

石油化工设计

石油化工工艺设计
实用参考手册

蔡大琴 编

中国石化总公司石油化工设计情报中心站

内 容 提 要

本手册从实用出发，具体地介绍了虚拟组份的求取；物性关联计算（及快速估算）；主要设备工艺计算中的图解快速计算法和辅助设备的计算实例；热补偿及管架荷载分析；节能途径与环保要求；以及技术经济分析等等。并对系统工艺计算的有关专著做了涉及性的介绍。

• 本手册可供石油化工厂设计人员及技术人员参考，也可供厂办职工大学及电大有关专业师生参考。

编 者 的 话

编者在从事石油化工工艺设计及技术管理的20余年中，深感刚涉足于此项工作的新手，特别是厂矿级设计院(室)的工艺设计师们，在资料短缺、方法欠熟练的情况下，面对设计任务，很希望得到一本能给予具体指导的实用手册。同时，厂矿的生产技术人员，欲对工艺生产进行核算、调整、改造、挖潜，也希望有一本简明的资料参考。有鉴于此，编者在中国石化总公司石油化工设计情报中心站和配管设计技术中心站的鼓励与支持下，编写了此手册。其中附录《投资项目经济效益分析》系由曲柳助理经济师编写，耿继昌经济师审核。

本手册由李航飞工程师审核，郁祖庚高级工程师审定，在此一并致谢。

祈望这本小手册能发挥它应有的作用，并恳切希望读者给我们提出宝贵意见。

1987年

目 录

第一章 虚拟组份

- 第一节 虚拟组份的提出..... (1)
- 第二节 虚拟组份的求取实例..... (1)

第二章 物性数据求取实例

- 第一节 油品一般物性参数的关联估算..... (3)
 - 1. Winn油品物性列线图..... (3)
 - 2. 石油馏份平均沸点的求取实例..... (3)
 - 3. 三大蒸馏曲线的相互换算..... (5)
 - 4. 石油馏份平衡蒸发曲线绘制实例..... (6)
 - 5. R-D法油品物性关联估算..... (8)
- 第二节 粘度的估算..... (12)
 - 1. 粘度的单位和影响因素..... (12)
 - 2. 低压纯气体粘度的估算..... (12)
 - 3. 低压下气体混合物的粘度估算..... (13)
 - 4. 组份未知的烃类气体混合物的粘度估算..... (15)
 - 5. 气体粘度的压力校正..... (15)
 - 6. 液体粘度与温度、压力的关系..... (16)
 - 7. 汽、液混相的混合粘度求法..... (19)
- 第三节 临界性质及压缩系数..... (21)
 - 1. 临界性质..... (21)
 - 2. 压缩系数..... (21)
- 第四节 汽、液混相的混合密度求法..... (22)
- 第五节 石油馏份表面张力的估算..... (23)
 - 1. 动态和静态表面张力对照表..... (23)
 - 2. 石油馏份表面张力计算实例..... (24)

第三章 设备的工艺计算

- 第一节 蒸馏..... (25)
 - 1. 精馏原理及板式蒸馏塔简述..... (25)
 - 2. 塔型选择的原则..... (26)
 - 3. 油品分馏塔塔板数的推荐数据..... (26)
 - 4. 多组份分馏塔塔板数的图解法..... (28)

5. 多组份分馏塔物料平衡的计算提示及实例	(25)
6. 计算浮阀数的简化公式	(32)
第二节 汽、液相平衡方程计算实例	(32)
1. 泡点方程计算实例	(32)
2. 露点方程计算实例	(34)
3. 部份汽化方程计算实例	(34)
4. 含氢物料高压下的汽液平衡计算浅议	(35)
第三节 传热	(36)
1. 操作中气体结垢热阻的快速估算法	(36)
2. 气体传热系数图解快速估算法	(37)
3. 加热炉烟气露点温度图解计算法	(38)
4. 加热炉烟气热损的快速估算	(40)
5. 加热炉烟气氧含量与过剩空气的关联估算	(40)
第四节 辅助设备的工艺计算及选用	(40)
1. 泵的选用要点	(40)
2. 容器的工艺设计	(41)
3. 蒸汽喷射器设计要点	(46)
4. 常用小型设备的选用	(50)
附: 通用常数	(50)

第四章 节能与环保

第一节 蒸汽的有效能分析法	(51)
1. 有效能的概念	(51)
2. 蒸汽有效能的状态值	(51)
第二节 开拓节能途径举例	(53)
1. 排放气的回收利用及减少排放量	(53)
2. 拱顶汽油罐改为软密封内浮顶汽油罐	(53)
3. 催化裂化装置采用催化燃烧技术	(53)
4. 锅炉使用乳化燃料油	(54)
5. 燃油锅炉连续排污余热的利用	(54)
6. 控制工艺加热炉的过剩空气	(54)
7. 改革工艺、降低能耗	(54)
8. 改进控制方式以节约能量	(56)
9. 机泵方面的节电	(57)
10. 搞好水质稳定和设备防腐	(57)
第三节 单位能耗计算实例	(57)
第四节 环境保护	(58)
1. 总则	(58)
2. 可行性研究报告中环保篇内容规定	(58)

3. 扩初设计中环保篇内容规定·····	(58)
4. 改革工艺、综合治理·····	(58)

第五章 管线热补偿及荷载牵制系数

第一节 管线热补偿简易判断式的应用 ·····	(62)
1. 管线的热胀·····	(62)
2. 工艺装置内管线热补偿注意事项·····	(64)
3. 管线热补偿简易判断式的应用·····	(64)
第二节 工艺管架荷载分析 ·····	(67)
1. 垂直荷载·····	(67)
2. 沿管线轴线方向的水平荷载·····	(67)
3. 与管线轴线方向交叉的侧向水平荷载·····	(67)
第三节 牵制系数的提出与应用 ·····	(67)
1. 牵制系数的提出·····	(67)
2. 试验方法及数据分析·····	(68)
3. 合理的管线敷设方式·····	(69)
4. 推荐选用的牵制系数值·····	(69)

