



Um modelo de programação não-linear considerando CDU, FCC, HDT e DCU no planejamento de refinarias

Leonardo de Pádua Agripa Sales¹, Prof. Dr. Bruno de Athayde Prata²

¹ Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia – leonardosales@alu.ufc.br

² Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia, Programa de Mestrado em Logística e Pesquisa Operacional – baprata@ufc.br

RESUMO

O presente artigo busca auxiliar o processo de tomada de decisões em uma refinaria através da otimização dos fluxos pertinentes ao refino. São justificados os motivos de serem utilizados modelos matemáticos para a otimização dos fluxos em uma refinaria. Também são justificados os motivos pelos quais foi adotado uma abordagem não-linear e explanam-se os ciclos da indústria de refino com relação a modelos lineares e não-lineares. É detalhado o fluxo de dados proposto, que busca a facilidade de manuseio do modelo. Em seguida, apresenta-se a metodologia adotada para o desenvolvimento de um modelo não-linear com base na Refinaria de Paulínia que maximiza o lucro total. Descreve-se a função objetivo, restrições, variáveis e parâmetros utilizados. Para a resolução do modelo, utilizou-se o Global Solver do pacote computacional LINGO. Com base nos gráficos gerados pela exportação da solução para o Microsoft Excel, foram interpretados os resultados obtidos. O modelo permitiu uma análise minuciosa das variáveis envolvidas através do equacionamento detalhado dos processos e da informação obtida nos gráficos.

Palavras-chave: planejamento operacional, refinaria, programação não-linear.

1. INTRODUÇÃO

Em uma refinaria, as características requeridas de um produto são fixadas. Entretanto, o óleo cru possui características que dependem de sua origem. Então, se o óleo cru varia e os produtos são fixos, a refinaria deve ser capaz de conciliá-los. Uma refinaria consiste de múltiplos processos que dividem, misturam e reagem centenas de tipos de hidrocarbonetos, compostos orgânicos e metálicos, com o objetivo de obter produtos lucrativos.

Por outro lado, a refinaria sofre com os aumentos dos preços do barril, com os avanços nas restrições ambientais, e a pressão dos consumidores por preços baixos, trabalhando então com baixas margens de lucro. Logo, é vital para uma refinaria operar no seu ótimo e buscar

oportunidades de aumentar seu lucro. Entretanto, sem alguma simulação computacional, obter um plano de produção de boa qualidade não é uma tarefa fácil.

Desde a invenção do algoritmo Simplex por Dantzig em 1947, muitos modelos matemáticos computacionais tentaram resolver problemas específicos de uma refinaria, como o blending da gasolina, o planejamento e o scheduling da refinaria [BODINGTON & BAKER, 1990; PINTO et al, 2000; LI et al, 2005; MENEZES et al, 2003]. Através de modelos lineares, não-lineares, e heurísticas, estes autores esforçaram-se para modelar elementos-chave de uma refinaria e obter seu ótimo. Entretanto, há uma falta de uma otimização global do planejamento da refinaria, especialmente utilizando programação não-linear, que



considere os vários processos internos e suas nuances.

Os resultados obtidos da otimização são complexos em seu entendimento, mais ainda quando o tomador de decisão não trabalha diretamente com os processos internos. Neste artigo é proposto uma interface amigável utilizando o Microsoft Excel para coletar os dados dos resultados e transformá-los em informações úteis e cruciais ao tomador de decisão.

De acordo com Shobrys & White [2000], há um ciclo entre modelos lineares e não-lineares na indústria petrolífera. Quando modelos lineares são considerados inadequados, há um aumento na contratação e no desenvolvimento de habilidades da mão-de-obra para o entendimento dos modelos não-lineares. Os benefícios do período inicial de uso justificam a implementação. A perda ou o atrito da equipe e das habilidades causa o retorno aos modelos lineares. O modelo proposto no presente artigo é não-linear, almejando balancear facilidade de uso, sem perder os resultados precisos da programação não-linear, considerando unidades de destilação de crus (CDU), unidades de craqueamento catalítico fluido (FCC), unidades de hidrotreatamento (HDT), e unidades de coqueamento retardado (DCU).

