

炼油蒸馏计算

[美] R. N. 沃特金斯著

石油化学工业出版社

炼油蒸馏计算

[美]R. N. 沃特金斯 著
《炼油蒸馏计算》翻译组 译

石油化学工业出版社

内 容 提 要

本书比较全面地介绍了炼油厂的各种蒸馏过程，并且提出了这些过程的分析方法和计算方法。对炼油厂各种蒸馏塔的工艺计算和生产标定均有一定的参考价值。

本书可供炼油工业的科研、设计、生产等单位的工程技术人员之用，亦适用于有关的高等院校师生。

本书由石油化学工业部炼油设计院和北京石油化工总厂设计院的冷远图、徐心兰、胡德铭、王淑兰、王丽端、王玉翠、方怡中、陈川美、冯尚禧、李廷显翻译；朱康福、徐承恩、黄宇梁、龚慰鹤审校。

R·N·WATKINS
PETROLEUM REFINERY DISTILLATION
GULF PUBLISHING COMPANY
HOUSTON, TEXAS 1973

炼 油 蒸 馏 计 算

《炼油蒸馏计算》翻译组译

*

石油化学工业出版社出版

(北京和平门七位十六号楼)

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787×1092¹/₁₆，印张9³/₁₆，字数230千字印数1—8,250

1978年7月北京第1版 1978年7月北京第1次印刷

书号15063·油154 定价1.05元

目 录

一、前言.....	1
二、常压塔.....	3
三、减压塔.....	50
四、催化裂化主分馏塔.....	68
五、炼厂轻组分分馏.....	80
六、裂解气急冷塔.....	115
附录 原油评价	

33479

一、前 言

作者编写本书的目的在于填补作者在其早期工作中经常遇到的，存在于技术文献中的空白。虽然炼油蒸馏的技术，在实践中应用已超过了一世纪，但已发表的文献却很少。在这一领域内，派基 (Pakie)^[1]的工作成果，到目前为止仍是唯一的和最好的基础。稍后，普拉特 (Prater) 和波义德 (Boyd)^[2]以及沃特金斯 (Watkins)^[3]等人发表了一些简短的论文。在教科书中，纳尔逊 (Nelson)^[4]和范文克 (Vanwinkle)^[5]的概述可视为较全面的参考文献。在未发表的文献中，情况也差不多。

几年前，作者由于工作上的原因，查阅有关蒸馏方面的文献，发现在图书馆中有不少关于蒸馏理论、应用、平衡、设备设计等方面的著述，但是有关炼油蒸馏方面的文献却十分缺乏。问题可能有二方面。第一，直至1961年爱德密斯特 (Edmister) 的书^[6]发表以前，在重质油品气-液平衡方面还没有方便的计算的关联式。第二，现在很多工程技术人员热衷于研究和利用电子计算机来解答工程上的问题，而涉及化学工程理论则认为是属于次要考虑的课题。

本书首先对从事生产实际工作的工程技术人员是实用的。其次在必要时，对已论述过的有关炼油蒸馏的原理和计算方法给予澄清。目前的实际情况是：在此领域内的一些技术和许多设计资料都是经验数据，并且原油的类型很多，是大量不同组分的混合物。虽然人们强烈地希望把油品蒸馏的过程分析与酒精和水的分离过程达到同样的深度，并且掌握到同样多的知识，但对这些问题是没有理由作这样要求的。经验虽然往往被从事理论研究的人所忽视，但对从事于这一行业中的人来讲确能对其日常遇到的问题获得可行的解答。经验方法还有另一可贵之处，即在于其理论性的解释不一定总是对的（它们能做得通），但此方法对于观察到的，而为理论所不能证实的现象予以理性化，并试图加以解释。

在任何最近发表的技术书籍中，很少可以说是全新的东西。现在很多新数据和新方法，大多是以论文的形式在期刊或技术讨论会上发表的。本书的特点就在于：它是第一次试图将现代化炼厂或石油化工厂内能够碰到的每一种蒸馏方法的分析和设计程序综合在一本书之内。这些程序是在工业中被采用，而且被实践所验证了的。

本书分章编写，每章详细叙述一种特定的蒸馏方法及其可用的设计程序。必要时，对叙述性较强的内容则附以例题以进一步说明。关于计算和设计原始数据的来源如下：美国石油协会 (The American Petroleum Institute, API) 发表的数据手册^[7]，该书推荐了已发表的最好的原油和各种馏分油物理性质的计算方法。纳尔逊 (Nelson) 和麦克斯韦尔 (Maxwell)^[8]的著作也是这些数据的有价值的来源。对重质油品的气-液平衡计算，一般采用了派基 (Pakie) 和爱德密斯特 (Edmister) 的方法。在例题中，热性质采用约翰逊 (Johnson) 和格瑞逊 (Grayson)^[9]发表的数据。

在文章的很多地方都注明了“业主”。“业主”是指在所探讨的技术领域中，对各种设施的验收和生产方面都是最终负责的一方。虽然在设计过程中，许多问题是由工艺设计人员决定，但在开始时，许多基本的决定是由那些最终将要对生产负责的人作出的。

作者编写本书的前提是认为读者在蒸馏、原油、石油产品及其规格以及石油加工过程等方面具有一定的基本知识。否则,请读者阅读纳尔逊和亨斯特培克(Hengstebeck)⁽¹⁰⁾的著述以获得此方面的基本知识。

最后还需要指出,本书所论述的方法并不是唯一的和不可修改的方法。这些方法只是作者按逻辑推导的,用以解析问题的方法,它只是作者个人的经验和意见。读者应该用自己的经验来批判地验证这些方法并从而作出自己的判断。

参 考 文 献

- [1] J. W. Packie "Distillation Equipment in the Oil Refining Industry" AICHE Transactions 37 (1940) pp. 51-78.
- [2] N. H. Prater and C. W. Boyd, "How to Calculate Multidraw Towers" Oil and Gas Journal (May. 2 1955), pp. 72-82.
- [3] R. N. Watkins "How to Design Crude Distillation" Hydrocarbon processing 48, no. 12 (December 1969), pp. 93-106.
- [4] M. L. Nelson, Petroleum Refinery Engineering 4th ed. (New York, McGraw-Hill Book Company, Inc, 1958).
- [5] M. Van Winkle, Distillation (New York, McGraw-Hill Book Company, Inc, 1968).
- [6] W. C. Edmister, Applied Hydrocarbon Thermodynamics (Houston Gulf Publishing Company, 1961).
- [7] Technical Data Book Petroleum Refining (Washington, D. C. The American Petroleum Institute, 1966).
- [8] J. B. Maxwell, Data Book on Hydrocarbons (Princeton, N. J., D. Van Nostrand Co. 1965).
- [9] Grayson and Johnson, "Petroleum Refiner", 42 no. 2 (February, 1961). pp. 123.
- [10] R. J. Hengstebeck, Petroleum Processing, Principles and Applications (New York Mc Graw-Hill Book Company, Inc. 1959).

