0,05
BI	<i>Pool</i>	64.800,7	63.581,8	11,8	1,8	13,6	99%	0,01
	AL	NA	63.426,2	NA	NA	6,0	NA	1,99
BIF	<i>Pool</i>	64.815,4	63.540,2	18,6	1,5	20,1	100%	1,12
	AL	NA	63.579,3	NA	NA	8,1	NA	0,69
BP	<i>Pool</i>	-	-	0,6	0,0	0,6	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	1,0	NA	-
BPI	<i>Pool</i>	-	-	7,2	0,0	7,2	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	6,7	NA	-
BPIF	<i>Pool</i>	-	-	120,1	0,0	120,1	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	120,0	NA	-
BPIFV	<i>Pool</i>	40.404,3	39.127,3	120,1	0,1	120,2	10%	14,03
	AL	NA	39.078,7	NA	NA	120,1	NA	26,85
BPIV	<i>Pool</i>	-	-	11,4	0,0	11,4	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	15,6	NA	-
BPV	<i>Pool</i>	55.841,7	54.644,1	120,1	0,3	120,4	11%	8,17
	AL	NA	54.640,6	NA	NA	120,0	NA	3,85

Tabela 5.10: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 4 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) e de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	% Viabilidade	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	48.490,0	46.871,4	0,5	1,6	2,1	100%	0,16
	AL	NA	46.035,9	NA	NA	0,2	NA	0,60
BI	<i>Pool</i>	48.442,2	46.777,9	0,8	0,8	1,6	100%	0,24
	AL	NA	46.543,3	NA	NA	0,8	NA	0,72
BIF	<i>Pool</i>	48.145,0	46.793,5	4,4	0,8	5,2	100%	0,86
	AL	NA	46.661,9	NA	NA	1,2	NA	1,58
BP	<i>Pool</i>	41.933,7	41.027,7	1,9	0,4	2,2	100%	1,90
	AL	NA	41.028,1	NA	NA	3,3	NA	1,99
BPI	<i>Pool</i>	44.005,5	42.675,0	11,0	0,7	11,8	100%	2,00
	AL	NA	42.661,4	NA	NA	14,2	NA	2,00
BPIF	<i>Pool</i>	46.833,5	45.492,8	102,4	2,3	104,7	100%	1,33
	AL	NA	44.552,3	NA	NA	120,6	NA	2,75
BPIFV	<i>Pool</i>	44.733,2	43.256,1	70,9	0,5	71,4	100%	2,00
	AL	NA	43.631,9	NA	NA	28,2	NA	2,00
BPIV	<i>Pool</i>	44.005,5	42.675,0	19,6	0,8	20,4	100%	2,00
	AL	NA	42.661,4	NA	NA	19,3	NA	2,00
BPV	<i>Pool</i>	45.423,6	43.763,8	19,4	1,0	20,4	100%	2,00
	AL	NA	43.685,5	NA	NA	10,9	NA	2,00

Tabela 5.11: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 5 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) e de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	% Viabilidade	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	42.124,8	40.179,0	0,6	1,6	2,2	100%	0,02
	AL	NA	40.052,4	NA	NA	0,3	NA	0,81
BI	<i>Pool</i>	41.644,9	40.264,3	0,9	1,1	2,0	100%	0,85
	AL	NA	40.061,5	NA	NA	0,5	NA	1,33
BIF	<i>Pool</i>	41.705,6	40.270,1	1,4	1,2	2,6	100%	0,81
	AL	NA	40.258,8	NA	NA	0,3	NA	1,58
BP	<i>Pool</i>	38.522,7	37.426,5	4,4	0,4	4,9	100%	2,00
	AL	NA	37.362,6	NA	NA	3,6	NA	1,97
BPI	<i>Pool</i>	38.534,6	37.453,5	24,0	0,9	24,9	100%	2,00
	AL	NA	37.245,7	NA	NA	19,9	NA	2,00
BPIF	<i>Pool</i>	40.934,8	39.541,5	120,2	0,4	120,5	27%	2,05
	AL	NA	39.551,3	NA	NA	120,6	NA	2,13
BPIFV	<i>Pool</i>	38.583,2	37.331,7	42,5	0,5	43,0	100%	2,31
	AL	NA	37.317,9	NA	NA	68,5	NA	2,00
BPIV	<i>Pool</i>	38.583,2	37.331,7	11,4	0,9	12,3	100%	2,00
	AL	NA	37.137,9	NA	NA	12,8	NA	2,00
BPV	<i>Pool</i>	40.800,4	39.403,4	6,3	1,1	7,4	100%	2,00
	AL	NA	39.396,5	NA	NA	10,2	NA	1,99

Tabela 5.12: Resultados de desempenho por modelo para o Cenário 6 utilizando ambas as estratégias de decomposição (*Pool*) de aproximação linear (AL)

Modelo	Estratégia	FO MILP	FO Final	t-MIP (min)	t-NLP (min)	t-Total (min)	% Viabilidade	GAP (%)
B	<i>Pool</i>	69.284,6	67.649,7	2,2	1,7	3,9	100%	0,01
	AL	NA	66.964,8	NA	NA	1,0	NA	1,10
BI	<i>Pool</i>	-	-	4,1	0,0	4,1	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	10,1	NA	-
BIF	<i>Pool</i>	-	-	22,7	0,0	22,7	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	8,5	NA	-
BP	<i>Pool</i>	-	-	0,2	0,0	0,2	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	0,2	NA	-
BPI	<i>Pool</i>	-	-	1,4	0,0	1,4	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	0,8	NA	-
BPIF	<i>Pool</i>	66.400,9	64.666,0	120,1	0,8	120,9	25%	3,89
	AL	NA	64.413,0	NA	NA	120,4	NA	3,46
BPIFV	<i>Pool</i>	35.501,6	30.713,6	21,3	0,4	21,6	100%	1,99
	AL	NA	30.646,4	NA	NA	16,2	NA	1,98
BPIV	<i>Pool</i>	-	-	2,5	0,0	2,5	0%	-
	AL	NA	-	NA	NA	4,7	NA	-
BPV	<i>Pool</i>	52.154,7	50.917,2	22,9	1,2	24,1	100%	2,00
	AL	NA	50.131,1	NA	NA	22,1	NA	2,00

CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES

De modo geral, o objetivo deste trabalho foi desenvolver modelos de otimização da programação da produção que fossem capazes de maximizar a margem de contribuição, pela definição de alocação de recursos, sequenciamento de atividades, duração de tarefas e parâmetros operacionais mais adequados aos dados de entrada. De maneira específica, buscou-se modelar aspectos que fossem capazes de minimizar o impacto das trocas de carga nas colunas de destilação.

Do ponto de vista da aderência da modelagem ao problema real, os resultados foram satisfatórios, e os modelos mostraram-se capazes de representar as regras operacionais específicas da refinaria RPBC, gerando soluções passíveis de implementação, que poderiam servir como ferramentas de apoio à decisão para o especialista em programação.

A modelagem da polegada, em conjunto com a modelagem dos tanques de injeção, mostrou-se capaz de suavizar as bruscas variações provocadas pela troca de carga nas UDAs, em termos de especificações de qualidade. Porém, esse mesmo fator, promoveu um aumento do tempo computacional necessário para solucionar o modelo, bem como uma redução do número de soluções viáveis encontradas. A adição de variáveis de folga em restrições chave, tornou possível a aplicação dos modelos com polegada e injeção, aumentando de forma significativa a capacidade desses modelos de encontrar soluções viáveis para os mais diversos cenários.

Para a maioria dos casos testados, a estratégia de solução de decomposição m-MILP-NLP mostrou-se capaz de encontrar maiores valores de função objetivo para um dado modelo, enquanto que a estratégia de solução por aproximação linear mostrou-se ligeiramente mais rápida. A estratégia de otimização global mostrou-se inadequada para usos em programação da produção, no caso de problemas de grande porte, devido aos altos tempos computacionais necessários para se obter uma solução.

O alto tempo computacional é o fator mais desafiador para que um modelo de otimização da programação, aplicado a uma refinaria de grande porte, possa se tornar uma ferramenta de suporte eficaz para o programador. Entretanto, esse problema pode ser amenizado, seja pela simplificação do modelo, seja pela aceitação de soluções mais distantes do ótimo global.

Como sugestões para trabalhos futuros, seria interessante avaliar novas formas de função objetivo que melhor considerem aspectos operacionais, tais como volume total produzido, e

que contemplem custos de operações, relativos a trocas de carga na destilação e divisões de parcelas, por exemplo, a fim de que o modelo tenha melhores condições de avaliar o impacto da tomada de decisão. A função objetivo que maximiza a margem de contribuição tem a vantagem de ser de fácil implementação, mas por outro lado, todos os petróleos que chegam na refinaria terão que ser processados em algum momento, então ela não necessariamente reflete os objetivos práticos da programação.

