

用数字仿真获取生产过程静态控制模型

钱积新 王绍中 宋昭娟

(兰州化学工业公司化工设计院)

摘 要

本文以脱乙烷塔为例,介绍了在数字机上用数字仿真,按因子实验方法对机理模型进行测试,并用逐步回归法求取静态控制模型的方法。

一、引 言

随着对某些化工单元的化工机理研究的逐步深入,对于诸如精馏塔、换热器等物理过程的机理研究已比较清楚,并由于电子计算机的广泛应用,解决了过去难以解决的一些计算问题,计算准确性也大为提高。目前国内外已掌握了象乙烯生产和合成氨生产的全流程工艺计算,并已编制了通用计算程序。这种模型通常是静态非线性的。它的特点是通用性强、精度高。由于其考虑的因素多,精度高,但缺少统一处理收敛的方法,所以计算时间长。如精馏塔这个在化工中常见的且又比较复杂的过程,则要解一个有上百个变量的非线性代数方程组,仅计算一个操作状态(在 DJS-21 数字计算机上进行计算)一般要半小时,有的甚至二至三小时。若要计算一个流程(包括若干个塔及换热器等设备)则时间就更长,所以机理模型难以应用于生产实时控制。另外,利用正交设计法通过现场测试获取多变量的非线性静态模型,也往往由于现场的各种严重干扰,一些变量(如组份等)难以控制及测试设备精度低等因素难以获得令人满意的结果。

为解决这个矛盾,本文采用如下方法:将化工单元的机理模型作为一个生产过程在计算机上进行仿真测试,取得一定量的数据后用逐步回归法求取该过程与所有自变量有关的非线性静态控制模型。有了这个模型,再加入适当的动态补偿环节以后,就可以进行生产过程的多变量前馈控制、精馏塔的最小回流比控制及最少能耗控制等复杂调节系统的设计。

本文采用的设计机理模型是《乙烯分离装置通用流程模拟系统》。塔的逐板计算用 Wang-henke 的三对角矩阵法,气液平衡常数和热焓的计算用 Peng-robinson 状态方程。

二、仿真结果及预报精度

本文研究的具体对象是燕山石化总公司引进的三十万吨乙烯分离部分的脱乙烷塔,其流程如图 1 所示。

理论塔板数为四十九块。第一股进料在第二块板(理论板数,下同);第二股进料在第

十三块板;第三股进料在第二十五块板. 脱甲烷塔塔釜出料量以 100 kg mol/hr 计, 则第一股进料量 $F_1 = 5.67 \text{ kg mol/hr}$ (常量, 全液相); 第二股进料量 $F_2 = 55.47436 \text{ kg mol/hr}$ (正常工况, 变量, 全液相); 第三股进料量 $F_3 = 44.52564 \text{ kg mol/hr}$ (常量, 气液两相).

