



化工装置 实用工艺设计

APPLIED PROCESS DESIGN
FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS

第②卷

Vol.2

(原著第三版) Third Edition

[美] E.E. 路德维希 编著
Ernest E. Ludwig

中国寰球工程公司

清华大学

天津大学

北京化工大学

联合翻译



化学工业出版社

化工装置 实用工艺设计

APPLIED PROCESS DESIGN
FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS

第②卷
Vol.2

(原著第三版) Third Edition

[美] E.E. 路德维希 编著
Ernest E. Ludwig

中国寰球工程公司

清华大学

天津大学

北京化工大学

联合翻译

姜忠义 李鑫钢 王保国 译



化学工业出版社

· 北京 ·

图书在版编目 (CIP) 数据

化工装置实用工艺设计. 第2卷/[美]路德维希(Ludwig, E. E.)编著;姜忠义,李鑫钢,王保国译. —北京:化学工业出版社,2006

书名原文: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants

ISBN 7-5025-7864-1

I. 化… II. ①路…②姜…③李…④王… III. 化工设备-设计 IV. TQ051

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2005) 第 132509 号

APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS Volume 2, Third Edition/by Ernest E. Ludwig

ISBN 0-88415-025-9

Copyright©1997 by Ernest E. Ludwig. All rights reserved.

Authorized translation from the English language edition published by Butterworth-Heinemann (an imprint of Elsevier Limited).

本书中文简体字版由 Elsevier Limited 授权化学工业出版社独家出版发行。

未经许可,不得以任何方式复制或抄袭本书的任何部分。

北京市版权局著作权合同登记号: 01-2004-1430

化工装置实用工艺设计

(第2卷)

(原著第三版)

[美] E. E. 路德维希 编著

中国寰球工程公司

清华大学

联合翻译

天津大学

北京化工大学

姜忠义 李鑫钢 王保国 译

责任编辑: 陈志良 戴燕红

文字编辑: 贾 婷

责任校对: 李 林

封面设计: 于 兵

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里3号 邮政编码 100029)

购书咨询: (010)64982530

(010)64918013

购书传真: (010)64982630

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

大厂聚鑫印刷有限责任公司印刷

三河市万龙印装有限公司装订

开本 787mm×1092mm 1/16 印张 37½ 字数 944 千字

2006 年 7 月第 1 版 2006 年 7 月北京第 1 次印刷

ISBN 7-5025-7864-1

定 价: 98.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者,本社发行部负责退换

第二版前言

当化学工程科学的原理出现更好的新解释时，工艺设计技术也随之发展。因此，基于一些成熟技术和相应的支持数据，我们在第二版中增加了其他一些可靠的设计方法。自第一版以来，用于设计工艺设备的设计硬件在标准化和设计改进方面已经取得了很大进展。因此，在新版本中我们尽可能反映这些标准化的内容。

恰当工艺设计的核心是将过程的要求表达为布局合理，选型合适的机械硬件，包括现成机械设备（合适的电驱动装置和控制仪表）、用户设计的一些容器及控制部件等或前者的某种组合。在这些设备中或通过这此设备可以实现特定工艺条件的要求。因此，工艺设计人员必须能从物理和数学两方面预见到在建议控制模式下过程的行为。

本书大部分章节都进行了扩充，增加了一些新的内容，并删除了一些过时的内容。

第10章的内容已经更新，新版本增加了几种冷凝情况下以及热虹吸再沸器应用方面的重要设计方法。

第11章增加了一些数据以及轻质烃新制冷系统的设计。

第12章只进行了简单更新。

第13章“往复式压缩缓冲罐”介绍了几种新的设计方法以及一些详细例子。

第14章“机械驱动装置”的更新内容包括美国电器制造者协会的最新规程和标准以及一些新型高效电动机的信息。

另外，新书附录还提供了一批基本参考文献和换算数据。

尽管计算机正日益成为工艺设计人员的有用工具，但将书中介绍的基本设计方法转化为设计程序所需要的数学方法和程序编制的介绍已超出了本书的范围。目前，已有许多工艺设计与优化方面的计算机程序。鼓励工艺设计人员开发自己的程序或熟悉由公认的计算机设计和仿真供应商所开发的商用程序。

工艺设计方面的很多内容对于化学工程师以及参与化工或石油化工详细设计的其他工程师所设计工艺的性能来讲都是至关重要的。由于实际需要，工艺设计已经发展成为化学工程广泛工作范围的一个独特部分。

第三版中译本出版说明

《化工装置实用工艺设计》是1999年美国 Butterworth-Heinemann 公司出版的欧内斯特 E. E. 路德维希编著的《Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants》第三版中译本。原著共分3卷，于1964~1966年陆续发行。1977年发行第二版，1999年发行第三版。

化学工业出版社曾于1979年出版了由化学工业部化工设计院组织翻译此书第二版（美国海湾出版公司出版）中译本，书名为《化工装置的工艺设计》，已付印数万册。当时参加翻译工作的还有天津大学化工系化工原理教研室、北京化工学院、山东胜利石油化工总厂科研院所和设计院等单位。此书发行后在工程设计单位被广泛使用，一度作为设计指南，供不应求。

《化工装置实用工艺设计》一书主要介绍化工和石油化工装置的化学工程设计计算方法，汇集许多有用的资料，内容丰富、侧重实用，可供设计、生产和教学等方面的专业人员参考，也可作为高等院校高年级学生和研究生化工装置设计课程的参考教材。

