

# 石油炼制工程

下 册

[美国] W·L·纳尔逊著 左鹿笙译

中国工业出版社

# 石油炼制工程

下 册

[美国] W·L·纳尔逊著 左鹿笙译

中国工业出版社

石油煉制工程第四版共二十四章，中譯本分上下兩冊出版。

本書上冊包括第一至十五章，書內着重敘述了石油的組成、油料的評價、石油的物理化學性質及蒸餾和潤滑油的主要流程；同時對煉制過程中的腐蝕問題及流體力學等也作了介紹。

下冊包括第十六至二十四章，書內着重敘述了分餾塔、換熱器、加熱爐等主要加工設備的構造、操作條件及計算方法；熱裂化、催化裂化及催化重整等裝置的工藝流程；以及天然氣和煉廠氣的加工利用。最後還介紹了設計中的經濟問題和設計的典型計算。在下冊附錄中附有世界主要油田所產原油的分析數據。

本書可供煉廠工程技術人員、設計人員及石油院校煉制專業師生參考。

W. I. Nelson

PETROLEUM REFINERY ENGINEERING

MCGRAW-HILL BOOK COMPANY, INC.

NEW YORK, TORONTO LONDON, 1958

根據第四版翻譯

\* \* \*

## 石油煉制工程

下 冊

左 鹿 笙 譯

\*

石油工業部編輯室編輯（北京北郊六鋪炕石油工業部）

中國工業出版社出版（北京佟麟閣路西10號）

北京市書刊出版業營業許可證出字第110號

中國工業出版社第三印刷廠印刷

新華書店北京發行所發行·各地新華書店經售

\*

開本 $850 \times 1168^{1/32}$ ·印張 $16^{15/16}$ ·插頁1·字數452,000

1964年10月北京第一版·1964年10月北京第一次印刷

印數0001—2,370·定價（科七）3.10元

\*

統一書號：15165·1730（石油-127）

# 目 录

第十六章	分餾及分餾塔 .....	1
第十七章	传热及換热器 .....	72
第十八章	管式炉 .....	138
第十九章	热裂化及热分解 .....	183
第二十章	烴类的重建 .....	260
第二十一章	催化裂化及催化重整 .....	334
第二十二章	天然气及炼厂气 .....	404
第二十三章	設計中的經濟問題 .....	456
第二十四章	設計的典型計算 .....	483
附录A	密度及比容与 A.P.I. 的关系 .....	501
附录B	原油的真 沸点 分析 .....	507
附录C	英制与公制常用单位 換算表 .....	537

## 第十六章 分餾及分餾塔

实际上在設計石油分餾塔的時候，有關二元系統原理的概述，只有一般的意義。這些原理，在複雜混合物塔中應用的真實情形，正如在二元塔中一樣。但是嚴格應用這些原理的方法，却尚未擬訂出來。因為分餾石油常常是作為多餾分來操作的，即從頂層塔盤到進料塔盤之間的某些塔盤上，要抽出好幾種產品來，所以在應用這些原理時更為複雜。當然，在這些塔盤上，分餾效率是不好的，因為通過這些塔盤的部分蒸氣，是塔頂的或塔內的最輕產品，因此從中間塔盤抽出的產品，必定含有一些低沸點物質。這些物質，是在輔助的汽提塔或汽提段中分出。

