

文章编号:1672-6987(2014)06-0631-05

板式蒸馏控制器的 μ 综合分析与设计

李自成¹, 袁保山²

(1. 成都理工大学 工程技术学院, 四川 乐山 614000; 2. 核工业西南物理研究院, 四川 成都 610041)

摘要: 采用 μ 综合方法, 设计了具有良好控制性能的高纯度板式蒸馏塔闭环控制系统。设计主要考虑了非线性模型中参数增益和时间延迟的不确定性, 同时不确定性模型具有输入乘法不确定性形式, 并采用了两自由度回路 μ 综合分析方法。设计建立了一个降阶 μ 控制器并针对非线性蒸馏塔模型构成的整个系统进行了仿真。结果表明, 系统在不同的参考信号和干扰信号, 以及不同的不确定参数值下都表现出了良好的性能。

关键词: 板式蒸馏塔; 鲁棒性能; 两自由度回路; μ 综合分析; 输入乘法不确定性

中图分类号: O 473

文献标志码: A

μ Synthesis Analysis and Design of Plate Distillation Column Controller

LI Zi-cheng¹, YUAN Bao-shan²

(1. College of Engineering and Technical, Chengdu University of Technology, Leshan 614000, China;

2. Southwestern Institute of Physics, Chengdu 610041, China)

Abstract: The μ synthesis controller with good performance is designed for the high purity plate distillation column. The design deals with the nonlinear model, gain and time delay parameters uncertainty. The uncertainty model is considered to have the uncertainty multiplication form. Two degrees of freedom are used for the μ synthesis. The reduced-order μ controller is established for nonlinear model of the distillation column. The simulation indicates that in the case of different reference signals and interference signals, and with the uncertain parameters, the system shows good performance.

Key words: plate distillation column; robust performance; two-degree-of freedom loop; μ synthesis; input uncertainty multiplication

随着工业的发展,对蒸馏产品的质量提出了更高的要求,而蒸馏塔的控制起着非常关键的作用。蒸馏塔的控制比较困难,因为蒸馏过程是高度非线性的。尤其是在对塔顶和塔底馏出物都有高质量控制要求的情况下,冷凝器和再沸器的控制回路相互耦合,是一个复杂非线性、多变量的动态过程^[1-3]。在对应静态工作点进行线性化后得到的经典控制模型往往调节性能较差^[4],无法具备良好的鲁棒性能和稳定性。

因而本设计的目的是要找到一个控制器,实现一种高纯度的蒸馏塔的闭环控制系统的鲁棒稳定性和鲁棒性能。系统控制的非线性模型主要考虑参数增益和时间延迟的不确定性。不确定性模型具有输入乘法的不确定性形式。而控制结构的选择对控制性能也有很大的影响^[5-7]。采用板式蒸馏塔的控制使用一自由度控制器很难获得理想的性能的闭环系统。因此,采用了两自由度回路 μ 综合分析方法。设计基于线性化蒸馏塔模型,

收稿日期: 2014-01-07

基金项目: 国家自然科学基金项目(11375055)。

作者简介: 李自成(1970—),男,博士。

建立了一个降阶 μ 控制器,在不确定性的情况下,保证闭环系统的稳定性和性能,并对 μ 控制器和非线性蒸馏塔模型构成的整个系统进行了仿真。

1 蒸馏塔的动态模型

典型的双组分蒸馏塔的目的是分离由轻组分和重组分构成的混合物,蒸馏产物成分主要为轻组分。为了这个目的,沿着其高度布置一系列的托盘。液体通过托盘从顶部降到底部,而从蒸汽从底部升到顶部。汽相和液相之间的接触使蒸汽中易挥发组分的浓度增加,同时使液体中的难挥发组分的浓度增加。蒸馏塔的运行需要底部馏出物再沸,以确保蒸汽流的连续性,同时需要部分馏出液回流到顶端托盘,以确保液体流的连续性。

每一级物料平衡方程为:

$$dM_i/dt = L_{i+1} - L_i + V_{i-1} - V_i \quad (1)$$

其中 M_i 为液相储量 (kmol), L_i 为回流量 (kmol · min⁻¹), V_i 为上升的蒸汽流量 (kmol · min⁻¹)。下标为级数,从塔底部算起,第一级为再沸器,最后一级为冷凝器,其余级为托盘。

每一级轻组分的平衡方程为:

$$d(M_i x_i)/dt = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - L_i x_i - V_i y_i \quad (2)$$

