

研究论文

强制循环蒸发器的非线性解耦控制

王永刚¹, 李海波², 柴天佑²

(¹ 沈阳农业大学信息与电气工程学院, 辽宁 沈阳 110866; ² 东北大学流程工业国家重点实验室, 辽宁 沈阳 110004)

摘要: 强制循环蒸发器是一个多输入多输出的且回路间存在着较强耦合的强非线性的复杂化工过程。针对单纯的采用常规控制方法很难满足实际的工业要求的问题, 在深入研究上述过程的动态特性的基础上, 根据模型的结构特点, 采用全局输入输出反馈线性化的方法实现了其解耦控制, 并证明了系统的零动态稳定性。通过仿真表明采用全局输入输出反馈线性化解耦方法能够有效地解决系统的强非线性对系统带来的影响, 而且还能消除密度回路与液位回路间的耦合作用, 该方法对提高产品质量和提高系统的蒸发效率具有重要意义。

关键词: 强制循环蒸发器; 输入输出反馈线性化; 非线性解耦

DOI: 10.3969/j.issn.0438-1157.2013.06.033

中图分类号: TQ 245.12; TP 273

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (2013) 06-2145-08

Nonlinear decoupling control of forced-circulation evaporator

WANG Yonggang¹, Li Haibo², CHAI Tianyou²

(¹ School of Information and Electronic Engineering, Shenyang Agricultural University, Shenyang 110866, Liaoning, China; ² State Key Laboratory of Synthetical Automation for Process Industries, Northeastern University, Shenyang 110004, Liaoning, China)

Abstract: The forced-circulation evaporator is a multi-input and multi-output process with complex dynamics, such as strong nonlinearity, strong coupling. Therefore, the existing conventional control strategy can not satisfy production demand. The dynamic characteristics of forced-circulation were studied. According to the structure characteristics of the evaporator model, decoupling control was achieved by using the global input and output feedback linearization control technology and zero-dynamic stability of system was proved subsequently. Simulation results showed that the global input and output feedback linearization control technology could not only reduce the effect of nonlinearity on the system, but also eliminate the coupling between density loop and level loop. At the same time, the method could improve production quality and evaporation efficiency simultaneously.

Key words: forced-circulation evaporator; input and output feedback linearization; nonlinear decoupling

引 言

蒸发过程广泛存在于海水淡化、氧化铝生产、

造纸和石油生产等化工领域^[1-2]。其主要作用是蒸发掉溶液中多余的水分, 使其中的溶液浓度达到工艺要求。强制循环蒸发器是蒸发过程重要的蒸发设

2012-10-05 收到初稿, 2013-02-03 收到修改稿。

联系人及第一作者: 王永刚 (1978—), 男, 博士研究生, 讲师。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (61004009); 国家科技支撑计划项目 (2012BAJ26B01)。

Received date: 2012-10-05.

Corresponding author: WANG Yonggang, wygvn@gmail.com

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (61004009) and the National Key Technology R&D Program (2012BAJ26B01).

备,其控制目标为:一是需要保证生产过程安全可靠,避免出现故障工况,即需保持蒸发器的液位不出现大的波动;另一方面在保证生产过程安全运行的前提下,需使其产品质量能够满足实际的工业要求,即需要使其溶液浓度快速跟踪系统的设定值。

对于蒸发过程而言,既要蒸发对蒸发器液位回路进行调节,又要对浓度回路进行调节,由于上述多个回路间的关联耦合严重,因此是典型的多变量、强耦合和强非线性的综合复杂化工过程,近年来得到国内外学者的广泛关注^[3-12]。文献[3-4]分别采用推理串级控制策略和分层控制策略实现了对三效降膜蒸发过程的有效控制。文献[5]实现了对四效降膜蒸发过程的多变量监督控制。文献[3-5]方法的局限性在于并没有考虑系统的强非线性对系统带来的影响。近年来随着非线性控制技术的发展,很多学者对上述过程进行了深入研究。文献[6-7]采用非线性模型预测的控制方法实现了多效蒸发过程的控制。文献[8-9]采用输入输出反馈线性化解耦的控制方法实现了其有效控制,然而文献[8-9]中并没有对该过程的动态特性进行深入分析,且没有对上述蒸发系统的零动态稳定性进行分析。文献[10-12]采用基于神经网络的多模型非线性自适应控制方法实现了对强制循环蒸发系统的解耦控制,并取得了很好的控制效果。然而上述方法的缺陷是控制器设计复杂且存在计算量大等问题。

本文针对强制循环蒸发器中存在的问题,在深入分析其过程的动态特性的基础上,根据模型的结构特点,采用全局输入输出反馈线性化解耦的方法以实现对其解耦控制,并深入分析其系统的零动态稳定性问题。

1 强制循环蒸发器的模型

1.1 工艺描述

强制循环蒸发器主要应用于浓度要求较高以及有结晶析出的溶液蒸发,其工艺流程如图1所示。本文以料液的走向来说明整个强制循环蒸发系统的工艺流程。进料液与分离室中出来的部分溶液汇合后经循环泵进入加热室与加热蒸汽进行热交换,加热后的溶液进入分离室进行汽液分离,在分离室中,部分溶液经过出料管道由电动调节阀排出,部

