

研究论文

基于一般模型控制的高纯内部热耦合精馏策略

王成裕, 刘兴高, 周叶翔

(浙江大学工业控制国家重点实验室, 工业控制研究所, 浙江 杭州 310027)

摘要: 内部热耦合精馏塔 (ITCDIC) 是精馏节能控制的一个前沿。本文提出了一种基于一般模型控制 (GMC) 的内部热耦合精馏塔的先控策略, 以解决导致传统线性控制策略难以得到较好控制效果的高纯下内部热耦合精馏塔的非线性。以苯-甲苯物系作为研究实例, 对所提出的高纯 ITCDIC 控制策略进行了详细研究。设定值改变和过程扰动下的控制品质表明了所提出的高纯 ITCDIC 的 GMC 控制策略的切实有效性。

关键词: 内部热耦合; 高纯; 精馏塔; 一般模型控制

中图分类号: TP 273⁺.1

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2008) 07-1824-05

Control system design of high purity ITCDIC based on generic model control algorithm

WANG Chengyu, LIU Xinggao, ZHOU Yexiang

(State Key Laboratory of Industrial Control Technology, Institute of Industrial Process Control, Zhejiang University, Hangzhou 310027, Zhejiang, China)

Abstract: Internal thermally coupled distillation column (ITCDIC) is a frontier of high-efficient energy-saving distillation technology. A novel APC strategy based on generic model control (GMC) was therefore proposed to overcome the increasing nonlinearity with increasing product purity, which was difficult to deal with by the traditional linear control strategy. The basic algorithm of GMC and the application to ITCDIC were presented. Also the parameter preference method was given. The benzene-toluene system was adopted as the illustration example. The detailed comparative researches were carried out between GMC and traditional PID controller. The control performance of both servo control under step disturbance in feed composition and feed flow rate and fix-value control under step changes in set-point proves the efficiency of this proposed APC strategy for high purity ITCDIC process.

Key words: internal thermally coupled; high purity; distillation; generic model control

引 言

自从 20 世纪 70 年代的两次“石油危机”以来, 能源危机加深, 强烈地要求许多领域能源的有

效利用。在石油化工过程中, 精馏过程是应用最为广泛的单元操作之一, 也是该领域中能耗最大的操作单元。精馏过程的能耗大约要占到一个化工厂总能耗的 1/3, 有时甚至更多。

2008-04-16 收到初稿, 2008-04-28 收到修改稿。

联系人: 刘兴高。第一作者: 王成裕 (1984—), 男, 硕士研究生。

基金项目: 国家高技术研究发展计划项目 (2006AA05Z226); 国家自然科学基金项目 (20106008)。

Received date: 2008-04-16.

Corresponding author: LIU Xinggao, associate professor.

E-mail: liuxg@iipc. zju. edu. cn

Foundation item: supported by the High-tech Research and Development Program of China (2006AA05Z226) and the National Natural Science Foundation of China (20106008).

作为一种新型的高效精馏节能方法，内部热耦合精馏技术相比传统精馏可以节能达 30% 以上，拥有巨大的节能优势和发展潜力^[1-4]。但由于内部热耦合精馏塔 (ITCDIC) 特殊的结构设计，使其动态特性特别在高纯下，对干扰非常敏感，拥有强非线性、明显的反向响应、定向增益等特点^[5-6]，这使得 ITCDIC 高纯控制研究成为其在实际应用中的一个难点问题。在目前已提出的控制方法^[7-10]中，多回路 PID 控制、内部模型控制、预测 PID 控制，都是基于线性模型，无法克服内部热耦合精馏过程高纯下的强非线性，也就很难达到高品质的控制效果。本文因此提出了一种基于 GMC^[11-15]的高纯内部热耦合精馏塔非线性控制策略，以克服内部热耦合精馏过程高纯下的强非线性，并以苯-甲苯物系作为实例，进行了详细的比较研究。

1 内部热耦合精馏

图 1 所示为内部热耦合精馏塔的结构。由图可见，ITCDIC 减少了常规精馏塔的冷凝器与再沸器的两个环节。为了实现内部的热量从精馏段到提馏段的传递，引入了压缩机和节流阀，使精馏段是在比提馏段更高的压强和温度条件下进行的。内部热耦合提供了对于精馏段很必要的液相流和对于提馏段很重要的气相流。大量的能量被再利用，从而大幅度地降低了精馏塔的能耗，正常操作中甚至可以去掉常规的再沸器和冷凝器，从而达到高效节能的目的。

