

研究简报

先进控制条件下化工过程操作裕量与 控制性能分析

许 锋, 罗雄麟

(中国石油大学自动化研究所, 北京 102249)

关键词: 动态优化; 操作裕量; 预测控制; 催化裂化; 主风

DOI: 10.3969/j.issn.0438-1157.2012.03.029

中图分类号: TQ 021.8

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (2012) 03-0881-06

Manipulation margin and control performance analysis of chemical process under advanced process control

XU Feng, LUO Xionglin

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

Abstract: During chemical process design, the margin of manipulated variables must be determined not only for the possible change of process and equipment condition but also for the dynamic control of process control system, but its size cannot be too large in consideration of equipment cost. Now advanced process control, represented by predictive control provides a new method to improve process control performance. It is necessary to analyze the relationship between manipulation margin and control performance under advanced process control and find out the process design scheme to improve process control performance significantly at a lower cost of manipulation margin. So the mathematical description of solving the manipulation margin of chemical process under advanced process control is established. In advanced process control the linear model predictive control is used based on linear state space model, which is obtained through linearization on the steady nominal operating point, and the possible disturbances are also involved, then the problem is solved through dynamic optimization. The air flow rate margin of FCC regenerator was calculated as an example. When prediction horizon of predictive control was changed, different control performances were obtained and those corresponding manipulation margins were calculated. So the relationship between control performance and manipulation margin was found out.

Key words: dynamic optimization; manipulated margin; model predictive control; FCCU; air flow rate

引 言

化工过程的设计裕量可以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。设计裕量根据其属性可以

2011-03-17 收到初稿, 2011-12-15 收到修改稿。

联系人及第一作者: 许锋 (1976—), 男, 博士, 讲师。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (21006127, 20976193);

国家重点基础研究发展计划项目 (2012CB720500)。

Received date: 2011-03-17.

Corresponding author: XU Feng, xufengfxtz@sohu.com

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (21006127, 20976193) and the National Basic Research Program of China (2012CB720500).

分类为设备裕量和操作裕量,设备裕量的大小由工艺设计决定,一旦给出后在装置运行和操作过程中是不能变化的;而操作裕量给出了控制所用的操作变量的调节范围,对应于操作变量的调节能力,操作裕量越大,操作变量的调节能力也越强。

在过程设计时,设计裕量的确定不但需要考虑工艺条件和设备条件可能的稳态变化,而且应当考虑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,为了实现操作和控制,操作变量必须具有比较大的调节范围以实现动态调节过程和克服外界干扰。操作裕量的确定应与过程的动态分析和控制系统的设计结合起来。

近十几年来,国外许多学者基于过程动态数学模型,通过动态优化的方法,在进行工艺设计同时进行控制系统的设计,对考虑过程动态过程条件下的过程工艺设计和控制设计进行了研究,提出了过程工艺与控制集成优化设计^[1-2]。经过多年发展,应用对象由两组分精馏塔^[1-2]拓展到聚合反应器^[3-4]、结晶反应器^[5]、吸热/放热耦合反应系统^[6]、间歇精馏塔^[7]、反应精馏塔^[8]等,所应用的控制算法也由常规 PID 控制拓展到最优控制^[7-8]、预测控制^[9]、内模控制^[10]、考虑测点^[11]和参数不确定性^[12]的鲁棒控制等。通过上述方法可以得到能够克服特定的外界干扰、具有一定的操作弹性的过程优化设计,但是并没有给出操作裕量的显式表达,也未给出过程的操作裕量和相应控制系统的控制性能之间的关系。

对于催化裂化装置来说,再生器主风裕量是催化裂化装置主要操作裕量之一。作者曾经以催化裂化装置再生器主风裕量为例,对化工过程的操作裕量与控制性能之间的关系进行了分析^[13],并且对再生器进行了过程工艺与控制集成优化设计^[14-15],发现在常规 PID 控制系统条件下,过程操作裕量的大小与控制性能有关,系统对控制性能的要求越高,所需要的操作裕量应越大。

本文拟进一步对在先进控制条件下化工过程的操作裕量和控制系统的控制性能之间的关系进行研究。建立先进控制条件下求解化工过程操作裕量的数学描述,先进控制采用基于状态空间模型的预测控制,纳入可能的外界干扰,通过动态优化的方法求解化工过程的操作裕量。以催化裂化装置的主风裕量为例,通过改变预测控制的预测时域,观察先进控制的控制性能与其所需要的主风裕量之间的关

