

研究论文

# 催化裂化装置再生器主风裕量的动态分析

许 锋, 罗雄麟

(中国石油大学(北京)自动化研究所, 北京 昌平 102249)

**摘要:** 以某催化裂化装置为基础, 建立反应-再生系统的动态机理数学模型。从生产操作和闭环控制的角度, 用动态优化的方法对再生器的主风裕量进行了计算, 指出过程动态特性对主风设计裕量的选取有着很大影响。在考虑工艺和设备条件变化留出的稳态裕量之外, 需要留出一定的动态裕量以满足过程操作和控制的要求, 其大小与控制系统设计有关。系统对控制器性能的要求愈高, 所需要的主风裕量应愈大。故在进行工艺设计时需要对该系统的控制性能和主风设计裕量进行综合考虑, 使设计结果既能满足工艺要求, 又能实现良好的自动控制。

**关键词:** 催化裂化装置; 动态优化; 稳态裕量; 动态裕量; 主风

**中图分类号:** TQ 021.8

**文献标识码:** A

**文章编号:** 0438-1157(2008)01-0126-09

## Analysis of air flow rate margin in FCCU regenerator based on dynamic model

XU Feng, LUO Xionglin

(Research Institute of Automation, China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

**Abstract:** A dynamic model of a FCCU reactor/regenerator was established by mechanism analysis. From the point of view of operation and control, the margin of air flow rate in FCCU regenerator was calculated by dynamic optimization. From the result it could be concluded that the process dynamic characteristics had a great effect on the margin of air flow rate. Besides the steady margin for the variation in process and equipment, the dynamic margin for control must be considered and its size is related to the control system. The higher the control performance is wanted, the greater the air flow rate margin is required. During process design the control performance and the margin of air flow rate should be studied as a whole so that the design result can both satisfy process demand and achieve good control performance.

**Key words:** FCCU; dynamic optimization; steady margin; dynamic margin; air flow rate

### 引 言

催化裂化装置是现代炼油厂石油深度加工的主体装置, 其中最重要和最复杂的部分就是反应-再生系统。由于提升管式反应器具有很大的操作弹性, 催化裂化装置反应-再生系统的设计裕量主要集中于再生器, 而再生器的主风裕量是再生器设计

裕量的重要组成部分。

当前, 催化裂化装置的工艺设计主要是在稳态条件下进行, 工艺人员通常是根据设备条件以及工艺条件的可能变化, 参考设计经验和一些设计准则来决定设计裕量的大小, 对于为实现良好的操作和控制而留出的裕量并没有进行自觉和定量的分析。同时, 由于实际过程在运行时表现为动态变化并且

存在一定的控制系统，在工艺条件变化或存在干扰时，过程一般表现为随时间缓慢变化，并有可能出现衰减振荡，而非稳态工艺设计中想象的阶跃或直线变化，设计裕量中应当考虑这种动态调节过程，否则操作将会是不可实现的。因此，在进行工艺设计时，应当与过程的动态分析和控制系统的设计结合起来，基于过程的动态模型确定设计裕量。

近十几年来，随着催化裂化装置的操作分析以及控制研究的深入，国内外学者分别针对各自的研究对象分别建立了相应的动态模型，如 Zheng<sup>[1]</sup>、Arbel 等<sup>[2-3]</sup>、罗雄麟等<sup>[4-5]</sup>、Secchi 等<sup>[6]</sup>、Han 等<sup>[7-9]</sup>、Fernandes 等<sup>[10]</sup>。在催化裂化装置动态模型的基础上，就可以从操作和控制的角度对再生器的设计裕量进行动态分析。本文采用动态优化的方法对再生器的主风设计裕量进行计算，根据计算结果分析过程动态特性以及控制系统性能对设计裕量的影响，从而为合理设计裕量的确定提供参考意见，具有一定的现实意义和理论价值。

## 1 稳态裕量和动态裕量

设计裕量可定义为考虑过程不确定参数（包括工艺条件、设备条件、外来扰动）发生变化时为满足生产和操作要求需要在正常操作的标称设计值上增加的量，其绝对量称为绝对裕量，绝对裕量与标称设计值的百分比称为相对裕量。

从操作与控制的角度看，设计裕量  $M$  可以划分为稳态裕量  $M_s$  和动态裕量  $M_d$ 。

稳态裕量  $M_s$  为仅考虑工艺条件和设备条件稳态变化需要留出的裕量。

动态裕量  $M_d$  为考虑工艺条件变化后的动态过程，在稳态裕量基础上需要增加的裕量。由于动态

裕量的大小与控制系统的性能密不可分，故也称为控制裕量<sup>[11]</sup>。

在分清设计裕量的组成以后，工艺设计中可以减少裕量设计的盲目性，既能够保证一定的操作弹性和控制性能，又可以适当降低设备投资和操作费用，在过程的经济性能和控制性能之间取得较好的平衡。

## 2 催化裂化装置反应-再生系统动态数学模型

以某催化裂化装置为例进行研究，此催化裂化装置为高低并列式提升管催化裂化装置，处理量为  $600 \text{ kt} \cdot \text{a}^{-1}$ ，加工减压瓦斯油，单再生器单段再生，添加 CO 助燃剂进行完全再生，实现焦炭的完全燃烧，再生效果好，无内外取热系统。该催化裂化装置过程数据见表 1。

