

石油化工译文集

第五集

SHIYOU HUAGONG YIWENJI

石油烃的裂解(之一)

624.3

石油化学工业出版社

石油化工译文集

第五集

石油烃的裂解(之一)

北京石油化工总厂译
北京化工研究院情报室

石油化学工业出版社

内 容 提 要

这集共十篇文章,报道国外石油烃热裂解的基础研究情况,涉及工业乙烷馏份、丙烷、丙烯、正壬烷、轻质烃、石脑油、煤油、轻柴油、石蜡烃等的裂解动力学、模拟模型和最佳参数计算等方面的内容,可供从事石油化工的研究、设计、生产人员及有关大专院校师生参考。

这集译文多由北京石油化工总厂北京化工研究院的同志们译校,其中第2、5、6、7诸篇,由该厂设计院的同志翻译,研究院校订。

石油化工译文集

第五集

石油烃的裂解(之一)

北京石油化工总厂译
北京化工研究院情报室

*

石油化学工业出版社 出版

(北京和平里七区十六号楼)

石油化学工业出版社印刷厂 印刷

新华书店北京发行所 发行

*

开本 $787 \times 1092 \frac{1}{32}$ 印张 $5 \frac{3}{4}$

字数 124 千字 印数 1—4,800

1976年6月第1版 1976年6月第1次印刷

书号15063·化52 定价 0.47 元

出版者的话

为了配合我国石油化学工业蓬勃发展的大好形势，遵循毛主席“洋为中用”的伟大教导，我们试编了《石油化学工业译文集》，以期较及时地介绍符合国内需要的国外生产技术和工艺。将分专题不定期陆续出版。

本译文集专业范围暂定为：石油化工裂解分离技术与工艺、以石油或天然气为原料制取主要基本有机原料、三大合成材料的生产技术与工艺、石油化工中使用的催化剂、分析技术及三废处理等方面的文章。

由于我们的水平所限，缺点错误在所难免，敬希广大读者批评指正和大力支持。

目 录

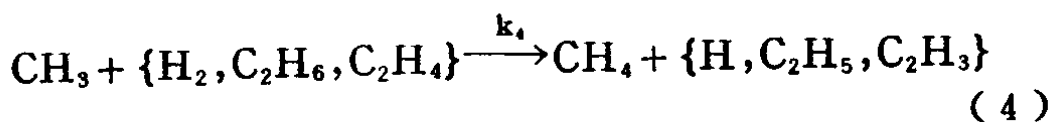
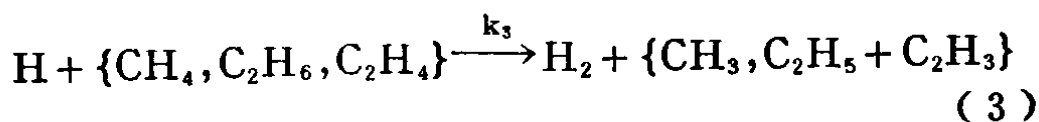
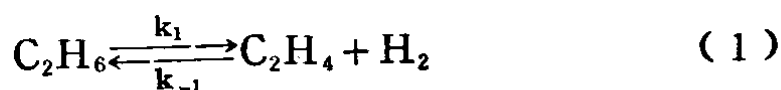
1. 工业乙烷馏份裂解的动力学模型·····	1
2. 丙烷热裂解反应速度式最佳速度参数的计算·····	16
3. 正壬烷的热裂解·····	32
4. 丙烯高温裂解动力学·····	51
5. 石蜡烃高温热裂解模型·····	68
6. 烃类热裂解反应的动力学模型·····	81
7. 轻质烃在常用操作条件下裂解的相对 速度和绝对速度·····	95
8. 管式反应器裂解轻柴油及其反应的模拟模型 ·····	125
9. 管式炉热裂解石脑油、煤油及轻柴油的 模拟模型 ·····	146
10. 计算机校核蒸汽裂解炉 ·····	163

