

炼油企业生产计划与重点装置工艺条件集成优化

赵浩, 荣冈[†], 冯毅萍

(浙江大学 智能系统与控制研究所 工业控制技术国家重点实验室, 浙江 杭州 310027)

摘要: 传统的生产计划优化由于不考虑过程装置的操作优化, 从而无法保证企业生产计划层与过程操作层的全局最优. 为了在获得炼油企业最优生产计划的同时, 确保计划优化中重点装置的操作条件可以实现, 本文建立了集成装置工艺条件的炼油企业生产计划优化模型. 该模型引入常减压装置侧线产品切割点温度、催化裂化装置转化率等过程工艺条件, 基于物料质量平衡、产品质量指标约束等关系, 进行厂级生产计划建模与求解, 确定可达的装置操作条件. 应用案例中重点通过与传统常减压装置侧线收率固定的生产计划方案比较, 证明在满足可达的操作条件下, 集成装置工艺条件操作范围的生产计划优化模型, 可以实现更高的全厂利润与更优的装置收率分布, 同时优化结果对炼厂实际生产更具有指导意义.

关键词: 生产计划; 集成; 优化; 常减压; 可变收率

中图分类号: TQ021.8 **文献标识码:** A

Integrating refinery unit operations with production planning optimization

ZHAO Hao, RONG Gang[†], FENG Yi-ping

(State Key Laboratory of Industrial Control Technology, Institute of Cyber-Systems and Control, Zhejiang University, Hangzhou Zhejiang 310027, China)

Abstract: Traditional production planning models do not consider constraints on operating conditions of the process; therefore, the total optimality of the planning site and the process site cannot be guaranteed. To achieve the total optimal production plan for the refinery enterprise by considering the operating conditions for all major units, we build an optimal production plan model for a refinery enterprise with integrated operating conditions for all major units. This mathematical model considers the cut points of the crude oil distillation unit (CDU) and the conversion of the fluid catalytic cracker (FCC), and is incorporated with the mass balance of material, product quality constraints and the major units models with operation conditions. It is used for the total optimization for the refinery production plan while simultaneously optimizing the operating conditions of major units. A production planning model with swing CDU fractions is obtained in a case study of a real refinery. The results shows that this production planning model integrated with process operation could obtain the optimal operating conditions at the same time achieving a higher refinery profit. Besides, this model provides better guidance for the practical production.

Key words: planning; integration; optimization; CDU; swing yields

1 引言(Introduction)

目前国内大多数石化企业的生产计划制定与装置操作都是分离的, 企业在应用生产计划软件来编制生产计划时, 考虑到生产计划的可实施性, 一般会将根据历史经验建立起的装置收率关系作为约束条件集成进来, 以期得到满足装置操作范畴的最优生产计划^[1]. 但这样的生产计划由于未能从工艺角度充分利用装置操作条件约束, 因而失去了很大的优化空间.

国际上炼油企业生产计划的非线性建模优化研究, 始于20世纪90年代末期. 最早于1998年, Moro等人

其炼厂生产计划案例应用中引入了物性表达的非线性关系, 并加入了各装置的线性产率模型描述, 最终实现柴油生产的非线性调和^[2]. Pinto等人通过建立进料物性和操作参数之间的关系, 建立了非线性的炼油厂生产计划优化模型^[3], 但其中部分过程采用简单的线性关系, 因而降低了模型的预测精度. Zhang等人通过对常减压装置(the crude oil distillation unit, CDU)、催化裂化装置(fluid catalytic cracker, FCC)等装置进行线性的固定收率假设^[4], 从而求解大规模炼油生产规划问题, 但从机理上还有很大优化空间. Li等人于

2005年建立了以非线性CDU经验模型为主的炼油企业生产计划模型,并对原油物性和各产品收率有较深入的研究^[5].更进一步,产品质量特性也被引入基于经验的半机理过程模型中,提高了非线性生产计划优化模型的复杂度^[6].2011年,Alattas等人提出针对CDU馏分指数的非线性模型,在生产计划中引入非线性的CDU机理模型^[7].2012年,Handogo从全厂利润角度出发,通过软件仿真得到CDU的最佳操作条件^[8],但未将全厂的其他装置操作条件考虑进来.

