

Aplicação de Otimização Distribuída Utilizando o Algoritmo Modificado de Relaxação Lagrangiana

Autores: Alvaro Marcelo Acevedo Peña¹; Galo Antonio Carrillo Le Roux²

¹ *Gerencia de Servicios, YPFB Refinación S.A., Cochabamba, Bolívia*

² *Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo*

Resumo

Estratégias de otimização matemática são utilizadas para avaliar e determinar as condições ótimas de operação de uma planta em estado estacionário, maximizando assim a utilidade da empresa sujeita a restrições operativas e de qualidade dos produtos. Esse tipo de problemas engloba toda a planta e pode ser resolvido utilizando um só modelo para todo o processo, com o objetivo de maximizar ou minimizar a função objetivo. Na prática, essa abordagem muitas vezes não pode ser aplicada, devido ao tamanho e complexidade do problema de otimização. Uma solução é utilizar uma estrutura distribuída, na qual, o problema de otimização é decomposto em subproblemas com reduzida complexidade numérica.

Neste trabalho, é apresentada uma aplicação real da técnica de otimização econômica distribuída denominada "Modification of the Lagrangean Relaxation Algorithm", a uma planta de Recuperação de Líquidos do tipo Improved Overhead Recycle (IOR) de Ortloff Honeywell UOP, na qual foram obtidos os set-points ótimos para a operação e os preços dos produtos intermediários considerando uma estrutura centralizada e posteriormente uma estrutura distribuída.

Palavras-chave

Otimização de processos, Otimização distribuída, Otimização econômica.

1. Introdução

O problema de otimização econômica abrange toda a refinaria, porém a modelagem de uma refinaria completa é muito complexa para ser feita, sendo então mais vantajoso utilizar otimizações locais (modelos para cada divisão) do que otimizar toda a refinaria considerando apenas um modelo (Friedman, 1995; Ungar e Rinaldo, 2000). Para esse propósito, podem-se utilizar técnicas de decomposição para problemas de otimização de processos.

É nesse sentido que o presente trabalho foca em uma aplicação real da técnica de otimização econômica distribuída denominada "Modification of the Lagrangean Relaxation Algorithm", a uma planta de Recuperação de Líquidos do tipo Improved Overhead Recycle (IOR) de Ortloff Honeywell UOP, na qual se evidencia que a técnica utilizada permite decompor efetivamente o processo real estudado, é nesse sentido que foram obtidos os set-points da operação ótima que gera maior lucro econômico para a empresa e também foram definidos os preços sombra dos produtos intermediários.

2. Modification of the Lagrangean Relaxation Algorithm (MLRA)

A técnica de Modification of the Lagrangean Relaxation Algorithm (MLRA) foi proposta para ser utilizada em problemas de otimização de processos da indústria petroleira de grande porte, para o qual é preciso utilizar técnicas de otimização distribuída (A.M. Acevedo P., et al., 2015).

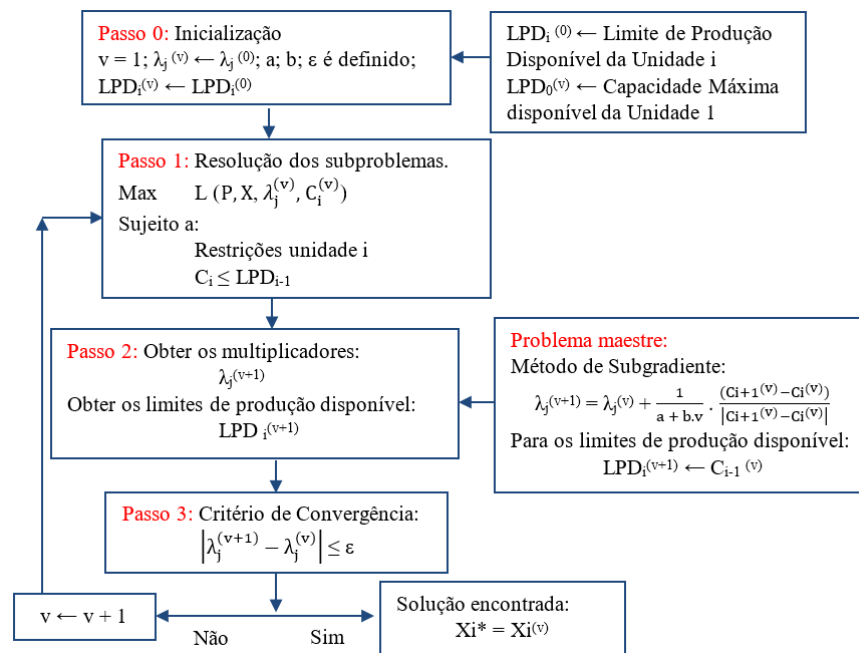


Figura 1: Esquema MLRA (A.M. Acevedo P., et al., 2015).