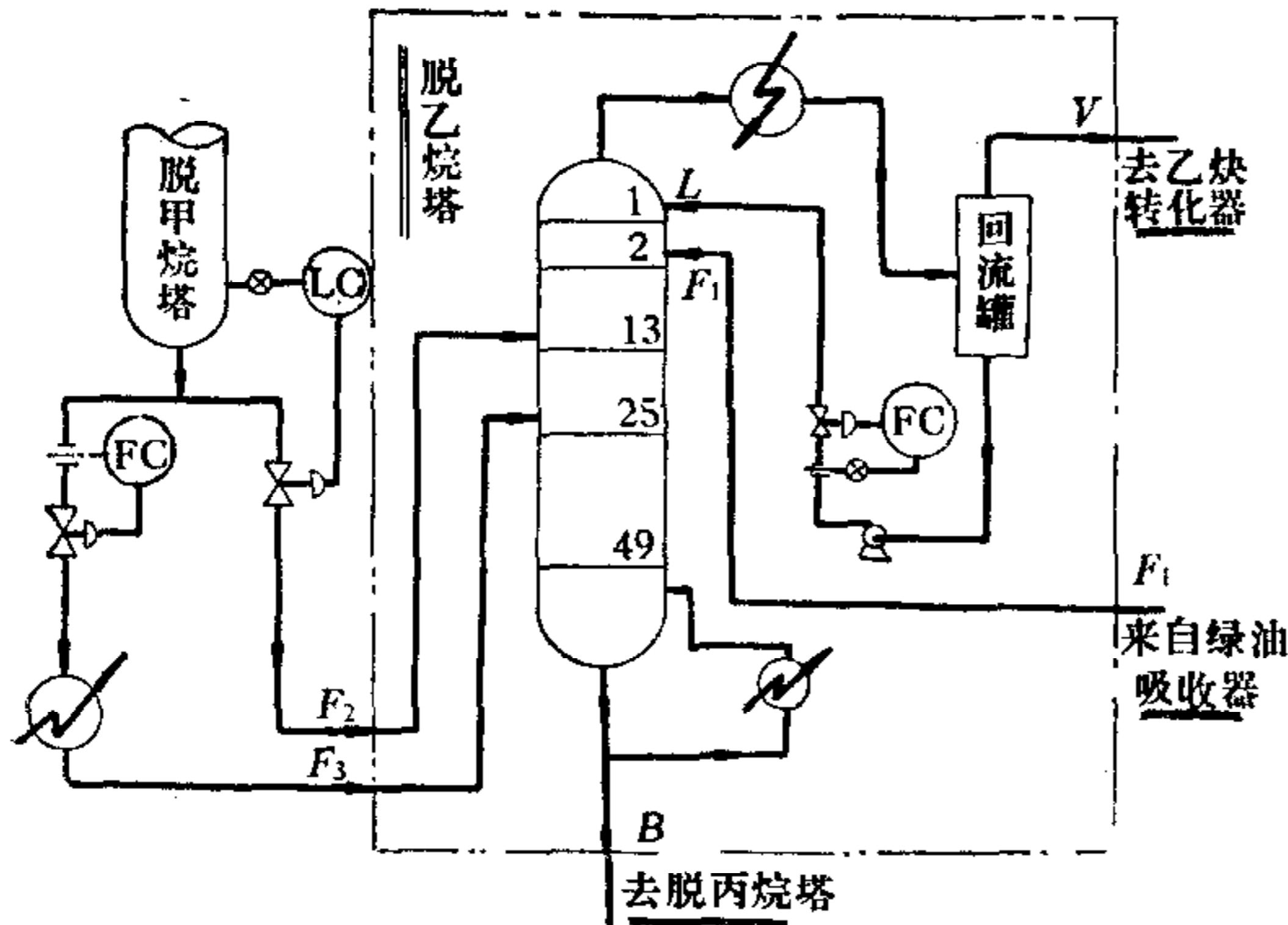


图1. 脱乙烷塔流程简图

图1 脱乙烷塔流程简图

对从现场采集了三个月的操作数据进行分析处理后, 在 DJS-21 机上(用 ALGOL-60 算法语言)用二水平多因子正交设计法进行仿真测试(测试数据见表1), 在取得一定量数据后, 利用逐步回归算法, 分别求取塔顶产品中重关键组份丙烯的含量、塔底产品中轻关键组份乙烷的含量、塔顶冷凝器冷量及塔底再沸器热量这四个因变量与进料组份、回流比、塔顶抽出量及进料量之间关系的四个数学表达式:

$$y_1^{0.1} = 3.2418349 - 1.90884x_2^{0.1} + 0.22406419x_3 + 0.62957426x_4^{0.5} - 0.96790494e^{0.5x_7} + 0.00097604912x_9 + 5.1645537 \times \left[\frac{x_9 - (x_1 + x_2 + x_3) \cdot x_8 - 5.67}{x_9} \right].$$

回归复相关系数 $R = 0.99496342$. 变量选进及剔除的检验值 $F_1 = F_2 = 4$. y_1 的最大相对误差为 31.4%. 均方根相对误差为 13.5%.