由于反应器和再生器之间存在催化剂循环，使二者有机地联系在一起，所以在对再生器设计裕量进行动态分析时，需要将反应-再生系统作为一个整体来讨论，建立整个反应-再生系统的动态数学模型。以罗雄麟等<sup>[4-5]</sup>的催化裂化装置反应-再生系统动态数学模型为基础，根据过程数据对模型参数进行相应调整，建立催化裂化装置反应-再生系统的动态数学模型。

对于反应器模型，采用五集总反应动力学模型，反应网络如下

原料 (A)  $\longrightarrow$  柴油 (D) + 汽油 (N) + 气体 (G) + 焦炭 (C)

柴油 (D)  $\longrightarrow$  汽油 (N) + 气体 (G) + 焦炭 (C)

汽油 (N)  $\longrightarrow$  气体 (G)

表 1 催化裂化装置过程数据

Table 1 Process data of FCCU

Pressure/kPa		Temperature/°C		Yield of product/%(mass)				
Reactor top	Regenerator top	Riser top	Regenerator dense bed	C <sub>1</sub> -C <sub>4</sub>	Gasoline	Gas oil	Coke	Loss
244.95	274.38	500	700	13.7	42.3	38.6	5.0	0.4
Regenerator catalyst inventory/kg	Air flow rate (standard condition) /m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup>	Coke on regenerated catalyst /%(mass)	Mole fraction in flue/%(mol)		Flow rate/kg · h <sup>-1</sup>			
			O <sub>2</sub>	CO(full combustion)	Fresh feed	Recycle oil	Recycle slurry	Catalyst
27000	45500	0.1	3.0	0	75000	12750	7250	410000

提升管内采用气固平推流、气固无滑落的分布参数模型,对原料未转化率、产品分布和催化剂含焦量可以建立拟稳态模型,对反应温度,建立其动态模型。取提升管内微元高度进行物料和热量衡算

$$\frac{dy_A}{dX} = -S_T \frac{G}{F_O} k_{A,0} y_A \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (1)$$

$$\frac{dy_D}{dX} = S_T \frac{G}{F_O} [v_{AD} k_{A,0} y_A - k_{D,0} y_D] \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (2)$$

$$\frac{dy_N}{dX} = S_T \frac{G}{F_O} [v_{AN} k_{A,0} y_A + v_{DN} k_{D,0} y_D - k_{N,0} y_N] \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (3)$$

$$\frac{dy_G}{dX} = S_T \frac{G}{F_O} [v_{AG} k_{A,0} y_A + v_{DG} k_{D,0} y_D + v_{NG} k_{N,0} y_N] \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (4)$$

$$\frac{dC_{ca}}{dX} = S_T [v_{AC} k_{A,0} y_A + v_{DC} k_{D,0} y_D] \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (5)$$

$$\frac{\partial T_{ra}}{\partial t} + \frac{1}{S_T} \frac{\partial T_{ra}}{\partial X} = -\Delta \frac{G}{F_O} \{ [\Delta H_{AR} k_{A,0} y_A + \Delta H_{DR} k_{D,0} y_D + \Delta H_{NR} k_{N,0} y_N] - \Delta H_{AA} [v_{AC} k_{A,0} y_A + v_{DC} k_{D,0} y_D] \} \exp\left(-\frac{E_A}{RT_{ra}}\right) p_{ra} \phi \quad (6)$$

$$\frac{d\phi}{dX} = -S_T k_{\phi} \exp\left(-\frac{E_{ca}}{RT_{ra}}\right) p_{ra} y_A \phi \quad (7)$$

式(1)~式(5)依次为关于原料未转化率  $y_A$ 、柴油产率  $y_D$ 、汽油产率  $y_N$ 、气体产率  $y_G$  以及催化炭含量  $C_{ca}$  的物料衡算方程;式(6)为关于反应温度  $T_{ra}$  的热量衡算方程;式(7)为催化剂降活速率方程。按 Krishnaswamy 反应-失活模型,有  $E_A \equiv E_D \equiv E_N$ , 即原料、柴油和汽油的裂化活化能均相等。

汽提段不发生化学反应,待生催化剂焦炭含量  $C_{sc}$  由催化焦、原料附加焦和可汽提烃组成,汽提段出口温度  $T_{st}$  可由提升管出口温度减汽提段温差得出

$$C_{sc} = C_{ca} |_{X=1} + \frac{\beta}{G} F_{fresh} CCR_{fresh} + \gamma \quad (8)$$

$$T_{st} = T_{ra} |_{X=1} - \Delta T_{st} \quad (9)$$

对于再生器,根据文献[12],可用两个虚拟气固全返混床串联模型(CSTR)对再生器密相床进行模拟,密相床中只取再生温度和催化剂含碳量为动态,再生烟气氧含量用拟稳态。由于床层线速较高,可以忽略气体的外扩散效应;同时由于再生器采取完全再生方式,假定稀相段只起到分离烟气和催化剂的作用,而不发生化学反应。