此最新第三版中各章内容均进行了扩充，资料也进行了更新。第1卷第1章介绍了现代企业化工工艺设计管理和工程组织等方面的内容，囿于当时的历史条件，在第二版中译本中未能出现。在本次第三版的翻译出版中，恢复了原著的本来面貌。第2卷第8章中增加了多组分精馏和间歇精馏的基础设计内容，用于精馏操作的机械设备的种类目前已有大幅度增加；第9章在原有版本的基础上作了很大更新，以充分反映应用范围迅速扩展的填料塔的研究进展。第3卷在传热、制冷装置、压缩设备、压缩缓冲罐、机械驱动装置的最新技术和工艺进展方面增加了200页的内容。这些更新使得第三版的出版更加有意义。

第三版第1卷由中国寰球工程公司组织翻译与审校，参加人员有胡健、秦霁光、李静、赵敏、汪宗承、张一兵、王红、吉京华、陈洋、李艳群。第2卷由天津大学化工学院组织翻译与审校，参加人员有姜忠义、李鑫钢、王保国。第3卷由北京化工大学化学工程学院、清华大学组织翻译和审校，参加人员有李春喜、李以圭、史奇兵、张霓、刘中林、于春影、尚建壮。设计大师伍宏业教授对本译著的翻译出版始终给予了极大的关注和指导，还有许多同志为本书的出版付出了大量的心血。谨此，一并向他（她）们表示衷心的感谢。

本书所存不妥之处，还望读者不吝赐教。

2005年10月

译者

第三版前言

《化工装置实用工艺设计》是一本化学工程与工艺方面的工艺设计手册，介绍了一些设计方法和基本知识并附有相关的机械数据和图表（一些扩充的数据图表放于附录中）。本书有助于工程师对问题的研究和分析，找到设计方法以及合适的机械规格以保证所选用的机械设备可以满足工艺目标的要求。在有关章节中扩充了一些化工厂和设备设计的安全要求及应用，强调了适用的安全规范、设计方法以及一些新的重要数据来源。

本设计手册不是一本充满各种方程和数据，而没有应用说明的书。相反，对于工程师来讲，它是一本将化学过程转化为适当详细硬件（设备）的指导书。因为如果没有适当尺寸和详细内部结构的设备，则工艺过程很可能无法实现特定的目标。本书并不推导理论方程，相反，它将具有坚实理论基础的方程直接应用于实际的设计过程。书中所推荐的绝大多数方程已经用于工厂设备的实际设计过程中，并被认为是可以采用的最合理的方程（专利数据和设计方法除外），而且无论经验丰富的工程师还是新手都可以应用。作者有意识地提供了一些判断、决定和选型的指导原则，其中有些原则见诸于说明性示例中。本人的经验表明，设计资料对于解决工厂操作中出现的問題以及设备或系统的性能分析都是很有益处的。本书也可作为综合性大学高年级学生或研究生的化工设计课程教材。

本书内容适合于具有1~2年工程基础教育的大学生工程师或者具有坚实专业基础知识的大学毕业工程师。本书为读者提供了实用的设计技术以及机械详细设计和设计规定。作者认为，除非工程师确定出了工艺设备的计算结果，可以经济地制造出来，或者从制造商的设计中作出合理选择，并用形象或思维方法从机械方面对所设计的工艺过程的功能作出解释，否则，工艺工程师就没有充分发挥其职能。本书的重点放在机械规程和一些要求上，这对于设备的规格以及特定的实际详细设计至关重要。对于实际设计中比较重要的一些机械和冶金学方面的规定在标准的机械工程教材中通常是找不到的。

书中各章是根据设备的结构功能，而不是按先前建议的单元操作的标准来组织的。实际上，有些章节采用了相同的原則，但考虑到工艺“过程”以及该过程中设备“功能”的不同，因此需要不同的解释。

为了保证新版内容比较详细，所需准备的材料太多，有些在以前版本中出现过的重要内容在本版中就删掉了。有关腐蚀、冶金学、成本估计和经济性等方面的内容将留给专门的著作来介绍。静电学方面的内容在工艺安全章节中进行了阐述，而机械驱动装置（包括电动机）单独作为一章进行叙述，因为很多工艺设备在特定条件下要求采用不同类型的电动或机械驱动装置。尽管有些内容未能在本版中介绍，但本书介绍的设计技术，基本上可适用于75%~85%以上的应用问题。

随着对于化学、物理、冶金学、机械学和聚合物/塑料科学问题更好的解释的出现，化学工程科学得到了发展，实用的化工工艺设计技术也日益完善。因此，在第三版中给出了一些其他的可靠设计方法。这些方法是由相关领域内有资格的个人或研究团体根据相关数据和经过检验的成熟技术而提出来的。自第一、二版以来，在工艺设备设计的计算硬件标准化方面已经取得了很大进展（这意味着一定程度的改进）。许多重要的基础标准都已写入新版本中，而且每章都用新资料进行了扩充和更新。

作者详细检查了各章内容，并用一些较新的设计方法替换了一些“陈旧”（未必过时）的内容。当然并不是对全部内容进行了更新，因为多数较“陈旧”的内容，仍然是目前最好的方法，并能给出最好的设计结果。为了方便设计和对设计方法进行说明，本书还增加了一些图表。

许多工业公司慷慨地提供了宝贵的设计数据和资料，作者对此深表感谢。因此，在书中适当地方都标明了资料出处，除非在很少一些情况下有特别要求要省略出处。

作者承担这项工作，承蒙 James Villbrandt 博士以及已故 W. A. Cunningham 博士和 John J. McKetta 博士的鼓励。其中后两者以及已故 K. A. Kobe 博士都为本书提供了很多建议，使之能够作为教材使用或者对各方面的工程师提供有用的资料。

另外，作者对于道化学公司允许使用某些尚未公布的资料并同意出版深表感激。在这方面，作者尤其感谢已故 N. D. Griswold 和 J. E. Ross 先生。同事 H. F. Hasenbeck, L. T. McBeth, E. R. Ketchum, J. D. Hajek, W. J. Evers 和 D. A. Gibson 对本书材料进行了校订并提出了建议，作者对此表示由衷的感谢。本书承蒙 Rexall Chemical Co. 公司鼓励完成，在此一并表示感谢。

Ernest E. Ludwi, P. E.

