



石油加工

主要过程和设备的计算

〔苏〕 E. H. 朱达柯夫等 著

石油工业出版社

石油加工主要过程和设备的计算

〔苏〕 E.H. 朱达柯夫等著

黄文斌 译

石油工业出版社

内 容 提 要

本书介绍石油化工所采用的主要工艺过程及主要设备（塔、加热炉、换热器、分离设备等）的计算。书中比较注重较高压力下烃类混合物的状态规律，气-液系统相平衡的计算。并附有大量图表、例题，以便快速直观地进行计算。

本书可供石油化工艺、设备方面的技术人员阅读。

РАСЧЕТЫ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ НЕФТЕПЕРЕРАБОТКИ СПРАВОЧНИК

Под редакцией канд техн наук

Е.Н.СУДАКОВА

МОСКВА, ИЗДАТЕЛЬСТВО «ХИМИЯ», 1979

石油加工主要过程和设备的计算

〔苏〕Е.Н.朱达柯夫等著

黄文源 译

石油工业出版社出版

（北京安定门外外馆东后街甲36号）

妙峰山印刷厂排版印刷

新华书店北京发行所发行

787×1092毫米 16开本 29¹/₂印张 738千字 印1—7000

1984年12月北京第1版 1984年12月北京第1次印刷

书号：15037·2472 定价：3.00元

目 录

第 I 章 烃类和石油产品的主要物理化学性质.....	1
第一节 主要符号.....	1
第二节 一般物理性质.....	2
一、密度.....	2
二、分子质量.....	12
三、表面张力.....	14
四、其他物理常数.....	17
五、粘度.....	19
六、特性因素.....	35
第三节 热性质.....	39
一、平均沸点.....	39
二、热容.....	43
三、汽化热.....	49
四、焓.....	61
五、导热系数.....	71
第四节 蒸气压.....	84
一、饱和蒸气压.....	84
二、逸度.....	89
三、活度系数.....	93
第五节 临界常数和虚拟临界常数.....	100
一、临界温度.....	100
二、临界压力.....	104
三、临界体积.....	108
四、临界密度.....	109
五、虚拟临界常数.....	110
第六节 压缩特性.....	113
一、压缩因子.....	113
二、偏差因子.....	120
参考文献.....	122
第 II 章 相平衡.....	122
第一节 主要符号.....	122
第二节 理想气体和真实气体的状态定律.....	125
一、理想气体.....	125
二、真实气体.....	1

第三节 相平衡组成的计算	131
一、气相和液相间的平衡	131
二、相平衡常数的计算	134
三、有效沸点	143
四、会聚压力	145
五、临界冷凝温度和临界冷凝压力	147
六、含有芳香烃、甲烷、氮和二氧化碳的混合物的相平衡常数	147
七、相平衡常数计算法的选择	152
八、平衡曲线	158
第四节 一次汽化	160
一、一次汽化过程的分析计算	163
二、一次汽化线的绘制	164
第五节 相对挥发度	173
相对挥发度的计算	174
参考文献	177
第三章 精馏和精馏塔	178
第一节 主要符号	178
第二节 精馏过程原理	179
一、精馏过程基本概念	179
二、物料衡算和热量衡算	181
三、塔进口原料油的馏出分数计算	183
四、主要塔截面中的温度计算	183
五、塔内产生喷淋的方法	184
六、塔内产生汽流的方法	186
七、精馏塔中温度和压力的选择	188
八、混合物分离度的极限, 分离度与塔中塔板数和回流比的关系	188
九、理论塔板数和回流比的主要计算方法	189
十、接触装置的操作效率	196
第三节 板式精馏塔	199
一、精馏塔板的分类原则	200
二、标准型塔板结构	202
三、新型塔板结构	205
四、板式塔计算的主要参数	208
五、板式塔直径的计算	208
六、溢流装置的计算	212
第四节 塔板的水力计算	217
一、塔板对汽流的阻力	217
二、泡罩的齿缝开度值	222
三、过渡到非淋降状态的最低速度	223

四、塔板上的液面梯度	224
五、液体的板间夹带	225
第五节 运行精馏塔的塔板效率	233
第六节 填料精馏塔	233
一、填料型式	233
二、各种因素对填料塔操作的影响	237
第七节 填料塔的水力计算	239
一、塔内汽速的计算	239
二、填料塔的阻力	241
第八节 填料塔的效率	242
参考文献	244
第四章 萃取设备	248
第一节 主要符号	248
第二节 萃取过程基本原理	249
一、三角形线图	249
二、分配系数	250
三、萃取相和萃取相组成的计算	250
四、萃取塔的物料衡算	252
五、萃取塔的理论塔板数和操作塔板数	253
第三节 萃取塔主要尺寸的计算	253
一、板间距	253
二、塔高	254
第四节 石油润滑油生产中的萃取	254
一、石油油料的萃取计算	255
二、石油产品的萃取溶剂	256
第五节 萃取过程的工艺指标	258
一、油料的脱沥青和精制	258
二、芳香烃的萃取	260
第六节 萃取设备的结构	261
一、百叶窗塔	261
二、填料塔	261
三、板式塔	263
四、转盘塔	263
五、脉动塔和机械式设备	263
第七节 萃取塔计算的特性参数	264
参考文献	270
第五章 管式炉	271
第一节 主要符号	2
第二节 管式炉的分类	2