二、常 压 塔

刚从油田开采出来的原油，处于自然状态时，是使用价值较低的物质，很少直接应用。但是当它加工成各种油品后，其使用价值就会提高许多倍。任何炼厂，首先是用蒸馏方法将原油切割成多种组分，这些组分可直接作为产品或作为其他加工过程的原料。

在大多数炼厂，这个过程分两步进行。原油首先被加热到为该种原油所允许和操作实践所允许的最高温度。然后进入一个分馏塔，该塔在比大气压力稍高一些的压力下操作。这个塔通常叫做常压塔，可生产几种馏分油和塔底重油。塔底重油是在常压塔的温度和压力条件下不能被蒸出的残留液体。这种重油被重新加热到最高允许温度——通常比常压塔进料温度要高，然后进入一个低于大气压力下操作的分馏塔，这个塔通常叫做减压塔。本章只讨论常压塔，减压塔将在第三章加以讨论。

虽然原油蒸馏工艺已有100多年的历史，然而，这些装置的设计和操作仍几乎完全是在经验的基础上来完成。在某些情况下，甚至几乎是在感性的基础上完成。这无疑是由于原油是由从甲烷直到70个或更多碳原子数，而且几乎是无限种类的碳氢化合物所组成的。因此加工工艺和产品常常只能用石油工业的专门术语来表达。在讨论设计方法之前，首先在这里把有关原油蒸馏中常用的术语加以说明。

(一) 原油及其馏分的分析

将原油样品按一个组分、一个组分地来分析实际上是不现实的。因此，任何原油的组成是用实沸点蒸馏方法近似地确定。所用的分析设备与方法详见纳尔逊^[1]书中第四章。该方法基本上是一种采用多层塔盘和高回流比的间歇蒸馏方法，因此在温度-馏出体积百分数曲线上任何一点的温度都能代表该体积百分率的碳氢化合物的实际（真实）沸点。

实沸点蒸馏通常仅用于原油分析，而不用于石油馏分。另外有一种快速蒸馏方法可用于石油产品和中间馏分的分析。这个方法是美国材料试验协会（ASTM）建立起来的，简称为ASTM蒸馏。这是一种快速的间歇蒸馏，使用没有塔盘和回流的蒸馏釜与冷凝器，仅有的回流是由设备的热损失产生的，这个试验方法已被普遍采用。

第三种用于研究石油馏分的实验室蒸馏方法是平衡蒸发（蒸馏）方法，参见《纳尔逊》第四章，这种蒸馏可以在高于或低于常压的压力下进行，而实沸点和ASTM蒸馏只能在或者常压或者减压下进行。平衡蒸发曲线很少采用，因为分析时间较长，它几乎完全限于对原油或拔头原油（常压塔底油）即减压塔进料的分析。平衡蒸发曲线的初馏点即该馏分的泡点，干点则为其露点。需要时，可采用接近于操作压力的若干压力，来绘出一组平衡蒸发曲线，这样对“相状态”的估计，将比通过计算所得较为精确。

采用各种蒸馏方法是为了表示被研究物料的馏分组成。因此，组分的沸程是最重要的指标。例如，煤油ASTM蒸馏的沸程接近于325~525°F（163~274°C），相当于实沸点蒸馏的沸程是275~575°F（135~302°C）。后一数据是实际组分理论上的指示性数值，而前

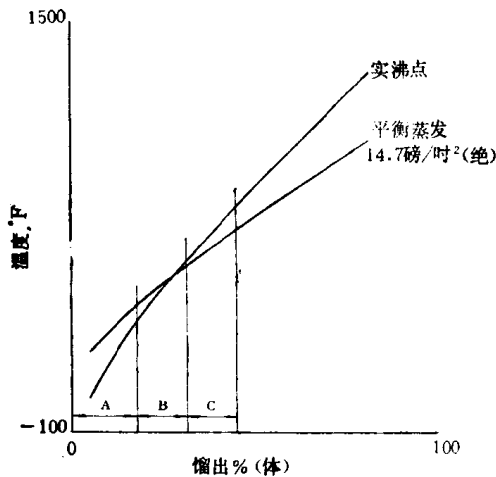


图 2-1 原油实沸点和平衡蒸发曲线和石油产品的体积收率

者则为设计和操作人员在讨论蒸馏问题时所经常使用的数值。平衡蒸发曲线是确定液体的相变化，因此对设计人员是比较重要的。

图 2-1 表示某种有代表性的原油的实沸点和常压平衡蒸发曲线，还表示某一工艺条件下三个石油馏分的预计收率。图 2-2 表示某种有代表性的石油馏分的 ASTM、实沸点和常压平衡蒸发曲线。