Sugere-se ainda testar a adição de uma espécie de bonificação na função objetivo que fosse capaz de direcionar o modelo a tomar decisões baseadas em qualidade. Por exemplo, poder-se-ia substituir a imposição de restrições relativas à modelagem da polegada, que conforme apresentado, adicionaram complexidade ao modelo, pela adição de bonificações na função objetivo todas as vezes que a variação de composição e qualidade na entrada das colunas de destilação fosse pequena. Uma proposta alternativa da modelagem de tanques de injeção poderia ser substituir a diferenciação de tanques base e tanques de injeção que foi feita nos dados de entrada do modelo, pela criação de conjuntos dinâmicos que classifiquem os tanques de acordo com as proporções que estes estão assumindo na alimentação da carga da destilação em cada operação. Dessa forma, um mesmo tanque poderia ser classificado como base em um determinado momento, e como de injeção em uma outra ocasião. O modelo teria assim, mais flexibilidade para realizar as misturas que alimentam as colunas de destilação.

Em termos de estratégias de solução, seria interessante testar métodos heurísticos como uma tentativa de reduzir os tempos computacionais.

ANEXO

Dados de entrada dos cenários

FONTE: JAHN (2015)

A.1. DADOS COMUNS PARA TODOS OS CENÁRIOS

A.1.1. Lastro e capacidade dos tanques

Tabela A.1: Lastro e capacidade máxima nos tanques de carga R_C em m^3

tanques R_C	lastro \underline{L}_r^t	capacidade máxima \overline{L}_r^t
AA	5.000	29.300
BB	6.550	40.760
CC	4.920	29.220
DD	7.000	40.900
FF	7.100	42.200
HH	6.400	41.500
II	8.300	42.400
LL	6.900	40.500

A.1.2. Valor marginal dos petróleos

Tabela A.2: Valor marginal dos petróleos c

$c \in C$	G_c (\$/m ³)	$c \in C$	G_c (\$/m ³)
P01	203,00	P19	272,00
P02	239,00	P20	220,00
P03	218,00	P21	218,00
P04	210,00	P22	266,00
P05	234,00	P23	216,00
P06	239,00	P24	228,00
P07	235,00	P25	214,00
P08	217,00	P26	201,00
P09	234,00	P27	234,00
P10	230,00	P28	221,00
P11	216,00	P29	224,00
P12	235,00	P30	208,00
P13	257,00	P31	234,00
P14	231,00	P32	265,00
P15	237,00	P33	257,00
P16	250,00	P34	228,00
P17	190,00	P35	252,00
P18	229,00	P36	257,00

A.1.3. Propriedades dos petróleos

Tabela A.3: Propriedades dos petróleos c

$c \in C$	densidade (g cm^{-3})	acidez ($\text{mg}_{\text{KOH}}/\text{g}$)	enxofre ($\% \text{m/m}$)
P01	0,88550	0,15000	0,44000
P02	0,92480	1,90000	0,60000
P03	0,88550	0,27000	0,35200
P04	0,84450	1,02000	0,14700
P05	0,93460	1,19000	0,74000
P06	0,93030	1,24000	0,64000
P07	0,93030	1,24000	0,64000
P08	0,79010	0,05200	0,05000
P09	0,93400	1,22000	0,68000
P10	0,82890	0,12500	0,22100
P11	0,80080	0,05000	0,06300
P12	0,91530	0,59000	0,67000
P13	0,88550	0,09000	0,58000
P14	0,93400	1,92000	0,58500
P15	0,88940	0,49000	0,13660
P16	0,91590	0,70000	0,63100
P17	0,84070	0,30000	0,11000
P18	0,90420	0,62000	0,50000
P19	0,92120	1,82000	0,42000
P20	0,82710	0,34000	0,12000
P21	0,78130	0,03000	0,01100
P22	0,99300	1,12500	0,77240
P23	0,81780	0,06000	0,12100
P24	0,87890	0,29000	0,37600
P25	0,85040	0,33000	0,08000
P26	0,87830	0,10000	0,27000
P27	0,93770	1,25000	0,76700
P28	0,75710	0,02290	0,00720
P29	0,92790	0,92790	0,49600
P30	0,95410	3,35000	0,56000
P31	0,93770	1,25000	0,76700
P32	0,88660	0,17000	0,43000
P33	0,94650	2,69000	0,68800
P34	0,82240	0,13000	0,12500
P35	0,91700	0,74000	0,72000
P36	0,88550	0,09000	0,58000

A.1.4. Limites de vazão

Tabela A.4: Limites de vazão de operações $O_{r \setminus RC2}$ em m^3/h

operação $v \in W$	vazão mínima \underline{FR}_v	vazão máxima \overline{FR}_v
$v \in O_{CC} \cup O_{DD} \cup O_{EE}$	100	800
$v \in O_{FF}$	100	500
$v \in I_{UC}$	510,3	567
$v \in I_{UN}$	360	400
$v \in I_{UV}$	198,7	220,8

Tabela A.5: Limites de vazão na saída dos tanques de carga $RC2$ em m^3/h

tanque $r \in RC2$	vazão mínima \underline{FRC}_r	vazão máxima \overline{FRC}_r
AA, BB, GG, HH, II	100	800
KK, LL	100	1000

A.1.5. Limites de volume transferido

O volume mínimo de transferência \underline{V}_{iv}^t foi calculado pela Equação A.1.

$$\underline{V}_{iv}^t = \underline{D}_v \cdot \underline{FR}_v \quad v \in W \quad (\text{A.1})$$

O volume máximo de transferência \overline{V}_{iv}^t para operações de descarregamento W_U , mistura W_M e destilação W_D foram calculados pelas Equações A.2, A.3 e A.4, respectivamente.

$$\overline{V}_{iv}^t = L_{0r}^t \quad v \in O_r, r \in R_P, \quad (\text{A.2})$$

$$\overline{V}_{iv}^t = \overline{L}_r^t - \underline{L}_r^t \quad v \in O_r, r \in R_C, \quad (\text{A.3})$$

$$\overline{V}_{iv}^t = 2 \cdot \max_{r'} (\overline{L}_{r'}^t - \underline{L}_{r'}^t) \quad v \in O_r, r \in R_M, r' \in R_C \quad (\text{A.4})$$

A.1.6. Conjuntos de cliques de operações não sobrepostas

Tabela A.6: Conjuntos clique $W' \in \text{Clique}(G_{\text{NO}})$

W_1	$\{v_{1A}^u, v_{2A}^u, v_{3A}^u, v_{4A}^u, v_{5A}^u\}$	W_8	$\{v_{1H}^u, v_{2H}^u, v_{3H}^u, v_{4H}^u, v_{5H}^u\}$
W_2	$\{v_{1B}^u, v_{2B}^u, v_{3B}^u, v_{4B}^u, v_{5B}^u\}$	W_9	$\{v_{1I}^u, v_{2I}^u, v_{3I}^u, v_{4I}^u, v_{5I}^u\}$
W_3	$\{v_{1C}^u, v_{2C}^u, v_{3C}^u, v_{4C}^u, v_{5C}^u\}$	W_{10}	$\{v_{1K}^u, v_{2K}^u, v_{3K}^u, v_{4K}^u, v_{5K}^u\}$
W_4	$\{v_{1D}^u, v_{2D}^u, v_{3D}^u, v_{4D}^u, v_{5D}^u\}$	W_{11}	$\{v_{1L}^u, v_{2L}^u, v_{3L}^u, v_{4L}^u, v_{5L}^u\}$
W_5	$\{v_{1E}^u, v_{2E}^u, v_{3E}^u, v_{4E}^u, v_{5E}^u\}$	W_{112}	$\{v_1^d\}$
W_6	$\{v_{1F}^u, v_{2F}^u, v_{3F}^u, v_{4F}^u, v_{5F}^u\}$	W_{113}	$\{v_2^d\}$
W_7	$\{v_{1G}^u, v_{2G}^u, v_{3G}^u, v_{4G}^u, v_{5G}^u\}$	W_{114}	$\{v_3^d\}$

Tabela A.7: Conjuntos clique com tempo de transição $W' \in \text{clique}(\text{G}_{\text{NO-TR}})$ da modelagem com descarregamentos sobrepostos