2. METODOLOGIA

A metodologia em proposição prima por obter um planejamento da produção em uma dada refinaria que maximize os lucros, considerando restrições operacionais. Mais adiante, a notação usada para a concepção do modelo será apresentada.

Através da interface do Excel, os dados necessários para resolver o modelo são alimentados. Estes dados são importados ao modelo matemático através do LINGO, e o modelo é solucionado, obtendo resultados que são

exportados ao Excel e traduzidos em informações, as quais habilitam análise dos tomadores de decisão. Na Figura 1 é ilustrada uma visão esquemática do fluxo de dados proposto.

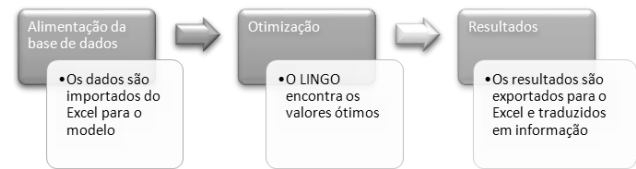


Figura 1: Esquema do fluxo de dados proposto.

O esquema de refinaria utilizado foi o da Refinaria de Paulínia (REPLAN), representado na Figura 2. Ela contém quatro unidades principais: a unidade de destilação, a unidade de craqueamento catalítico fluido, a unidade de coqueamento retardado, e a unidade de hidrotreatamento. Cada unidade pode ter múltiplas campanhas, que significa diversas configurações de parâmetros operacionais.

A destilação separa o óleo cru em oito intermediários: gás liquefeito de petróleo (LP1), nafta leve (NL1), nafta pesada (NP1), gasóleo leve (DL1), gasóleo pesado (DP1), e querosene (QU1). Devido à sua leveza, são comumente misturados diretamente. Gasóleo de vácuo (GO), resíduo atmosférico (RA1) e resíduo de vácuo (RV1) devem primeiramente ser tratados em unidades de processo antes de serem misturados. As unidades de destilação à vácuo e atmosférica foram consideradas uma só unidade. A transferência dos intermediários para dentro e fora da refinaria pode ser considerado em qualquer ponto do fluxo.

Algumas simplificações foram utilizadas. O coque é totalmente utilizado para geração de energia interna, logo ele não é considerado um produto. Alguns produtos, devido à sua baixa produção, foram desprezados. A mistura dos componentes é considerada ideal, ou



seja, a soma dos volumes não varia com os componentes misturados.

A notação do modelo é apresentada a seguir. Ela é dividida em índices e

conjuntos, parâmetros, variáveis de decisão, variáveis de processo, função objetivo e restrições.