第六章 工程费用估算及几点建议

第一节 工程费用估算 ·····	(71)
1. 工程费用估算的目的·····	(71)
2. 工程费用估算·····	(71)
第二节 几点建议 ·····	(73)

附录：投资项目经济效益分析····· (74)

一、投资费用的估算·····	(75)
二、固定资产概念及其折旧的计算方法·····	(75)
三、成本估算方法·····	(76)
四、经济指标计算与分析·····	(76)
五、不确定性分析·····	(81)
六、从市场、资金和投入产出观念出发，权衡项目利弊关系·····	(83)

第一章 虚拟组份

第一节 虚拟组份的提出^[1]

碳氢化合物纯组份(以下简称纯烃)的理化性质可以由一系列准确的数字来描述。可是,石油馏份则系相当复杂的碳氢化合物混合物,它的物性关联图只是从相当有限的实验数据中得到的,无论原料性质或实验设备和条件,都相当局限,因此不可能适用于千变万化的各种油料,更不能适用于日益发展的电算。

早在30年代,就有人提出了“虚拟组份”(或假组份)的概念。他们指出复杂混合物如石油馏份(包括原油,下同)的组成,通常表示为一条实沸点蒸馏曲线,这可以看作作为一种有限数目的、精确切割的、窄馏份的混合物。每一个窄馏份均可视为一个纯组份,称作“虚拟组份”。这样,一个复杂混合物,就可看成为由一定数量的虚拟组份构成的虚拟多元混合物,从而可以应用多元系汽-液平衡的各种计算方法,对石油馏份进行汽-液平衡和精馏的手算或电算。在设计计算中,先将石油馏份的实沸点曲线切割成适宜数量的窄馏份,再将每一个窄馏份当作与其相同或相近的纯烃(常用正构烷烃)来处理,以求得石油馏份的物理参数。

至于将窄馏份虚拟成某个纯烃的具体做法,则是先求出该窄馏份的平均沸点(严格地讲,应通过图解积分求定,方便的做法是取该窄馏份沸程的中点作为平均沸点),然后选出沸点与此平均沸点相同或相近的纯烃。

窄馏份的宽度愈阔,则其物理性质与具有同样沸点的纯烃的性质相差就愈大,从而平衡汽化计算的准确度就愈低。窄馏份切割的适宜宽度为 20°C 左右,具体做法是将石油馏份的终馏点和初馏点差值除以20取整,即得适宜的窄馏份数(为计算方便,一般取10~20个窄馏份)。

第二节 虚拟组份的求取实例

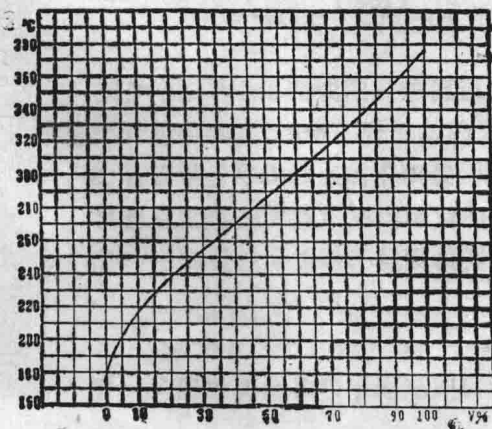


图1 实沸点蒸馏曲线图

例1 已知油品的实沸点蒸馏数据如下,求取虚拟组份。

V%	0	10	30	50	70	90	100
t, °C	175.5	216.5	253.5	285.9	317.9	355	378

解: ①按给出的实沸点蒸馏数据绘制 $t-v$ 曲线图(见图1)。

②求切割窄馏份的适宜数目:

$$\frac{t_{KK} - t_{HK}}{20} = \frac{378 - 175.5}{20} = 10.125$$

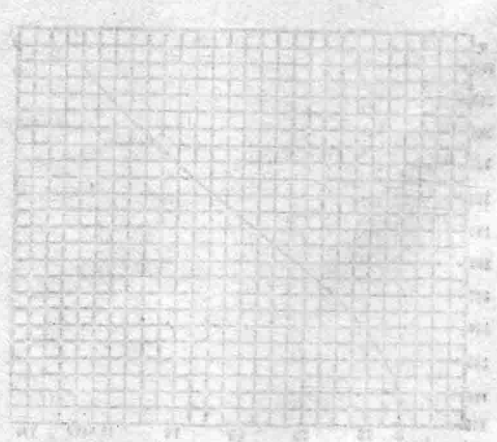
式中: t_{HK} ——初馏点, $^{\circ}\text{C}$;

t_{KK} ——终馏点, $^{\circ}\text{C}$ 。

本题取窄馏份数为10个。

③切割虚拟组份。据上述②求得的数目将该虚拟组份切割成10个窄馏份如下表：

序号	窄馏份沸程 °C	虚拟组份平均沸点 °C	V% (对原料油)	累积馏出率 V%
1	175.5~190	182.75	1.0	1.0
2	190~210	200	4.0	5.0
3	210~230	220	6.5	11.5
4	230~250	240	9.5	21.0
5	250~270	260	12.5	33.5
6	270~290	280	12.5	46.0
7	290~310	300	13.0	59.0
8	310~330	320	12.0	71.0
9	330~350	340	11.5	82.5
10	350~378	364	17.5	100



