



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101881961 B

(45) 授权公告日 2012.06.06

(21) 申请号 201010213621.X

(22) 申请日 2010.06.30

(73) 专利权人 浙江大学

地址 310027 浙江省杭州市西湖区浙大路
38号

(72) 发明人 刘兴高 周叶翔

(74) 专利代理机构 杭州天正专利事务所有限公
司 33201

代理人 王兵 王利强

(51) Int. Cl.

G05B 19/418(2006.01)

审查员 经志军

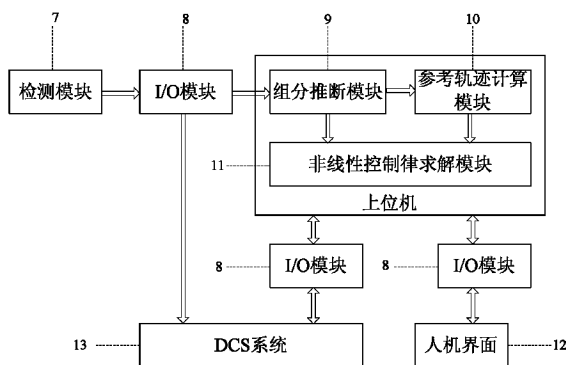
权利要求书 4 页 说明书 8 页 附图 2 页

(54) 发明名称

一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统及方法

(57) 摘要

一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统，包括与内部热耦合精馏塔直接连接的现场智能仪表和 DCS 系统，所述 DCS 系统包括存储装置、控制站和上位机，所述现场智能仪表与存储装置、控制站和上位机相连，所述的上位机包括用以计算输出内部热耦合精馏塔控制变量值的非线性控制器，所述非线性控制器包括组分推断模块、参考轨迹计算模块和非线性控制律求解模块。本发明也提供了一种内部热耦合精馏塔的非线性控制方法。本发明提供的控制系统及方法能够很好地处理内部热耦合节能精馏的强非线性特征，具有高效的在线运算速度，并具有非常好的伺服跟踪控制效果，干扰抑制效果。



1. 一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统,包括与内部热耦合精馏塔直接连接的现场智能仪表和 DCS 系统,所述 DCS 系统包括存储装置、控制站和上位机,所述现场智能仪表与存储装置、控制站和上位机相连,其特征在于:所述的上位机包括用以计算输出内部热耦合精馏塔控制变量值的非线性控制器,所述非线性控制器包括:

组分推断模块,用以从现场智能仪表获取温度,压强数据,计算内部热耦合精馏塔各块塔板的组分浓度,并将组分浓度计算结果存储在历史数据库当中,采用式 (1) (2) 得到:

$$X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1,2,\dots,f-1 \quad (1)$$

$$X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f,f+1,\dots,n \quad (2)$$

其中,k 为当前采样时刻,下脚标 i 为塔板编号,1 为塔顶编号,f 为进料板编号,n 为塔底编号, $X_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强、 P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a、b、c 为安东尼常数;

参考轨迹计算模块,用以实现拐点位置设定值的在线更新,采用式 (3) (4) 得到:

$$S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max,r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*] - X_{\min,r}} \right) \quad (3)$$

$$S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max,s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min,s}} \right) \quad (4)$$

其中, $X_{\min,r}$ 、 $X_{\max,r}$ 、 k_r 、 $X_{\min,s}$ 、 $X_{\max,s}$ 、 k_s 为模型参数, Y_1^* 、 X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度设定值, S_r^* 、 S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段、提馏段拐点位置参考轨迹;

非线性控制律求解模块,用以根据当前组分浓度数据,参考轨迹和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值,采用式 (5)-(12) 得到:

$$Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1)X_i(k) + 1} \quad i=1,2,\dots,n \quad (5)$$

$$Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln \{ (P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t) / [X_i(k) + (1 - X_i(k)) / \alpha] \}} - \frac{1}{a - \ln \{ P_s / [X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k)) / \alpha] \}} \right) \quad i=1,2,\dots,f-1 \quad (6)$$

$$V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10)$$

$$\frac{-V_1(k)Y_1(k) + V_f(k)Y_f(k) - L_{f-1}(k)X_{f-1}(k)}{H \sum_{i=1}^{f-1} \frac{k_r (X_{\min,r} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}}} \quad (11)$$

$$\begin{aligned}
&= K_1(S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i))t \\
&\quad - V_f(k)Y_f(k) + L_{f-1}(k)X_{f-1}(k) + FZ_f - L_n(k)X_n(k) \\
&\quad \frac{H \sum_{i=f}^n \frac{k_s(X_{\min,s} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}}}{H} \\
&= K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t
\end{aligned} \tag{12}$$