一、管式炉的一般特性	272
二、炉子的分类原则	273
三、热解炉	281
四、管式炉的型号	282
五、管式炉的操作指标	282
第三节 管式炉的工艺计算	288
一、加热炉的计算	289
二、加热-反应炉的计算	294
三、固体和气体的辐射传热	295
四、为透光介质所分开的物体之间的换热	299
五、不发光火焰在吸收介质中的辐射换热	300
六、气体和炉墙间的辐射换热	300
七、黑度	303
八、传给加热表面的总热量	307
九、燃料的燃烧过程	307
十、燃料的热值	311
十一、燃烧温度	313
十二、管式炉辐射段蛇管的加热表面	314
十三、管式炉对流段蛇管的加热表面	323
十四、空气预热器和煤气预热器	330
十五、管式炉的热损失	331
第四节 烟道气阻力和通风的计算	332
一、烟道的水力阻力	332
二、气体通道和烟囱的计算	336
第五节 气体的循环	337
第六节 管式炉蛇管的水力计算	338
一、原料油无气化加热	338
二、油品加热且部分或全部汽化	338
三、加热、汽化和反应	340
第七节 具有辐射火墙的炉子之计算特点	341
第八节 热解管式炉计算的指标	345
参考文献	346
第VI章 换热器、冷却器、冷凝器	347
第一节 主要符号	347
第二节 换热器的分类	347
第三节 换热器的结构特点	349
第四节 沉浸式和喷淋式的冷凝器和冷却器	352
第五节 换热器的工艺计算	356
一、设计计算和校核计算	356

二、原始数据的编制	357
三、换热器的热量衡算	360
四、传热面积和热负荷	361
五、传热系数和给热系数	362
六、平均温度差	368
七、计算的特例	377
八、用结构因素校核计算	381
九、换热表面的污垢系数	383
参考文献	384
第七章 混和装置	385
第一节 主要符号	385
第二节 搅拌过程的一般特性	385
一、机械搅拌	386
二、空气搅拌	394
第三节 混和容器的容积和混和效率	394
第四节 流动式混和器	396
参考文献	398
第八章 非均一系的分离设备	399
第一节 主要符号	399
第二节 非均一系	400
第三节 非均一系的沉降分离设备	400
一、卧式圆筒形沉降器	402
二、立式沉降器	404
三、卧式沉降油分器	405
四、借去乳剂强化沉降过程	406
五、电沉降设备	408
第四节 非均一系的过滤分离设备	410
一、过滤机的典型结构	411
二、过滤隔层	416
三、形成可压缩滤渣和不可压缩滤渣的过滤过程	416
四、过滤隔层孔隙受堵塞的过滤	417
五、滤渣的洗涤	418
六、滤渣的清吹	420
七、压滤机的生产能力	420
八、转筒真空过滤机的计算	422
第五节 非均一系的粘附分离设备	423
参考文献	425
附录	426

第 I 章 烃类和石油产品的主要物理化学性质

第一节 主 要 符 号

a——活度	t——时间, 秒
O——温性参数(OPTOXOP)	U——内能, 千焦/公斤
Π ——等张比容	V——体积, 米 ³
P——沸性常数	w——速度, 米/秒
a——范德华方程常数	x——液体中组分的分数
b——范德华方程常数	y——气相中组分的分数
c——常数; 热容, 千焦/(公斤·K), 千焦/(米 ³ ·K)	z——压缩系数(因子)
F——摩擦力, 牛顿	α ——相对密度的每一开尔文度的平均温度校正系数, K ⁻¹ ; 剩余体积, 米 ³
f——逸度, 帕	β ——热膨胀系数, K ⁻¹
H——热量, 焦/公斤, 千焦/千摩尔; 摩尔焓, 千焦/摩尔	γ ——活度系数; 分子结构函数
h——焓, 千焦/公斤	Δ ——差值; 数值的增量
I——原子和结构的常数	δ ——溶解度参数
K——特性因素	ε ——导热因子
L——汽化参数	θ ——温度, K, 相对温度
M——分子质量; 焦沙普模数	λ ——导热系数, 瓦/(米·K)
m——增量的数目; 质量, 公斤	μ ——动力粘度, 帕·秒
N——原子数	ν ——运动粘度, 米 ² /秒
n——距离, 米	π ——压力, 帕
P——饱和蒸汽压, 帕	ρ ——密度, 公斤/米 ³ ; 千摩尔/米 ³ ; 相对密度
p——分子结构函数; 分压, 帕	σ ——表面张力, 牛顿/米
q——热流率, 瓦/米 ²	τ ——无因次温度
R——通用气体常数[R = 8.315千焦/(摩尔·K)] = 8314.8帕·米 ³ /(千摩尔·K); 基团; 分子结构增量	Φ ——逸度系数; 粘度函数
r——汽化热, 千焦/千摩尔	φ ——悬浮液和乳浊液中悬浮相和分布相的体积浓度; 分子结构函数
S——蒸馏曲线斜率, %/K; 面积, 米 ² ; 艾弗列特常数, 焦/(千摩尔·K); 萨特任德气体常数	ω ——膨胀因子; 偏差因子
T——温度, K	