系,确定操作裕量与控制系统的控制性能之间的关系。

1 操作裕量的动态优化

通过动态优化的方法求解先进控制条件下化工过程的操作裕量,该动态优化问题的数学描述包括化工过程的动态模型、预测控制系统的动态模型、生产要求和操作约束以及目标函数等。

1.1 化工过程的动态数学模型

对于实际化工过程而言,它处于连续的动态变化过程中,动态模型应为连续的微分方程;但由于各状态变量动态响应时间差别很大,不宜采用相同的时间尺度,对于动态响应很快的状态变量可用拟稳态表示,将相应的微分方程转化为代数方程,因此实际过程的动态模型最后应表现为连续的微分-代数方程。

化工过程的动态模型可以表示为

$$\frac{dx_d(t)}{dt} = f_d(x_d(t), x_a(t), u(t), v(t)) \quad (1)$$

$$0 = f_a(x_d(t), x_a(t), u(t), v(t)) \quad (2)$$

$$y(t) = h(x_d(t), x_a(t), u(t), v(t)) \quad (3)$$

过程动态模型在稳态初始点应满足稳态约束,使过程稳态设计操作点与给定的操作条件相符,为过程动态提供一个稳定的初始点,其形式如下

$$f_d(x_{d,0}, x_{a,0}, u_0, v_0) = 0 \quad (4)$$

$$f_a(x_{d,0}, x_{a,0}, u_0, v_0) = 0 \quad (5)$$

$$y_{sp,0} = h(x_{d,0}, x_{a,0}, u_0, v_0) \quad (6)$$

式(4)~式(6)可合并为

$$f_0(y_{sp,0}, x_{d,0}, x_{a,0}, u_0, v_0) = 0 \quad (7)$$

此外,将过程动态运行过程中必须满足的约束方程定义为 g ,即

$$g(x_d(t), x_a(t), u(t), v(t)) \leq 0 \quad (8)$$

在约束方程 g 中必须包括操作变量的操作裕量约束,即在控制器的动态调节过程中,操作变量的变化不能超出操作裕量给出的范围,对于第 i 个操作变量应满足

$$\left| \frac{u_i(t) - u_{i,0}}{u_{i,0}} \right| \leq M_i \quad (9)$$

式中 M_i 为第 i 个操作变量的操作裕量。

1.2 多变量预测控制器的动态数学模型

本文先进控制采用基于线性状态空间模型的预测控制,预测控制为离散控制算法,其数学模型采用稳态设计操作点(即稳态初始点)附近的线性化离散状态空间模型,即

$$\delta \mathbf{x}_d(k+1) = \mathbf{G} \delta \mathbf{x}_d(k) + \mathbf{H} \delta \mathbf{u}(k) \quad (10)$$

$$\delta \mathbf{y}(k) = \mathbf{C} \delta \mathbf{x}_d(k) + \mathbf{D} \delta \mathbf{u}(k) \quad (11)$$

其中

$$\delta \mathbf{x}_d(k) = \mathbf{x}_d(k) - \mathbf{x}_{d,0}$$

$$\delta \mathbf{u}(k) = \mathbf{u}(k) - \mathbf{u}_0$$

$$\delta \mathbf{y}(k) = \mathbf{y}(k) - \mathbf{y}_0$$

$$\mathbf{G} = \mathbf{e}^{A^T s}$$

$$\mathbf{H} = \int_0^{T_s} \mathbf{e}^{A^T B} \mathbf{d}t$$

$$\mathbf{A} = \left(\frac{\partial f_d}{\partial \mathbf{x}_d} \right) \bigg|_0 - \left(\frac{\partial f_d}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0 \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0^{-1} \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_d} \right) \bigg|_0$$

$$\mathbf{B} = \left(\frac{\partial f_d}{\partial \mathbf{u}} \right) \bigg|_0 - \left(\frac{\partial f_d}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0 \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0^{-1} \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{u}} \right) \bigg|_0$$

$$\mathbf{C} = \left(\frac{\partial h}{\partial \mathbf{x}_d} \right) \bigg|_0 - \left(\frac{\partial h}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0 \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0^{-1} \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_d} \right) \bigg|_0$$

$$\mathbf{D} = \left(\frac{\partial h}{\partial \mathbf{u}} \right) \bigg|_0 - \left(\frac{\partial h}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0 \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{x}_a} \right) \bigg|_0^{-1} \left(\frac{\partial f_a}{\partial \mathbf{u}} \right) \bigg|_0$$