W_{12}	$\{v_{1A}^u, v_{A1}^m\}$	W_{37}	$\{v_{1D}^u, v_{D2}^m\}$	W_{62}	$\{v_{1G}^u, v_{G3}^m\}$	W_{87}	$\{v_{1K}^u, v_{K1}^m\}$
W_{13}	$\{v_{2A}^u, v_{A1}^m\}$	W_{38}	$\{v_{2D}^u, v_{D2}^m\}$	W_{63}	$\{v_{2G}^u, v_{G3}^m\}$	W_{88}	$\{v_{2K}^u, v_{K1}^m\}$
W_{14}	$\{v_{3A}^u, v_{A1}^m\}$	W_{39}	$\{v_{3D}^u, v_{D2}^m\}$	W_{64}	$\{v_{3G}^u, v_{G3}^m\}$	W_{89}	$\{v_{3K}^u, v_{K1}^m\}$
W_{15}	$\{v_{4A}^u, v_{A1}^m\}$	W_{40}	$\{v_{4D}^u, v_{D2}^m\}$	W_{65}	$\{v_{4G}^u, v_{G3}^m\}$	W_{90}	$\{v_{4K}^u, v_{K1}^m\}$
W_{16}	$\{v_{5A}^u, v_{A1}^m\}$	W_{41}	$\{v_{5D}^u, v_{D2}^m\}$	W_{66}	$\{v_{5G}^u, v_{G3}^m\}$	W_{91}	$\{v_{5K}^u, v_{K1}^m\}$
W_{17}	$\{v_{1A}^u, v_{A3}^m\}$	W_{42}	$\{v_{1E}^u, v_{E2}^m\}$	W_{67}	$\{v_{1H}^u, v_{H1}^m\}$	W_{92}	$\{v_{1K}^u, v_{K3}^m\}$
W_{18}	$\{v_{2A}^u, v_{A3}^m\}$	W_{43}	$\{v_{2E}^u, v_{E2}^m\}$	W_{68}	$\{v_{2H}^u, v_{H1}^m\}$	W_{93}	$\{v_{2K}^u, v_{K3}^m\}$
W_{19}	$\{v_{3A}^u, v_{A3}^m\}$	W_{44}	$\{v_{3E}^u, v_{E2}^m\}$	W_{69}	$\{v_{3H}^u, v_{H1}^m\}$	W_{94}	$\{v_{3K}^u, v_{K3}^m\}$
W_{20}	$\{v_{4A}^u, v_{A3}^m\}$	W_{45}	$\{v_{4E}^u, v_{E2}^m\}$	W_{70}	$\{v_{4H}^u, v_{H1}^m\}$	W_{95}	$\{v_{4K}^u, v_{K3}^m\}$
W_{21}	$\{v_{5A}^u, v_{A3}^m\}$	W_{46}	$\{v_{5E}^u, v_{E2}^m\}$	W_{71}	$\{v_{5H}^u, v_{H1}^m\}$	W_{96}	$\{v_{5K}^u, v_{K3}^m\}$
W_{22}	$\{v_{1B}^u, v_{B1}^m\}$	W_{47}	$\{v_{1F}^u, v_{F2}^m\}$	W_{72}	$\{v_{1H}^u, v_{H3}^m\}$	W_{97}	$\{v_{1L}^u, v_{L1}^m\}$
W_{23}	$\{v_{2B}^u, v_{B1}^m\}$	W_{48}	$\{v_{2F}^u, v_{F2}^m\}$	W_{73}	$\{v_{2H}^u, v_{H3}^m\}$	W_{98}	$\{v_{2L}^u, v_{L1}^m\}$
W_{24}	$\{v_{3B}^u, v_{B1}^m\}$	W_{49}	$\{v_{3F}^u, v_{F2}^m\}$	W_{74}	$\{v_{3H}^u, v_{H3}^m\}$	W_{99}	$\{v_{3L}^u, v_{L1}^m\}$
W_{25}	$\{v_{4B}^u, v_{B1}^m\}$	W_{50}	$\{v_{4F}^u, v_{F2}^m\}$	W_{75}	$\{v_{4H}^u, v_{H3}^m\}$	W_{100}	$\{v_{4L}^u, v_{L1}^m\}$
W_{26}	$\{v_{5B}^u, v_{B1}^m\}$	W_{51}	$\{v_{5F}^u, v_{F2}^m\}$	W_{76}	$\{v_{5H}^u, v_{H3}^m\}$	W_{101}	$\{v_{5L}^u, v_{L1}^m\}$
W_{27}	$\{v_{1B}^u, v_{B3}^m\}$	W_{52}	$\{v_{1G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{77}	$\{v_{1I}^u, v_{I1}^m\}$	W_{102}	$\{v_{1L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{28}	$\{v_{2B}^u, v_{B3}^m\}$	W_{53}	$\{v_{2G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{78}	$\{v_{2I}^u, v_{I1}^m\}$	W_{103}	$\{v_{2L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{29}	$\{v_{3B}^u, v_{B3}^m\}$	W_{54}	$\{v_{3G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{79}	$\{v_{3I}^u, v_{I1}^m\}$	W_{104}	$\{v_{3L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{30}	$\{v_{4B}^u, v_{B3}^m\}$	W_{55}	$\{v_{4G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{80}	$\{v_{4I}^u, v_{I1}^m\}$	W_{105}	$\{v_{4L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{31}	$\{v_{5B}^u, v_{B3}^m\}$	W_{56}	$\{v_{5G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{81}	$\{v_{5I}^u, v_{I1}^m\}$	W_{106}	$\{v_{5L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{32}	$\{v_{1C}^u, v_{C2}^m\}$	W_{57}	$\{v_{1G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{82}	$\{v_{1I}^u, v_{I3}^m\}$	W_{107}	$\{v_{1L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{33}	$\{v_{2C}^u, v_{C2}^m\}$	W_{58}	$\{v_{2G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{83}	$\{v_{2I}^u, v_{I3}^m\}$	W_{108}	$\{v_{2L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{34}	$\{v_{3C}^u, v_{C2}^m\}$	W_{59}	$\{v_{3G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{84}	$\{v_{3I}^u, v_{I3}^m\}$	W_{109}	$\{v_{3L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{35}	$\{v_{4C}^u, v_{C2}^m\}$	W_{60}	$\{v_{4G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{85}	$\{v_{4I}^u, v_{I3}^m\}$	W_{110}	$\{v_{4L}^u, v_{L3}^m\}$
W_{36}	$\{v_{5C}^u, v_{C2}^m\}$	W_{61}	$\{v_{5G}^u, v_{G1}^m\}$	W_{86}	$\{v_{5I}^u, v_{I3}^m\}$	W_{111}	$\{v_{5L}^u, v_{L3}^m\}$