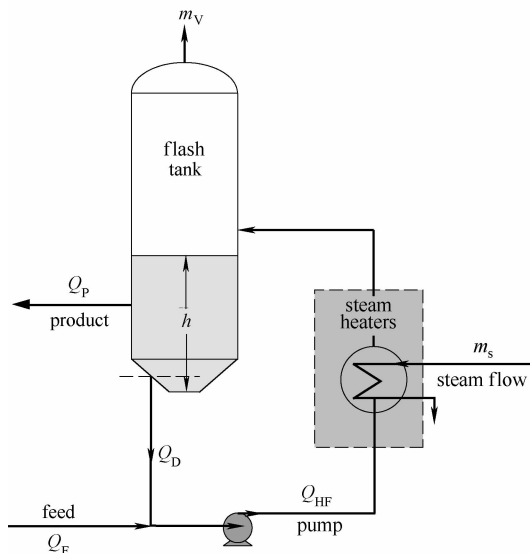


图1 强制循环蒸发器结构

Fig. 1 Structure of forced-circulation evaporator

分溶液由分离室的下端经过循环管道与进料液汇合进行再次蒸发。

1.2 动态模型

强制循环蒸发系统的动态模型可以由如下方程描述^[10]

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{A} \left(Q_F - Q_P - \frac{m_V}{\rho_w} \right) \quad (1)$$

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{1}{Ah} \left[Q_F \rho_F \left(\frac{\rho}{\rho_F} - 1 \right) - m_V \left(\frac{\rho}{\rho_w} - 1 \right) \right] \quad (2)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{1}{cAh\rho} [Q_{HF} \rho_{HF} c_{HF} T_{HF} + \lambda_s m_s - m_V \lambda_V - (Q_{HF} \rho_{HF} - m_V) c T] \quad (3)$$

其中

$$m_V = \frac{Q_F \rho_F c_F T_F - c Q_P \rho T + m_s \lambda_s}{\lambda_V} \quad (4)$$

$$T_{HF} = \frac{Q_F \rho_F c_F T_F + Q_D c T \rho}{Q_{HF} \rho_{HF} c_{HF}} \quad (5)$$

$$Q_{HF} \rho_{HF} = Q_D \rho + Q_F \rho_F \quad (6)$$

式中 h 为强制循环蒸发系统的液位, m; A 为蒸发器的横截面积, m^2 ; Q_F 为进料流量, $m^3 \cdot h^{-1}$; Q_P 为出料流量, $m^3 \cdot h^{-1}$; ρ_w 为水的密度, $1000 \text{ kg} \cdot m^{-3}$; m_V 为二次蒸汽流量, $t \cdot h^{-1}$; ρ_F 为进料密度, $kg \cdot m^{-3}$; ρ 为出料密度, $kg \cdot m^{-3}$; T 为溶液温度, $^{\circ}C$; T_{HF} 为进入加热室溶液的温度, $^{\circ}C$; c_{HF} 为进入加热室溶液的比热容, $kJ \cdot (kg \cdot ^{\circ}C)^{-1}$; Q_{HF} 、 ρ_{HF} 分别为进入加热室溶液的流量与密度, $m^3 \cdot h^{-1}$, $kg \cdot m^{-3}$; c 为溶液的比热容, $kJ \cdot (kg \cdot ^{\circ}C)^{-1}$; λ_V 表示二次蒸汽的汽化潜

热, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; Q_F 为进料流量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; c_F 为进料溶液的比热容, $\text{kJ} \cdot (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$; T_F 为进料溶液的温度, $^\circ\text{C}$; λ_s 为加热蒸汽汽化潜热, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; Q_D 为循环液体流量, $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。

选取如下的状态变量: $h = x_1$, $\rho = x_2$, $T = x_3$; 输入变量: $u_1 = Q_P$, $u_2 = m_S$; 输出变量: $y_1 = x_1$, $y_2 = x_2$ 。将式(4)~式(6)代入式(1)~式(3)可以得到如下形式的仿射非线性系统

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x) + \sum_{i=1}^2 g_i(x) u_i \\ y_i = h_i(x) \end{cases} \quad (i = 1, 2) \quad (7)$$

其中, 强制循环蒸发器的参数与变量以及工作点与模型参数见文献[10]。

1.3 动态特性分析

由强制循环蒸发系统的动态模型可以看出, 该过程本质上是一个结构复杂的多变量输入输出的非线性被控对象。该过程的复杂性主要表现为: (1) 强非线性; (2) 各回路间的强耦合性。因此为了更好地分析该过程的控制难点着重从以上两个方面加以分析。

1.3.1 系统的非线性特性分析 对于大多数的实际工业对象, 本质上都是非线性的。然而并非所有的非线性系统都需要采用非线性控制器。当被控对象在大范围的工作点都表现为弱非线性的特性时, 采用线性的控制器也能取得满意的控制效果。然而, 当被控对象表现出强非线性特性时, 为了提高系统的控制品质, 设计非线性控制器成为其必要的手段。因此, 对于实际被控对象, 非线性度量即衡量系统的非线性程度的强弱是一个非常重要的问题, 这成为判断该系统是需要线性控制器还是非线性控制器的重要标志之一。

