

# 基于线性二次型高斯基准的多变量预测控制技术经济性能评估

刘 蓿, 苏宏业, 谢 磊, 古 勇

(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:** 由于受控过程参数的漂移及缺乏维护, 令采用的控制器性能逐渐降低, 需要做经济性能评估, 以确保其最佳运行状态. 因为目前最小方差评估算法没有考虑控制器的约束条件, 对此我们采用线性二次型高斯(linear quadratic Gaussian, LQG)基准的模型预测控制(model predictive control, MPC)双层优化控制结构, 将控制和输出的加权值引入上层经济性能指标, 通过求解LQG问题获取控制与输出方差关系的离散点集, 进一步拟合Pareto最优曲面方程, 建立优化命题并求解最优经济指标及设定值. 对延迟焦化加热炉的多变量MPC控制进行了性能评估及分析, 证明该方法可以改进控制器设计, 提高经济效益.

**关键词:** 模型预测控制; 经济性能评估; LQG基准; Pareto最优曲面

**中图分类号:** TP273      **文献标识码:** A

## Economic performance assessment of multivariable model predictive control based on linear quadratic Gaussian benchmark

LIU Zhe, SU Hong-ye, XIE Lei, GU Yong

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

**Abstract:** Because of the drift in parameter values and the lack of maintenance in the controlled process, the performances of the applied controller gradually deteriorate with time. An economic performance assessment is necessary to give the benefits an evaluation for ensuring system optimal operation status. Since the existing minimum variance control benchmark does not consider restriction conditions of the controller, we propose a two-layer structure model predictive control (MPC) based on the linear quadratic Gaussian (LQG) benchmark, by introducing the weighted input and the weighted output to the upper-layer economic performance index. By solving the LQG problem, we obtain a set of discrete values of the control signal and the output signal for determining their variances and fitting the Pareto optimal surface function. From the formulated propositions, we solve for the optimal economic index and the optimal set-point value. This performance assessment method has been applied to a delayed coking furnace; results show the effectiveness of the proposed approach.

**Key words:** model predictive control (MPC); economic performance assessment; linear quadratic Gaussian (LQG) benchmark; Pareto optimal surface

### 1 引言(Introduction)

近年来, 以预测控制技术(model predictive control, MPC)为代表的先进控制策略(advanced process control, APC)已在石油、化工、造纸、制药等流程工业中得到了广泛应用, 为企业的安全生产、环保、高产、低耗等提供了重要保障, 经济效益有了显著提高<sup>[1]</sup>. 然而, 大部分预测控制器投运初期有良好的控制效果, 但随着时间的推移, 原料供应、生产目标、操作条件、生产环境等因素发生了变化, APC控制器逐渐偏离最优设定状态, 性能下降, 甚至无法正常运行以致切换回传统PID控制, 造成投资浪费, 无法达到预期最大效益<sup>[2]</sup>, 因此流程工业需要一套系统的、可行的经济性能评估方案. 近年来很多

学者对此问题作了深入的研究和实践. 控制器的监控与性能评估始于Åström的思想<sup>[3-4]</sup>. 基于历史数据的评估基准直观方便<sup>[5-6]</sup>, 但通常仅考虑了方差信息. Qin等人<sup>[7]</sup>通过对历史数据的评估, 提出了基于协方差的自定义基准, 并且对特征值做了分析. Bauer和Craig等人<sup>[8-9]</sup>通过对先进控制用户和供应商的调查, 提出了经济性能评估的框架, 并给出经济效益与控制效果的确定性联系, 有助于控制系统的投资决策和生产调度. 目前最为普遍的评估策略是基于Harris提出的最小方差控制基准(minimum variance control, MVC)<sup>[10]</sup>, 通过将过程实际数据与最小方差基准作对比, 评估系统性能的可提升余量. 其优点是不需要附加实验, 可以直接从

闭环操作数据中估计出性能指标;但由于只涉及到输出方差最小,并未考虑到控制作用的限制,通常会得到高于实际可达的评估结果,并且控制鲁棒性欠佳. Huang等人<sup>[11-12]</sup>同时将控制作用和输出方差通过加权引入评估策略,提出了一种切实可行的线性二次型高斯(linear quadratic Gaussian, LQG)评估基准. Zhao等人<sup>[13]</sup>对控制系统经济性能作了评估并给出单变量系统的LQG基准分析结果. 本文针对石油化工过程的多变量控制器,提出了经济性能稳态优化与多变量LQG控制基准相结合的评估与优化结构,确定了控制与输出方差非线性约束的Pareto曲面进行优化求解,给出了一种可行的多变量系统经济性能评估与优化的方法;同时将该方法应用于国内某大型石化企业延迟焦化加热炉控制系统,对其做了经济性能评估和仿真分析,并设计MPC控制器验证了评估结果.

## 2 双层MPC优化控制结构(Two-layer MPC optimization and control structure)

在工业过程控制中,采用先进控制方案的目标是在保证安全性和可行性的前提下,减小过程波动,使系统稳定,获取最大经济效益. 经济效益的增加和控制操作点的卡边紧密联系<sup>[14]</sup>,因此MPC系统首先要根据经济效益指标设定优化目标函数,以确定最优操作点,作为MPC动态优化的设定值或参考轨迹. MPC动态优化采用先进控制策略跟踪该设定值或参考轨迹,目前最常用的方法之一是减小连接经济效益与优化控制的过程关键变量的方差<sup>[9]</sup>,通常采用二次型目标函数,最小化控制实际值与设定值的偏差,此即为上层稳态目标优化(steady state optimization, SSO)、下层二次型动态规划(quadratic programming, QP)的双层MPC优化控制结构<sup>[7,15]</sup>,如图1所示.