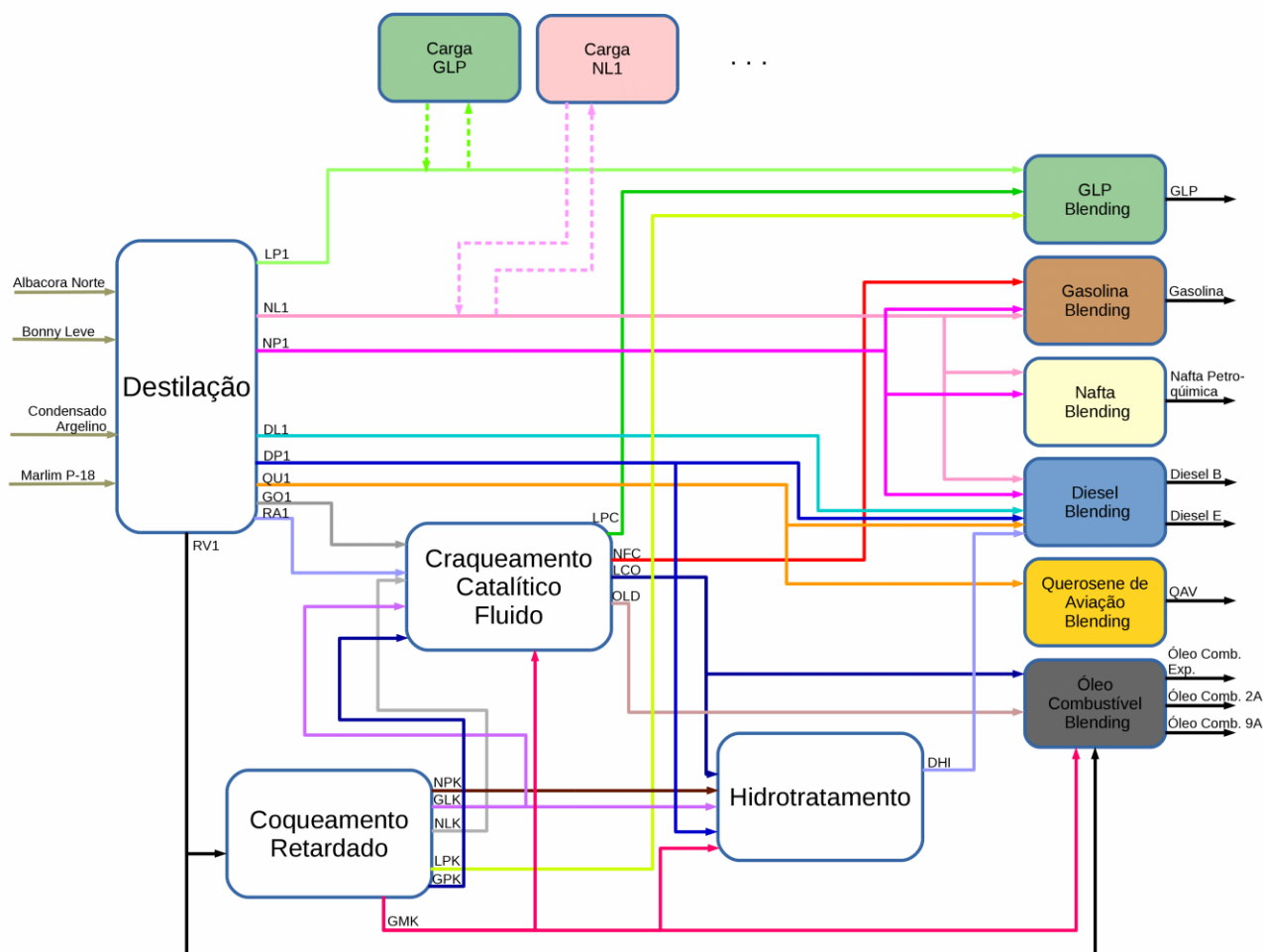


Figura 2: Modelo da refinaria.

Índices e conjuntos

Os índices e conjuntos são os seguintes:

$o \in O$: conjunto de óleos utilizados na refinaria.

$i \in I$: conjunto de frações intermediárias produzidas na destilação e em outros processos (exceto destilação).

$k \in I$: subconjunto de frações intermediárias produzidas na destilação.

$t \in I$: subconjunto de frações intermediárias produzidas em outros processos.

$p \in P$: conjunto de produtos finais da refinaria.

$u \in U$: conjunto de todas as unidades da refinaria.

$d \in U$: subconjunto das unidades de destilação da refinaria.

$w \in U$: subconjunto das outras unidades da refinaria.

$c \in C$: conjunto das campanhas disponíveis para a destilação na refinaria.

$e \in E$: conjunto das campanhas disponíveis para os outros processos da refinaria.



Parâmetros

Os parâmetros são os seguintes:

$RDT_{o,d,c,k}$: fração volumétrica do intermediário k , que pertence ao óleo o , processado na campanha c na unidade de destilação d .

$SPC_{o,d,c,k}$: massa específica do intermediário k , que pertence ao óleo o , processado na campanha c na unidade de destilação d .

$SUL_{o,d,c,k}$: teor de enxofre do intermediário k , que pertence ao óleo o , processado na campanha c na unidade de destilação d .

$VIS_{o,d,c,k}$: viscosidade do intermediário k , que pertence ao óleo o , processado na campanha c na unidade de destilação d .

