DOI: 10.7641/CTA.2017.60737

多级耦合非线性系统的流控制

路 萍, 李少远[†]

(上海交通大学自动化系;系统控制与信息处理教育部重点实验室,上海 200240)

摘要: 针对一类动态特性遵循热力学第一和第二定理的多级耦合非线性系统,其系统模型维度高,各部分关联耦合,导致稳定性控制较为困难.本文应用一种流控制方法,利用该类系统物质流和能量流的关系构建宏观模型来代替高维的微观模型,实现对复杂系统的建模.利用无源性系统控制简单的特点,对系统进行无源性转化,降低复杂多变量系统的控制难度,且确保了系统的稳定性.此外,利用系统的输入输出流作为操作变量,使得算法操作简单. 文章利用典型的多元精馏塔作为实例,给出流控制算法步骤,并进行验证.结果表明该算法具有流程简单且易于操作的特点,能够达到满意的控制效果,并有较好的稳定性和鲁棒性.

关键词:多级耦合;非线性系统;物质流;能量流;无源性;稳定性

中图分类号: 273 文献标识码: A

The flow control of nonlinear system with coupled multistage

LU Ping, LI Shao-yuan[†]

(Key Laboratory of System Control and Information Processing, Ministry of Education of China; Department of Automation, Shanghai Jiao Tong University, Shanghai 200240, China)

Abstract: For a class of multistage-coupled and nonlinear system, whose dynamic characteristics follow the first and second laws of thermodynamics, for the high model dimension and coupling effects, it is difficult to realize the stable control for this class of system. Therefore, a flow control method is applied in this paper. This control method takes advantage of the relationship between system material flows and energy flows, to build a macroscopic thermodynamic model instead of a high dimensional microscopic model. In this way, a complicated system can be modeled in lower dimension. And this algorithm takes advantage that passive system is easy to control. It makes a system passive, so that makes it easy to realize a stable control for a complex multivariable system. In addition, it chooses system input or output flow as the manipulated variable, which realizes the easy operation in practice. In this paper, the multiple distillation as a typical example is used to prove the validity and effectiveness of flow control algorithm. The arithmetic steps is given, and all results shows that flow control algorithm can achieve satisfactory performance and have a good anti-interference ability.

Key words: multistage-coupled; nonlinear systems; material flow; energy flow; passivity; stability

1 引言(Introduction)

随着科技的发展和生活的需要,大型复杂系统越 来越多地出现在社会的方方面面,如化工设备、高速 列车、水网、供应链管理系统等,这些复杂系统往往具 有非线性、强耦合的特点,特别是对精馏塔、高速列 车、存在多级库存管理的供应链等对象,子系统间存 在多级耦合现象.传统的控制方法无法对这类系统进 行有效的控制.针对这类系统,人们进行不断研究,在 非线性控制和解耦控制方面提出了很多方法.其中研 究的重点集中在模糊控制、自适应控制、预测控制等 高级算法方面. Boulkroune针对一类多变量非线性系统提出了3 种模糊自适应控制策略^[1]. 文献[2]针对非线性多输入 多输出系统提出了基于自适应观测器的控制策略. Dunbar提出了一种分布式滚动时域控制,实现一类动 态耦合非线性系统的稳定控制^[3]. 文献[4]中,作者针 对非线性系统网络提出了一种分布式模型预测控制. 文献[5]中提出了一种针对多元间歇式精馏塔的非线 性自适应算法. Seferlis在文献[6]中利用多变量预测 控制算法实现对多级库存供应链网络的控制.

上述控制算法基于数据模型或状态空间模型,或 者将模型线性化处理,无法精确地描述系统的动态特

收稿日期: 2016-10-08; 录用日期: 2017-09-04.

[†]通信作者. 李少远. E-mail: syli@sjtu.edu.cn; Tel.: +86 21-34204011. 本文责任编委: 王伟.

国家自然科学基金项目(61233004, 61590924)资助.

Supported by National Natural Science Foundation of China (61233004, 61590924).

性. 模糊控制虽然模型精度依赖较低, 但控制精度有限. 而预测控制虽己广泛应用, 但计算量大. 除此之外, 大多算法相对复杂, 不利于实际操作.

本文应用的流控制方法^[7]针对一类符合过程系统^[11]定义的多级耦合非线性系统,利用热力学知识对系统进行宏观建模.在此模型上,利用流控制算法,无需对模型进行传递函数模型或状态空间模型转换,通过选择合成输入和合成输出使系统无源化,采用反馈--前馈控制策略,通过任意的严格输入无源控制器即可实现系统的稳定控制.该算法简单易懂,通过系统的输入输出流即可实现系统内特定变量的控制.此外,基于无源控制的算法确保了控制中的稳定性和鲁棒性^[8].