第二章 物性数据求取实例

在石油化工的物料平衡、热平衡、相平衡,以及传热、传质、水力输送等计算中,都要用到有关的热力学物性参数和传递物性参数。

上章已提到,纯组份的理化性质可以由一系列准确的数字来描述。这些数据均已较全面地载于各种手册和图表中。但石油馏份(或广义的称碳氢化合物的混合物)的理化性质,则需在一定的条件下进行实验测定。在设计电算中,一般处理成虚拟组份输入求解;而在生产核算和设计手算中,大多采用便捷的关联估算法。本章仅据国内外文献及实际计算体会做一概括介绍。

第一节 油品一般物性参数的关联估算

1. Winn油品物性列线图^[2]

Winn根据实验数据将石油馏份的物性与其比重及中平均沸点相关联,绘制了列线图(图2)。如已知油品的比重和恩氏蒸馏数据,则可先求出中平均沸点 t_{ME} ,将比重和中平均沸点两点连线,与其它各线的交点,即为需求的物性数据。

中平均沸点 t_{ME} 的定义为:

$$t_{ME} = t_v + 1.1 - \frac{5}{9} \left[\frac{1.8(t_{90} - t_{10})}{172.4 + 0.135t_v} + 1.5 \right]^3$$

式中: t_v —恩氏蒸馏曲线的体积平均沸点, °C;

t_{90} 及 t_{10} —分别为恩氏蒸馏的90%和10%馏出温度, °C。

对于窄馏份, t_{ME} 等于恩氏蒸馏的50%馏出温度。

图2中高发热值系假定油品中不含硫、氮、水份及灰份而得出。在热平衡和燃烧计算中,常使用低发热值,其换算关系为:

$$Q_{低} = Q_{高} - \frac{4611}{C/H} - 5.56 \times \text{wt}\% (\text{H}_2\text{O})$$

据介绍, Winn列线图的热值误差小于1%; 虚拟临界压力的误差约为5%; 汽化潜热的数值比计算值约高1.5%; 分子量的误差约为1~3%。

2. 石油馏份平均沸点的求取实例^[3、4、5]

根据恩氏蒸馏的体积平均沸点和斜率来求得其它平均沸点(图3)。

例1 已知某油品的恩氏蒸馏数据如下, 求其各种平均沸点。

馏出体积, V%	10	30	50	70	90
馏出温度, t°C	54	84	108	135	182

解: ①恩氏蒸馏体积平均沸点 t_v 为:

$$t_v = \frac{t_{10} + t_{30} + t_{50} + t_{70} + t_{90}}{5}$$

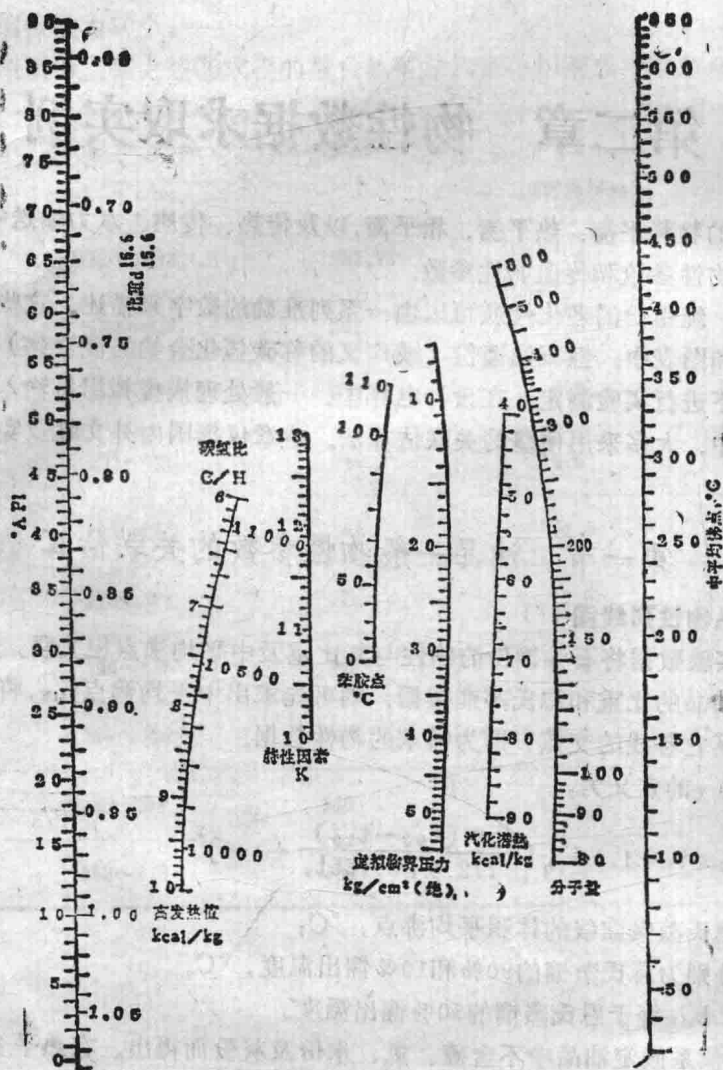


图2 Winn列线图

$$= \frac{54+84+108+135+182}{5} = 112.6^{\circ}\text{C}$$

$$\text{恩氏蒸馏曲线斜率} = \frac{182-54}{90-10} = 1.6^{\circ}\text{C}/\%$$

②由图3查得重量平均沸点、实分子平均沸点、立方平均沸点和中平均沸点的校正 值 各 为 +4.5、-18、-4.1、-11， 则：

$$t_{\text{重}} = 112.6 + 4.5 = 117.1^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{分}} = 112.6 - 18 = 94.6^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{立}} = 112.6 - 4.1 = 108.5^{\circ}\text{C}$$

