

醪塔(丙酮-丁醇)的数学模型 及操作型仿真系统的建立

张 遐 冯品如 刘 飞

(基础课部)

(自动化系)

摘要 本文以某厂工业醪塔(丙酮-丁醇)为对象,阐述了如何利用目前国内外先进的UNIFAC功能团法来建立精馏过程的静态数学模型,这种功能团法为缺乏实验数据的多元系统建模提供了可能性。针对醪塔模型变量多,非线性严重,不易收敛等情况,提出了一种改进的Newton-Raphson法,保证了算法的收敛性和快速性。根据工厂实际操作数据,对模型进行参数辨识和修正,结果表明模型与塔吻合良好。基于该模型,在IBM-4381机上建立了一个可用于工厂实际操作指导的仿真系统(DISSIMU-I)。并以节能降耗为目标函数,离线优化了操作条件,为工厂提高经济效益,提供了指导。最后,文章还提出了在线优化控制的初步设想。

关键词 醪塔; 精馏过程; 数学模型; 模型拟合; Newton-Raphson法; 数字仿真; 最优化; 节能

0 引 言

工业醪塔是溶剂厂蒸馏工段的第一个塔,直接与发酵工段相连,将发酵出来的醪液(含总溶剂丙酮、丁醇、乙醇约2%),分离成塔顶产品(含总溶剂30%—40%)和塔底废醪(总溶剂<万分之五)。它的操作好坏直接关系到产品的产率和整个工厂的能耗,并影响到后续的一系列塔。长期以来,塔的运行均是凭熟练工人的经验,因此很不稳定并且耗能极大。目前就国内外发表的大量关于精馏和精馏控制的文献看,研究醪塔及其优化的报道极少。本文是在醪塔操作过程中,利用计算机进行建模、仿真直至优化的初步探索。

1. 数学模型的建立

描述醪塔精馏过程的基本方程式包括四类:相平衡、物料平衡、热平衡以及传质和传热动力学。

设醪塔共有 N 层塔板(包括再沸器和冷凝器),自底向上将塔板依次编号,如图1。分别对每块板列写上述三类平衡方程式,传质和传热动力学则归到板效率一项中。

1.1 相平衡

$$\varphi_j y_j P = \gamma_j x_j f_j^0 \quad (1)$$

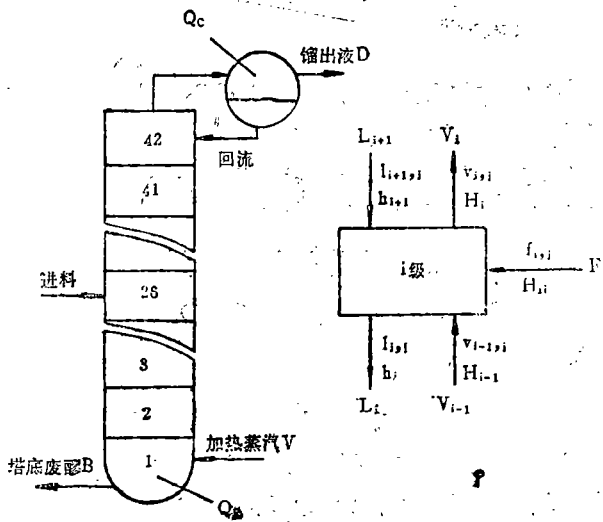


图1 蒸馏塔示意图

(P 、 T 为体系压力和温度)

其中:

y_i 、 x_i 分别为汽相和液相中 j 组分的摩尔浓度;

φ_i 为汽相 j 组分的逸度系数;

γ_i 为液相 j 组分的活度系数;

f_i^0 为 j 组分的标准态逸度。

若计入Murphree板效率 η , 则有

$$\eta_{i,j} = \frac{y_{i,j} - y_{i-1,j}}{K_{i,j}x_{i,j} - y_{i-1,j}} \quad (2)$$

($i=1, 2 \dots N$ 塔板号; $j=1, \dots, 4$ 组分号)

其中汽液平衡常数

$$K_{i,j} = \left(\frac{y_j}{x_j} \right)_i = \left(\frac{\gamma_j f_j^0}{\varphi_j P} \right)_i \quad (3)$$

整理得:

$$\eta_{i,j} \cdot K_{i,j} \cdot L_{i,j} \cdot \frac{V_i}{L_i} - v_{i,j} + (1 - \eta_{i,j}) \cdot v_{i-1,j} \cdot \frac{V_i}{V_{i-1}} = 0 \quad (4)$$