本文中的应用对象是典型化工设备多元精馏塔, 其本身具有非线性、不稳定性以及多级耦合的特 点^[9-10],虽然二元精馏塔的稳定控制已有大量有效算 法,但对于多元精馏塔,尚无统一理论确保系统稳定 性.本文将流控制算法应用到多元精馏塔的稳定性控 制中,给出统一的建模方法和控制算法步骤.通过仿 真,验证了算法的有效性和抗干扰性.

由于流控制算法是从目标出发,利用目标的实现 机理来设计和控制系统,将系统设计和控制结合思考, 也为未来复杂系统设计和控制一体化提供了思路.

本文内容安排如下:第2节介绍了流控制算法的 相关概念,包括应用对象过程系统,算法相关介绍等. 第3节基于流控制算法,推导了多元精馏塔的建模和 控制算法步骤.第4节为实例分析和仿真结果.第5节 为本文结论和未来研究方向.

2 流控制算法(Flow control algorithm)

2.1 过程系统的概念(Concept of process system)

对于一个过程系统^[11],即遵循热力学定律,并且 动态特征满足质量,能量等守恒方程的系统,其表达 形式满足如下守恒定律:

$$\frac{\mathrm{d}Z}{\mathrm{d}t} = p(Z) + \varphi(m), \ Z(0) = Z_0, \qquad (1)$$

$$y = H(Z), \tag{2}$$

其中: Z为系统的库存向量, 可写成下列形式:

$$Z^{\mathrm{T}} = [M_1 \quad \cdots \quad M_{n_c} \quad U \quad V], \tag{3}$$

*M*_i表示第*i*种成分的质量或摩尔数;*U*代表能量;*V*代 表体积;*Z*₀是库存向量的初始状态;*p*代表系统的生产 率,即系统内部产生库存变量*Z*的速率;*φ*表示系统的 供给率,即外部提供系统库存变量的速率;*m*为系统 的操作变量,即外部输入.系统库存变量*Z*的维度远 大于m,即如果将系统看做一个整体,其内部变量远大于外部输入.若将系统划分成若干个子系统,则系统整体与子系统之间的关系可以表示为

$$Z^{\rm T} = [Z_1^{\rm T} \ Z_2^{\rm T} \ \cdots \ Z_{n_{\rm P}}^{\rm T}]. \tag{4}$$

上述向量中,每个元素*Z_i*代表每个子系统的库存变量,系统的库存变量具有可加性,即

$$Z = Z_1 + Z_2 + \dots + Z_{n_{\rm P}} \tag{5}$$

与库存变量对偶的是系统的强度变量,有表达式

$$w^{\mathrm{T}} = \left[-\frac{\mu_1}{T} \cdots - \frac{\mu_{n_c}}{T} \ \frac{1}{T} \ \frac{P}{T}\right],$$
 (6)

其中: *P*代表系统的压力, *T*代表系统温度, μ_i表示第 *i*个组分的势.强度变量可由熵函数对广度变量的求 导获得

$$w^{\mathrm{T}} = \frac{\partial S}{\partial Z},\tag{7}$$

其中S为系统的熵函数.

如式(1)-(2)利用系统宏观的热力学约束构建系统 宏观模型,而无需为了精确描述系统热动力学状态, 而建立高维的微观模型.由系统描述中可以看出一个 大系统中包含很多子系统,导致内部变量维度远大于 外部输入,子系统间也可能存在多级耦合现象,而过 程系统的库存变量定义将子系统和整体联系起来,为 之后流控制算法的实施做准备,流控制算法通过对系 统物质流或能量流的控制实现全局的稳定性控制.

2.2 基于无源性理论的流控制算法(Flow control based passive theory)

对于上述的过程系统,应用无源性理论,给出保证 系统稳定的控制算法.

定义1 对于如式(1)-(2)所示的系统,设其输入为*u*,输出为*y'*,满足下列条件则认为该系统为无源系统:

$$0 \leqslant W(t) \leqslant W(0) + \int_0^t u^{\mathrm{T}} y' \mathrm{d}\tau, \qquad (8)$$

其中: W(t)为非负函数, 在这里称为存储函数; u^Ty' 为系统的供给率. 式(8)表明系统存储函数永远小于外 部供给和初始值的总和. 基于无源系统的控制理论, 在设计控制器时无需依赖精确的数学模型, 通过反馈 控制即可保证系统的稳定性. 一般可观可稳定系统都 可以通过反馈控制转化成一个无源系统^[12].

对于一个一般性的系统,如果可以通过对输入变量和输出变量进行转换,使得合成的输入变量和输出 变量满足无源性,则该系统就可以通过反馈控制实现 输入输出的稳定性.如图1所示.