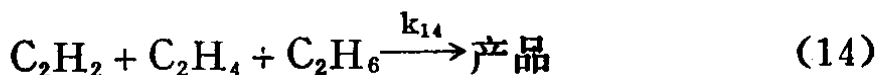
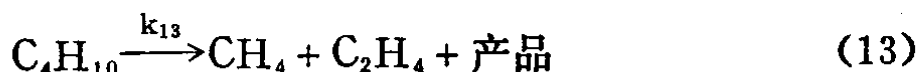
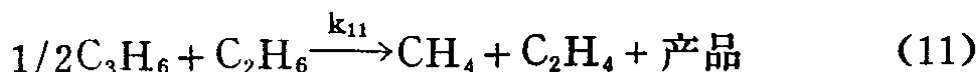
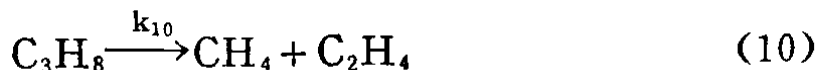
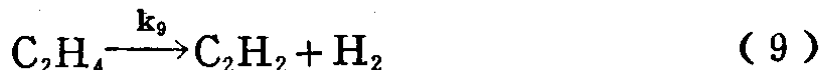
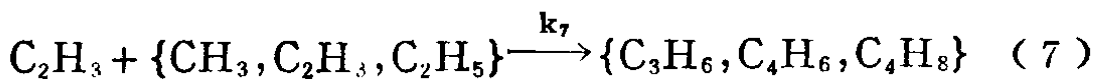
1. 工业乙烷馏份裂解的动力学模型

Р.А.Калиненко等

乙烯是石油化工的基础产品，其制取过程实施最佳化仍然是首要的任务。为此提出了一系列适宜于控制目的的裂解数学模型^[1~6]。更复杂的任务是建立适于解决最佳化设计的动力学模型。多数模型的主要缺点，在于它们都是以化学计量方程系统为基础建立的，而这些方程系统不是以真实的化学反应过程为基础，故不能反映产品生成的各条途径的相互复杂关系^[7~9]。

本工作试图以产品生成和裂解的游离基链式反应机理研究为基础，建立乙烷裂解动力学模型。





反应 (1)~(9) 为纯乙烷裂解过程, 描述纯乙烷裂解过程的上述反应的详细依据, 见文献^[10]。由于工业乙烷馏份中含有高级烃类杂质, 所以这些高级烃类的转化情况应在模型中加以考虑。

为确定模型参数, 采用了工业炉中研究乙烷馏份裂解动力学时得到的试验数据 (文献^[11] 中的试验 1, 3, 7, 9)。这些试验的原料中的乙烷含量为 75~95%, C_2H_4 1~20%, C_3H_8 0.8~2.4%, C_3H_6 1~3.8%, C_4H_{10} 0.5~1% (体积)。处理能力为 1700~2500 公斤/时原料烃, 水蒸汽用量为 186~628 公斤/时, 炉管内温度分布由辐射段入口的 890°K 逐步上升到炉管出口的 1110°K^[11]。

由于原料含有丙烷和丁烷杂质, 在模型中包括了这些烃类的裂解反应 (10)~(12)。此外, 在模型中还包括 C_4H_6 和 C_2H_2 的消失反应 (13) 和 (14)。 C_4H_6 和 C_2H_2 在裂解产物中的数量, 在高温下及乙烷转化率大时比较明显^[11]。

专门的动力学试验表明^[12], 在裂解丙烯和丁二烯与乙

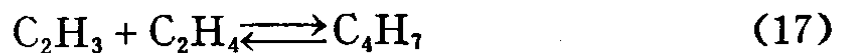
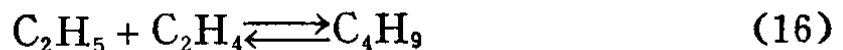
烷混合物时，裂解产物是甲烷和乙烯。这种情况在模型中有所考虑。 C_2H_2 和 C_4H_{10} 在反应区各点浓度较小 ($<0.5\%$)，因此未考虑反应 (11) 和 (14) 对生成各种产物的情况。

