

常减压装置在线闭环实时优化

★ 浙江中控技术股份有限公司 张华云, 李浩扬, 吴玉成

摘要: 常减压装置操作复杂、耦合性高, 如何快速、准确地寻找适合生产工况的最优操作点, 是制约装置减压深拔、节能降耗, 进一步挖掘经济效益的一大瓶颈。某炼厂常减压炼油装置在线闭环实时优化系统根据原油性质、运行条件、价格体系等因素实时寻找装置最优操作条件并自动、闭环控制装置进行调整, 为生产带来可观的经济效益, 也是助力炼厂从自动化走向智能化以及实现碳达峰、碳减排的必经之路。经标定, 该实时优化系统可实现全厂年增经济效益2474万元。

关键词: 常减压装置; 炼油; 实时优化; 先进控制; 机理模型

随着产品质量逐步升级、环保要求日益增高, 炼油作业的复杂度持续升高。若要达到效益最大化, 提高炼油企业竞争力, 每套装置都需更科学更精细的操作。常减压装置是炼厂生产的龙头装置, 其生产方案往往会根据下游需求及原油性质频繁调整。国际油价以及作为中间产品的常减压馏分油价格也是影响装置生产方案的一个重要因素。

对于已投用的装置而言, 无论生产工艺设计先进与否, 面对不断变化的生产状况, 预设的固定方案很难保证装置始终处于最优运行状态。实时优化技术是针对复杂炼化生产过程开发出来的优化控制技术, 是全流程优化控制发展到现阶段最先进的技术: 它基于严格稳态模型在不调整工艺流程, 不增减生产设备、保证产品质量的情况下, 以企业利润最大化为目标^[1], 实时优化生产装置运行参数, 并将优化操作条件在线下发给先进控制系统使整个生产系统运行并维持在最优状态。

1 装置现状

某炼厂 5×10^6 t/a常减压蒸馏装置采用电脱盐-初馏-常压蒸馏-减压蒸馏等工艺流程, 加工原油为管

输原油。主要产品为重整原料、航煤料、加氢料、减压蜡油和减压渣油。本装置DCS系统为浙江中控V4.50.00.00, APC系统为DMCplus, 用以达到控制产品质量, 稳定工艺参数, 控制产品切割和取热比例等目的。

该常减压装置工况变化频繁, 主要体现在原料性质、生产方案和操作条件等几个方面。装置加工原油密度从 0.86 kg/m^3 到 0.89 kg/m^3 , 跨度较大; 常一线可生产航煤料或加氢料, 常二线产军柴或普柴加氢料, 常四线可做蜡油产品也可汇入减压塔中段回流; 在不同的原油、生产方案下, 装置操作条件也需随之频繁调整。单纯依靠技术人员根据设计参数和经验确定装置操作值, 很难达到最优状态。

基于以上限制因素, 常减压装置的实时优化系统目标如下: (1) 系统运行稳定, 模型准确、求解速率快、鲁棒性强; (2) 系统闭环运行, 并能更快速有效地响应工艺扰动; (3) 在满足装置平稳与下游需求条件下, 提高原油切割精度, 减少各馏分油重叠度, 提高装置的高附加值产品收率; (4) 降低公用工程消耗。以上述目标为导向, 针对外界环境变化(产品及原油价格、燃料价格、原油品质及环境温度等), 通过在线、闭环方式实时优化装置操作, 不断地将装置推向最优, 使生产经济效益最大化。

2 实时优化技术

在装置正常运行工况下, 通过调整操作条件, 可促使装置向降低生产能耗、提高经济效益的方向进行优化。然而石化生产过程复杂, 参数耦合性高, 依

赖人工调整很难在保证各操作参数、产品质量均不超出工艺边界条件的前提下，做到全局、实时最优。实时优化（Real-time Optimization, RTO）系统利用计算机技术智能化地挖掘人工难以实现的装置优化控制。1995年美国Conoco炼油厂常减压蒸馏装置首次实现实时优化技术^[2]，但因当时在线分析技术、计算机性能以及控制手段的局限，模型每次运行需45min，无法适应当前实时优化的特点。金陵石化基于PetroSIM软件开发了常减压装置的离线优化系统^[3]，可在原操作条件的基础上对其进行优化。对于离线优化，机理模型仅能获取装置运行历史数据，实时数据无法及时更新，只能对装置的操作起到一定指导作用，无法保证装置实时的最优化操作。燕山石化采用AspenTech公司的RTO技术实施乙烯装置实时优化，带来较好的经济效益^[4]。然而国内在常减压装置的在线闭环实时优化在本文RTO系统实施前却未有成功案例。