脚标

a——原子的
B——波义耳
r——气体

ж——液体
и——所研究的
ид——理想的
инд——指数
ИТК——真沸点
к——最终的
кип——沸腾
к.к——终沸点
кр——临界的
М——摩尔的
и——初始的
н.к.——初沸点
обш——总的
п——蒸气, 校正系数

пл——熔融
пр——对比的
пс.кр——虚拟临界的
р——平衡的
с——结构
ср——平均的
Т——温度
э——标准的
'——摩尔分数
0——读数起点, 常压状态
i——混合物的组分
S——饱和的
v——体积的

第二节 一般物理性质

一、密 度

单位体积物质的质量称为密度, 即:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (I, 1)$$

相对密度 $\rho_{T_1}^{T_2}$ 是 T_1 温度下物质的密度同 T_2 温度下标准物质的密度的比值, 换言之, 即是 T_1 温度下某体积物质的质量 m 同 T_2 温度下同体积标准物质的质量 m' 的比值。

在液体和固体的情况下, 通常用 $T = 277K$ 时的蒸馏水作标准物质, 而在气态物质的场合下, 则常用 $T = 273K$ 和 $p = 0.1$ 兆帕的空气。

密度的倒数称为比容,

$$\frac{1}{\rho} = \frac{V}{m} \quad (I, 2)$$

液体的相对密度与温度的关系基于线性规则

$$\rho_{277}^{277} = \rho_{277}^{T_1} + \alpha(T - 273) \quad (I, 3)$$

方程(I, 3)适用于比较小的温度变化范围和不含大量固体石蜡和芳烃的油品。

温度校正系数 α 按下式计算:

$$\alpha = 0.001828 - 0.00132\rho_{277}^{277} \quad (I, 4)$$

校正系数 α 的数值列于表 I .1。

在美国和英国, 测试的油品和水习惯上是在 $288K$ 温度下量取的, 即采用 ρ_{288}^{288} 。在此情况下, 温度 $293K$ 时的油品相对密度按下式计算:

$$\rho_{293}^{293} = \rho_{288}^{288} - 5\alpha \quad (I, 5)$$

T 温度时的油品相对密度可按图 I -1所示的图线求取^[1]。

临界温度下的油品密度的平均值列于表 I .2。

T 温度时的液体油品密度为,

表 I. 1 石油和油品-开尔文度的平均温度校正系数 α

ρ_{273}^{293}	α	ρ_{273}^{293}	α
0.690~0.700	0.00091	0.830~0.840	0.00072
0.700~0.710	0.00090	0.840~0.850	0.00071
0.710~0.720	0.00088	0.850~0.860	0.00070
0.720~0.730	0.00087	0.860~0.870	0.00069
0.730~0.740	0.00086	0.870~0.880	0.00067
0.740~0.750	0.00084	0.880~0.890	0.00066
0.750~0.760	0.00083	0.890~0.900	0.00065
0.760~0.770	0.00082	0.900~0.910	0.00063
0.770~0.780	0.00080	0.910~0.920	0.00062
0.780~0.790	0.00079	0.920~0.930	0.00061
0.790~0.800	0.00078	0.930~0.940	0.00059
0.800~0.810	0.00076	0.940~0.950	0.00058
0.810~0.820	0.00075	0.950~0.960	0.00057
0.820~0.830	0.00074	0.960~0.970	0.00055

表 I. 2 临界温度下的油品密度

ρ_{288}^{288}	T_{KP}, K	$\rho_{\text{KP}}, \text{公斤/米}^3$	ρ_{288}^{288}	T_{KP}, K	$\rho_{\text{KP}}, \text{公斤/米}^3$
0.64	472	240	0.80	651	263
0.70	525	247	0.85	744	275
0.75	586	260	0.90	819	286

$$\rho_T = \frac{\rho_{293}^{293}}{1 + \beta(T - 293)} \quad (\text{I}, 6)$$

此时

$$\beta = \frac{V_T - V_{273}}{V_{273}(T - 273)} \quad (\text{I}, 7)$$

液体的平均体积膨胀系数为

$$\begin{aligned} \beta &= \frac{1}{T_2 - T_1} \left(\frac{V_2}{V_1} - 1 \right) \\ &= \frac{1}{T_2 - T_1} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} - 1 \right) \quad (\text{I}, 8) \end{aligned}$$