目 录

第 8 章 蒸馏	1	载点-负荷区域	352
第 1 部分 蒸馏过程特性	1	液泛点	359
平衡基本条件	2	发泡液体系统	361
烃类平衡 K 因子图	5	表面张力作用	361
二元物系物料平衡: 塔板间恒摩尔流	16	填充因子	362
蒸馏操作压力	22	推荐的设计能力和压力降	363
间歇蒸馏	58	压降设计标准和指导: 仅适用于乱堆	
蒸汽蒸馏	75	填料	367
包含热量衡算的蒸馏	84	专用乱堆填料设计指南	374
非恒摩尔流	84	乱堆填料: 载点以下的气液体系	385
多组分蒸馏	90	乱堆填料: 载点和泛点区域, 普遍设计	
蒸馏塔的故障检测、维修和控制	135	关联	385
符号说明	136	乱堆填料: 泛点压力降	386
第 2 部分 烃类的吸收和汽提		乱堆填料: 液体为连续相区域的压力降低	
(Dr. P. A. Bryant 协助完成)	142	于液泛点和在液泛点时的压力降	386
Kremser-Brown-Sherwood 方法——绝热		通过填料支承和再分布板的压力降	388
吸收	143	持液量	393
吸收——Edmister 方法	149	非水液体修正因子	395
符号说明	160	填料湿润面积	395
第 3 部分 塔板性能的机械设计	161	有效界面面积	396
接触板	161	填料表面的雾沫夹带	398
泡罩塔板的设计	171	规整填料	400
塔板布置	174	填料处理能力	409
泡罩	197	Intalox® 丝网填料	410
塔板的操作性能——泡罩	198	Intalox® 规整填料 1T	411
泡罩塔板设计及评价	216	Intalox® 规整填料 2T	411
带有溢流堰的筛板塔	222	Intalox® 规整填料 3T	411
无降液管的孔板	256	Intalox® 规整填料 4T	411
塔规格说明	273	Intalox® 规整填料 5T	413
符号说明	278	规整填料: 技术性能特性	417
参考文献	283	规整填料说明	421
文献目录	291	规整填料的规模放大	422
第 9 章 填料塔	294	填料塔中的质量传递和热量传递	423
外壳	295	传质单元数 N_{OG} 、 N_{OL}	423
乱堆填料	301	气相和液相系数 K_G 和 K_L	430
填料支承	321	传质单元高度 H_{OG} 、 H_{OL} 、 HTU	431
液体分布	325	伴有化学反应的传质	444
再分布器	336	碱液吸收二氧化碳或二氧化硫	444
填料装填	340	氨-空气-水体系	451
整砌	340	二氧化硫-水体系	452
乱堆	340	氯气-水体系 (低浓度气体)	453
填料的选择和性能	341	空气-水体系	454
指导原则: 塔板与填料的比较	341	氯化氢-水体系	454
最小液体润湿率	351	填料塔中的蒸馏	456
		理论板当量高度 $HETP$	457

HETP 应用准则	460	占地面积与高度之间的关系	479
HETP 值的影响因素	460	压力损失	479
传质单元	461	机械抽风式冷却塔的风机马力	480
使用空气冷却水	467	水流速度及其分布	481
开放式	467	排污及污染物累积	481
自然通风式	468	新塔初步设计的估算	485
鼓风式	468	现有塔的操作性能计算	493
抽风式	469	符号说明	497
一般结构	470	参考文献	501
冷却塔术语说明	470	参考书目	506
规格说明	471	附录	509
塔的工作性能	473		

第 8 章 蒸 馏

第 1 部分 蒸馏过程特性

蒸馏设备的效率和经济性对许多工艺过程至关重要。尽管蒸馏作为艺术和科学已有多年的实际应用，但是有关多组分精馏、共沸精馏、多侧线采出精馏、多股进料精馏以及其他类型精馏过程的研究仍在继续，以期获得最佳设计方案。一些简捷方法对于许多物系已经够用了，但在另外一些物系中就会受到限制。事实上，即使一些相对成熟和严格的设计方法也同样会存在一些限制。

本章所介绍的各种蒸馏方法在多数条件下已经够用了，但对一些特殊物系可能有所例外。进行过程设计的工程师通常会再选择另外一种方法来检验原方法计算结果的正确与否，特别是对于原方法为简捷法的情形。