Nesta técnica de otimização distribuída o algoritmo LR clássico é modificado para superar o problema de convergência e de coerência económica referente ao preço dos produtos intermediários observado nas técnicas clássicas de otimização distribuída. Por esse motivo, é adicionada ao algoritmo LR uma variável chamada de Limite de Produção Disponível (LPD) que na prática é o produto intermédio (produto de uma unidade de processo e carga de outra) entre as unidades a serem otimizadas. As modificações do algoritmo LR clássico podem ser definidas da seguinte forma: no passo 0, as estimativas iniciais para todos os λ são especificadas e as variáveis LPD são inicializadas como a vazão de alimentação máxima que pode ser processada em cada unidade de processo; no passo 1, no problema de otimização, uma restrição de recursos é adicionada ao fluxo de alimentação de cada divisão e todos os subproblemas são resolvidos de forma independente, o número de iterações é denominada como (v) ; no passo 2, além da atualização dos multiplicadores (λ 's), são atualizados os LPD's. Isso garante que na próxima iteração a vazão de alimentação de cada divisão esteja fisicamente disponível; além disso, no passo 3 é verificado o critério de convergência, então, se a diferença entre os λ 's de duas iterações consecutivas for menor que uma tolerância arbitrária (ϵ) a solução foi encontrada, caso contrário retorna-se ao passo 1. (A. M. Acevedo P., 2015).

Na figura 1 mostra-se o esquema de otimização utilizando o método MLRA, Onde: $i = \#$ de Unidade; $j = \#$ de multiplicador de Lagrange; $v = \#$ de iteração; $P =$ preço de produto; $X =$ produto; $\lambda =$ Multiplicador de Lagrange; $C =$ Produto Intermediário.

3. Unidade de Recuperação de Líquidos.

A unidade de Recuperação de Líquidos na planta ou processo de recuperação de propano estudado tem um esquema do tipo Improved Overhead Recycle (IOR), mesmo que consta de duas colunas, incorporando uma Absorvedora (7 estágios teóricos) (T-310) e uma Demetanizadora (32 estágios teóricos) (T-320). O vapor superior da Demetanizadora é resfriado e parcialmente condensado, com os líquidos resultantes fornecendo refluxo para ambas as colunas. O resfriamento necessário para condensar parcialmente o vapor superior da Demetanizadora é fornecido pelos vapores superiores da Absorvedora. As duas colunas normalmente operam aproximadamente à mesma pressão, com bombas fornecendo a energia necessária para a transferência dos líquidos entre as colunas conforme a figura 2. (W. Elhefnawy, et al., 2017).

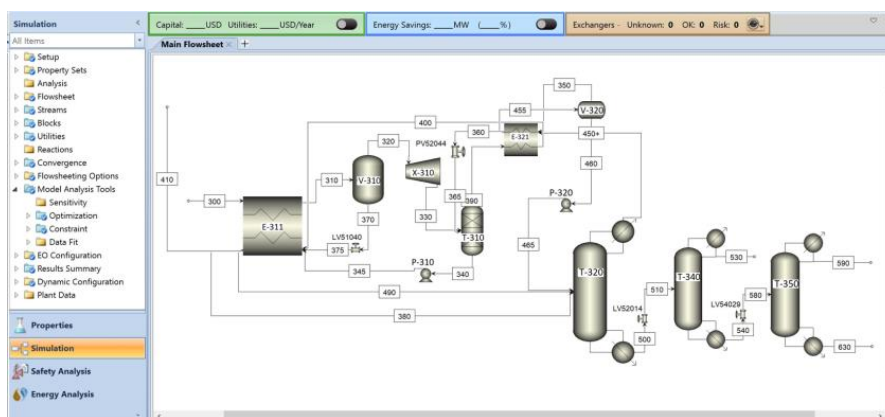


Figura 2: Esquema Unidade de Recuperação de Líquidos. (Elaboração Própria).

Posteriormente o produto de fundo é enviado à unidade de fracionamento, que se encarrega de separar o GLP das Gasolinas. Para esse propósito a unidade de fracionamento consta de 2 colunas, a primeira é a Depropanizadora (27 estágios teóricos) que produz o GLP pelo topo, e posteriormente se encontra a coluna Estabilizadora de Gasolinas (12 estágios teóricos) a partir da qual se obtém Gasolina Estabilizada pelo topo e Gasolina Rica em Iso-pentanos pelo fundo.

4. Aplicação na Unidade de Recuperação de Líquidos

A modelagem Orientada a Equações (EO) é uma estratégia que reúne todas as equações do modelo e as resolve ao mesmo tempo, é por esse motivo que é mais efetiva para resolver problemas de otimização.