8)





Fig. 1 control system with feedback transformation designed so that mapping u to e is approximately passive

通过转换使得系统新的输入即合成输入u到新的 输出即合成输出e的映射为无源的,则该系统可以通 过反馈控制达到输入输出的稳定性.系统的合成输入 变量即控制量可用下式表示:

$$u = -C(e), \tag{9}$$

C为任意严格输入无源控制器.其中PID算法

$$u = K_{\rm p} \left(e + \frac{1}{T_{\rm i}} \int_0^t e \mathrm{d}\tau + T_{\rm d} \frac{\mathrm{d}e}{\mathrm{d}t} \right) \tag{10}$$

在*K*_p,*T*_i,*T*_d均大于零的情况下属于严格输入无源控制.简单证明如下:

设

$$\dot{s} = e, \tag{11}$$

令系统的存储函数为

$$V = \frac{K_{\rm p}}{2T_{\rm i}}s^2 + \frac{K_{\rm p}T_{\rm d}}{2}e^2,$$
 (12)

并令系统的合成输入为

$$u = -K_{\rm p}(e + \frac{1}{T_{\rm i}}s + T_{\rm d}\dot{e}).$$
 (13)

将等式两边同乘以e, 可得

$$eu = -K_{\rm p}(e^2 + \frac{1}{T_{\rm i}}es + T_{\rm d}e\dot{e}).$$
 (14)

上式通过转化可写为

$$eu + K_{\rm p}e^2 = -\frac{K_{\rm p}}{T_{\rm i}}es - K_{\rm p}T_{\rm d}e\dot{e}.$$
 (15)

对存储函数进行求导,可得

$$\dot{V} = \frac{K_{\rm p}}{T_{\rm i}}s\dot{s} + K_{\rm p}T_{\rm d}e\dot{e}.$$
(16)

结合式(11)(14)-(15),存储函数的导数可记为

$$\dot{V} = -eu - K_{\rm p}e^2. \tag{17}$$

由严格输入无源系统的定义,可得PID控制器为严格输入无源的.

需要注意的是PID控制器参数大于0是作为PID控

制器为无源控制器的条件.

下面针对一般系统,给出流控制的算法思路.首先 给出系统无源性设计的存储函数

$$W = Z^{\mathrm{T}}\omega^* - S + \frac{1}{2}(y - y^*)^{\mathrm{T}}(y - y^*) \ge 0,$$
(1)

其中: ω^* 为系统稳定点的强度变量向量, y为系统控制 目标, y^* 为目标设定值. 假设y = H(Z)为可导函数, 则

$$\frac{\mathrm{d}H}{\mathrm{d}t} = \sum_{i=1}^{n} \frac{\partial H}{\partial Z_i} \frac{\mathrm{d}Z_i}{\mathrm{d}t}.$$
(19)

结合守恒公式(1)中库存变量的动态表达式,式(19)可转化为

$$\frac{\mathrm{d}H}{\mathrm{d}t} = \sum_{i=1}^{n} \frac{\partial H}{\partial Z_i} (p_i + \varphi_i). \tag{20}$$

设控制误差为

$$e = y - y^*. \tag{21}$$

定义图1中的合成输入u:

$$u = \frac{\mathrm{d}e}{\mathrm{d}t}.$$
 (22)

则由式(20)-(21)可得

$$u = \sum_{i=1}^{n} \frac{\partial H}{\partial Z_i} (p_i + \varphi_i) - \frac{\mathrm{d}y^*}{\mathrm{d}t}.$$
 (23)

从u到e的映射即是无源的,在该合成输入输出变量下,利用存储函数式(18)可证明控制算法的稳定性^[13].需要注意的是实际系统中不要求直接获得或操作合成输入和输出变量.利用前馈-反馈策略,流控制算法在实际中的实施即为求解下述等式中的操作变量*m*:

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{\partial H}{\partial Z_i} (p_i(Z_i) + \varphi_i(Z_i, m)) - \frac{\mathrm{d}y^*}{\mathrm{d}t} = -C(y - y^*),$$
(24)

其中C为任意严格输入无源控制器.

3 多元精馏塔的流控制(Flow control of multiple distillation column)

精馏塔作为一个大家熟知的化工设备,多层塔板 间物质流能量流相互耦合,塔顶和塔底均存在回流现 象,表现出典型的多级耦合非线性特征.许多学者对 其进行研究,并获得了一些成果.但这些算法相对复 杂,在实际应用中存在局限性.而流控制仅从系统宏 观层面出发,实现对多级耦合非线性系统的控制,并确 保控制的稳定性,下面分别介绍利用流控制算法对精 馏塔的建模和控制步骤.