近年来,国内的生产计划与装置操作集成建模主要针对生产过程中的单个装置进行.Jiang等人针对气体分离装置,利用迭代反馈修正思想,通过优化软件和流程模拟软件实现装置级生产计划与操作条件的同步优化^[9].Wang等人针对FCC装置提出了一种基于遗传算法的闭环搜索方法,通过流程模拟软件的在线仿真,实时反馈运算结果给生产计划,从而确定最优可达的生产任务^[10].这些模型虽然从集成的角度出发,但其本质上生产计划与装置模拟依然是独立运行,并没有实现真正意义上工艺条件与生产计划的同一模型集成.

综上所述,尽管近年研究已经开始探索炼油企业过程装置的操作条件对生产计划的影响与约束,但如何针对不同原油确定不同的装置操作条件、如何建立生产计划与工艺条件的集成优化模型,相关研究成果还比较有限.

炼油企业的一次加工装置主要是常减压装置,常减压装置主要负责对原油进行初步分离的任务,因此一直被称为石化企业的龙头装置,其装置收率和分离精确度对全厂和下游的二次加工装置生产有直接影响.从工艺角度来看,常减压装置收率主要通过各侧线切割温度来确定.传统的炼厂生产过程中,根据原油种类的不同,基于历史经验得到不同的装置切割温度分布,从而确定常减压装置操作方案,即每种原油对应一组固定的装置侧线收率.

催化裂化装置作为炼油企业中最重要的一次加工装置,主要作用在于将重油轻质化,是生产汽油、柴油等产品的重要装置.

本文引入一种常减压装置悬摆切割温度方法,同时引入包含工艺条件的催化裂化非线性产率模型,基于不同原油特性,计算得到常减压装置的侧线收率范围,将其作为约束条件引入生产计划,提高优化方案的有效性和准确性,同时提高了生产计划的优化空间.

2 炼油企业生产计划模型(Refinery-wide production planning model)

本研究的生产计划模型中,假定一定周期内企业可以采购多种不同产地的原油,已知一定周期内来各类原油物性与企业生产最终产品质量指标,原油与产

品的价格以及市场供需情况可以预测,同时对炼油生产过程各环节建立比较详细的质量传递模型,结合炼厂的核心产品质量指标约束,以实现全厂经济效益最大化为目标,从而建立如下计划优化模型:

2.1 目标函数(Objective function)

目标函数

$$\max P^k = \sum_i D_i^k * s_i^k - \sum_m Q_m^k * v_m^k - \sum_u \sum_m R_{u,m}^k * C, \quad (1)$$

以企业利润最大为目标.企业利润等于最终产品收益减去采购原油成本与加工原油成本,其中,装置单位加工成本在本研究中采用周期平均成本,作为常数C处理.

2.2 原油与产品的供需与库存约束(Material and product market and inventory constraints)

原油束关系如下:

$$Q_m^{\text{low}} \leq Q_m^k \leq Q_m^{\text{up}}, \forall k, m, \quad (2)$$

$$D_i^{\text{low}} \leq D_i^k \leq D_i^{\text{up}}, \forall i, k, \quad (3)$$

$$B_m^k = B_m^{k-1} + Q_m^k - \sum_{\forall u \in \text{CDU}} FI_{u,m}^k, \forall k, m, \quad (4)$$

$$I_i^k = I_i^{k-1} + \sum_{\forall u \in \text{blend}} FO_{u,i}^k - D_i^k, \forall i, k, \quad (5)$$

$$B_m^{\text{low}} \leq B_m^k \leq B_m^{\text{up}}, \forall k, m, \quad (6)$$

$$I_i^{\text{low}} \leq I_i^k \leq I_i^{\text{up}}, \forall i, k, \quad (7)$$

式(2)为原油市场原料供应约束,式(3)为油品市场需求约束,式(4)表示为原油本周期库存等于上周期库存与原油本周期采购量之和减去本周期加工消耗量,式(5)表示产品本周期库存等于上周期库存与本周期调和生成量之和减去产品本周期销售量,式(6)–(7)分别表示原油与产品本周期内库存约束.