A.2. CENÁRIO UM

$H = 168$ h

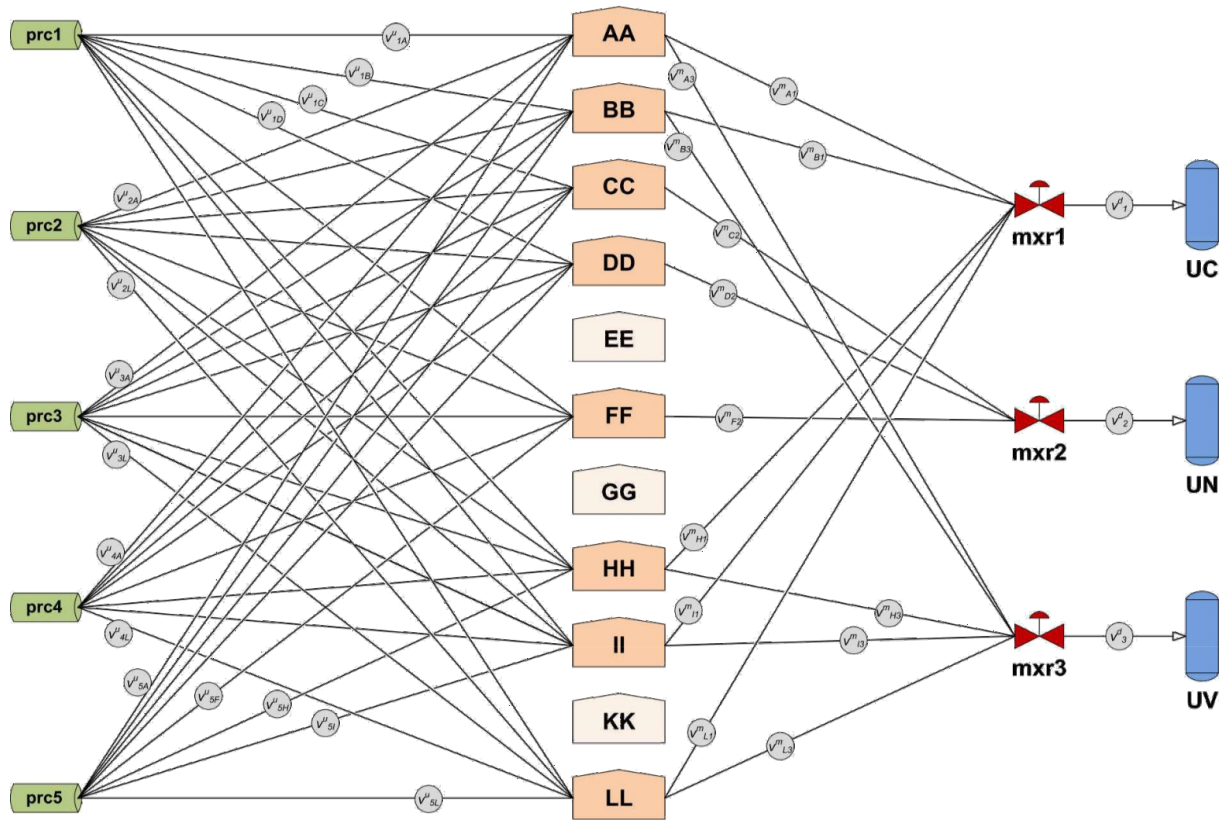


Figura A.1: Esquema Cenário 1

A.2.1. Dados das parcelas

Tabela A.8: Dados das parcelas no Cenário 1

Dado	Unidade	prc1	prc2	prc3	prc4	prc5
COMEÇO	h	0,00	21,80	40,60	63,60	83,60
VAZÃO	m ³ h ⁻¹	1.700,00	1.700,00	1.700,00	1.700,00	1.700,00
P02	m ³	22.000,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P11	m ³	0,00	0,00	0,00	0,00	24.000,00
P19	m ³	0,00	32.000,00	0,00	0,00	0,00
P03	m ³	0,00	0,00	24.000,00	0,00	0,00
P27	m ³	0,00	0,00	0,00	34.000,00	0,00
FIM	h	12,94	40,62	54,72	83,60	97,72

A.2.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.9: Inventário inicial nos tanques de carga R_c em m^3 Cenário 1

$c \in C$	AA	BB	CC	DD	FF	HH	II	LL
P01	9.995,45	1.681,50	0,00	556,20	2.585,77	4.560,09	3.300,88	0,00
P02	237,14	13.651,50	633,05	7.258,41	21.799,99	1.258,92	780,21	0,00
P03	1.624,41	0,00	316,53	0,00	676,28	223,81	3.075,82	2.283,46
P04	0,00	0,00	0,00	152,96	0,00	0,00	0,00	6.362,19
P05	0,00	370,50	0,00	180,77	0,00	0,00	0,00	0,00
P06	0,00	4.816,50	836,53	389,34	7.995,98	895,23	1.830,49	0,00
P07	0,00	484,50	1.266,10	236,39	2.784,67	195,83	6.451,72	0,00
P08	0,00	0,00	5.923,56	625,73	0,00	307,74	510,14	4.157,47
P09	0,00	2.878,50	0,00	1.557,36	0,00	1.468,74	0,00	0,00
P10	0,00	1.083,00	0,00	2.947,86	716,06	1.510,70	0,00	377,95
P11	0,00	2.992,50	497,40	0,00	795,62	0,00	4.096,09	1.401,57
P12	0,00	0,00	0,00	0,00	1.233,21	97,92	2.760,74	0,00
P13	0,00	541,50	1.786,11	0,00	716,06	265,77	4.711,26	330,71
P14	0,00	0,00	0,00	0,00	477,37	2.531,83	2.490,66	0,00
P15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	167,86	0,00	220,47
P16	0,00	0,00	248,70	0,00	0,00	503,57	0,00	0,00
P17	0,00	0,00	452,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	474,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	565,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P20	0,00	0,00	610,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	2.735,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	0,00	0,00	5.607,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P23	0,00	0,00	339,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	316,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	236,22
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	377,95
TOTAL	11.857,00	28.500,00	22.609,01	13.905,02	39.781,01	13.988,01	30.008,01	15.747,99

A2.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.10: Volume útil nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 1

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^t	lastro \underline{L}_r^t	volume útil inicial
AA	11.857,00	5.000,00	6.857,00
BB	28.500,00	6.550,00	21.950,00
CC	22.609,00	4.920,00	17.689,01
DD	13.905,00	7.000,00	6.905,02
FF	39.781,00	7.100,00	32.681,01
HH	13.988,00	6.400,00	7.588,01
II	30.008,00	8.300,00	21.708,01
LL	15.748,00	6.900,00	8.847,99

Tanque de injeção: TQ101LL

A.3. CENÁRIO DOIS

$H = 168$ h

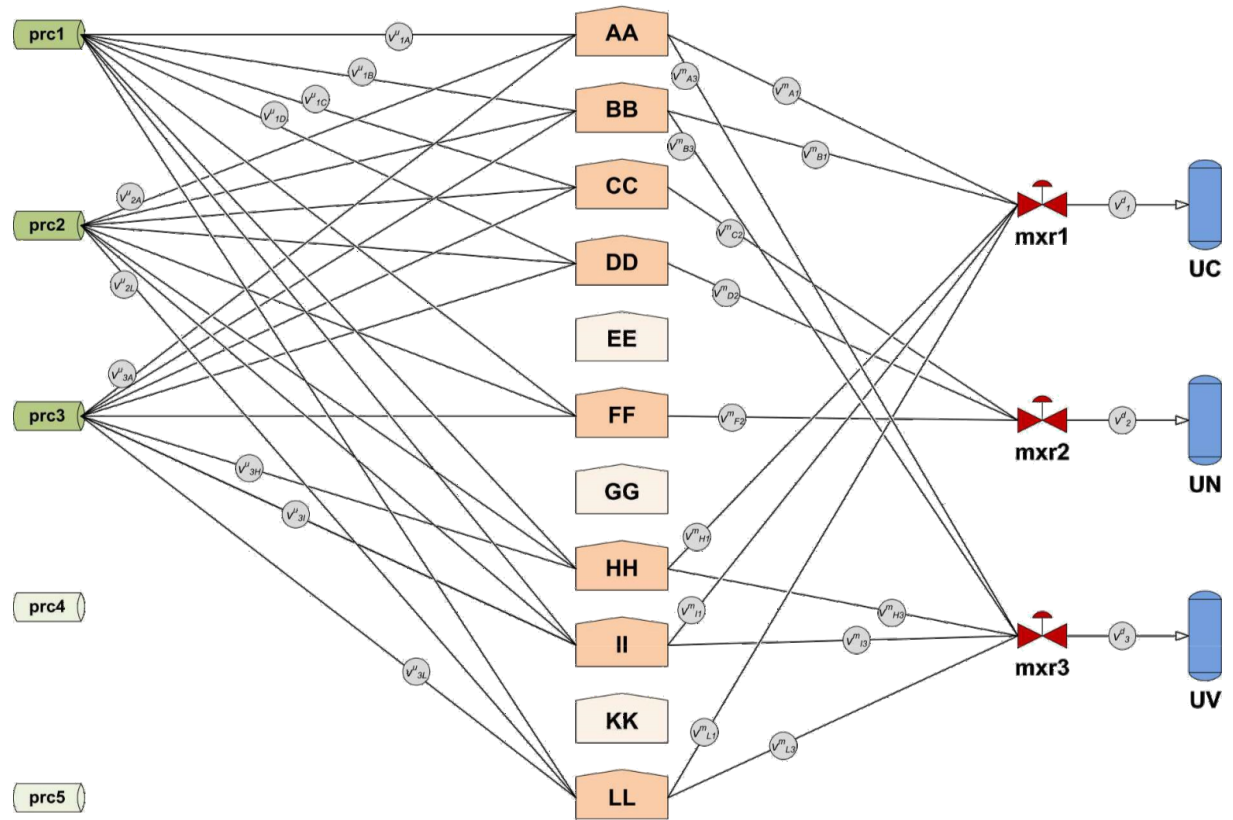


Figura A.2: Esquema Cenário 2

A.3.1. Dados das parcelas

Tabela A.11: Dados das parcelas no Cenário 2

Dado	Unidade	prc1	prc2	prc3
COMEÇO	h	0,00	29,00	63,10
VAZÃO	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	1.200,00	1.700,00	1.700,00
P03	m^3	24.000,00	0,00	0,00
P05	m^3	0,00	58.000,00	0,00
P08	m^3	0,00	0,00	30.000,00
FIM	h	20,00	63,12	80,75

A.3.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.12: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 2