体积膨胀系数按图 I-2 所示的图线求取, 或按下式计算^[1]:

$$\beta = A + 2B(T - 288) \quad (\text{I}, 9)$$

其中

$$\lg(A \cdot 10^5) = 1.99 + \frac{0.70}{\rho_{288}^{288}} \quad (\text{I}, 10)$$

$$\lg(B \cdot 10^8) = \frac{2.10}{\rho_{288}^{288}} - 0.69 \quad (\text{I}, 11)$$

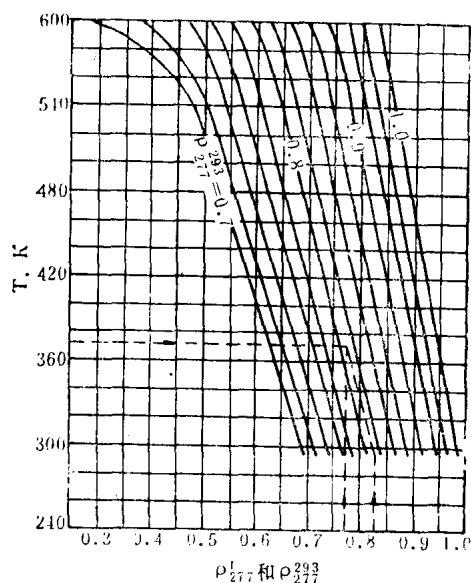


图 I-1 油品相对密度与温度的关系

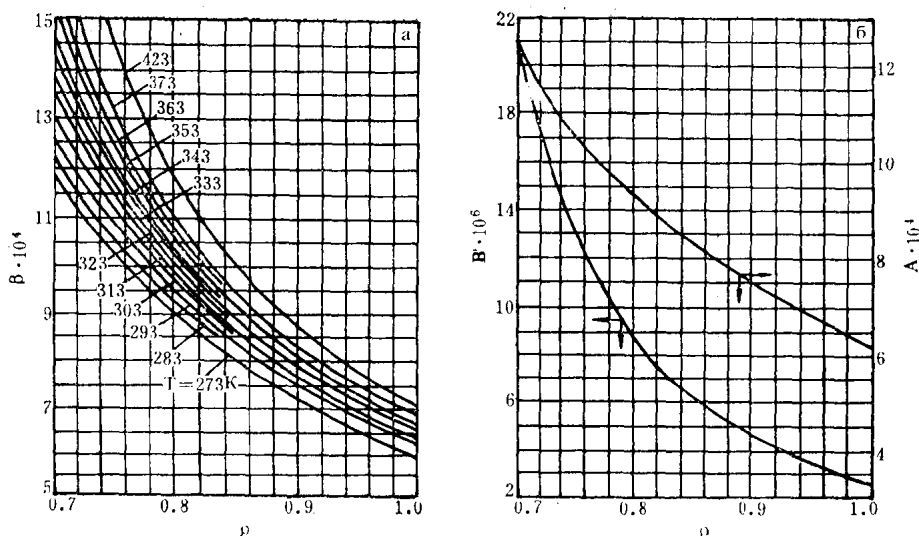


图 I-2 克列格法油品的体积膨胀系数

a—与相对密度的关系；b—辅助系数A和B

式(I, 9)曾就不含芳烃、沥青质和固体石蜡的初馏油品 (ρ_{273}^{273} 从0.51至1.0) 作过校验。

油品的体积膨胀系数亦用下式计算[2, т. I, с. 10]

$$\beta = \frac{0.04314}{(T_{\text{кп}} - T)^{0.041}} \quad (\text{I}, 12)$$

T_1 — T_2 范围内平均体积膨胀系数为:

$$\beta = \frac{\rho_{T_1}^2 - \rho_{T_2}^2}{2(T_2 - T_1)\rho_{T_1}\rho_{T_2}} \quad (\text{I}, 13)$$

据美国国家标准局数据, 沥青和沥青渣油的体积膨胀系数等于:

T, K	β
288~338	0.00035
288~394	0.00036
288~450	0.00037
288~505	0.00038

体积膨胀系数与温度、压力及所谓焦沙普模数的关系一般表示为:

$$\beta = f(M, T, \pi) \quad (\text{I}, 14)$$

有时, 体积膨胀系数亦表示成如下形式:

$$\beta = \frac{\rho_T}{\rho_{273}} = f(T, M) \quad (\text{I}, 15)$$

焦沙普模数为:

$$M = \frac{10^6}{\rho_{311}^2 \lg(v_{311} \cdot 10^7)} \quad (\text{I}, 16)$$

石油窄馏分的相对密度与其平均沸点的关系为:

$$\rho_{273}^{273} = \rho_0 [(T_{\text{ср}} - 273)/100]^* \quad (\text{I}, 17)$$

此时，对于低硫石油的馏分， $\rho_0 = 0.736$ 且幂指数 $n = 0.13$ ，而对于含硫石油的馏分， $\rho_0 = 0.722$ 且 $n = 0.16$ 。