再生器第1个CSTR做物料衡算和热量衡算,假设第1个CSTR氢烧尽,则有

$$\frac{dC_{rg,1}}{dt} = \left(\frac{C_{sc}}{1+\eta} - C_{rg,1}\right) \frac{G}{W_{rg,1}} - k_{C,0} \exp\left(\frac{E_C}{RT_{rg,1}}\right) C_{rg,1} p_{rg} y_{O_2,rg,1} \quad (10)$$

$$0 = V_{rg}(0.21 - y_{O_2,rg,1}) - G\left(\frac{C_{sc}}{1+\eta} - C_{rg,1}\right) \frac{1}{12} - G\left(\frac{\gamma C_{sc}}{1+\eta}\right) \frac{1}{4} \quad (11)$$

$$\frac{dT_{rg,1}}{dt} = \frac{\rho_s(1-\epsilon_{rg})}{[\rho_s(1-\epsilon_{rg})C_{p,s} + \rho_g \epsilon_{rg} C_{p,g}]} W_{rg,1} \times [GC_{p,s}(T_{st} - T_{rg,1}) + V_{rg} C_{p,g}(T_g - T_{rg,1}) + G\left(\frac{C_{sc}}{1+\eta} - C_{rg,1}\right)(-\Delta H_C) + G\left(\frac{\gamma C_{sc}}{1+\eta}\right)(-\Delta H_H) - k_w \Delta T_w A_{rg,1}] \quad (12)$$

再生器第2个CSTR做物料衡算和热量衡算

$$\frac{dC_{rg,2}}{dt} = (C_{rg,1} - C_{rg,2}) \frac{G}{W_{rg,2}} - k_{C,0} \exp\left(\frac{E_C}{RT_{rg,2}}\right) C_{rg,2} p_{rg} y_{O_2,rg,2} \quad (13)$$

$$0 = V_{rg}(y_{O_2,rg,1} - y_{O_2,rg,2}) - G \frac{C_{rg,1} - C_{rg,2}}{12} \quad (14)$$

$$\frac{dT_{rg,2}}{dt} = \frac{\rho_s(1-\epsilon_{rg})}{[\rho_s(1-\epsilon_{rg})C_{p,s} + \rho_g \epsilon_{rg} C_{p,g}]} W_{rg,2} \times [GC_{p,s}(T_{rg,1} - T_{rg,2}) + V_{rg} C_{p,g}(T_{rg,1} - T_{rg,2}) + G(C_{rg,1} - C_{rg,2})(-\Delta H_C) - k_w \Delta T_w A_{rg,2}] \quad (15)$$

式(10)~式(12)和式(13)~式(15)分别依次为再生器密相床第1、2个CSTR关于催化剂含碳量( $C_{rg,1}$ ,  $C_{rg,2}$ )、烟气氧含量( $y_{O_2,rg,1}$ ,  $y_{O_2,rg,2}$ )的物料衡算方程以及关于再生温度( $T_{rg,1}$ ,  $T_{rg,2}$ )的热量衡算方程。

式(1)~式(15)的微分-代数方程以及提升管入口条件、相关物性计算的代数方程共同组成了催化裂化装置反应-再生系统的非线性动态模型。对于式(1)~式(7),在提升管高度上进行向后差分离散化,离散为等距  $n$  段,消除空间自变量的微分方程。将式(6)、式(10)、式(12)、式(13)、式(15)定义为动态模型的微分方程  $f_d$ ,将其他各式、提升管入口条件及相关物性方程定义为动态模型的代数方程  $f_a$ 。将提升管反应温度  $T_{ra}$ 、再生器串联CSTR催化剂含碳量  $C_{rg,1}$ 、 $C_{rg,2}$  以及温度  $T_{rg,1}$ 、 $T_{rg,2}$  定义为微分状态变量  $x_d$ 。将提升管反应器产品产率  $y_A$ 、 $y_D$ 、 $y_N$ 、 $y_G$ , 催化炭含量  $C_{ca}$ , 催化剂活性  $\phi$ , 汽提段温度  $T_{st}$  和催化炭

含量  $C_{sc}$ ，再生器串联 CSTR 烟气氧含量  $y_{O_2,rg,1}$ 、 $y_{O_2,rg,2}$  等定义为代数变量  $\mathbf{x}_a$ 。定义催化剂循环量  $G$ 、主风量  $V_{rg}$  为操纵变量  $\mathbf{u}$ 。定义各种工艺条件的改变、过程扰动等为过程不确定性变量  $\mathbf{p}$ ，如新鲜原料量的改变、反应温度的调整等。

催化裂化装置反应-再生系统的动态模型可表示为

$$\frac{d\mathbf{x}_d(t)}{dt} = \mathbf{f}_d[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (16)$$

$$0 = \mathbf{f}_a[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (17)$$

定义反应温度  $T_{ra}|_{X=1}$ 、再生温度  $T_{rg,2}$  和再生烟气氧含量  $y_{O_2,rg,2}$  为输出被控变量  $\mathbf{y}$ ，输出方程可表示为

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{h}[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (18)$$

此外，将过程操作过程中必须满足的约束方程定义为  $\mathbf{g}$ ，即

$$\mathbf{g}[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \leq 0 \quad (19)$$

过程操作过程中必须满足的约束包括反应温度约束、产品产率约束、再生温度约束、再生剂含碳量约束以及烟气氧含量约束等生产要求和操作约束，限于篇幅在此略过。

### 3 主风裕量优化计算策略

在催化裂化装置过程数学模型的基础上，可以对工艺条件变化、过程干扰等过程不确定性条件下所需要的主风设计裕量进行计算。

#### 3.1 稳态裕量的优化计算

首先对不考虑过程动态的稳态裕量进行计算，假设工艺条件变化后，过程立刻到达稳态，令式 (16) 左侧的导数为零，将过程动态模型转换为稳态模型。优化问题为

$$\min_{\mathbf{u}} V_{rg} \quad (20)$$

$$\text{s. t. } \mathbf{f}_d(\mathbf{x}_d, \mathbf{x}_a, \mathbf{u}, \mathbf{p}) = 0 \quad (21)$$

$$\mathbf{f}_a(\mathbf{x}_d, \mathbf{x}_a, \mathbf{u}, \mathbf{p}) = 0 \quad (22)$$

$$\mathbf{g}(\mathbf{x}_d, \mathbf{x}_a, \mathbf{u}, \mathbf{p}) \leq 0 \quad (23)$$