针对上述实时优化系统的经验与不足，本文提出常减压装置在线闭环实时优化的手段：（1）对装置稳定性、数据有效性进行判断，保证模型计算基础的可靠性；（2）基于在线核磁分析系统，建立装置常减压机理模型，通过实时获取装置数据，调整模型参数，保证模型的准确性；（3）机理模型采用联立方程法（EO）求解，区别于传统的序贯模块求解法，所有方程同时求解，避免因求解存在前后顺序导致优化效果难以做到全局最优的缺点，并且通过这种方式也能保证求解的鲁棒性和收敛效率。基于上述优化手段，系统能够快速、有效地达到在线闭环实时优化的目标，保证装置经济效益的实时最大化。

3 系统实施过程

3.1 系统架构

本文RTO系统基于装置严格机理模型，实时取数进行优化计算，并将优化结果以外部目标（External Target, ET）的形式传递给装置APC系统的设定值进行优化控制。系统使用Aspen Plus进行机理建模，Aspen OnLine作为在线优化平台，浙江中控自主数据库ESP-iSYS作为实时数据库进行数

据的传输与存储媒介，Windows Server 2012 R2作为服务器操作系统。

表 1 实时优化外部目标

编号	外部目标
1	初馏塔塔顶温度
2	常压炉温度
3	常压塔塔顶温度
4	常一线流量
5	常二线流量
6	常三线流量
7	减压炉温度
8	减压塔塔顶温度

3.2 原油性质表征与建模

为配套常减压装置RTO建设，装置增添了在线核磁分析仪，对原油、初顶油、常顶油、常一线、常三线和减三线等6股物料的馏程、密度、总硫含量、总氮含量和总残炭含量等72项性质进行在线循环分析。

由于原油从脱盐前换热网络到最后的减压塔出产品，存在1h左右的停留时间，在同一瞬间，装置入口原油与后续设备中的产品存在不对应的关系。对于减压精馏由于塔内压力较低，组分沸点与常压下有较大的差距，因此需在核磁分析的基础上根据真空度对实际沸点进行转换，以保持模型计算的精确性。考虑到不同馏程之间的沸点重合，沸点重合的参数需要进行调整。

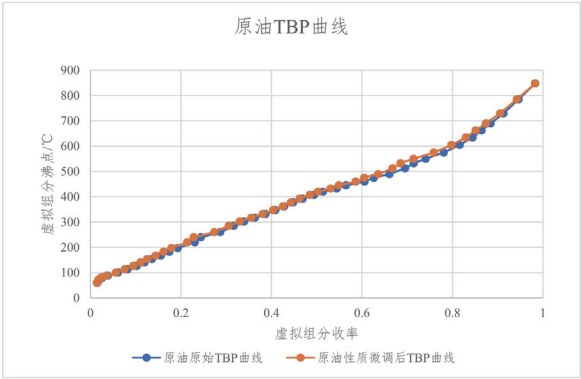


图 1 原油组分微调前后TBP曲线对比

从图1可以看出，经过处理后的原油TBP信息与原信息相比，虚拟组分沸点对应的收率发生了微调，尤其是500℃附近的减压塔虚拟组分部分，调整幅度相对大一些。通过这种方式，一方面改善了由

于远离原油进料，减压塔内组分与进料处不一致的问题；另一方面也使得虚拟组分映射的原油分子组成在减压部分的分布更加合理。

3.3 机理模型建立

常减压装置包含进料、电脱盐与精制、换热网络、分馏塔、加热炉等单元，在建模过程中为简化流程、满足实时优化系统运行，将装置模型涵盖如下：一进料（原油进料）、两炉（常压炉和减压炉）、三塔（初馏塔、常压塔和减压塔）和三换（脱盐前换热网络、脱盐后换热网络和初底油换热网络）。机理模型是整个RTO系统的核心部分，模型开发的重点在于基础模型的搭建与调试等部分。