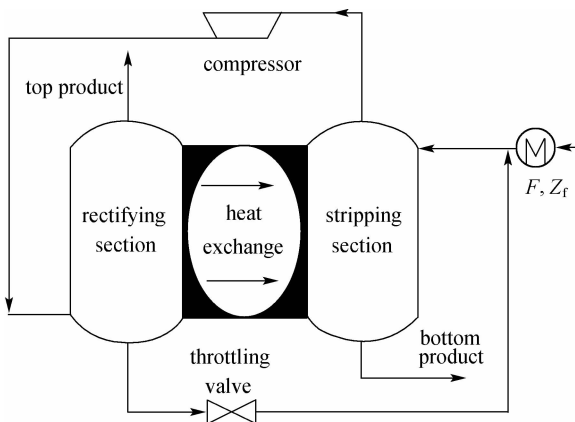


图 1 内部热耦合精馏塔结构示意图

Fig. 1 Schematic diagram of internal thermally coupled distillation column

然而在其开发应用中，过程的平稳操作，特别是高纯下的平稳操作正如引言所述成为阻碍其应

用的一个主要瓶颈。

2 一般模型控制 (GMC) 控制策略

考虑以下等式所表示的过程

$$\dot{x} = f(x, u, d, t) \quad (1)$$

$$y = g(x) \quad (2)$$

其中，状态变量 $x(t) \in R^n$ ，操纵变量 $u(t) \in R^m$ ，输出变量 $y(t) \in R^p$ ，干扰变量 $d \in R^l$ ，一般情况， f 和 g 是非线性函数。根据式 (1) 和式 (2)，可以得到

$$\dot{y} = G_x f(x, u, d, t) \quad (3)$$

$$G_x = \frac{\partial g}{\partial x} \quad (4)$$

在经典最优控制中， y 的轨迹经常是和参考轨迹 $y^*(t)$ 作比较，作为系统特性的一个测度。类似地，用输出变量的时域微分作为性能规范来度量系统性能

$$(\dot{y})^*(t) = r^*(y) \quad (5)$$

其中， r^* 表征特定的参考方程。

为使输出 y 平滑地趋向于目标稳态值 y ，取

$$(\dot{y})^* = k_1(t)(y^* - y) \quad (6)$$

其中， $k_1(t)$ 是对角矩阵。另外，若要过程实现零跟踪偏差

$$(\dot{y})^* = k_2(t) \int (y^* - y) dt \quad (7)$$

其中， $k_2(t)$ 是对角矩阵。当 $k_1(t)$ 和 $k_2(t)$ 为时不变时，理想的标称轨迹如下

$$(\dot{y})^* = k_1(y^* - y) + k_2 \int (y^* - y) dt \quad (8)$$

选择合适的 $u(t)$ 使得系统的输出 $y(t)$ 能尽可能地跟踪标称轨迹 $(\dot{y})^*$ ，通过求解如下的最优控制问题 OC1 来实现

$$\min \int_0^{t_f} [h(x, u, d, t)^T W h(x, u, d, t)] dt \quad (9)$$

$$\text{s. t. } \dot{x} = f(x, u, d, t)$$

$$y = g(x)$$

$$h(x, u, d, t) = G_x f(x, u, d, t) - k_1(y^* - y) - k_2 \int (y^* - y) dt \quad (10)$$

其中， W 为近似的正定加权矩阵， y^* 是输出 y 的设定值， k_1 、 k_2 是待定的对角常数阵，从而得到

$$G_x f(x, u, d, t) - k_1(y^* - y) - k_2 \int (y^* - y) dt = 0 \quad (11)$$

考虑到所采用的模型与实际过程总有一定偏差，为此引入近似模型，式 (11) 变成

$$\hat{G}_x \hat{f}(x, u, d, t) - k_1(y^* - y) - k_2 \int (y^* - y) dt = 0 \quad (12)$$