式 (21) ~ 式 (22) 为过程稳态模型，式 (23) 为过程操作不等式约束。本质上，以上优化问题就是计算当过程不确定性变量由标称值  $\mathbf{p}_0$  变化到  $\mathbf{p}$  时，不考虑过程动态，为满足过程操作约束所需要的最小主风量。求解优化问题式 (20) ~ 式 (23)，设主风量标称值为  $V_{rg,0}$ ，得到主风稳态相对裕量

$$M_s = \frac{V_{rg} - V_{rg,0}}{V_{rg,0}} \quad (24)$$

#### 3.2 动态裕量的优化计算

如果考虑过程的动态变化过程，对动态裕量进行计算，要基于过程的动态模型，将工艺条件变化前初始点的稳态方程和工艺条件变化后过渡过程的动态方程分别列写，优化问题为

$$\min_{V_{rg,m}, \mathbf{y}_s, \mathbf{u}_0} V_{rg,m} \quad (25)$$

$$\text{s. t. } \mathbf{f}_d(\mathbf{x}_{d,0}, \mathbf{x}_{a,0}, \mathbf{u}_0, \mathbf{p}_0) = 0 \quad (26)$$

$$\mathbf{f}_a(\mathbf{x}_{d,0}, \mathbf{x}_{a,0}, \mathbf{u}_0, \mathbf{p}_0) = 0 \quad (27)$$

$$\frac{d\mathbf{x}_d(t)}{dt} = \mathbf{f}_d[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (28)$$

$$0 = \mathbf{f}_a[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (29)$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{h}[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \quad (30)$$

$$\mathbf{e}(t) = \mathbf{y}_s - \mathbf{y}(t) \quad (31)$$

$$u_i(t) = \delta_{ij} K_{ij} \left[ e_j(t) + \frac{1}{T_{1,ij}} \int_0^t e_j(t) dt + T_{D,ij} \frac{de_j(t)}{dt} \right] + u_{0,i} \quad (32)$$

$$\mathbf{g}[\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{p}(t)] \leq 0 \quad (33)$$

$$\mathbf{u}_2(t) \leq V_{rg,m} \quad (34)$$

$$t_0 \leq t \leq t_f$$

式中  $\mathbf{x}_{d,0}$ 、 $\mathbf{x}_{a,0}$ 、 $\mathbf{u}_0$ 、 $\mathbf{p}_0$  表示过程的稳态标称工作点； $\mathbf{y}_s$  为被控变量在动态过程中的给定值； $K_{ij}$ 、 $T_{1,ij}$ 、 $T_{D,ij}$  为 PID 控制器的控制参数； $\delta_{ij}$  表示操纵变量和被控变量的配对情况，若  $\delta_{ij} = 1$ ，表明第  $i$  个潜在操纵变量与第  $j$  个潜在被控变量配对，接受其控制，若  $\delta_{ij} = 0$  则表明配对关系不成立。式 (26)、式 (27) 为标称工作点稳态约束，式 (28) ~ 式 (30) 为过程动态模型，描述工艺条件变化后的动态过程，式 (31)、式 (32) 为多回路常规 PID 控制器的动态方程，式 (33) 为过程动态变化需满足的操作约束，式 (34) 表示闭环控制过程中主风量的调节不得超出主风裕量。

以上优化问题包含了常规 PID 控制器的动态方程，当过程不确定性变量由标称值  $\mathbf{p}_0$  变化到  $\mathbf{p}$  时，控制器对变化后的过程进行了闭环控制，控制系统将对闭环系统的动态变化过程有着极大的影响，因此控制系统的结构  $\delta_{ij}$  和参数  $K_{ij}$ 、 $T_{1,ij}$ 、 $T_{D,ij}$  将严重影响优化问题式 (25) ~ 式 (34) 的求解结果。求解优化问题式 (25) ~ 式 (34)，可以获得考虑过程动态变化所需要的主风相对裕量  $M$  和主风动态裕量  $M_d$ 。

$$M = \frac{V_{rg,m} - V_{rg,0}}{V_{rg,0}} \quad (35)$$

$$M_d = M - M_s \quad (36)$$

#### 3.3 优化计算工具

优化问题式 (20) ~ 式 (23) 和优化问题式

(25)~式(34)均为非线性规划问题,并且优化问题式(25)~式(34)涉及动态优化,求解十分困难。为此,应用动态流程模拟和优化软件gPROMS求解上述优化问题。gPROMS是英国PSE公司于1997年推出的面向方程的动态流程模拟和优化软件,具有动态模拟、参数估计、动态优化等多种功能。使用gPROMS求解问题非常方便,其模型方程是开放的,可直接用gPROMS提供的编程语言以微分方程和代数方程的形式编写催化裂化装置的动态模型,然后设定决策变量和目标函数,即可自行完成稳态及动态优化问题的求解。

对于动态优化问题,gPROMS软件采用基于控制向量参数化的方法,即认为时变控制向量在特定控制间隔内是分段恒定的,控制间隔以及在间隔上控制量的值由优化算法决定。这两个标准优化器中的非线性规划求解器都采用序贯二次规划算法(SQP)。利用动态流程模拟和优化软件gPROMS可以实现对主风稳态裕量和动态裕量的优化计算。