非线性度量是非线性系统的重要基本概念, 在过去的十多年中, 很多学者对其进行了大量的研究, 目前已有不少的研究成果^[12-15]。为了更好地对强制循环蒸发器的非线性的强弱进行度量, 本文采用文献[16]的方法, 即基于 gap metric 的非线性度量方法, 上述方法将非线性系统和一个固定的线性模型或者是线性模型集之间的 gap metric 距离定义为该系统的非线性度量。上述方法不仅适合单输入单输出系统, 而且也适合多输入多输出系统, 并且也适用于积分与不稳定的系统。

将强制循环蒸发系统中运行区间采用 N_g 个操作点对被测的非线性系统的操作空间进行网格划分, 那么非线性度量定义为如下形式

$$v = \max_{i,j=1,\dots,N_g, i \neq j} \{\delta(L_i \text{NL}, L_j \text{NL})\}$$

式中 $L_i \text{NL}$ 、 $L_j \text{NL}$ 是非线性系统 NL 在操作空间 Ω 中的第 i 个操作点和第 j 个操作点处的线性化模型。由上式的定义可以看出, 在这里选择其中最大的一个 gap 作为非线性系统 NL 在它操作空间 Ω 上的非线性度量。由文献[16]可知, 对于强制循环蒸发系统, 可以根据系统的动态特性, 选择运行区间为 $x_1 \in [2, 3]$, $x_2 \in [1429.4, 1449]$, $u_1 \in [68, 72.5]$, $u_2 \in [11.2, 15.7]$, 在上述区间内选择操作点个数为 $N_g = 150$, 并将上述 150 个工作点进行线性化, 得到 150 个线性化模型, 并对上述 150 个线性模型的 gap metric 进行计算, 其结果如图 2 所示。

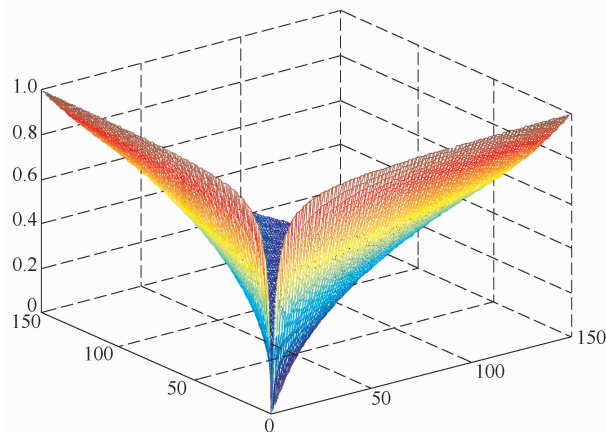


图 2 强制循环蒸发系统的非线性度量曲线

Fig. 2 Nonlinearity measure of forced-circulation process

由图 2 可以看出, 在此操作空间内的非线性度量值 $v=1$ 。这意味着强制循环蒸发系统在指定的操作空间内的各个操作点处的动态特性差异很大, 因此强制循环蒸发系统是一个具有强非线性的被控对象。对于具有强非线性的系统来讲, 对在工作点处进行线性化得到的线性模型进行控制器设计的不足之处在于没有考虑系统的强非线性特性, 其设计的控制器只能适用于小范围内, 很难实现系统在整个操作范围内的设定跟踪控制^[17]。

1.3.2 回路间的耦合性分析 虽然由文献[18]可知蒸发过程的多个回路间存在着强耦合的作用,

可以从实际的角度定性分析两个回路间的关联耦合作用。

(1) 不改变加热蒸汽流量, 增加出料流量。由于没有改变加热蒸汽流量, 则蒸发器的蒸水能力并没有改变, 当出料流量增加时会导致强制循环蒸发系统的蒸发室溶液的体积减少, 从而使蒸发器的液位下降。同时, 由于加快了出料流量, 致使蒸发效率降低, 从而使出料液的密度降低。

(2) 不改变出料流量, 相应地增加加热蒸汽流量, 此时蒸发水量会相应加大, 即蒸发系统的蒸发能力提高。因此会使强制循环蒸发系统中的蒸发室溶液体积减少, 从而使蒸发器的液位降低。同时, 由于蒸发水量的加大, 则会使出料密度增加。

基于上述分析, 可以看出强制循环蒸发系统是一个典型的多变量、强耦合与强非线性的复杂工业过程。这就需要在设计控制器时一是要考虑系统的强非线性特性, 使设计出的控制器消除强非线性对系统带来的影响, 二是要考虑系统的强耦合性, 使所设计出的控制器尽可能地消除两个回路间的耦合作用。

$$\mathbf{C}(x) = \begin{bmatrix} L_{g_1} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) & L_{g_2} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) & \cdots & L_{g_m} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) \\ L_{g_1} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) & L_{g_2} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) & \cdots & L_{g_m} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ L_{g_1} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) & L_{g_2} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) & \cdots & L_{g_m} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) \end{bmatrix} \quad (11)$$