$$t_{\text{中}} = 112.6 - 11 = 101.6^{\circ}\text{C}$$

$$\text{或 } t_{\text{中}} = \frac{94.6 + 108.5}{2} = 101.6^{\circ}\text{C}$$

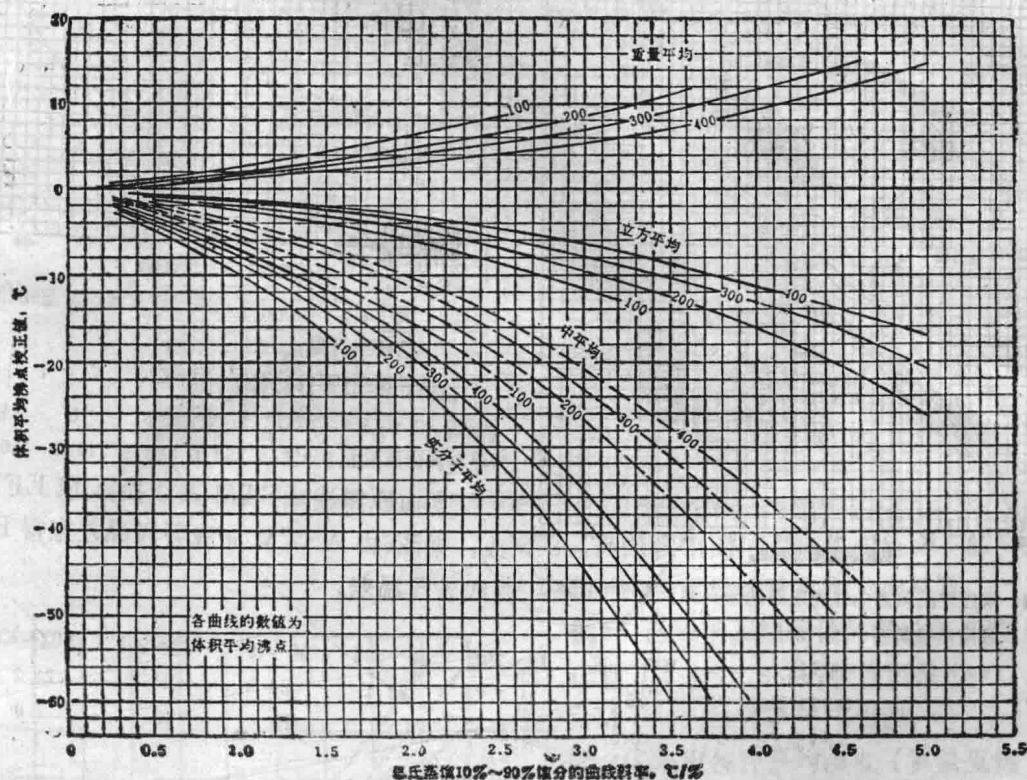


图3 平均沸点温度校正图

3. 三大蒸馏曲线的相互换算

三大蒸馏曲线是指恩氏蒸馏曲线 (ASTM)、实沸点蒸馏曲线 (TBP)、平衡汽化曲线 (EFV)。

例2 已知油品的恩氏蒸馏数据如下, 进行三大蒸馏曲线相互换算。

馏程, V%	HK	10	30	50	70	90	95	KK	
温度, t/°C		205	230	249	270	292	319	330	336

解: ①对沸点大于246°C的馏份, 按下式进行裂化校正:

$$\log D = 0.00852t - 1.691 \quad t_{\text{校}} = t + D$$

V%	HK	10	30	50	70	90	95	KK	
t, °C		205	230	249	270	292	319	330	336
D, °C	/	/	2.7	4.1	6.3	10.6	13.2	14.8	
t _校 , °C		205	230	251.7	274.1	298.3	329.6	343.2	350.8

②由ASTM曲线换算TBP曲线: 据图4由ASTM曲线各段温差查得TBP曲线各段温差:

曲线段	HK~10%	10~30%	30~50%	50~70%	70~90%	90~KK
ASTM温差, °C	25	21.7	22.4	24.2	31.3	21.2
TBP温差, °C	41	37.0	32.4	32.0	37.1	23.0

据图5由ASTM 50%点温度274.1°C, 查得TBP 50%点温度为 274.1 + 11.8 = 285.9°C

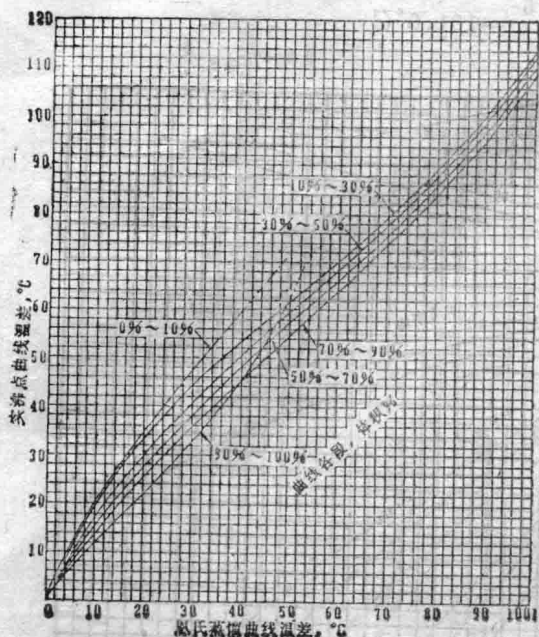


图4 常压恩氏蒸馏曲线各段温差与真沸点蒸馏曲线各段温差换算图

曲线段	HK~10%	10~30%	30~50%	50~70%	70~90%	90%~KK
ASTM温差, °C	25	21.7	22.4	24.2	31.3	21.2
EFV温差, °C	10.7	12.4	12.0	12.2	16.2	7.0