应用计算机程序的现代设计技术可以准确地预测复杂多组分物系，如共沸物系或高氢含

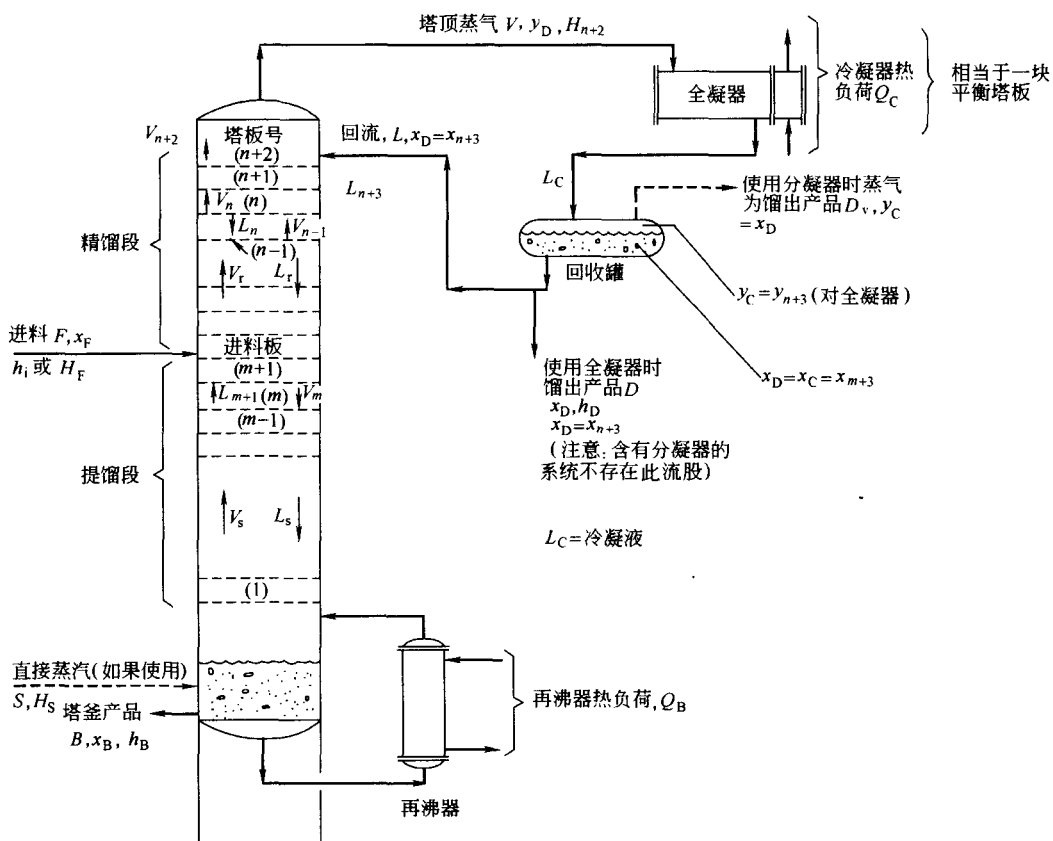


图 8-1 装有全凝器的蒸馏塔示意图

量烃类物系的各种特性参数,同时也可以预测一股或多股高纯度的产品流股的特性参数。当然也可以准确获得更简单的物系的特性参数。计算机的使用提供了判断变量组取值是否合理的可能性,这对于选择最优或较优的操作模式和条件有着极其重要的作用。

蒸馏设备制造和安装的费用可用来判断设计方法的质量高低以及在制造前所需的额外检查时间。图 8-1 所示的通用工艺符号图将在后面的体系和方法中用作参考。有关蒸馏设计和特性的符号表参见 136 页;有关吸收和解吸的符号表参见 160 页;有关板式塔设计的符号表参见 278 页。

平衡基本条件

蒸馏过程设计的理论基础是每块理论板上的热量和质量传递均处于平衡状态^[225~229]。工业精馏塔的实际塔板数是基于塔板效率和理论板数来设计的。塔板效率可通过不同的理论板计算方法来确定。这些方法将在后面的章节中加以介绍。

Dechman^[109]认为蒸馏过程中摩尔流率并不恒定,对基于恒摩尔流假设的常用 McCabe-Thiele 图解法进行修正。

蒸馏、萃取蒸馏、液-液萃取和吸收都是用于分离二元/多元液体或气体混合物的工艺过程。文献 [121] 描述了对于上述工艺过程如何选择最优过程以分离提纯混合物,其中以蒸