$c \in C$	AA	BB	CC	DD	FF	HH	II	LL
P01	3.935,79	1.417,65	0,00	4.405,40	1.822,60	20.714,94	913,11	0,00
P02	90,02	11.509,41	633,05	7.191,72	15.365,92	6.128,47	215,83	0,00
P03	740,15	0,00	316,53	0,00	476,68	0,00	850,85	1.970,84
P04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5.491,17
P05	0,00	312,36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P06	0,00	4.060,73	836,53	4.706,63	5.636,04	2.723,76	506,36	0,00
P07	0,00	408,48	1.266,10	13.517,43	1.962,80	0,00	1.784,72	0,00
P08	0,00	0,00	5.923,56	0,00	0,00	0,00	141,12	3.588,29
P09	0,00	2.426,83	0,00	790,71	0,00	1.720,27	0,00	0,00
P10	0,00	913,06	0,00	1.355,51	504,72	1.505,24	0,00	326,21
P11	0,00	2.522,94	497,40	0,00	560,80	0,00	1.133,09	1.209,69
P12	0,00	0,00	0,00	5.685,60	869,24	0,00	763,69	0,00
P13	0,00	456,53	1.786,11	0,00	504,72	0,00	1.303,26	285,43
P14	0,00	0,00	0,00	0,00	336,48	2.544,57	688,98	0,00
P15	235,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	190,29
P16	0,00	0,00	248,70	0,00	0,00	501,75	0,00	0,00
P17	0,00	0,00	452,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	474,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	565,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P20	0,00	0,00	610,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	2.735,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	0,00	0,00	5.607,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P23	0,00	0,00	339,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	316,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	203,88
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	326,21
Total	5.001,01	24.027,99	22.609,01	37.653,00	28.040,00	35.839,00	8.301,01	13.592,01

A.3.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.13: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 2

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^t	lastro \underline{L}_r^t	volume útil inicial
AA	5.001,00	5.000,00	1,01
BB	24.028,00	6.550,00	17.477,99
CC	22.609,00	4.920,00	17.689,01
DD	37.653,00	7.000,00	30.653,00
FF	28.040,00	7.100,00	20.940,00
HH	35.839,00	6.400,00	29.439,00
II	8.301,00	8.300,00	1,01
LL	13.592,00	6.900,00	6.692,01

Tanque de injeção: TQ101LL

A.4. CENÁRIO TRÊS

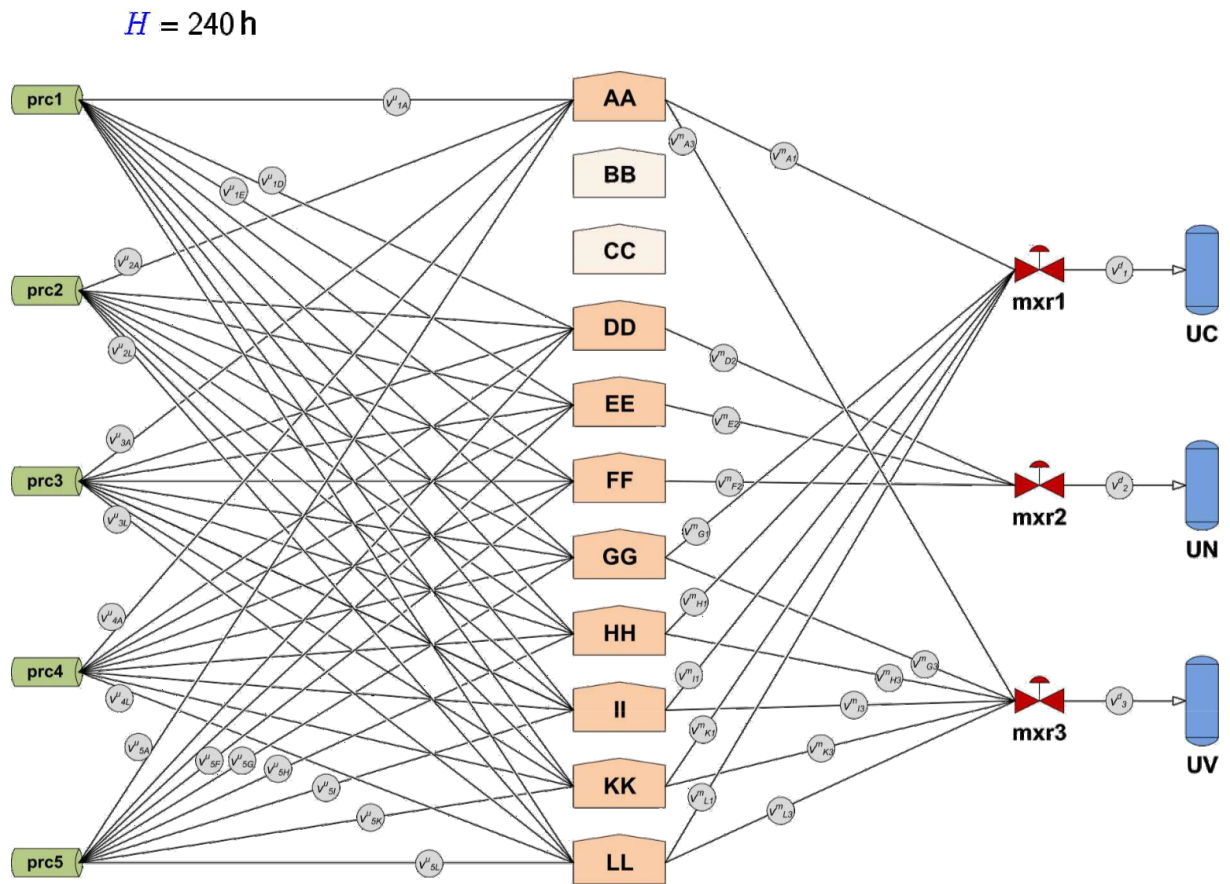


Figura A.3: Esquema Cenário 3

A.4.1. Dados das parcelas

Tabela A.14: Dados das parcelas no Cenário 3

Dado	Unidade	prc1	prc2	prc3	prc4	prc5
COMEÇO	h	0,00	10,00	44,30	71,50	95,20
VAZÃO	m ³ h ⁻¹	1.600,00	1.450,00	1.600,00	1.600,00	1.600,00
P15	m ³	1.780,75	0,00	0,00	0,00	0,00
P31	m ³	5.342,25	0,00	0,00	0,00	60.000,00
P16	m ³	0,00	30.000,00	0,00	0,00	0,00
P13	m ³	0,00	0,00	5.000,00	20.000,00	0,00
FIM	h	4,45	30,69	47,43	84,00	132,70

A.4.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.15: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 3

$c \in C$	AA	DD	EE	FF	GG	HH	II	KK	LL
P01	315,00	2.470,72	13.972,27	907,67	5.453,51	11.365,39	3.189,39	0,00	0,00
P02	0,00	5.735,60	3.473,55	851,93	2.998,14	10.068,67	0,00	0,00	0,00
P03	0,00	0,00	780,57	0,00	1.033,84	953,47	0,00	1.212,73	0,00
P04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P06	90,00	3.750,20	1.639,21	525,49	1.783,37	5.682,70	167,34	543,64	0,00
P07	280,00	1.478,02	0,00	214,97	0,00	839,06	689,07	0,00	909,54
P08	180,00	0,00	1.678,23	214,97	0,00	0,00	206,72	23.878,25	4.783,50
P09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P11	0,00	2.272,18	0,00	2.420,45	413,54	724,64	0,00	13.340,04	23.445,87
P12	120,00	661,80	0,00	95,54	0,00	419,53	315,00	0,00	437,93
P13	3.751,00	4.389,94	2.888,12	135,35	852,92	4.309,70	2.460,95	0,00	0,00
P14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1.212,73	0,00
P16	155,00	882,40	0,00	191,09	0,00	0,00	246,10	585,46	0,00
P17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	0,00	0,00	516,92	0,00	0,00	0,00	0,00
P20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	404,24
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P27	0,00	0,00	0,00	238,86	0,00	0,00	118,13	585,46	0,00
P28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P29	110,00	419,14	468,34	0,00	491,07	0,00	118,13	0,00	0,00
P30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P31	0,00	0,00	12.762,38	1.910,88	12.302,70	3.775,75	2.332,98	460,00	0,00
P32	0,00	0,00	0,00	254,78	0,00	0,00	0,00	0,00	2.762,30
P33	0,00	0,00	1.366,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	943,22
P35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	5.001,00	22.060,00	39.028,67	7.961,98	25.846,01	38.138,91	9.843,81	41.818,31	33.686,60

A.4.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.16: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 3