在不同的虚拟临界温度值下，临界压力和常压下的油品密度与温度的关系，示于图 I-3。

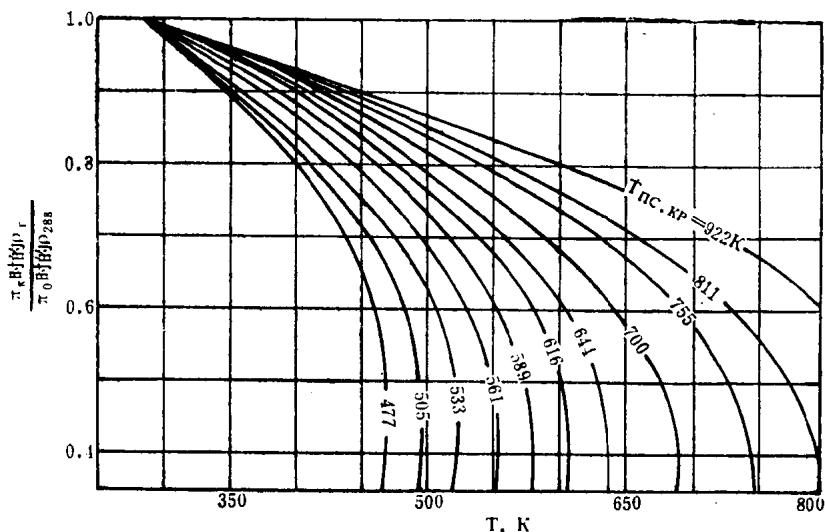


图 I-3 在各种虚拟临界温度值下，临界压力和常压下的油品密度 ρ 的比值与温度的关系

艾德米斯特曾提出一些考虑温度(温度因素 ρ'_1)、压力(压力因素 ρ'_2)和温度与压力两者综合影响(综合因素 ρ'_3)的校正系数^[3, c. 32~34]：

$$\rho'_1 = \rho_T / \rho_{288} \quad (I, 18)$$

$$\rho'_2 = \rho_\pi / \rho_{atm} \quad (I, 19)$$

$$\rho'_3 = (\rho_T / \rho_{288}) (\rho_\pi / \rho_{atm}) \quad (I, 20)$$

在考虑各种因素时，对石油馏分的校正系数有下列数值：

	校正系数
温度因素	0.1~1.0
压力因素	> 1
综合因素	0.1~1.0

温度因素和综合因素与温度、焦沙普模数和压力的关系示于图I-4。

焦沙普模数与相对密度和粘度的关系示于图I-5。

焦沙普模数与相对密度和特性因素的关系示于图I-6。

焦沙普模数与相对密度、体积平均沸点和蒸馏曲线斜率 S 的关系示于图I-7。

液体密度的相互关系以下式表示

$$\begin{aligned} \rho_{ж} &= 2d_K^d + \frac{T_{kp} - T}{T_{kp} - T_{кпп}} (\rho_{ж \cdot кпп} - 2\rho_{kp}) - \rho_\pi = \\ &= 2\rho_{kp} + \frac{T_{kp} - T}{T_{kp} - T_i} (\rho_{ж1} - 2\rho_{kp}) - \rho_\pi \end{aligned} \quad (I, 21)$$