3.3.1 机理模型开发

根据常减压装置特点，RTO系统以换热网络与蒸馏单元为主体，忽略电脱盐设备。机理模型设置原油进料、脱盐前换热网络、脱盐后换热网络、初馏塔、初底油换热网络、常压塔、减压炉和减压塔等8个子流程。该模型涵盖装置所有流程走向，包括：常一线产航煤料或加氢料，常二线产军柴或普柴加氢料，常四线产蜡油或与减三中混合进减压塔，减四线回减压炉等工况。减压塔侧线流股走向比初馏塔和常压塔较为复杂，在模型搭建时考虑减压塔各侧线、中段循环的走向，保证模型在各生产工况下均能有效、准确地模拟出结果。同时，三个塔的塔顶冷凝（减压塔除外）、中段循环、侧线产品以及减渣的所有换热器均与换热网络集成。

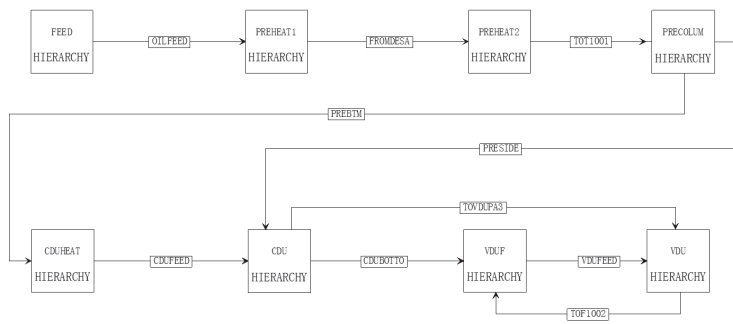


图2 常减压机理模型流程

3.3.2 模型求解方式

常减压装置设备及仪表较多，蒸馏塔以及换热网络模型较复杂，变量规模庞大，需考虑其合适的求解方式。联立方程求解法，模型各变量放入同一

计算矩阵中同时求解，变量间通过矩阵方程相互影响，从而实现全局最优。当模型获得外部仪表值和原油性质后，需进行数据整定，使模型与现场装置相匹配，尽可能降低二者之间的偏差。数据整定方式为，选取模型变量值与现场仪表值的偏差，并按一定权重比例进行相加，如式（1）

$$Sum = \sum (Plant_i - Model_i)^2 / \sigma_i^2 \quad (1)$$

其中， Sum ——模型加权总偏差；

$Plant_i$ ——变量 i 仪表值；

$Feed_i$ ——变量 i 模型值；

σ_i ——变量 i 偏差权重。

通过调整模型各变量与仪表偏差值、换热器换热系数、塔盘效率等参数，使得模型加权总偏差 Sum 最小^[5]。经过不同工况下多组数据的调试，完成模型的数据整定工作。

实时优化需明确优化目标——通过在操作条件可行域内调整模型参数，提高装置经济效益。模型为计算经济效益，利用产品产量、原油消耗量、公用工程耗量以及价格体系构成优化目标函数：

$$Profit = \sum product_i C_{p,i} - \sum feed_j C_{f,j} - \sum utility_k C_{u,k} \quad (2)$$

其中， $Profit$ ——装置总经济效益（毛利润）；

$Product_i$ ——产品 i 流量；

$C_{p,i}$ ——产品 i 价格；

$Feed_j$ ——原料 j 流量；

$C_{f,j}$ ——原料 j 价格；

$Utility_k$ ——公用工程 k 消耗量；

$C_{u,k}$ ——公用工程 k 价格。

模型采用目标函数最大化的方法在可行域内寻找优化变量的最优值。当上述公式结果最大时，即得到模型的最优状态。

3.3.3 全局优化策略

常减压装置的操作控制条件一般为塔顶产品抽出量、塔顶回流量、侧线产品抽出量、中段循环抽出量、加热炉出口温度、汽提蒸汽量等。改变上述操作变量往往会引起塔顶压力、冷凝器出口温度、塔顶温度、中段循环返塔温度等一系列参数的变化，从而影响塔内气液相分布，导致产品收率以及能耗发生变化。选取上述变量等为优化变量，通过控制这些参数，做到模型与现场实际调整方式一

致，保证优化策略的合理性。

表 2 常减压装置RTO质量约束变量

序号	名称	序号	名称
1	初顶终馏点	4	常一线10%点
2	常顶终馏点	5	常一线闪点
3	常一线终馏点	6	常三线95%点

模型优化方向为：合理分配产品收率，通过提高附加值的产品收率来增加总收益，以降低装置单位能耗的方式降低总消耗。在保证产品质量合格的前提下，通过产品质量“卡边”操作，可以提高该种产品的收率；调整加热炉出口温度改变进塔物料的过气化率，从而影响塔内气液相分布；加大中段循环流量，可以提高进加热炉的换热网络换热终温，增加汽提蒸汽量，可降低加热炉负荷，减少能耗。在优化求解配置时，优化变量设置可行域，保证每个参数都在合理范围内变化。