**熱平衡及物料平衡** 由於還沒有合適的平衡方法來決定迴流量，所以一般是用熱平衡的方法來計算迴流量。汽-液進料是在高溫下進入塔中的，而產品是在較低的溫度下抽出來的，因此就需要除去熱。這些熱就稱為迴流熱。

最滿意的溫度數據，是汽化段的溫度數據，因為這個溫度可以正確的計算，並且它也是設計整個塔及管式爐的溫度依據。采

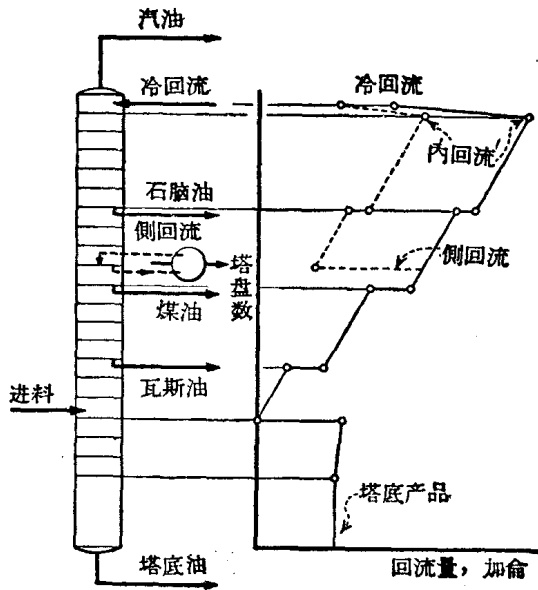


圖 16-1 分餾塔內每層塔盤上的  
相對迴流或溢流量

用这个基准温度，只要以下的显热就可计算热平衡：（1）把每一个产品，从汽化段温度冷却到它能抽出来的温度；（2）冷凝

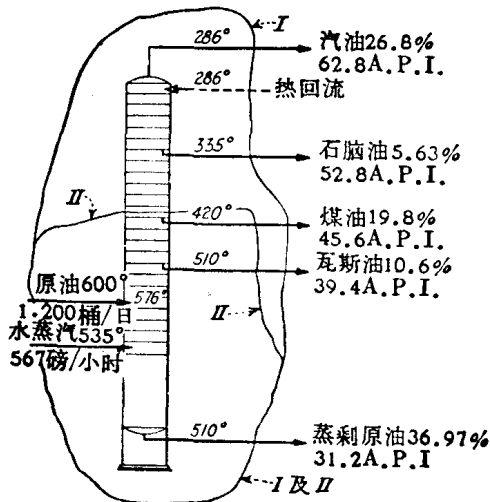


图 16-2 简单分馏塔系统  
(例题16-1, 16-2及 16-3)

抽出的液体产品。利用这种热平衡所算出的迴流量，就是这个过程能够操作的最小迴流量。当经过仔细考察以后，就发现在进料塔盘以上的塔盘中，没有液体返回进料塔盘，不过塔底产品温度的降低，并不主要是由于迴流造成的，所以上面所说的热平衡，实际上也有少量的液体流到进料塔盘上去。在每一个侧线塔盘

上，内迴流都用到侧线产品中去了，例如图 16-1 所示的情形。图中塔右侧虚线是指某塔盘上所除去的热量。

**例题16-1 分馏塔的热平衡** 现要计算图 16-2 所示的简单分馏塔系统的热平衡，以决定维持塔平衡所需除去的迴流热。塔的生产量每日为 1200 桶（每小时 2100 加仑），原油的特性因素为 12.1—12.2。在 576°F

例题 16-1 的进料油及产品性质 表 16-1

	体积%	A. P. I.	磅/加仑	加仑/小时	磅/小时	50% 沸点	分子量	潜热①
汽油.....	26.8	62.8	6.06	563	3415	260	110	120
石脑油.....	5.63	52.8	6.39	118	754	370	155	113
煤油.....	19.8	45.6	6.65	416	2765	460	185	100
瓦斯油.....	10.6	39.4	6.89	222	1530	585	240	90
蒸剩原油...	36.97	31.2	7.24	776	5610			
损失.....	0.2				96			
原油.....	100.00	43.0	6.75	2100	14170			

① 图5-8的数值略有不同

时，汽油、石脑油、煤油及瓦斯油都是蒸气，蒸剩原油则为液体。现必须从蒸气中除去足够的热量，把蒸气冷却到塔的抽出温度，并且还要冷凝石脑油、煤油及瓦斯油到它们抽出的温度。比热是从图5-1及5-2取得的。