① 此处原文为相对密度——译者。

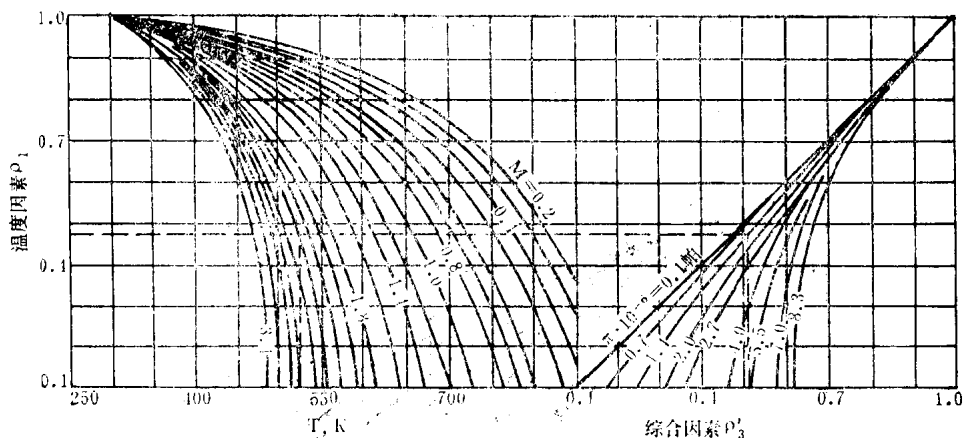


图 I-4 液体油品膨胀的温度因素与焦沙普模数、温度、压力和综合因素的关系

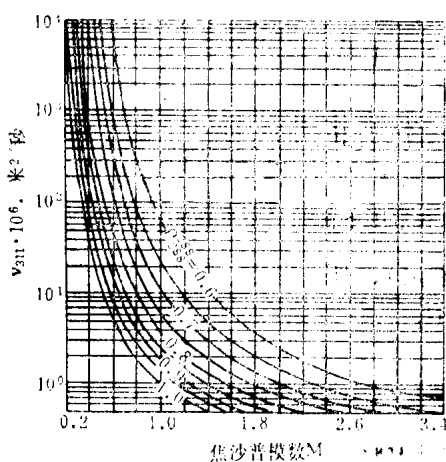


图 I-5 焦沙普模数与运动粘度和相对密度的关系

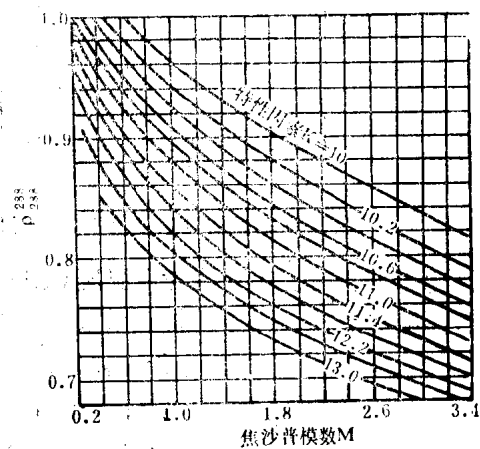


图 I-6 焦沙普模数与相对密度和特性因素的关系

式中 $\rho_{\text{ж}}$ —— T 温度下液体的密度； $\rho_{\text{ж}1}$ —— T_1 温度下液体的密度； $\rho_{\text{кр}}$ —— 临界温度 $T_{\text{кр}}$ 下液体的密度； $\rho_{\text{ж} \cdot \text{кип}}$ —— 常沸点 $T_{\text{кип}}$ 下液体的密度。

式 (I, 21) 是就饱和液体而得出的，然而，除了接近临界区外，由于压力变化时液体的比容变化不大，故此式亦适用于过冷液体。此式曾在 $(0.6 \sim 1.0) \tau_{\text{пр}}$ 的温度范围内作过校验。

密度与对比温度压力的关系，用膨胀因子表示为 [4, c. 181]

$$\omega = \frac{\rho T_{\text{кр}}}{\rho_{\text{кр}} M} = \frac{\pi_{\text{пр}}}{z R \tau_{\text{пр}}} \quad (\text{I}, 22)$$

沃特逊方程为：

$$\frac{\omega_1}{\omega_2} = \frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{V_2}{V_1} \quad (\text{I}, 23)$$