针对离散状态空间模型式(10)、式(11),应用单值预测控制算法,取预测时域为 P ,对未来 P 时刻的被控变量进行预测,并引入反馈校正,得到未来 P 时刻的被控变量反馈校正值为

$$\begin{aligned} \delta \hat{\mathbf{y}}_P(k+P) &= \mathbf{C} \mathbf{G}^P \delta \hat{\mathbf{x}}_d(k) + \\ & \left(\sum_{i=1}^P \mathbf{C} \mathbf{G}^{i-1} \mathbf{H} + \mathbf{D} \right) \delta \mathbf{u}(k) + \delta \mathbf{y}(k) - \delta \hat{\mathbf{y}}_P(k) \end{aligned} \quad (12)$$

其中

$$\delta \hat{\mathbf{y}}_P(k) = \mathbf{C} \mathbf{G}^k \delta \mathbf{x}_d(0) + \sum_{i=1}^k \mathbf{C} \mathbf{G}^{i-1} \mathbf{H} \delta \mathbf{u}(k-i) + \mathbf{D} \delta \mathbf{u}(k) \quad (13)$$

$$\delta \hat{\mathbf{x}}_d(k) = \mathbf{G}^k \delta \mathbf{x}_d(0) + \sum_{i=1}^k \mathbf{G}^{i-1} \mathbf{H} \delta \mathbf{u}(k-i) \quad (14)$$

将式(13)、式(14)代入式(12),由于在稳态初始点的条件下, $\delta \mathbf{x}_d(0) = 0$,并对控制作用增量化处理,得

$$\begin{aligned} \delta \hat{\mathbf{y}}_P(k+P) &= \delta \mathbf{y}(k) + \mathbf{S}(P) \Delta \mathbf{u}(k) + \\ & \sum_{i=1}^k [\mathbf{S}(P+i) - \mathbf{S}(i)] \Delta \mathbf{u}(k-i) \end{aligned} \quad (15)$$

其中

$$\Delta \mathbf{u}(k) = \delta \mathbf{u}(k) - \delta \mathbf{u}(k-1) = \mathbf{u}(k) - \mathbf{u}(k-1)$$

为控制作用的增量, $\mathbf{S}(i) = \sum_{j=1}^i \mathbf{C} \mathbf{G}^{j-1} \mathbf{H}$ 为离散状态空间模型的第 i 时刻阶跃响应。

定义 $\delta \mathbf{y}_{sp} = \mathbf{y}_{sp} - \mathbf{y}_0$, 最优控制的优化性能指标为 $\|\delta \mathbf{y}_{sp} - \delta \mathbf{y}_P(k+P)\|_Q + \|\Delta \mathbf{u}(k)\|_R$ 最小, 得到最优控制率为

$$\Delta \mathbf{u}(k) = [\mathbf{S}^T(P) \mathbf{Q} \mathbf{S}(P) + \mathbf{R}]^{-1} \mathbf{S}^T(P) \mathbf{Q} \times$$

$$\left\{ \mathbf{y}_{sp} - \mathbf{y}(k) - \sum_{i=1}^k [\mathbf{S}(P+i) - \mathbf{S}(i)] \Delta \mathbf{u}(k-i) \right\} \quad (16)$$

因此,多变量预测控制器的离散动态模型可以归纳为

$$f_c(\mathbf{y}_{sp}, \mathbf{y}(k), \mathbf{u}(k), \mathbf{u}(k-1), \dots, \mathbf{u}(0)) = 0 \quad (17)$$

1.3 动态优化的数学描述和求解

以动态调节过程中所需要的操作裕量最小为目标函数,得到动态优化的数学描述为

$$\min_{\mathbf{y}_{sp}, M_i} \sum_i M_i \quad (18)$$

$$\text{s. t.} \quad f_0(\mathbf{y}_{sp,0}, \mathbf{x}_{d,0}, \mathbf{x}_{a,0}, \mathbf{u}_0, \mathbf{v}_0) = 0 \quad (19)$$

$$\frac{d\mathbf{x}_d(t)}{dt} = f_d(\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{v}(t)) \quad (20)$$

$$f_a(\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{v}(t)) = 0 \quad (21)$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{h}(\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{v}(t)) \quad (22)$$

$$f_c(\mathbf{y}_{sp}, \mathbf{y}(k), \mathbf{u}(k), \mathbf{u}(k-1), \dots, \mathbf{u}(0)) = 0 \quad (23)$$

$$\mathbf{g}(\mathbf{x}_d(t), \mathbf{x}_a(t), \mathbf{u}(t), \mathbf{v}(t)) \leq 0 \quad (24)$$