2.3 装置质量平衡(Material balance of unit)

平衡方程如下:

$$\begin{cases} FI_{u,n,m}^k = \sum FO_{u',n',m,u,n,m}^k \\ \forall u, u' \in U; n, n' \in N, k, m, \end{cases} \quad (8)$$

$$\begin{cases} FO_{u,n,m}^k = \sum FI_{u,n,m,u',n',m}^k \\ \forall u, u' \in U; n, n' \in N, m, \end{cases} \quad (9)$$

$$\begin{cases} R_{u,m}^k = \sum FI_{n,u,m}^k \\ \forall u \in U; n \in N, k, m, \end{cases} \quad (10)$$

$$R_u^{\text{low}} \leq \sum_m R_{u,m}^k \leq R_u^{\text{up}}, \forall u \in U, k, m, \quad (11)$$

$$\begin{cases} FO_{u,n,m}^k = R_{u,m}^k \times y_{u,n,m}^k \\ \forall u \in U; n \in N, k, m, \end{cases} \quad (12)$$

式(8)–(9)为每个方案下装置侧线的物料平衡方程,其中式(8)表示每条侧线流量等于该侧线各流出流股流

量之和, 式(9)表示侧线流量等于该侧线各流入流股流量之和. 式(10)表示特定生产方案下装置的各进料侧线流量之和为此方案下的装置总加工量. 式(11)为每个装置各个生产方案下加工量之和应满足生产能力要求. 式(12)表示装置各出料侧线流量为装置加工量与各侧线收率之积.

2.4 调和约束(Blending constraints)

调和约束关系如下:

$$\begin{cases} \text{ON}_{u,m}^k = \frac{\sum (FI_{u,n,m}^k \times \text{ON}_{u,n,m}^k)}{\sum FI_{u,n,m}^k} \geq 93, \\ \forall u \in \text{blend}; n \in N, k, m, \end{cases} \quad (13)$$

$$\begin{cases} \text{PP}_{u,m}^k = \frac{\sum (FI_{u,n,m}^k \times \text{PP}_{u,n,m}^k)}{\sum FI_{u,n,m}^k} \leq 1.51, \\ \forall u \in \text{blend}; n \in N, k, m. \end{cases} \quad (14)$$

式(13)表示汽油产品调合的组分约束, 即辛烷值约束, 式(14)表示柴油产品调合的组分约束, 即凝点约束. 产品调和满足线性加权原则, 93与1.51分别表示按照93#汽油产品辛烷值和0#柴油产品凝点要求的生产规格标准值.

3 过程装置模型(Process model)

炼油企业的生产过程主要分为一次加工与二次加工. 常减压原油分馏装置为主要的一次加工装置. 二次加工过程是将一次加工得到的馏分再加工成商品油, 主要装置包括催化裂化、重整与加氢精制等, 其中尤以催化裂化最为重要. 本研究建立包含工艺条件的常减压装置与催化裂化装置模型, 对于其他二次加工装置(如催化重整与加氢精制装置等)采用固定收率模型, 即如式(12)所示, 装置各产品侧线收率固定.

3.1 常减压过程装置模型(CDU model)

目前常减压装置分馏得到的产品, 其产品质量规格基本都根据恩氏蒸馏试验得到^[11]. 常减压馏分的恩氏蒸馏范围(侧线产品馏出温度范)可以从炼油厂设计手册或者相关文献上查阅得到, 本文所采用的常减压各馏分特性来自 James 等编撰的石油炼制设计手册^[12], 其恩氏蒸馏初馏点和终馏点范围如表1所示.