其中, $\hat{f}$, $\hat{G} = \partial \hat{g} / \partial x$ 分别表示所采用的近似模型。

当系统能够到达稳态时, 之前动态模型中的 $(\dot{y})^*$ 就可以用以下等式近似表示

$$(\dot{y})^* \approx T^{-1}(Y_u - Y) \quad (13)$$

其中, T 是开环时间常数的估计值, 而 Y_u 则是系统最终的输出值。将式 (13) 代入式 (8) 后可得

$$Y_u = Y + T \left[K_1(y^* - y) + K_2 \int (y^* - y) dt \right] \quad (14)$$

若稳态模型存在, 设

$$Y_u = F(u) \quad (15)$$

根据式 (14) 及式 (15) 便可求出控制变量 u 的表达式。

由式 (8) 可得

$$\dot{x} = K_1(x^* - x) + K_2 \int (x^* - x) dt \quad (16)$$

先考虑 SISO 系统, 将式 (8) 进行 Laplace 变换

$$\frac{x}{x^*} = \frac{2\tau\xi s + 1}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1} \quad (17)$$

其中

$$\tau = \frac{1}{\sqrt{k_2}} \quad (18)$$

$$\xi = \frac{k_1}{2\sqrt{k_2}} \quad (19)$$

因为存在零点, 此系统与经典的二阶系统的响应有所不同。然而仍可以先绘出类似于经典的二阶系统的 x/x^* 关于 t/τ 的标准阶跃响应曲线, 并可以通过此曲线选择出合适的 τ 和 ξ 值, 然后通过式 (18) 和式 (19) 的反解, 从而得到控制器的参数 k_1 和 k_2 。

3 实例研究

以苯-甲苯物系作为研究实例, 系统操作条件如表 1 所示。

表 1 操作条件

Table 1 Operation condition

Parameter	Value
stage number, n	40
feed flow rate, $F/\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$	100
feed stage, ff	21
feed composition, Z_f	0.5
feed thermal condition, q	0.501
pressure of stripping section, p_r/MPa	0.3387
pressure of rectifying section, p_s/MPa	0.1013
heat transfer rate, $UA/\text{W} \cdot \text{K}^{-1}$	9803

3.1 控制系统结构

图 2 的控制系统结构与简单的 PID 控制策略区别在于控制器中嵌入了非线性系统的模型, GMC 控制器的输入量由 GMC 控制律处理后, 得到精馏段压强 p_r 和进料热状况 q 两个控制变量的新数值, 最后把这两个控制变量作用到已被离散化的动态数学模型, 得到下一时刻塔顶产品组分 Y_1 , 塔底产品组分 X_n 。

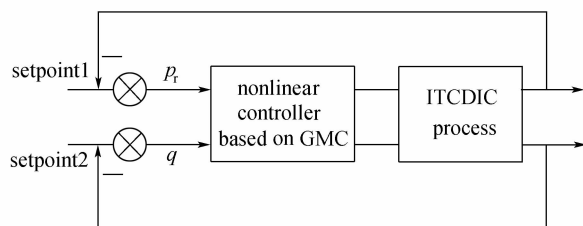


图 2 基于 GMC 的内部热耦合控制系统结构

Fig. 2 GMC control system structure of ITCDIC

3.2 近似模型的求取

考虑到 GMC 对模型准确度的要求并不高, 采用最小二乘辨识的原理来拟合近似模型, 取拟合方程为 $y = ax^2$ 。

当 p_r 和 q 分别从 0.3387 MPa 和 0.501 变化到 0.4377 MPa 和 0.6 时, 中间分别取 100 组数据, 得到

$$Y_1(k)^{ss} = 0.01926 \times p_r(k)^2 \quad (20)$$

$$X_n(k)^{ss} = 0.0097587 \times q(k)^2 \quad (21)$$

$$e_1 = 1.912541932631719 \times 10^{-5}$$

$$e_2 = 9.701940378342134 \times 10^{-6}$$

从而得到控制器算式

$$p_r = 7.2056 \times$$

$$\sqrt{Y_1 + T \left[K_1(Y_{1set} - Y_1) + K_2 \int (Y_{1set} - Y_1) dt \right]} \quad (22)$$

$$q = 10.12287 \times$$

$$\sqrt{X_n + T \left[K_1(Y_{2set} - X_n) + K_2 \int (Y_{2set} - X_n) dt \right]} \quad (23)$$