其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 分别为 k 采样时刻第 $f-1$ 块塔板、第 $i+f-1$ 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, $q(k)$ 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、 $L_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、第 $f-1$ 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, $X_n(k)$ 为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_4 为控制律参数, S_r^* 、 S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k)$ 、 $S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相组分浓度分布的位置, $S_s(k)$ 、 $S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相组分浓度分布的位置, $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值。

2. 如权利要求 1 所述的内部热耦合精馏塔的非线性控制系统, 其特征在于: 所述的上位机还包括人机界面模块, 用于设定采样周期 t , 控制律参数 K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* , 并显示控制器的输出曲线和被控变量即塔顶塔底液相轻组分浓度的记录曲线。

3. 一种用如权利要求 1 所述的内部热耦合精馏塔的非线性控制系统实现的非线性控制方法, 其特征在于: 所述的控制方法包括以下步骤:

1) 确定采样周期 t , 并将 t 值, 相对挥发度 α , 提馏段压强 P_s , 安东尼常数 a 、 b 、 c 、保存在历史数据库当中;

2) 设定控制律参数 K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* ;

3) 从现场智能仪表获取 k 采样时刻精馏段压强 P_r 和提馏段压强 P_s , 以及各塔板温度 T_i , 计算液相轻组分浓度值, 采用式 (1) (2) 得到:

$$X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1,2,\dots,f-1 \tag{1}$$

$$X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f,f+1,\dots,n \tag{2}$$

其中, k 为当前采样时刻, 下脚标 i 为塔板编号, 1 为塔顶编号, f 为进料板编号, n 为塔底编号, $X_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a 、 b 、 c 为安

东尼常数；

4) 用历史数据库中组分推断模块计算出的组分浓度数据, 在线计算拐点参考轨迹如式 (3) (4) :

$$S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max,r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*] - X_{\min,r}} \right) \quad (3)$$

$$S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max,s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min,s}} \right) \quad (4)$$

其中, $X_{\min,r}$ 、 $X_{\max,r}$ 、 k_r 、 $X_{\min,s}$ 、 $X_{\max,s}$ 、 k_s 为模型参数, Y_1^* 、 X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度设定值, S_r^* 、 S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段、提馏段拐点位置参考轨迹；

5) 根据当前组分浓度数据, 模型函数和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值, 采用式 (5) - (12) 得到：

$$Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1) X_i(k) + 1} \quad i=1, 2, \dots, n \quad (5)$$

$$Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln \{ (P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t) / [X_i(k) + (1 - X_i(k)) / \alpha] \}} \right. \\ \left. - \frac{1}{a - \ln \{ P_s / [X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k)) / \alpha] \}} \right) \\ i = 1, 2, \dots, f-1 \quad (6)$$

$$V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10)$$

$$\frac{-V_1(k) Y_1(k) + V_f(k) Y_f(k) - L_{f-1}(k) X_{f-1}(k)}{H \sum_{i=1}^{f-1} \frac{k_r (X_{\min,r} - X_i(k)) (X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}}} \quad (11)$$

$$= K_1 (S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i)) t \\ \frac{-V_f(k) Y_f(k) + L_{f-1}(k) X_{f-1}(k) + F Z_f - L_n(k) X_n(k)}{H \sum_{i=f}^n \frac{k_s (X_{\min,s} - X_i(k)) (X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}}} \quad (12)$$

其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 为 k 采样时刻第 $f-1$ 块塔板、第 $i+f-1$ 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, $q(k)$ 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、 $L_n(k)$

分别为 k 采样时刻塔顶、第 $f-1$ 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, L 、 V 分别为液相流率、汽相流率, $X_n(k)$ 为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1, K_2, K_3, K_4 为控制律参数, S_r^* 、 S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k)$ 、 $S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相组分浓度分布的位置, $S_s(k)$ 、 $S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相组分浓度分布的位置, $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值;

6) 将当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值 $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 输送给 DCS 系统中的控制站, 调整内部热耦合精馏塔的进料热状况值和精馏段压强值。

4. 如权利要求 3 所述的非线性控制方法, 其特征在于: 所述历史数据库为 DCS 系统的存储装置, 控制站读取历史数据库, 显示内部热耦合精馏塔工作过程状态。

一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及精馏节能控制系统与方法设计问题,尤其提出了一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统及方法。