表 1 典型原油馏分油的沸程范围

Table 1 Boiling ranges of typical crude oil fractions

馏分名称	沸程范围		
	ASTM/°F	ASTM/°C	TBP/°C
直馏汽油	90~220	32.2~104.4	10.2~114.1
石脑油	180~400	82.2~204.4	56.6~220.7
煤油	330~540	165.5~282.2	134.4~309.8
轻瓦斯油	420~640	215.2~337.8	180.7~380.8
常压瓦斯油	550~830	287.8~443.3	253.2~490.4
减压瓦斯油	750~1050	398.8~565.6	398.7~614.5
减压渣油	1000	537.8	574.6

相较于传统的固定收率的常减压装置温度切割方案, 本文建立的常减压装置模型中, 增加了原油进料种类约束, 采用了悬摆切割温度和侧线收率范围内可变方案^[13], 建立了基于实沸点切割的非线性模型, 如下定义:

固定切割点可表示为轻馏分终馏点与重馏分初馏点的中点, 即

$$T_{n,c} = \frac{1}{2}(T_{n,IBP} + T_{n-1,EP}).$$

然后在固定切割点附近建立一个较小的馏分段(实际切割温度上下不超过15°C), 以便根据市场情况适当调整产品产量. 因此, 悬摆切割温度

$$T_n \in [T_{n,c} - 15, T_{n,c} + 15].$$

模型及约束条件表达如下:

$$\begin{cases} Y_n = \sum_{n' \leq n} y_{u,n',m}^k = \sum_{r=0}^3 a_{r,m} \times T_{n,m}^r, \\ \forall u \in \text{CDU}; n, n' \in N, k, m, \end{cases} \quad (15)$$

$$\begin{cases} y_{u,n,m}^{\text{low}} \leq y_{u,n,m}^k \leq y_{u,n,m}^{\text{up}}, \\ \forall u \in \text{CDU}; n \in N, k, m. \end{cases} \quad (16)$$

式(15)为原油的实沸点蒸馏曲线, 通过3次多项式来回归拟合得到, 表达常减压切割温度和侧线收率间的非线性关系, 其中 Y_n 为装置的实沸点收率; 式(16)表示不同进口原油下常减压装置各侧线收率变化范围. 因为不同种原油的实沸点蒸馏曲线有明显差异, 根据切割温度 T_n , 通过式(15)计算可得实沸点收率 Y_n , 从而获得第 n 条侧线的质量收率 $y_n = Y_n - Y_{n-1}$, 以及收率上下限 $y_{u,n,m}^{\text{up}}$ 和 $y_{u,n,m}^{\text{low}}$.

3.2 催化裂化装置模型(FCC model)

国际通用的表示催化裂化反应深度的指标是转化率, 装置的生产产品一般包括裂化汽油和轻柴油等, 转化率表示除轻柴油外其他产品占进料原油的比重. 本文根据历史数据回归, 引入催化裂化侧线产率与转化率非线性关系^[5], 如式(17)与式(18)所示:

$$\begin{cases} y_{u,n,m}^k = \sum_{r=0}^3 b_{r,n,m} \times (\text{cov}_m - w_m)^r, \\ \forall u \in \text{FCC}; n \in N, k, m, \end{cases} \quad (17)$$

$$\text{cov}_m^{\text{low}} \leq \text{cov}_m^k \leq \text{cov}_m^{\text{up}}, \forall k, m. \quad (18)$$

式(17)中: cov_m 表示对于操作方案 m 下催化裂化装置的转化率, w_m 为操作方案 m 下催化裂化装置的基准转化率. 式(18)表示转化率的取值范围, 一般由实际装置运行经验获得, 约为55%~80%.