$$y_2^{0.2} = -20.05827 - 1.612605 \ln x_3 - 6.7051577 \ln x_4 + 126.36712x_5 + 224.08131x_6 + 7.263935 \ln x_7 - 1.7181757x_8 + 1.8313978x_9 + 1.6844094x_4 \cdot x_8 + 0.08207741 \times (x_5 \cdot x_8)^2.$$

回归复相关系数 $R = 0.99519447$. 变量选进及剔除的检验值 $F_1 = F_2 = 2$. y_2 的最大相对误差为 21.1%. 均方根相对误差为 6.9%.

$$\ln y_3 = 11.188097 - 0.51083897x_2 + 0.092463242 \ln x_5 + 5.2855246x_6 + 0.63278943x_7^2 + 0.013396684x_8.$$

回归复相关系数 $R = 0.98992121$. 变量选进及剔除的检验值 $F_1 = F_2 = 2$. y_3 的最大相对误差为 3.2%, 均方根相对误差为 1.4%.

$$\ln y_4 = -0.15872765 - 3.6450379x_1 - 3.8268896x_2 - 3.6533689x_3 + 0.070302797x_4 + 0.97501453 \ln x_7 - 0.028581305x_8 + 4.0755341 \ln x_9.$$

回归复相关系数 $R = 0.99959451$. 变量选进及剔除的检验值 $F_1 = F_2 = 2$. y_4 的最大相对误差为 0.79%. 均方根相对误差为 0.35%.

上述表达式中 y_1 为塔顶产品中重关键组份丙烯的含量(分子分数); y_2 为塔底产品中轻关键组份乙烷的含量(分子分数); y_3 为塔底再沸器热量(大卡/时); y_4 为塔顶冷凝器

1. 仿真结果

对从现场采集了三个月的操作数据进行分析处理后, 在 DJS-21 机上(用 ALGOL-60 算法语言)用二水平多因子正交设计法进行仿真测试(测试数据见表1), 在取得一定量数据后, 利用逐步回归算法, 分别求取塔顶产品中重关键组份丙烯的含量、塔底产品中轻关键组份乙烷的含量、塔顶冷凝器冷量及塔底再沸器热量这四个因变量与进料组份、回流比、塔顶抽出量及进料量之间关系的四个数学表达式:

表1 测试数据一览表

序号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
变量名称	CH ₄	C ₂ ⁻	C ₂ ⁰	C ₃ ⁻	C ₄ ⁻	C ₅ ⁰	R	F	V	塔顶 C ₃ ⁻ 含量	塔底 C ₂ ⁰ 含量	塔底热量 Q _底	塔顶冷热 Q _顶
变量	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	x ₅	x ₆	x ₇	x ₈	x ₉	y ₁	y ₂	y ₃	y ₄
1	0.0004	0.6498	0.1176	0.1985	0.02994	0.00376	0.55	95	78.73	0.19217532 × 10 ⁻²	0.32890992 × 10 ⁻⁴	161740.06	92204.297
2	0.0004	0.6498	0.1176	0.1985	0.02994	0.00376	0.70	105	86.31	0.2260468 × 10 ⁻³	0.10763071 × 10 ⁻⁴	212326.13	127597.91
3	0.0004	0.6477	0.1172	0.1978	0.02986	0.00704	0.55	105	86.155	0.21497428 × 10 ⁻²	0.29605632 × 10 ⁻⁴	189992.00	100993.94
4	0.0004	0.6477	0.1172	0.1978	0.02986	0.00704	0.70	95	78.43	0.18800681 × 10 ⁻³	0.11218046 × 10 ⁻⁴	188792.12	115939.81
5	0.0004	0.5895	0.1067	0.2490	0.0510	0.00340	0.55	95	72.71	0.11203348 × 10 ⁻¹	0.42964441 × 10 ⁻⁴	183701.1	88526.571
6	0.0004	0.5895	0.1067	0.2490	0.0510	0.00340	0.70	105	78.85	0.59842026 × 10 ⁻³	0.34083139 × 10 ⁻⁴	225471.06	116779.27
7	0.0004	0.5877	0.1063	0.2483	0.0509	0.00640	0.55	105	79.536	0.11226826 × 10 ⁻¹	0.27845450 × 10 ⁻⁴	211132.01	96842.317
8	0.0004	0.5877	0.1063	0.2483	0.0509	0.00640	0.70	95	71.75	0.48332877 × 10 ⁻³	0.32732999 × 10 ⁻⁴	201298.9	106219.04
⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮	⋮
64	0.0012	0.5909	0.1664	0.2128	0.0232	0.0055	0.70	95	77.766	0.43729221 × 10 ⁻³	0.23984619 × 10 ⁻⁴	189310.01	115996.01
65	0.0004	0.6498	0.1176	0.1985	0.02994	0.00376	0.60	95	78.73	0.77595013 × 10 ⁻³	0.19676928 × 10 ⁻⁴	169386.19	100045.49
66	0.000763	0.59917	0.157701	0.19973	0.037877	0.004759	0.60	100	81.6	0.16174121 × 10 ⁻²	0.22014793 × 10 ⁻⁴	192388.15	104721.9
*67	0.000763	0.59917	0.157701	0.19973	0.037877	0.004759	0.65	100	81.51	0.71495818 × 10 ⁻³	0.17981125 × 10 ⁻⁴	200279.17	112872.32
68	0.000763	0.59917	0.157701	0.19973	0.037877	0.004759	0.70	100	81.47	0.36995217 × 10 ⁻³	0.14400496 × 10 ⁻⁴	208615.78	121313.4