3.3 伺服控制

在 0 时刻给稳态系统的塔顶塔底组分一个设定值阶跃, 分别从 0.998995 (setpoint1) 到 0.999、从 0.002997 (setpoint2) 到 0.003, 在 2.5 h 时设定值又发生突变, 分别返回到 setpoint1、setpoint2。

图 3 为相应的基于 GMC 控制策略和传统 PID 的伺服动态响应曲线对比。从图中可以看出, 当设定值发生频繁突变时, GMC 控制策略较之传统的

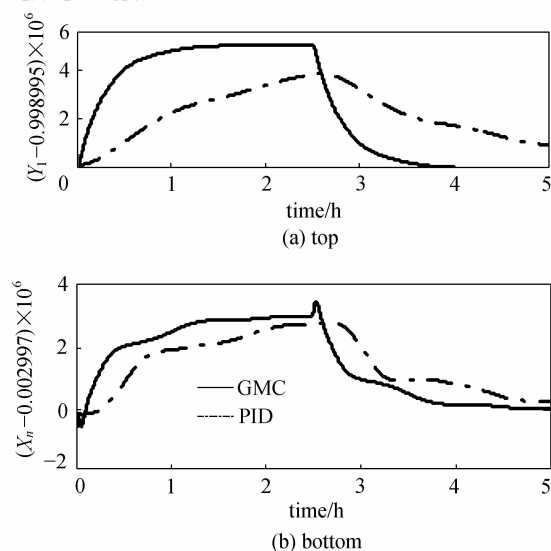


图3 高纯 ITCDIC 伺服响应

Fig. 3 Servo responses of high purity ITCDIC

PID 具有更快的响应速度、更小的超调量以及更好的追踪设定值的变化等优势, 因此基于 GMC 的高纯内部热耦合精馏策略能更有效地实现设定值的稳定操作, 具有较佳的动态响应特性, 优于传统的线性控制方案。

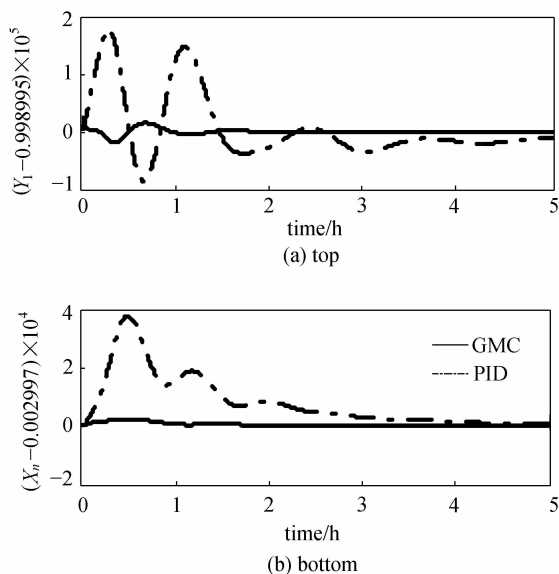
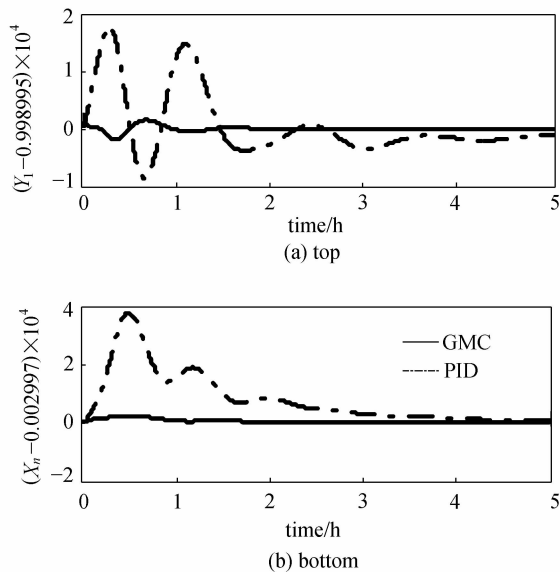
3.4 定值控制