3.3 过程装置操作条件的确定流程(Determination of process unit operation)

过程装置的工艺条件与炼厂生产计划集成计算思路如图1所示. 首先根据不同原油, 通过式(15)计算得到常减压装置的侧线收率范围, 即式(16), 通过生产过

程的历史操作经验, 确定催化裂化装置的主要工艺条件(转化率)操作范围, 即式(18). 式(16)作为生产计划中常减压装置的约束条件, 式(17)–(18)作为生产计划中催化裂装置的产率模型与约束条件, 联合式(1)–(15)进行生产计划模型求解, 计算得到整个炼厂最优生产方案, 包括常减压装置各侧线收率和最优切割温度以及催化裂化的最优操作条件(转化率).

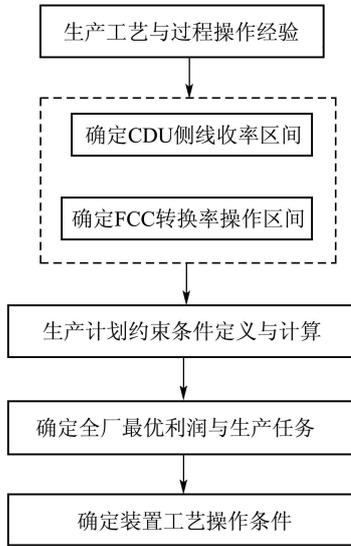


图1 模型计算流程图

Fig. 1 Main flow diagram for solving the refinery-planning model

4 应用案例(Case study)

4.1 流程描述(Basic configuration of a refinery)

某简化炼厂生产装置包括常减压装置(CDU)、催化裂化装置(FCC)、催化重整装置(catalytic reforming unit, CRU)、加氢精制装置(Hydrotreating, HT), 以及汽油调和装置(gasoline blender, GB)和柴油调和装置(diesel blender, DB), 如图2所示(原油罐与油品罐在图中略去). 原油经常减压装置被蒸馏分离成7种主要成分, 它们分别为轻石脑油(light straight-run naphtha, LSR)、重石脑油(heavy straight-run naphtha, HSR)、煤油(kerosene)、轻瓦斯油(light gas oil, LGO)、常压瓦斯油(atmosphere gas oil, AGO)、减压瓦斯油(vacuum gas oil, VGO)以及减压渣油(vacuum residue crude, VRC). 重石脑油侧线出料中, 一部分出料作为催化重整装置进料用于加工重整汽油(reformed gasoline, RG), 一部分出料直接进入汽油调和装置调和. 煤油侧线作为产品煤油. 常压瓦斯油、减压瓦斯油和减压渣油作为催化裂化装置进料生产裂化汽油(crack gasoline, CG)和裂化柴油(crack gas oil, CGO). 催化裂化柴油进入加氢精制装置脱硫后得到粗柴油(diesel). 最终, MTBE、轻石脑油、重整汽油、重石脑油和裂化汽油进入汽油调和装置生产产品汽油. 轻瓦斯油和粗柴油进入柴油调和装置生产产品柴油^[14].

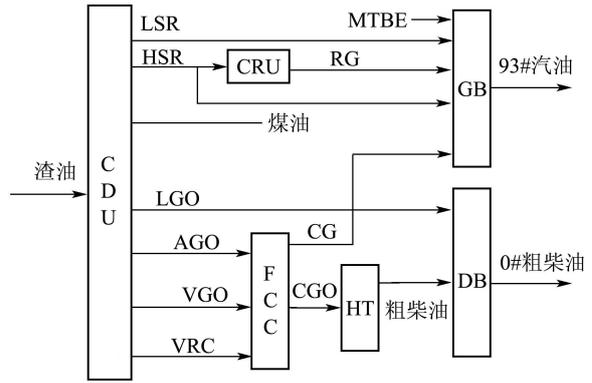


图2 某炼厂生产流程图

Fig. 2 Flow chart of a refinery

根据原油市场现状, 在本模型中选取重质、中质与轻质3种原油种类^[14], 对应不同的是实沸点切割方案. 原油的实沸点蒸馏曲线见图3.

