

# 先进控制方法在间歇精馏塔控制中的应用

曹保榆 邹志云 桂新军  
(解放军总装备部防化研究院,北京 102205)

**摘要:**应用模糊控制、增益自调整控制、增益自调整模糊控制以及模型预测控制 4 种先进控制方法,对一套甲醇/水二元间歇精馏塔的塔顶浓度进行了控制实验,并对这 4 种方法的控制结果进行了比较。

**关键词:**间歇精馏塔;模糊控制;增益自调整控制;模型预测控制

中图分类号:TP273

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2004)S2-0221-03

## Application of advanced control methods in controlling a batch distillation column

CAO Bao-yu, ZOU Zhi-yun, GUI Xin-jun

(Research Institute of Chemical Defence, Beijing 102205, China)

**Abstract:** Four kinds of advanced control methods including fuzzy control, gain scheduling control, gain scheduling fuzzy control and model predictive control were tested on the composition control of the top products in a methanol/water binary batch distillation column, and the controlled results of these four kinds of methods were compared.

**Key words:** batch distillation column; fuzzy control; gain scheduling control; model predictive control

间歇精馏过程是过程工业中的重要分离过程之一,由于采用单个精馏设备即能进行多组分分离,并能分离高黏性低挥发度的组分或含大量固态物质的混合物,因此其具有广泛的用途。传统间歇精馏过程的控制研究集中在推导出开环最优回流比控制曲线上<sup>[1]</sup>,但由于模型误差和过程干扰的影响,开环最优回流比控制的效果并不理想。近年来对间歇精馏过程控制的研究发展趋势为开发有效的反馈控制策略。比例-积分-微分(PID)反馈控制策略虽然能较好地用于连续精馏过程的控制,但并不适合于非线性、非平稳的间歇精馏过程<sup>[2]</sup>。Quintero-Marmol 等<sup>[2]</sup>设计了一种推广的 Luenberger 观察器,用于估算间歇精馏过程的浓度,从而进行推断控制。Frattini-Fileti 等<sup>[3]</sup>开发了增益自调整比例积分(PI)控制策略,用于二元间歇精馏,此方法通过不断调高增益来达到控制目标。Li 和 Wozny<sup>[4]</sup>提出了一种自适应控制策略来跟踪预定的最优回流比控制曲线。文献<sup>[5]</sup>应用鲁棒非线性控制方法补偿建模误差、调整回流比,对间歇精馏过程的浓度进行控制。Dechechi 等<sup>[6]</sup>应用一种非线性模型预测控制方法进行了间歇精馏过程浓度控制的仿真,获得了较好的结果。到目前为止,虽然国内外研究者提出了不少的间歇精馏过程的先进控制策略,但绝大部分研究结果是理论性的或只进行了控制仿真,没有进行实验验证或实际应用。因此笔者拟对间歇精馏过程进行多种先

进控制方法的应用实验研究,探索间歇精馏过程控制的特点,开发有效的控制策略。

## 1 甲醇/水二元间歇精馏塔简介

该甲醇/水二元间歇精馏塔实验装置的示意图见图 1。

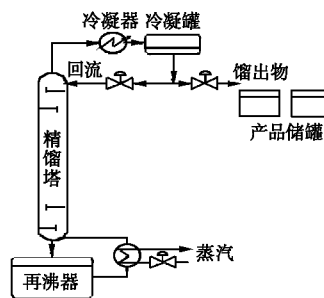


图 1 甲醇/水二元间歇精馏塔实验装置示意图

精馏实验前,原料一次性加入再沸器。再沸器夹套通蒸汽加热,蒸汽流量用一流量控制器控制。精馏塔内共设有 6 块筛板式塔板。塔顶甲醇蒸气流经冷凝器冷凝,流向由一电动蝶阀分时控制,在每一控制周期内,在回流时段流回塔内,提取产品时段流向塔顶或中部产品储槽。该精馏塔用 1 套 EuroBEEB 型工控机及配套的传感器、仪表进行实验数据采集和自动控制。该间歇精馏塔在启动阶段,用较大蒸汽流量进行加热,塔顶甲醇冷凝液全回流。全回流操作达到稳态时,减少加热蒸汽流量,减少回