3.1 精馏塔的建模(Distillation modeling)

如图2所示为精馏塔模型示意图.



图 2 精馏塔模型 Fig. 2 Distillation column

本文旨在说明流控制算法对于精馏塔建模和控制的有效性,故在对精馏塔建模前,可通过几点设定来简化研究对象:1)回流罐混合均匀且塔顶回流与产品馏出液的摩尔分数均为x_D;2)塔底和再沸器内液体混合均匀,且塔底产品馏出液的摩尔分数为x_B;3)精馏段和提馏段内气液两相均满足恒摩尔流假设;4)对于每块塔板,假设气液两相混合均匀,每层塔板的滞液量固定,气相蓄存量忽略不计;5)塔压保持不变.

结合精馏塔原理,根据式(1)可列出精馏塔的动态 数学模型.

1) 冷凝器和回流罐:

$$\frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{D}}}{\mathrm{d}t} = V_{\mathrm{R}} - L_{\mathrm{R}} - D, \qquad (25)$$

$$\frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{D}}x_{\mathrm{d},j}}{\mathrm{d}t} = V_{\mathrm{R}}y_{1,j} - (L_{\mathrm{R}} + D)x_{\mathrm{d},j}, \ j \in [1, n_{\mathrm{c}}]. \qquad (26)$$

2) 精馏段第*i*块塔板: 任意组分*j*: $\begin{cases} M \frac{\mathrm{d}x_{i,j}}{\mathrm{d}t} = \\ L_{\mathrm{R}}(x_{i-1,j} - x_{i,j}) + V_{\mathrm{R}}(y_{i+1,j} - y_{i,j}), \\ i \in [2, N_f - 1], j \in [1, n_{\mathrm{c}}]. \end{cases}$

3) 进料板:

假设进料为液相,且进料板上的液相蓄存量的变 化可忽略

$$L_{\rm S} = L_{\rm R} + qF,$$

$$V_{\rm R} = V_{\rm S} - (q-1)F,$$

$$M\frac{\mathrm{d}x_{f,j}}{\mathrm{d}t} =$$

$$L_{\rm R}x_{f-1,j} + Fz_{f,j} - L_{\rm S}x_{f,j} +$$
(28)

$$V_{\rm S} y_{f+1,j} - V_{\rm R} y_{f,j}, \ j \in [1, n_{\rm c}].$$
 (29)

4) 提馏段第*i*块塔板:

$$M \frac{\mathrm{d}x_{i,j}}{\mathrm{d}t} = L_{\mathrm{S}}(x_{i-1,j} - x_{i,j}) + V_{\mathrm{S}}(y_{i+1,j} - y_{i,j}),$$
$$i \in [N_f + 1, N_t], \ j \in [1, n_{\mathrm{c}}].$$
(30)

5) 塔底和再沸器:

$$\frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{B}}}{\mathrm{d}t} = L_{\mathrm{S}} - V_{\mathrm{S}} - B, \qquad (31)$$
$$\mathrm{d}M_{\mathrm{B}}x_{\mathrm{b},i}$$

$$L_{\rm S} x_{Nt,j} - V_{\rm S} y_{{\rm b},j} - B x_{{\rm b},j}, \ j \in [1, n_{\rm c}], \quad (32)$$

其中气液相平衡关系满足

$$y_{i,j} = \frac{\alpha_{i,j} x_{i,j}}{\sum\limits_{j=1}^{n_{\rm c}} \alpha_{i,j} x_{i,j}}, \ i \in [1, N_t], \ j \in [1, n_{\rm c}].$$
(33)

由上式可以看出按照流控制建模方式得出的精馏 塔数学模型与一般精馏塔按照数学机理建模得出的 模型相同,即流控制算法可直接利用精馏塔的机理模 型来实现稳定控制,并且侧面验证了精馏塔结构的合 理性.

3.2 精馏塔的流控制(Flow control of distillation)

3.2.1 推导(Deduction)

一般精馏塔的控制目标为控制塔顶和塔底杂质的浓度来保证产物纯度,以及通过控制塔顶冷凝器和塔底再沸器中的滞液量来控制产出量^[14].由此设精馏塔的广度变量为

$$Z = [N_{d,j} \ N_{b,j} \ M_{B} \ M_{D}]^{T},$$

其中N_{d,j}, N_{b,j}分别为塔顶组分j的物质的量、塔底组 分j的物质的量,由于物质的量的物理概念过于抽象, 可通过下面两个关系式转换成对塔顶和塔底组分摩 尔分数的控制:

$$N_{\mathrm{d},j} = M_\mathrm{D} x_{\mathrm{d},j},\tag{34}$$

$$N_{b,j} = M_B x_{b,j}.$$
(35)

根据流控制算法流程,给出各个控制量推导过程.