显热:		B.t.u.
汽油	.....3415 (576-286) 0.56 × 1.06 =	589000
石脑油	..... 754 (576-335) 0.55 × 1.06 =	106000
煤油	.....2765 (576-420) 0.57 × 1.06 =	261000
瓦斯油	.....1530 (576-510) 0.59 × 1.06 =	63000
蒸剩原油	.....5610 (576-510) 0.72 × 1.03 =	276000
		1295000
水蒸气	.....567 (535-286) 0.5 =	70600
		1365600
<b>潜热:</b>		
石脑油	.....754 × 113 =	85100
煤油	.....2765 × 100 =	276500
瓦斯油	..... 1530 × 90 =	138000
除去的总热 =	.....	1865200

**迴流的种类** 图 16-3 示明了除去迴流热的方法。不论液体的迴流量如何，其中任何一种方法，除了塔顶温度稍有变动以外，都是除去相同量的迴流热。

1. **冷迴流** 冷迴流的定义是：在塔顶温度以下某温度所供给的迴流。每磅迴流所除去的热量，等于它的潜热及自油罐温度升到塔顶温度所需显热的和。从

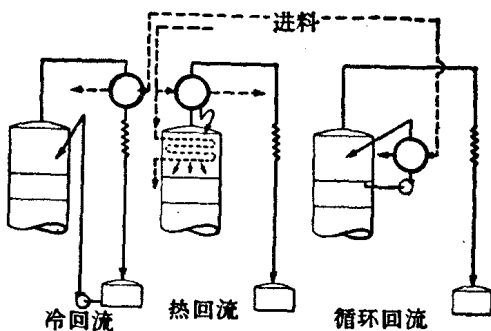


图 16-3 除去迴流热的方法

产品油罐到塔顶，是用恒量的迴流进行循环的。这种迴流物质汽化并再冷凝，而且以相同的量，返回产品油罐。

2. **热迴流** 这是加到塔内并与塔顶温度相同的迴流。显

然，塔內的迴流或从一个塔盘流到另一个塔盘的溢流，基本上都是热迴流，因为实质上它总是在沸腾状态。为了方便起见，塔內的溢流或迴流，就称为内迴流。热迴流及内迴流都只能除去潜热，因为它们没有温度差。

3. 循环迴流 循环迴流与以上所说的不同，因为它不被汽化。它只能在它的循环中，除去因其本身温度改变所需要的显热。这种迴流是从塔内抽出来的高温液体，并且是在冷却以后再返回塔内。利用这种迴流可以便利地除去塔顶以下某地方的热（侧迴流）。这种方法可以减少塔内蒸气体积，现用图 16-1 的虚线来示明。有时也采用其他的方法或联合方法〔1〕；并且每一种抽出侧线迴流热的方法，所需塔直径也不同。

所谓迴流比是内迴流量被塔顶产品量除。因为内迴流或热迴流只能由计算决定，所以工厂的操作者，通常是用实际的迴流量被塔顶产品除，而得到迴流比的。自然，这个方法也是很好的，不过需要适当的标明。

很明显，热迴流是受工厂的进料量及其性质、或所用冷却剂量的影响而波动的，所以它不能完全令人满意。可是在某些情形下，例如在减压塔的系统，其中大部分的迴流热，是用热迴流除去的，而冷迴流是用以除去其余的迴流热。冷迴流的优点是能用迴流泵任意控制。循环迴流也可以用同一方法控制，不过泵送大量液体的费用是很大的，并且还需要用较大的换热器。这三种系统利用热交换方法都可以节省热，不过在冷凝器中，通常可以比液体-液体换热器获得更高的传热系数。

不论所用外部迴流的种类如何，从塔的顶层塔盘流下的内迴流量总是一定，这种事实往往令人含糊不清。蒸汽从顶层塔盘以下的塔盘上升，并且为顶层塔盘的迴流冷凝。如果是采用冷迴流，那末就要 2 磅的蒸气来加热并汽化 1 磅的冷迴流。因此对于加到塔顶的每磅冷迴流来说，就约有两磅的内迴流要从顶层塔盘流下来。同样，1 磅蒸气在冷凝时，就能发出足够的热量来加热 2 磅以上的循环迴流。在这种情形下，内迴流量是比循环迴流量