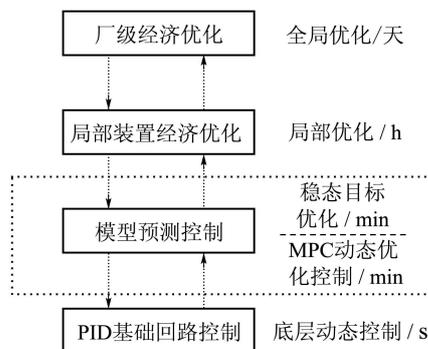


图 1 双层MPC优化控制结构

Fig. 1 Two layers MPC optimization and control structure

为使经济效益最大化,通常希望使生产尽可能靠近上限实现卡边控制. 经济性能评估层根据厂级优化调度,在保证输出与控制约束的条件下,针对每

个生产单元通过稳态优化策略计算最优设定值,作为动态优化层的跟踪目标. 但由于生产过程中存在不确定性和扰动(系统噪声、测量噪声),导致控制不平稳,过程关键变量存在波动,经济性能评估与优化层期望的最优设定值难以实现. 为避免不确定干扰造成的波动导致过程参数超出约束范围,保证生产安全和产品品质,工业过程中通常根据生产经验,在稳态优化计算时人工收缩参数约束范围,通过减小可行域的退避(back-off)机制<sup>[16-19]</sup>使生产指标距上限有一定的余量,保证动态优化控制层执行设定值的可行性. 如果退避值设定过大,必然导致很大的保守性,损失经济效益. MPC经济性能评估通过对历史数据的分析,可以给出合理的最小化退避值,以实现卡边控制,并通过调整下层动态优化控制参数,减小过程关键变量的波动,改善跟踪效果,尽可能为上层经济性能评估与稳态优化提供较为确定的分析环境,以进一步提高操作点,获取更大的经济效益. 如图2所示.

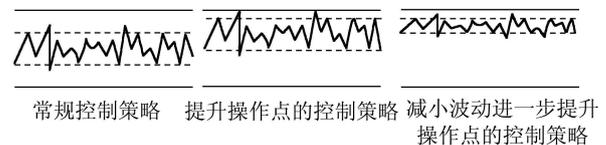


图 2 经济性能评估与优化策略

Fig. 2 Economic performance assessment and optimization strategy

### 2.1 经济性能指标的确定(Setting the economic performance index)

经济性能评估的首要任务是根据厂级优化调度确立经济性能指标,其形式一般表示为<sup>[20]</sup>

$$J = E[\vartheta] = \int_{y_j} \vartheta(y_j) f(y_j, \mu, \sigma) dy_j, \quad (1)$$

其中:  $y_j$ 表示系统输出,将其选为过程关键变量以连接上层经济性能评估与下层优化控制;  $\mu$ 和 $\sigma$ 分别表示系统输出的数学期望和标准差;  $\vartheta(y_j)$ 表示经济性能函数;  $f(y_j, \mu, \sigma)$ 为在该经济性能函数取值下的概率密度函数,即控制系统经济性能指标为经济性能函数与当前概率密度函数乘积的积分. 在大多数工业过程中,过程关键变量的概率密度函数服从正态分布<sup>[21]</sup>,即

$$f(y_j, \mu, \sigma) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma} \cdot \exp\left\{-\frac{(y_j - \mu)^2}{2\sigma^2}\right\}. \quad (2)$$

经济性能函数 $\vartheta(y_j)$ 通过过程关键变量连接经济性能指标和控制过程,它定义了被控关键变量改变带来的利润增大或损失. 常见的经济性能函数形式有<sup>[9]</sup>: 带约束的线性函数、CLIFFTENT函数和二次型函数. 带约束的线性函数表示在约束范围内经济

效益随关键变量的增大而线性增加,超出约束范围后效益降为零,如产品不合格<sup>[22]</sup>. CLIFFTENT性能函数由Latour提出<sup>[20]</sup>,和带约束的线性性能函数相比,其效益在约束之外急剧降低后呈线性下降.二次型性能函数表示经济效益以二次型增加,到达顶点后反向二次降低<sup>[23]</sup>.

经济性能函数的确定是经济性能评估与优化的重要环节,其特征具有多样性,目前仍没有一套系统的标准确定其形式.除上述3种常见性能函数外,需要对具体工业过程做评估分析,结合工程经验,以确定其具体描述.