根据文献 [13], 本文利用动态流程模拟和优化软件 gPROMS 可以实现对主风裕量的优化计算。gPROMS 是英国 PSE 公司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。非线性规划求解器采用序贯二次规划算法 (SQP)。可直接利用 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,即可自行完成动态优化问题的求解。

2 实例分析

以催化裂化装置再生器的主风裕量为例,进行操作裕量与控制性能的分析,目标函数中只考虑主风的操作裕量。

由于催化裂化装置反应器和再生器之间存在催化剂循环,使两器有机地联系在一起,因此在进行操作裕量与控制性能分析时需要将反应-再生系统作为一个整体来讨论。本文采用文献 [14] 描述的催化裂化装置反应-再生系统动态模型,模型方程的形式如式(1)~式(3)所示。其中,状态变量为提升管反应温度、再生器催化剂炭含量、再生温度,代数变量为提升管反应器产物产率、催化剂炭含量、催化剂活性、汽提段温度、待生剂炭含量、再生器烟气氧含量等,操作变量为催化剂循环量、主风量,干扰变量为新鲜原料油量、新鲜原料残炭、反应压力、主风预热温度等,被控变量为反应

温度、再生温度和再生烟气氧含量。

根据文献 [14], 将干扰的数学模型概括为

$$v(t) = v_0 + v_1 \sin(\omega_1 t + \phi_1) + v_2(t - t_2) + v_3(1 - e^{-\frac{t}{T_3}}) \quad (25)$$

对于工艺条件变化, 考虑反应温度给定值阶跃增加 3°C , 新鲜原料油量阶跃增加 $2.5 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$, 同时考虑新鲜原料油量存在一定的流量波动, 波动形式为正弦形式, 幅值为 $0.5 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$, 周期为 120 min; 对于过程干扰, 新鲜原料残炭由于新鲜原料油储罐的影响, 其变化形式为一阶惯性环节的输出, 幅值为 0.04% (质量), 时间常数为 20 min; 反应压力视为正弦波动, 幅值为 3000 Pa, 周期为 60 min; 主风温度视为正弦波动, 幅值为 5 K, 周期为 240 min。

设定整个动态优化的仿真时域为 480 min, 确保整个动态过程包含在动态优化时间以内。以绝对值误差积分 (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加权和组成, IAE 越小, 对应的控制器性能越高。

在多变量预测控制中, 预测时域 P 为最重要的控制器参数, 一般来说, 在确保闭环系统稳定的前提下, 预测时域 P 越小, 控制器的调节能力越强, 控制性能越高。优化中从小到大逐渐调整预测时域 P , 逐渐改变先进控制的控制性能。在不同的预测时域 P 下, 求解得到主风裕量、再生温度给定值、再生烟气氧含量给定值以及预测时域 P 、控制性能指标 IAE, 从而绘制主风裕量、控制性能指标 IAE 与预测时域 P 的关系曲线如图 1, 进一步绘制主风裕量与控制性能指标 IAE 的关系曲线如图 2, 可以得到以下结论。

(1) 由图 1 可以发现: 随着多变量预测控制器的预测时域 P 的增加, 先进控制的控制性能指标 IAE 随之增大, 即控制性能降低, 控制效果越来越差; 而完成先进控制所需要的操作裕量也随着多变量预测控制器的预测时域 P 的增加而减小。

(2) 由图 2 可以发现: 所需要的操作裕量的减小与控制性能指标 IAE 的增大有关, 也就是说, 在先进控制条件下, 控制性能与所需要的操作裕量之间呈反比关系, 即控制性能越高, 所需要的操作裕量越大。