由于系统中 C_3H_8 、 C_3H_6 、 C_4H_{10} 、 C_4H_6 和 C_2H_2 的浓度较小，估计这些烃类的裂解不会明显地改变乙烷裂解生成的游离基浓度。上述烃类的裂解过程是用总反应式，而不是按照游离基链式反应式表示的。并且认为，除了 C_3H_6 外，在反应混合物中任意最终产物或中间产物的存在，都不影响所有高级烃的裂解速度。曾有人指出^[12]，当乙烷与丙烯混合物中的乙烷浓度提高时，丙烯裂解速度按下列近似公式增加，

$$V_{C_3H_6} = k_{12}[C_3H_6]^{1/2}[C_2H_6]$$

在写 C_3H_6 消失和由其产生 CH_4 和 C_2H_4 的反应 (11) 的速度时，已考虑了上述关系。同一文献还指出，丙烯对乙烷的裂解速度起抑制作用，在混合物中丙烯含量超过 5% 时，这种作用比较明显。因为在所有试验中丙烯含量均小于 4%，所以模型中不考虑丙烯对乙烷裂解的抑制作用。

模型中只考虑了由乙烷生成的 H 、 CH_3 、 C_2H_5 和 C_2H_3 游离基，而没有考虑下列反应生成的高级游离基，因为在 900~1110°K 左右温度下这些反应：



的平衡实际上全移向左边，并且与 H 、 CH_3 、 C_2H_5 和 C_2H_3 游离基浓度相比， C_3H_7 、 C_4H_9 和 C_4H_7 游离基的浓度很低。

系统中游离基浓度按下式计算：

$$[R] = \sqrt{\frac{k_2}{k_{\text{再化合}}} [C_2H_6]}$$

式中 $k_{\text{再化合}}$ ——游离基再化合反应的平均速度常数。

CH_3 , C_2H_5 , C_2H_3 的浓度以总游离基浓度的分数表示:

$$[\text{CH}_3] = \alpha_{\text{CH}_3} [\text{R}];$$

$$[\text{C}_2\text{H}_5] = \alpha_{\text{C}_2\text{H}_5} [\text{R}];$$

$$[\text{C}_2\text{H}_3] = \beta_{\text{C}_2\text{H}_3} [\text{R}] [\text{C}_2\text{H}_4].$$

而 H 原子浓度按下述稳定条件确定:

$$\frac{d\text{H}}{dt} = 0$$

$$[\text{H}] = \frac{\alpha_{\text{C}_2\text{H}_5} [\text{R}] k_8}{k_3 [\text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_2\text{H}_4 + \text{CH}_4]}$$

假定根据阿伦纽斯定律, α_{CH_3} 、 $\alpha_{\text{C}_2\text{H}_5}$ 和 $\beta_{\text{C}_2\text{H}_3}$ 参数取决于温度, 所以乙烷裂解模型将具有下列形式。

$$\begin{aligned} \frac{dn_1}{dl} = M \left[- (k_1 + k_2) \frac{n_1}{v} - n_1^{3/2} \left(\frac{a_1}{v^{1/2} (N - n_3)} \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{a_2}{v^{3/2}} \right) + k_{-1} \frac{n_2 n_3}{v^2} \right] \end{aligned} \quad (\text{I})$$

$$\begin{aligned} \frac{dn_2}{dl} = M \left[k_1 \frac{n_1}{v} + n_1^{1/2} \left(\frac{a_1}{v^{1/2}} - \frac{a_1 n_2}{v^{1/2} (N - n_3)} \right. \right. \\ \left. \left. - a_2 \frac{n_2}{v^{3/2}} \right) - k_{-1} \frac{n_2 n_3}{v^2} + k_{11} \frac{n_6^{1/2} n_1}{v^{3/2}} \right. \\ \left. + k_{10} \frac{n_5}{v} + \frac{1}{2} k_{13} \frac{n_7}{v} \right] \end{aligned} \quad (\text{I})$$

$$\frac{dn_3}{dl} = M \left[k_1 \frac{n_1}{v} + a_1 \frac{n_1^{1/2}}{v^{1/2}} - k_{-1} \frac{n_2 n_3}{v^2} \right] \quad (\text{II})$$

$$\frac{dn_4}{dl} = M \left[n_1^{1/2} \left(a_2 \frac{(N - n_4)}{v^{3/2}} - a_1 \frac{n_4}{v^{1/2} (N - n_3)} \right) \right]$$