少。当采用热迴流以后，迴流量大約与內迴流量相同。

**例題 16-2 迴流量** 今有一分餾塔，每小时須除去 2000000 B.t.u. 的迴流热。例題 16-1 示明了决定迴流热的方法。試問需要多少磅及多少加仑的 (1) 热迴流？(2) 冷迴流？(3) 循环迴流？

基准：一小时。

塔頂产品假定为 58 A.P.I. 度的汽油（每加仑 6.22 磅），塔頂的温度为 300°F。

(1) 热迴流：汽油的潜热約为 123。

$$\text{热迴流的磅数} \cdots \cdots \frac{2000000}{123} = 16250 \text{ 磅/小时}$$

$$\text{热迴流的加仑数} \cdots \cdots \frac{16250}{6.22} = 2615 \text{ 加仑/小时}$$

(2) 冷迴流：假定油罐温度为 100°F。

$$\text{冷迴流的磅数} \cdots \cdots \frac{2000000}{123 + (300 - 100)0.575} = 8400$$

$$\text{冷迴流的加仑数} \cdots \cdots \frac{8400}{6.22} = 1350$$

(3) 循环迴流：假定迴流是从 300°F 冷却到 200°F：

$$\text{循环迴流磅数} \cdots \cdots \frac{2000000}{(300 - 200)0.605} = 33100$$

$$\text{循环迴流加仑数} \cdots \cdots \frac{33100}{6.22} = 5310$$

### 塔 的 温 度

在近乎常压下操作的塔頂温度，或抽出产品的側綫温度，可以用图 16-4 来估計 [2]。計算这种温度的方法，可在下段中見到；而在大部分情况下，最好是來計算这些温度，因为它们变动很大，特别是在采用了压力、真空或大量的水蒸气的条件下更是如此。图 16-4 所示塔頂的最高温度，是指下列情况：

- (1) 高压塔 (15 磅/吋<sup>2</sup> 表压)；
- (2) 最小量的水蒸气或气体产品；
- (3) 寬沸点范围的塔頂产品。

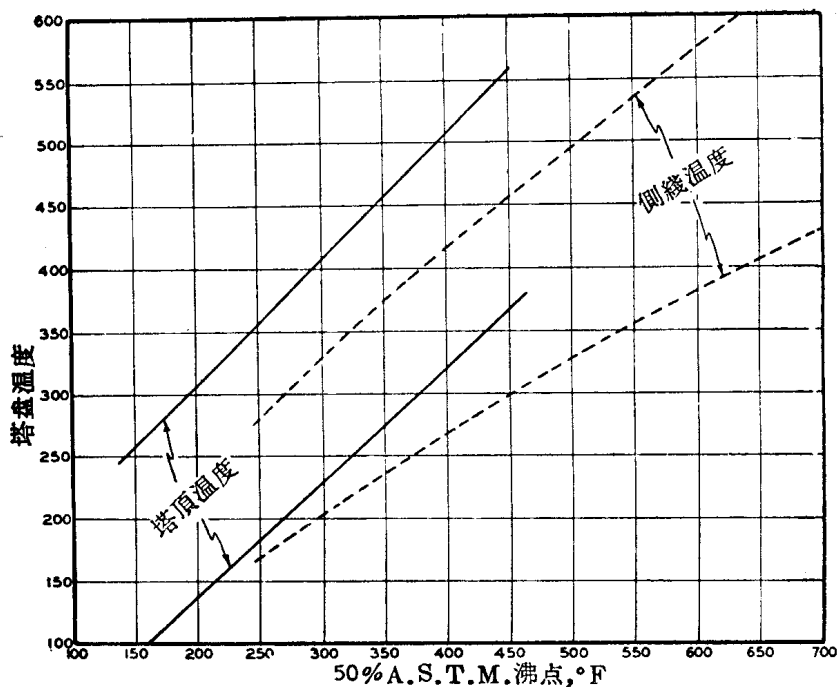


图 16—4 初餾塔（或常压塔）的塔頂或側綫溫度范围

所示塔的最高側綫溫度，是指下列情况：

- (1) 高压塔（15磅/吋<sup>2</sup>表压）；
- (2) 最小量的水蒸气或气体；
- (3) 窄沸点范围的产品；
- (4) 小量的迴流。

虽然下列計算塔〔3〕的溫度的方法，有很多缺陷，可是它考虑了上述的几个变数，并且所得的結果，与工厂的数据〔4〕很接近。总之，計算的塔頂溫度約高3%，不过計算的側綫溫度，却大致是正确的。实质上，J.W.派克〔5〕也提供过相同的方法。