恩氏蒸馏曲线10~70%斜率为： $\frac{298.3-23.0}{70-10} = 1.14^{\circ}\text{C}/\%$

据图7由ASTM10~70%斜率及50%点温度查得EFV50%点温度为：

$$274.1 + 2.8 = 276.9^{\circ}\text{C}$$

从而算出EFV各点温度：

馏程, V%	HK	10	30	50	70	90	KK
温度, °C	241.8	252.5	264.9	276.9	289.1	305.3	312.3

将换算出的三大蒸馏数据汇总如下：

馏程, V%	HK	10	30	50	70	90	KK
ASTM, °C	205	230	251.7	274.1	298.3	329.6	350.8
TBP, °C	175.5	216.5	253.5	285.9	317.9	355	378
EFV, °C	241.8	252.5	264.9	276.9	289.1	305.3	312.3

以馏出体积V%为横座标，以馏出温度t°C为纵座标，据以上数据作出该油品的三大蒸馏曲线图。

4. 石油馏份平衡蒸发曲线绘制实例(P-T-e相图)

如果将一种石油馏份在几种不同压力下的平衡汽化数据标绘在相图坐标纸上(纵轴是压力的对数座标，横轴是绝对温度的倒数座标)，则会发现不同压力下同样汽化率的点可连成直线，而且这一束不同汽化率的P-T线会聚于一点。这一点称为焦点。这种图被称为石油馏份的P-T-e相图(平衡蒸发曲线)。只要求出焦点及一套常压平衡汽化数据即可作出P-T-e

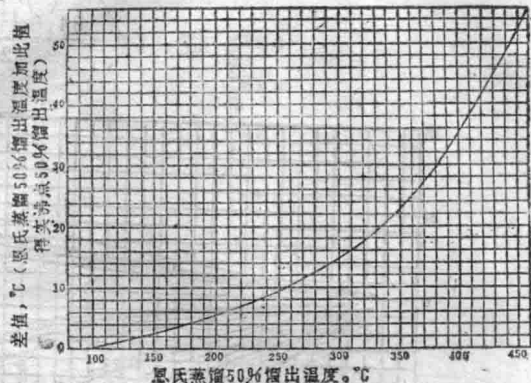


图5 常压恩氏蒸馏50%馏出温度与真沸点蒸馏50%馏出温度换算图

从而算出TBP各点温度：

馏程, V%	HK	10	30	50	70	90	K
温度, t°C	175.5	216.5	253.5	285.9	317.9	355	378

③由原料油 ASTM 曲线换算成 EFV 曲线：据图6由 ASTM 曲线各段温差查得 EFV 曲线各段温差：

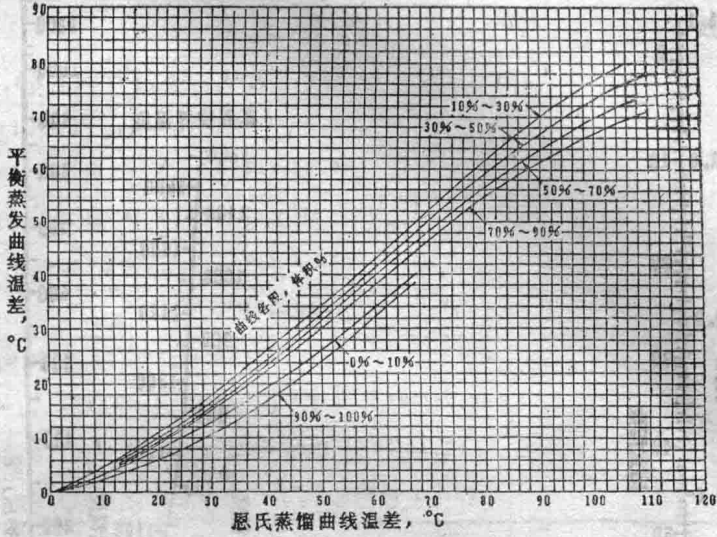


图6 常压恩氏蒸馏曲线各段温差与平衡汽化曲线各段温差换算图

相图，再据该相图可读出不同压力下的平衡汽化数据，方便于设计计算和生产核算。

例3 已知某石油馏份的恩氏蒸馏数据同例2，比重 $d_{4}^{15.6} = 0.8656$ ，特性因数 $K = 11.4$ ，分子量 $M = 208$ ，绘制 $P-T-e$ 相图。

解：① 求出各种平均沸点（算法见例1）

ASTM 10~90%斜率 = 1.245

体积平均沸点 = 276.7°C

重量平均沸点 = $278.7^{\circ}\text{C} = 533.7^{\circ}\text{F}$

实分子平均沸点 = $274.5^{\circ}\text{C} = 526.1^{\circ}\text{F}$

立方平均沸点 = $265.7^{\circ}\text{C} = 510.3^{\circ}\text{F}$

中平均沸点 = $270.1^{\circ}\text{C} = 518.2^{\circ}\text{F}$

② 常压下一次平衡汽化数据（例2的EFV数据）

③ 求出焦点温度 $t_{\text{焦}}$ 与焦点压力 $P_{\text{焦}}$

据图8由比重和平均沸点连直线，与曲线交点即为真临界温度或假临界温度。

真临界温度 $t_{\text{真}} = 867^{\circ}\text{F} = 463.8^{\circ}\text{C} = 1326.7^{\circ}\text{R}$