其中 x 和 y 分别为液相和汽相中轻组分的含量。

从式(1)和式(2)可得:

$$dx_i/dt = (d(M_i x_i)/dt - x_i(dM_i/dt))/M_i \quad (3)$$

同一级 y, x 之间关系式为

$$y_i = \alpha x_i / (1 + (\alpha - 1)x_i) \quad (4)$$

其中 α 为轻组分和重组分的相对挥发度。

假定为常摩尔数流动, $V_i = V_{i-1}$ 。

而液体回流量为:

$$L_i = L_0 + (M_i - M_0)/\tau + \gamma(V_{i-1} - V_0) \quad (5)$$

在式(5)中, L_0 , M_0 , V_0 为设计指定的参数, τ 为每级的液体流的时间常数, γ 为蒸汽流的影响系数。

在进料级满足:

$$dM_i/dt = L_{i+1} - L_i + V_{i-1} - V_i + F \quad (6)$$

$$d(M_i x_i)/dt = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - L_i x_i - V_i y_i + F + z_F \quad (7)$$

其中 F 为进料量 (kmol · min⁻¹)。 z_F 为进料轻组分含量。

对于冷凝器,设级数为 N_T ,得

$$dM_i/dt = V_{i-1} - L_i - D \quad (8)$$

$$d(M_i x_i)/dt = V_{i-1} y_{i-1} - L_i x_i - D x_i \quad (9)$$

设在该级 $M_i = M_{N_T} = M_D$, $L_i = L_{N_T} = L_T$ 。

对于再沸器有:

$$dM_i/dt = L_{i+1} - V_i - B \quad (10)$$

$$d(M_i x_i)/dt = L_{i+1} x_{i+1} - V_i y_i - B x_i \quad (11)$$

设在该级 $M_i = M_1 = M_B$, $V_i = V_1 = V_B$, 其中 B 表示的是塔底馏出液流量 (kmol · min⁻¹), D 是塔顶馏出液流量 (kmol · min⁻¹)。从而得到了非线性蒸馏塔模型,模型有 4 个控制输入 (L_T, V_B, D, B) 和 2 个扰动 (F, z_F)。

为了得到蒸馏塔的线性模型,有必要得到一个蒸馏塔的稳定运行点,在这个点附近进行线性化。另外,为了保证蒸馏塔稳定,利用蒸馏塔的 LV 模型,即用 D 去控制 M_D , B 去控制 M_B ,控制器采用比例为 10 的比例控制器。

模型的输入输出可以简化为有 4 个输入 (L_T, V_B, F, z_F) (后两者为干扰输入) 2 个输出 (y_D, x_B),进行线性化后可得模型传递函数为 G_{lv} 。在减小模型的级数之前,对模型进行归一化处理。可得

$$G_1 = S_0 G_{lv} S_i \quad (12)$$

其中是 S_i 和 S_o 为输入输出比例矩阵。再通过 Matlab 软件的 μ 分析与综合工具箱,利用 sysbal 和 hankmr 命令对 G_1 进行降阶处理,可以求出 6 阶蒸馏塔线性模型 G 。

2 不确定性模型

在蒸馏塔控制系统中考虑的不确定性为增益不确定性 k_i 和每个输入通道时间延迟 θ_i ,如图 1 所示。

因此,不确定度可以用传输矩阵表示:

$$W_u = \begin{bmatrix} k_1 e^{-\theta_1 s} & 0 \\ 0 & k_2 e^{-\theta_2 s} \end{bmatrix} \quad (13)$$

通过输入乘法不稳定性可以很方便地表示这种不稳定性,如图 1 所示。

$$\Delta = \begin{bmatrix} \Delta_1 & 0 \\ 0 & \Delta_2 \end{bmatrix} \quad (14)$$

在此式中 $|\Delta_1| \leq 1$, $|\Delta_2| \leq 1$ 不确定性加权函数为

$$W_\Delta = \begin{bmatrix} W_{\Delta_1} & 0 \\ 0 & W_{\Delta_2} \end{bmatrix} \quad (15)$$