根据企业生产要求,通常对于经济性能指标做如下选择<sup>[24]</sup>:

1) 成本(能耗、原料消耗、运输成本、贮存成本等)最小作为经济性能指标:

线性:

$$J = \sum_{i=1}^m C_u^{(i)} u_i = F_1(u_i, y_j)D + n[F_2(u_i, y_j) + F_3(u_i, y_j)D]. \quad (3)$$

非线性:

$$J = \sum_{i=1}^m C_u^{(i)} u_i = F_1(u_i, y_j)D + n[F_2(u_i, y_j) + F_4(u_i, y_j)D^q]. \quad (4)$$

其中:  $C_u$ 表示成本系数,  $D$ 表示产品数量,  $n$ 表示生产次数,  $F_l(u_i, y_j)$ 为控制作用 $u_i$ 与输出 $y_j$ 的函数,  $q$ 为 $D$ 的非线性指数.式中前1项表示运输及库存成本,后1项表示生产加工成本.

2) 产量(利润)最大化作为经济性能指标:

$$J = \sum_{j=1}^p C_y^{(j)} y_j. \quad (5)$$

其中 $C_y$ 表示收益系数.

3) 两者结合,使产量最高,成本最低:

$$J = \sum_{j=1}^p C_y^{(j)} y_j - \sum_{i=1}^m C_u^{(i)} u_i. \quad (6)$$

4) 多目标经济性能指标:

多种目标加权综合,如利润最大、污染最低、不合格率最低、高附加值产品产率最高、资源利用率最优等等.

无论哪一种经济性能指标形式,均需要建立与关键被控变量的显式关系,引入优化命题,作为稳态优化的目标函数,计算得到的关键变量值即为动态优化控制层的最优设定值.

## 2.2 多变量稳态目标优化(Multivariable steady state objective optimization)

为确保控制优化层设定值最优,经济优化层需求解稳态优化问题.由于控制过程存在波动,求解优化问题时需要采取合理的退避机制

$$y_{j,\min} + z_{\alpha_j/2} \sigma_{y_j} \leq y_j^s \leq y_{j,\max} - z_{\alpha_j/2} \sigma_{y_j}, \quad (7)$$

即使控制输出处于退避约束限之内.式中:  $y_j^s$ 为过程输出设定值,  $y_{j,\max}$ 和 $y_{j,\min}$ 分别为输出的上下限约束,  $z_{\alpha_j/2}$ 为正态分布的 $\alpha_j/2$ 分位点.同理可得到MPC控制输入 $u_i$ 的约束条件

$$u_{i,\min} + z_{\alpha_i/2} \sigma_{u_i} \leq u_i^s \leq u_{i,\max} - z_{\alpha_i/2} \sigma_{u_i}, \quad (8)$$

其中:

$$\sigma_{u_i} = \sqrt{\text{var}(u_i)},$$

$$\sigma_{y_j} = \sqrt{\text{var}(y_j)}$$

分别表示控制变量和过程输出设定值的标准差,  $u_{i,\max}$ 和 $u_{i,\min}$ 分别为控制作用的上、下限约束.由此建立优化求解命题<sup>[16]</sup>:

$$\max_{y_j^s, u_i^s, \sigma_{y_j}, \sigma_{u_i}} J = \sum_{j=1}^p C_y^{(j)} y_j^s - \sum_{i=1}^m C_u^{(i)} u_i^s, \quad (9)$$

$$\text{s.t. } \Delta y_j^s = \sum_{i=1}^m k_{ij} \Delta u_i^s, \quad (10)$$

$$\Delta u_i^s = u_i^s - u_i^{s0}, \quad (11)$$

$$\Delta y_j^s = y_j^s - y_j^{s0}, \quad (12)$$

$$y_{j,\min} + z_{\alpha_j/2} \sigma_{y_j} \leq y_j^s \leq y_{j,\max} - z_{\alpha_j/2} \sigma_{y_j}, \quad (13)$$

$$u_{i,\min} + z_{\alpha_i/2} \sigma_{u_i} \leq u_i^s \leq u_{i,\max} - z_{\alpha_i/2} \sigma_{u_i}, \quad (14)$$

$$\sigma_y = f(\sigma_u), \quad (15)$$

$$\sigma_y \geq 0, \quad (16)$$

$$\sigma_u \geq 0, \quad (17)$$

其中:  $k_{ij}$ 为被控过程的稳态增益,  $u_i^{s0}$ 和 $y_j^{s0}$ 分别为控制作用和过程输出的当前设定值.通过求解此优化命题,可以获取控制过程在满足以上约束的最优操作点,用以作为下层动态优化控制的设定值或参考轨迹.

## 3 多变量LQG基准(Multivariable LQG benchmark)

基于最小方差的评估基准一般以被控关键变量的波动方差最小作为性能指标<sup>[10]</sup>,但在实际工业过程中,最小方差值仅是理想化的理论值.由于其并未将控制作用的约束以及执行器调节限制考虑在内,通常需要过大的控制器动作,得到的评估结果往往过于理想化,经济优化设定值与实际可行值存在偏差,鲁棒性欠佳,导致控制不稳定,因此为确保工业过程经济性能评估的切实可行,将控制作用引入评估基准<sup>[12,25]</sup>,即将关于控制与输出标准差关系的LQG基准 $\sigma_Y = f(\sigma_U)$ 作为优化命题的非线性等式约束条件.