假临界温度 $t_{\text{假}} = 850^{\circ}\text{F} = 454.4^{\circ}\text{C} = 1309.7^{\circ}\text{R}$

$$\frac{t_{\text{真}}}{t_{\text{假}}} = \frac{1326.7}{1309.7} = 1.013$$

由图9及图10查得：

真临界压力 $P_{\text{真}} = 324 \text{磅/英寸}^2 = 22.03 \text{大气压}$

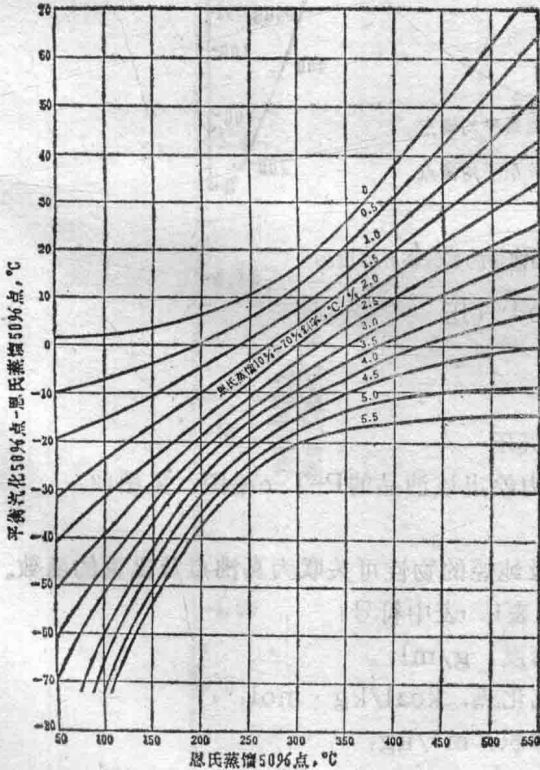


图7 常压恩氏蒸馏50%点与平衡汽化50%点换算图

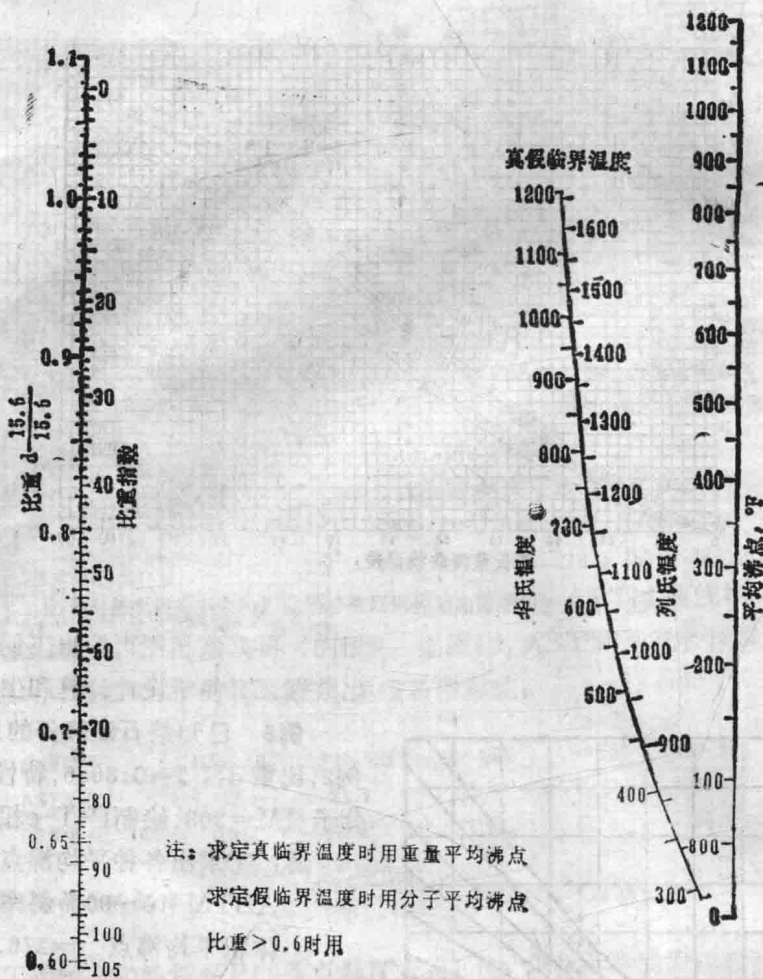


图8 烃类混合物和石油馏份的真假临界温度图

假临界压力 $P_{假} = 290 \text{ 磅/英寸}^2 = 19.70 \text{ 大气压}$

由图11及图12查得：

焦点温度 $t_{焦} = 463.8 + 31 = 494.8^\circ\text{C}$

焦点压力 $P_{焦} = 22.03 + 6.7 = 28.73 \text{ 大气压}$

根据一次平衡汽化数据及焦点温度、焦点压力绘出该油品的P-T-e相图，见图13。

5. R-D法油品物性关联估算^[2、6]

Riazi及Daubert的研究工作表明，石油馏份及纯烃的物性可关联为真沸点及比重的函数。

计算石油馏份及纯烃物性的R-D关联式列于表1，表中符号：

M—分子量；

d—液体密度，g/ml；

T_c —临界温度，K；

λ —分子汽化热，kcal/kg·mol；

P_c —临界压力，ata；

V_c —临界体积， m^3/kg ；

V— 20°C 、1 atm液体分子

C_p —理想气体分子热容，kcal/kg·mol· $^\circ\text{C}$ ，

体积， $\text{cm}^3/\text{g}\cdot\text{mol}$ ；

T_{ME} —中平均沸点，K；

S— 15.6°C 比重；

T_v —体积平均沸点，K。

T_{Mo} —分子平均沸点，K；

表1

R-D 关联式	数据点	平均误差, %
$M=1.66 \times 10^{-4} T_{ME}^{2.196} S^{-1.016}$	186	2.6
$T_c^\circ = 19.06 T_{MO}^{0.5885} S^{0.3596}$	126	1.3
$P_c^\circ = 5.455 \times 10^7 T_{ME}^{-2.313} S^{2.32}$	103	3.1
$V_c = 5.57 \times 10^{-4} T^{0.2896} S^{-0.767}$	103	2.3
$V = 2.659 \times 10^{-4} T_{ME}^{2.126} S^{-1.87}$	128	2.8
$d = 0.9838 T_{ME}^{0.002016} S^{1.006}$	128	0.028
$\lambda = 9.188 T_{ME}^{1.135} S^{0.0214}$	121	1.4
$C_P^\circ (17.8^\circ C) = 1.943 \times 10^{-6} T_V^{2.672} S^{-2.363}$	90	3.3
$C_P^\circ (316^\circ C) = 2.047 \times 10^{-5} T_V^{2.422} S^{-1.944}$	90	3.5
$C_P^\circ (649^\circ C) = 3.393 \times 10^{-5} T_V^{2.385} S^{-1.932}$	90	4.2