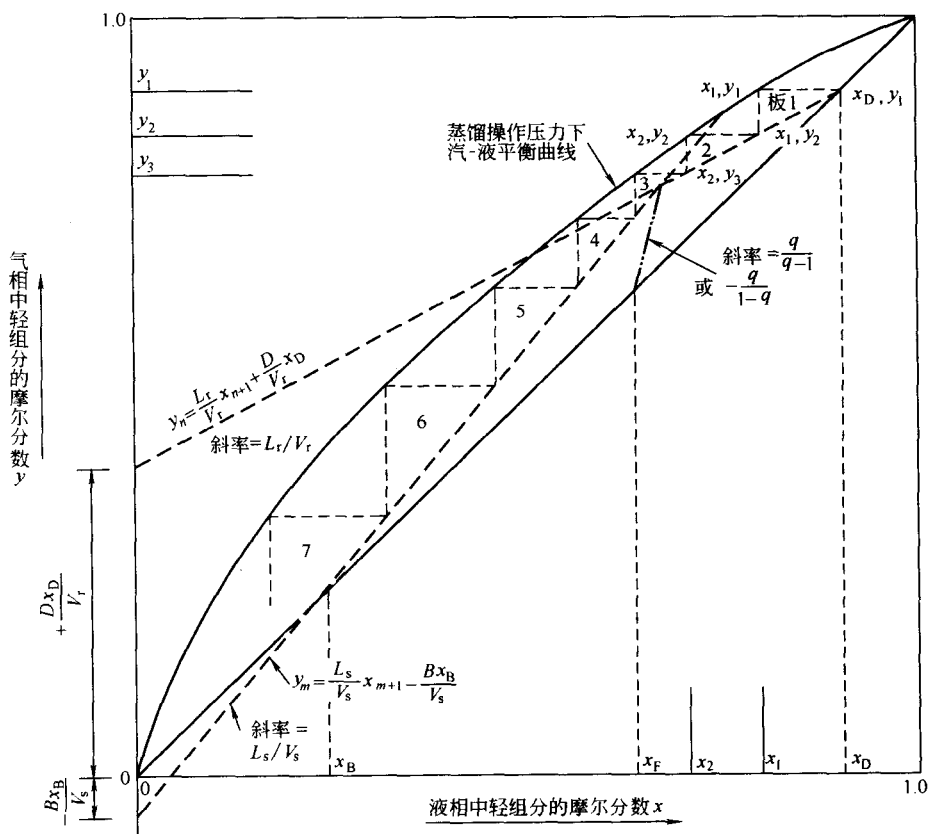


图 8-2 二元混合物的连续分馏: 含全凝器的 McCabe-Thiele 图

馏过程为主导。

作为开展蒸馏计算的重要基础数据,汽-液平衡数据可通过计算、估测及实验获得。这些数据需要通过温度、组成和系统压力等条件关联出来。

最基本的物系类型有两种:理想物系和非理想物系。不论是简单的二元物系,还是更常见的复杂多元物系都可以作如上的划分。

图 8-2 描述了蒸馏分离操作中某一特定组分典型的汽-液平衡曲线。该组分具有正常的挥发度,通常是二元物系中挥发性较大的组分,或是多元物系中指定分离要求的关键组分。

理想物系

这类物系(通常是低压下,远离临界状态且具有性质相似的组分)的分离特性可由 Raoult 定律描述,该定律可应用于气体和液体平衡。

当一种液体完全溶解于另一种液体时,两种液体各自的分压都会降低。

Raoult 定律认为对于液体混合物,任一组分的分压等于该组分纯态的饱和蒸气压与摩尔分数的乘积。

$$p_i = p_i^* x_i = P_i x_i \quad (8-1)$$

$$p_{ii} = P_{ii} x_{ii} \text{ (对系统中另一组分 } ii \text{)} \quad (8-2)$$

式中 p_i ——溶液中组分 i 的分压;

x_i ——组分 i 的液相摩尔分数;

$p_i^* = P_i$ ——纯态组分 i 的饱和蒸气压, p_{ii}^* 与之类似。

有许多液体混合物不能用描述理想混合物特性的 Raoult 定律来简单描述。这些系统同时遵循理想气体定律和液相 Raoult 定律,对于任一组分

$$y_i = \frac{p_i}{\pi} = \frac{p_i^* x_i}{\pi} \quad (8-3)$$

(Raoult 定律和 Dalton 定律联用)

式中 y_i ——组分 i 的气相摩尔分数;

π ——系统总压。

当系统状态接近临界状态时, Raoult 定律不再适用;对于烃类混合物,当压力超过 60psig 时该定律也不再适用^[81]。

Dalton 定律将远低于临界压力状态下的气相组成与压力、温度关联起来,即系统的总压等于各组分的分压之和:

$$\pi = p_1 + p_2 + p_3 + \cdots \quad (8-4)$$

式中 $p_1, p_2, \cdots$ ——组分 1, 2, ... 的分压。

因此,对于 Raoult 定律和 Dalton 定律,混合物中任一给定组分气相组成与液相组成之间的关系只是温度和压力的函数,而与混合物中其他组分无关。

Henry 定律用于计算稀溶液中溶质的蒸气压,是对 Raoult 定律的一个修正:

Henry 定律

$$p_i = k x_i \quad (8-5)$$

式中 p_i ——溶质的分压；
 x_i ——溶液中溶质的摩尔分数；
 k ——实验测定的 Henry 常数。

如图 8-2 所示，Henry 定律通常应用在汽化曲线的左下端，即从横坐标为零开始，认为此端是稀溶液端；而 Raoult 定律则应用于曲线的右上端。

Carroll^[82]详细分析了 Henry 定律并指出了其限制条件，Henry 常数是溶质-溶剂对和温度的函数，而不是压力的函数，因为它只在无限稀溶液中才完全成立，只有在无限稀释溶液中 Henry 常数才等于基准逸度^[82]。

严格的 Henry 定律

$$x_i H_{ij} = y_i P \quad (8-6)$$

适用条件： $x_i < 0.01$ 且 $P < 200 \text{ kPa}$ 。

简化的 Henry 定律

$$x_i H_{ij} = P \quad (8-7)$$

适用条件： $x_i < 0.01$ ， $y_j \approx 0$ 且 $P < 200 \text{ kPa}$ 。

$$K = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_i^*}{p} \quad (8-8)$$

式中 H_{ij} ——Henry 常数；
 x_i ——组分 i 的液相摩尔分数；
 P ——压力，绝压；
 y_i ——组分 i 的气相摩尔分数；
 y_j ——组分 j 的气相摩尔分数。

必须注意公式中的合理假设，这可以通过经验和/或实验判断来确定。

Carroll^[83]提出了一些多组分混合物中 Henry 常数的估算方法。例如，难挥发物质（例如固体）溶于溶剂中；气体溶于水合电解质溶液中；混合电解质溶液；混合溶剂，例如一种气体和一种含有两组分或多组分的溶剂处于平衡状态；两种或多种气相溶质与单一溶剂平衡；同时存在相平衡和化学平衡的复杂情况。