进料流率 F , 进料组分 Z_i , 提馏段压强 p_s 和总传热速率 UA 是内部热耦合精馏塔的几个主要外部干扰^[3]。研究表明, 其中对过程动态特性影响最大的是进料组分进料流率 F 和进料组分 Z_i 。

图4和图5分别给出了这两种干扰下的动态响应曲线。从图中可以看到, 基于 GMC 的高纯热耦合控制策略能有效地消除系统干扰的影响, 调节时间小于1 h, 较之 PID, 在快响应速度、小超调量、无余差等方面优势明显, 能更有效地消除外部干扰对过程动态特性的影响。

4 结 论

本文提出了基于一般模型控制 (GMC) 的高纯内部热耦合精馏策略, 并给出了参数整定和近似模型求取的详细过程。以苯-甲苯物系作为实例进行了研究, 结果表明无论是在伺服控制或是在定值控制上, 基于 GMC 控制策略的系统都表现得非常出色, 较之传统的线性控制系统, 能更稳定地跟踪设定值变化并有效地消除干扰的影响, 具有更好的应用前景。

图4 进料组分 $Z_i \times 1.1$ 干扰下动态响应曲线Fig. 4 Dynamic responses under +10% Z_i disturbance图5 进料流率 $F \times 1.1$ 干扰下动态响应曲线Fig. 5 Dynamic responses under +10% F disturbance

References

- [1] Nakaiwa M, Huang K, Owa M. Operating an ideal heat integrated distillation column with different control algorithms. *Computers Chem. Engng.*, 1998, **22** (suppl.): 389-393
- [2] Huang K, Qian J, Nakaiwa M, Nakane T. Assessment of control configuration for a general heat integrated distillation. *Chinese J. Chem. Eng.*, 2000, **8** (4): 339-346
- [3] Zhu Yu, Liu Xinggao. Dynamics and control of high purity

- heat integrated distillation column. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2005, **44** (23): 8806-8814
- [4] Liu Xinggao, Qian Jixin. Modeling, control and optimization of ideal internal thermally coupled distillation columns. *Chem. Eng. Technol.*, 2000, **23** (3): 235-241
- [5] Lee P L, Sullivan G R. Generic model control. *Computers Chem. Engng.*, 1988, **12** (6): 573-580
- [6] Lee P L, Sullivan G R, Sullivan G L. Generic model control—a case study. *Can. J. Chem. Eng.*, 1989, **67** (3): 478-484
- [7] Duvall M, Riggs J B, Lee P. Multi-model decoupled generic model control. *Control Engineering Practice*, 2001, **9** (5): 471-481
- [8] Rani K Y, Gangiah K. Adaptive generic model control: dual composition control of distillation. *AIChE Journal*, 1991, **37** (11): 1634-1644
- [9] Huang K, Wang S J, Iwakabe K, Shan L, Zhu Q. Temperature control of an ideal heat-integrated distillation column (HIDiC). *Chemical Engineering Science*, 2007, **62** (22): 6486-6491
- [10] Wang Dong (王东), Zhou Donghua (周东华), Jin Yihui (金以慧). Adaptive generalized generic model control. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, **54** (3): 344-349
- [11] Xie Xiaoqing (谢晓清), Zhou Donghua (周东华), Jin Yihui (金以慧). Generalized generic model control of a class of complex nonlinear processes. *Journal of Tsinghua University: Science and Technology* (清华大学学报: 自然科学版), 1998, **38** (9): 77-81
- [12] Geng Hui (耿辉), Liu Xinggao (刘兴高), Xu Yongmao (徐用懋). The application of predictive PID in the internal thermally coupled distillation column//Proceeding of 13th China Process Control Conference. Macau, 2002: 345-349
- [13] Flathouse S E, Riggs J B. Tuning GMC controllers using the ATV procedure. *Computers Chem. Engng.*, 1996, **20** (8): 979-988
- [14] Weyer E, Bell G. System identification for generic model control//Proceedings of the 35th Conference on Decision and Control Kobe. Japan, 1996: 1527-1532
- [15] Seborg D E, Edgar T F, Mellichamp D A. *Process Dynamics and Control*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons Inc., 2003