最完整和具有结论性的原油分析一般被称为原油评价，要比实沸点曲线和全原油 API 比重指数更为详细得多，一个完整的原油评价包括下列内容的一部或全部：

- A. 全原油比重、粘度、含硫量、倾点等等；
- B. 实沸点蒸馏曲线和比重、粘度、含硫量等的中体积曲线；

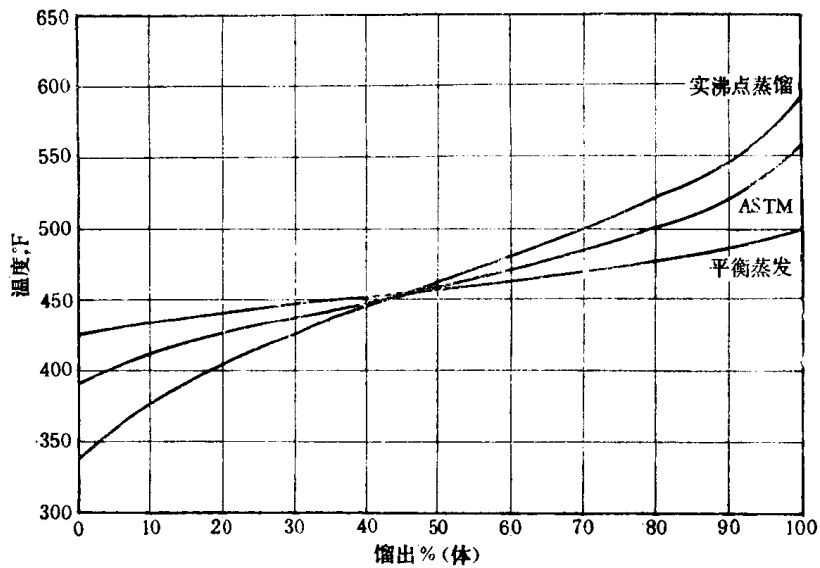


图 2-2 比重为0.8265的轻质油品的ASTM、实沸点和平衡蒸发曲线

- C. 轻质组分（直到C₈或C₉）的分析；
- D. 各馏分（粗汽油、灯用煤油、粗柴油和残油）的性质：收率%（体）、比重、含硫量、粘度、辛烷值、柴油指数、闪点、燃点、冰点、烟点、倾点、蒸气压等；
- E. 润滑油馏分的性质（当该原油适合于生产润滑油的基础组分时）；
- F. 沥青性质（当该原油残油适合于生产沥青时）；
- G. 对各馏分各种性质的详细数据：例如粗汽油收率和辛烷值的关系、润滑油原料收率与粘度的关系等；
- H. 常压平衡蒸发曲线或相图，一般很少做。

这些数据的较大一部分对设计工作用处不大，但对原油加工或选用原油是很重要的。本书最后附有一个工业原油的典型评价。

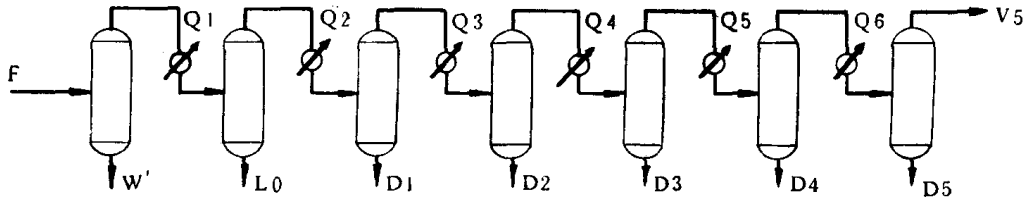


图 2-3a 串联闪蒸罐

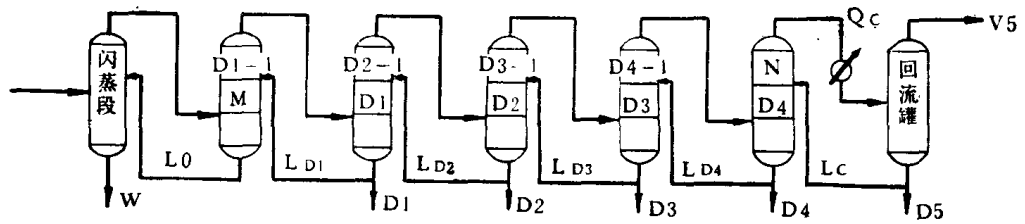


图 2-3b U型(塔顶回流)

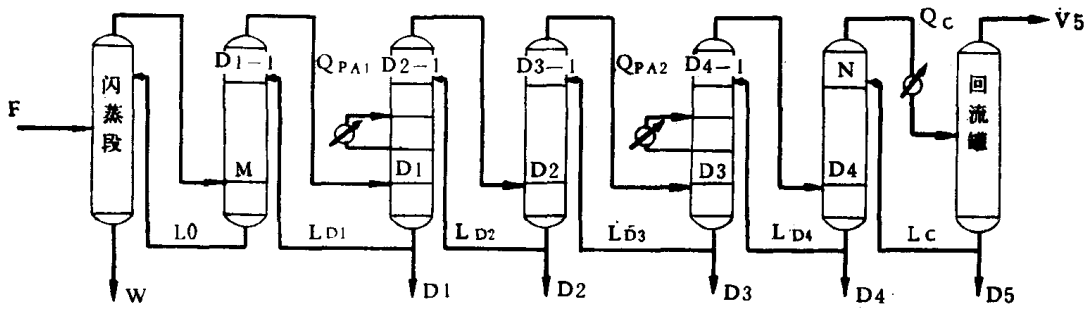


图 2-3c A型(循环回流)

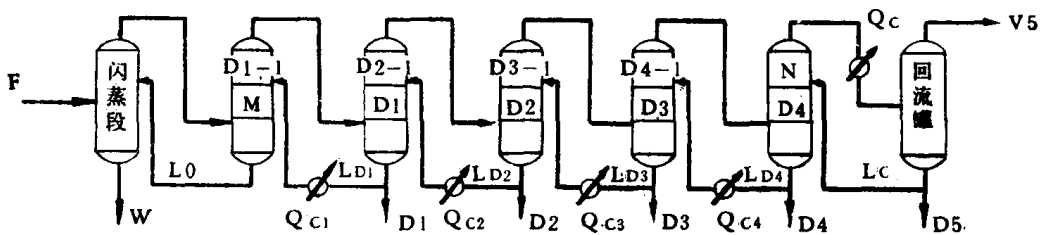


图 2-3d R型(侧线抽出回流)