$\mathbf{C}(x)$ 又称为解耦矩阵, 若要实现解耦必须满足如下条件。

(1) 每一个输出 y_i 都有相对阶 r_i , 且 $r_i \neq 0$, 这可以保证系统为输出可控的。

(2) 特征矩阵 $\mathbf{C}(x)$ 在工作点 x_0 的邻域内为非奇异。

对式(8)中的 y_i 连续求导并结合式(9)的 Lie 导数可得

$$\begin{bmatrix} \dot{y}_1^{(r_1)} \\ \vdots \\ \dot{y}_m^{(r_m)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} L_{f_1}^{r_1} h_1 \\ \vdots \\ L_{f_m}^{r_m} h_m \end{bmatrix} + \mathbf{C}(x) \begin{bmatrix} u_1 \\ \vdots \\ u_m \end{bmatrix} \quad (12)$$

若选择控制器为如下形式

$$u = \mathbf{C}(x)^{-1} \left[v - \begin{bmatrix} L_{f_1}^{r_1} h_1 \\ \vdots \\ L_{f_m}^{r_m} h_m \end{bmatrix} \right] \quad (13)$$

将式(13)代入式(12)可得

$$\begin{bmatrix} \dot{y}_1^{(r_1)} \\ \vdots \\ \dot{y}_m^{(r_m)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} v_1 \\ \vdots \\ v_m \end{bmatrix}$$

2 强制循环蒸发器的非线性解耦控制

2.1 问题描述

由式(7)可知, 强制循环蒸发器的动态模型可以化成多变量仿射非线性的形式, 其多输入多输出的仿射非线性系统为

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x) + \sum_{i=1}^m g_i(x) u_i \\ y_i = h_i(x) \end{cases} \quad (i = 1, \cdots, m) \quad (8)$$

式中 $x \in R^n$, $y \in R^m$, $u \in R^m$; $f(x)$ 、 $g(x)$ 为光滑的向量场; $h(x)$ 为光滑的标量场。

若 Lie 导数^[19]为

$$\begin{cases} L_g L_f^{r_i-1} h_i(x) = 0 \\ L_g L_f^{r_i-1} h_i(x) \neq 0 \end{cases} \quad (k = 0, \cdots, r_i - 2) \quad (9)$$

称 r_i 为系统第 i 个输出的相对阶。此时有

$$\begin{cases} y_i = h_i(x) \\ \dot{y}_i = L_{f_i} h_i(x) \\ \vdots \\ \dot{y}_i^{(r_i-1)} = L_{f_i}^{r_i-1} h_i(x) \\ \dot{y}_i^{(r_i)} = L_{f_i}^{r_i} h_i(x) + \sum_{k=1}^m L_{g_k} L_{f_i}^{r_i-1} h_i(x) u_k \end{cases} \quad (i = 1, \cdots, m) \quad (10)$$

并定义非线性模型的特征矩阵为

因此通过上述控制器的作用, 将原系统转化为多个单输入/单输出的线性系统, 实现了解耦控制。

上述方法为常规的输入输出反馈线性化解耦控制方法, 然而, 对于很多化工过程, 在工作点附近的特征矩阵 $\mathbf{C}(x_0)$ 都是“病态”的, 即该矩阵的条件数很大, 因此采用上述控制方法并不能取得很好的控制效果, 所以有必要改善解耦矩阵的条件数, 重新设计具有鲁棒性更强的全局输入输出反馈线性化解耦控制器^[20]。

首先将式(10)进行如下变换

$$\begin{cases} \hat{\beta}_{i1} y_i = \hat{\beta}_{i1} h_i(x) \\ \hat{\beta}_{i2} \dot{y}_i = \hat{\beta}_{i2} L_{f_i} h_i(x) \\ \vdots \\ \hat{\beta}_{i(r_i-1)} \dot{y}_i^{(r_i-1)} = \hat{\beta}_{i(r_i-1)} L_{f_i}^{r_i-1} h_i(x) \\ \hat{\beta}_{i r_i} \dot{y}_i^{(r_i)} = \hat{\beta}_{i r_i} L_{f_i}^{r_i} h_i(x) + \hat{\beta}_{i r_i} \sum_{k=1}^m L_{g_k} L_{f_i}^{r_i-1} h_i(x) u_k \end{cases} \quad (i = 1, \cdots, m) \quad (14)$$

应用式(14) 可得

$$\begin{bmatrix} \sum_{k=0}^{r_1} \hat{\beta}_{1k} \frac{d^k y_1}{dt^k} \\ \sum_{k=0}^{r_2} \hat{\beta}_{2k} \frac{d^k y_2}{dt^k} \\ \vdots \\ \sum_{k=0}^{r_m} \hat{\beta}_{mk} \frac{d^k y_m}{dt^k} \end{bmatrix} = \mathbf{B}(x) + \mathbf{A}(x)u \quad (15)$$