注：1. 因篇幅有限，仅列几组示意。

2. 带“*”组为基准数据。

3. 计算中各组份进、出塔物料平衡误差均控制在 0.05% 以下。

表2 预测精度一览表

组别		I	II	III	IV	V
变量						
x_1		0.0005	0.0006	0.0007	0.00075	0.0011
x_2		0.6036	0.6100	0.5839	0.59435	0.6560
x_3		0.1775	0.1680	0.1438	0.1358	0.1295
x_4		0.1864	0.1857	0.2200	0.2293	0.1726
x_5		0.0284	0.0318	0.0474	0.0340	0.0363
x_6		0.0036	0.0039	0.0042	0.0058	0.0045
x_7		0.57	0.59	0.61	0.63	0.69
x_8		96	104	98	102	100
x_9		80.825	86.7746	77.169	80.342	84.46
y_1	测试值*	$0.20455283 \times 10^{-2}$	$0.15482442 \times 10^{-2}$	$0.21011717 \times 10^{-2}$	$0.16225033 \times 10^{-2}$	$0.18731289 \times 10^{-3}$
	计算值**	$0.20359397 \times 10^{-2}$	$0.16344455 \times 10^{-2}$	$0.17649463 \times 10^{-2}$	$0.14887933 \times 10^{-2}$	$0.19722971 \times 10^{-3}$
	相对误差***	-0.5%	5.6%	-16%	-8.2%	5.3%
y_2	测试值	$0.26550908 \times 10^{-4}$	$0.17206289 \times 10^{-4}$	$0.38469696 \times 10^{-4}$	$0.37204409 \times 10^{-4}$	$0.59664888 \times 10^{-5}$
	计算值	$0.28066543 \times 10^{-4}$	$0.18694128 \times 10^{-4}$	$0.39574245 \times 10^{-4}$	$0.40936592 \times 10^{-4}$	0.6397949×10^{-5}
	相对误差	5.7%	8.6%	2.9%	10%	7.2%
y_3	测试值	0.1716416×10^6	0.1967381×10^6	0.19398266×10^6	0.20136137×10^6	0.20205637×10^6
	计算值	0.17301991×10^6	0.19716336×10^6	0.19454534×10^6	0.20282464×10^6	0.20100973×10^6
	相对误差	0.8%	0.2%	0.3%	0.73%	-0.5%
y_4	测试值	0.98900484×10^5	0.10955053×10^6	0.10077521×10^6	0.10801138×10^6	0.12326009×10^6
	计算值	0.99032566×10^5	0.10991414×10^6	0.10107928×10^6	0.10852328×10^6	0.12376324×10^6
	相对误差	0.13%	0.33%	0.3%	0.47%	-0.41%