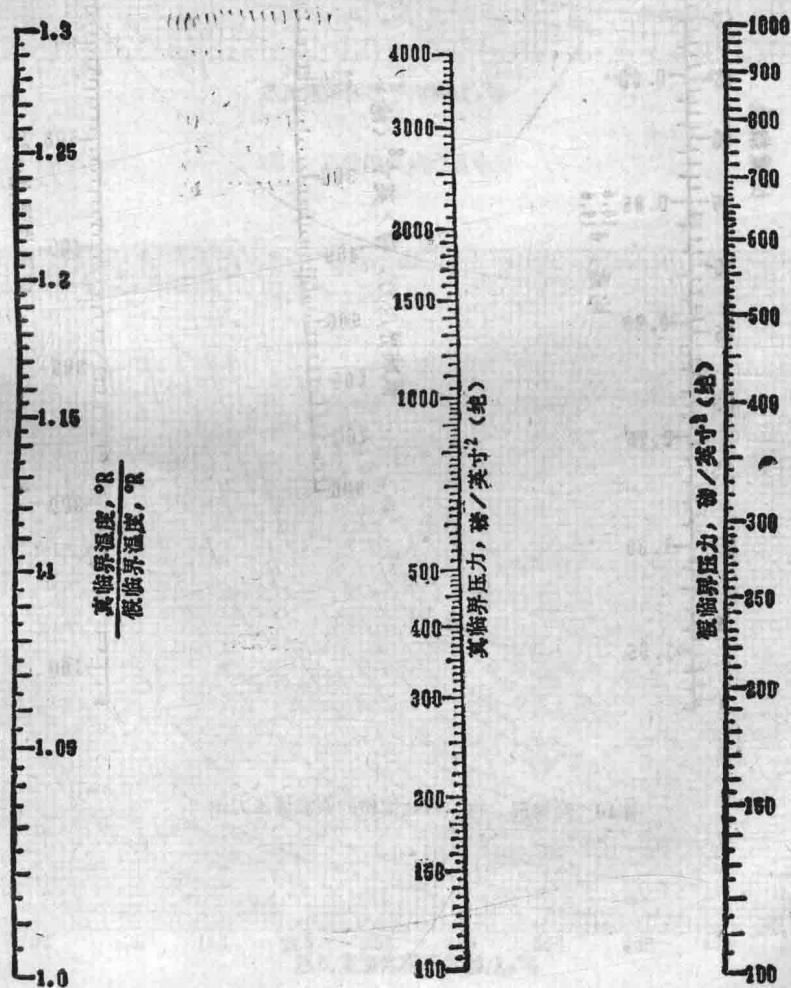


图9 烃类混合物和石油馏份的临界压力图

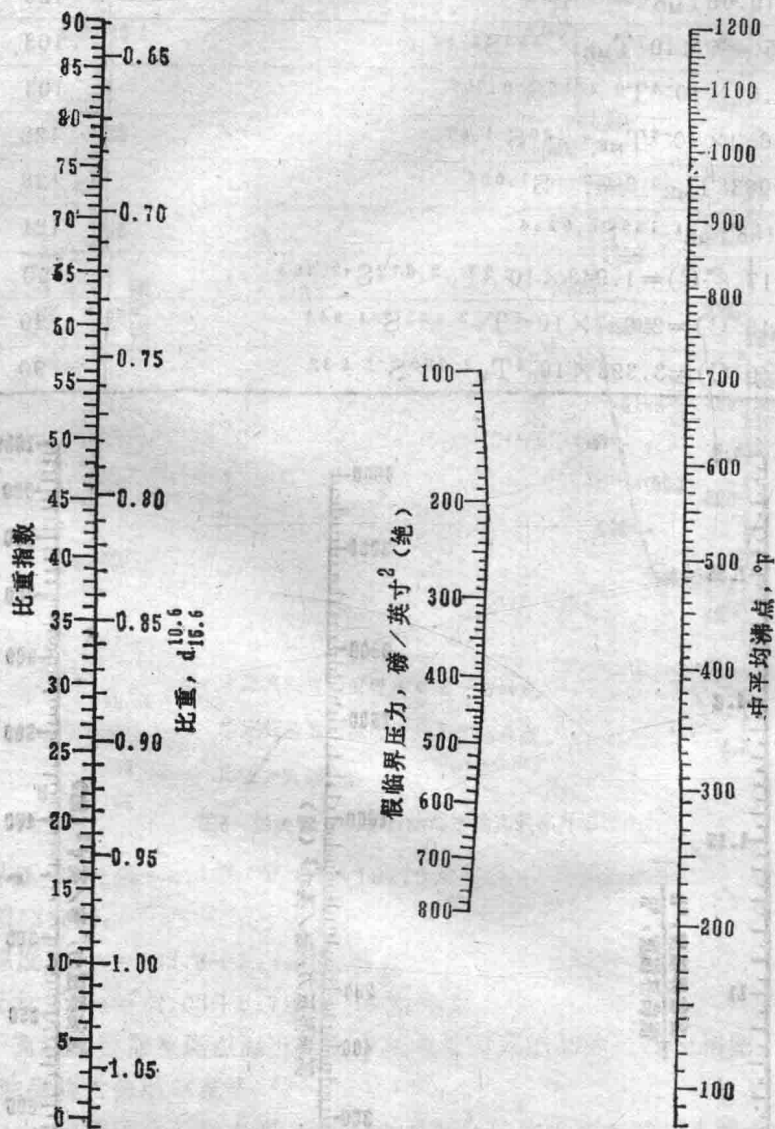


图10 烃类混合物和石油馏份的假临界压力图