流比进入精馏阶段。精馏阶段时再沸器加热蒸汽的流量保持恒定,通过调整塔顶甲醇冷凝液回流比控制塔顶甲醇浓度,进行间歇精馏操作。经研究,得到以下温度-浓度经验模型,可从测量的塔板温度  $T_j$  ( $j=2,4,s$ )估算相应塔板的甲醇浓度  $x_j$  ( $j=2,4,s$ )。

$$T_j = 80.1 - 15.44x_j + 20\exp(-x_j/0.1277) \quad j = 2,4,s \quad (1)$$

## 2 控制方法

### 2.1 模糊控制

模糊逻辑利用启发式知识和操作经验,能对复杂过程(如时变非线性间歇精馏过程)进行建模和控制。笔者设计的间歇精馏塔模糊逻辑控制策略有 2 个输入变量,塔板 4 的浓度控制偏差及其变化速率  $\dot{E}(t)$ :

$$\begin{aligned} E(t) &= SP - X_4(t), \\ \dot{E}(t) &= E(t) - E(t-1) = X_4(t-1) - X_4(t) \end{aligned} \quad (2)$$

式中,  $SP$  是塔板 4 的浓度给定值;  $X_4(t)$  是估算的塔板浓度;模糊控制器的输出变量为塔顶回流比  $RR$ ;把 2 个输入变量和 1 个输出变量同时细分为 7 个模糊分区,即负大(negative large, NL)、负中(negative medium, NM)、负小(negative small, NS)、零区(zero, ZR)、正小(positive small, PS)、正中(positive medium, PM)和正大(positive large, PL),设计的模糊逻辑控制规则集见表 1,7 个模糊分区的数值大小见表 2。

表 1 间歇精馏塔模糊逻辑控制规则集

| $\dot{E}/E$ | NL | NM | NS | ZR | PS | PM | PL |
|-------------|----|----|----|----|----|----|----|
| PL          | zr | ps | pm | pl | pl | pl | pl |
| PM          | ns | zr | ps | pm | pl | pl | pl |
| PS          | nm | ns | zr | ps | pm | pl | pl |
| ZR          | nl | nm | ns | zr | ps | pm | pl |
| NS          | nl | nl | nm | ns | zr | ps | pm |
| NM          | nl | nl | nl | nm | ns | zr | ps |
| NL          | nl | nl | nl | nl | nm | ns | zr |

表 2 模型逻辑分区的数值大小

| 变量        | NL       | NM     | NS     | ZR     | PS    | PM    | PL      |
|-----------|----------|--------|--------|--------|-------|-------|---------|
| $RR$      | 0.5      | 2.25   | 4.0    | 5.75   | 7.5   | 9.25  | 11      |
| $E$       | < -0.03  | -0.03  | -0.02  | -0.01  | 0.01  | 0.02  | > 0.03  |
| $\dot{E}$ | < -0.025 | -0.025 | -0.015 | -0.005 | 0.005 | 0.015 | > 0.025 |
|           |          | -0.015 | -0.005 | 0.005  | 0.015 | 0.025 |         |

### 2.2 增益自调整控制

增益自调整控制是实践中的一种简单有效的非

线性控制方法。增益自调整使得控制器迅速响应变化了的的操作条件,所以它也可被认为是一种简单而特别的自适应控制策略。因为间歇精馏塔是一个时变非线性过程,所以考虑应用增益自调整控制对间歇精馏塔进行控制。

当设计该间歇精馏塔的增益自调整控制策略时,笔者直接实现了 1 组增益随调整变量-给定值与塔板 4 估算浓度的差值而变化的 PI 控制器,从而回避了建立塔的线性变参数模型问题。应用 Matlab 对塔的简化机理模型进行控制仿真,来选择最终实施的增益自调整控制策略,并对其性能进行评估。最终实施的增益自调整控制策略如下:

$$\begin{aligned} RR(t) &= K * \text{gain}(t) * [(SP - X_4(t)) + \\ &\quad \sum_{i=1}^t (SP - X_4(i))/TI] + RR\text{mean} \quad (3) \\ \text{gain}(t) &= 10 \sqrt{SP - X_4(t)}, X_4(t) \leq SP; \\ \text{gain}(t) &= 1, X_4(t) > SP \end{aligned} \quad (4)$$

式中,  $K$  是比例常数;  $\text{gain}(t)$  是自调整增益;  $TI$  是积分时间;  $RR\text{mean}$  是从历史实验数据计算的精馏过程时段的回流比均值。按照式(4),控制增益随给定值与塔板 4 估算浓度的差值升高而升高,这和塔顶浓度下降时需增加回流比的操作经验相符。

### 2.3 增益自调整模糊控制

增益自调整模糊逻辑控制是逻辑控制与增益自调整控制结合起来,国外增益自调整模糊逻辑控制实践表明,它是一种控制复杂过程如催化裂化、绝热反应器和热传递过程的良好控制方法,一个平滑易调节的增益自调整器可以有效地处理离散模糊逻辑控制器的余差问题。