$RPR_{i,w,t,e}$: fração volumétrica do intermediário processado t , que é originado do intermediário i , processado na campanha e na unidade w .

$RPR_{w,i,e}$: fator de transferência do enxofre para o intermediário i , processado na campanha e na unidade w .

$SPC_{w,t,e}$: massa específica do intermediário t , processado na campanha e na unidade w .

$IVI_{w,t,e}$: índice de viscosidade do intermediário t , processado na campanha e na unidade w .

OCT_i : número de octanagem do intermediário i .

FOC_i : fator de realce da octanagem do intermediário i .

$SUL_{max,p}$: teor de enxofre máximo do produto p .

$OCT_{min,p}$: número de octanagem mínimo do produto p .

$IVI_{min,p}$: mínimo índice de viscosidade do produto p .

$IVI_{max,p}$: máximo índice de viscosidade do produto p .

VTR_i : carga do intermediário i que entra ou sai da refinaria.

POS_o : preço do óleo o .

PPS_p : preço do produto p .

CDS_d : custo de operação do processo de destilação d .

CPS_w : custo operacional da unidade w .

$VOL_{min,o}$: volume mínimo do óleo o a ser processado.

$VOL_{max,o}$: volume máximo do óleo o a ser processado.

$CDT_{min,d}$: volume mínimo de destilação da unidade de destilação d .

$CDT_{max,d}$: volume máximo de destilação da unidade de destilação d .

$CPR_{min,w}$: volume mínimo de processo da unidade w .

$CPR_{max,w}$: volume máximo de processo da unidade w .

$MKC_{min,p}$: mercado mínimo do produto p a ser atendido pela refinaria.

$MKC_{max,p}$: mercado máximo do produto p a ser atendido pela refinaria.

Variáveis de decisão

As variáveis de decisão são as seguintes:

$QDT_{o,d,c}$: volume do óleo destilado o , processado na campanha c na unidade de destilação d .

$QPR_{i,w,e}$: volume do intermediário i processado na unidade w através da campanha e .

$QBL_{i,p}$: volume do intermediário i transferido ao produto p .

Variáveis de processo

As variáveis intrínsecas aos processos são as seguintes:

SPC_w : massa específica total referente à unidade w .

SUL_w : teor de enxofre total referente à unidade w .

PDT_k : volume do intermediário k produzido na destilação.

PPR_t : volume do intermediário t produzido na unidade de processo.

SPC_i : massa específica do intermediário i produzido.

SUL_i : teor de enxofre do intermediário i produzido.

IVI_i : índice de viscosidade do intermediário i produzido.

EST_i : volume do intermediário i que é estocado.



PBL_p : volume do produto p obtido pela mistura dos intermediários.

SPC_p : massa específica do produto p obtido pela mistura dos intermediários.

SUL_p : teor de enxofre do produto p obtido pela mistura dos intermediários.

IVI_p : índice de viscosidade do produto p obtido pela mistura dos intermediários.

OCT_p : número de octanagem do produto p obtido pela mistura dos intermediários.

Função objetivo

A função objetivo é a seguinte:

$$\max Z = \sum_{p \in P} PPS_p \cdot PBL_p - \sum_{o \in O} POS_o \cdot QDT_o - \sum_{d \in U} CDS_d \cdot QDT_d - \sum_{w \in U} CPR_w \cdot QPR_w \quad [1]$$

Restrições

As restrições são as seguintes:

$$QDT_{o,d} = \sum_{c \in C} QDT_{o,d,c} \quad \forall o \in O, d \in U \quad [2a]$$

$$QDT_d = \sum_{o \in O} QDT_{o,d} \quad \forall d \in U \quad [2b]$$

$$QDT_o = \sum_{d \in U} QDT_{o,d} \quad \forall o \in O \quad [2c]$$

$$QDT = \sum_{o \in O} QDT_o \quad [3]$$

$$PDT_k = VTR_k + \sum_{o \in O} \sum_{d \in U} \sum_{c \in C} QDT_{o,d,c} \cdot RDT_{o,d,c,k} \quad \forall k \in I \quad [4]$$