背景技术

[0002] 精馏过程是化工过程中的一种核心过程,精馏塔是其中的一个关键单元。长久以来,精馏塔因为高耗能,低能效的问题成为国际精馏领域研究的焦点。目前针对精馏过程的能耗问题主要有两方面的解决方案:一种设计新型结构,利用热量耦合实现能量重复利用达到节能目的,一种设计高效精馏过程控制策略,提高产品生产质量减少废料从而达到节能目的。尽管有较多实验研究证明内部热耦合精馏塔能够显著提高能源利用率,但是由于内部热耦合精馏塔的精馏段与提馏段之间存在极强的耦合性且该塔具有十分复杂的强非线性,该塔的控制策略设计显得尤为困难。

[0003] 传统的PID,内膜控制方案等已经不能满足要求,在内部热耦合高纯精馏过程控制当中,这些方案已经很难使精馏过程稳定。而基于线性辨识模型的预测控制方案只能工作在稳态工作点附近,稍微增大干扰幅度,或者设定值阶跃变化系统控制质量则出现明显下降。实现内部热耦合精馏塔高效节能过程有效的非线性控制方案具有十分重要的意义。

发明内容

[0004] 为了克服现有的内部热耦合精馏塔的控制方法的抑制干扰能力差、控制效果差的不足,本发明提供一种抑制干扰能力良好、控制效果好的内部热耦合精馏塔的非线性控制系统及方法。

[0005] 本发明解决其技术问题所采用的技术方案是:

[0006] 一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统,包括与内部热耦合精馏塔直接连接的现场智能仪表和DCS系统,所述DCS系统包括存储装置、控制站和上位机,所述现场智能仪表与存储装置、控制站和上位机相连,所述的上位机包括用以计算输出内部热耦合精馏塔控制变量值的非线性控制器,所述非线性控制器包括:

[0007] 组分推断模块,用以从现场智能仪表获取温度,压强数据,计算内部热耦合精馏塔各块塔板的组分浓度,并将组分浓度计算结果存储在历史数据库当中,采用式(1)(2)得到:

$$[0008] \quad X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1,2,\dots,f-1 \quad (1)$$

$$[0009] \quad X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f,f+1,\dots,n \quad (2)$$

[0010] 其中,k为当前采样时刻,下脚标i为塔板编号,1为塔顶编号,f为进料板编号,n为塔底编号, $X_i(k)$ 为k采样时刻第i块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为k采样时刻精馏

段压强、 P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a, b, c 为安东尼常数;

[0011] 参考轨迹计算模块,用以实现拐点位置设定值的在线更新,采用式 (3) (4) 得到:

$$[0012] \quad S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max,r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*] - X_{\min,r}} \right) \quad (3)$$

$$[0013] \quad S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max,s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min,s}} \right) \quad (4)$$

[0014] 其中, $X_{\min,r}$ 、 $X_{\max,r}$ 、 k_r 、 $X_{\min,s}$ 、 $X_{\max,s}$ 、 k_s 为模型参数, Y_1^* 、 X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度, S_r^* 、 S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段,提馏段拐点位置参考轨迹;

[0015] 非线性控制律求解模块,用以根据当前组分浓度数据,参考轨迹和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值,采用式 (5)-(12) 得到:

$$[0016] \quad Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1)X_i(k) + 1} \quad i=1,2,\dots,n \quad (5)$$

$$[0017] \quad Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln \{ (P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t) / [X_i(k) + (1 - X_i(k)) / \alpha] \}} \right. \\ \left. - \frac{1}{a - \ln \{ P_s / [X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k)) / \alpha] \}} \right) \quad i = 1, 2, \dots, f-1 \quad (6)$$

$$[0019] \quad V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$[0020] \quad L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$[0021] \quad L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$[0022] \quad V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10)$$

[0023]

$$\frac{-V_1(k)Y_1(k) + V_f(k)Y_f(k) - L_{f-1}(k)X_{f-1}(k)}{H \sum_{i=1}^{f-1} \frac{k_r(X_{\min,r} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}}} \quad (11)$$

$$[0024] \quad = K_1(S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i))t$$

$$[0025] \quad \frac{-V_f(k)Y_f(k) + L_{f-1}(k)X_{f-1}(k) + FZ_f - L_n(k)X_n(k)}{H \sum_{i=f}^n \frac{k_s(X_{\min,s} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}}} \quad (12)$$

$$[0026] \quad = K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t$$

[0027] 其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 为 k 采样时刻第 $f-1$ 块塔板、第 $i+f-1$ 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, $q(k)$ 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、