平衡因子 K （ K 因子）的值通常由数据齐全的烃类系统关联得出，见下一部分有关 K 因子图的介绍。对于无法查到 K 因子值的化学组分，可用如下基本关联式：

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\nu_i}{\Omega_i} \times \frac{p_i^*}{p} \quad (8-9)$$

对于理想物系

$$\nu_i = \Omega_i$$

式中 K_i ——相平衡时组分 i 气相摩尔分数除以液相摩尔分数；

K_i ——物系中组分 i 的平衡分配系数；

p_i^* ——一定温度下组分 i 的蒸气压；

p ——系统总压， $p = \pi$ ；

ν ——活度系数；

Ω ——逸度系数。

理想物系的假设通常用于下述情形：物系中组分属于同族烃类或同一类化学物质，因而

沸点接近,例如脂肪烃。当物系中含有“奇异”的或不同族的组分,或者物系由宽沸程组分构成时,则物系偏离理想性的可能性变大。

通常在进行初步计算时使用理想状态假设,然后再运用严格的设计方法。使用理想状态假设的近似计算有时也可能很准确,尤其是当各组分的活度系数等于或接近1.0时。尽管本章重点并不在于如何评价各种计算相平衡(常数)的方法和技术,但本章仍将给出一些参考资料以帮助设计者获得更多的细节描述。这方面的内容非常细致,需要有专门的书籍来获得足够的参考,例如 Prausnitz 编著的书籍^[54]。

许多过程中组分的压力、体积和温度之间的关系并不符合理想气体定律,因此在计算中应用理想状态假设时总会产生一定误差——当实际物系与理想物系的差别不显著时,误差不大,而在某些情况下误差会非常可观。因此,如果可以通过数据判定系统是理想还是非理想的,那么就可以简便地选择计算方法,并且可以增加计算结果的可信度。

烃类平衡 K 因子图

表征汽-液平衡比的 K 因子通常与烃类种类以及一些常见杂质如氯气、二氧化碳和硫化氢等的含量有关^[48]。 K 因子是某一组分气相摩尔分数除以该组分液相摩尔分数的平衡比值。 K 通常被认为是混合物中某一组分组成以及达到平衡时系统温度、压力的函数。

Gas Processors Suppliers Association^[79]给出了 K 因子更为详细的发展背景以及会聚压力 (Convergence pressure) 的应用。在烃类混合物中会聚压力本身并不能表示一个系统中组成的影响。但是这一概念确实给系统计算提供了一个非常快捷的途径并且应用于许多工业计算过程中。但它不适用于极低温度下的分离系统。

文献 [79] 中的图是二元系统图,它并不代表特殊的物系,只表示通常的情况。在精确度满足要求的情况下,会聚压力通常可以表示气相和液相的平衡组成,而且可以代表系统在一定温度下的临界压力。会聚压力表示在一定温度下系统不再可能进行汽-液分离时的压力值^[79]。它通常是液相组成的函数,可以使用估算的会聚压力初值通过闪蒸计算得出液相组成的假定值,会聚压力的初值通常取给定温度下系统的临界压力。以下是文献 [79] 推荐的步骤。

第一步:假定液相组成,即给定一个近似值(如果没有假定方法,则可取总的进料组成为初始值)。

第二步:找出液相摩尔分数大于0.1的所有组分中最轻的组分(挥发度最大)。

第三步:计算所有较重组分(挥发度较小的组分)的临界温度和临界压力质量平均值,从而将其与轻组分组成一个虚拟的二元物系(对于大多数烃类物系,可以只计算临界温度的质量平均值)。

第四步:寻找由轻组分和假想的重组分组成的二元物系的临界点,如果假想的重组分的平均参数介于物系中实际存在的两种烃类物质之间,则有必要在这两种烃类物质的临界点之间进行插值。