$$SPC_k = \frac{\sum_{o \in O} \sum_{d \in U} \sum_{c \in C} (QDT_{o,d,c} \cdot RDT_{o,d,c,k} + VTR_k) \cdot SPC_{o,d,c,k}}{PDT_k} \quad \forall k \in I \quad [5]$$

$$SUL_k = \frac{\sum_{o \in O} \sum_{d \in U} \sum_{c \in C} (QDT_{o,d,c} \cdot RDT_{o,d,c,k} + VTR_k) \cdot SPC_{o,d,c,k} \cdot SUL_{o,d,c,k}}{PDT_k \cdot SPC_k} \quad \forall k \in I \quad [6]$$



$$IVI_k = \frac{\sum_{o \in O} \sum_{d \in U} \sum_{c \in C} (QDT_{o,d,c} \cdot RDT_{o,d,c,k} + VTR_k) \cdot IVI_{o,d,c,k}}{PDT_k} \quad \forall k \in I \quad [7]$$

$$QPR_w = \sum_{e \in E} \sum_{i \in I} QPR_{i,w,e} \quad \forall w \in U \quad [8]$$

$$SPC_w = \frac{\sum_{i \in I} \sum_{e \in E} (QPR_{i,w,e} + VTR_i) \cdot SPC_i}{QPR_w} \quad \forall w \in U \quad [9]$$

$$SUL_w = \frac{\sum_{i \in I} \sum_{e \in E} (QPR_{i,w,e} + VTR_i) \cdot SPC_i \cdot SUL_i}{QPR_w \cdot SPC_w} \quad \forall w \in U \quad [10]$$

$$PRD_t = VTR_t + \sum_{i \in I} \sum_{w \in U} \sum_{e \in E} QPR_{i,w,e} \cdot RPR_{i,w,t,e} \quad \forall t \in I \quad [11]$$

$$EXP_{i,w} = \sum_{t \in I} RPR_{i,w,t,e} \quad \forall w \in U, i \in I, e \in E \quad [12]$$

$$SUL_{t,w} = \sum_{i \in I} FSU_{t,w} \cdot SUL_w \quad \forall w \in U, t \in I \quad [13]$$

$$SUL_t = \sum_{w \in U} SUL_{t,w} \cdot \left(\sum_{i \in I} \sum_{e \in E} (QPR_{i,w,e} \cdot RPR_{i,w,t,e} + VTR_t) \cdot SPC_{w,t,e} \right) \quad \forall t \in I \quad [14]$$

$$PBL_p = \sum_{i \in I} QBL_{i,p} \quad \forall p \in P \quad [15]$$

$$SPC_p = \frac{\sum_{i \in I} QBL_{i,p} \cdot SPC_i}{PBL_p} \quad \forall p \in P \quad [16]$$

$$SUL_p = \frac{\sum_{i \in I} QBL_{i,p} \cdot SPC_i \cdot SUL_i}{PBL_p \cdot SPC_p} \quad \forall p \in P \quad [17]$$

$$IVI_p = \frac{\sum_{i \in I} QBL_{i,p} \cdot IVI_i}{PBL_p} \quad \forall p \in P \quad [18]$$



$$OCT_p = \frac{\sum_{i \in I} QBL_{i,p} \cdot OCT_i \cdot FOC_i}{\sum_{i \in I} QBL_{i,p} \cdot FOC_i} \quad \forall p \in P \quad [19]$$

$$EST = PDT_i + PPR_i + VTR_i - \sum_{w \in U} QPR_{i,w} - \sum_{p \in P} QBL_{i,p} \quad [20]$$

$$CDT = \sum_{d \in U} CDS_d \cdot QDT_d \quad [21]$$

$$CPR = \sum_{w \in U} CPR_w \cdot QPR_w \quad [22]$$

$$CCP = \sum_{o \in O} POS_o \cdot QDT_o \quad [23]$$

$$RVP = \sum_{p \in P} PPS_p \cdot PBL_p \quad [24]$$

A função objetivo [1] maximiza o lucro da refinaria subtraindo a receita das despesas. O primeiro termo é a receita gerada pelos produtos vendidos. O segundo termo representa o custo da compra de óleo cru. O terceiro termo refere-se ao custo operacional total das unidades de destilação da refinaria. O quarto termo refere-se ao custo operacional total das unidades de processo, exceto destilação.