3.4 实时优化平台搭建

实时优化平台软件承担模型的在线应用，起到数据传输、调整系统运行配置与监控的作用。实时优化平台与实时数据库相连，通过位号映射与机理模型变量一一对应。实时优化计算模型为稳态模型，为保证优化计算有实际意义，需判断当前装置是否处于稳态——只有当装置处于稳态时才会将位号数据传递给机理模型进行计算。设置实时优化平台的运行模式为数据整定和优化的执行顺序。机理模型经过数据整定和优化计算后，优化结果将会通过实时优化平台输出，写入实时数据库。

本装置的实时优化系统执行周期设定为1.5h，周期开启在检测到装置处于稳态且数据有效性合格后，进行数据整定、优化计算、稳态检测、优化目标输出等流程，此后系统进入优化等待阶段，直到下一个优化周期开始。基于机理模型的准确性与稳定性，实时优化全程由实时优化平台执行，无需人工干预，降低人工成本的同时，也提高了优化效率。

4 实时优化效果

系统运行效果优劣的评判准则为：（1）实时优化系统数据读写通畅；（2）优化平台能否按照设定模式完成优化周期运行；（3）机理模型通过提高

切割精度、降低能耗等方式起到优化作用；（4）优化结果在装置操作可行域范围内；（5）RTO优化策略与APC调节装置方式一致，装置能准确、快速响应RTO系统给出的优化目标；（6）达到经济效益提升、节能降耗的目的。

优化结果的ET经实时数据库写入APC系统，通过多变量模型预测控制器控制装置朝优化目标方向调节^[6]。为表征优化执行效果，从优化计算完成ET写入APC系统开始，到优化周期结束期间，考察装置对各优化目标的跟踪情况，计算优化目标执行效率，公式如下：

$$Eff_i = Value_i / ET_i \tag{3}$$

其中， Eff_i ——优化目标执行效率；

$Value_i$ —— ET_i 实际仪表值；

ET_i —— ET_i 优化目标值。

在ET执行开始后，其装置仪表值应逐渐向RTO目标值移动，最终维持在目标值附近，从而实现优化和控制。因此，ET仪表值越接近于目标值，则优化目标执行效率 Eff_i 越趋向于1。由此可见，当 Eff_i 维持在1附近时，则优化执行效果最好。

图3展示8个ET从优化周期开始到结束期间的优化目标执行效率。由图可知，从优化周期开始到结束，除因常压炉和减压炉温度较高以及初馏塔塔顶温度优化变化量较小导致变化趋势较为平缓外，其余各ET的优化执行效率是趋向于1的。由此可证明，闭环实时优化系统可有效地完成优化计算与执行工作。

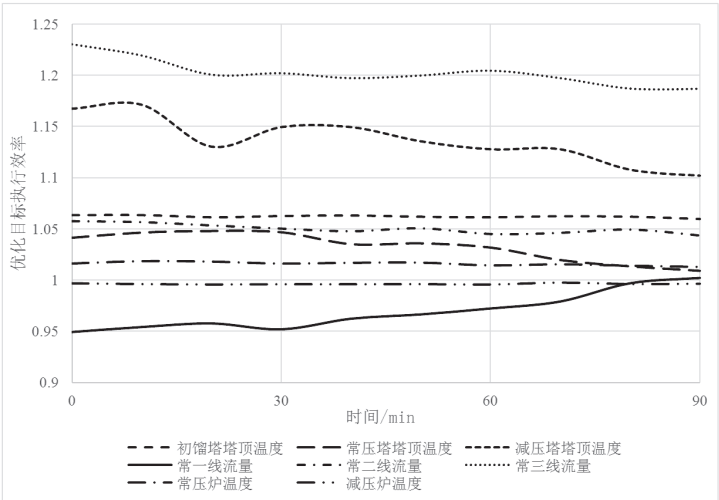


图3 各ET优化目标执行效率

为测算RTO系统应用效果，对经济效益进行三轮标定，标定期间各轮内工况保持一致，每轮标定均做空白组与投用组对照，且无时间间隔。每轮持续时间为80~100h。为更全面客观反映RTO系统的作用，各轮效益标定选取的装置生产工况均不相同。经测算，该常减压装置实时优化系统可为其提升经济效益1.91%（4.95元/吨原油），预测每年可增加经济效益约2474万元。