**塔頂溫度** 塔頂必須有足够高的溫度，以使塔頂产品能完全汽化；若用較低的溫度，就会冷凝下一部分所需要的塔頂产品，并且还会混入到第一个側綫产品中去；若采用較高的溫度，就会使塔頂产品含有不必要的高沸点物质。如果塔頂是在常压之下并

且不用水蒸气，那么塔顶产品的平衡汽化曲线的100%点的温度，就是塔顶的温度。可是这种简单的情况是很少见到的，因此在760毫米下的塔顶温度，必须用塔的压力来加以校正，并且要用水蒸气或气体的分压效应来校正。

**例题 16—3 塔顶温度的计算** 参看图 16—2 及例题 16—1。现要计算采用热回流、冷回流、及循环回流时的塔顶温度。这个系统实际上是用热回流及循环回流操作的，因此就有可能与实际的温度来比较。塔顶的压力为 780 毫米。

这些计算，是以在顶塔盘以上的蒸气中测定的塔顶温度为基础的。如果是用顶塔盘（或以下一个塔盘）的液体温度，那末对于所有各种的回流，都会是同一的温度。蒸气管线中的温度是很奇特的，因为离开塔的蒸气是被过热的了。

(1) 热回流（参看例题 16—1）

回流的分子数：

$$\text{回流热} = 1865200 \text{ B.t.u. (例题 16—1)}$$

$$286^\circ\text{F 时的潜热, 大约} = 120$$

$$\text{回流磅数} = \frac{1865200}{120} = 15500$$

$$\text{回流的分子数} = \frac{1865200}{120 \times 110} = 141$$

$$\text{汽油的分子数} = \frac{3415}{110} = 31$$

$$\text{蒸气的分子数} = 172$$

$$\text{水蒸气的分子数} = \frac{567}{18} = 31.5$$

$$\text{塔顶的全分子数} = 203.5$$

根据道尔顿定律，气相的分压是：

$$\frac{172}{203.5} \times 780 = 660 \text{ 毫米}$$

汽油的最初冷凝温度（平衡汽化曲线的100%点）是  $296^\circ\text{F}$ （图 16—5）。

$296^\circ\text{F}$  的温度校正到 660 毫米下的温度是  $287^\circ\text{F}$ （图 5—27）。

当采用热回流时，实际上塔顶温度是  $286^\circ\text{F}$ 。

(2) 循环回流 当利用循环回流时，塔顶温度为  $244^\circ\text{F}$ 。回流是在

264及166°F之間循环。循环迴流不会汽化，因此只需要考虑汽油蒸气及水蒸气。虽然迴流热是由于塔頂的較低溫度（244°F）而增加了，但是它不影响計算，因为没有迴流通过塔頂。

汽油的分子数.....	31
水蒸气的分子数.....	31.5
全分子数.....	62.5

$$\text{分压} = \frac{31}{62.5} \times 780 = 387 \text{ 毫米。}$$

将296°F的溫度校正到387毫米压力下的溫度时，則为253°F。

实际的塔頂溫度为244°F，但液体溫度为264°F。

(3) 冷迴流 在較低的塔頂溫度下（280°F），需要更多的迴流热。在例題16—1中，除了汽油及水蒸气的显热不同以外，热平衡是正确的。

例題16—1所提供的热平衡中，对于当塔頂溫度为280°F时的校正値如下：

		B.t.u.
汽油.....	$3415(286-280)0.485 \times 1.06 =$	10500
水蒸气.....	$567(286-280)0.5 =$	1700
	校正値	<u>12200</u>
迴流热.....	$= 1865200 + 12200 =$	1877400 B.t.u.