$L_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、第 $f-1$ 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, L, V 分别为液相流率、汽相流率, $X_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1, K_2, K_3, K_4 为控制律参数, S_r^*, S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k), S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相组分浓度分布的位置, $S_s(k), S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相组分浓度分布的位置, $\Delta q(k), \Delta P_r(k)$ 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值。

[0028] 作为优选的一种方案:所述的上位机还包括人机界面模块,用于设定采样周期 t , 控制律参数 K_1, K_2, K_3, K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* , 并显示控制器的输出曲线和被控变量即塔顶塔底液相轻组分浓度的记录曲线。

[0029] 一种内部热耦合精馏塔的非线性控制方法,所述的控制方法包括以下步骤:

[0030] 1) 确定采样周期 t , 并将 t 值, 相对挥发度 α , 提馏段压强 P_s , 安东尼常数 a, b, c , 保存在历史数据库当中;

[0031] 2) 设定控制律参数 K_1, K_2, K_3, K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* ;

[0032] 3) 从现场智能仪表获取 k 采样时刻精馏段压强 P_r 和提馏段压强 P_s , 以及各塔板温度 T_i , 计算液相轻组分浓度值, 采用式 (1) (2) 得到:

$$[0033] \quad X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1, 2, \dots, f-1 \quad (1)$$

$$[0034] \quad X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f, f+1, \dots, n \quad (2)$$

[0035] 其中, k 为当前采样时刻, 下脚标 i 为塔板编号, 1 为塔顶编号, f 为进料板编号, n 为塔底编号, $X_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强、 P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a, b, c 为安东尼常数;

[0036] 4) 用历史数据库中组分推断模块计算出的组分浓度数据, 在线计算拐点参考轨迹如式 (3) (4):

$$[0037] \quad S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max, r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*] - X_{\min, r}} \right) \quad (3)$$

$$[0038] \quad S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max, s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min, s}} \right) \quad (4)$$

[0039] 其中, $X_{\min, r}, X_{\max, r}, k_r, X_{\min, s}, X_{\max, s}, k_s$ 为模型参数, Y_1^*, X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度设定值, S_r^*, S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段、提馏段拐点位置参考轨迹;

[0040] 5) 根据当前组分浓度数据, 模型函数和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值, 采用式 (5)-(12) 得到:

$$[0041] \quad Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1) X_i(k) + 1} \quad i=1, 2, \dots, n \quad (5)$$

$$[0042] \quad Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln\{(P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t) / [X_i(k) + (1 - X_i(k)) / \alpha]\}} \right)$$

$$[0043] \quad - \frac{1}{a - \ln\{P_s / [X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k)) / \alpha]\}} \quad i = 1, 2, \dots, f-1 \quad (6)$$

$$[0044] \quad V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$[0045] \quad L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$[0046] \quad L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$[0047] \quad V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10)$$

$$[0048] \quad \frac{-V_1(k)Y_1(k) + V_f(k)Y_f(k) - L_{f-1}(k)X_{f-1}(k)}{H \sum_{i=1}^{f-1} \frac{k_r(X_{\min,r} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}}} \quad (11)$$

$$[0049] \quad = K_1(S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i))t$$

$$\frac{-V_f(k)Y_f(k) + L_{f-1}(k)X_{f-1}(k) + FZ_f - L_n(k)X_n(k)}{H \sum_{i=f}^n \frac{k_s(X_{\min,s} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}}}$$

$$[0050] \quad = K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t \quad (12)$$

$$[0051] \quad = K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t$$

[0052] 其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 为 k 采样时刻第 $f-1$ 块塔板、第 $i+f-1$ 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, $q(k)$ 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、 $L_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、第 $f-1$ 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, L 、 V 分别为液相流率、汽相流率, $X_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1 、 K_2 、 K_3 、 K_4 为控制律参数, S_r^* 、 S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k)$ 、 $S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相组分浓度分布的位置, $S_s(k)$ 、 $S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相组分浓度分布的位置, S_r^* 、 S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值;

[0053] 6) 将当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值 $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 输送给 DCS 系统中的控制站, 调整内部热耦合精馏塔的进料热状况值和精馏段压强值。

[0054] 进一步, 所述历史数据库为 DCS 系统的存储装置, 控制站读取历史数据库, 显示内部热耦合精馏塔工作过程状态。

[0055] 本发明的有益效果主要表现在: 1. 非线性控制方案建立在高精度非线性模型基础上, 能够及时抑制干扰作用; 2. 控制方案较好地处理了耦合问题, 能够快速准确地跟踪