1.2 物料平衡

设

$l_{i,j}$ 为 i 塔板上液相组分 j 的流量;

$v_{i,j}$ 为 i 塔板上汽相组分 j 的流量。

则有

$$l_{i,j} + v_{i,j} - l_{i+1,j} - v_{i-1,j} - f_{i,j} = 0 \quad (5)$$

1.3 能量平衡

设 h_i 是 i 塔板上的液相焓, H_i 是汽相焓, h_i 是进料焓, 则,

$$h_i + H_i - H_{i-1} - h_{i+1} - h_{fi} = 0 \quad (6)$$

$$(i = 2, 3, \dots, N-1)$$

综合(4)、(5)、(6)式得醪塔机理模型。

上述模型中, 最重要而又最困难的问题在于汽液平衡数据的准确预测, 本文中, 我们采用UNIFAC模型计算活度系数 γ 。它的基本思想是借助功能团, 用已有的相平衡数据去推测还没有实验数据的相平衡系统。

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^c + \ln \gamma_i^R \quad (7)$$

分别地:

$$\ln \gamma_i^c = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + 5q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} - l_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_{j=1}^4 x_j l_j \quad (8)$$

其中

$$l_j = 5(r_j - q_j) - (r_j - 1)$$

$$\theta_j = \frac{q_j x_j}{\sum_{i=1}^4 q_i x_i}, \quad \Phi_j = \frac{r_j x_j}{\sum_{i=1}^4 r_i x_i}$$

$$\ln \gamma_i^R = \sum v_K^{(i)} [\ln \Gamma_K - \ln \Gamma_K^{(i)}] \quad (9)$$

($K = 1, 2, \dots, 5$ 基团号)

其中

$$\ln \Gamma_K = Q_K \left[1 - \ln \left(\sum_{m=1}^5 \theta_m \psi_{mK} \right) - \sum_{n=1}^5 \left(\frac{\theta_n \psi_{nK}}{\sum_{a=1}^5 \theta_a \psi_{aK}} \right) \right]$$

$\ln \Gamma_K^{(i)}$ 的形式同上。

$$\theta_m = \frac{Q_m x_m}{\sum_{n=1}^5 Q_n x_n}, \quad X_m = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j}, \quad \psi_{nm} = \exp \left(-\frac{a_{nm}}{T} \right)$$

特别地:

$$\text{分子范德华体积 } r_j = \sum_K v_K^{(j)} R_K$$

$$\text{分子范德华表面积 } q_j = \sum_K v_K^{(j)} Q_K$$

功能团的划分, 是以计算值与实验值偏差最小为准。划分太细, 就失去了功能团的优点; 太粗则又给收集数据带来困难。综合考虑, 按表1划分, γ 计算与 γ 实验偏差均在20%以内(如表2), 完全可用于工程需要。

表1 基团的划分

| 分子式 | C ₃ H ₆ O | | CH ₃ CH ₂ OH | C ₄ H ₁₀ O | | | H ₂ O |
|-----|---------------------------------|-------------------|------------------------------------|----------------------------------|-----------------|------------------------------------|------------------|
| 基团名 | CH ₃ | CH ₃ C | CH ₃ CH ₂ OH | CH ₃ | CH ₂ | CH ₂ CH ₂ OH | H ₂ O |
| 基团数 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |

表2 γ 的实验值与计算值比较

| 系 统 | 温度(K) | X_1 | X_2 | $\gamma_{实}$ | $\gamma_{计}$ | 误差(%) |
|-------------------|-------|-------|-------|--------------|--------------|-------|
| $C_3H_6O-C_2H_6O$ | 321.2 | 0.050 | 0.950 | 2.022 | 1.9425 | 3.9 |
| $C_4H_{10}O-H_2O$ | 333.2 | 0.016 | 0.954 | 38.61 | 44.081 | 14.2 |
| $H_2O-C_4H_{10}O$ | 333.3 | 0.050 | 0.950 | 4.237 | 3.4741 | 18.0 |
| $C_2H_6O-H_2O$ | 313.2 | 0.043 | 0.957 | 2.398 | 2.7173 | 13.3 |
| $H_2O-C_3H_6O$ | 333.2 | 0.263 | 0.737 | 2.551 | 2.4605 | 3.6 |