## 4 主风裕量分析

在催化裂化装置反应-再生系统动态模型的基础上,通过对主风裕量的动态优化计算,可以对不同控制结构及控制器参数条件下所需要的主风裕量进行分析。

根据文献[13-15],为保证系统的稳定性,在本文的系统分析中,藏量被视为理想控制,在汽提段和再生器的数学模型中,假设汽提段和再生器藏量恒定,不随时间发生变化。基于催化裂化装置反应-再生系统动态数学模型,在固定再生器藏量的情况下,考虑新鲜原料处理量增加和改变反应温度两种工艺条件变化的情况,对再生器的主风裕量进行动态分析。

### 4.1 新鲜原料处理量增加条件下的主风裕量

假设主风量不受主风机能力的约束,考察新鲜原料处理量增加 $4500\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ ,即由 $75000\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ 增加至 $79500\text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ 时所需要的主风裕量情况。

首先考虑稳态条件下,采用稳态优化方法计算主风的稳态裕量,求得主风的稳态相对裕量为 $0.30\%$ 。然后考虑在不同控制结构及控制器参数的条件下,对再生器主风的动态裕量进行计算。由于不同控制系统对闭环系统的动态特性有着很大影

响,进而将影响主风裕量的计算结果;为了考察不同控制系统的控制性能和主风裕量的关系,故在计算再生器主风的动态裕量时考虑催化裂化装置反应-再生系统的3种常用控制结构(regulatory control structure,RCS)。

(1) RCS1: 催化剂循环量控制反应温度、主风量不可调;

(2) RCS2: 催化剂循环量控制反应温度、主风量控制再生烟气氧含量;

(3) RCS3: 催化剂循环量控制反应温度、主风量控制再生温度。

在上述控制结构的基础上,按照比例控制、比例积分控制以及比例系数和积分时间逐渐增大的原则,调整PID控制参数构成各种控制系统。根据在gPROMS模拟平台对催化裂化装置反应-再生系统动态模型的开环阶跃测试,达到稳态以前的动态过渡时间为 $120\text{ min}$ 左右,故选择动态优化时间为 $150\text{ min}$ ,以确保整个动态过程包含在动态优化时间以内。同时,以常用控制性能指标——绝对值误差积分(IAE)作为衡量控制器性能的指标,IAE由各被控变量给定值和测量值偏差的绝对值积分和组成,IAE越小,即对应的控制器性能越高。在不同控制结构和控制器参数条件下计算再生器主风设计裕量,各种控制结构和控制器参数、对应的控制性能指标IAE以及再生器主风相对裕量计算结果、动态相对裕量如表2所示。可以看出,如果考虑过程的动态变化,主风的稳态裕量将是不够的,需要在稳态裕量的基础上增加动态裕量。这是由于实际过程在操作运行时表现为动态变化,过程变量的动态值与稳态值存在较大的差别,如果在过程设计时只考虑稳态裕量,在动态变化过程中过程变量将可能超出生产和操作约束,造成操作的不可实现;另外,在每种控制结构条件下,从总体上看,对控制器的性能要求愈高,则所需要的主风动态裕量愈大。

### 4.2 反应温度给定值阶跃增加条件下的主风裕量

考察反应温度给定值增加 $4.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,即由 $500\text{ }^{\circ}\text{C}$ 增加至 $504.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ 时所需要的主风裕量情况。

首先考虑稳态条件下,采用稳态优化方法计算主风的稳态裕量,求得主风的稳态相对裕量为 $1.01\%$ 。

然后对再生器主风的动态裕量进行计算,采用动态优化方法,根据对催化裂化装置反应-再生系统

表 2 不同控制系统下的主风动态裕量 (改变新鲜原料处理量)

Table 2 Dynamic margin of air flow rate under different control system (flow rate of fresh feed changed)

Control structure	$G-T_{ra}$		$V_{rg}-y_{O_2+rg}$		$V_{rg}-T_{rg}$		IAE	Margin, $M/\%$	Dynamic margin, $M_d/\%$	
	K	$T_1/s$	K	$T_1/s$	K	$T_1/s$				
1	0.2	—	—	—	—	—	3280	1.42	1.12	
	0.8	—	—	—	—	—	2884	1.42	1.12	
	0.2	60	—	—	—	—	2119	1.42	1.12	
	0.5	30	—	—	—	—	2036	1.42	1.12	
2	0.2	—	0.5	—	—	—	2725	1.88	1.58	
	0.5	—	0.8	—	—	—	2378	2.02	1.72	
	0.2	60	0.5	—	—	—	1992	1.83	1.53	
	0.5	30	0.8	—	—	—	1859	2.22	1.92	
	0.2	60	0.5	40	—	—	788	5.81	5.51	
	0.5	40	0.6	30	—	—	712	6.15	5.52	
	0.5	30	0.8	20	—	—	663	6.87	5.55	
	3	0.2	—	—	—	0.001	—	1951	2.83	2.53
		0.5	—	—	—	0.002	—	1470	3.69	3.39
0.2		60	—	—	0.001	—	1735	2.75	2.45	
0.5		30	—	—	0.002	—	1410	3.79	3.49	
0.2		60	—	—	0.001	60	1239	12.59	12.29	
0.5		30	—	—	0.002	60	1137	15.40	15.10	
0.5		30	—	—	0.002	30	1128	17.73	17.43	

表 3 不同控制系统下的主风动态裕量 (改变反应温度)