* 测试值: 在计算机上仿真测试的结果。

** 计算值: 用回归法求得四个方程式计算的结果。

*** 相对误差 = (计算值 - 测试值) / 测试值。

冷量 (大卡/时); x_1 为进料组份中甲烷 CH_4 的含量; x_2 为进料组份中乙烯 $\text{C}_2^=$ 的含量; x_3 为进料组份中乙烷 C_2^s 的含量; x_4 为进料组份中丙烯 $\text{C}_3^=$ 的含量; x_5 为进料组份中丁烯 $\text{C}_4^=$ 的含量; x_6 为进料组份中正戊烷 C_5^s 的含量(以上计量单位均为分子分数); x_7 为塔顶回流比(无量纲); x_8 为进料量 $F(F = F_2 + F_3)$ (公斤分子/时); x_9 为塔顶产品抽出量 V (公斤分子/时)。

回归方程的适用范围仅仅局限于参加回归数据的变化范围,而不能任意外推。上述四个方程中,自变量的适用范围如下(单位同前): x_1 为 0.0004—0.0012; x_2 为 0.5398—0.6694; x_3 为 0.0965—0.1955; x_4 为 0.1600—0.2549; x_5 为 0.0232—0.0548; x_6 为 0.00290—0.00704; x_7 为 0.55—0.70; x_8 为 95—105; x_9 为 71.75—90.65。

自变量 x_1 — x_9 的变化范围是根据生产过程中各参数的实际波动范围及使大部分测试结果都在质量指标合格区内这两个因素决定的。这使回归方程在这一范围内具有较高的准确性。

2. 预报精度

为估计上述四个回归方程的预报精度,我们在各变量的变化范围内任取了五组数据,

把测试结果与用四个回归方程式计算的结果相比较, 其相对误差都小于回归方程 $y_1—y_4$ 的最大相对误差, 这在工程中是可以接受的. 表 2 为预报精度一览表.

三、仿真方法

1. 采集处理数据, 确定变量波动范围

为确定各变量的波动范围, 对从现场采集的数据进行了分析处理:

1) 将采集的数据归并为 34 组 ($j = 1, 2, \dots, 34$).

2) 对塔进料的十几种组份归并成具有代表性的七种组份 ($i = 1, 2, \dots, 7$), 以适当减少自变量的个数.

3) 以进料 100kgmol/hr 计, 从三十四组数据中分别找出各组份公斤分子流量的最大值 $[x_{Fi}]_{\max}$ 和最小值 $[x_{Fi}]_{\min}$, 并计算其平均值

$$[\bar{x}_{Fi}] = \frac{1}{34} \sum_{j=1}^{34} x_{Fij}, \quad (i = 1, 2, \dots, 7).$$

4) 求取各组份波动幅度值 Δ_{i1} 及 Δ_{i2} .

$$\Delta_{i1} = [x_{Fi}]_{\max} / [\bar{x}_{Fi}], \quad (i = 1, 2, \dots, 7);$$

$$\Delta_{i2} = [x_{Fi}]_{\min} / [\bar{x}_{Fi}], \quad (i = 1, 2, \dots, 7).$$

5) 根据工程设计资料, 以正常生产情况时裂解气中各组份的公斤分子流量¹⁾分别乘以相应的波动幅度值 Δ_{i1} 及 Δ_{i2} , 以确定各组份的实际波动范围 (脱甲烷塔冷箱进口流量以 100kgmol/hr 计, 脱甲烷塔塔釜出料量即脱乙烷塔的进料量 kgmol/hr): 乙烯为 $33.0258—38.7502$, 乙烷为 $5.9759—10.9071$, 丙烯为 $10.0860—13.9502$, 丁烯为 $1.5223—2.8585$, 正戊烷为 $0.1913—0.3592$ (单位均为 kgmol/hr).