实际应用中, UNIFAC法虽精确, 但计算量太大, 耗时多, 而较早的UNIQUAC模型无需用到基团性质, 可大大提高运算速度。为此我们用前者的结果来拟合后者的模型参数, 最终用UNIQUAC参予蒸馏建模。

常压下, 逸度系数可近似看作1。

2 模型的计算机解法

描述蒸馏的方程组是高度非线性的, 而且数目较大, 一般解法难以胜任, 需采用计算机迭代法。这样, 迭代方法的收敛性、收敛速度以及对初始值的要求便成了算法首先要考虑的问题。本文采用Newton-Raphson法。

将(4)、(5)、(6)改写成偏差函数的形式:

$$\begin{aligned}
 e_1(i) &= h_i + H_i - H_{i-1} - h_{i+1} - h_i \\
 e_2(i, j) &= l_{i,j} + v_{i,j} - l_{i+1,j} - v_{i-1,j} - f_{i,j} \\
 e_3(i, j) &= \eta_{i,j} K_{i,j} l_{i,j} \frac{V_i}{L_i} - v_{i,j} + (1 - \eta_{i,j}) v_{i-1,j} \frac{V_i}{V_{i-1}}
 \end{aligned} \tag{10}$$

令

$$\overleftarrow{x} = \begin{pmatrix} \overleftarrow{x}_1 \\ \overleftarrow{x}_2 \\ \vdots \\ \overleftarrow{x}_N \end{pmatrix}, \quad \overleftarrow{E} = \begin{pmatrix} \overleftarrow{E}_1 \\ \overleftarrow{E}_2 \\ \vdots \\ \overleftarrow{E}_N \end{pmatrix}$$

其中

\overleftarrow{x}_i 是第*i*块板的所有自变量向量,

\overleftarrow{E}_i 是第*i*块板的所有偏差函数向量;

有

$$\overleftarrow{x}^{m+1} = \overleftarrow{x}^m - \left(\frac{d \overleftarrow{E}}{d \overleftarrow{x}} \right)_m^{-1} \overleftarrow{E}^m \quad (m \text{ 为迭代次数}) \tag{11}$$

$$\left(\frac{d \overleftarrow{E}}{d \overleftarrow{x}} \right) = \begin{pmatrix} \overleftarrow{B}_1 & \overleftarrow{C}_1 & O & \dots & O \\ \overleftarrow{A}_2 & \overleftarrow{B}_2 & \overleftarrow{C}_2 & O & \dots & O \\ O & \overleftarrow{A}_3 & \overleftarrow{B}_3 & \overleftarrow{C}_3 & \dots & O \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ O & \dots & \dots & \dots & \overleftarrow{A}_N & \overleftarrow{B}_N \end{pmatrix} \tag{12}$$

其中

$$\overleftarrow{A}_i = \left(\frac{d \overleftarrow{E}}{dx_{i-1}} \right), \overleftarrow{B}_i = \left(\frac{d \overleftarrow{E}}{dx_i} \right), \overleftarrow{C}_i = \left(\frac{d \overleftarrow{E}}{dx_{i+1}} \right)$$

$\frac{d \overleftarrow{E}}{dx}$ 的结构一种块叁角阵形式, 其解可由高斯法求得。

针对初值太远会使该法线性逼近失败, 因此在迭代过程中, 采取了以下措施, 保证了收敛性。

- 组分流量为负时, 令其为0;
- 组分流量超过 L_N 时, 令其为 L_N ;
- 每块塔板温度变化最大不超过 T_{\max} °C。

大量计算实践表明, 该法收敛性较好, 一般迭代6—9次, 均可得到收敛结果。

整个程序用Fortran语言编写, 在IBM-4381机上调试通过, 并可连接绘图系统作仿真曲线输出, 程序框图见附。

3 模型的拟合及验证

机理建立的模型只是理想的, 与实际还存在较大的偏差。这是因为理论建模时, 忽略了许多实际因素, 比如, 汽液相在塔板上未能达到完全平衡; 塔中除了水和溶剂外, 还有大量固体物; 从塔底到塔顶的压力并非恒定等等。因此为使模型更符合实际, 须由工厂现场的操作数据来对模型进行拟合, 即模型要考虑上述种种因素。