(3) 根据图 1(b), 在预测时域 $P=4$ 时, 在控制性能指标 IAE 与所需要的操作裕量关系曲线图

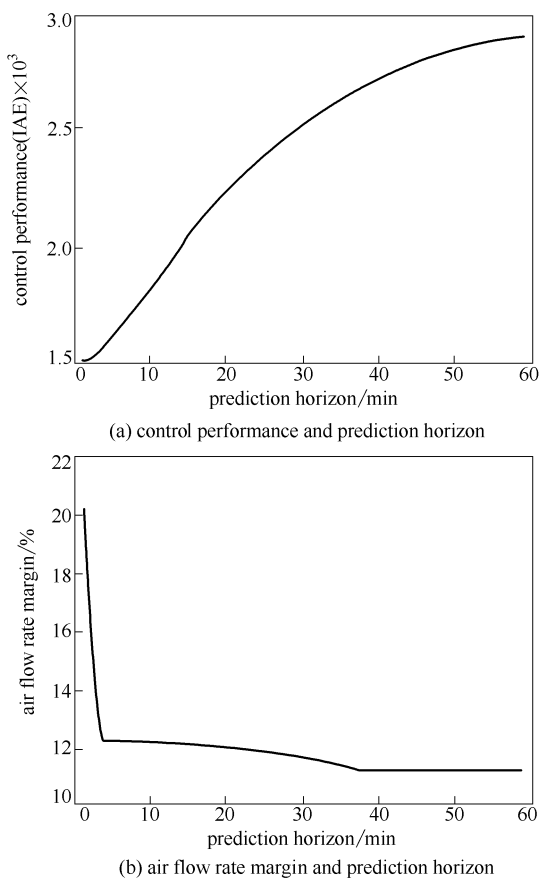


图 1 控制性能指标 IAE、主风裕量与预测时域 P 的关系曲线

Fig. 1 Curve of control performance and air flow rate margin with prediction horizon changing

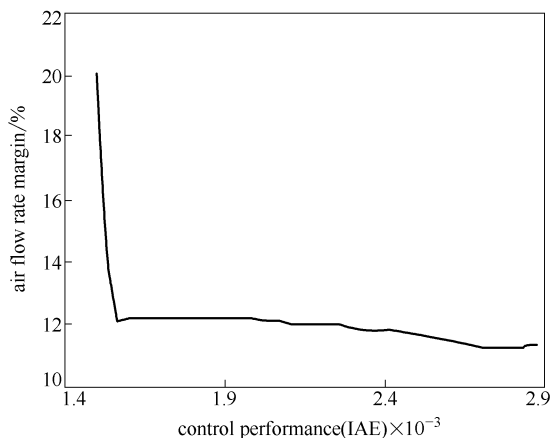


图 2 主风裕量与控制性能指标 IAE 的关系曲线

Fig. 2 Curve of air flow rate margin with control performance changing

上出现了一个明显的“拐点”, 即当预测时域 P 大于 4 时, 只需要少量增加操作裕量, 就可以显著改善控制效果; 而当预测时域 P 小于 4 时, 要想进一步改善控制效果, 所付出的操作裕量代价将明显

增加；因此，进行先进控制系统设计时，从实现控制所需要的操作裕量方面考虑，预测时域 P 也不宜过小。

3 结 论

以催化裂化装置的主风裕量为例，建立在先进控制条件下求解化工过程操作裕量的数学描述，先进控制采用基于线性状态空间模型的预测控制，线性状态空间模型采用稳态设计操作点附近的线性化模型，通过动态优化的方法求解化工过程的操作裕量。改变预测控制的预测时域，观察其控制性能与所需要的操作裕量之间的关系，可以得到以下结论。

(1) 在先进控制条件下，控制性能与所需要的操作裕量呈反比关系，即控制性能越高，所需要的操作裕量越大。

(2) 在先进控制条件下，控制性能与所需要的操作裕量关系中存在明显的“拐点”，即当逐渐减小预测时域以提高控制性能时，在“拐点”之前，只需要少量增加操作裕量，就可以显著改善控制效果；超越“拐点”后，要想进一步改善控制效果，所付出的操作裕量代价将明显增加；因此，从减小操作裕量的角度看，先进控制系统的预测时域不宜过小。

符 号 说 明

- A, B ——连续线性化状态空间模型的系统矩阵和输入矩阵
 C, D ——线性化状态空间模型的输出矩阵和直接传递矩阵
 f_a, f_d ——分别为过程动态模型代数和微分方程
 f_c ——控制系统动态方程
 f_0 ——稳态初始点约束方程
 G, H ——离散线性化状态空间模型的系统矩阵和输入矩阵
 g ——不等式约束方程
 h ——输出方程
 k ——离散系统运行步数
 M ——操作裕量
 P ——预测控制的预测时域
 Q ——被控变量偏差加权系数矩阵
 R ——控制作用变化量加权系数矩阵
 S ——阶跃响应系数矩阵
 T_s ——采样时间，s
 T_3 ——一阶惯性干扰的时间常数