其中, $\mathbf{A}(x)$ 、 $\mathbf{B}(x)$ 形式如下

$$\mathbf{B}(x) = \begin{bmatrix} \sum_{k=0}^{r_1} \hat{\beta}_{1k} L_{f_1}^k h_1(x) \\ \sum_{k=0}^{r_2} \hat{\beta}_{2k} L_{f_2}^k h_2(x) \\ \vdots \\ \sum_{k=0}^{r_m} \hat{\beta}_{mk} L_{f_m}^k h_m(x) \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{A}(x) = \begin{bmatrix} \hat{\beta}_{1r_1} L_{g_1} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) & \hat{\beta}_{1r_1} L_{g_2} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) & \cdots & \hat{\beta}_{1r_1} L_{g_m} L_{f_1}^{r_1-1} h_1(x) \\ \hat{\beta}_{2r_2} L_{g_1} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) & \hat{\beta}_{2r_2} L_{g_2} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) & \cdots & \hat{\beta}_{2r_2} L_{g_m} L_{f_2}^{r_2-1} h_2(x) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{\beta}_{mr_m} L_{g_1} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) & \hat{\beta}_{mr_m} L_{g_2} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) & \cdots & \hat{\beta}_{mr_m} L_{g_m} L_{f_m}^{r_m-1} h_m(x) \end{bmatrix}$$

其中, $\mathbf{A}(x)$ 与 $\mathbf{C}(x)$ 之间存在以下关系

$$\mathbf{A}(x) = \begin{bmatrix} \hat{\beta}_{1r_1} & & & \\ & \hat{\beta}_{2r_2} & & \\ & & \ddots & \\ & & & \hat{\beta}_{mr_m} \end{bmatrix} \mathbf{C}(x)$$

则存在如下的控制律

$$u = \mathbf{A}(x)^{-1} [v - \mathbf{B}(x)] \quad (16)$$

使其闭环响应为如下形式

$$\begin{bmatrix} \sum_{k=0}^{r_1} \hat{\beta}_{1k} \frac{d^k y_1}{dt^k} \\ \sum_{k=0}^{r_2} \hat{\beta}_{2k} \frac{d^k y_2}{dt^k} \\ \vdots \\ \sum_{k=0}^{r_m} \hat{\beta}_{mk} \frac{d^k y_m}{dt^k} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} v_1 \\ v_2 \\ \vdots \\ v_m \end{bmatrix} \quad (17)$$

可以看出经输入/输出线性化后, 系统输出 y_i 只受输入 v_i 的影响。这相当于对非线性系统进行了了解

耦, 变成 m 个单输入单输出的系统 (SISO)。此时可以按 SISO 系统进行控制设计, 可以采用如 PI 控制方法进行控制。

通过对 $\hat{\beta}_{ir_i}$ 和 K_{Pi} 、 K_{Ii} 的设计就可以使各个回路达到其设定值。由全局输入输出反馈线性化解耦控制方法中可以看出, $\hat{\beta}_{ik}$ 的加入不仅有效地改善了系统解耦矩阵的条件数, 而且可以通过配置 $\hat{\beta}_{ik}$ 达到更好的控制性能, 并能更好地保证系统的稳定性。

2.2 控制系统设计

将式(4)~式(6) 代入式(1)~式(3) 中并通过如前所述的状态变量的选取可得如下的仿射非线性系统

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \\ \dot{x}_3 \end{bmatrix} = f(x_1, x_2, x_3) + g_1(x_1, x_2, x_3)u_1 + g_2(x_1, x_2, x_3)u_2 \quad (18)$$

其中

$$f(x) = \begin{bmatrix} \frac{1}{A\rho_w\lambda_V} [Q_F(\rho_w\lambda_V - \rho_F c_F T_F)] \\ \frac{1}{A\lambda_V\rho_w x_1} [Q_F\lambda_V\rho_w x_2 - Q_F\lambda_V\rho_w\rho_F - Q_F\rho_F c_F T_F(x_2 - \rho_w)] \\ \frac{1}{A\lambda_V x_1 x_2} [Q_F\rho_F(c_F T_F - \lambda_V)x_3] \end{bmatrix},$$

$$g_1(x) = \begin{bmatrix} \frac{1}{A\rho_w\lambda_V} (cx_2 x_3 - \rho_w\lambda_V) \\ \frac{1}{A\lambda_V\rho_w x_1} [cx_2 x_3 (x_2 - \rho_w)] \\ \frac{1}{A\lambda_V x_1 x_2} (\lambda_V - cx_3)x_2 x_3 \end{bmatrix}, \quad g_2(x) = \begin{bmatrix} \frac{-\lambda_S}{A\rho_w\lambda_V} \\ \frac{-\lambda_S}{A\lambda_V\rho_w x_1} [x_2 - \rho_w] \\ \frac{\lambda_S x_3}{A\lambda_V x_1 x_2} \end{bmatrix},$$

$$y = \begin{bmatrix} h_1(x) \\ h_2(x) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix}$$

由式(9)可知,系统的相对阶为 $r_1=r_2=1$,则系统的特征矩阵为

$$\mathbf{C}(x) = \begin{bmatrix} L_{g_1} h_1(x) & L_{g_2} h_1(x) \\ L_{g_1} h_2(x) & L_{g_2} h_2(x) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1}{A\rho_w\lambda_v}(cx_2x_3 - \rho_w\lambda_v) & \frac{-\lambda_s}{A\rho_w\lambda_v} \\ \frac{1}{A\lambda_v\rho_wx_1}[cx_2x_3(x_2 - \rho_w)] & \frac{-\lambda_s}{A\lambda_v\rho_wx_1}(x_2 - \rho_w) \end{bmatrix} \quad (19)$$