首先, 我们对回流比和板效率作了三水平正交实验, 基本上确定回流比和板效率; 然后以板效率作为被辨识参数, 来对塔底总溶剂浓度进行拟合; 最后再对每块板的温度进行拟合修正, 主要是增加了两个温度修正项 $\Delta T_{p,i}$ 和 $\Delta T_{s,i}$ 。

修正后的温度:

$$T_i = T_i' + \Delta T_{p,i} + \Delta T_{s,i} \quad (13)$$

其中

$\Delta T_{p,i}$ 考虑了因压降而引起的沸点上升;

$\Delta T_{s,i}$ 考虑了因杂质而引起的提馏段沸点上升。

表3是经拟合和修正后的计算机仿真值与工厂实际数据的比较, 显然两者吻合良好, 用此作仿真研究是可行的。

表3 模型与实际塔的比较

| 名称 | 实际数据 | 模拟数据 |
|-------------|----------|--------------|
| 塔釜总浓度XB | ≤万分之五 | 4.987(0/000) |
| 塔顶馏出总溶剂(%) | 35—40 | 38.50 |
| 塔底温度TB(°C) | 105 | 106.64 |
| 塔顶温度TD(°C) | 95 | 96.81 |
| 塔中温度(°C) | 100左右 | 24° 100.32 |
| | | 25° 99.02 |
| | | 27° 99.58 |
| 进料板温度TF(°C) | (预热温度70) | 26° 96.87 |

4 醪塔的计算机仿真研究

利用前述模型,我们构造了一个计算机仿真系统(DISSIMU-I),该系统可对醪塔在任意操作条件下的运行状况进行仿真研究,从而克服了现场考察的种种限制,大量节省了人力、物力、财力和时间。

使用DISSIMU-I仿真系统,无须工艺人员提供数据,只要输入操作条件,计算机便进行独立的仿真运算,而且速度快、准确性好,可根据实际需要选择输出大量的仿真结果。

下面我们分别研究了进料流量 F 、进料温度、进料组分以及回流比 R 、馏出液量 D 对塔的影响。

4.1 进料流量 F 的影响

在进料组成保持一定的条件下,若要保持塔两端产品满足一定的规格(塔底跑溶在万分之五以内,塔顶出料总溶浓度30%—40%),则塔顶馏出液量 D 、塔底出料量 B 与进料量 F 之间只是简单的比例关系,同样,再沸器加热量 Q_R 也与 F 保持一定的比例关系,具体结果见表4。

表4 进料量 F 的影响

| 进料 F (Kmol/h) | 塔顶 D (Kmol/h) | 塔底 B (Kmol/h) | Q_R (J/h) |
|-----------------|-----------------|-----------------|--------------|
| 2360.59 | 98.20 | 2538.916 | $1.5064E+10$ |
| 2478.61 | 103.37 | 2651.255 | $1.5811E+10$ |
| 2596.65 | 108.45 | 2764.732 | $1.6550E+10$ |

从大量的仿真结果中,还可以看到,只要 F 与 D 、 B 、 Q_R 等保持一定的比例关系,回流比 R 不作任何调整,塔板温度分布及组分浓度分布均不受 F 影响。

4.2 进料温度的影响

进料温度对塔的影响较为明显,表5是部分仿真结果。

表5 进料温度的影响

| 进料温度($^{\circ}C$) | 塔底浓度(0/000) | 塔顶浓度(%) | Q_R (J/h) | Q_C (J/h) |
|---------------------|-------------|---------|-------------|-------------|
| 60 | 3.94 | 38.65 | $1.6932E+9$ | $4.9550E+9$ |
| 70 | 4.99 | 38.50 | $1.5064E+9$ | $4.9554E+9$ |
| 80 | 6.10 | 38.35 | $1.3195E+9$ | $4.9571E+9$ |

为了保证产品的规格,当进料温度变化时,可以调整回流比来控制,见表6。

表6 回流比 R 的调节作用(进料温度变化时)

| 进料温度($^{\circ}C$) | 回流比(R) | Q_R (J/h) | Q_C (J/h) |
|---------------------|------------|--------------|-------------|
| 60 | 0.95 | $1.5909E+10$ | $3.9213E+9$ |
| 70 | 1.20 | $1.5064E+10$ | $4.9554E+9$ |
| 80 | 1.48 | $1.4301E+10$ | $6.0710E+9$ |

注:塔底跑溶为4.97(0/000),塔顶总溶剂为38.51(%)