不像以前的调整输入输出变量模糊隶属度函数或改变模糊分区的增益自调整模糊逻辑控制策略,笔者直接在模糊控制输出  $RR_{\text{fuzzy}}(t)$  上加上一增益自调整 PI 控制项,以解决余差问题。采用的增益自调整模糊逻辑控制算式如下:

$$\begin{aligned} RR(t) &= RR_{\text{fuzzy}}(t) + K * \text{gain}(t) * [(SP - X_4(t)) \\ &\quad + \sum_{i=1}^t (SP - X_4(i))/TI], \\ \text{gain}(t) &= 5 \sqrt{|SP - X_4(t)|} \end{aligned} \quad (5)$$

### 2.4 模型预测控制

考虑由以下线性状态方程描述的系统:

$$\mathbf{x}(t+1) = \mathbf{A}\mathbf{x}(t) + \mathbf{B}\mathbf{u}(t), \mathbf{y}(t) = \mathbf{H}\mathbf{x}(t) \quad (6)$$

其中,  $\mathbf{x}(t) \in \mathbf{R}^n$ ,  $\mathbf{y}(t) \in \mathbf{R}^r$  和  $\mathbf{u}(t) \in \mathbf{R}^m$  分别是状态、输出和控制向量;  $\mathbf{A}$ 、 $\mathbf{B}$  和  $\mathbf{H}$  为相应维数的矩阵。用模型(6)用来构成预测控制器<sup>[7]</sup>。首先,定义

以下状态方程预测模型:

$$\begin{aligned} \mathbf{x}_p(t+j/t) &= \mathbf{A}\mathbf{x}_p(t+j-1/t) + \mathbf{B}\mathbf{u}(t+j-1) \\ j &= 1, 2, \dots, p_1; \mathbf{x}_p(t/t) = \mathbf{x}(t) \end{aligned} \quad (6)$$

式中,  $\mathbf{x}_p(t+j/t)$  表示  $t$  时刻预测的  $(t+j)$  时刻的状态向量,  $p_1$  为预测区间。假定控制作用的变化限制为  $p_2$  步 ( $p_2 < p_1$ ), 即  $\mathbf{u}(t+p_1-1) = \mathbf{u}(t+p_1-2) = \dots = \mathbf{u}(t+p_2)$ 。可得以下输出预测算式:

$$\mathbf{Y}_p = \mathbf{G}\mathbf{x}(t) + \mathbf{F}\mathbf{U} \quad (7)$$

其中  $\mathbf{Y}_p = [\mathbf{y}_p(t+1/t), \mathbf{y}_p(t+2/t), \dots, \mathbf{y}_p(t+p_1/t)]^T$ ,  $\mathbf{y}_p(t+j/t)$  为  $t$  时刻预测的  $(t+j)$  时刻的输出向量;  $\mathbf{U} = [\mathbf{u}(t), \mathbf{u}(t+1), \dots, \mathbf{u}(t+p_2)]^T$ ;

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} \mathbf{H}\mathbf{A} \\ \mathbf{H}\mathbf{A}^2 \\ \vdots \\ \mathbf{H}\mathbf{A}^{p_1} \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{F} = \begin{bmatrix} \mathbf{H}\mathbf{B} & 0 & \dots & 0 \\ \mathbf{H}\mathbf{A}\mathbf{B} & \mathbf{H}\mathbf{B} & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ \mathbf{H}\mathbf{A}^{p_1-1}\mathbf{B} & \mathbf{H}\mathbf{A}^{p_1-2}\mathbf{B} & \dots & \mathbf{H}\mathbf{A}^{p_1-p_2-1}\mathbf{B} \end{bmatrix}$$

使目标函数  $J = \frac{1}{2} \sum_{j=1}^{p_1} [\mathbf{y}_r(t+j) - \mathbf{y}_p(t+j/t)]^T \mathbf{Q}_j [\mathbf{y}_r(t+j) - \mathbf{y}_p(t+j/t)] = \frac{1}{2} (\mathbf{Y}_r - \mathbf{Y}_p)^T \mathbf{Q} (\mathbf{Y}_r - \mathbf{Y}_p)$  最小, 这里  $\mathbf{y}_r(t+j)$ ,  $j = 1, 2, \dots, p_1$  为参考轨迹,  $\mathbf{Y}_r = [\mathbf{y}_r(t+1), \mathbf{y}_r(t+2), \dots, \mathbf{y}_r(t+p_1)]^T$ ,  $\mathbf{Q}_j$  为一加权矩阵,  $\mathbf{Q} = \text{diag}(\mathbf{Q}_1, \mathbf{Q}_2, \dots, \mathbf{Q}_{p_1})$ 。使  $\frac{\partial J}{\partial \mathbf{U}} = 0$  可得最优解:  $\mathbf{U} = (\mathbf{F}^T \mathbf{Q} \mathbf{F})^{-1} \mathbf{F}^T \mathbf{Q} [\mathbf{Y}_r - \mathbf{G}\mathbf{x}(t)] = \mathbf{T} [\mathbf{Y}_r - \mathbf{G}\mathbf{x}(t)]$  预测控制策略采用滚动优化策略, 为了消除干扰和补偿建模误差, 一般只实施  $\mathbf{U}$  中的第一列向量  $\mathbf{u}(t)$ , 在下一采样时刻重复循环运算<sup>[8]</sup>。