Table 3 Dynamic margin of air flow rate under different control system (riser top temperature changed)

Control structure	$G-T_{ra}$		$V_{rg}-y_{O_2+rg}$		$V_{rg}-T_{rg}$		IAE	Margin, $M/\%$	Dynamic margin, $M_d/\%$	
	K	$T_1/s$	K	$T_1/s$	K	$T_1/s$				
1	0.2	—	—	—	—	—	3276	0	0	
	0.8	—	—	—	—	—	3103	0	0	
	0.2	60	—	—	—	—	2802	1.65	0.64	
	0.5	30	—	—	—	—	2759	2.35	1.34	
2	0.2	—	0.5	—	—	—	3253	0	0	
	0.5	—	0.8	—	—	—	3098	0	0	
	0.2	60	0.5	—	—	—	2557	1.43	0.42	
	0.5	30	0.8	—	—	—	2387	2.00	0.99	
	0.2	60	0.5	40	—	—	527	4.06	3.05	
	0.5	40	0.6	30	—	—	270	9.07	8.06	
	0.5	30	0.8	20	—	—	217	10.68	9.67	
	3	0.2	—	—	—	0.001	—	3248	0	0
		0.5	—	—	—	0.002	—	3071	0	0
0.2		60	—	—	0.001	—	2497	1.42	0.41	
0.5		30	—	—	0.002	—	2221	2.90	1.89	
0.2		60	—	—	0.001	60	562	4.85	3.84	
0.5		30	—	—	0.002	60	409	12.91	11.90	
0.5		30	—	—	0.002	30	406	15.83	14.82	

动态模型的开环阶跃测试, 选择动态优化时间为 150 min。同时, 为考察不同控制系统的控制性能和主风裕量的关系, 在计算再生器主风的动态裕量时同样考虑如 4.1 节所述的 3 种常用控制结构, 并按照比例控制、比例积分控制以及比例系数和积分时间逐渐增大的原则, 调整 PID 控制参数构成各

种控制系统。对各种控制系统条件下的再生器主风设计裕量进行计算, 计算结果如表 3 所示。可以看出, 在某些控制系统条件下, 所需要的主风动态裕量为 0, 这主要因为这些控制系统采用了调节能力较差的纯比例作用控制器, 虽然需要的动态裕量少, 但控制性能较差, 无法完成改变工艺条件的任

务；对于采取了比例积分作用的控制系统，调节能力强，控制性能较好，能够完成操作要求的工艺条件变化，但对主风动态裕量有较高的要求；另外，对于每种控制结构而言，对控制器的性能要求愈高，则所需要的主风动态裕量愈大，具有较小控制性能指标的控制器需要相对较多的动态裕量。

### 4.3 设计裕量与控制性能

为了进一步阐明设计裕量和控制性能的关系，根据表 2、表 3，以 IAE 为横坐标，设计裕量为纵坐标，绘制出设计裕量与控制性能指标 IAE 的关系曲线如图 1、图 2 所示。由图 1、图 2 可见：(1) 从总体上看，控制性能指标越小，即对控制器性能的要求愈高，所需要的设计裕量愈大。控制结构相同，调整 PID 控制器参数，需要的设计裕量一般随控制性能的改善而增加。(2) 选择主风量控制再生烟气氧含量时所需要的设计裕量和控制性能指标

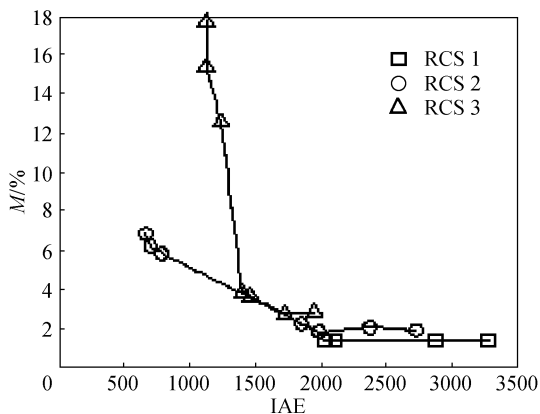


图 1 主风裕量与 IAE 的关系曲线 (改变新鲜原料处理量)  
Fig. 1 Relation of air flow rate margin and IAE (flow rate of fresh feed changed)

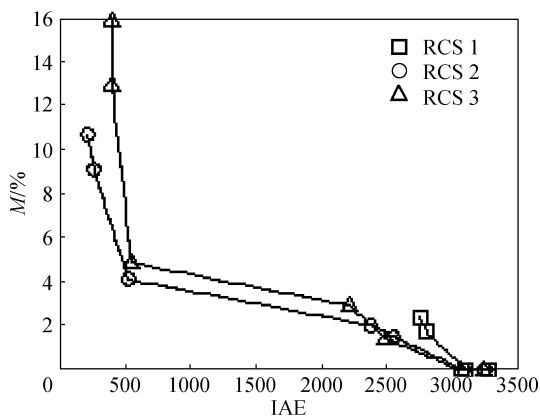


图 2 主风裕量与 IAE 的关系曲线 (改变反应温度)  
Fig. 2 Relation of air flow rate margin and IAE (riser top temperature changed)

较选择主风量控制再生温度均小一些，这可能是主风量对再生烟气氧含量的影响大于对再生温度的影响，主风量在控制再生温度时完成相同目标所需要的调节幅度要大于控制再生烟气氧含量所导致的，所以在进行常规控制设计时选择主风量控制再生烟气氧含量较主风量控制再生温度更为有利。(3) 纯比例作用控制器的调节能力弱，控制性能较差，虽然需要的设计裕量少，在比例作用较小的情况下无法完成改变工艺条件的任务；比例积分作用控制器调节能力强，控制性能较好，在比例作用较小的情况下也能通过积分作用完成工艺要求的操作任务，但对设计裕量有较高的要求。