$$+ k_{11} \frac{n_6^{1/2} n_1}{v^{3/2}} + k_{10} \frac{n_5}{v} + \frac{1}{4} k_{13} \frac{n_7}{v} \Big] \quad (\text{IV})$$

$$\frac{dn_5}{dl} = M \left[a_3 \frac{n_1}{v} - k_{10} \frac{n_5}{v} - a_1 \frac{n_1^{1/2} n_5}{v^{1/2} (N - n_3)} \right] \quad (\text{V})$$

$$\frac{dn_6}{dl} = M \left[a_4 \frac{n_1 n_2}{v^2} - k_{11} \frac{n_1 n_6^{1/2}}{v^{3/2}} \right] \quad (\text{VI})$$

$$\frac{dn_7}{dl} = M \left[a_5 \frac{n_1 n_2^2}{v^3} - k_{13} \frac{n_7}{v} \right] \quad (\text{VII})$$

$$\frac{dn_8}{dl} = M \left[a_6 \frac{n_1}{v} - k_{12} \frac{n_8}{v} \right] \quad (\text{VIII})$$

$$\frac{dn_9}{dl} = M \left[k_9 \frac{n_2}{v} - k_{14} \frac{n_9 (n_1 + n_2)}{v^2} \right] \quad (\text{IX})$$

式中, $n_1 = \text{C}_2\text{H}_6$, $n_2 = \text{C}_2\text{H}_4$, $n_3 = \text{H}_2$, $n_4 = \text{CH}_4$, $n_5 = \text{C}_3\text{H}_8$, $n_6 = \text{C}_3\text{H}_6$, $n_7 = \text{C}_4\text{H}_6$, $n_8 = \text{C}_4\text{H}_{10}$, $n_9 = \text{C}_2\text{H}_2$ (克分子/克分子原料); $M = 0.785d^2/g$; d 和 l ——炉管的内径和长度 (米); g ——原料处理量 (克分子/小时);

$$v = \frac{NRT}{P}, \text{ 米}^3/\text{克分子};$$

$$N = \sum_{j=1}^n n_j + n_{\text{H}_2\text{O}}, \text{ 克分子/克分子原料};$$

$R = 0.082057 \text{ 米}^3 \cdot \text{大气压}/\text{度} \cdot \text{公斤} \cdot \text{克分子}$ ——气体常数;

$P = \text{压力, 大气压}$; T ——气流温度, $^{\circ}\text{K}$ 。

基元反应速度常数 k_i 以 k_c 形式给出。一级反应 k_i 的因次——小时 $^{-1}$, 二级反应 k_i 的因次——公斤·克分子 $^{-1} \cdot \text{米}^3 \cdot \text{小时}^{-1}$ 。

k_i 和温度的关系由方程 $k_i = A_i \exp \cdot (-E_i/RT)$ 确定。式中 A_i 和 E_i 分别为基元反应 i 的指前因子和反应活化能。 k_i

值按 $k_{-1}=k_1 \cdot k_p$ 关系式计算, 式中 k_p ——反应(1)平衡常数。

$k_p = \exp(15.01 - 16900/T + 1.33 \cdot 10^{-3}T^{-3} - 3.132 \cdot 10^{-7}T^2)$ 。通过 a_i 表示常数的复合关系:

$$a_1 = k_8 \alpha_{C_2H_5} \sqrt{\frac{k_2}{k_{\text{再化合}}}}$$

$$a_2 = k_4 \alpha_{CH_3} \sqrt{\frac{k_2}{k_{\text{再化合}}}}$$

$$a_3 = \frac{k_5 k_2}{k_{\text{化合}}} \alpha_{CH_3} \alpha_{C_2H_5}$$

$$a_4 = k_7 \frac{k_2}{k_{\text{再化合}}} \beta_{C_2H_5} \alpha_{CH_3}$$

$$a_5 = \frac{k_7 k_2}{k_{\text{再化合}}} \beta_{C_2H_5}^2$$

$$a_6 = k_6 \frac{k_2}{k_{\text{再化合}}} \alpha_{C_2H_5}^2$$

考虑到上述情况, a_i 取决于温度:

$$a_i = A_i \exp \cdot (-E_i/RT)$$

根据模型按试验数据计算了参数 A_i 、 A_i' 、 E_i 、 E_i' 。用“明斯克-2”型电子计算机进行计算, 对测定值 $\overline{n_{i,j}}$ 和计算值 $n_{i,j}$ 的相对误差以最小二乘法处理, 其中 $\overline{n_{i,j}}$ 为沿炉管长的取样点 i 上 j 组份含量的测试值(克分子/克分子原料); $n_{i,j}$ 为上述值的计算值。同时计算大量未知参数(在所研究的情况下有28个参数)有一系列困难, 这类困难系由于在 A_i 、 E_i 空间中最小化函数 F 的所谓“峡谷型式”所引起的^[13]。而最为困难的是对方程(I)~(Ⅴ)右边的总平衡中相对份数不大的项的参数进行准确计算。

在用 $B_i = A_i \exp(-E_i/RT)$ 代替变量 A_i ，用结构相同的 B_i' ($T_{CP} = 1000^\circ K$) 代替 A_i' 时， F 向最小值的收敛性有所改进。这样，从算式

$$\min_{B_i, E_i} \sum \left(\frac{\bar{n}_{i,i} - n_{i,i}}{n_{i,i}} \right)^2$$

就可求出最小值 F 或 B_i, E_i 。相对误差平方和达最小值的程度，应以近似计算曲线之能否和所测产物浓度相对较小值满意地符合来衡量。

为求得 $F_{\text{最小}}$ ，采用沿座标下降和改善梯度综合方法的程序^[14]。要非常精确地求得最小值需要很长的计算时间。进入 $F_{\text{最小}}$ 邻域的标志，是最小化过程收敛实质上已变缓慢和 $\frac{\partial F}{\partial B_i} = 10^{-2} \sim 10^{-4}$ ， $\frac{\partial F}{\partial E_i} = 10^{-4} \sim 10^{-6}$ 。

表内列出求得的 E_i 、 E_i' 、 A_i 、 A_i' 诸参数值， $\bar{n}_{i,i}$ 与 $n_{i,i}$ 均方相对误差 $\bar{\sigma}_i$ 和绝对误差 σ_i 以及参数 E_i 和 E_i' 的均方误差—— σE_i 、 $\sigma E_i'$ 。表中还列有参数 k_i 和 a_i 的活化能预计值。 k_1 、 k_2 、 k_9 、 k_{10} 、 k_{11} 、 k_{12} 、 k_{13} 、 k_{14} 值是各基元反应的速度常数，相应活化能的计算并不困难。除了基元反应速度常数外，乘积 a_i 中包括 α_{CH_3} 、 $\alpha_{C_2H_5}$ 和 $\beta_{C_2H_5}$ 值，为了确定参数 a_i 的活化能，必须知道 α_{CH_3} 、 $\alpha_{C_2H_5}$ 、 $\beta_{C_2H_5}$ 与温度的关系，这种关系决定于相应游离基的生成和消失反应速度常数关系。

如果在试验条件下游离基 CH_3 、 C_2H_5 、 C_2H_3 的浓度达到稳定值，那么，当这些游离基按照 (4) 取代反应而消失时， $E\alpha_{CH_3} = 30$ 仟卡/克分子，并且假若游离基 CH_3 主要是与其他游离基发生再化合作用而消失时，则 $E\alpha_{CH_3} = 0$ ；若游离基 C_2H_5 和 C_2H_3 消失的主要方式是按照反应 (5)~(7) 裂

解和再化合作用, 则 $E\alpha_{C_2H_5} = -25$ 仟卡/克分子, $E\alpha_{C_2H_5} = -35$ 仟卡/克分子。

表中没有标示指前因子均方误差 σ_{A_i} , 因其通过等式 $\frac{\sigma_{E_i}}{RT_{CP}} \approx \frac{\sigma_{A_i}}{A_i}$ 与相应 σ_{E_i} 关联。此近似等式有点类似 $\frac{\Delta E_i}{RT_{CP}} \approx \frac{\Delta A_i}{A_i}$, 并且可由文献^[15, 16]中提出的判定条件 $\frac{\sigma_K}{K} < \alpha < 0$ 和下列关系式导出:

$$\begin{aligned}\sigma_K^2 &\approx \left(\frac{\partial K}{\partial A}\right)^2 \sigma_A^2 + \left(\frac{\partial K}{\partial E}\right)^2 \sigma_E^2 \\ &= [\exp(-E/RT)]^2 \left[\sigma_A^2 + \left(-\frac{A}{RT}\right)^2 \sigma_E^2 \right]\end{aligned}$$