显然, 从仿真结果中我们看到, 进料温度变化时, 合理选择操作变量, 对节能节粮具有重要意义。

4.3 回流比 R 的影响

进料组成一定, 塔压恒定的条件下, 选择不同的回流比 R , 对塔顶、塔底组分浓度、能耗等进行仿真, 结果见表7。

从表中看到, R 对控制塔底废醪的浓度是相当灵敏的, 相对来说, 塔顶总溶浓度的变化比较小, 由于塔顶产品是中间产品, 对它的质量要求较宽, 故在考虑控制方案时, R 对塔顶的影响可忽略不计。

表7 回流比 R 对产品质量及能耗的影响

| 回流比 | 塔底浓度(0/000) | 塔顶浓度(%) | Q_R (J/h) | Q_C (J/h) |
|-----|-------------|---------|-----------------|----------------|
| 0.8 | 6.87 | 38.24 | $1.3426 E + 10$ | $3.3009 E + 9$ |
| 1.0 | 5.88 | 38.38 | $1.4244 E + 10$ | $4.1278 E + 9$ |
| 1.2 | 4.99 | 38.50 | $1.5064 E + 10$ | $4.9554 E + 9$ |
| 1.5 | 3.85 | 38.67 | $1.6294 E + 10$ | $6.1948 E + 9$ |
| 2.0 | 2.42 | 38.87 | $1.8344 E + 10$ | $8.2626 E + 9$ |

从仿真结果中, 还看到, 再沸器能耗 Q_R 和冷凝器能耗 Q_C 基本上保持一定的比例关系, 这和物理概念上分析得到的结果一致, 降低 R 可使两者能耗下降, 这一点对考察节能尤为重要。

图2是 R 的变化对塔板温度分布的影响, 图中反映出, 塔两端的温度变化较小, 中部进料板附近, 特别是精馏段温度随 R 变化较大, 这给设计控制方案时, 如何选择灵敏板位置, 提供了非常有用的信息。

4.4 馏出液 D 的影响

仿真表明, D 对塔的影响作用与 R 基本相同, 由物料平衡方程知, 一旦进料组成和产品组成确定下来, 进料量若再固定, D 就没有太大的调节余地, 因此选择哪个量作调节变量, 应综合考虑。

4.5 进料组分的影响

虽然进料中总溶剂的含量只有2%, 但当各组分发生变化时, 若要达到同样的规格要求, D 、 R 、 Q_R 、 Q_C 还是要随之发生一定的变化, 表8我们构造了4种进料组成, 研究了在调节 D 来保证产品规格的情况下塔的能耗变化。

表8 进料组成的影响

| 组成 | D (mol/h) | 塔底浓度(0/000) | 塔顶浓度(%) | Q_R (J/h) | Q_C (J/h) |
|----|-------------|-------------|---------|---------------|--------------|
| ① | 98.2 | 4.99 | 38.50 | $1.50 E + 10$ | $4.97 E + 9$ |
| ② | 81.7 | 4.99 | 40.19 | $1.36 E + 10$ | $4.14 E + 9$ |
| ③ | 81.2 | 5.00 | 38.30 | $1.35 E + 10$ | $4.10 E + 9$ |
| ④ | 52.7 | 4.99 | 45.00 | $1.10 E + 10$ | $2.68 E + 9$ |

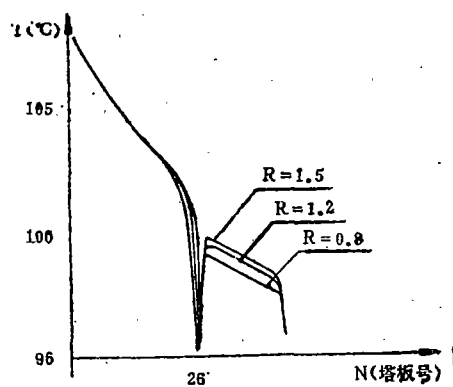


图2 回流比 R 的影响

图3是组分对塔的温度分布的影响。

综上,我们利用DISSIMU-I仿真系统对工厂实际醪塔进行了离线仿真研究。应该指出,由于醪塔操作变量多,通道关联严重,因此上述研究也只能是部分的,有针对性的,欲对塔进行全面细致的考察,仅有上述结果远远不够,还必须利用该仿真系统,结合工厂实际做大量的实验研究。