膨胀因子与对比温度压力的关系曲线示于图 I-8，该曲线关系系按丙烷和异丙烷的数据绘制。在临界点下， $\omega = 0.044$ 。

对于给定的化合物

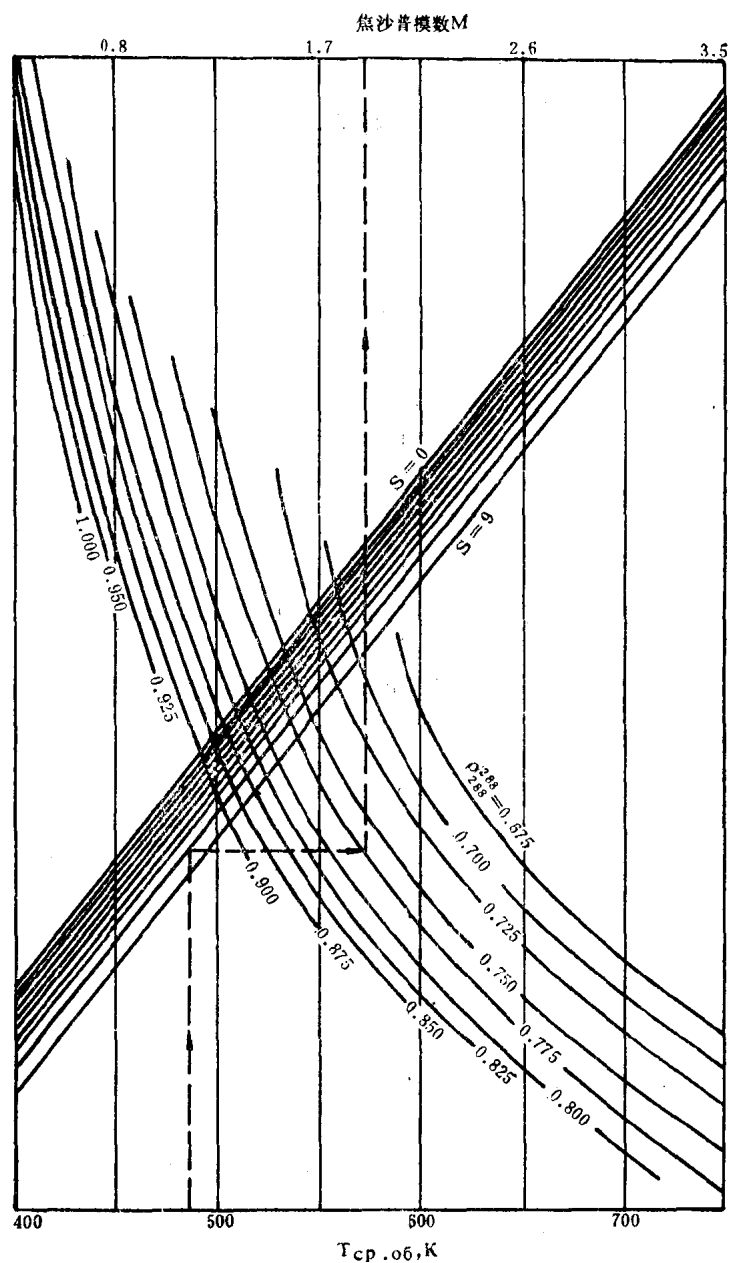


图 I-7 焦沙普模数与相对密度、ASTM蒸馏的体积平均沸点和蒸馏曲线斜率S的关系

$$\omega V = \omega_1 V_1 = 0.044 V_{KP} = \text{常数} \quad (\text{I}, 24)$$

在一切对比温度压力下

$$\omega_1 \rho_{KP} = 0.044 \rho_1 \quad (\text{I}, 25)$$

式中 ω_1 —— T_1 温度下的膨胀因子；

乘积 $\omega_1 V_1$ 为常数，称为沃特逊因子。

按沃特逊法，液体的摩尔体积为：

$$V = \omega_1 V_1 (5.7 + \tau_{np}) \quad (\text{I}, 26)$$

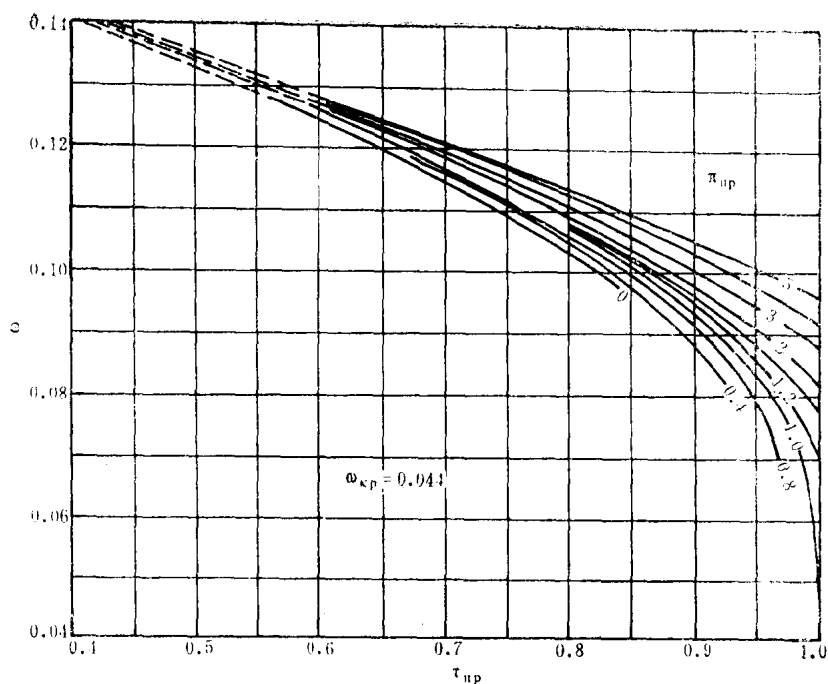


图 I-8 液体的膨胀因子与对比温度压力的关系

各种烃类的沃特逊因子值列举如下：

H_2	1.05	特己烷	16.48
CH_4	5.00	2,3-二甲基丁烷	16.32
C_2H_6	7.77	正 C_7H_{16}	18.96
C_3H_8	9.70	正 C_8H_{18}	21.39
正 C_4H_{10}	11.62	正 C_9H_{20}	23.83
异 C_4H_{10}	11.69	正 $C_{10}H_{22}$	26.28
正 C_5H_{12}	14.07	苯	11.64
异 C_5H_{12}	14.08	甲苯	14.05
正 C_6H_{14}	16.52	乙苯	16.59