将稳态工作点代入式(19)可得其 $\det|\mathbf{C}(x_0)| = -0.1305 \neq 0$,从而可以保证在 x_0 邻域内 $\mathbf{C}(x)$ 为非奇异,满足输入输出线性化的两个条件。为了改善系统的控制性能,本文中 $\hat{\beta}_k$ 的系数配置如下: $\hat{\beta}_{10} = 1$, $\hat{\beta}_{20} = 0.4$, $\hat{\beta}_{11} = 34$, $\hat{\beta}_{21} = 0.0078$ 。将上述参数代入式(16)可以得到最终的非线性解耦控制器。当全局反馈线性化解耦控制器作用到强制循环蒸发器后,可以将系统完全解耦成独立的两个线性系统,为了实现对上述两个系统的控制,采用 PI 控制器,控制器参数为: $K_{P1} = 1$, $K_{I1} = 0.05$, $K_{P2} = 0.1$, $K_{I2} = 0.02$ 。

2.3 零动态稳定问题

对于强制循环蒸发系统来说,采用全局输入输出反馈线性化解耦的方法可以将原来的非线性系统转化成动态性能良好的可控的多个单回路的线性系统。然而对于实际系统来说,不仅要保证系统的外部动态稳定,即出料密度和蒸发器液位的稳定。也需要保证系统的内部动态稳定,即零动态稳定,在这里主要是指溶液的温度。

由 2.2 节可知,系统的相对阶 $r_1=r_2=1$,则 $r = \sum_{i=1}^2 r_i = 2$ 。由于 $r < n = 3$,不能完全精确线性化,因此必须保证设计的控制器零动态稳定。为了得到系统的零动态,选择坐标映射 $z = \Phi(x)$ 为

$$\begin{cases} z_1 = \varphi_1(x) = h_1(x) \\ z_2 = \varphi_2(x) = h_2(x) \end{cases} \quad (20)$$

除了选择式(20)所示的坐标变换外,还可找出如下的坐标转换关系

$$z_3 = \eta_1(x) \quad (21)$$

使得向量 $\Phi(x) = [\varphi_1(x), \varphi_2(x), \eta_1(x)]^T$ 在稳态工作点处的雅可比矩阵为非奇异。这样,可将原系统化成如下的形式

$$\begin{cases} \dot{z}_1 = \dot{\varphi}_1(x) = L_f h_1(x) + L_{g_1} h_1(x) + L_{g_2} h_1(x) \\ \dot{z}_2 = \dot{\varphi}_2(x) = L_f h_2(x) + L_{g_1} h_2(x) + L_{g_2} h_2(x) \end{cases} \quad (22)$$

剩下的方程可以写成如下形式

$$\dot{\eta}_1 = \tilde{q}(z^{-1}) + \tilde{p}(z^{-1})u \quad (23)$$

其中, $\tilde{q}(z^{-1}) = L_f \eta_1(x)$, $\tilde{p}(z^{-1}) = L_{g_1} \eta_1(x)$ 。

系统的零动态意味着系统的外部动态在任何时

刻都保持为零值的条件,即系统保持在稳态平衡点。令 $z = [\zeta, \eta_1]^T$, 此处 $\zeta = [z_1, z_2]$ 。

由式(16)可知,此时的控制器为

$$u = -\mathbf{A}(0, \eta_1)^{-1} \mathbf{B}(0, \eta_1) \quad (24)$$

由此可得到系统的零动态方程为

$$\dot{\eta}_1 = \tilde{q}(0, \eta_1) - \tilde{p}(0, \eta_1) \mathbf{A}(0, \eta_1)^{-1} \mathbf{B}(0, \eta_1) \quad (25)$$

将系统的稳态工作点代入式(25)中,并将该非线性方程在其工作点泰勒展开,最终可以化成如下的线性模型: $\dot{\eta}_1 = -76.2602\eta_1$, 可以看出具有负实根。因此,其零动态系统是稳定的。

3 仿真实验研究

为了验证本文所采用的全局反馈线性化解耦控制方法的有效性与可行性,针对强制循环蒸发器进行如下的仿真实验研究。

(1) 随动跟踪性能实验 在实际的化工过程中,为了保证最终的浓度产品满足实际的工艺要求,需要频繁地设定出料密度设定值。为此,首先进行设定值的跟踪实验。实验过程如下:在 $t = 1 \sim 8$ h 内强制循环蒸发系统液位的目标值保持初始值 2 m 不变,出料密度的目标值由初始值 $1429.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 变为 $1435 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$,考察强制循环蒸发系统出料密度的跟踪效果、蒸发器液位的变化情况,在这个实验过程中还与常规 PID 控制策略以及传统的反馈线性化解耦控制方法的实验结果进行了比较,仿真中 PID 参数设置为 $K_{P1} = 20$, $K_{I1} = 5$, $K_{P2} = 0.5$, $K_{I2} = 0.085$ 。

(2) 不确定性实验 在强制循环蒸发系统实际运行过程中,当原料性质发生变化时其模型参数也会发生很大变化,即进料液的比热容这个不确定参数会发生改变。因此,有必要进行不确定性的仿真实验研究,以检验所设计的控制器的可行性和有效性。在 $t = 8 \sim 12$ h 内蒸发器液位的目标值为 $w_1 = 2 \text{ m}$ 保持不变,出料密度的目标值为 $w_2 = 1435 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 设定为 $1440 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$,在 $t = 10$ h 时改变进料溶液的比热容为 $c = 3.63$ 。