5 离线操作最优化

为了安全与稳定,醪塔实际运行操作中,一般都留有相当大的裕度,这样运行费用浪费很大。醪塔仿真系统的建立,为优化操作,提高运行效益提供了基础。最优操作参数的求取,可以通过计算机离线寻优得到。

由于塔顶产品质量要求较宽,而塔底出料必须严格满足排放标准。这样优化命题可以表述为:在满足废醪排放标准的前提下,以最少的能耗和粮耗生产出合格的产品。

其目标函数如下:

$$P = C_1 \cdot X_B \cdot B + C_2 \cdot V \quad (14)$$

或者表述成以进料为基准的形式:

$$\frac{P}{F} = C_1 \cdot X_B \cdot \frac{B}{F} + C_2 \cdot \frac{V}{F} \quad (15)$$

其中

C_1, C_2 分别是总溶剂和加热蒸汽的价格系数;

X_B 是塔底总溶浓度;

V 是加热蒸汽量。

具体地,优化操作就是寻求最优的 X_B 和 V ,使 $P \rightarrow \min$ 。

P_{\min} 实际比较了加热蒸汽 V 和塔底跑溶 X_B 的价格,综合考虑了节能和节粮。在一般情况下,加热蒸汽量大,跑溶少,耗能节粮;加热蒸汽量小,则跑溶多,节能耗粮,表9给出了它们的关系。

表9 加热蒸汽 V 和塔底浓度 X_B 的关系

| 加热蒸汽 V (Kmol/h) | 塔底浓度 X_B (0/000) |
|-------------------|--------------------|
| 304.18 | 4.939 |
| 290.50 | 4.963 |
| 276.53 | 4.987 |
| 262.71 | 5.103 |
| 248.98 | 5.037 |

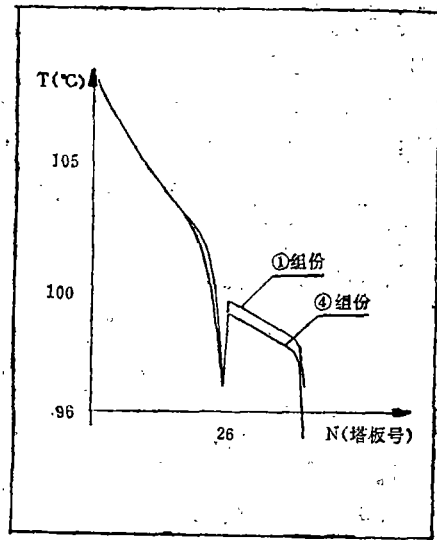


图3 组分的影响

由于 V 和 X_B 之间存在很复杂的非线性关系, 同时还要考虑 B 的变化, 所以寻优计算是直接在前述严格模型上进行的, 框图见图4。

根据市场一般情况, 我们拟取 $C_1 = 2.0$ 元/kg, $C_2 = 20$ 元/t, 寻优结果为: $V/F = 0.0978$, $X_B = 5.06(0/000)$ 。而现在工厂实际操作, 一般情况 $V/F = 0.115$, 显然实施优化后, 可望节能约10%, 此时 X_B 虽略大于标准, 但总的运行成本却大大降低了。

6 优化控制

优化控制是针对稳态而言, 即计算机根据实时数据, 在线地算出最优操作参数, 作为调节器的给定值送给常规调节系统, 从严格意义上讲这还不是最优控制, 由动态信息来修正稳态模型只是一种权宜之法。但对工业装置来说, 控制器设定值的优化较之控制器回路动态过程的优化, 经济价值更大, 实用性更强, 工厂也受欢迎。

据此, 醪塔的优化控制宜采用计算机两级系统。上位机为系统机, 完成寻优计算、图形显示以及报表打印工作, 下位机为工控机, 完成实时数据采集及常规控制任务。

6.1 基本控制级控制方案

醪塔控制的直接目标是保证塔底和塔顶产品质量指标, 塔底和塔顶浓度应是直接被调参数, 由于目前尚无经济实用的在线分析仪可供使用, 因此实际是取塔板温度作为被调参数。根据仿真结果, 灵敏板选在第27块板。