由此可以得到

$$W_{u_i} = (1 + W_{\Delta_i} \Delta_i) \bar{W}_{u_i}, i = 1, 2 \quad (16)$$

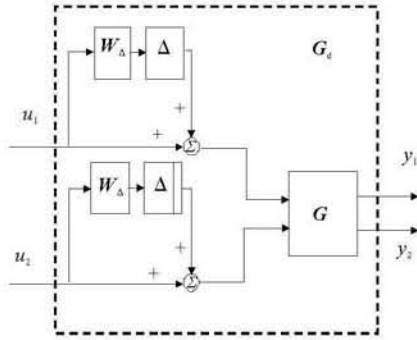


图1 具有乘法不确定性的输入系统图

Fig.1 Input systems with multiplicative uncertainty

由于 $|\Delta_i| \leq 1$, 所以相对不稳定性

$$\frac{|W_{u_i}(j\omega) - \bar{W}_{u_i}(j\omega)|}{|W_{u_i}(j\omega)|} \leq |\bar{W}_{\Delta_i}(j\omega)|,$$

$$i = 1, 2. \quad (17)$$

此式中

$$W_{u_i}(j\omega) = k_i e^{j\omega\theta_i}. \quad (18)$$

选择 W_{Δ_i} 等于选择相对不稳定度的上界

$$\frac{|W_{u_i}(j\omega) - \bar{W}_{u_i}(j\omega)|}{|W_{u_i}(j\omega)|} =$$

$$\sqrt{(k_i \cos(\omega\theta_i) - 1)^2 + (k_i \sin(\omega\theta_i))^2}, i = 1, 2, \quad (19)$$

并选择增益不确定性和输入通道时间延迟为 $k_i \in [0.8 \ 1.2]$; $\theta_i \in [0.0 \ 1.0]$; $i = 1, 2$ 得到相对不确定性的频率特性。从而推导出不确定性加权函数

$$W_{\Delta_i} = \frac{2.2S^3 + 15.7S^2 + 27.7S + 5}{S^3 + 8.3S^2 + 21S + 22.7},$$

$$i = 1, 2. \quad (20)$$

图2为相对不确定性和 W_{Δ_i} 频率特性对照图。

可以看到后者较为准确地与前者的上界相一致。

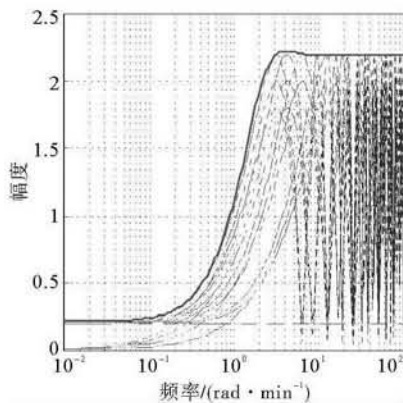
图2 相对不确定性和 W_{Δ_i} 频率特性对照

Fig.2 Comparison to relative uncertainty and frequency characteristic

3 闭环控制系统参数要求和设计

系统的初始参数包括:总级数 N_T 为 41, 进料级为 21, 进料量 F 为 $1 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$, 进料轻组分含量 Z_F 为 0.5, 顶底馏出液流量 D 和 B 都为 $0.5 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$, 底部上升蒸汽流量 V_B 为 $2 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$, 顶部液体回流量 L_T 为 $3 \text{ kmol} \cdot \text{min}^{-1}$, 顶部蒸汽轻组分 y_D 为含量为 0.99, 底部液体轻组分含量 x_B 为 0.01, 每级液体储蓄量 M_i 为 0.5, 液体在托盘流动的时间常数 τ 为 0.06。

蒸馏塔闭环连接系统的结构如图3所示。为了在 e_u , e_y 控制和参考信号的跟踪性能进行权衡, 加入了加权因子函数。其中 M 选择形式为

$$M = \begin{bmatrix} \frac{1}{Ts^2 + 2\xi Ts + 1} & 0 \\ 0 & \frac{1}{Ts^2 + 2\xi Ts + 1} \end{bmatrix} \quad (21)$$

来确保过阻尼响应时间。

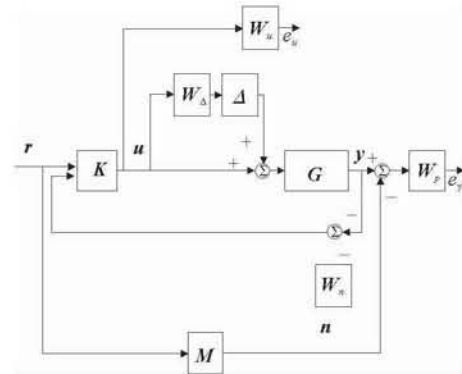


图3 蒸馏塔闭环连接系统

Fig.3 Distillation column closed loop system

两自由度的控制器可以分为:

$$K(s) = [K_y(s)K_r(s)]. \quad (22)$$

在式(22)中, K_y 是控制器的反馈部分, 并且

K_r 是前置滤波部分, 于是有:

$$\begin{bmatrix} e_p \\ e_u \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} W_p(\tilde{S}\tilde{G}K_r - M) - W_pTW_n \\ W_n(I + \tilde{G}\tilde{G})^{-1}K_r - W_nK_ySW_n \end{bmatrix} \begin{bmatrix} r \\ n \end{bmatrix}. \quad (23)$$