图 2-3 原油常压蒸馏工艺流程示意图

(二) 原油常压蒸馏的基本过程

原油的蒸馏过程与许多熟悉的蒸馏过程是相似的，虽然表面看来可能有所不同。为了避免眼前属于次要的细节而直接接触问题的实质，将原油分割成所希望组分的分离加以分别考虑，不考虑侧线产品和塔底液体用蒸汽或重沸器（用于较轻的侧线产品）汽提的影响。进一步说，将分离定为生产五个馏分和一个残油（塔底液体）产品。最轻的馏分常常在回流罐的温度、压力条件下是不能完全冷凝的，因此可能产生两种馏分，一种气相，一种液相。有一些少量的过量的蒸发，被称作“过气化”，它将用来提供在闪蒸段（部分气化的原料进塔之处）和第一个（最下的）侧线抽出层之间那一段塔有足够的回流。

由于物料被气化的愈多，原油的温度就愈高；同时因为通常进料在进塔以前被加热到最高允许温度，所以在原油蒸馏中采用重沸器是不可取的。因此全部馏出物加上过气化量，需要在蒸发段蒸出。上述概念的另一个说法是工艺所要求输入的总热量应包含在离开加热炉的进塔原料之中。

图 2-3 表示原油蒸馏的几种工艺过程。用来表示三种回流方式的术语是作者为了便于讨论所规定的，在工业中是没有很大意义的。U 型是仅仅采用由塔顶冷凝器来的塔顶回流来除去全部工艺热量。A 型是采用外部循环的冷流，在塔的一个或几个侧线处各自除去部分热量，称作循环回流。R 型是采用“过冷”的真正平衡回流，来除去部分热量，这通常设于所有的侧线产品抽出层，称之为侧线抽出回流（或侧线回流）。A 型和 R 型这二种方法只能除去部分热量，剩余热量必须由冷凝器至塔顶塔盘的回流来取出。

为了简化图 2-3 的讨论，假定不管除去热量的方法如何，每种产品的体积收率是同样的。

图 2-3 a 为获得所希望的产品方案的第一种方法。气-液混合物从炉子出来进入第一个蒸发罐，在此分去残液 W' 。从第一个罐蒸出的蒸气被冷却到刚好冷凝了过气化量 L_0 ，然后进入第二个罐，这里继续进行气液分离。虽然在图上未表示，但 L_0 加 W' 应为总残液 W 。蒸气被冷却到规定的温度并进入第三蒸发罐，这里 D_1 分离出来。这个过程重复进行，则 D_2 、 D_3 、 D_4 被冷凝后分出。从第六个罐出来的塔顶蒸气被冷却到冷却介质所能达到的低温，以便最大限度地回收蒸出液体 D_5 ，不冷凝物即为 U_5 。由于每次分离都是冷却和平衡冷凝的过程，因此每一级得到的液体中往往含有一定数量的，比所要求的馏出物更轻的组分，平衡的蒸气中也含有某些应该在液体中的组分，因此下一段将被冷凝的馏分中也会含有某些不希望有的重组分。所有这些馏分是一个连续物料的组成部分，并表明应该有可能利用回流来除掉蒸气中的重组分和利用汽提气体来除去侧线产品中的轻组分。

图 2-3 b 为 U 型流程，是一种接近于理想的分馏的方法。流程中的每个容器代表一个分离段。这种型式的装置很明显是不现实的，因为仅仅靠塔顶冷凝器来除去热量，则冷凝温度太低，不便于回收热量。其次，通过全塔的气液负荷，从底层到顶层塔盘有显著的增加，这样就需要根据顶层塔盘流率来确定塔的尺寸。以后可见，这一分馏塔的塔径要比 A 型或 R 型的塔大得多。图 2-4 a 表示 U 型流程中某一段的物流，从该流程可知，取出塔内中段各点热量是通过将塔内抽出的液体冷却后，再打回塔内来完成的，这不过是一个一般的精馏塔。其冷却介质通常是原油，即原油在进加热炉前先进行预热，这样可以实现双重

的好处。用下边两个方法之一就能做到。

两个方法中更加通用的是循环回流方法，即作者称之为A型的流程，以图2-3 c和2-4 b表示。液体从下一抽出线以上的一层塔盘抽出，冷却后回到较高的一层的塔盘处，但该塔盘应在上一个抽出层之下。在实践中，这一段一般有二三层实际塔盘，包括循环回流抽出层及冷却液体返回层。这方法通常使用在塔的低部位和中部，并提供进料原油能在二个不同的温度水平下，通过换热回收热量。这方法的优点是使经过这一段的蒸气和真正回流液体稳定，同时还可以有效地减少通过该塔的气-液负荷。这个方法的不利方面是用于热交换的这三层塔盘对于分馏效果来说只相当于一层实际塔盘。这是因为从平衡的观点来看，循环液体对于该段来讲是“外来的”物料。这过程类似于从一个吸收塔除去热量，即将塔底油抽出一部分冷却后返回到上面的塔盘，这对于除去热量是好的，但不利于传质。