O conjunto de restrições [2a], [2b] e [2c] são similares. O primeiro refere-se ao volume de óleo destilado o na unidade de destilação d , o segundo refere-se ao volume total destilado na unidade d , e o terceiro o volume total destilado do óleo o . A restrição [3] refere-se ao volume total de óleo cru que entra na refinaria.

O conjunto de restrições [4] refere-se ao volume de óleo destilado (intermediário) k que sai do processo de destilação. Estes intermediários possuem diferentes propriedades entre eles e os óleos crus, logo os conjuntos de restrições [5], [6] e [7] determinam a massa específica, teor de enxofre, e índice de viscosidade de cada intermediário k , respectivamente.

Similar a [2b], o conjunto de restrições [8] refere-se ao volume total

processado na unidade w . Os conjuntos [9] e [10] representam a massa específica e teor de enxofre de cada unidade w , o qual é relacionado a qual intermediário entra na unidade.

O conjunto de restrições [11] é similar ao [4]. Ele determina a fração volumétrica do intermediário t , o qual é o produto de uma reação do intermediário i . Ao longo da reação, há uma expansão, especialmente no craqueamento. Ao longo da expansão, há mudanças no teor de enxofre, sendo redistribuído entre os intermediários produzidos. A expansão do intermediário i na unidade w é determinada no conjunto de restrições [12]. O teor de enxofre no intermediário t é determinado pelos conjuntos [13] e [14].

Os intermediários produzidos ou destilados i são ou misturados ou estocados. O conjunto de restrições [15] determinam que o volume de cada intermediário transferido para o blending do produto é o volume do produto, reafirmando a mistura ideal já discutida. Os conjuntos de restrições [16], [17], [18], e [19] determinam as propriedades do produto: massa específica, teor de enxofre, índice de viscosidade, e número



de octanagem. O conjunto [20] refere-se aos intermediários que serão estocados.

Os conjuntos de restrições [21], [22], e [23] estabelecem os custos operacionais de destilação, os custos operacionais de outras unidades exceto destilação, e o custo da compra de óleo cru, respectivamente. O conjunto [24] determina a receita gerada pela venda dos produtos.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Foi elaborado um modelo de programação não-linear com base na REPLAN. Os parâmetros utilizados na refinaria foram extraídos de [BUENO, 2003].

O modelo não-linear foi implementado no *solver* comercial LINGO 15.0. Dentre os *solvers* disponíveis no pacote, foi utilizado o *Global Solver*, o qual combina uma série técnicas de *range bounding* e técnicas de *range reduction* em uma estrutura de *branch-and-bound* a fim de encontrar a solução global para modelos não-lineares não-convexos. *Solvers* não-lineares tradicionais costumam ficar presos a soluções subótimas, chamadas locais. Através do particionamento em modelos menores e convexos, o *Global Solver* permite encontrar a solução ótima global do modelo.

O modelo contém 1703 variáveis, das quais 1476 são lineares e 188 não-lineares. As restrições totalizaram em 227, das quais 125 são lineares e 102 são não-lineares. Dado um limite de 72h de execução, foi encontrado um ótimo local, cujo valor foi de 37,165 mil dólares por mês.

Como descrito, o LINGO exporta os valores das variáveis para uma planilha Excel, o qual pode de imediato desenhar gráficos que facilitem a visualização da solução.

Na Figura 3 é ilustrado o gráfico das frações de cada óleo comprado. Na Figura 4 observa-se a utilização da

capacidade total da torre de destilação. Vale ressaltar que o volume percentual das unidades tem como base o volume útil. Na Figura 5 é ilustrado em que campanha cada tipo de óleo é destilado.