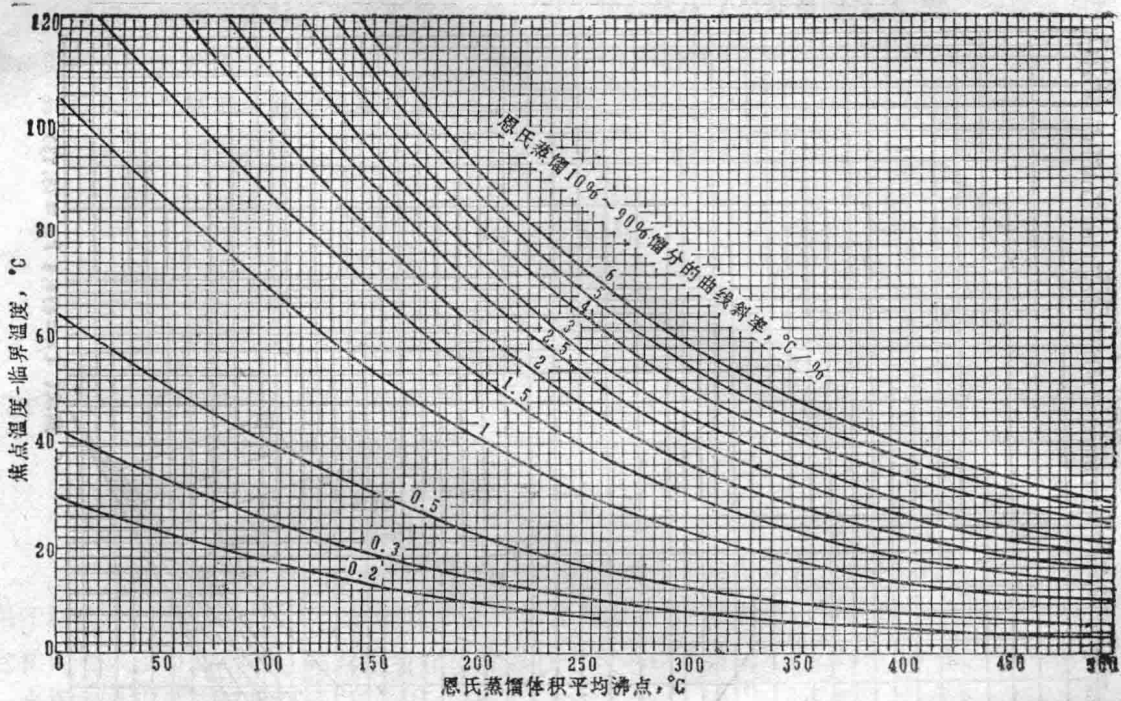


图11 石油馏份焦点温度图

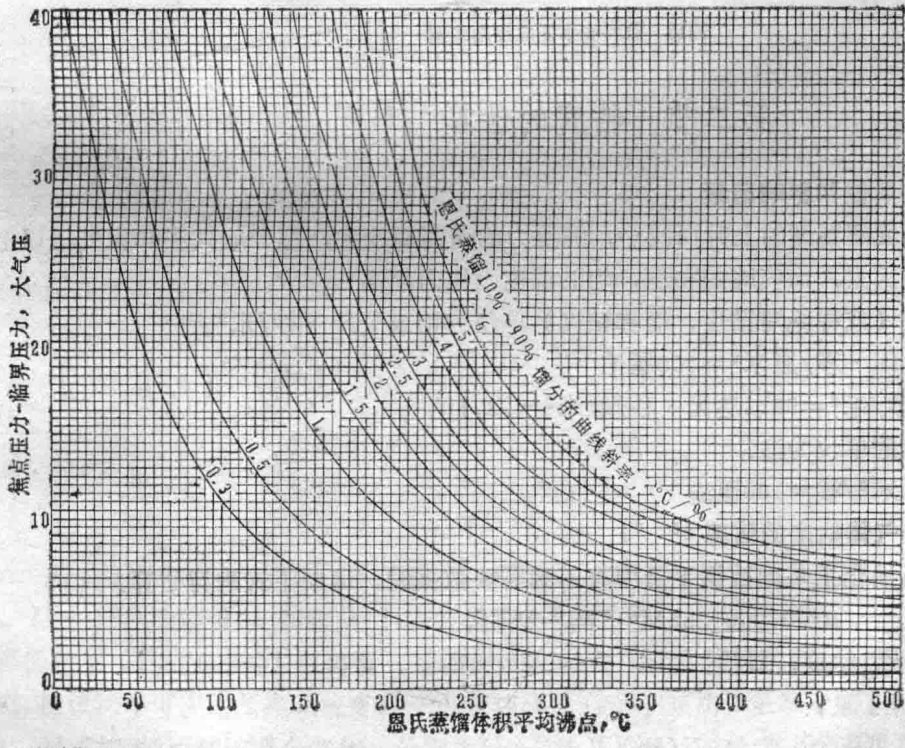


图12 石油馏份焦点压力图