(3) 抗干扰实验 强制循环蒸发器是一类具有综合复杂性的化工过程,在实际的工业过程中会存在各种不确定性的干扰,对所采用的控制器的鲁棒

性提出了更高的要求。为了说明全局反馈线性化解耦控制方法的抗干扰性能和鲁棒性,本文抗干扰实验如下: $t=12\sim 16\text{ h}$ 内蒸发器液位的目标值为 $w_1=2\text{ m}$ 保持不变,出料密度的目标值由 $w_2=1440\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 设定为 $1435\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$,同时实时地对系统的进料流量 Q_F 加入具有幅值为 $[-4, 4]$ 的随机有界干扰、进料温度 T_F 加入具有幅值为 $[-3, 3]$ 的随机有界干扰以及进料密度 ρ_F 加入具

有幅值为 $[-5, 5]$ 的随机有界干扰,最终的仿真实验结果如图 3、图 4 所示。

图 3、图 4 所示为采用全局输入输出反馈线性化方法的仿真结果,为了说明该方法的有效性,本文还与传统的输入输出反馈线性化解耦方法以及常规 PID 控制策略进行了对比。常规 PID 控制策略由于没有考虑系统的复杂特性,因此控制效果较差。而全局输入输出反馈线性化解耦方法与传统的

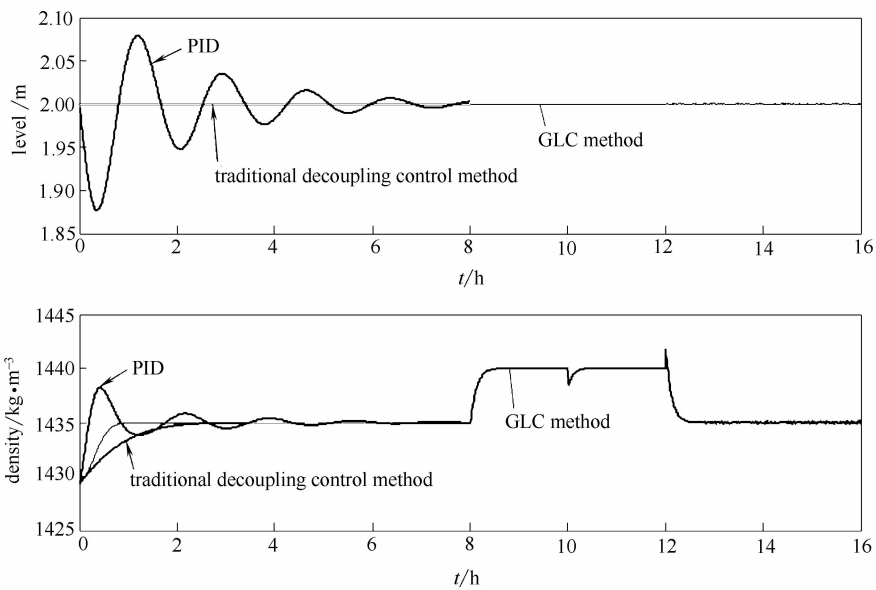


图 3 控制效果
Fig. 3 Results of control effect

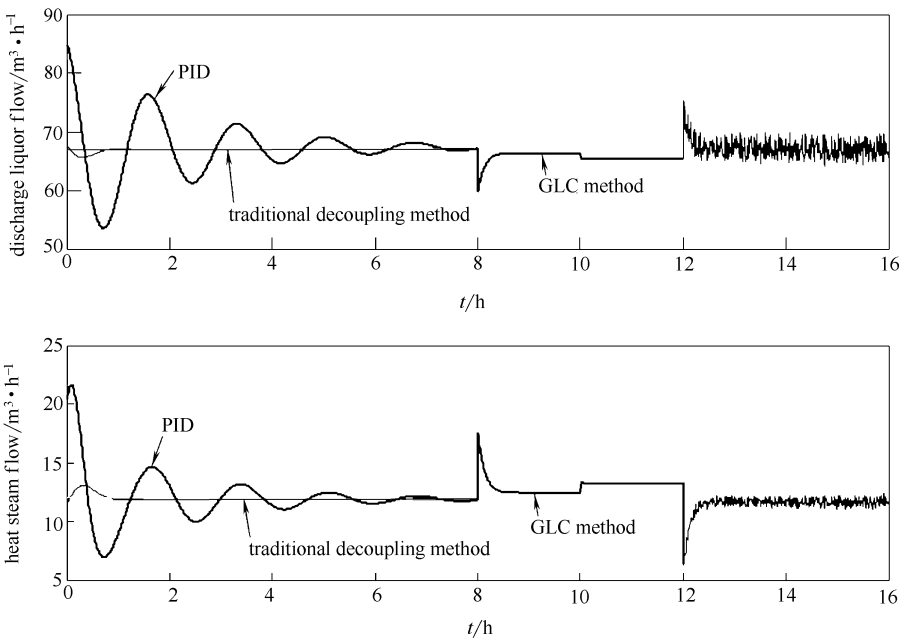


图 4 控制器输入
Fig. 4 Inputs of controller

输入输出反馈线性化解耦方法对比可以看出,虽然两种方法的解耦效果一样,都能消除两个回路间的耦合作用。但采用全局输入输出反馈线性化解耦控制方法时,由于配置了系数 $\hat{\beta}_{sk}$,使得控制性能得到了很大的提高,使出料密度能够快速地跟踪系统的设定值。当系统出现不确定参数的时候 ($t=10$ h),系统可以很快回到系统的设定值,这说明采用全局输入输出反馈线性化解耦控制方法可以有效地解决系统不确定参数对系统带来的影响。从图 3、图 4 中还可以看出,当系统存在随机干扰时,采用全局输入输出反馈线性化解耦控制方法的解耦效果仍然显著,同时液位波动较小。这也说明该控制方法在强制循环蒸发过程的不确定性和存在各种干扰的情况下其控制器具有较强的鲁棒性。

4 结 论

本文从强制循环蒸发器的动态模型出发,分析了该过程的强非线性和强耦合等综合复杂特性。在此基础上采用全局输入输出反馈线性化解耦控制方法实现了密度回路与液位回路的解耦控制,通过仿真表明该方法不仅能够取得良好的控制性能,还能消除系统的强非线性对系统带来的影响。因此上述方法在与强制循环蒸发器类似的化工过程中具有广泛的应用前景。

References

- [1] Li Ling (李玲), Ruan Qi (阮奇). Mathematical model and process simulation of parallel-feed multi-effect evaporation system [J]. *CIESC Journal (化工学报)*, 2009, **60** (1): 104-111
- [2] Du Ying (杜莹), Li Yongguang (李永光). Entropy analysis of evaporator in boiling two-phase flow region [J]. *CIESC Journal (化工学报)*, 2011, **62** (5): 1185-1190
- [3] Karimi M, Jahanmiri Azarmi M. Inferential cascade control of multi-effect falling-film evaporator [J]. *Food Control*, 2007, **18** (9): 1036-1042
- [4] Sandoz D J, Wong O. Design of hierarchical computer control systems for industrial plant (II): Development of hierarchical controls for a multiple-effect evaporator [J]. *Proceedings of the Institution of Electrical Engineers*, 1978, **125** (11): 1290-1306
- [5] van Wijck M P C M, Quaak P, van Haren J J. Multivariable supervisory control of a four-effect falling-film evaporator [J]. *Food Control*, 1994, **5** (2): 83-89

- [6] Rangaiah G P, Saha P, Tade M O. Nonlinear model predictive control of an industrial four-stage evaporator system via simulation [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2002, **87** (3): 285-299