Para a otimização desta unidade foram considerados os preços dos produtos finais, por questões de confidencialidade, estes preços foram multiplicados por uma constante, criando assim uma moeda fictícia (Cruzeiro) e respeitando a ordem dos valores, estes preços são: Gás Natural ($P_c = 3,41 \text{ Cr\$/MMscfd}$), Gás Residual ($Pr_1 = 2,92 \text{ Cr\$/MMscfd}$), GLP ($Pr_2 = 4,25 \text{ Cr\$/MMscfd}$), Gasolina Rica em Isopentanos ($Pr_3 = 3,72 \text{ Cr\$/MMscfd}$) e Estabilizada Gasolina ($Pr_4 = 3,94 \text{ Cr\$/MMscfd}$).

A função objetivo é maximizar a receita operacional bruta econômica da planta, e as restrições operacionais unitárias são lineares e não lineares. Para a otimização foi utilizado o solucionador Successive Quadratic Programming (SQP) disponível no Aspen Plus V10.

O problema de otimização com uma estrutura centralizada é o seguinte:

$$\text{Maximizar } Pr_1 * GR + Pr_2 * GLP + Pr_3 * GRI + Pr_4 * GE - P_c * GN$$

Sujeito a:

$$\text{Restrições Operacionais da Unidade de Recuperação de Líquido} \quad (S-1)$$

$$\text{Restrições Operacionais da Unidade de Depropanização} \quad (S-2)$$

$$\text{Restrições Operacionais da Unidade Estabilizadora de Gasolina} \quad (S-3)$$

Onde, GR é gás residual em MMscfd, GLP é gás liquefeito de petróleo em MMscfd, GRI é gasolina rica em isopentano em MMscfd, GE é gasolina estabilizada em MMscfd e GN é gás natural de alimentação em MMscfd.

De acordo a metodologia mostrada no ponto 2, o problema pode ser decomposto em subproblemas para cada uma das divisões, sendo S-1 para a Unidade de Recuperação de Líquido com a corrente intermediária "500" como restrição complicadora que é relaxada, S-2 para a Unidade Depropanizadora com a corrente intermediária "540" como restrição complicadora que é relaxada e S-3 para a Unidade Estabilizadora de Gasolina, portanto, também é necessário adicionar e/ou especificar novas variáveis e equações ao modelo descrito anteriormente, estas variáveis também correspondem aos produtos intermediários de cada uma das unidades, mesmo que se dá um sentido real de limite disponível de carga a ser processada.

Subproblema para a Unidade de Recuperação de Líquidos (S-1):

$$\text{Max } Pr_1 * GR - Pc * GN + \lambda_1(v) * 500S_1(v)$$

Sujeito a:

Restrições Operacionais da Unidade de Recuperação de Líquidos (S-1)

Subproblema para a Unidade Despropanizadora (S-2):

$$\text{Max } Pr_2 * GLP + \lambda_2(v) * 540S_2(v) - \lambda_1(v) * 500S_2(v)$$

Sujeito a:

Restrições Operacionais da Unidade Depropanizadora (S-2)

$$500S_2 \leq LPD_1(v)$$

Subproblema para a Unidade de Estabilização de Gasolinas (S-3):

$$\text{Max } Pr_3 * GRI + Pr_4 * GE - \lambda_2(v) * 540S_3(v)$$

Sujeito a:

Restrições Operacionais da Unidade de Estabilização de Gasolinas (S-3)

$$540S_3 \leq LPD_2(v)$$

As doze variáveis de decisão da planta (variáveis que foram especificadas para simulação e liberadas para otimização) são mostradas na tabela a seguir:

Tabela 1: Variáveis de decisão.

#	Corrente-Equipeto./ Variável	Inf.	Super.	#	Corrente-Equipeto./ Variável	Inf.	Super.
1	T-320 / Boilup Ratio	0	10	7	T-340 / Reflux Ratio	0	2
2	490 / Temp. [F]	2	19	8	T-340 / Boilup Ratio	0	20
3	410 / Temp. [F]	74	90	9	LV52014/Press. [psig]	165	210
4	380 / Temp. [F]	74	84	10	T-350 / Reflux Ratio	0	5
5	360 / Temp. [F]	-100	-90	11	T-350 / Boilup Ratio	0	3
6	455 / Temp. [F]	-37	-27	12	LV54029/Press.[psig]	75	110

Para a otimização com estrutura centralizada, foi utilizado um computador Intel® Core™ i5-6360U CPU @ 2,00 GHz.