1) 对于被控变量N_{d,j}由式

$$\frac{dN_{d,j}}{dt} = \frac{dM_{D}x_{d,j}}{dt} =
V_{R}y_{1,j} - (L_{R} + D)x_{d,j}, \ j \in [1, n_{c}], \quad (36)
u = \frac{dN_{d,j}}{dt} =
-K_{d,j}(N_{d,j} - N_{d,j}^{*}) =$$

$$-K_{d,j}(M_D x_{d,j} - M_D x_{d,j}^*),$$
 (37)
可以获得合成控制量 u 的表达式

$$u = V_{\rm R} y_{1,j} - (L_{\rm R} + D) x_{{\rm d},j} = -K_{{\rm d},j} (M_{\rm D} x_{{\rm d},j} - M_{\rm D} x_{{\rm d},j}^*), \ j \in [1, n_{\rm c}],$$
(38)

其中*K*_{d,j}为任意无源控制器,而在控制配置选择时可用RGA等耦合性分析方法.

这里令强度变量w为各模块压力,则

$$f_{ij} = k_{ij}(\omega_i - \omega_j) = k_{ij}(P_i - P_j),$$
 (39)

其中k_{ij}可作为操作变量进行实际控制操作.

若选择L_R作为实际控制量,则

$$L_{\rm R} = k_{\rm d,j} (P_{\rm d} - P_{\rm dis}),$$
 (40)

其中P_d, P_{dis}分别为塔顶冷凝器回流罐内压强和精馏 塔内压强.

对于其他被控量,下面仅给出对应控制量的推导 过程,由于之前的5点假设,这里直接用流量进行控 制,不再考虑压强.

2) 对于被控变量N_{b,i},由式

$$\frac{dN_{b,j}}{dt} = \frac{dM_{B}x_{b,j}}{dt} = \\
L_{S}x_{Nt,j} - V_{S}y_{b,j} - Bx_{b,j}, \ j \in [1, n_{c}], \quad (41) \\
u = \frac{dN_{b,j}}{dt} = \\
-K_{d,j}(N_{b,j} - N_{b,j}^{*}) = \\
-K_{d,j}(M_{B}x_{d,j} - M_{B}x_{d,j}^{*}) \quad (42)$$

合成控制量u的表达式

$$u = L_{\rm S} x_{N_t,j} - V_{\rm S} y_{{\rm b},j} - B x_{{\rm b},j} = -K_{{\rm b},j} (M_{\rm B} x_{{\rm b},j} - M_{\rm B} x_{{\rm b},j}^*), \ j \in [1, n_{\rm c}],$$
(43)

其中K_{b.i}为任意无源控制器.

3) 对于被控变量M_B,由式

$$\frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{B}}}{\mathrm{d}t} = L_{\mathrm{S}} - V_{\mathrm{S}} - B,\tag{44}$$

$$u = \frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{B}}}{\mathrm{d}t} = -K_{\mathrm{b}}(M_{\mathrm{B}} - M_{\mathrm{B}}^{*})$$
 (45)

合成控制量u的表达式

$$u = L_{\rm S} - V_{\rm S} - B = -K_{\rm b}(M_{\rm B} - M_{\rm B}^*),$$
 (46)

其中K_b为任意无源控制器.

4) 对于被控变量M_D,由

$$\frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{D}}}{\mathrm{d}t} = V_{\mathrm{R}} - L_{\mathrm{R}} - D,\tag{47}$$

$$u = \frac{\mathrm{d}M_{\mathrm{D}}}{\mathrm{d}t} = -K_{\mathrm{d}}(M_{\mathrm{D}} - M_{\mathrm{D}}^{*})$$
 (48)

合成控制量*u*的表达式

$$u = V_{\rm R} - L_{\rm R} - D = -K_{\rm d}(M_{\rm D} - M_{\rm D}^*),$$

(49)

其中K_d为任意无源控制器.

从上述推导,得到各合成控制量的表达式后,可以 利用耦合性分析方法得到控制的配对方案,使用分布 式控制,也可以使用多变量控制器进行控制.下面是 利用耦合分析后得到的控制配置方案.

3.2.2 精馏塔的流控制步骤(Steps of flow control for distillation)

基于以上的分析和讨论,本文给出关于精馏塔的 流控制步骤.

Step 1 选择控制目标并确定设定值,对于精馏 塔可选择塔顶和塔底的杂质的浓度(表示为摩尔分数),以及冷凝器和再沸器中滞液量为被控对象,根据 要求确定设定值.