在远离凝固点的温度下，膨胀因子仍可以作为对比参数的函数计算。

对于 $\tau_{np} < 0.65$ 和 $\pi < 1.1 \cdot 10^6$ 帕的数值，膨胀因子按以下公式计算

$$\omega = 0.1745 - 0.0838\tau_{np} \quad (I, 27)$$

对于烃类，包括到十四烷，沃特逊因子为：

$$\omega_1 V_1 = 1.88 + 2.44N_c \quad (I, 28)$$

式中 N_c ——烃分子中的碳原子数。

对于石油馏分，液体的膨胀因子可作为焦沙普模数、温度和压力的函数计算；对于单一烃类，则可按沃特逊法，即作为对比压力温度的函数计算。

据参考资料[4, c.181]，膨胀因子与熔点的关系为：

$$\frac{\omega_1}{\omega_{пл}} = f \left(\frac{T_1 - T_{пл}}{T_{кр} - T_{пл}} \right) \quad (I, 29)$$

式中 ω_1 —— T_1 温度下的液体膨胀因子； $\omega_{пл}$ ——熔点下的液体膨胀因子。

给定压力和临界压力下的密度与对比压力温度的关系示于图I-9。

黎德生方程表示液体的比容与其对比密度的关系特性

$$V_1 \rho_{np1} = V_2 \rho_{np2} \quad (I, 30)$$

$$\rho_{np1} = \rho_1 / \rho_{kp}, \quad \rho_{np2} = \rho_2 / \rho_{kp} \quad (I, 31)$$

液体的压缩系数等于

$$z_{\text{ж}} = \pi V / (RT) \quad (I, 32)$$

为计算液体的压缩系数，梅斯奈和黎德生提出如下图线关系

$$z_{\text{ж}} = f(\tau_{np}, \pi_{np}) \text{ 和 } z_{\text{ж}} = f(\tau_{np}, \pi_{np}, z_{kp}) \quad (I, 33)$$

液体与气体不同，对气体而言，当 π_{np} 发生变化时，其压缩系数的变化范围在0.2到1.0之间，而对于液体，在相同的条件下，压缩系数的变化范围则为0.002至0.3。

在不同的临界压缩系数值下，饱和蒸气和饱和液体的压缩系数与对比温度压力的普遍性关系图线示于图I-10和图I-11。

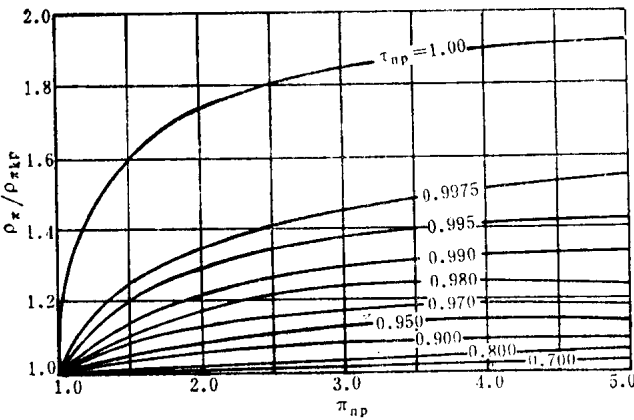


图 I-9 较高压力和临界压力下的油品密度^①的比值与对比压力温度的关系

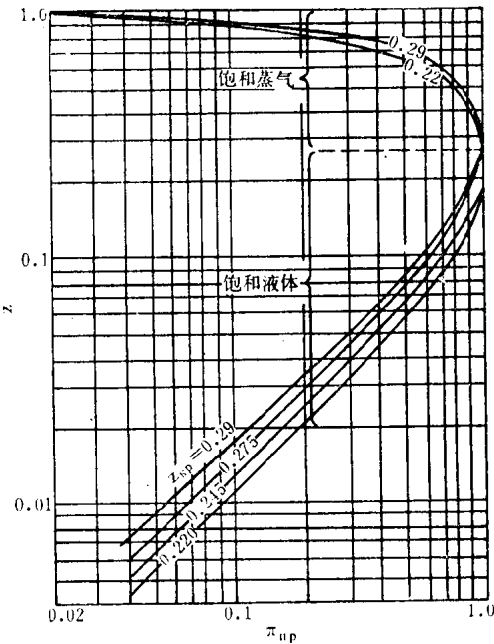


图 I-10 不饱和蒸气和液体的压缩因子与对比压力和临界压缩因子的关系

饱和液体的对比密度按马丁方程计算：

$$\rho_{np} = 1 + A(1 - \tau_{np})^{\frac{1}{3}} + B(1 - \tau_{np})^{\frac{2}{3}} + D(1 - \tau_{np})^{\frac{4}{3}} \quad (I, 34)$$

方程(I, 34)适用于温度未达临界的情况。系数值A、B、D视 z_{kp} 值而定：

z_{kp}	A	B	D
0.20	1.9354	0.6706	0.2594
0.21	1.9278	0.7631	0.1669
0.22	1.9263	0.8289	0.1011

① 此处原文为相对密度——译者。