设定值变化。

附图说明

[0056] 图 1 是本发明所提出的内部热耦合精馏塔的非线性控制系统的结构图。

[0057] 图 2 是上位机控制器实现方法的原理图。

具体实施方式

[0058] 下面根据附图具体说明本发明。

[0059] 实施例 1

[0060] 参照图 1 和图 2, 一种内部热耦合精馏塔的非线性控制系统及方法, 控制系统包括与内部热耦合精馏塔直接连接的现场智能仪表 2 和 DCS 系统 13, 所述 DCS 系统 13 包括存储装置 4、控制站 5 和上位机 6, 所述现场智能仪表 2 与存储装置 4、控制站 5 和上位机 6 通过现场总线 and 数据接口 3 依次相连; 所述的智能仪表用以实现检测模块 7 的功能即检测得到内部热耦合精馏塔的温度、压强数据, 所述的数据接口用以实现 I/O 模块 8 的功能即数据的输入输出, 所述的上位机包括用以计算输出内部热耦合精馏塔控制变量值的非线性控制器, 所述非线性控制器包括组分推断模块 9、参考轨迹计算模块 10 和非线性控制律求解模块 11;

[0061] 组分推断模块 9, 用以从现场智能仪表获取温度, 压强数据, 计算内部热耦合精馏塔各块塔板的组分浓度, 并将组分浓度计算结果存储在历史数据库当中, 采用式 (1) (2) 得到:

$$[0062] \quad X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1, 2, \dots, f-1 \quad (1)$$

$$[0063] \quad X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f, f+1, \dots, n \quad (2)$$

[0064] 其中 k 为当前采样时刻, 下脚标 i 为塔板编号, 1 为塔顶编号, f 为进料板编号, n 为塔底编号, $X_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强、 P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a、b、c 为安东尼 (Antonie) 常数。

[0065] 参考轨迹计算模块 10, 实现拐点位置设定值的在线更新, 采用式 (3) (4) 得到:

$$[0066] \quad S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max, r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1) Y_1^*] - X_{\min, r}} \right) \quad (3)$$

$$[0067] \quad S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max, s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min, s}} \right) \quad (4)$$

[0068] 其中 $X_{\min, r}$ 、 $X_{\max, r}$ 、 k_r 、 $X_{\min, s}$ 、 $X_{\max, s}$ 、 k_s 为模型参数, Y_1^* 、 X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度设定值, S_r^* 、 S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段、提馏段拐点位置参考轨迹。

[0069] 内部热耦合精馏塔的非线性控制律求解模块 11, 根据当前组分浓度数据, 参考轨迹和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值, 采用式 (5)-(12) 得到

$$[0070] \quad Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1)X_i(k) + 1} \quad i=1,2,\dots,n \quad (5)$$

$$[0071] \quad Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln\{(P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t) / [X_i(k) + (1 - X_i(k)) / \alpha]\}} \right. \\ [0072] \quad \left. - \frac{1}{a - \ln\{P_s / [X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k)) / \alpha]\}} \right) \quad i = 1, 2, \dots, f-1 \quad (6)$$

$$[0073] \quad V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$[0074] \quad L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$[0075] \quad L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$[0076] \quad V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10) \\ -V_1(k)Y_1(k) + V_f(k)Y_f(k) - L_{f-1}(k)X_{f-1}(k)$$

$$[0077] \quad \frac{H \sum_{i=1}^{f-1} k_r (X_{\min,r} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}} \quad (11)$$

$$[0078] \quad = K_1(S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i))t \\ -V_f(k)Y_f(k) + L_{f-1}(k)X_{f-1}(k) + FZ_f - L_n(k)X_n(k)$$

$$[0079] \quad \frac{H \sum_{i=f}^n k_s (X_{\min,s} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}} \quad (12)$$

$$[0080] \quad = K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t$$

[0081] 其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 为 k 采样时刻第 f-1 块塔板、第 i+f-1 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, q(k) 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、 $L_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、第 f-1 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, L、V 分别为液相流率、汽相流率, $X_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1, K_2, K_3, K_4 为控制律参数, $K_1, K_3 \in [2, 200]$, $K_2, K_4 \in [20, 2000]$, 根据具体操作对象特性具体调节, S_r^* 、 S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k)$ 、 $S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相轻组分浓度分布的位置, $S_s(k)$ 、 $S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相轻组分浓度分布的位置, $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值。

[0082] 所述的上位机还包括人机界面模块 12, 用于设定采样周期 t, 控制律参数 K_1, K_2, K_3, K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* , 并显示控制器的输出曲线和被控变量即塔顶塔底液相轻组分浓度的记录曲线。