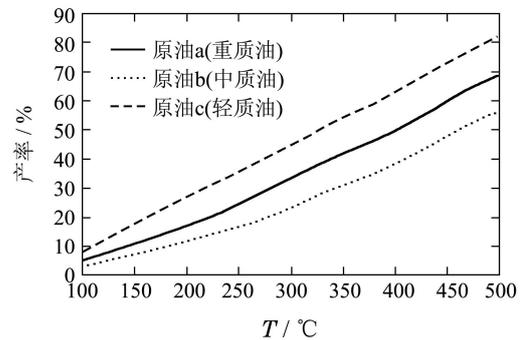


图3 3种原油TBP曲线

Fig. 3 TBP curves of three crude oils

炼厂的产品主要为煤油、93#汽油和0#柴油3种产品, 对应的油品市场需求量和价格已知. 原料和成品油市场信息见表2.

表2 原料市场供应量与产品市场需求量及价格
Table 2 Market situation of raw material and final products

物料	名称	供应范围/万吨	单价/(元/吨)
原料	原油a(重质油)	0~70	4,644
	原油b(中质油)	0~75	4,855
	原油c(轻质油)	0~50	5,122
	添加剂MTBE	0~20	6,650
成品油	煤油	0~10	6,900
	93#汽油	0~40	8,035
	0#柴油	0~40	7,050

在满足同样原料需求与市场价格等条件下, 本文进行两套方案的对比: 1) 常减压装置侧线收率与催化裂化装置侧线收率固定的炼厂生产方案; 2) 常减压装置侧线收率可变(悬摆切割温度)与催化裂化装置收率可变(转化率可调)的炼厂生产方案. 利用Lingo 11.0优

化软件来对全厂非线性生产计划模型建模求解, 原油实沸点收率函数通过数据拟合合成多项式函数, 适当简化了模型的复杂度. 最终使用lingo求解方案中全局最优求解器中求解, 并设置初始点进行寻优.

4.2 计算结果与分析(Computational results)

通过优化求解案例模型, 得到原料采购量及油品产量见表3.

表3 不同方案下优化后的原料采购量及油品产量
Table 3 Raw material purchase and final production under different modes

物料	名称	固定收率方案 /万吨	可变收率方案 /万吨
原料	原油a(重质油)	19.28	22.33
	原油b(中质油)	69.80	72.60
	原油c(轻质油)	12.70	2.31
	添加剂MTBE	1.82	4.92
成品油	煤油	8.73	7.95
	93#汽油	37.30	39.28
	0#柴油	36.20	38.18

可以看到, 相比于固定收率方案, 改进后的方案减少了对高价格轻质油的采购, 提高了对低廉重质油的利用. 与此同时, 随着重质油采购量的提高, 高辛烷

值MTBE的采购量也相较增加, 以保证调和汽油的质量指标.

两种方案下最终所得的常减压装置的切割温度和侧线收率如表4所示(以原油b为例).

图4为两种生产计划方案下, 针对原油b的常减压装置侧线收率示意图. 经过计算, 常减压装置采用传统固定收率方案的全厂优化利润为108643.9万元, 常减压装置采用侧线可变收率方案(悬摆切割温度)下利润为126975.3万元, 比前者增加18331.4万元.