等式在 $E_{\text{最小值}}$ 相当广泛的范围内均能成立。

根据已知文献数据, 一般反应(1)~(14)的反应速度常数随温度而变化, 相应活化能为: $E_1=80\sim 90$; $E_2=84$; $E_3=8$; $E_4=14$; $E_5=E_6=E_7=0$; $E_8=40$; $E_9=86$; $E_{10}=70$; $E_{11}=60$; $E_{12}=65$; $E_{13}=60$; $E_{14}=50$ (仟卡/克分子)。

根据这些活化能数据计算出表中所列参数 a_i 的活化能的预计值。

根据 E_i 和 E_i' 活化能计算值与预计值的比较结果, 来检验所建立的模型与真实反应机理相适应的情况。

指前因子 A_i 和 A_i' 的计算值和预计值的比较没有意义, 因为不同文献报道的反应常数 k_i 的指前因子 A_i 值, 误差达几个数量级, 而活化能数值的误差则很小, 一般不超过 15~25%。

由表中数据可以看出, 多数情况下 (E_2' 、 E_3' , 和 E_5' 除外) E_i 和 E_i' 计算值与预计值基本符合。

参数值 A_i^* , A_i' , E_i , E_i' (仟卡/克分子), 预计值 E_i , E_i' 以及 σ_i , σ_i' , σ_{E_i} 和 $\sigma_{E_i'}$ ①

i	E_i	预计值 E_i	A	σ_i'	j'	E_i'	预计值 E_i'	A_i'	σ_{E_i}	n_i	σ_i
1	74.681	80.0	0.36398×10^{18}	0.40799×10^5	1	35.686	50—80	0.22987×10^{10}	0.56094×10^4	C_2H_6	0.03027
2	69.872	80.0	0.15791×10^{18}	0.16348×10^5	2	00.000	44—84	0.28731×10^{24}	0.99738×10^4	C_2H_4	0.03749
9	80.604	86.0	0.14136×10^{19}	0.16216×10^5	3	103.812	50—80	0.12467×10^{24}	0.27129×10^5	H_2	0.02693
10	62.262	70.0	0.28360×10^{17}	0.63472×10^4	4	56.658	50—80	0.77011×10^{16}	0.93616×10^4	CH_4	0.01110
11	67.658	60.0	0.56145×10^{18}	0.70402×10^4	5	116.912	20—80	0.24260×10^{31}	0.11047×10^5	C_3H_8	0.001185
12	45.140	60.0	0.27847×10^{14}	0.39294×10^5	6	43.766	—	0.40251×10^{11}	0.45080×10^5	C_3H_6	0.003715
13	74.778	60.0	0.15748×10^{20}	0.19041×10^5	—	—	—	—	—	C_4H_6	0.001735
14	67.176	50.0	0.68657×10^{20}	0.14373×10^5	—	—	—	—	—	C_4H_{10}	0.000417
										C_2H_2	0.000244

* A_i 的因次与相应反应速度常数的因次是一致的。

分析表中所引绝对误差 σ_i 和相对误差 $\overline{\sigma_i}$ 表明, 以绝对误差比较某一组份近似值的质量是不方便的, 这是由于各种产品浓度的绝对值本来就不相同。而以相对误差 $\overline{\sigma_i}$ 进行分析比较较为方便。由表看出, σ_i 值非常大, 平均约为 0.2。其余丁二烯和乙炔分布近似值偏差很大。有理由认为, 所建立的模型不能满意地反映丁二烯生成和转化的机理。