Step 2 由式(38)(43)(46)和式(49)写出对应控制 量的表达式,确定无源控制器.可以选择简单的 PID 控制,这里只确保控制系统的稳定时,故需要PID控 制参数*K*_p,*T*_i,*T*_d均大于0,当考虑系统其他控制性能 时,PID参数的调节有待后续研究.

Step 3 式(38)(43)(46)和式(49)左侧的物质流均 可作为相应被控量的实际操作变量,此时根据控制配 对方法选择控制配置方案.可选择如表1所示的控制 配置方案.

Step 4 根据式(38)(43)(46)和式(49)所示的控制 量的计算方法对实际系统进行控制.

3.3 例子与仿真(Examples and simulation)

考虑一个三元精馏塔^[15],用来分离含有苯、苯乙 烯和甲苯混合物,其中轻组分物质为苯.假设该精馏 塔满足前面所述的建模假设.

设初始量为:进料流量F = 40 kmol/h,进料组 成(摩尔分数) $z_1 = 0.6$, $z_2 = 0.25$;设塔顶冷凝器中 的滞液量为固定值 $M_D = 70$ kmol,塔板滞液量 M = 10 kmol,塔釜再沸器中的滞液量为 $M_B =$ 145 kmol,进料状态q = 1(饱和状态),相对挥发度

$$\alpha_1 = 2.75, \ \alpha_2 = 1, \ \alpha_3 = 0.4,$$

塔釜蒸发上来的蒸汽流量

$V_{\rm S} = 140 \,\mathrm{kmol/h},$

塔板总数 $N_t = 10$ (塔顶冷凝器记为1, 塔釜再沸器记为N = 10). 进料板位置 $N_f = 4$.

首先对精馏塔按照流控制理论进行建模,也就是 精馏塔本身的机理建模,在不加控制的条件下精馏塔

内最终达到自稳定状态,如图3-5所示.





Fig. 3 Dynamic curve of product concentration in the tower top from feed-in to static state



图 4 塔釜产品从进料开始直至稳态的动态浓度曲线 Fig. 4 Dynamic curve of product concentration in the tower

bottom from feed-in to static state





Fig. 5 Concentration curve at the static state in each plate

由仿真图可以看出精馏塔内部在无控制条件下最 终会达到自平衡,在塔顶物质组成中,苯作为精馏物 质,浓度占比较高,其他两种物质浓度基本为0,故塔 顶可以获得较纯的精馏物.但是苯作为轻组分物质, 在塔底占比较高,故需要加入控制,降低塔底杂质苯 的占比.

另外,考虑常规精馏塔的控制目标,故将对塔顶冷凝器内滞液量和塔底再沸器内滞液量也作为被控量,设控制目标为,塔底杂质苯的浓度(表示为摩尔分数)降到*x*1*N_r* = 0.01,冷凝器滞液量为*MD_r* = 75,塔

底再沸器滞液量为 $MB_r = 150$,控制配置选择如表 1中所示,其中无源控制器选择纯比例控制器,参数设 定大于零即可.

	表1	控制配置选择	
Table 1	Contro	ol configuration	selection

操作变量	控制变量	控制变量含义
$L_{\rm R}$	$x_{\mathrm{d},j}$	冷凝器中重组分的摩尔分数
$V_{ m S}$	$x_{\mathrm{b},j}$	再沸器中轻组分的摩尔分数
В	$M_{\rm B}$	再沸器中的滞液量
D	$M_{\rm D}$	冷凝器中的滞液量

如图6-8所示,分别为加入控制后的3种物质在塔 底和塔顶的摩尔分数的变化图,3种物质浓度在各层 塔板的值,冷凝器滞液量和再沸器滞液量的动态变化 图,其中初始点为精馏塔不加控制时的稳态点.

由图6可以看出苯在塔底的摩尔分数从0.3616降 到设定值0.01,且塔顶甲苯和苯乙烯的浓度无明显变 化.





Fig. 6 Dynamic curve of product concentration in the tower top and bottom under flow control





图8中塔顶和塔底滞液量也较好地达到设定值,其 中从MB的变化曲线可以看出在控制最开始阶段有 小幅度下降,随后跟踪目标值达到稳态,故若MB初 始值选择恰当,控制达到稳态的速度会更加迅速.精 馏塔在运行过程可能会受到一些扰动,常见的扰动为 进料流量和进料组成的扰动^[16].这些扰动会影响系统 的稳定状态,降低精馏效果.为了消除扰动产生的影 响,控制器需要作出适当的调整来保证系统的稳定运 行和控制效果.





下面首先改变进料流量来验证算法的抗干扰 能力,在系统加控制运行到100h时,进料流量增加 5 kmol,之后在系统运行该200h时,进料流量减少 10 kmol,观察塔顶塔底产物浓度变化以及冷凝器和再 沸器中滞液量变化,如图9–12所示,其中起始点为加 干扰处.