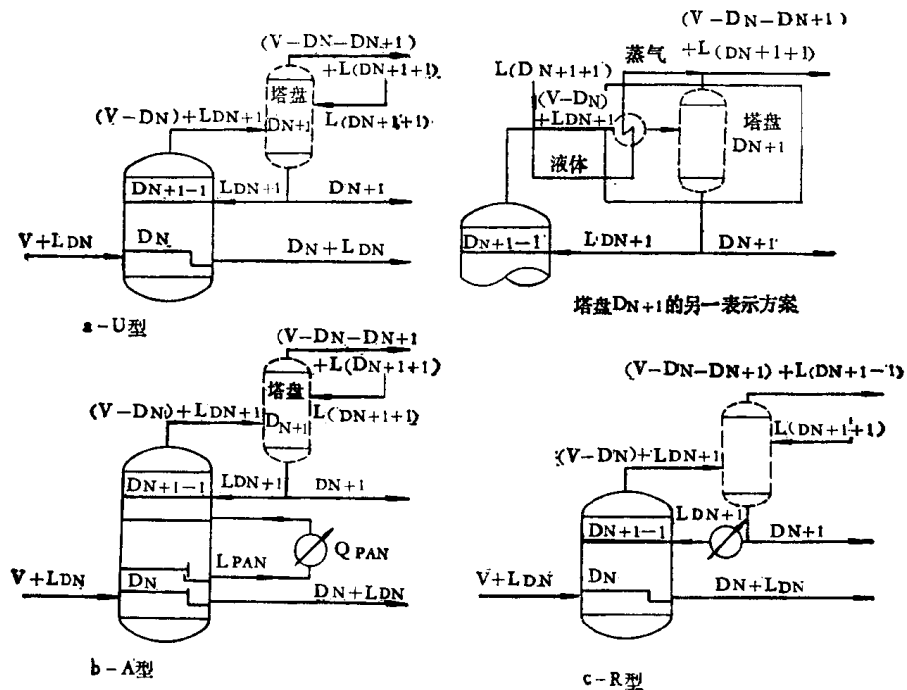


图 2-4 U型、R型、A型常压塔的一段物流详图

图2-3 d和2-4 c表示一个R型的流程，这是一个利用过冷回流的精馏段。最经济的R型设计是用进料原油作为侧线抽出回流的冷却介质，这样也获得了进料预热的好处。这方法可使用于所有的抽出层。其他优点则是：塔内全部液体都是真正平衡回流液，这样全部塔盘都可认为是对分馏是有效的。塔内任何部位的气-液负荷也是相当均匀的。

图2-5表示三种类型回流的塔内气-液负荷曲线，可以看到U型的气-液负荷是连续增长的，而A型与R型则由于从外部除去热量，故负荷大体上是稳定的。

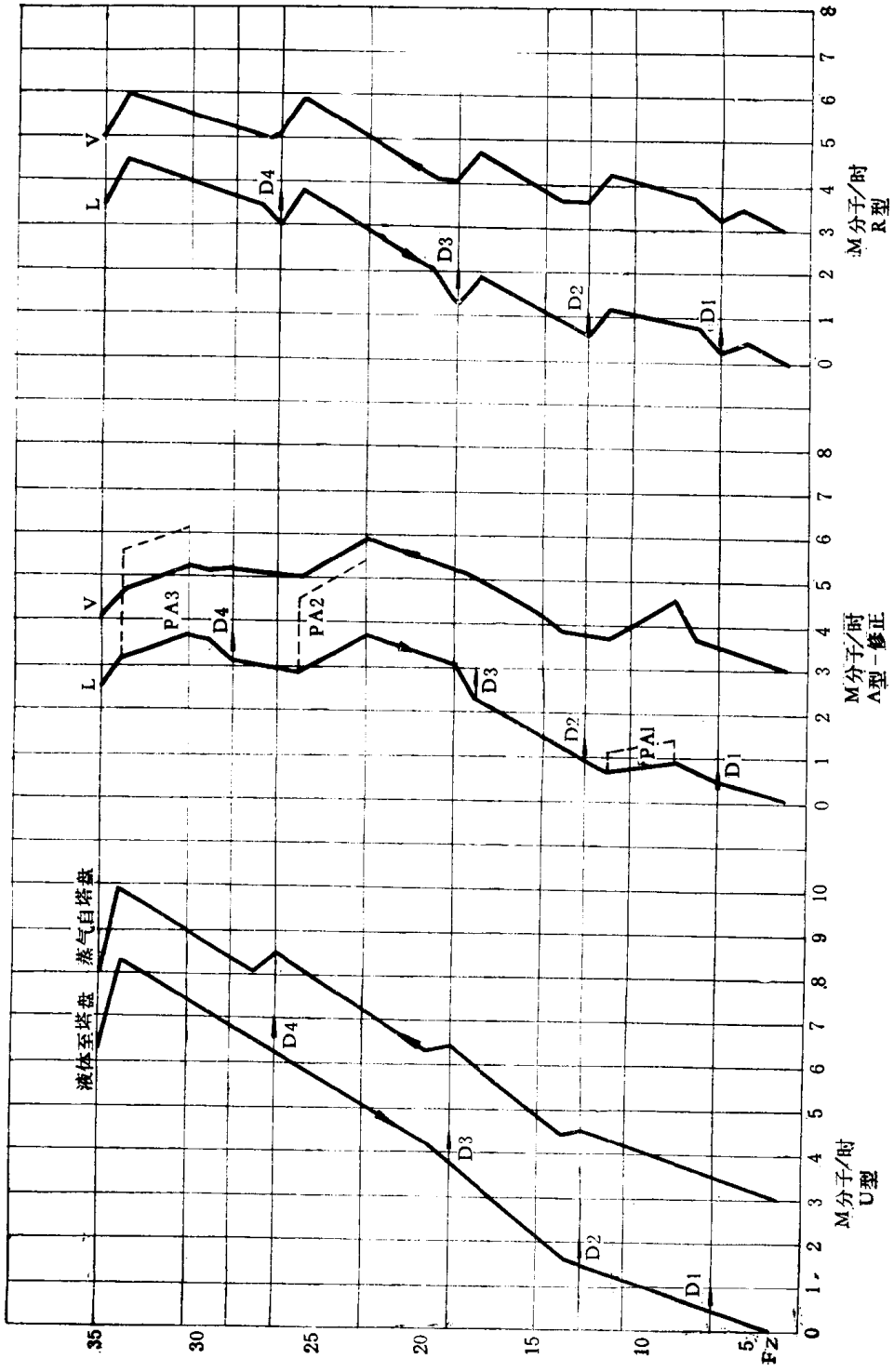


图 2-5 U型、R型和A型常压塔气-液负荷曲线

(三) 石油蒸馏的标准

在多数介绍化工蒸馏系统的文献中，系统是由若干可按其名称来鉴别的化合物所组成的，而重油的蒸馏，则是一项难以掌握的技术，在第一次遇到时尤其如此。多年来，关于非连续组分系统的蒸馏计算，已有许多很好的方法发表。但石油蒸馏是一件相当不同的事，因为分析的方法大多是经验的或以经验数据为基础的。不过，轻质烃的蒸馏和原油的蒸馏是有类似之处的，下文的目的就是讨论这些相似之处。

一种典型的轻烃类化合物的分离是丙烷和正丁烷的分离。这个课题要求设计者根据产品的规格要求，提供足够的塔盘数和回流量。塔盘回流需要量应根据流程所规定的分离要求和被分离物料固有的物理化学性质所确定。讨论二元系统时，必须明确以下两个术语的概念，以便在以后讨论重油分馏时，有明确的语言。