看来, 近似法的缺点不仅与模型个别部份的不完善有关, 而且与高温工业过程得出的观察结果很不准确有关。供试验用原材料的体积非常有限, 在这种情况下, 很难期望常数的计算值与理论值符合, 所以在相同模型情况下, 计算的参数可信程度也较差。

计算表明, 当 F 值变化 5~10%, 未知参数可以改变 1.5~2 倍, 这与 F 最小值很不精确有关。因此, 不一定将那些 F 达到最小值时的数值作为最终参数值。当观察的总近似值在合理的范围内恶化时, 可从信任区选择其它复合参数。

根据所得的 E_2' 、 E_3' 和 E_4' 可以得出结论: 即由参数 a_2 、 a_3 和温度关系求得的 $E\alpha_{\dot{C}H_3}$ 值接近于 30 仟卡/克分子。

这证明在所研究系统中游离基 CH_3 消失的主要途径是取代反应 (4)。

由参数 a_1 和 a_3 的温度关系求出 $E\alpha_{C_2H_5}$ 接近于 -20 仟卡/克分子。表明在所研究条件下, 游离基 C_2H_5 基本上按反应 (8) 裂解, 并按反应 (5)~(7) 再化合。按所得的 E_4' 和 E_5' 值, 来计算 $E\beta_{C_2H_5}$ 的值, 是得不到一致的结果的。

图 1 示有 (I) 式中各被加项 (代表各种反应对乙烯的生成和消失的情况) 沿炉管长度变化的动力学数据。

从所引数据可以看出, 乙烯的生成主要是按反应 (8) 以游离基链式反应进行。反应 (1) 在 C_2H_4 生成反应和 C_2H_4

加氢使其消失的可逆反应中的作用不大。

应当指出，如 A_iE_i 以某种程度互相重复，并且以相似方式影响曲线的同一区域（在较窄的温度范围内），在此意义上讲，待计算的各个参数是相互有关系的。

在所进行的工作过程中，证实了所有计算的参数是密切相关联的。改变产品的生成和裂解途径，例如，不仅从(I)~(X)式的右边引入（或者取消）某特定被加项，而且改变任意一项的浓度关系，皆能对一系列参数值和被加项产生很大的影响。