图 9 进料流量第1次变化后塔顶和塔底物质浓度变化图 Fig. 9 Dynamic curve of product concentration in the tower top and bottom after the first variation in feed flow rate









Fig. 11 Dynamic curve of product concentration in the tower top and bottom after the second variation in feed flow rate





Fig. 12 Dynamic curve of liquid holdup in the condenser and reboiler after the second variation in feed flow rate

由图9-12可以看出进料流量的改变对塔顶和塔底 产物浓度影响较小,而塔顶冷凝器的滞液量在小幅波 动后也迅速恢复到设定值.

为了直观地看到控制在系统运行中起到的作用, 图13-15展示了从精馏塔自稳定到加控制稳定,再到 加两次进料流量变化,整个过程中的动态图.其中: 图13为对应的塔底苯浓度的控制量V_s的动态变化过 程,图14为冷凝器滞液量的控制量D的动态变化过程, 图15为再沸器滞液量的控制量B的动态图.



图 13 V_S 从加控制到进料流量两次变化后动态变化图 Fig. 13 Dynamic curve of V_S from the use of flow control



图 14 D从加控制到进料流量两次变化后动态变化图 Fig. 14 Dynamic curve of D from the use of flow control



图 15 *B*从加控制到进料流量两次变化后动态变化图 Fig. 15 Dynamic curve of *B* from the use of flow control

由图13-15可以看出在进料流量改变时控制量迅 速响应调节,确保被控量稳定在目标值.

接下来改变进料组成比,观察控制效果.进料比改为z₁ = 0.4, z₂ = 0.4,如图16为改变进料组成后塔顶和塔底物质浓度的动态变化,图17为冷凝器和再沸器中滞液量的动态变化.

由图16-17看出在流控制下,进料组成的变化对塔顶塔底产物浓度以及冷凝器和再沸器中滞液量的影响均不大.

同理,通过控制变量的动态变化图可以看出控制 在系统受到干扰时所起的作用.如图18-20分别为塔 底苯浓度的控制量Vs的动态变化过程,冷凝器滞液量 的控制量D的动态变化过程,以及再沸器滞液量的控 制量B的动态变化过程.







图 17 进料组成变化后冷凝器和再沸器中滞液量动态变化

Fig. 17 Dynamic curve of liquid holdup in the condenser and reboiler after the variation in feed composition



图 18 VS从加控制到进料组成变化后动态变化图

Fig. 18 Dynamic curve of $V_{\rm S}$ from the use of flow control



图 19 D从加控制到进料组成变化后动态变化图

Fig. 19 Dynamic curve of D from the use of flow control





4 结论(Conclusions)

本文针对一类动态特性遵循热力学第一定律和第 二定律的多级耦合非线性系统,从系统的能量角度出 发,对系统进行分析和控制.利用系统的宏观热力学 约束建立系统宏观模型,降低系统维度,实现复杂系 统的建模.利用无源系统易于实现稳定控制的优点, 通过对系统进行无源转化,并实施前馈-反馈策略,使 用任意的无源控制器即可实现复杂非线性系统的稳 定控制.

文章以典型应用精馏塔为对象,阐述了该算法的 建模方法和算法步骤,实验结果表明该算法具有令人 满意的控制效果,且拥有较好的抗干扰性.

此外,流控制中的无源控制器可使用最简单的 PID控制,在参数大于0的情况下保证系统的稳定性. 当考虑系统的控制性能时,PID的参数是否与其有关 还有待研究.流控制算法提供的建模和控制方法可以 为实现系统设计控制一体化提供新思路,它改变传统 控制以具体设备为研究对象,而偏向于从目标实现过 程出发,例如某项物质的合成过程,包括了化学反 应、提纯等步骤,为生产流程提供更合理的指导.本文 考虑了系统的稳定性,今后可利用熵函数的特性对控 制算法进行优化.