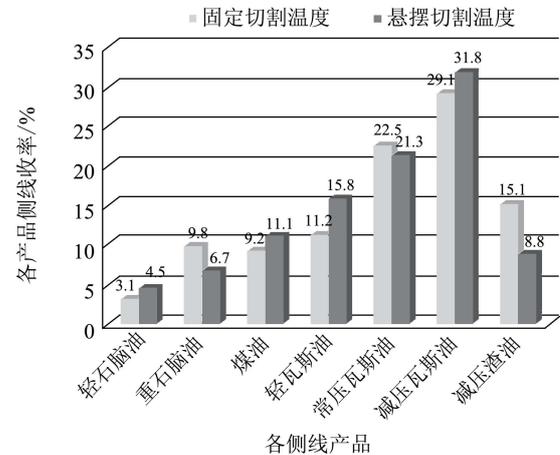


图4 两种方案下常减压装置质量收率对比图

Fig. 4 Comparison of CDU fraction yields

表4 原油b在两种方案下的CDU侧线切割温度与收率范围

Table 4 CDU fraction cut points and yields of crudeoil b under different modes

馏分名称	固定切割点		悬摆切割点	
	切割温度 $T_{n,c}/^{\circ}\text{C}$	收率 $y_n/\%$	切割温度范围 $T_{n,c}/^{\circ}\text{C}$	对应收率范围 $y_n/\%$
轻石脑油	85.4	3.1	70.35~100.55	2.1~4.8
重石脑油	177.6	9.8	162.55~192.55	5.3~12.9
煤油	245.3	9.2	230.25~260.25	3.8~13.7
轻瓦斯油	317.0	11.2	302.00~332.00	5.9~16.8
常压瓦斯油	444.6	22.5	429.55~459.55	18.1~26.5
减压瓦斯油	594.6	29.1	579.55~609.55	24.2~35.3
减压渣油		15.1		13.2~17.5

从图4中可见, 悬摆切割温度方案下的常减压装置侧线收率中: 轻石脑油、煤油、轻瓦斯油和减压瓦斯油的收率获得显著提高, 而重石脑油、常压瓦斯油和减压渣油的收率相较固定切割温度方案下的侧线收率有所降低. 这是因为轻石脑油的辛烷值高于重石脑油, 更适于汽油产品调和; 轻瓦斯油较常压瓦斯油的凝点低, 更适于柴油产品调和, 而减压渣油由于会增加二次加工装置的加工效率, 因此侧线产率优化后降低. 即常减压侧线可变收率与固定收率相比较具备更大的操作灵活性, 能够在合理范围内促使高附加值中间产品的产量最大化, 从而获得最优装置收率分布.

5 结论(Conclusion)

本模型立足于炼油厂生产各环节的自身特点和单元装置的关键工艺参数特性, 同时结合常减压装置的工艺原理, 引入一种常减压装置侧线收率范围确定方案. 在案例中建立了生产计划与工艺条件集成的炼厂模型, 优化模型的计算表明, 改进的生产计划模型, 由于集成了可变收率的常减压装置模型, 相较于传统的固定常减压装置收率的生产计划模型, 集成常减压切割温度模型(可变收率)的生产计划模型, 优化得到的全厂利润为126975.3万元, 提高了16.9%, 即通过更优的常减压装置侧线收率分布得到更高的全厂经济效益, 从而说明本文提出的建

模方法实用性和集成策略的优越性。

未来深入研究内容包括考虑其他二次加工装置操作条件与原料供应、产品需求等不确定性对全厂生产计划的影响。

参考文献(References):