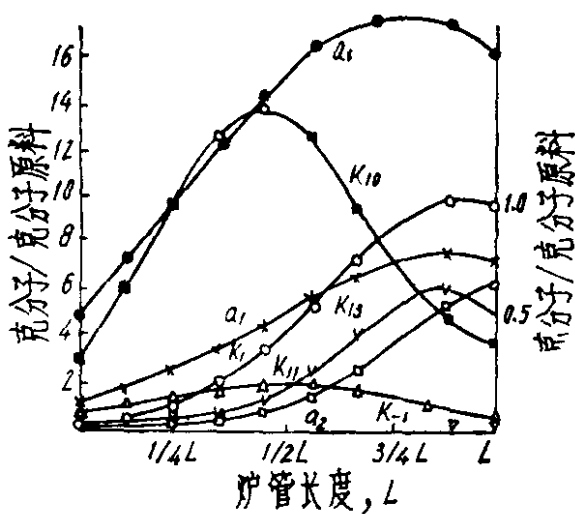


图 1 在试验9⁽¹¹⁾条件下，
(II)式各被加项沿反应管
长 ($L=228$ 米) 的变化

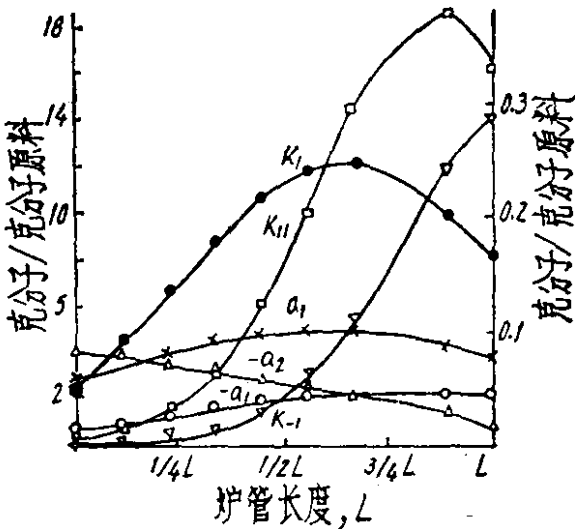


图 2 在试验9⁽¹¹⁾条件下，
原模型中 (II) 式的特定被
加各项沿炉管长度的变化

图 2 为乙烯的各种生成和消失反应的相对作用的数据（按原模型计算）。原模型与本工作提出的最后模型不同点是其中缺少生成和消失乙炔的反应(9)和(14)，并且未考虑由丁二烯和丙烯生成乙烯的反应以及乙烷对丙烯裂解的加速影响，即 C_3H_6 裂解和由其生成 C_2H_4 和 CH_4 的速度，可列成

$\frac{k_{10}n_6}{v}$ 项。

由图 2 可以看出, 根据这个模型, 生成乙烯的基本途径是乙烷按分子反应 (1) 裂解, 且通过乙烷生成丙烯的中间步骤, 这与乙烷裂解机理的试验数据不符。

按此模型得到的计算值 E_1, E_1' , 实质上与理论值不一致, E_2 的计算值为负值。

因此, 认为原模型是不适用的, 需要进行修正。看来, 评价产品生成或消失的各个步骤的相对作用, 仅在模型参数的计算值与可靠的理论评价很好地符合情况下, 才可以认为

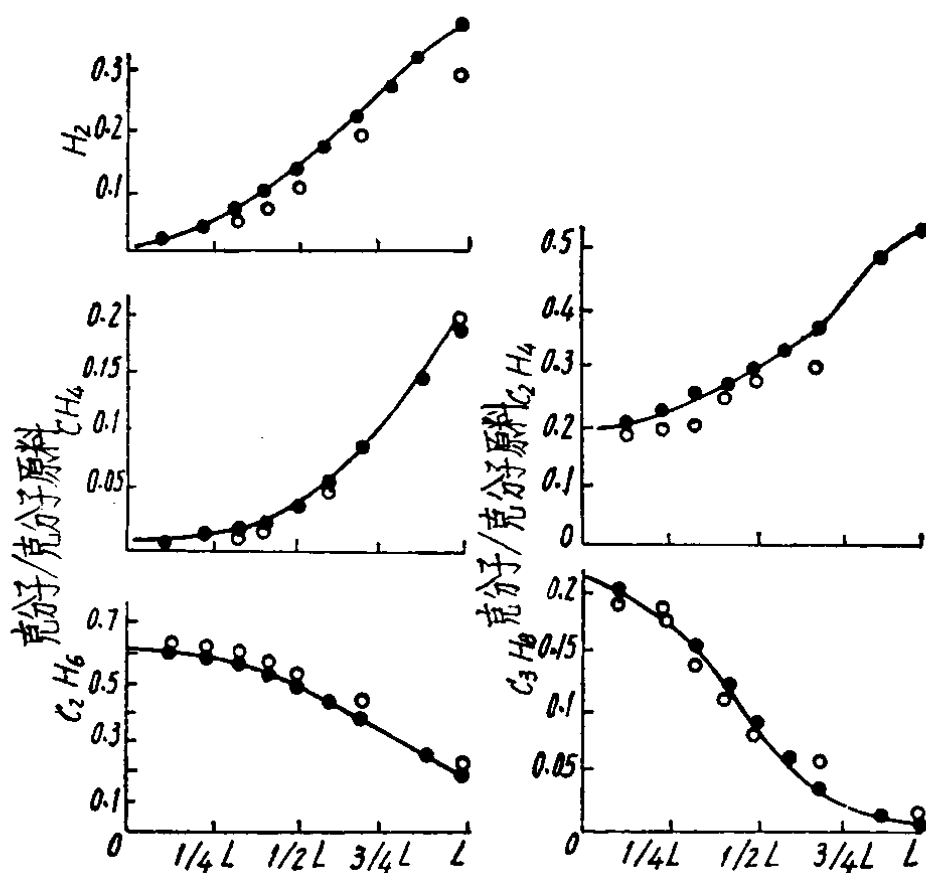


图 3 沿炉管长度 l 的组份分布 (在试验 9⁽¹¹⁾ 条件下)

○—试验数据; ●—计算值