作者除对上述两种比较常见的工艺条件变化的情况进行了主风裕量分析以外，对于新鲜原料残炭性质变化、新鲜原料预热温度变化以及上述几种工艺条件变化同时出现的情况同样进行了优化计算和主风裕量的分析。运用的方法与第 3 节所述相同，根据各种控制系统条件下主风裕量的计算结果可以绘制与图 1、图 2 类似的主风裕量和控制性能指标的关系曲线，并可得到类似结论。

## 5 结 论

基于催化裂化装置反应-再生系统的动态数学模型，采用动态优化的方法对处于不同控制系统条件下的再生器主风的设计裕量进行了计算，从计算结果可以得到以下结论。

(1) 在考虑过程动态特性的情况下，稳态裕量难以满足过程操作和控制的要求，需要在稳态裕量基础上留出一定的动态裕量。

(2) 从总体上看，对控制器性能的要求愈高，所需要的主风动态裕量愈大。

本文主要从控制的角度对催化裂化装置再生器的主风裕量进行了动态分析和讨论，设计人员进行工艺设计时除需要对改变生产工艺、装置安全生产、节能降耗等稳态因素加以考虑外，还需要考虑过程动态过程，结合控制系统的设计，留出一定的动态裕量以满足过程操作和控制的要求，对各方面的因素进行权衡，通过折中权衡确定再生器的设计裕量。

### 符 号 说 明

$A_{rg,1}$ ,  $A_{rg,2}$ ——分别为再生器密相床第 1、2 个 CSTR 等效散热面积,  $m^2$

- $C_{ca}$ ——催化炭含量, % (质量)  
 $C_{rg,1}, C_{rg,2}$ ——分别为再生器密相床第 1、2 个 CSTR 催化剂含碳量, % (质量)  
 $C_{sc}$ ——待生催化剂焦炭含量, % (质量)  
 $CCR_{fresh}$ ——新鲜原料残炭值, % (质量)  
 $C_{p,g}$ ——气体比热容,  $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$   
 $C_{p,s}$ ——催化剂比热容,  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$   
 $E_A, E_D, E_N$ ——分别为原料、柴油、汽油裂化反应活化能,  $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$   
 $E_C$ ——烧碳活化能,  $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$   
 $e$ ——被控变量给定值与测量值偏差  
 $F_{fresh}$ ——新鲜原料流量,  $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $F_O$ ——提升管进料流量,  $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $f_d, f_a$ ——分别为动态模型微分、代数方程  
 $G$ ——催化剂循环量,  $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $g$ ——动态模型操作约束不等式  
 $\Delta H_{AA}$ ——焦炭吸附热,  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$   
 $\Delta H_{AR}, \Delta H_{DR}, \Delta H_{NR}$ ——分别为原油、柴油、汽油裂化反应热,  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$   
 $\Delta H_C, \Delta H_H$ ——分别为再生烧碳、烧氢热效应 (扣除焦炭脱附热),  $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$   
 $h$ ——动态模型输出方程  
 $K$ ——PID 控制器比例系数  
 $k_{A,0}, k_{D,0}, k_{N,0}$ ——分别为原料、柴油、汽油反应速率常数指前因子,  $\text{Pa}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $k_{C,0}$ ——烧碳反应速率常数指前因子,  $\text{Pa}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $k_w$ ——外壁散热系数,  $\text{kJ} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $k_{\phi,0}$ ——催化剂降活速率常数指前因子,  $\text{Pa}^{-1}$   
 $M$ ——相对裕量, %  
 $M_s, M_d$ ——分别为稳态、动态相对裕量, %  
 $p$ ——过程不确定性变量  
 $p_0$ ——过程不确定性变量标称值  
 $p_{ra}, p_{rg}$ ——分别为反应器、再生器压力, Pa  
 $R$ ——气体常数,  $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$   
 $S_T$ ——空时, s  
 $u$ ——操纵变量  
 $u_0$ ——操纵变量标称值  
 $T_I$ ——PID 控制器积分时间  
 $T_D$ ——PID 控制器微分时间  
 $T_{ra}$ ——提升管反应温度, K  
 $T_{rg,1}, T_{rg,2}$ ——分别为再生器密相床第 1、2 个 CSTR 温度, K  
 $T_{st}$ ——汽提段出口温度, K  
 $\Delta T_{st}$ ——汽提段温差, K  
 $\Delta T_w$ ——散热温差, K  
 $t_0, t_i$ ——分别为动态过程起始、终止时间  
 $V_{rg}$ ——主风量,  $\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $V_{rg,0}, V_{rg,m}$ ——分别为主风量标称值和最大值,  $\text{kmol} \cdot \text{s}^{-1}$   
 $W_{rg,1}, W_{rg,2}$ ——分别为再生器密相床第 1、2 个 CSTR 催化剂藏量, kg  
 $X$ ——量纲 1 长度  
 $x_d, x_a$ ——分别为微分、代数状态变量  
 $x_{d,0}, x_{a,0}$ ——分别为微分、代数状态变量标称值  
 $y$ ——被控变量  
 $y_s$ ——被控变量给定值  
 $y_A, y_D, y_N, y_G$ ——分别为原料未转化率、柴油产率、汽油产率、气体产率, % (质量)  
 $y_{O_2,rg,1}, y_{O_2,rg,2}$ ——分别为再生器密相床第 1、2 个 CSTR 烟气的氧含量, % (摩尔)  
 $\beta$ ——原料油中残炭转化为附加炭的比例, % (质量)  
 $\gamma$ ——可汽提烃含量, % (质量)  
 $\delta$ ——表示操纵变量和被控变量的配对情况的控制结构矩阵  
 $\epsilon_{rg}$ ——密相床平均空隙率, % (体积)  
 $\eta$ ——氢碳比  
 $\Lambda$ ——热容校正系数  
 $\rho_g$ ——密相床平均气体分子密度,  $\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$   
 $\rho_s$ ——催化剂密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$   
 $u_{AD}, u_{AN}, u_{AG}, u_{AC}$ ——分别为原料-柴油、原料-汽油、原料-气体、原料-焦炭计量系数  
 $u_{DN}, u_{DG}, u_{DC}$ ——分别为柴油-汽油、柴油-气体、柴油-焦炭计量系数  
 $u_{NG}$ ——汽油-气体计量系数  
 $\phi$ ——催化剂相对活性, %  
**下角标**  
 $A, D, N, G$ ——原料、柴油、汽油、气体  
 $C, H$ ——碳、氢  
 $ca$ ——催化剂  
 $d, s$ ——动态、稳态  
 $fresh$ ——新鲜原料油  
 $g, s$ ——气体、固体  
 $m$ ——最大值  
 $O$ ——总进料油  
 $O_2$ ——氧  
 $ra$ ——反应器  
 $rg$ ——再生器  
 $st$ ——汽提段  
 $w$ ——散热  
 $\phi$ ——活性