在仿真实验中, 我们知道, 进料流量 F 、温度以及组分浓度的变化均会影响灵敏板温度, 此外对灵敏板温度影响较大的还有加热蒸汽的压力。

为了克服各种干扰, 组成灵敏板温度-加热蒸汽质量流量串级调节, 其中副回路采用质量流量控制, 主要是克服蒸汽压力波动的影响。

为及时反映进料量的变化, 引入了前馈信号, 进行串级前馈调节。

进料温度的变化, 主要通过预热加以克服。

进料组分的变化对塔的运行影响很大, 它给用温度间接法控制多元精馏过程的产品浓度带来了很大困难。解决这个问题的一个办法是利用仿真系统, 进行大量的仿真实验, 建立一个在线静态组分估计器;

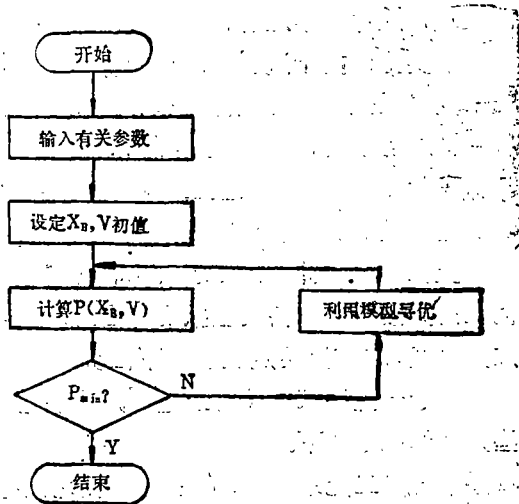


图4 寻优框图

$$Z = a_0 + a_1 \sum T_i + b_1 \sum T_i^2 + C_1 \sum T_i T_j + \dots \quad (16)$$

其中

T_i 为 i 塔板的温度

作者尝试利用上式回归, 发觉效果并不很好, 由于组分多, 回归的静态估计器要么精度不够好, 要么相当复杂, 缺乏实用性。另外从系统硬件构成上看, 估计器的使用势必要增加

测温点,这也很不经济。

事实上,由于进料贮液槽的存在,进料组分的浓度在正常情况变化不大,组分浓度大幅度变化只是在染菌这样的特殊情况下发生,此时总溶浓度由2%下降到1.4%左右,对灵敏板温度影响较大(如图3中④曲线)。针对这一特点,我们找出工艺上的特殊情况,离线地求出其最优工作点,存入上位机中,以供在线控制时,根据情况改变灵敏板的设定值。

6.2 上位机优化控制模型

上位机寻优计算,要求快速、简捷、具有实时性,依严格模型寻优,在此显然不实用。简化的方法是将严格模型拟合到由总溶剂与水组成的二元系,以提高寻优速度,及时将最优加热蒸汽量 V 作为给定值送给下位机。

鉴于一些厂家的成功经验^[5],我们也可以直接参照Shinskey方法,提出简化控制模型,具体推导如下:

将塔看作二元系,则 V/F 和分离度之间有如下关系:

$$V/F = \beta \ln \left(\frac{Y_D(1-X_B)}{X_B(1-Y_D)} \right)^{[4]} \quad (17)$$

代入目标函数表达式(15),得

$$\frac{P}{F} = \frac{C_1 B X_B}{F} + C_2 \beta \ln \left(\frac{Y_D(1-X_B)}{X_B(1-Y_D)} \right) \quad (18)$$

上式两边求导,即可近似得到 P 取最小值时的 X_B :

$$X_B = \frac{C_2}{C_1} \beta \cdot \frac{F}{B} \quad (19)$$

所以,最优汽化量:

$$V_0 = F \beta \ln \left(\frac{Y_D(1-X_{B0})}{X_{B0}(1-Y_D)} \right) \quad (20)$$