“分馏精度”以产品纯度或组分的回收率来说明。分馏精度愈高，馏出物中轻组分和塔底油中重组分的回收率愈高，即产品纯度也愈高。

“分离难度”与工艺规格所要求的纯度无关，仅按二种组分进行分离的相对难度来规定。在轻组分分馏的术语中，可以认为这是与二种组分的相对挥发度成反比的。

根据经验，下述两点是明确的。

1. 对一个给定系统，当纯度要求增加时，塔盘数要显著地增加，而当已达到一个相对高的纯度水平之后，仅需增加少量回流。

2. 对一个固定的分离过程来说，塔盘数与回流量随相对挥发度的减少而增加，也就是说分离更为困难。例如丙烷与正丁烷的分离比丙烷与丙烯的分离容易，但比丙烷与正戊烷的分离较难。

定性地讲，当回流超过最小需要量时，要求的塔盘数与要求的分馏精度以及所涉及的物理化学系统固有的分离难度成正比。相反，当塔盘数一定时，回流量与系统固有的分离难度成正比，并在稍小的程度上，与要求的分离精度成正比。

上述术语是作者自己规定的，然而简单明了的，当应用于任何非连续组分分馏时，可以很快地定性确定出塔盘和回流的需要数量。

在炼厂内，采用下面二个术语来讨论产品组成和二相邻馏分的分馏精度。“ASTM 馏程”规定了馏分的一般组成，而且通常是常压塔、减压塔所生产的多数馏出物的主要规格之一。

第二个是“(5-95) 脱空”，可确定相邻馏分之间的相对分馏精度，这是由与某一馏分相邻的重馏分的5% (体) ASTM温度减去该馏分的95% (体) ASTM温度。

$$(5-95) \text{ 脱空} = (t_{5\%} - t_{95\%}) \text{ ASTM, } ^\circ\text{F}$$

派基的著作^[2]中第一次规定了常压塔各馏出物之间的分离标准，图2-6是派基的曲线，用于塔顶和相邻侧线馏分间的分馏。

这一关联式中的符号意义如下：

A. L_N = 自顶层塔盘回流量，加仑/时，以60°F (15.56°C) 液体计量。

B. D_N = 至顶层塔盘的总馏出物 (蒸气和液体)，加仑/时，以60°F (15.56°C) 液体计量。

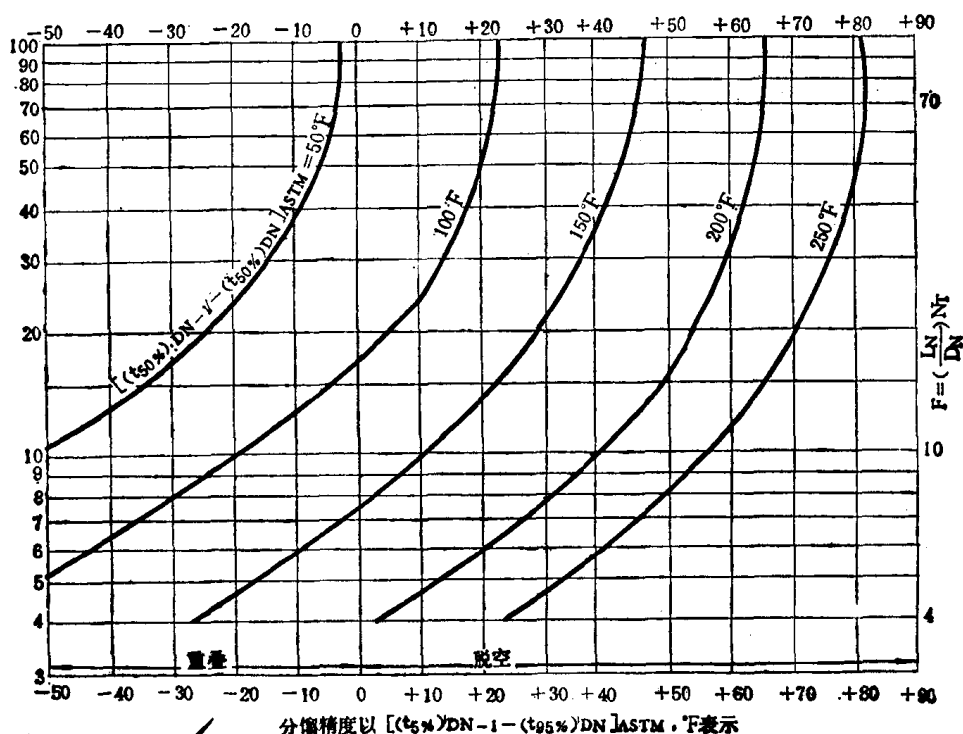


图 2-6 常压塔塔顶和最高侧线产品之间的分馏

C. N_T = 该段实际塔盘数, 即从塔盘 M 到 N (包括 M 和 N 在内) = $N - (M - 1) = N - M + 1$ 。

注意: 循环回流取热段的每块塔盘按 1/3 实际塔盘计算。

图 2-7 为用于侧线馏分之间的分馏的派基曲线, 相应符号如下:

A. L_N = 从上一抽出层来的回流量, 加仑/时, 以 60°F (15.56°C) 液体计量。

B. D_N = 到上一抽出层的总蒸气产品量, 加仑/时, 以 60°F (15.56°C) 液体计量, 即侧线 D_N 加上全部更轻的产品。

C. N_T = 该段实际塔盘数, 即从 M 到 N-1 (包括 M 与 N-1 在内) = $N - M$ 。

注意: 循环回流取热段的每块塔盘按 1/3 实际塔盘计。

D. $\Delta t (50\%) = [\text{较低侧线产品 } D_M \text{ 的 ASTM } 50\% \text{ (体) 温度}] - [\text{比 } D_M \text{ 轻的总产品的 ASTM } 50\% \text{ (体) 温度}]$