0——标称值

1, 2——第 1、2 个 CSTR

## References

- [1] Zheng Y Y. Dynamics modeling and simulation of a catalytic cracking unit. *Computers and Chemical Engineering*, 1994, **18** (1): 39-44
- [2] Arbel A, Huang Z P, Rinard I H, *et al.* Dynamics and control of fluidized catalytic crackers ( I ): Modeling of the current generation of FCC' s. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 1995, **34** (4): 1228-1243
- [3] Arbel A, Rinard I H, Shinnar R. Dynamics and control of fluidized catalytic crackers ( II ): Multiple steady-states and instabilities. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 1995, **34** (9): 3014-3026
- [4] Luo Xionglin (罗雄麟), Yuan Pu (袁璞), Lin Shixiong (林世雄). Dynamic model of fluid catalytic cracking unit ( I ): Reactor section. *Acta Petrolei Sinica: Petroleum Processing Section*(石油学报: 石油加工), 1998, **14** (1): 34-40
- [5] Luo Xionglin (罗雄麟), Yuan Pu (袁璞), Lin Shixiong (林世雄). Dynamic model of fluid catalytic cracking unit ( II ): Regenerator section. *Acta Petrolei Sinica: Petroleum Processing Section* (石油学报: 石油加工), 1998, **14** (2): 61-65
- [6] Secchi A R, Santos M G, Neumann, *et al.* A dynamic model for a FCC UOP stacked converter unit. *Computers and Chemical Engineering*, 2001, **25** (4/5/6): 851-858
- [7] Han I S, Chung C B. Dynamic modeling and simulation of a fluidized catalytic cracking process ( I ): Process modeling. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56** (5): 1951-1971
- [8] Han I S, Chung C B. Dynamic modeling and simulation of a fluidized catalytic cracking process ( II ): Property estimation and simulation. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56** (5): 1973-1990
- [9] Han I S, Riggs J B, Chung C B. Modeling and optimization of a fluidized catalytic cracking process under full and partial combustion modes. *Chemical Engineering and Processing*, 2004, **43** (8): 1063-1084
- [10] Fernandes J L, Verstraete J J, Pinheiro C, *et al.* Dynamic modeling of an industrial R2R FCC unit. *Chemical Engineering Science*, 2007, **62** (4): 1184-1198
- [11] Wang Chuanfang (王传芳), Luo Xionglin (罗雄麟). Overdesign for control and its application in tube-shell heat exchanger design. *Petroleum Refinery Engineering* (炼油技术与工程), 2004, **32** (2): 21-24
- [12] Luo Xionglin (罗雄麟), Zhang Jianfang (张建芳). A tanks-in-series model for the FCC regenerator with fast fluidization and its applications. *Petroleum Processing and Petrochemicals* (石油炼制与化工), 1992, **24** (8): 34-39
- [13] Luo Xionglin (罗雄麟), Yuan Pu (袁璞), Lin Shixiong (林世雄). Stability analysis of fluid catalytic cracking unit with highly efficient regenerator. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 1998, **49** (6): 689-699
- [14] Luo Xionglin (罗雄麟), Yuan Pu (袁璞), Lin Shixiong (林世雄). Stability analysis of fluid catalyst inventories in fluid catalytic cracking unit with a high efficient regenerator. *Journal of the University of Petroleum: Natural Science Edition* (石油大学学报: 自然科学版), 1998, **22** (4): 86-89
- [15] Luo Xionglin (罗雄麟), Yuan Pu (袁璞), Lin Shixiong (林世雄). Application of dynamic mechanism model of fluid catalytic cracking unit—effect of feed throughput on dynamics and stability. *Acta Petrolei Sinica: Petroleum Processing Section*(石油学报: 石油加工), 1999, **15** (5): 38-43