第五步:对应要求的闪蒸条件,在图 8-3A 中根据温度(横坐标)读出相应的会聚压力值(纵坐标)^[79]。

第六步:利用得到的会聚压力值以及系统温度和系统压力,从适当的会聚压力- K 图中查得该组成下的 K 值。

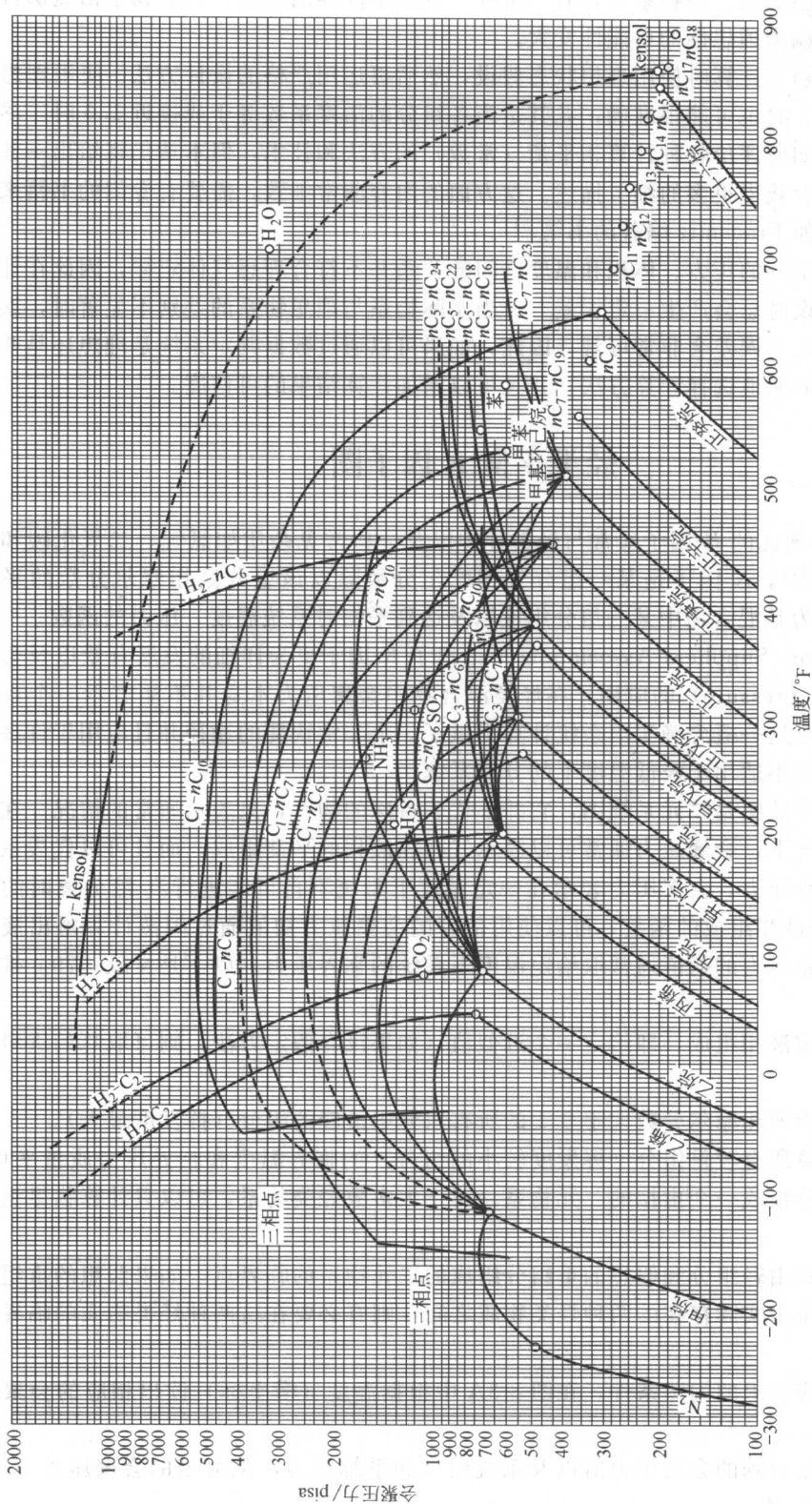


图 8-3A 烃的会聚压力 (临界状态下)

本示意图承 Gas Processors Suppliers Association Data Book, 9th Ed. V. 1 and 2 (1972~1987), Tulsa, Okla 允诺采用