表3 RTO系统运行经济效益标定结果

项目	单位	第一轮		第二轮		第三轮	
		开环	闭环	开环	闭环	开环	闭环
装置平均效益	万元/小时	11.97	12.24	13.67	14.16	12.83	12.56
闭环较开环效益增量	万元/小时	0.27		0.49		-0.26	
闭环期间模型预测效益	万元/小时	12.14		14.37		12.95	
闭环效益达到率	%	100.77		98.50		97.00	
平均原油处理量	t/h	464.12	465.26	512.11	519.45	513.46	494.52
单位原油效益	元/吨	258.01	263.02	267.03	272.62	249.79	254.03
单位原油效益提升	元/吨	5.01		5.59		4.24	
单位原油效益提升比例	%	1.94		2.09		1.70	
年预测增量(8000h/a)	万元	2507.24		2796.6		2118.97	
平均单位原油效益提升	元/吨	4.95					
平均单位原油效益	%	1.91					
年平均预测增量	万元	2474.27					

参考文献：

[1] De Souza G, Odloak D, Zanin A C. Real time optimization (RTO) with model predictive control (MPC) [J]. Chemical Engineering, 2010, 34(12): 1999-2006.

[2] 杨友麒. 乙烯工厂的模拟、先进控制及实时优化[J]. 石油化工, 1999(11): 788-793.

YANG You-qi. The simulation, advanced process control and real-time optimization of ethylene plants[J]. Petrochemical Technology, 1999(11): 788-793.

[3] 罗凡, 陈夕松, 梅彬, 等. 基于Petro-SIM的常减压流程模拟和参数优化[J]. 炼油与化工, 2017(2): 53-56.

Luo Fan, Chen Xisong, Mei Bin, et al. Process simulation and parameter optimization of atmospheric & vacuum distillation unit based on Petro-SIM[J]. Refining & Chemical Industry, 2017(2): 53-56.

[4] 宋立臣, 侯晶, 刘志文, 等. 燕山乙烯装置全流程闭环实时优化技术应用[J]. 乙烯工业, 2013, 25(4): 9-15.

Song Lichen, Houjing, Liu zhiwen, et al. Application of whole process closed loop real time optimization technology in Yanshan ethylene plant[J]. Ethylene Industry, 2013, 25(4): 9-15.

[5] 郑文刚. 模拟常减压蒸馏装置的物性计算方法和模型结构[J]. 石油炼制与化工, 2018, 49(7): 100-106.

Zheng Wengang. Property calculation method and model structure for crude distillation unit simulation[J]. Petroleum Processing & Petrochemicals, 2018, 49(7): 100-106.

[6] 周丽, 金晓明. 常减压装置的先进控制和实时优化[J]. 自动化仪表, 2018, 39(8): 6-14.

Zhou Li, Jin Xiaoming. Advanced Process Control and Real-Time Optimization of CDU[J]. Process Automation Instrumentation, 2018, 39(8): 6-14.

5 结论

由于常减压装置工况调整频繁、操作复杂、耦合性强、热集成程度高等特点，难以通过人工利用离线模型挖掘效益。实时优化系统在装置机理模型的基础上通过以经济效益最大化为目标智能化地解决装置优化控制的问题。

常减压装置实时优化系统开发经历机理模型建立、实时优化平台搭建、优化方案论证与效果标定等步骤。装置机理模型对原油性质进行实时校正提高模型准确性；模型采用联立方程策略求解，保证优化的全局性。上线运行后，系统以1.5h为周期进行闭环在线实时优化——实时优化平台通过实时数据库获取装置运行参数及原油、馏分油分析数据，传递到机理模型进行参数校正、优化计算，优化结果以外部目标的形式传递到先进控制系统驱动装置进行优化调整。优化过程实时、在线、闭环执行，全程无人工参与。

经测算，优化结果在APC系统的执行下装置能够有效地达到。经过三轮经济效益标定，该RTO系统可带来1.91%的经济效益提升。AP

作者简介：

张华云（1984-），男，浙江东阳人，中级工程师，硕士，现就职于浙江中控技术股份有限公司，长期从事炼化过程装置建模、控制和实时优化研究，流程模拟与实时优化系统开发等工作。