Seguindo a metodologia apresentada no ponto 2 obtiveram-se na tabela 2 são apresentados os resultados. Os preços sombra dos produtos intermediários são 2,931 Cr\$/MMscfd para o produto intermediário 500S_{1/2} e 2,536 Cr\$/MMscfd produto intermediário 540S_{2/3}.

Tabela 2: Resultados das Iterações.

Iteração	λ_1	λ_2	500S1 (MMscfd)	500S2 (MMscfd)	540S2 (MMscfd)	540S3 (MMscfd)
1	2,800	5,000	6,736	9,000	0,673	0,420
2	3,709	4,091	7,079	6,736	0,504	0,420
3	2,876	3,258	6,736	7,079	0,532	0,504
4	3,645	2,488	7,079	6,736	0,504	0,532
5	2,931	3,203	7,079	7,079	0,532	0,504
6	2,931	2,536	7,079	7,079	0,532	0,532
7	2,931	2,536	7,079	7,079	0,532	0,532

Também se obtiveram os set-points ótimos para a operação das unidades de processo, sendo as restrições ativas a porcentagem molar de Etano no fundo da coluna Deetanizadora ($< 0.00276\%$); a porcentagem molar do Pentano e pesados na composição do GLP ($< 0.02\%$); a porcentagem molar de Etano na composição do GLP ($< 0.03\%$); e o TVR da Gasolina Estabilizada (< 12). É importante ressaltar que o operador da planta pode chegar a esses valores, sendo de comprimento de qualidade dos produtos e ao ter uma cromatografia em linha é possível fazer seguimento em tempo real de ditas variáveis de qualidade dos produtos.

Tabela 3: Resultados da Otimização da Produção Centralizada vs. Distribuída.

Unidade	Produto	Unidades	Otim. Centr.	Otim. Dist.
S-1	GR	MMscfd	192,9	192,9
S-2	GLP	MMscfd	6,5	6,5
S-3	GRI	MMscfd	0,112	0,104
	GE	MMscfd	0,417	0,428

Na tabela 3 pode-se observar os resultados da produção, considerando uma estrutura centralizada versus uma estrutura distribuída, existe uma pequena diferença, que se deve ao fato do problema estudado ser altamente não linear, o que significa que as respostas encontradas são consideradas ótimos locais. É nesse sentido que se valida o algoritmo de otimização distribuída MLRA, é importante mencionar que os resultados são coerentes e similares à operação real otimizada.

5. Conclusões

Neste trabalho descrevemos uma aplicação exitosa do método "Modification of the Lagrangean Relaxation Algorithm (MLRA)" para unidades que tenham uma estrutura sequencial num fluxograma de processos, neste caso, numa planta de Recuperação de Líquidos do tipo Improved Overhead Recycle (IOR) da tecnologia Ortloff Honeywell UOP. Mostra-se que se obtiveram resultados coerentes, os set-points ótimos são alcançáveis na operação real da planta e os preços sombra dos produtos intermediários são obtidos para toma de decisões econômica e também para poder realizar a otimização isolada de cada unidade de processo.

Devido a condições de confidencialidade, os resultados reais obtidos não podem ser divulgados, mas são da ordem de um incremento de 4% a 6% na produção de GLP, sendo este produto o que tem maior preço de mercado.

Como sugestão de trabalhos futuros, devem ser testados outros métodos de atualização dos multiplicadores de Lagrange, para chegar a uma convergência com menos iterações. Também é importante testar abordagens que não tenham uma estrutura sequencial num fluxograma de processos, mas a reso-

lução com o método MLRA é promissora, por que este método inclui a restrição do Limite de Produção Disponível, mesmo que esteja em função da qualidade dos produtos terminados.

Agradecimentos

Alvaro Marcelo Acevedo Peña agradece a gerencia de YPF Refinação S.A., pelo apoio no desenvolvimento do presente trabalho.

Galo Antonio Carrillo Le Roux agradece ao CNPq pela sua bolsa de produtividade à pesquisa (311550/2022).

Referências

A.M. Acevedo P. Avaliação de técnicas de decomposição para a otimização em tempo real de uma unidade de produção de propeno. Dissertação de Mestrado - Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil, 2015.

A.M. Acevedo P.; J.E.A. Graciano; F.S. Liporace; A.S. Vianna JR.; G.A.C. Le Roux. Decomposition techniques for the real-time of a propylene production unit, 12th PSE and 25th ESCAPE, Copenhagen, Dinamarca, 2015.

Friedman, Y. Z. What's wrong with unit closed loop optimization? Hydrocarbon Processing-Section 1, v. 74, n. 10, p. 107–116, 1995.

W. Elhefnawy, F. Gad, N. Elsayed, W. Shehata. Simulation and Optimization Analysis of Natural Gas Liquid (NLG) Recovery Process from Natural Gas. Journal of Petroleum and Mining Engineering, 2017.