其中 β 值与板效率、相对挥发度等有关,实时控制时,可根据实际采集到的数据调整。

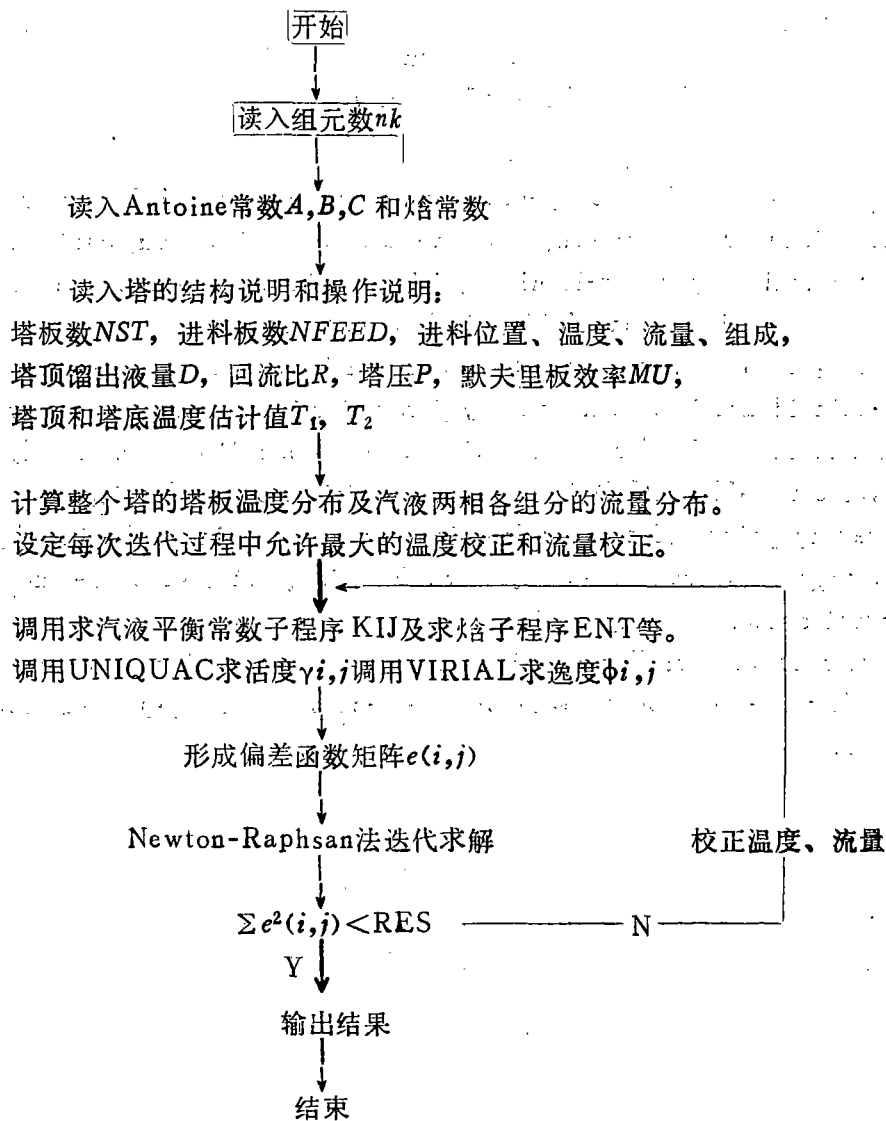
致 谢

本文完成过程中,得到了无锡溶剂厂领导和有关同志的大力支持和帮助;得到了自动化系仪表组老师的指导,在此一并表示感谢。

参 考 文 献

- 1 阿格·弗登斯隆德(丹麦)等;许志宏 王乐珊 郑修贵译. UNIFAC功能团法推算汽液平衡.
- 2 Arge Fredenslund, Jones R L and Bransnitz J M. AICHE Journal, 1975, 21: 1086
- 3 Naphtali L M, Sandhom D P. AICHE Journal, 1971, 17: 148
- 4 Shinskey F G; 赵觉生译. 蒸馏控制. 石油工业出版社, 1982
- 5 上海溶剂厂精馏控制总结报告. 1989; 2
- 6 第一届化工自动化及仪表学术交流会论文集. 1987

附 醪塔主程序框图



Mathematical Model and Off-line Simulation System for Prefractionator Column of Acetone Butanol

Zhang Xia Feng Pinru Liu Fei
(Dept. of Found. Courses)

Abstract In this paper, the steady-state mathematical model for an industrial prefractionator is developed. The advanced UNIFAC group method has been used for calculating vapor-liquid equilibrium in situation where no experimental information is available. A new method to apply the Newton-Raphson technique to this multivariable and nonlinear model is approached. Model quasi-coincidence has been done by parameter identification. The results show this model is fit for industrial practice. Based on this model, a simulation system (DISSIMU-I) has been established on IBM-4381, and the optimal operating points of this prefractionator are obtained off-line by setting up energy conservation as objective function. At last a on-line optimal control system is suggested.

Keywords Prefractionator; Distillation process; Mathematical model; Simulation; Newton-Raphson technique; Quasi-coincidence; Optimization; Energy conservation