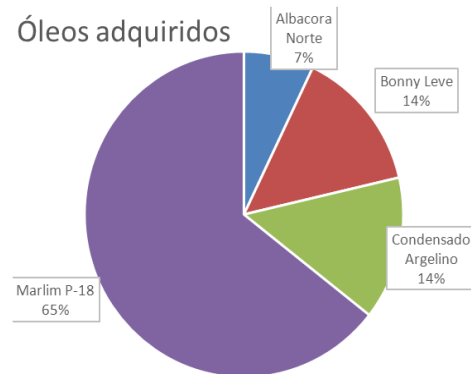


Figura 3: Frações de óleo cru adquirido.

Uso da unidade de destilação

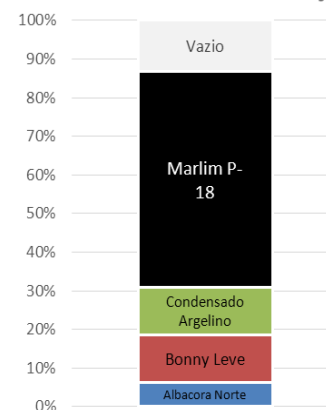


Figura 4: Porcentagem de utilização da torre de destilação.

Volume utilizado nas campanhas (m³)

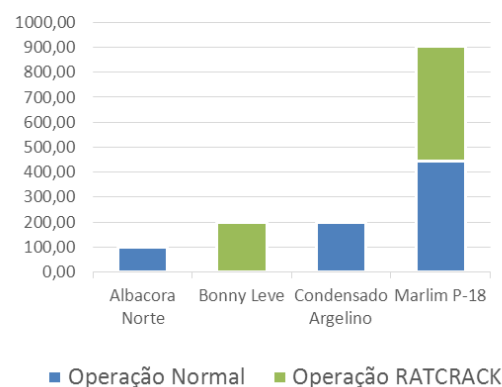


Figura 5: Volume destilado em cada campanha.



Além da unidade de destilação, foram desenhados gráficos relacionando a capacidade total com os intermediários ali presentes para as unidades de craqueamento (Figura 6), hidrotratamento (Figura 7) e coqueamento (Figura 8).

Uso da unidade de craqueamento

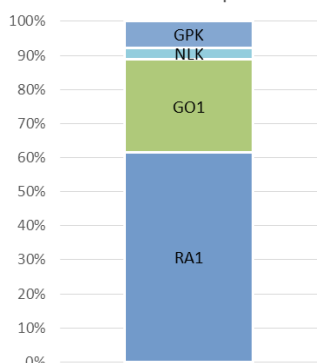


Figura 6: Porcentagem de utilização da unidade de craqueamento.

Uso da unidade de hidrotratamento

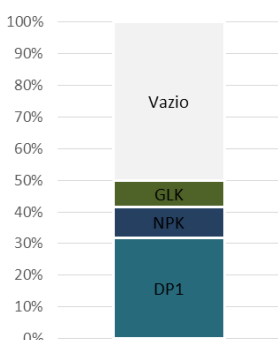


Figura 7: Porcentagem de utilização da unidade de hidrotratamento.

Uso da unidade de coqueamento

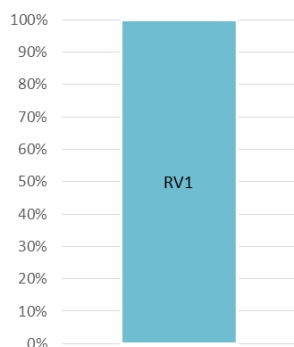


Figura 8: Porcentagem de utilização da unidade de coqueamento.

Na Figura 9 é ilustrado a utilização do estoque, no qual ficam armazenados os intermediários que não foram utilizados por diferentes razões. O coque será majoritariamente queimado para geração de energia interna, devido ao seu baixo valor para venda. Não é atraente adicionar o restante dos intermediários a nenhum produto, já que haveria problemas com as restrições dos mesmos.