- t ——连续系统时间，s
 t_2 ——阶跃干扰的发生时刻，s
 u, u_0 ——分别为操纵变量和操纵变量稳态初始值
 Δu ——控制作用变化量
 δu ——操纵变量相对于稳态初始点的增量
 v, v_0 ——分别为干扰变量和干扰变量稳态初始值
 v_1, v_2, v_3 ——分别为正弦干扰、阶跃干扰、一阶惯性干扰的幅度
 x_a, x_d ——分别为过程动态模型代数和微分状态变量
 $x_{a,0}, x_{d,0}$ ——分别为代数和微分状态变量稳态初始值
 δx_d ——微分状态变量相对于稳态初始点的增量
 y, y_{sp} ——分别为被控变量和被控变量给定值
 $y_0, y_{sp,0}$ ——被控变量和被控变量给定值的稳态初始值
 δy ——被控变量相对于稳态初始点的增量
 δy_p ——被控变量相对于稳态初始点的预测值增量
 δy_{sp} ——被控变量给定值相对于稳态初始点的增量
 ϕ_1 ——正弦干扰的相位
 ω_1 ——正弦干扰的频率，Hz

上角标

$\wedge$ ——估计值

下角标

- a,d——分别为代数、微分
c——控制
P——预测值
sp——给定值
0——初始点

References

- [1] Bansal V, Perkins J D, Pistikopoulos E N, et al. Simultaneous design and control optimization under uncertainty [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2000, **24** (2-7): 261-266
- [2] Sakizlis V, Perkins J D, Pistikopoulos E N. Recent advances in optimization based simultaneous process and control design [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2004, **28** (10): 2069-2086
- [3] Asteasuain M, Bandoni A, Sarmoria C, et al. Simultaneous process and control system design for grade transition in styrene polymerization [J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, **61** (10): 3362-3378
- [4] Asteasuain M, Sarmoria C, Brandolin A, et al. Integration of control aspects and uncertainty in the process design of polymerization reactors [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2007, **131** (1/2/3): 135-144
- [5] Grosch R, Monnigmann M, Marquardt W. Integrated design and control for robust performance: application to an MSMR crystallizer [J]. *Journal of Process Control*, 2008, **18** (2): 173-188
- [6] Altimari P, Bildea C S. Integrated design and control of plantwide systems coupling exothermic and endothermic reactions [J]. *Computers and Chemical Engineering*,

- 2009, **33** (4): 911-923
- [7] Ulas S, Diwekar U M. Integrating product and process design with optimal control: a case study of solvent recycling [J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, **61** (6): 2001-2009
- [8] Miranda M, Reneaume J M, Meyer X, *et al.* Integrating process design and control: an application of optimal control to chemical processes [J]. *Chemical Engineering and Processing*, 2008, **47** (11): 2004-2018
- [9] Sakizlis V, Perkins J D, Pistikopoulos E N. Parametric controllers in simultaneous process and control design optimization [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2003, **42** (20): 4545-4563
- [10] Chawankul N, Budman H, Douglas P L. The integration of design and control: IMC control and robustness [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 2005, **29** (2): 261-271
- [11] Pajula E, Ritala R. Measurement uncertainty in integrated control and process design: a case study [J]. *Chemical Engineering and Processing*, 2006, **45** (4): 312-322
- [12] Ricardez-Sandoval L A, Budman H M, Douglas P L. Simultaneous design and control of processes under uncertainty: a robust modelling approach [J]. *Journal of Process Control*, 2008, **18** (7/8): 735-752
- [13] Xu Feng (许锋), Luo Xionglin (罗雄麟). Analysis of air rate margin in FCCU regenerator based on dynamic model [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)*(化工学报), 2008, **59** (1): 126-134
- [14] Xu Feng (许锋), Luo Xionglin (罗雄麟). Margin analysis and control design of FCCU regenerator based on dynamic optimization (I): Mathematical description of dynamic optimization [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2009, **60** (3): 675-682
- [15] Xu Feng (许锋), Luo Xionglin (罗雄麟). Margin analysis and control design of FCCU regenerator based on dynamic optimization (II): Solution and result analysis [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2009, **60** (3): 683-690