其中:

$$S = (I + \tilde{G}K_y)^{-1},$$

$$T = (I + \tilde{G}K_y)^{-1}\tilde{G}K_y,$$

$$\tilde{G} = G(I + W_{\Delta}\Delta).$$

性能目标对于每个不确定性的 $\tilde{G}$, 满足

$$\left\| \begin{bmatrix} W_p(S\tilde{G}K_r - M) - W_pTW_n \\ W_u(I + K_y\tilde{G})^{-1}K_r - W_uK_ySW_n \end{bmatrix} \right\|_{\infty} < 1. \quad (24)$$

4 控制系统设计

开环连接的传递函数矩阵 $P(s)$ 为 8 输入 10 输出的,扰动块结构可以表示为:

$$\Delta P = \left\{ \begin{bmatrix} \Delta & 0 \\ 0 & \Delta_F \end{bmatrix}; \Delta \in \mathbb{C}^{2 \times 2}, \Delta_F \in \mathbb{C}^{4 \times 4} \right\}. \quad (25)$$

矩阵的第一块对应于不确定性块 Δ ,第二块 Δ_F 为虚拟的,其输入为加权误差信号 e_p, e_u 。

$P(s)$ 可以分成为

$$P(s) = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} & P_{13} \\ P_{21} & P_{22} & P_{23} \\ P_{31} & P_{32} & P_{33} \end{bmatrix}.$$

定义

$$F_l(P, K) = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} P_{13} \\ P_{23} \end{bmatrix} K(I - P_{33}K)^{-1} \begin{bmatrix} P_{31} & P_{32} \end{bmatrix}. \quad (26)$$

为了满足设计的目标,稳定的控制器必须满足

$$\mu_{\Delta_p}[F_l(P, K)(j\omega)] < 1. \quad (27)$$

D-K 迭代的进程如表 1 所示。

表 1 D-k 迭代进程
Table 1 D-k iteration process

迭代次数	控制器阶数	μ 最大值
1	22	1.075
2	28	0.984
3	30	0.988
4	28	0.978

经过 4 次迭代后,控制器稳定并且阶数为 28,最大 μ 值为 0.978。

闭环系统的鲁棒稳定性如图 4 所示,最大 μ 值为 0.708,这表明系统的稳定性在扰动情况下满足

$$\|\Delta\|_{\infty} < \frac{1}{0.708}. \quad (28)$$

整体系统的鲁棒性能如图 5 所示,最大 μ 值为 0.979。

扰动敏感函数 $\hat{S}$ 的频率响应和扰动传递函数 $\hat{K}_y\hat{S}$ 的频率响应如图 6 和 7。对所有不确定性参数,可以看到矩阵的最大奇异值小于 300。