- [1] SHOBRY S D E, WHITE D C. Planning, scheduling and control systems: why can they not work together [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2000, 24(2): 163 – 173.
- [2] MORO L F L, ZANIN A C, PINTO J M. A planning model for refinery diesel production [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 1998, 22(Suppl.): S1039 – S1042.
- [3] PINTO J, JOLY M, MORO L. Planning and scheduling models for refinery operations [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2000, 24(9): 2259 – 2276.
- [4] ZHANG J, ZHU X, TOWLER G. A level-by-level debottlenecking approach in refinery operation [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2001, 40(6): 1528 – 1540.
- [5] LI W, HUI C W, LI A. Integrating CDU, FCC and product blending models into refinery planning [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2005, 29(9): 2010 – 2028.
- [6] ALHAJRI I, ELKAMEL A, ALBAHRI T, et al. A nonlinear programming model for refinery planning and optimisation with rigorous process models and product quality specifications [J]. *International Journal of Oil, Gas and Coal Technology*, 2008, 1(3): 283 – 307.
- [7] ALATTAS A M, GROSSMANN I E, PALOU-RIVERA I. Integration of nonlinear crude distillation unit models in refinery planning optimization [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2011, 50(11): 6860 – 6870.
- [8] HAN DOGO R. Optimization on the performance of crude distillation unit (CDU) [J]. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 2012, 7(S1): S78 – S87.
- [9] 蒋东, 王如强, 何小荣, 等. 炼油厂气分装置生产计划与工艺条件的集成优化 [J]. 清华大学学报(自然科学版), 2007, 47(6): 870 – 873. (JIANG Dong, WANG Ruqiang, HE Xiaorong, et al. Integration of optimal production planning with operating model of a refinery gas rectification plant [J]. *Journal of Tsinghua University (Science & Technology)*, 2007, 47(6): 870 – 873.)
- [10] WANG R, LI C, HE X, et al. A novel close-loop strategy for integrating process operations of fluidized catalytic cracking unit with production planning optimization [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2008, 16(6): 909 – 915.
- [11] 仇汝臣, 袁希钢, 孔锐睿, 等. 原油常压蒸馏产品恩氏蒸馏数据的预测模型 [J]. 石油炼制与化工, 2004, 35(5): 63 – 67. (QIU Ruchen, YUAN Xigang, KONG Ruirui, et al. Predictive modeling for Engler distillation of the distillate from crude atmosphere column [J]. *Petroleum Processing and Petrochemicals*, 2004, 35(5): 63 – 67.)
- [12] JAMES H, GLENN E, MAR J. *Petroleum Refining: Technology and Economics* [M]. 4th ed. New York: CRC Press, 2001.
- [13] LI W, HUI C W, KARIMI I, et al. A novel CDU model for refinery planning [J]. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 2007, 2(4): 282 – 293.
- [14] 杨佳丽, 荣冈. 结合质量传递及约束的炼油生产计划优化 [J]. 化工学报, 2010, 61(1): 124 – 131. (YANG Jiali, RONG Gang. Refinery planning optimization integrated with quality tracking and constraints [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering(China)*, 2010, 61(1): 124 – 131.)

附录 符号说明(Appendix Notation)

参数说明:

a —原油TBP曲线多项式系数; B —原油库存量;
 b —催化裂化装置侧线收率系数;
 blend—调合装置集合; C —装置单位加工费用;
 CDU—常减压装置集合; c —直馏汽油含辛烷值常数;
 cov—催化裂装置转化率; D —油品需求量;
 FCC—催化裂化装置集合; FI—装置进料侧线流量;
 FO—装置出料侧线流量; I —油品库存量;
 N —所有装置侧线集合; O —油品质量;
 ON—汽油辛烷值; P —炼油企业全厂利润;
 PP—柴油凝点换算因子; Q —原油采购量;
 R —装置加工量; s —油品销售价格;
 U —所有加工装置集合; v —原油采购价格;
 w —催化裂化装置基准转化率; y —油品收率。
 上角标:
 k —优化周期数; low—下限; up—上限。
 下角标:
 EP—终馏点; i —第 i 种油品; IBP—初馏点;
 m —第 m 种原油, 第 m 种生产方案;
 n, n' —第 n, n' 条装置侧线; u, u' —第 u, u' 个加工装置。

作者简介:

赵浩 (1989–), 男, 博士研究生, 目前研究方向为石化企业生产计划与能源系统集成建模与优化, E-mail: hzhao@iipc.zju.edu.cn;

荣冈 (1963–), 男, 教授, 目前研究方向为复杂系统建模与控制、复杂系统分析和数据挖掘、智能工厂虚拟现实与仿真, E-mail: grong@iipc.zju.edu.cn;

冯毅萍 (1969–), 女, 高级工程师, 目前研究方向为复杂工程系统的建模、控制与优化, E-mail: ypfeng@iipc.zju.edu.cn.