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^t	lastro \underline{L}_r^t	volume útil inicial
AA	5.001,00	5.000,00	1,00
DD	22.060,00	7.000,00	15.060,00
EE	39.028,70	7.100,00	31.928,67
FF	7.962,00	7.100,00	861,98
GG	25.846,00	6.900,00	18.946,01
HH	38.138,90	6.400,00	31.738,91
II	9.843,80	8.300,00	1.543,81
KK	41.818,30	6.900,00	34.918,31
LL	33.686,60	6.900,00	26.786,60

Tanques de injeção: TQ101KK e TQ101LL

A.5. CENÁRIO QUATRO

$H = 168$ h

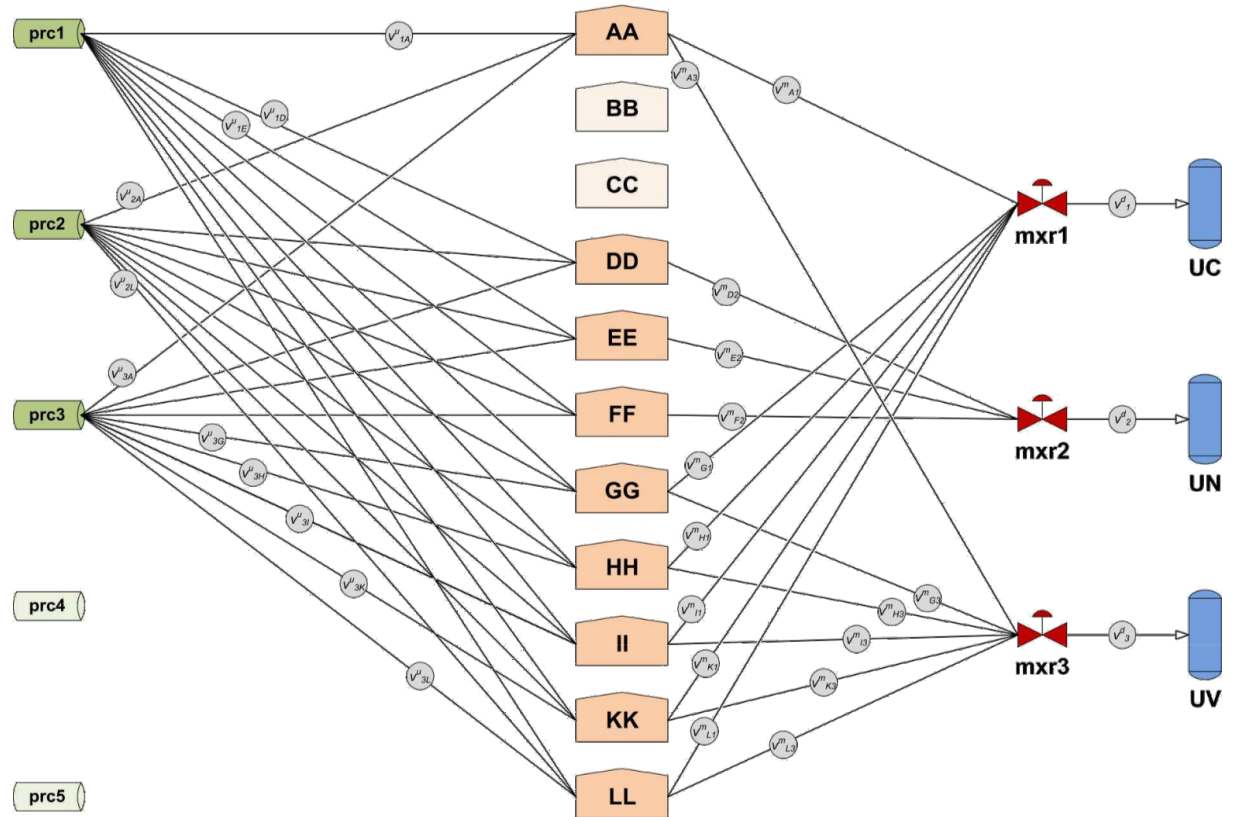


Figura A.4: Esquema Cenário 4

A.5.1. Dados das parcelas

Tabela A.17: Dados das parcelas no Cenário 4

Dado	Unidade	prc1	prc2	prc3
COMEÇO	h	0,0	11,0	31,0
VAZÃO	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	1.600,0	1.750,0	2.000,0
P15	m^3	0,0	6.300,0	27.000,0
P30	m^3	0,0	10.500,0	0,0
P36	m^3	0,0	18.200,0	0,0
P13	m^3	2.830,0	0,0	0,0
FIM	h	1,8	31,0	44,5

A.5.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.18: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 4

$c \in C$	AA	DD	EE	FF	GG	HH	II	KK	LL
P01	739,54	11.148,14	2.092,50	3.682,67	2.121,98	6.681,15	1.961,83	0,00	0,00
P02	796,43	0,00	896,78	1.644,83	117,89	1.208,97	918,30	0,00	0,00
P03	910,21	1.099,11	1.606,74	1.673,94	1.193,62	0,00	542,63	0,00	0,00
P04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P05	2.559,96	0,00	10.649,31	0,00	0,00	0,00	11.478,78	0,00	0,00
P06	767,99	471,05	186,83	858,80	110,52	731,75	751,34	0,00	0,00
P07	1.137,76	13.032,33	4.932,31	0,00	368,40	4.931,33	4.508,03	0,00	0,00
P08	0,00	4.788,99	0,00	1.761,28	839,95	2.863,35	459,15	20.662,26	2.119,66
P09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.150,62	3.163,43
P12	540,44	5.691,83	2.428,79	0,00	176,83	2.417,94	2.128,79	0,00	0,00
P13	5.518,14	0,00	10.462,48	0,00	0,00	12.312,41	18.366,04	435,57	0,00
P14	0,00	2.590,76	1.233,08	4.163,02	1.945,15	668,12	0,00	0,00	0,00
P15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P16	312,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3.185,09	0,00
P20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	568,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	789,47	353,28
P23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	9.763,26
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P28	14.591,77	0,00	2.428,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P29	0,00	431,79	0,00	0,00	353,66	0,00	0,00	0,00	289,04
P30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P31	0,00	0,00	448,39	771,47	139,99	0,00	626,12	0,00	0,00
P32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	369,33
P33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	28.444,00	39.254,00	37.366,00	14.556,01	7.367,99	31.815,02	41.741,01	27.223,01	16.058,00

A.5.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.19: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 4

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^l	lastro \underline{L}_r^l	volume útil inicial
AA	28.444,00	5.000,00	23.444,00
DD	39.254,00	7.000,00	32.254,00
EE	37.366,00	7.100,00	30.266,00
FF	14.556,00	7.100,00	7.456,01
GG	7.368,00	6.900,00	467,99
HH	31.815,00	6.400,00	25.415,02
II	41.741,00	8.300,00	33.441,01
KK	27.223,00	6.900,00	20.323,01
LL	16.058,00	6.900,00	9.158,00