2. 二水平多因子正交设计仿真测试及数学表达式的建立

为了能比较精确地反映变量之间的函数关系 $y_k = f_k(x_1, x_2, \dots, x_n)$, 必须首先根据工艺机理和实践经验, 确定影响因变量的自变量个数. 如果遗漏了一些应该考虑的自变量, 所得到的表达式不可能有较高的预报精度. 相反, 如果把一些对因变量没有多大影响的自变量也考虑在内, 就会增大测试的工作量.

通过对机理的分析, 确定精馏塔产品的两个质量指标 (塔顶产品中丙烯含量及塔底产品中乙烷含量) 和两个能耗指标 (塔底再沸器供热量及塔顶冷凝器供冷量) 为四个因变量, 同时找出了影响这四个因变量的九个自变量, 即进料量、回流比、塔顶产品抽出量及六个进料组份. 塔顶产品抽出量 V 为不可控因子²⁾, 其余八个因子均属可控因子. 八个可控因子均取二水平. 因子的水平是指该因子在测试中可取的数值. 二水平是指因子 (即自变

1) 在塔的计算中, 组份的含量一般用分子分数表示, 但是分子分数是一个相对的概念, 即在由两种以上组份的混合气体中, 当其中某一组份的分子分数变化后, 其他组份的分子分数也将相应地变化, 这样, 在因子设计中直接取各组份的分子分数作为因子的水平值就比较困难. 为此, 本文以公斤分子流量作为各组份的因子水平值, 然后求取它们的分子分数.

2) 在实际生产中, 塔顶产品抽出量 V 值完全可以在一定范围内加以控制, 但在塔计算中, 由于 V 值选择得不合适, 其计算的收敛速度很慢. 为加快计算速度, 将 V 值考虑成不可控因子, 让其在一定范围内任意波动.

量)可取数值的上、下限值¹⁾。

用正交表 $L_{64}(2^6)$ 安排测试方案,八个可控因子分别填在该表表头的第一、二、四、八、十五、十六、三十二及五十一列。按照正交表的条件,在数字机上对设计模型进行了六十四组仿真测试,并在基准数据附近加测了四组,共得到了六十八组测试结果,为回归待定系数的六倍,超过了 3—5 倍的要求。

在获得一定量测试数据的基础上,用逐步回归方法建立数学表达式是一种比较有效的方法。建立准确的数学表达式的关键是确定模型结构,但模型结构的确定尚无统一的法则可循,以下几点可供参考。

1) 首先要根据工艺机理和实践经验分析确定哪些变量的组合或某种函数表达形式对因变量是主要的,如上述 y_1 表达式中的第七项及 y_2 表达式中的第九、十项。

2) 模型结构的建立,一方面要有较高的复相关系数,另一方面要使相对误差及均方根相对误差满足一定的要求。

3) 模型结构可先用各自变量的线性组合,即

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + \cdots + b_nx_n.$$

这种结构形式往往不够理想,对一些化工系统尤其如此。

4) 改变变量的函数形式,宜先从因变量开始。因变量函数形式的改变,往往对复相关系数及相对误差有较大的影响。

5) 在回归方程中,各自变量及其不同的函数形式对因变量的作用的大小是相互影响的,因此,自变量函数形式的改变宜逐个进行。

6) 在刚开始回归时,先令变量选进及剔除的检验值 $F_1 = F_2 = 0$,当模型结构达到一定精度后,再给定 F_1 及 F_2 的值,使模型的数学表达式既具有一定的精度,又不包含过多的变量。

7) 用回归方法选进的变量(包括不同的函数形式)能使模型的数学表达式具有一定的精度,但不一定是最优的。

四、结 论

用电子计算机进行数字仿真获得生产过程静态控制模型的方法与直接在生产装置上进行测试获得生产过程静态控制模型的方法相比,具有以下优点:

(1) 有些干扰如进料组份的变化,在生产装置上是无法进行控制的,且测试比较困难,而数字仿真却容易实现,且由于没有随机干扰的影响,特别是当一个变量变动时,其它变量可以严格地保持不变,所以变量的检测精度高,数据可靠,由此获得的控制模型能比较全面地反映各变量之间的关系,因而具有较高的预报精度。