对于一个 $m \times p$ 的多变量控制系统,定义LQG二次最优目标函数为

$$J(\lambda) = E[Y_t^T W Y_t] + \lambda E[U_t^T R U_t], \quad (18)$$

即控制优化的目标是 minimized 输出与控制的加权方差. 式中:  $E$  表示数学期望,  $\lambda$  为控制输入方差的加权系数,  $W$  和  $R$  分别表示输出与控制加权矩阵. 通过改变矩阵  $\lambda R$  中对角元素的值, 可以得到一个  $m + p$  维的 Pareto 最优曲面, 对于二维空间即为 LQG 协调曲线, 如图 3 所示<sup>[12]</sup>. 当  $\lambda = 0$  时即为最小方差控制, 表示系统输出能够达到的方差最小极限;  $\lambda = \infty$  时为最小能量控制, 表示控制器最小动作量的控制性能.

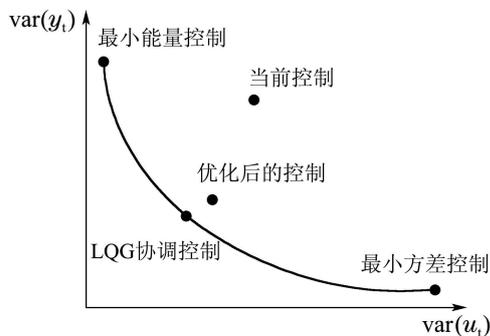


图 3 二维 LQG 协调曲线 (Pareto 最优曲面)

Fig. 3 Planar LQG trade-off curve (Pareto optimal surface)

Pareto 最优曲面表示了控制和输出的方差下限, 也即控制器能够达到的性能上限, 操作点只有可能出现在曲面的上方. 理想状况下, 操作点将停留在 Pareto 曲面. 由于噪声等不确定因素的影响, 系统当前控制将偏离 Pareto 最优曲面, 若控制器性能欠佳, 当前工作点将远离最优曲面. 通过对控制器的性能评估与优化, 可以给出系统可能的性能提高空间, 以改变当前工作点靠近 Pareto 最优曲面, 提高经济效益. LQG 二次最优目标函数可以通过求解如下 LQG 问题得到<sup>[26-28]</sup>:

设该  $m \times p$  多变量离散控制系统状态空间方程表示为

$$X_{t+1} = AX_t + BU_t + H\alpha_t, \quad (19)$$

$$Y_t = CX_t + \alpha_t, \quad (20)$$

其中:  $U$  表示控制变量,  $Y$  表示过程输出,  $A$  表示系统加权矩阵,  $B$  表示输入加权矩阵,  $C$  表示输出加权矩阵,  $X$  表示过程状态变量, 系统噪声  $\alpha_t$  取为高斯白噪声,  $H$  为卡尔曼滤波增益矩阵. 最优状态反馈和控制律为

$$\hat{X}_{t+1} = (A - HC - BL)\hat{X}_t + HY_t, \quad (21)$$

$$U_t = -L\hat{X}_t, \quad (22)$$

其中:

$$L = (B^T S B + R)^{-1} (B^T S A + N^T) \quad (23)$$

为状态反馈增益矩阵,  $S$  由求解代数 Riccati 方程

$$A^T S A - S - (A^T S B + N)(B^T S B + R)^{-1} (B^T S A + N^T) + Q = 0 \quad (24)$$

得到,  $Q = C^T W C$  为二次型状态加权矩阵,  $N$  为状态与控制加权矩阵, 通常取  $N = 0$ ;  $L$  可由 MATLAB 中 LQG 控制工具箱求解. 将卡尔曼滤波器和最优状态反馈综合可得

$$\begin{bmatrix} X_{t+1} \\ \hat{X}_{t+1} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & -BL \\ HC & A - HC - BL \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X_t \\ \hat{X}_t \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} H \\ H \end{bmatrix} \alpha_t, \quad (25)$$

可表示为

$$\tilde{X}_{t+1} = A_{cl} \tilde{X}_t + B_{cl} \alpha_t, \quad (26)$$

从而即可得到对象模型的控制与输出方差分别为

$$\text{var}(U_t) = [0 \quad -L] \text{var}(\tilde{X}_t) \begin{bmatrix} 0 \\ -L^T \end{bmatrix}, \quad (27)$$

$$\text{var}(Y_t) = [C \quad 0] (\tilde{X}_t) \begin{bmatrix} C^T \\ 0 \end{bmatrix} + \text{var}(\alpha_t). \quad (28)$$

由于无法得到控制与输出方差关系的显式描述, 因此需要改变式 (18) 中加权矩阵  $\lambda R$  元素的值, 得到一系列离散的 LQG 基准点. 本文采用 Levenberg-Marquardt 算法对离散点做最小二乘拟合, 得到控制与输出方差的 Pareto 曲面拟合方程, 代入式 (9)–(17) 优化命题, 即可得到多变量控制系统基于 LQG 基准的最优经济性能.

#### 4 工业实例分析 (Industrial instance analysis)

对于工业生产过程, 需要采取以下步骤进行经济性能评估与整改:

- 1) 选取生产过程关键变量, 采集具有代表性的历史数据, 计算当前工况点及运行状况.
- 2) 根据厂级实时优化调度确定经济性能目标函数.
- 3) 根据生产要求及系统模型确定关键变量约束, 求解基于 LQG 基准的 Pareto 最优曲面并拟合控制与输出方差等式约束, 建立优化命题.
- 4) 求解最优设定值及控制稳态目标值.
- 5) 对比历史数据, 评估经济性能提升空间.
- 6) 根据评估结果及投资预算, 选择整改方案, 给出经济效益分析报告.
- 7) 先进控制器投运及维护, 评估是否达到预期性能及效益.