这些会聚压力是会聚曲线的基础, 不需要较新的数据

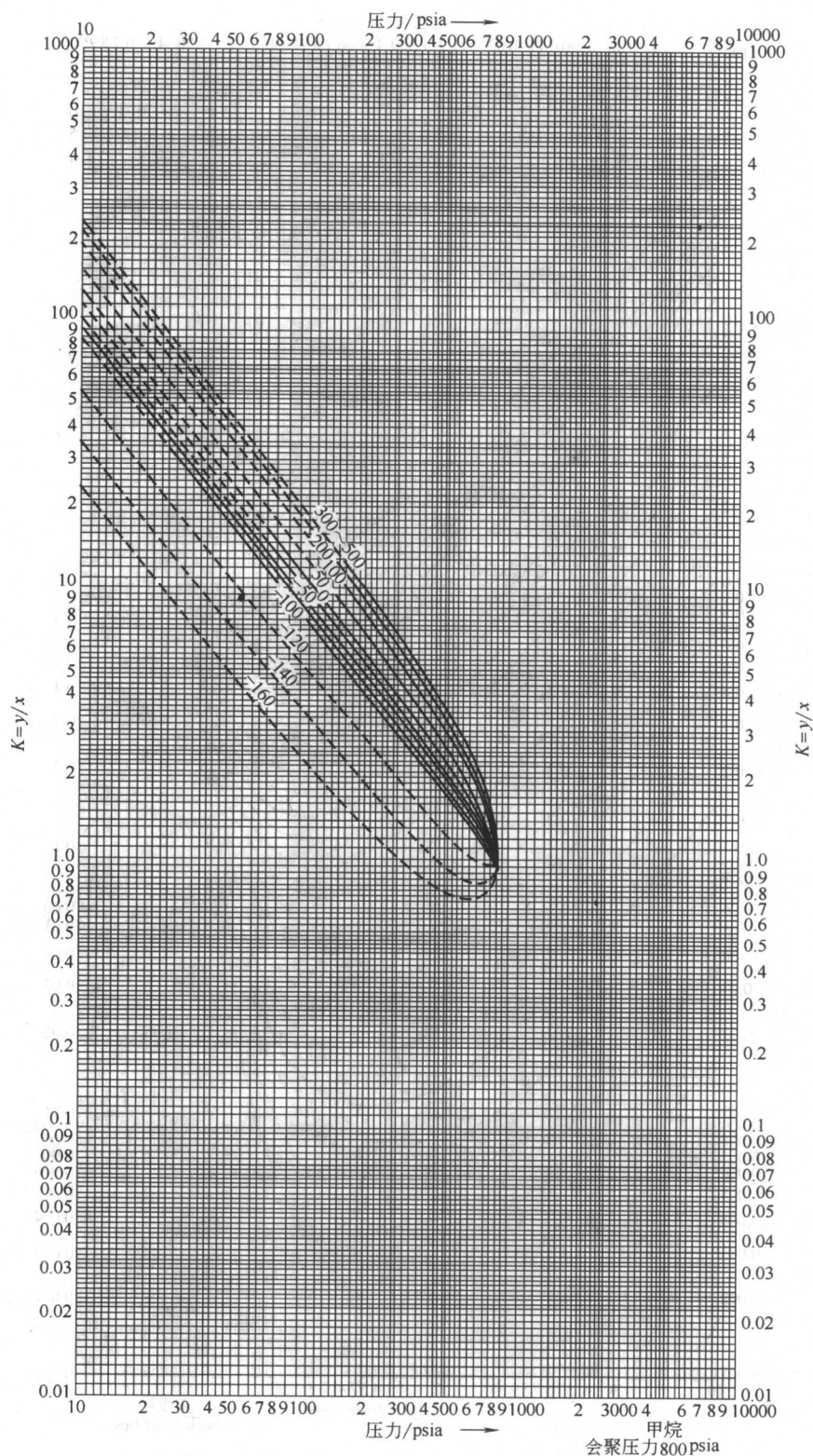


图 8-3B 800psia 会聚压力下甲烷的压力-K 值图

本示意图承 Gas Processors Suppliers Association Data Book, 9th Ed. V. 1 and 2 (1972~1987), Tulsa, Okla 允诺采用

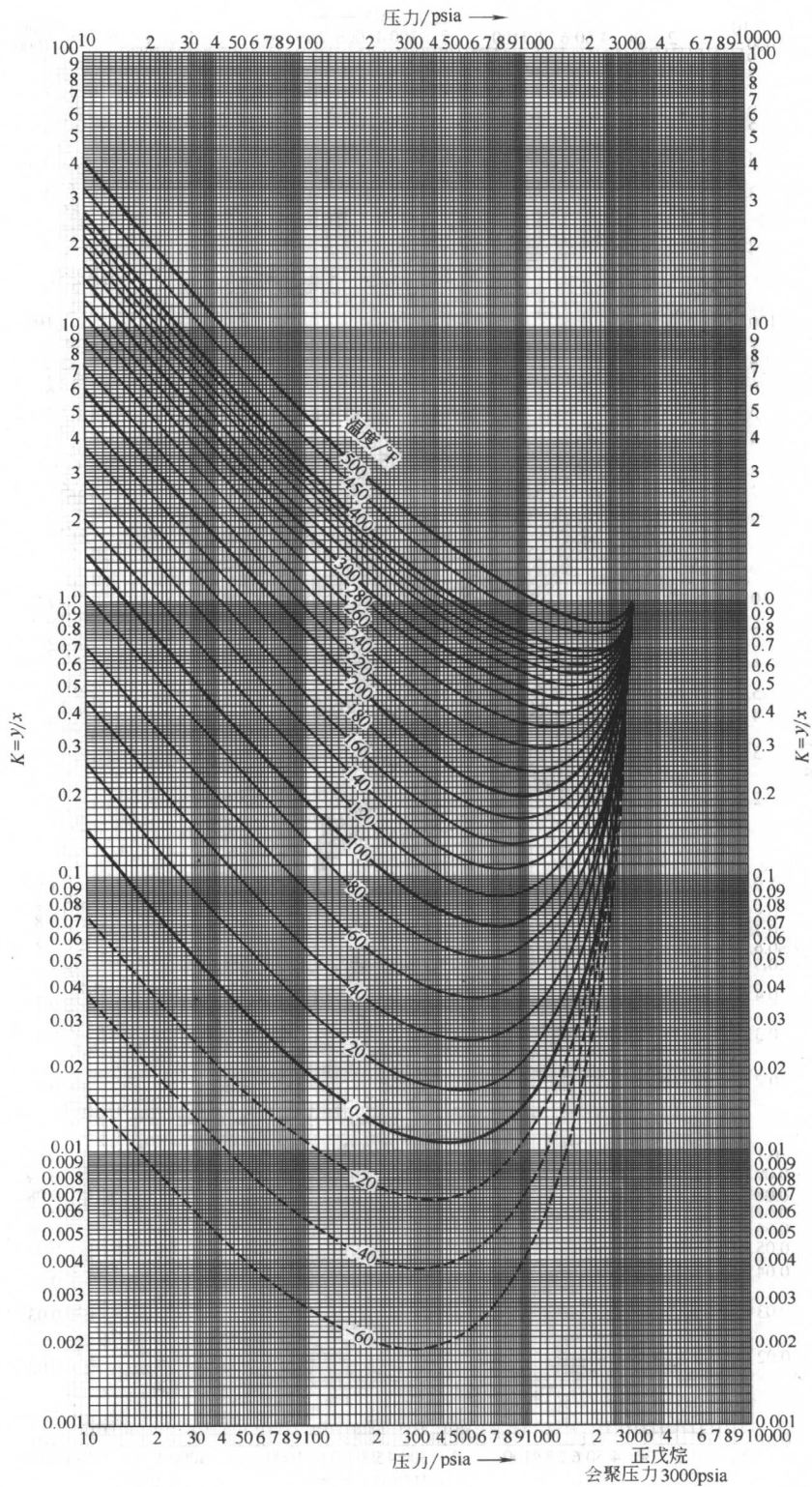


图 8-3C 3000psia 会聚压力下正戊烷的压力-K 值图

本示图承 Gas Processors Suppliers Association Data Book, 9th Ed. V. 1 and 2 (1972~1987), Tulsa, Okla 允诺采用