[0083] 实施例 2

[0084] 参照图 1 和图 2, 一种内部热耦合精馏塔的非线性控制方法, 所述的控制方法包括

以下步骤：

[0085] 1) 确定采样周期 t , 并将 t 值, 相对挥发度 α , 提馏段压强 P_s , 安东尼 (Antonie) 常数 a 、 b 、 c 、保存在历史数据库当中；

[0086] 2) 设定控制律参数 K_1, K_2, K_3, K_4 和塔顶的汽相轻组分浓度 Y_1^* , 塔底的液相轻组分浓度设定值 X_n^* ；

[0087] 3) 从智能仪表获取 k 采样时刻精馏段压强 P_r 和提馏段压强 P_s , 以及各塔板温度 T_i , 计算液相轻组分浓度值, 采用式 (1) (2) 得到：

$$[0088] \quad X_i(k) = \frac{P_r(k) \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=1,2,\dots,f-1 \quad (1)$$

$$[0089] \quad X_i(k) = \frac{P_s \times \alpha \times 10^{\frac{T_i(k)+c}{b}-a} - 1}{\alpha - 1} \quad i=f,f+1,\dots,n \quad (2)$$

[0090] 其中, k 为当前采样时刻, 下脚标 i 为塔板编号, 1 为塔顶编号, f 为进料板编号, n 为塔底编号, $X_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强、 P_s 提馏段压强, $T_i(k)$ 为 k 采样时刻第 i 块塔板的温度, α 为相对挥发度, a 、 b 、 c 为安东尼 (Antonie) 常数；

[0091] 4) 用历史数据库中组分推断模块计算出的组分浓度数据, 在线计算拐点参考轨迹如式 (3) (4)：

$$[0092] \quad S_r^* = 1 + \frac{1}{k_r} \ln \left(\frac{X_{\max,r} - Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*]}{Y_1^* / [\alpha - (\alpha - 1)Y_1^*] - X_{\min,r}} \right) \quad (3)$$

$$[0093] \quad S_s^* = n + \frac{1}{k_s} \ln \left(\frac{X_{\max,s} - X_n^*}{X_n^* - X_{\min,s}} \right) \quad (4)$$

[0094] 其中, $X_{\min,r}$ 、 $X_{\max,r}$ 、 k_r 、 $X_{\min,s}$ 、 $X_{\max,s}$ 、 k_s 为模型参数, Y_1^* 、 X_n^* 分别为塔顶的汽相轻组分浓度、塔底的液相轻组分浓度, S_r^* 、 S_s^* 分别为内部热耦合精馏塔精馏段、提馏段拐点位置参考轨迹；

[0095] 5) 根据当前组分浓度数据, 模型函数和当前时刻操作变量值求取当前的控制变量的理想改变值, 采用式 (5)–(12) 得到

$$[0096] \quad Y_i(k) = \frac{\alpha X_i(k)}{(\alpha - 1)X_i(k) + 1} \quad i=1,2,\dots,n \quad (5)$$

$$[0097] \quad Q_i(k) = UA \times b \left(\frac{1}{a - \ln \left\{ \frac{P_r(k) + \Delta P_r(k) \times t}{[X_i(k) + (1 - X_i(k))/\alpha]} \right\}} - \frac{1}{a - \ln \left\{ \frac{P_s}{[X_{i+f-1}(k) + (1 - X_{i+f-1}(k))/\alpha]} \right\}} \right) \quad i = 1, 2, \dots, f-1 \quad (6)$$

$$[0099] \quad V_1(k) = F(1 - q(k) - \Delta q(k) \times t) \quad (7)$$

$$[0100] \quad L_n(k) = F(q(k) + \Delta q(k) \times t) \quad (8)$$

$$[0101] \quad L_{f-1}(k) = \sum_{i=1}^{f-1} \frac{Q_i(k)}{\lambda} \quad (9)$$

$$[0102] \quad V_f(k) = V_1(k) + L_{f-1}(k) \quad (10)$$

$$[0103] \quad \frac{-V_1(k)Y_1(k) + V_f(k)Y_f(k) - L_{f-1}(k)X_{f-1}(k)}{H \sum_{i=1}^{f-1} \frac{k_r(X_{\min,r} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,r})}{X_{\max,r} - X_{\min,r}}} \quad (11)$$