本文对国内某大型石化企业延迟焦化生产系统做评估和分析. 石化过程中, 加热炉是主要能耗单元之一, 其能耗占全厂 30% 以上. 降低加热炉能耗损失对于全厂经济效益的提高具有重要意义, 因此本文拟对延迟焦化系统主加热炉进行经济性能评估和先进控制.

加热炉通过瓦斯供应取热, 瓦斯量根据上游油性变化而波动, 因此需要控制空气进风量使瓦斯气充分燃烧以获取最大热量, 同时应保证一定的空气余量. 但过多的低温空气会带走炉内热量, 造成燃料浪

费, 损失经济效益. 在加热炉烟道出口装配了氧化锆分析仪以测定烟气中含氧比例. 本文以30s为采样周期, 在先进控制投运前取连续24h氧含量手动控制测定值如图4所示.

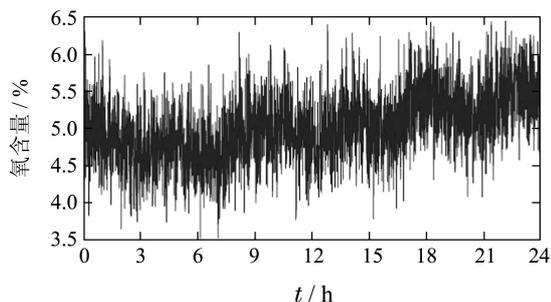


图4 加热炉烟气氧含量测定值

Fig. 4 Oxygen content measurements in exhaust gas of furnace

计算得到氧含量平均值为5.020%, 标准差0.532%, 很多工况点远远高于工艺要求的3%下限, 未能卡边控制, 造成加热炉内热量大量损失, 因此需要对其实施先进控制. 将氧含量作为被控变量CV, 通过优化计算将其控制在约束范围内, 保证加热炉瓦斯充分燃烧并且降低热量损失. 加热炉有4路空气进风通道, 以南1路和北1路进风挡板为操作变量MV1和MV2做优化控制, 另外两路进风量保持恒定. 过程流程如图5所示.

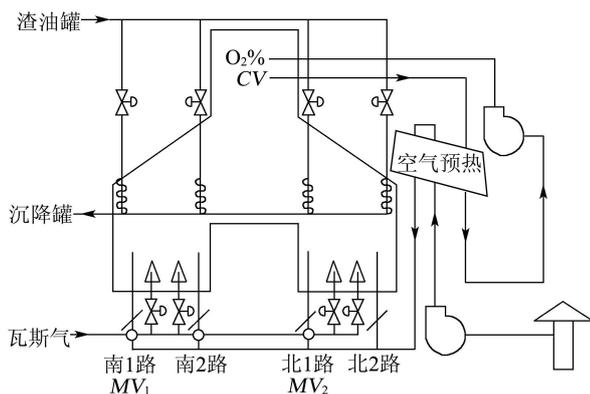


图5 加热炉空气及烟气流程图

Fig. 5 Flow of air and exhaust gas in furnace

对此控制回路设计MPC控制器, 取预测步长 $P = 10$ , 控制优化步长 $m = 3$ , 输出加权矩阵 $W = 1$ , 控制加权矩阵 $R = \text{diag}\{0.1, 0.1\}$ , 并将氧含量设定降为4.400%, 以30s为采样周期取24h数据, 仿真结果如图6所示.

分析可得氧含量输出均值为4.373%, 标准差为0.508%. 为保证生产安全和产品质量, MPC控制器参数设定时采取了退避机制, 对工艺约束人为设定了余量, 由此仍然存在较大的保守性. 为实现卡边控制以获取最佳经济效益, 需要进一步对控制回路做经济性评估.

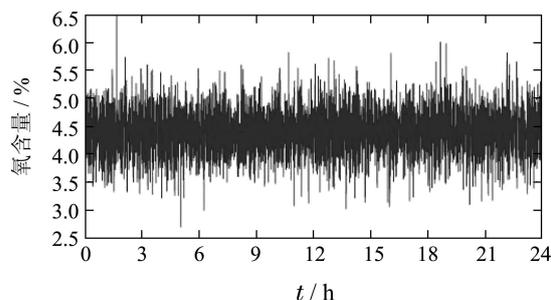


图6 加热炉烟气氧含量MPC控制效果

Fig. 6 Oxygen content in exhaust gas of furnace for MPC

### 1) 优化目标函数的建立.

加热炉通过瓦斯气燃烧提供热量, 工业过程中通常以热效率 $\eta$ 来衡量加热炉参与热量交换的热能利用程度, 因此以热效率最大作为优化目标函数. 加热炉损失的能量包括排烟带走的热量和炉壁散失的热量, 其中以过量低温空气导致的热量损失最为主要. 而过量低温空气可以通过测定炉出口氧含量 $y$ 得到, 由过剩空气系数表示:

$$\alpha_{\text{air}} = \frac{21 - c_3 \cdot y}{21 - y}, \quad (29)$$

从而建立加热炉热效率 $\eta$ 与氧含量 $y$ 的经验函数关系<sup>[29]</sup>

$$\eta = 100 - [(c_1 + c_2 \cdot \frac{21 - c_3 \cdot y}{21 - y}) \cdot (T + c_4 \cdot T^2) - c_5] - \beta, \quad (30)$$