### 3 实验结果与结论

以上 4 种控制策略均采用 Real time BASIC 语言在 EuroBEEB 工控机上编程实现, 对近似工艺操作条件下的同一甲醇/水二元间歇精馏塔实验装置进行了控制实验。一共进行了 2 次模糊控制实验, 其设定值分别为  $SP = 0.90$  (模糊控制  $a$ ) 和  $SP = 0.92$  (模糊控制  $b$ ); 增益自调整控制实验的参数为  $K = 100$ ,  $TI = 20$ ,  $SP = 0.92$ ,  $RR_{\text{mean}} = 6.7805$ ; 增益自调整模糊逻辑控制实验的参数为  $K = 100$ ,  $TI = 20$ ,  $SP = 0.92$ 。在实施模型预测控制时, 先应用物料平衡和气液相平衡等机理建模法, 经线性化和离散化获得了该间歇精馏塔实验装置的线性离散状态空间模

型, 以此模型为基础推算出模型预测控制律, 对精馏塔进行控制实验, 其控制参数为  $p_1 = 3$ ,  $p_2 = 2$ ,  $\mathbf{Q}_j = \text{diag}(3, 6, 1)$ ,  $j = 1, 2, 3$ , 塔板 2、塔板 4 和再沸器甲醇浓度的设定值分别为 0.60、0.90 和 0.10。实验结果表明, 4 种控制策略均能对间歇精馏塔进行平稳和精确的控制, 获得的塔顶精馏产物的浓度均高于产品指标要求。对 4 种控制策略控制实验结果进行比较, 结果见表 3。

表 3 4 种控制策略控制实验结果的比较

| 控制方法        | 温度控制绝对积分误差均值 | 估算浓度控制绝对积分误差均值 | 回流比均值  |
|-------------|--------------|----------------|--------|
| 模糊控制 $a$    | 0.3255       | 0.02089        | 8.4201 |
| 模糊控制 $b$    | 0.2339       | 0.01504        | 7.2267 |
| 模型预测控制      | 0.2168       | 0.01392        | 6.8603 |
| 增益自调整控制     | 0.1629       | 0.01047        | 7.4778 |
| 增益自调整模糊逻辑控制 | 0.1917       | 0.01231        | 7.5898 |

从表 3 中可看出, 4 种控制策略的精馏塔塔板 4 温度和估算浓度控制绝对积分误差均值从小到大依次为: 增益自调整控制 < 增益自调整模糊逻辑控制 < 模型预测控制 < 模糊控制; 回流比均值从小到大依次为: 模型预测控制 < 增益自调整控制 < 增益自调整模糊逻辑控制 < 模糊控制, 回流比小在一定意义上表明提取的产品多, 实验结果也表明, 模型预测控制和增益自调整控制的收率高, 模糊控制收率低一些。

### 参考文献

- [1] Diwekar U M. Batch Distillation, Simulation, Optimal Design and Control [M]. London: Taylor & Francis, 1995.
- [2] Quintero-Marmol E, Luyben W L, Georgakis C. [J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 1991, 30(8): 1870 - 1880.
- [3] Frattini-Fileti A M, Rocha-Pereira J A F. The development and experimental testing of two adaptive control strategies for batch distillation. [A]. In: Darton R. Distillation and Absorption '97 [C]. IChemE Symposium Series No. 142. Rugby: IChemE, 1997. 249 - 255.
- [4] Li P, Wozny G. [J]. Computers and Chemical Engineering, 2001, 25(1): 97 - 107.
- [5] Monroy-Loperena R, Alvarez-Ramirez J. [J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(8): 4729 - 4737.
- [6] Dechechi E C, Luz L F L Jr, Assis A J, et al. [J]. Computers and Chemical Engineering, 1998, 22(Suppl): 867 - 870.
- [7] Huang Sunan, Tan Kok Kiong, Lee Tong Heng. Applied Predictive Control [M]. London: Springer, 2001.
- [8] Camacho E F, Bordons C. Model Predictive Control [M]. London: Springer, 1998. ■