图 2-7 不适用于最低侧线和塔底产品的分馏, 也不应适用于减压蒸馏, 虽然它常常因为缺少其他更好的方法而被用于减压蒸馏。注意这些曲线仅能应用于这种情况, 即侧线汽提蒸汽量至少为 0.2 磅蒸汽/加仑产品 (0.023 公斤蒸汽/米³产品) 的情况下。侧线产品的重

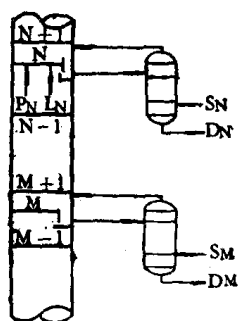
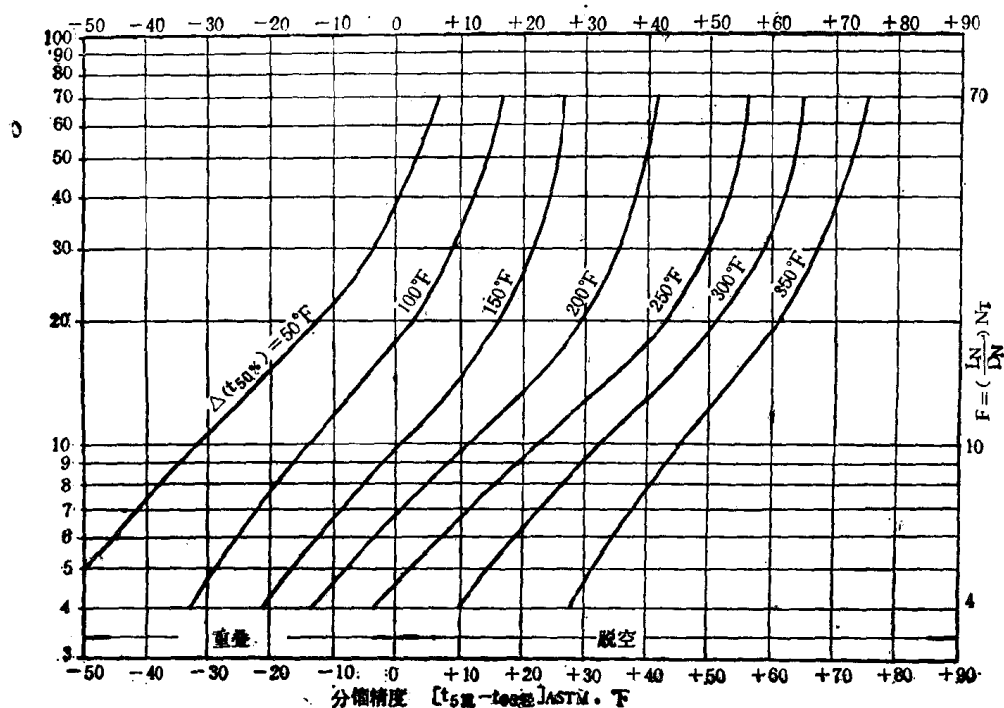


图 2-7 常压塔相邻侧线产品间的分馏

沸也应满足这个规定，即侧线产品的蒸气返回量应至少能等于用上述蒸汽定额时的结果。当这个指标不能满足时，用于汽提蒸汽不足时的派基曲线可在《纳尔逊》第515~516页中找到。

派基根据所探讨的各馏分ASTM50%（体）温度的差值来确定“分离难度”。在图2-6中，这些差值均为第一个（最高）侧线馏分和塔顶馏分间的ASTM50%（体）温度差。对图2-7，差值是较低侧线产品及其余全部更轻馏出物之间的派基50%（体）温度差。

然后派基将“系统的分离能力”规定为上一层抽出塔盘的回流与进料比（以体积为基础计算）与该段的实际塔盘数之乘积。该乘积定名为“F-因子”。使用循环回流取热的塔段内，用于上述目的的塔盘按1/3实际塔盘计算。

这样派基把可能获得的分馏精度与（5-95）脱空规定为系统分离能力（F-因子）的函数，并以分离难度—— $\Delta t_{50\%}$ ASTM为参数。举以下三例加以说明。

这些示例以图2-8为基础，该图说明了内部及外部产品流率和内回流率，并都用统一的体积/时间单位来表示，在图2-9上则将产品的体积收率标绘于原油实沸点曲线上。图2-10根据爱德密斯特的关联式⁽³⁾推导得来，用于将50%（体）的实沸点温度转换为ASTM温

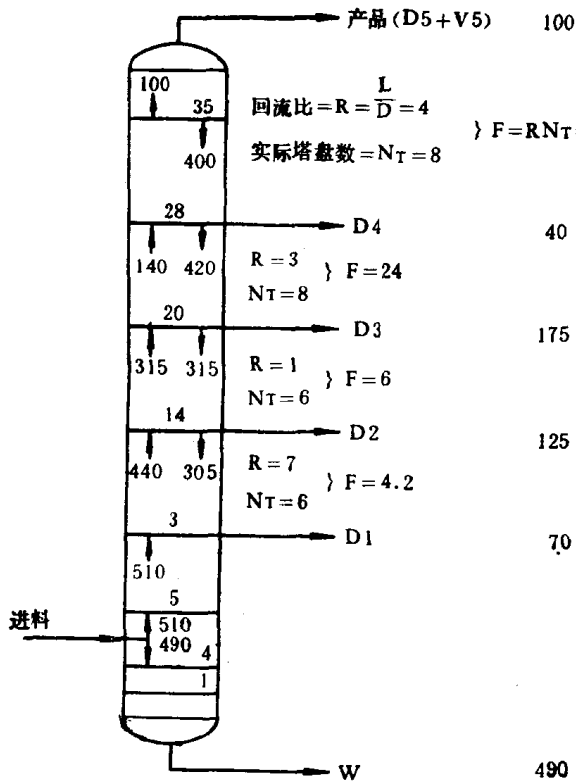


图 2-8 产品和回流的体积流率

E. 分离馏分	段内塔盘分配 (层号, 包括两头)	塔盘数
D4-(D5+V5)	28~35	8
D3-D4	20~27	8
D2-D3	14~19	6
D1-D2	8~13	6
W-D1	5~7	3

度。

以下条件应用于图2-8。

- A. 蒸气流率仅限于按 60°F (15.56°C) 液体来计量的产品。
- B. 内部液体和产品亦按 60°F (15.56°C) 液体计量。
- C. 全部流率均以统一的体积/时间单位表示。
- D. 侧线产品汽提塔未表示。