其中:  $c_1 = 8.300 \times 10^{-3}$ ,  $c_2 = 3.100 \times 10^{-2}$ ,  $c_3 = 6.270 \times 10^{-2}$ ,  $c_4 = 1.350 \times 10^{-4}$ ,  $c_5 = 1.100$ 为装置经验系数,  $T = 300^\circ\text{C}$ 为炉出口温度均值,  $\beta = 3$ 为散热百分数估计值. 由此即可确立经济优化目标函数

$$\max J = \eta. \quad (31)$$

### 2) LQG控制优化.

由上述分析可知, 此加热炉烟道出口氧含量控制过程为一个2输入1输出的多变量控制系统, 操作变量为南1路和北1路两个风门挡板 $u_1$ 和 $u_2$ , 被控变量为烟道出口氧含量 $y$ . 过程随机扰动为标准差为0.4的高斯白噪声, 以30s为采样周期, 则系统动态过程表示为

$$y(t) = G_1(z^{-1})u_1(t) + G_2(z^{-1})u_2(t) + G_d(z^{-1})\alpha(t) = \frac{0.0338z^{-1}}{1 - 0.687z^{-1}}u_1(t) + \frac{0.0141z^{-1}}{1 - 0.687z^{-1}}u_2(t) + \frac{1 - 0.9213z^{-1}}{1 - 0.607z^{-1}}\alpha(t). \quad (32)$$

根据式(19)–(28)对该系统求解LQG问题, 并改变控制加权矩阵的值, 得到一组控制与输出方差关系的LQG基准离散点集, 如图7所示.

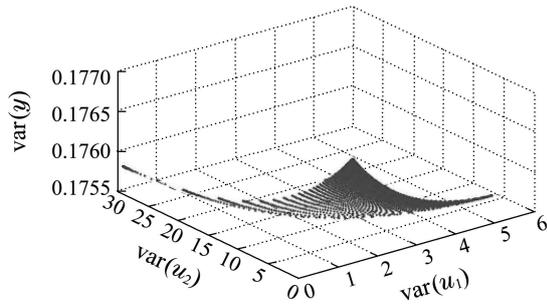


图 7 控制与输出方差LQG基准离散点集

Fig. 7 LQG benchmark points for control and output variance

由于无法得到控制与输出方差的显式描述, 本文采用Levenberg-Marquardt算法对该离散点集做最小二乘拟合, 得到控制与输出方差的Pareto曲面拟合方程为

$$\begin{aligned} \text{var}(y) = & 1.781 \times 10^{-1} - 1.100 \times 10^{-3} \cdot \text{var}(u_1)^{1/2} - \\ & 4.381 \times 10^{-4} \cdot \text{var}(u_2)^{1/2}. \end{aligned} \quad (33)$$

如图8所示.

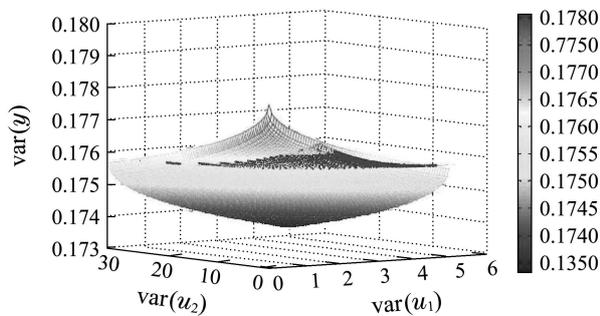


图 8 拟合Pareto最优曲面

Fig. 8 Regression of Pareto optimal surface

拟合性能如表1所示.

表 1 Pareto最优曲面方程拟合性能  
Table 1 Regression evaluation of optimal surface function

残差2-范数	残差均值	残差比
$1.163 \times 10^{-7}$	$3.702 \times 10^{-10}$	$2.305 \times 10^{-11}$

式(33)即为式(15)形式的LQG基准方程. 加热炉南1路、北1路氧含量及风门挡板当前工况点为 $(y^0, u_1^0, u_2^0) = (4.373\%, 33.278\%, 15.578\%)$ ; 系统稳态增益为 $k_1 = 0.108, k_2 = 0.045$ . 根据工艺要求, 先进控制中氧含量约束设为 $3.000\% \leq y \leq 5.000\%$ , 风门挡板约束为 $5.000\% \leq u_1, u_2 \leq 80.000\%$ . 根据控制作用和过程输出对于方差的不同限制要求, 此处取其退避值分别为 $\pm 3\sigma_{u_i}$ 和 $\pm 2\sigma_{y_j}$ . 由式(9)–(17), 求解