Tanques de injeção: TQ101AA, TQ101KK e TQ101LL

A.6. CENÁRIO CINCO

$H = 144$ h

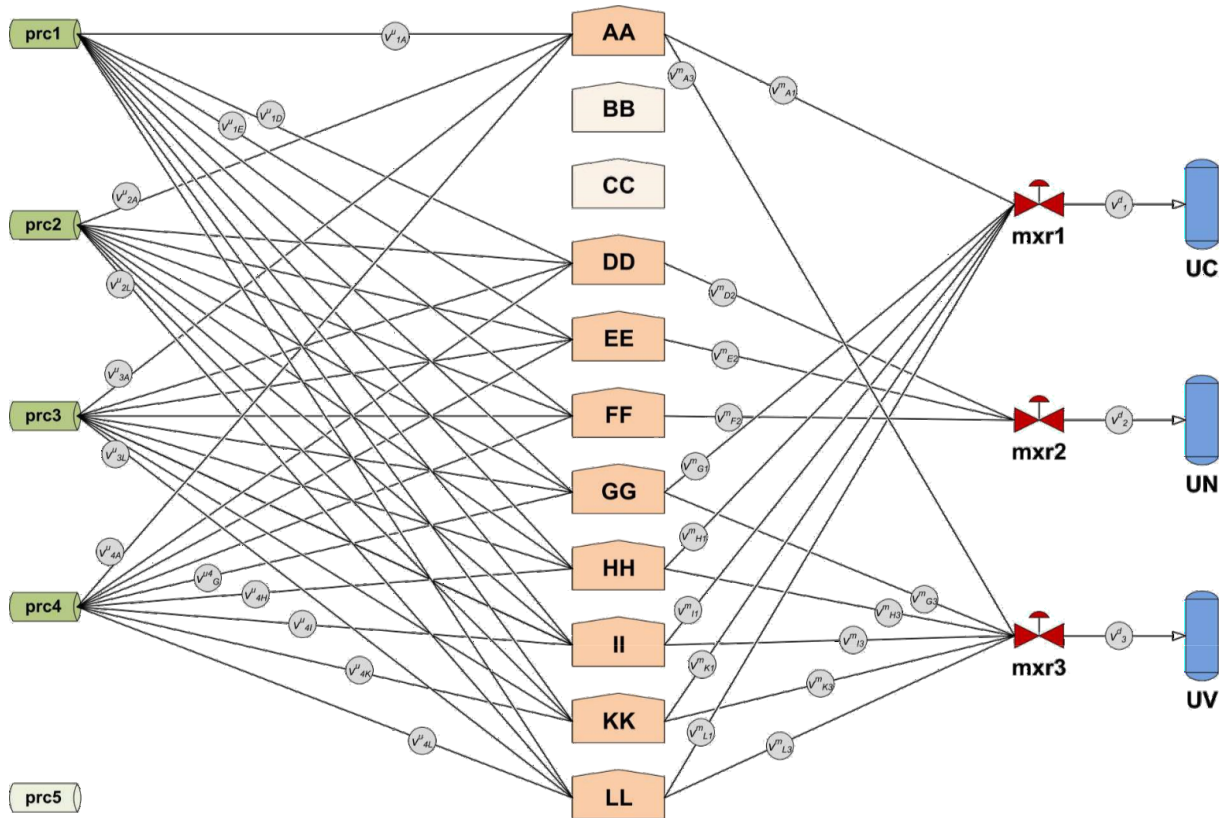


Figura A.5: Esquema Cenário 5

A.6.1. Dados das parcelas

Tabela A.20: Dados das parcelas no Cenário 5

Dado	Unidade	prc1	prc2	prc3	prc4
COMEÇO	h	0,00	31,40	39,10	51,90
VAZÃO	m ³ h ⁻¹	1.800,00	1.300,00	1.800,00	1.800,00
P08	m ³	8.500,00	2.500,00	0,00	0,00
P29	m ³	25.500,00	7.500,00	0,00	0,00
P21	m ³	0,00	0,00	15.000,00	0,00
P13	m ³	0,00	0,00	0,00	25.000,00
FIM	h	18,89	39,09	47,43	65,79

A.6.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.21: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 5

$c \in C$	AA	DD	EE	FF	GG	HH	II	KK	LL
P01	0,00	911,30	811,13	5.046,50	0,00	997,62	1.502,92	520,64	0,00
P02	0,00	1.981,10	1.581,70	0,00	8.971,20	0,00	0,00	1.301,61	10.034,00
P03	1.530,53	4.477,27	1.439,75	3.852,29	8.672,16	6.190,36	988,22	6.160,95	4.013,60
P04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P05	208,71	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P06	0,00	1.030,17	1.419,47	0,00	5.121,06	0,00	0,00	694,19	5.351,46
P07	222,62	2.099,96	2.210,32	13.521,54	1.719,48	1.330,16	5.394,06	1.561,93	2.321,59
P08	0,00	673,57	1.297,80	0,00	1.420,44	0,00	0,00	2.516,45	7.082,82
P09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P10	0,00	10.935,64	304,17	1.964,67	5.831,28	14.861,98	0,00	6.681,60	393,49
P11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P12	0,00	990,55	973,35	6.394,80	822,36	639,50	2.573,50	780,97	1.141,12
P13	500,90	8.479,09	5.373,72	1.810,58	1.943,76	486,02	8.441,08	8.026,60	3.344,67
P14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P15	0,00	0,00	0,00	385,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P16	0,00	0,00	608,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	0,00	1.695,01	0,00	409,28	1.317,63	0,00	0,00
P20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	403,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P28	11.047,64	0,00	0,00	0,00	1.046,64	665,08	0,00	0,00	0,00
P29	0,00	0,00	3.832,58	963,07	0,00	0,00	0,00	0,00	5.076,02
P30	0,00	8.043,25	425,84	0,00	485,94	0,00	0,00	4.165,15	0,00
P31	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P32	0,00	0,00	0,00	2.889,22	1.345,68	0,00	0,00	9.414,98	590,24
P33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	370,58	1.561,93	0,00
P36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	13.913,90	39.621,90	20.278,18	38.522,91	37.380,00	25.580,00	20.587,99	43.387,00	39.349,01

A.6.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.22: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 5

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^t	lastro \underline{L}_r^t	volume útil inicial
AA	13.913,90	5.000,00	8.913,90
DD	39.621,90	7.000,00	32.621,90
EE	20.278,20	7.100,00	13.178,18
FF	38.522,90	7.100,00	31.422,91
GG	37.380,00	6.900,00	30.480,00
HH	25.580,00	6.400,00	19.180,00
II	20.588,00	8.300,00	12.287,99
KK	43.387,00	6.900,00	36.487,00
LL	39.349,00	6.900,00	32.449,01

Tanque de injeção: TQ101AA

A.7. CENÁRIO SEIS

$H = 240$ h

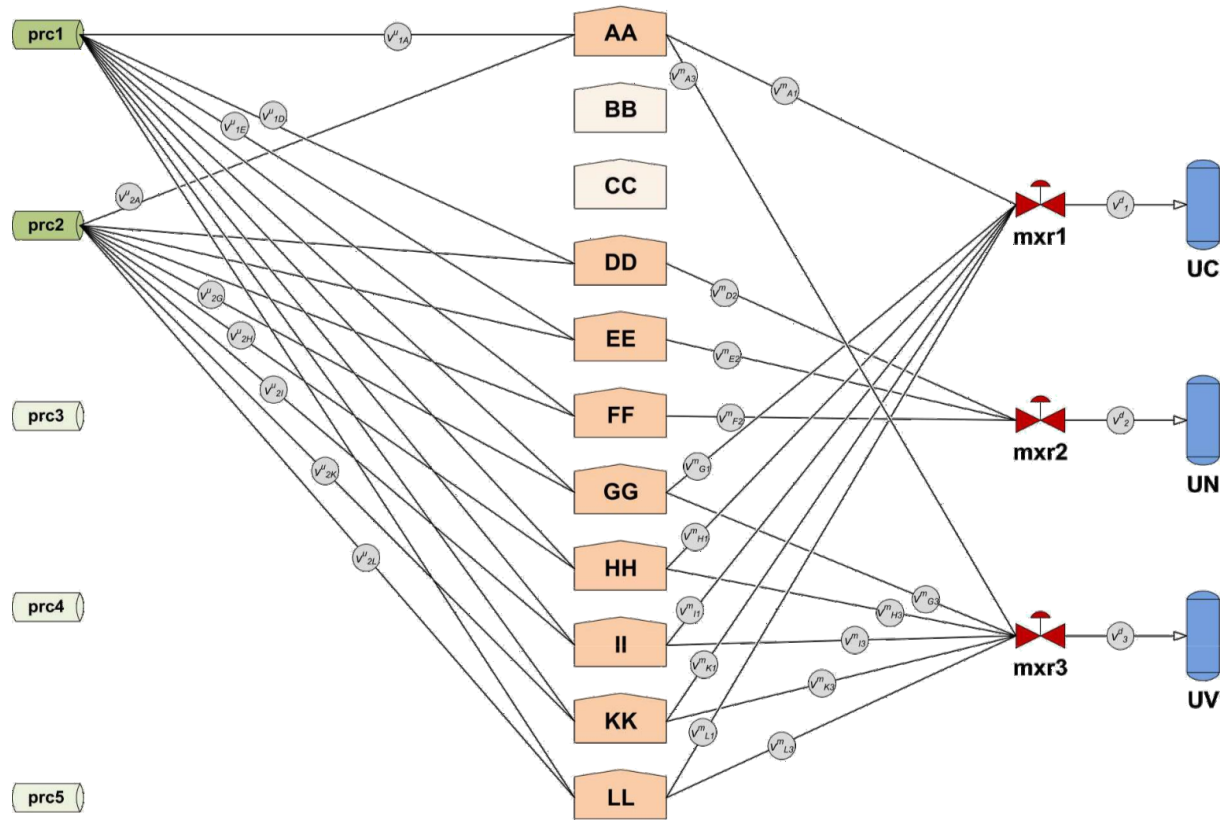


Figura A.6: Esquema Cenário 6

A.7.1. Dados das parcelas

Tabela A.23: Dados das parcelas no Cenário 6

Dado	Unidade	prc1	prc2
COMEÇO	h	10,30	64,80
VAZÃO	m ³ h ⁻¹	1.550,00	1.700,00
P07	m ³	39.000,00	0,00
P13	m ³	26.000,00	0,00
P19	m ³	0,00	25.000,00
FIM	h	52,24	79,51