- [7] Cadet C, Toure Y, Gilles G, Chabriot J P. Knowledge modeling and nonlinear predictive control of evaporators in cane sugar production plants [J]. *Journal of Food Engineering*, 1999, **40** (1/2): 59-70
- [8] To L C, Tade M O. Implementation of a differential geometric nonlinear controller on an industrial evaporator system [J]. *Control Engineering Practice*, 1998, **6** (11): 1309-1319
- [9] To L C, Tade M O. Nonlinear control of a simulated industrial evaporation process [J]. *Journal of Process Control*, 1995, **5** (3): 173-182
- [10] Wang Yonggang, Chai Tianyou, Fu Jun, Sun Jing. Multiple models adaptive cascade decoupling control for the forced circulation evaporation system//American Control Conference [C]. 2011: 5061-5066
- [11] Wang Yonggang (王永刚), Chai Tianyou (柴天佑). Nonlinear adaptive decoupling PID control for the forced-circulation evaporation system [J]. *Control Theory & Applications (控制理论与应用)*, 2011, **28** (9): 1145-1153
- [12] Shi Yujing (石宇静), Wang Yonggang (王永刚), Chai Tianyou (柴天佑). Multiple models decoupling predictive control of forced-circulation evaporation system [J]. *Systems Engineering-Theory & Practice (系统工程理论与实践)*, 2010, **20** (1): 131-139
- [13] Helbig A, Marquardt W, Allgower F. Nonlinearity measures: definition computation and applications [J]. *Journal of Process Control*, 2000, **10**: 12-123
- [14] Guay M. Measurement of nonlinearity in chemical process control [D]. Kingston, Ontario: Queen University, 1996
- [15] Tan W, Marquez H J, Chen T, Liu J. Analysis and control of a nonlinear boiler-turbine unit [J]. *Journal of Process Control*, 2005, **15**: 882-891
- [16] Du J J, Song C Y, Li P. Application of gap metric to model bank determination in multilinear model approach [J]. *Journal of Process Control*, 2009, **19** (2): 231-240
- [17] Du Jingjing, Song Chunyue, Li Ping. Modeling and control of a continuous stirred tank reactor based on a mixed logical dynamical model [J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2007, **15** (4): 532-538
- [18] Kam K M. Simulation and implementation of nonlinear control systems for mineral processes [D]. Western Australia: Curtin University of Technology, 2000
- [19] Isidori. Nonlinear Control Systems [M]. 3rd ed. USA: Springer-Verlag, 1995
- [20] Costas Kravaris. Synthesis of multivariable nonlinear controllers by input/output linearization [J]. *AICHE Journal*, 1990, **36** (2): 249-264