Uso do estoque

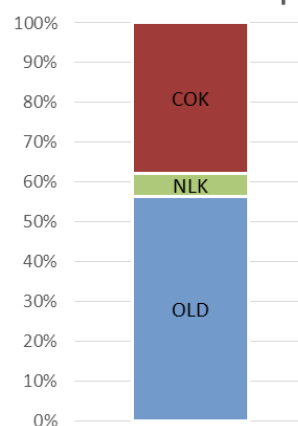
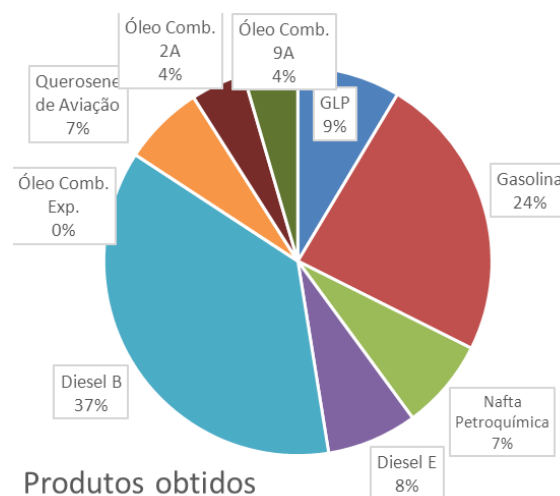


Figura 9: Porcentagem de utilização do estoque.

Na Figura 10 é ilustrada a fração dos produtos finais. Observa-se a produção inexistente de óleo combustível tipo exportação para esta configuração.



Produtos obtidos

Figura 10: Fração dos produtos obtidos.



Na Figura 11 é ilustrada a formulação da gasolina, na qual é observado que a sua composição (volumétrica) é composta majoritariamente de nafta oriunda do processo de craqueamento, como esperado.

Formulação da gasolina

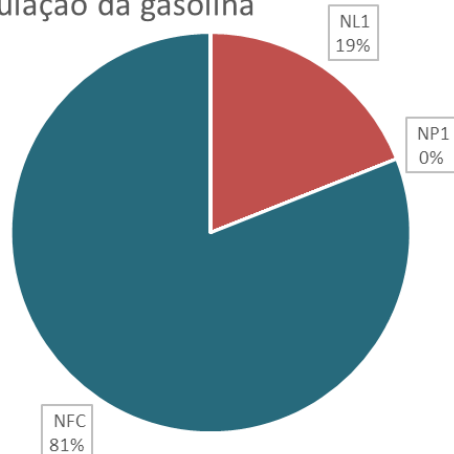


Figura 11: Fração dos produtos obtidos.

4. CONCLUSÕES

O problema proposto consiste em um modelo não-linear de maximização do lucro de uma refinaria, dadas as restrições operacionais, econômicas e de mercado. O *Global Solver*, que através do particionamento em modelos menores e convexos, encontrou uma solução subótima após 72h de execução. O modelo permitiu uma análise minuciosa das variáveis envolvidas através do equacionamento detalhado das operações e da informação facilitada pelos gráficos gerados no Excel.

As pesquisas futuras estão concentradas na adição de outras propriedades que possuem restrições de mercado não consideradas, como pressão de vapor, ponto de névoa e ponto de anilina. A adição dos produtos desconsiderados será importante para o aumento da precisão do modelo. A otimização dos parâmetros do *Global Solver*, além da execução do solver por períodos mais longos de tempo, a fim de

encontrar a solução ótima global, também são visados.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BODINGTON, C. E.; BAKER, T. E. **A history of mathematical programming in the petroleum industry.** Interfaces, v. 20(4), p. 117-127, 1990.

BUENO, C. **Planejamento operacional de refinarias.** 2003, 110p. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Programa de Pós Graduação em Engenharia de Produção. Florianópolis-SC.

LI, W.; HUI, C. W.; LI, A. **Integrating CDU, FCC and product blending models into refinery planning.** Computers & chemical engineering, v. 29(9), p. 2010-2028, 2005.

MENEZES, B. C.; KELLY, J. D.; GROSSMANN, I. E. **Improved swing-cut modeling for planning and scheduling of oil-refinery distillation units.** Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 52(51), p. 18324-18333, 2014.

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

SHOBRY, D. E.; WHITE, D. C. **Planning, scheduling and control systems: why cannot they work together.** Computers & chemical engineering, v. 26, p. 149-160, 2002.