A.7.2. Inventário inicial nos tanques de carga

Tabela A.24: Inventário inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 6

$c \in C$	AA	DD	EE	FF	GG	HH	II	KK	LL
P01	0,00	441,17	167,00	3.456,12	0,00	477,54	587,31	0,00	0,00
P02	613,14	1.002,65	423,05	582,96	1.876,88	915,29	280,89	1.952,50	2.637,19
P03	1.029,21	2.526,68	590,05	2.998,08	2.050,66	4.218,27	893,73	1.464,37	1.495,72
P04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P06	372,27	882,33	378,52	416,40	1.807,36	636,72	0,00	1.179,63	1.849,97
P07	284,67	6.256,54	590,05	11.451,00	13.868,04	3.422,37	2.910,99	1.016,93	7.793,48
P08	0,00	0,00	1.603,15	1.790,52	3.197,64	2.706,06	3.268,48	25.585,83	2.086,13
P09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P10	0,00	5.735,16	378,52	1.540,68	834,17	11.341,58	740,52	1.505,05	393,61
P11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P12	0,00	3.007,95	267,19	5.121,72	6.256,26	1.631,60	1.378,89	488,12	3.778,66
P13	591,25	10.427,56	1.425,02	5.163,36	2.989,10	5.969,25	5.158,07	3.660,93	9.131,75
P14	0,00	0,00	0,00	5.288,28	0,00	8.038,59	0,00	0,00	0,00
P15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P16	0,00	0,00	167,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P19	0,00	0,00	0,00	1.165,92	0,00	0,00	510,70	0,00	0,00
P20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P22	262,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	813,54	0,00
P23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P28	15.022,03	0,00	0,00	0,00	0,00	437,75	0,00	0,00	0,00
P29	0,00	5.374,20	4.764,92	666,24	1.876,88	0,00	9.192,60	0,00	9.525,36
P30	547,45	4.451,77	378,52	0,00	0,00	0,00	612,84	935,57	669,14
P31	3.175,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P32	0,00	0,00	0,00	1.998,72	0,00	0,00	0,00	2.074,53	0,00
P33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
P36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	21.898,01	40.106,01	11.132,99	41.640,00	34.756,99	39.795,02	25.535,02	40.677,00	39.361,01

A.7.3. Volume útil inicial nos tanques da carga

Tabela A.25: Volume útil inicial nos tanques de carga R_C em m^3 Cenário 6

tanques R_C	volume inicial L_{0r}^t	lastro \underline{L}_r^t	volume útil inicial
AA	21.898,00	5.000,00	16.898,01
DD	40.106,00	7.000,00	33.106,01
EE	11.133,00	7.100,00	4.032,99
FF	41.640,00	7.100,00	34.540,00
GG	34.757,00	6.900,00	27.856,99
HH	39.795,00	6.400,00	33.395,02
II	25.535,00	8.300,00	17.235,02
KK	40.677,00	6.900,00	33.777,00
LL	39.361,00	6.900,00	32.461,01

Tanques de injeção: TQ101AA e TQ101KK

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANP. Dados Estatísticos e Anuários. 2016. Disponível em: http://www.anp.gov.br/wwwanp/images/publicacoes/Anuario_Estatistico_ANP_2016.pdf . Acessado em dezembro de 2016.
- BROOKE, A.; KENDRICK, D.; MEERAUS, A.; RAMAN, R. GAMS: the solver manuals. Washington, DC, GAMS Development Corporation, 1998.
- CHEN, X.; GROSSMANN, I. E.; ZHENG, L. A comparative study of continuous-time models for scheduling of crude oil operations in inland refineries. *Computers and Chemical Engineering*, v. 44, p. 141-167, 2012. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2012.05.009>.
- FLOUDAS, C. A.; LIN, X. Continuous-time versus discrete-time approaches for scheduling of chemical processes: a review. *Comp. Chem. Eng.* 2004, 28, 2109-2129. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2004.05.002>.
- HARJUNKOSKI, I.; L, C.; 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*, vol. 62, pp. 161–193, 2014. ISSN: 0098-1354. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.12.001>.
- HOLLMANN, E. H. Otimização da programação de petróleo: caso de uma refinaria brasileira; Diss. de mestrado. Universidade Federal de Uberlândia, 2015. 116p.
- JAHN, B. Otimização da programação de petróleo em uma refinaria com regras específicas. Diss. de mestrado. Universidade Federal de Uberlândia, 2015. 246p. DOI: <http://dx.doi.org/10.14393/ufu.di.2018.1195>.
- JIA, Z.; IERAPETRITOU, M.; KELLY, J. D. Refinery short-term scheduling using continuous time formulation: crude-oil operations. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 42, p. 3085-3097, 2003. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie020124f>.
- LEE, H. et al. Mixed-Integer programming model for refinery short term scheduling of crude oil unloading with inventory management. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 35, p. 1630–1641, 1996. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie950519h>.
- LI, J.; MISENER, R.; FLOUDAS, C. A. Continuous-time modeling and global optimization approach for scheduling of crude oil operations. *AIChE Journal*, v. 58, n. 1, p. 205-226, 2012. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.12623>.
- LOPES, J. Modelagem da injeção simultânea de misturas durante transição de cargas nas unidades de destilação de refinarias de petróleo para minimização da perturbação nas composições. Diss. de mestrado. Universidade Federal de Uberlândia, 2014.
- MÉNDEZ, C. A. et al. State-of-the-art review of optimization methods for short-term scheduling of batch processes. *Computers and Chemical Engineering*, v. 30, p. 913-946, 2006. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2006.02.008>.

- MORO, L. F. L.; PINTO, J. M. Mixed-Integer Programming Approach for Short-Term Crude Oil. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 43, p. 85-94, 2004. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie030348d>.
- MOURET, S.; GROSSMANN, I. E.; PESTIAUX, P. A novel priority-slot based continuous-time formulation for crude-oil scheduling problems. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 48, n. 18, p. 8515-8528, 2009. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie8019592>.
- MOURET, S.; GROSSMANN, I. E.; PESTIAUX, P. Time representations and mathematical models for process scheduling problems. *Computers and Chemical Engineering*, v. 35, p. 1038–1063, 2011. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2010.07.007>.
- PINTO, J. M.; MORO, L. F. L.; JOLY, M. Planning and scheduling models for refinery operations. *Computers and Chemical Engineering*, v. 24, n. 9-10, p. 2259-2276, 2000. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(00\)00571-8](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(00)00571-8).
- REDDY, P. C. P.; KARIMI, I.A.; SRINIVASAN, R. Novel Solution Approach for Optimizing Crude Oil Operations. *Aiche Journal*, 50 (6), 1177-1197, 2004a. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.10112>.
- REDDY, P. C. P.; KARIMI, I. A.; SRINIVASAN, R. A new continuous-time formulation for scheduling crude oil operations. *Chemical Engineering Science*, v. 59, n. 6, p. 1325-1341, 2004b. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2004.01.009>.
- SAHARIDIS, G. K. D.; MINOUX, M.; DALLERY, Y. Scheduling of loading and unloading of crude oil in a refinery using event-based discrete time formulation. *Ind. Computers and Chemical Engineering*, 2009, 33, 1413–1426. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2009.02.005>.
- SAHINIDIS, N. V.; TAWARMALANI, M.; Accelerating Branch-and-Bound through a Modeling Language Construct for Relaxation-Specific Constraints. *Journal of Global Optimization*. 32 (2005) 259-280. DOI: <https://doi.org/10.1007/s10898-004-2705-8>.
- SHAH, N. Mathematical Programming techniques for crude oil scheduling. *Computers and Chemical Engineering*, v. 20 (S), p. S1227-S1232, 1996. DOI: [https://doi.org/10.1016/0098-1354\(96\)00212-8](https://doi.org/10.1016/0098-1354(96)00212-8).
- 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. Uberlândia, UFU, 2013.
- WENKAI, L.; CHUI, C.H. Scheduling crude oil unloading, storage, and processing. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 41, p. 6723–6734, 2002. DOI: <https://doi.org/10.1021/ie020130b>.
- ZENTNER, M. G.; PEKNY, J. F.; REKLAITIS, G. V.; GUPTA, N. D. Practical considerations in using models-based optimization for the scheduling and planning of batch/ semicontinuous processes. *J. Proc. Cont.* 1994, 4, 259-280. DOI: [https://doi.org/10.1016/0959-1524\(94\)80046-4](https://doi.org/10.1016/0959-1524(94)80046-4).