如下优化命题:

$$\begin{aligned} \max J = \eta = & 100 - [c_1 \cdot \frac{21 - c_3 \cdot y^s}{21 - y^s} \cdot (T + c_2 \cdot T^2) - \\ & 1.1] - \beta, \end{aligned} \quad (34)$$

$$\text{s.t. } y^s - y^{s0} = k_1(u_1^s - u_1^{s0}) + k_2(u_2^s - u_2^{s0}), \quad (35)$$

$$y_{\min} + 2\sigma_y \leq y^s \leq y_{\max} - 2\sigma_y, \quad (36)$$

$$u_{\min} + 3\sigma_{u_1} \leq u_1^s \leq u_{\max} - 3\sigma_{u_1}, \quad (37)$$

$$u_{\min} + 3\sigma_{u_2} \leq u_2^s \leq u_{\max} - 3\sigma_{u_2}, \quad (38)$$

$$\begin{aligned} \sigma_y^2 = & 1.614 \times 10^{-1} - 1.958 \times 10^{-4} \cdot \sigma_{u_1} - \\ & 8.025 \times 10^{-5} \cdot \sigma_{u_2}, \end{aligned} \quad (39)$$

$$\sigma_y \geq 0, \quad (40)$$

$$\sigma_{u_1, u_2} \geq 0, \quad (41)$$

可以解出加热炉烟道出口氧含量最优设定值为 $y_{\text{opt}}^s = 3.838\%$ . 此时, 风门挡板控制输入分别为 $u_1^s = 28.554\%, u_2^s = 36.203\%$ , 最优标准差为 $\sigma_y = 0.419\%, \sigma_{u_1} = 1.521\%, \sigma_{u_2} = 2.080\%$ .

根据得到的氧含量最优设定值, 对此控制回路重新设计MPC控制器, 采取更为合理的退避机制使操作点进一步降低以减小热量损耗. 取预测步长 $P = 10$ , 控制优化步数 $m = 3$ , 输出加权矩阵 $W = 1$ , 控制加权矩阵 $R = \text{diag}\{0.03, 0.03\}$ , 同样以30s为采样周期取24h数据, 氧含量输出均值为3.815%, 标准差为0.461%. 由于控制器约束限制, 控制输出较最优设定值略有偏差. 对比结果如图9所示.

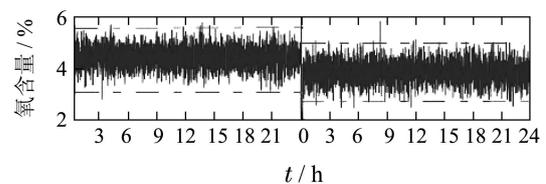


图 9 加热炉烟气氧含量MPC控制效果对比

Fig. 9 Compare for oxygen content in exhaust gas of furnace

由上述分析可知, 较当前手工业工况点相比, 采用MPC控制器以及评估优化进一步减小退避值后, 氧含量分别降低了12.890%和24.000%. 由式(30)计算3种控制方案下加热炉热效率, 分别为 $\eta_{\text{PID}} = 82.983\%, \eta_{\text{MPC}} = 83.447\%$ 和 $\eta_{\text{OPT}} = 83.819\%$ , 即较当前手动控制相比, 热效率分别提高了0.464%和0.836%, 从而对系统做经济性能评估和优化后可以最大限度地节约燃料量, 降低生产成本, 获取更高的经济效益.

## 5 总结(Conclusions)

预测控制算法可以方便地处理多变量控制问题, 因而在石油化工等复杂工业过程中得到了迅速发展和广泛应用. 对当前流程工业中的预测控制系统做经济性能评估, 不仅可以在投资前给出详细的投运方案和准确的效益分析报告, 还可以判断运行中的

控制器是否处于最佳状态并指导故障诊断。目前性能评估广泛采用最小方差控制评估基准,但由于其仅评估过程输出变量,而未考虑控制器的动作限制,因而评估结果往往过于乐观并且缺乏鲁棒性。针对此不足,本文采用了更为切实可行的LQG性能评估算法,将LQG基准引入多变量系统对其做经济性能评估。通过稳态经济性能评估与优化和动态优化控制相结合的双层MPC优化控制结构,将被控过程的关键变量引入稳态经济优化层建立经济性能指标,可以方便地向动态优化控制层传递最优设定值。由于无法获得控制与输出方差的显式描述,本文首先求解多变量LQG问题,通过改变控制加权矩阵得到控制与输出方差关系的离散点集,进一步采用最小二乘拟合获取Pareto最优曲面方程,从而建立优化命题,为下层预测控制器提供最优设定值。论文最后对石化企业延迟焦化加热炉氧含量控制系统做了评估和仿真分析,可以有效降低能耗,节约成本,提高经济效益。