$$[0104] \quad = K_1(S_r^* - S_r(k)) + K_2 \sum_{i=1}^k (S_r^* - S_r(i))t$$

$$[0105] \quad \frac{-V_f(k)Y_f(k) + L_{f-1}(k)X_{f-1}(k) + FZ_f - L_n(k)X_n(k)}{H \sum_{i=f}^n \frac{k_s(X_{\min,s} - X_i(k))(X_i(k) - X_{\max,s})}{X_{\max,s} - X_{\min,s}}} \quad (12)$$

$$[0106] \quad = K_3(S_s^* - S_s(k)) + K_4 \sum_{i=1}^k (S_s^* - S_s(i))t$$

[0107] 其中, k 为当前采样时刻, t 为采样周期, $X_i(k)$ 、 $Y_i(k)$ 分别为 k 采样时刻第 i 块塔板的液相轻组分浓度和汽相轻组分浓度, $Q_i(k)$ 为第 i 块塔板之间的热耦合量, UA 为传热速率, $X_{f-1}(k)$ 、 $X_{i+f-1}(k)$ 、 $X_n(k)$ 为 k 采样时刻第 $f-1$ 块塔板、第 $i+f-1$ 块塔板和塔底的液相轻组分浓度, $q(k)$ 为 k 采样时刻进料热状况, $P_r(k)$ 为 k 采样时刻精馏段压强, F 为进料流率, Z_f 为进料组分浓度, $V_1(k)$ 、 $V_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相流率, $L_1(k)$ 、 $L_{f-1}(k)$ 、 $L_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、第 $f-1$ 块塔板和塔底的液相流率, H 为持液量, λ 为汽化潜热, L 、 V 分别为液相流率、汽相流率, $X_n(k)$ 分别为 k 采样时刻塔底的液相轻组分浓度, $Y_1(k)$ 、 $Y_f(k)$ 分别为 k 采样时刻塔顶、进料板的汽相轻组分浓度, K_1, K_2, K_3, K_4 为控制律参数, $K_1, K_3 \in [2, 200]$, $K_2, K_4 \in [20, 2000]$, 根据具体操作对象特性具体调节, S_r^*, S_s^* 分别为精馏段提馏段拐点参考轨迹, $S_r(k)$ 、 $S_r(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔精馏段液相轻组分浓度分布的位置, $S_s(k)$ 、 $S_s(i)$ 分别为 k 和 i 采样时刻内部热耦合精馏塔提馏段液相轻组分浓度分布的位置, $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$, 分别为当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值;

[0108] 6) 将当前时刻内部热耦合精馏塔控制变量即进料热状况和精馏段压强的当前理想改变值 $\Delta q(k)$ 、 $\Delta P_r(k)$ 输送给 DCS 系统中的控制站, 调整内部热耦合精馏塔的进料热状况值和精馏段压强值。

[0109] 所述的历史数据库为 DCS 系统中的存储装置 4, 所述的 DCS 系统 13 包括数据接口 3、存储装置 4 和控制站 5, 其中控制站 5 可以读取历史数据库, 显示内部热耦合精馏塔工作过程状态。

[0110] 本发明所提出的空分节能过程控制系统及方法, 已通过上述具体实施步骤进行了描述, 相关技术人员明显能在不脱离本发明内容、精神和范围内对本文所述的装置和操作方法进行改动或适当变更与组合, 来实现本发明技术。特别需要指出的是, 所有相类似的替换和改动对本领域的技术人员是显而易见的, 他们都会被视作包括在本发明精神、范围和内容中。