(2) 数字仿真可以避免因在生产装置上进行实验造成产品产量和质量的降低。

(3) 通过数字仿真所得到的静态控制模型,由于考虑了非线性因素,所以应用范围比

1) 脱乙烷塔的主要进料来自脱甲烷塔的塔釜。在正常状态下,脱甲烷塔塔釜液中的甲烷含量的质量指标为 0.05—0.10%。向两个方向各延伸 20%,即把 0.04—0.12% 作为脱乙烷塔进料中甲烷含量的变化范围。在正常情况时,若脱甲烷塔塔釜的出料量为 100kgmol/hr,取其上下波动 $\pm 5\%$,则进料量 F 的二水平值为 95kgmol/hr 和 105kgmol/hr。从流程简图中可看出,进料量 F 的变化全部反映在第二股进料 F_2 中。

较广。

利用数字仿真获取静态控制模型必须有一个比较精确的设计模型。目前这些设计模型尚局限于如精馏塔、换热器等反应机理比较明确的化工单元,随着对一些化工单元复杂的反应机理的进一步掌握和计算机应用技术的进一步发展,采用数字仿真获得生产过程静态控制模型是一个比较方便有效的方法。

参 考 文 献

- [1] 潘裕焕,生产过程自动化中的数学模型,科学出版社,(1977年)。
 [2] 雷行之、陆恩锡、吴伯良,乙烯分离装置通用流程模拟系统,石油化工,1980年第1期 1—5,第2期 83—90。
 [3] 北京大学数力系概率统计组,正交设计法,石油化学工业出版社,(1976年)。
 [4] 中国科学院数学所数理统计组,回归分析方法,科学出版社,(1976年)。

APPLYING NUMERICAL SIMULATION TO OBTAIN STEADY-STATE CONTROL MODEL IN INDUSTRY PROCESS

QIAN JIXIN, WANG SHAOZHONG,
SONG ZHAOJUAN

(The Chemical Engineering Design Institute of Lanzhou Chemical Industry Company)

ABSTRACT

In this paper, taking the deethanizer as an example, a kind of steady-state control model is obtained by testing a mechanism model. Both the factorial experiment method and the stepwise regression method are used through simulation on a digital computer.

学术活动简讯

中国自动化学会电气自动化专业委员会 召开成立大会暨首届年会

中国自动化学会电气自动化专业委员会,于一九八二年十月六日至十一日在杭州召开成立大会暨首届年会,会议由委员会副主任委员沈安俊同志主持,主任委员杨竞衡同志致开幕词,副主任委员夏德铃同志在闭幕式上作了总结报告。学会副理事长张钟俊、常务理事李华天、理事胡汝鼎、霍梓荣及秘书长王洪宾等应邀到会。参加这次会议的共有一百五十九人,分别来自九十三个单位,有相当的广泛性和代表性。

会上共交流了一百零五篇论文,其中直流传动系统方面的论文二十四篇,交流传动系统方面的论文二十三篇,计算机应用方面的论文二十一篇,自控装置方面的论文十三篇,控制理论及其应用方面的论文二十一篇,还有可控硅装置的新型触发器方面的论文三篇。大会还邀请张钟俊、杨竞衡、李华天、王炎、胡亚光、卢骥等六同志分别作了“中国自动化技术发展概况及展望”、“国外电气自动化技术发展动向”、“微型计算机的局部地区网络及办公室自动化简介”、“美国普渡大学自动化专业教学与见闻”、“法国自动化专业教学及科研情况”、“瑞士 BBC 公司的概况和变频调速矢量控制”的专题报告。

会上交流的论文的特点是理论与实际结合得比较好,论文的作者不仅注意理论的正确性与严谨性,而且很注意实际效果和应用价值。总的来看,首届年会基本上反映了我国电气自动化技术工作者多年来辛勤劳动的成果,将促进我国电气自动化事业的发展。

专业委员会决定于一九八三年四季度召开直流传动学术交流会,征文到八三年六月底截止。

(刘元明)