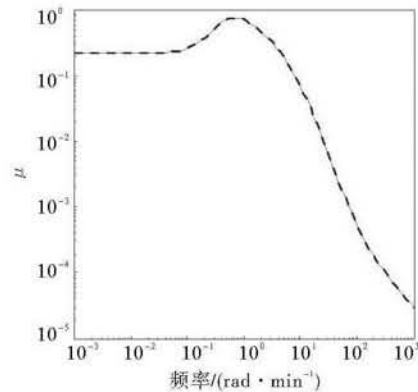


图 4 闭环系统鲁棒稳定性

Fig. 4 Robust performance of the closed loop system

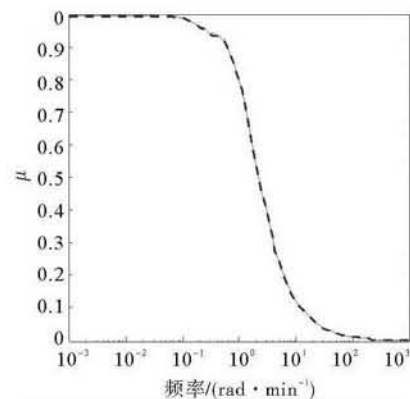


图 5 整体系统鲁棒性能

Fig. 5 Robust performance of the whole system

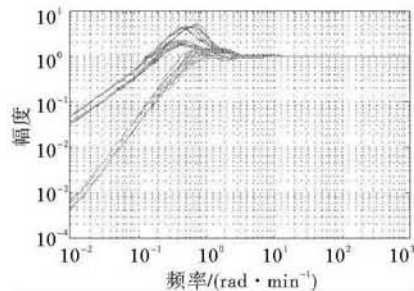


图 6 扰动敏感函数频率响应奇异值图

Fig. 6 Singular value for sensitivity function with disturbance

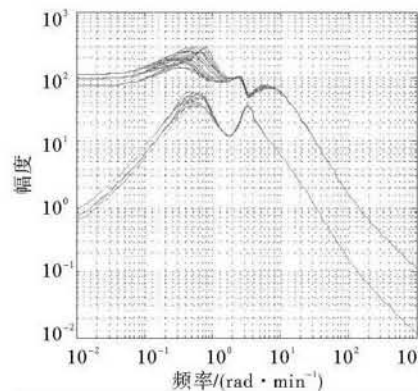


图 7 扰动传递函数频率响应奇异值图

Fig. 7 Singular value for transfer function with disturbance

5 采用 μ 控制后系统的性能分析

建立的系统如图3所示。在时间为10 min的时候,物料供给速度 F 从1变化到1.2。在 t 为100 min的时候,供料的成分从0.5变化到0.6。在 t 为150 min的时候, y_D 从0.99变化到0.995,220 min回到0.99。

蒸馏成分和底部成分 y_D 、 x_B 时间响应如图8和图9,可以看到扰动得到了很好的衰减,并准确地达到了预设值。

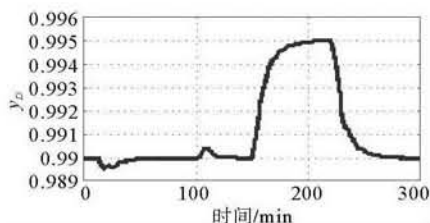


图8 y_D 暂态响应图

Fig. 8 y_D transient response

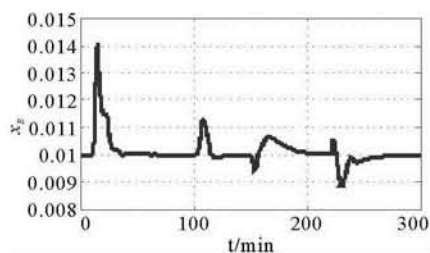


图9 x_B 暂态响应图

Fig. 9 x_B transient response

6 结 语

采用 μ 综合分析与设计方法,使控制器在系统不确定性情况下具有较好的动态控制性能。给出了加权函数的确定方法。采用了两自由度控制模型,既保证系统良好稳定性,又保证了系统对扰

动的鲁棒性和动态性能。对于蒸馏塔系统模型进行降阶处理,使非线性控制系统能获得良好动态性能的同时又使控制简单而可靠。同时为了便于分析,对各变量进行了归一化处理。从整个系统的分析结果来看,降阶后的 μ 控制器对扰动具有很好的衰减性,并能很好跟踪参考信号,蒸馏塔塔顶端和底部馏出物的控制都能同时满足高质量的动态性和稳定性要求。

参 考 文 献

- [1] Stanimir M, Robert B. Analysis of interactions and multivariable decoupling fuzzy control for a binary distillation column [J]. International Journal of Fuzzy Systems, 2004, 6(2): 53-62.
- [2] Almila B, Canan O, Kemal L, et al. Artificial neural network estimator design for the inferential model predictive control of an industrial distillation column [J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 2004, 43(19): 6102-6111.
- [3] Li F. Dynamic neural network based nonlinear control of a distillation column [J]. Intelligent Control and Automation, 2011, 2(4): 383-387.
- [4] Waller J B, Boling J M. Multi-variable nonlinear MPC of an ill-conditioned distillation column [J]. Journal of Process Control, 2005, 15(1): 23-29.
- [5] Hurowitz S, Anderson J, Duvall M, et al. Distillation control configuration selection [J]. Journal of Process Control, 2003, 13(4): 357-362.
- [6] Shin J, Seo H, Han M, et al. A nonlinear profile observer using tray temperatures for high-purity binary distillation column control [J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55(4): 807-816.
- [7] Shahraki F, Razzaghi K. On a problem regarding process gain directionality error measures [C]//The 55th Canadian Chemical Engineering Conference, Toronto, Ontario, 2005: 16-19.

(责任编辑 姜丰辉)