例 1:

D1-D2分离——用图2-7

对于D1

(t_{50}) 实沸点 = 703°F (373°C) ——

(图2-9, A点)

对于D2-D5

(t_{50}) 实沸点 =

410°F (210°C) —— (B点)

用图2-10将50% (体) 实沸点温度换算为ASTM温度。

$$\Delta t_{50} \text{ ASTM} = 684 - 410 = 274^\circ\text{F} (134^\circ\text{C})$$

$$F = 4.2$$

因此, 从图 2-7 可得 (5-95) 脱空 = +6°F (3.34°C)

例 2:

D3-D4分离——用图2-7

对于D3

(t_{50}) 实沸点 = 418°F (214°C) —— C点

对于D4-D5

(t_{50}) 实沸点 = 197°F (92°C) —— D点

将实沸点温度换算为 ASTM温度

$$\Delta t_{50} \text{ ASTM} = 4.7 - 202 = 215^\circ\text{F} (102^\circ\text{C})$$

$$F = 24$$

因此, 从图2-7可得 (5-95) 脱空 = +37°F (20.57°C)

例 3:

D4-D5分离——用图2-6

对于D4

(t_{50}) 实沸点 = 277°F (136°C) —— E点

对于D5

(t_{50}) 实沸点 = 159°F (71°C) —— F点

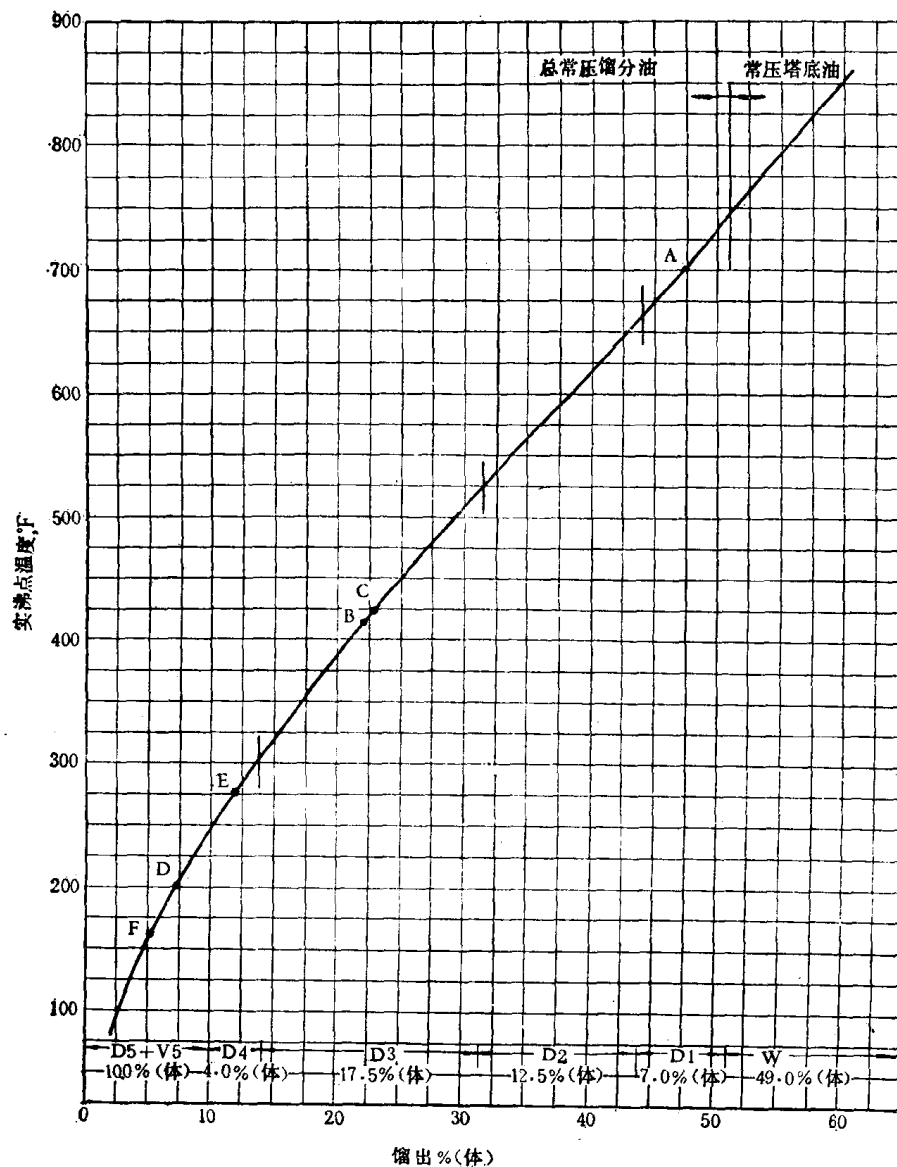


图 2-9 产品收率标绘于原油实沸点曲线上

将实沸点温度换算为ASTM 温度

$$\Delta t_{50, \text{ASTM}} = 282 - 167 = 115^{\circ}\text{F} (46^{\circ}\text{C})$$

$$F = 32$$

因此, 从图 2-6, (5-95) 脱空 = $+22^{\circ}\text{F} (12.23^{\circ}\text{C})$

在以后的例题中还遇到这些计算。但是, 这里先用以说明原油蒸馏的原理和它的术语。很明显, 通过图 2-6 和 2-7 的分析得知, 改变热平衡或是减少塔盘数目, 或是减少回流比而降低 F-因子, 则将会减少 (5-95) 脱空, 亦即降低分馏精度。在这方面, 非连续组分的蒸馏和原油分馏之间的相同性应该还是比较清楚的了。

由于有了更多的操作数据可以应用, 派基的方法现在一般认为是保守的, 即: 利用他的方法计算的脱空往往比实际的数值要小。但作者认为: 派基的“保守”是不太大的, 并推荐在设计中采用他的计算方法。因为原油蒸馏装置往往需要进行不同于原来设计的操作,