#### 参考文献(References):

- [1] QIN S J, BADGWELL T A. A survey of industrial model predictive control technology [J]. *Control Engineering Practice*, 2003, 11(7): 733 – 764.
- [2] CANNEY W M. The future of advanced process control promises more benefits and sustained value [J]. *Oil & Gas Journal*, 2003, 101(16): 48 – 54.
- [3] ÅSTRÖM K J. Computer control of a paper machine: an application of linear stochastic control theory [J]. *IBM Journal of Research and Development*, 1967, 11(4): 389 – 405.
- [4] ÅSTRÖM K J. *Introduction to Stochastic Control Theory* [M]. San Diego, California: Academic Press, 1970.
- [5] PATWARDHAN P, SHAH S L. Issues in performance diagnostics of model based controllers [J]. *Journal of Process Control*, 2002, 12(3): 413 – 427.
- [6] SCHÄFER J, CINAR A. Multivariable MPC system performance assessment, monitoring, and diagnosis [J]. *Journal of Process Control*, 2004, 14(2): 113 – 129.
- [7] QIN S J, YU J. Recent developments in multivariable controller performance monitoring [J]. *Journal of Process Control*, 2007, 17(3): 221 – 227.
- [8] BAUER M, CRAIG I K. Economic performance assessment of APC projects—a review and framework [C] //TRIERWEILER J O. *Workshop on Solving Industrial Control and Optimization Problems*. [S.l.]: [s.n.], 2006, 1: 6.
- [9] BAUER M, CRAIG I K. Economic assessment of advanced process control—a survey and framework [J]. *Journal of Process Control*, 2008, 18(1): 2 – 18.
- [10] HARRIS T J. Assessment of control loop performance [J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1989, 67(5): 856 – 861.
- [11] KADALI R, HUANG B. Controller performance analysis with LQG benchmark obtained under closed loop conditions [J]. *ISA Transactions*, 2002, 41(4): 521 – 537.
- [12] HUANG B. A pragmatic approach towards assessment of control loop performance [J]. *International Journal of Adaptive Control and Signal Processing*, 2003, 17(7/8/9): 589 – 608.
- [13] ZHAO C, ZHAO Y, SU H Y, et al. Economic performance assessment of advanced process control with LQG benchmarking [J]. *Journal of Process Control*, 2009, 19(4): 557 – 569.
- [14] EDGAR T F. Control and operations: when does controllability equal profitability [J]. *Computers & Chemical Engineering*, 2004, 29(1): 41 – 49.
- [15] NIKANDROV A, SWARTZ C L. Sensitivity analysis of LP-MPC cascade control systems [J]. *Journal of Process Control*, 2009, 19(1): 16 – 24.
- [16] XU F W, HUANG B, AKANDE S. Performance assessment of model predictive control for variability and constraint tuning [J]. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2007, 46(6): 1208 – 1219.
- [17] BABRI P, BANDONI J, BARTON G, et al. Back-off calculations in optimizing control: a dynamic approach [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 1995, 19(Sup 1): 699 – 708.
- [18] FIGUEROA J, BABRI P, BANDONI J, et al. Economic impact of disturbance and uncertainty parameters in chemical process—a dynamic back-off analysis [J]. *Computers and Chemical Engineering*, 1996, 20(4): 453 – 461.
- [19] LOEBLEIN C, PERKINS J D, SRINIVASAN B, et al. Economic performance analysis in the design of on-line batch optimization systems [J]. *Journal of Process Control*, 1999, 9(1): 61 – 78.
- [20] LATOUR P R. Process control: CLIFFTENT shows it's more profitable than expected [J]. *Hydrocarbon Processing*, 1996, 75(12): 75 – 80.
- [21] FORBES M G, GUAY M, FORBES J F. Control design for first-order processes: shaping the probability density of the process state [J]. *Journal of Process Control*, 2004, 14(4): 399 – 410.
- [22] LATOUR P R. The hidden benefits from better process control [J]. *Technical Papers of ISA*, 1976, 528: 49 – 59.
- [23] STOUT T M, CLINE R P. Control system justification [J]. *Instrumentation Technology*, 1976, 9: 51 – 58.
- [24] EDGAR T F, HIMMELBLAU D M, LASDON L S. *Optimization of Chemical Process* [M]. New York: McGraw-Hill, 2001: 18 – 26.
- [25] HUANG B, SHAH S L. *Performance Assessment of Control Loops: Theory and Applications* [M]. New York: Springer, 1999.
- [26] KWAKERNAAK H, SIVAN R. *Linear Optimal Control System* [M]. New York: Wiley, 1972.
- [27] BOYD S P, BARRATT C H. *Linear Control Design* [M]. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice Hall, 1991.
- [28] ZHAO C, SU H Y, GU Y, et al. A pragmatic approach for assessing the economic performance of model predictive control systems and its industrial application [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2009, 17(2): 241 – 250.
- [29] 周猛飞, 王树青, 金晓明. 加热炉先进控制系统经济性能评估 [J]. *计算机与应用化学*, 2010, 27(1): 82 – 86.  
(ZHOU Mengfei, WANG Shuqing, JIN Xiaoming. Economic performance assessment of advanced process control on coker furnace [J]. *Computers and Applied Chemistry*, 2010, 27(1): 82 – 86.)

#### 作者简介:

刘 晔 (1982–), 男, 博士研究生, 主要研究方向为预测控制系统经济性能评估, E-mail: longyanlz88@163.com;

苏宏业 (1969–), 男, 教授, 博士生导师, 主要研究方向为预测控制理论与应用、复杂工业过程先进控制及优化技术、软件开发与应用、鲁棒控制理论与应用等, E-mail: hysu@iipc.zju.edu.cn;

谢 磊 (1979–), 男, 副教授, 硕士生导师, 主要研究方向为统计过程监控、控制性能监控与诊断、先进控制理论与应用, E-mail: leix@iipc.zju.edu.cn, 通信作者;

古 勇 (1972–), 男, 副研究员, 主要研究方向为预测控制理论与应用、复杂工业过程先进控制理论、软件开发与应用, E-mail: sup\_guy@supcon.com.