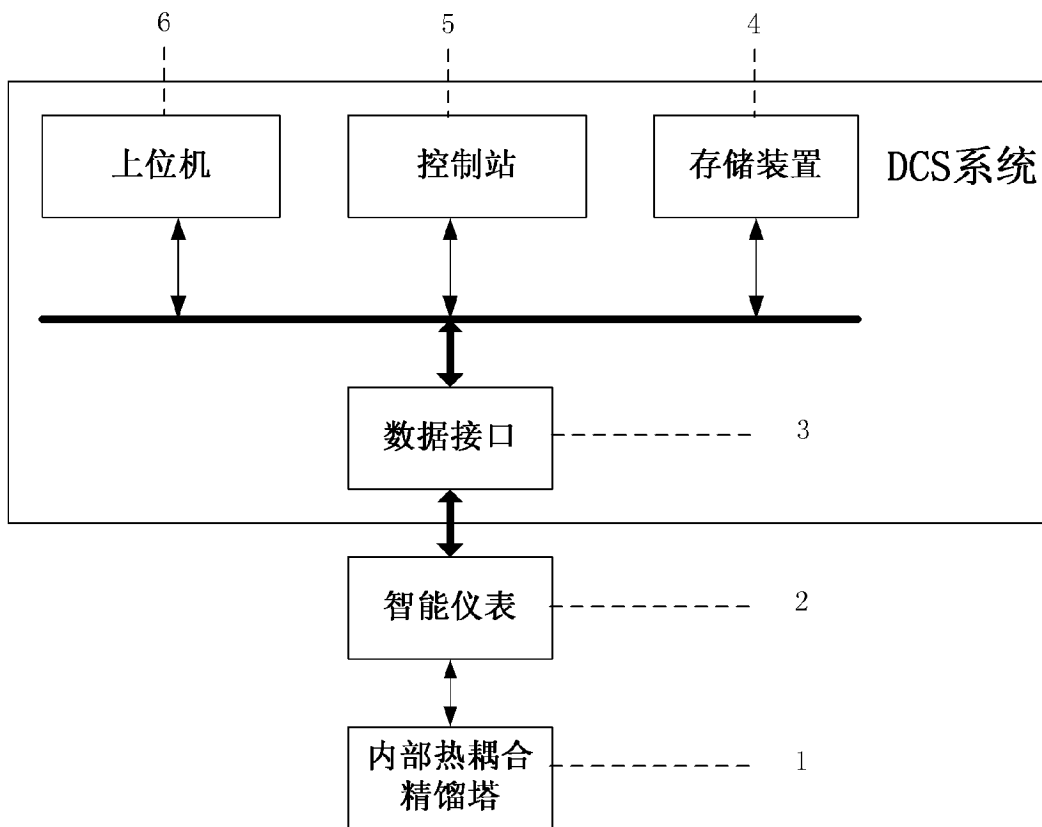


图 1

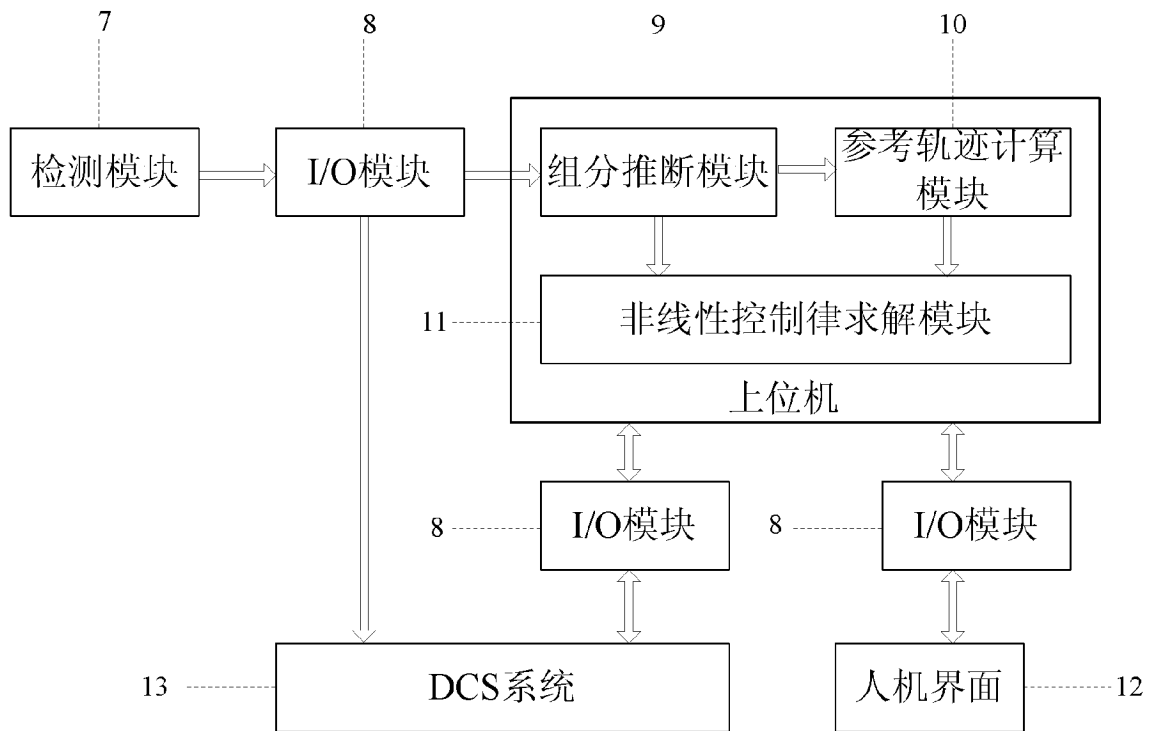


图 2