参考文献(References):

- BOULKROUNE A, MSAAD M, FARZA M. State and output feedback fuzzy variable structure controllers for multivariable nonlinear systems subject to input nonlinearities [J]. *The International Journal* of Advanced Manufacturing Technology, 2014, 71(1/2/3/4): 539 – 556.
- [2] XU D, JIANG B, SHI P. A novel model-free adaptive control design for multivariable industrial processes [J]. *IEEE Transactions on Industrial Electronics*, 2014, 61(11): 6391 – 6398.
- [3] DUNBAR W B, MURRAY R M. Distributed receding horizon control for multi-vehicle formation stabilization [J]. *Automatica*, 2006, 42(4): 549 – 558.
- [4] LIU J, MUÑOZ DE LA PAÑA D, CHRISTOFIDES P D. Distributed model predictive control of nonlinear process systems [J]. AIChE Journal, 2009, 55(5): 1171 – 1184.
- [5] MURLIDHAR G M, JANA A K. Nonlinear adaptive control algorithm for a multicomponent batch distillation column [J]. *Chemical Engineering Science*, 2007, 62(4): 1111 – 1124.
- [6] SEFERLIS P, GIANNELOS N F. A two-layered optimisation-based control strategy for multi-echelon supply chain networks [J]. Computers & Chemical Engineering, 2004, 28(5): 799 – 809.
- JILLSON K R, YDSTIE B E. Process networks with decentralized inventory and flow control [J]. *Journal of Process Control*, 2007, 17(5): 399 413.

- [8] CASTELLANOS-SAHAGÚN E, ALVAREZ-RAMÍREZ J, AL-VAREZIVAREZ J. Two-point temperature control structure and algorithm design for binary distillation columns [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2005, 44(1): 142 – 152.
- [9] ABDULLAH Z, AZIZ N, AHMAD Z. Nonlinear modelling application in distillation column [J]. *Chemical Product and Process Modeling*, 2007, 2(3): 1 – 23.
- [10] SKOGESTAD S. The dos and don'ts of distillation column control
 [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2007, 85(1): 13 23.
- [11] YDSTIE B E, ALONSO A A. Process systems and passivity via the Clausius-Planck inequality [J]. Systems & Control Letters, 1997, 30(5): 253 – 264.
- [12] BYRNES C I, ISIDORI A, WILLEMS J C. Passivity, feedback equivalence, and the global stabilization of minimum phase nonlinear systems [J]. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 1991, 36(11): 1228 – 1240.
- [13] FARSCHMAN C A, VISWANATH K P, ERIK YDSTIE B. Process systems and inventory control [J]. *AIChE Journal*, 1998, 44(8): 1841 – 1857.
- [14] SIVAKUMAR R, BALU K. ANFIS based distillation column control [J]. International Journal of Computer Applications Special Issue on Evolutionary Computation, 2010, 2(6): 1–7.
- [15] WANG Qilin. Researching of modeling and simulation of the fractionating column in the refined process of chemical industry [D].
 Dalian: Dalian University of technology, 2005.
 (王启林. 化工精制工序中精馏塔建模与仿真的研究 [D]. 大连: 大连 理工大学, 2005.)
- [16] MISHA P, KUMAR V, RANA K P S. A fractional order fuzzy PID controller for binary distillation column control [J]. *Expert Systems* with Applications, 2015, 42(22): 8533 – 8549.

附录 符号说明(Appendix Symbol description)

B: 塔底馏出液流量, kmol·h⁻¹;

D: 塔顶馏出液流量, kmol·h⁻¹; F: 进料流量, kmol·h⁻¹; $L_{\rm R}$: 精馏段液体流量, kmol·h⁻¹; $L_{\rm S}$: 提馏段液体流量, kmol·h⁻¹; $M_{\rm D}$: 塔顶冷凝器中滞液量, kmol; $M_{\rm B}$: 塔底再沸器中滞液量, kmol; N_t : 塔板总数; N_t : 塔板总数; $N_{\rm f}$: 进料板层; $N_{{\rm d},j}$: 冷凝器中j组分的物质的量, kmol; $N_{{\rm b},j}$: 再沸器中j组分的物质的量, kmol; $N_{{\rm b},j}$: 再沸器中j组分的设定值, kmol; $N_{{\rm b},j}^*$: 再沸器中j组分的设定值, kmol; q: 进料状态; $V_{
m R}$: 精馏段蒸汽流量, kmol·h⁻¹; $V_{
m S}$: 提馏段蒸汽流量, kmol·h⁻¹;

 $x_{i,j}$:第i块塔板上液相中易挥发组分j的摩尔分数;

y_{i,j}: 第*i*块塔板上气相中易挥发组分*j*的摩尔分数;

x*____; 冷凝器中液相组分j的浓度设定值;

 $x_{b,i}^*$: 再沸器中液相组分j的浓度设定值;

z: 进料组成;

下角标:

b: 塔底再沸器;

d: 塔顶冷凝器; f: 进料层; i: 塔板层数, 从1到N_t;

j:组分,从1到nc;

作者简介:

路 萍 (1990--), 女, 硕士, 研究方向为多变量系统的控制, E-

mail: zzyclp@sjtu.edu.cn;

李少远 (1965--), 男, 教授, 研究方向为分布式预测控制、网络控制、动态系统优化, E-mail: syli@sjtu.edu.cn.