如果冷迴流是用80°F，則：

冷迴流磅数	$= \frac{1877400}{120 + (280-80) \times 0.58}$	= 7950
冷迴流的分子数	$= \frac{7950}{110}$	= 72.3
汽油的分子数	=	31
蒸汽的分子数	=	<u>103.3</u>
水蒸气的分子数	=	31.5
全分子数	=	<u>134.8</u>
分压	$= \frac{103.3}{134.8} \times 780$	= 600 毫米

将296°F的平衡溫度校正到600毫米压力下的溫度时，則为277°F。

**側线抽出溫度** 計算側綫溫度的方法，与計算塔頂溫度的方

法大致相同，不过由于有較低沸点的物质通过抽出塔盘，所以使得問題复杂化了。其次，平衡冷凝曲綫，特别是这种曲綫所指出的完全冷凝溫度，是計算这些溫度的基础。当在閃蒸曲綫上的0%点溫度时，如果在側綫塔盘上沒有較輕的产品或水蒸气，那么側綫产品就可以在760毫米压力下完全冷凝。

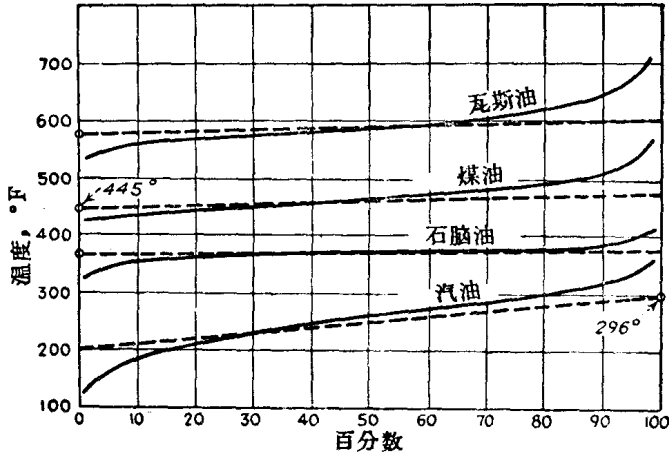


图 16-5 例題16-3及16-4所用产品的A.S.T.M.曲綫及閃蒸曲綫

实际上，通常是有水蒸气及較輕产品的蒸气，因此就必须估計这些蒸气对于最后冷凝溫度的影响。在其較輕的蒸气中，有沸騰溫度与側綫溫度几乎相同的物质，实质上，一直为惰性气体的物质。那些与它們沸点相差非常远的蒸气物质，其作用有如惰性气体一样，并且要依照道尔頓的分压定律来降低冷凝溫度，正如水蒸气能降低这种溫度的情形一样；可是那些位于或接近于側綫溫度的蒸气物质，在降低分压方面，是没有什么影响的。現在假定为：在計算塔盘的第二层或較高抽出塔盘上的冷凝的蒸气物质，可視為具有惰性气体的作用。同时，在計算塔盘以上的抽出塔盘上的蒸气物质，假定对于分压完全没有什么影响。因此在一个生产汽油、煤油及瓦斯油的塔中，在瓦斯油抽出塔盘上，汽油蒸气可以視為惰性气体，而煤油蒸气就要假定对于冷凝溫度沒有影响

了。这种对于蒸气的分类方法，除了其中一种产品量是非常大或非常小以外，是很准确的。

**例题 16-4 侧线温度的计算** 这个例题是继续例题16-1及16-3。现计算煤油塔盘的温度 (420°F) (图16-2的圈 I)。

现必须决定煤油塔盘上的迴流热及存在的迴流量 (或是蒸气迴流)。这可以用直到煤油塔盘的热平衡计算出来：

直到煤油塔盘的热平衡 (例题16-1)：

汽油蒸汽冷却.....	$3415(576 - 420)0.58 \times 1.06 =$	327000
石脑油蒸汽冷却.....	$754(576 - 420)0.57 \times 1.06 =$	71000
煤油蒸汽冷却.....	$2765(576 - 420)0.57 \times 1.06 =$	260000
瓦斯油蒸汽冷却.....	$1530(576 - 510)0.58 \times 1.06 =$	62000
蒸剩原油液体的冷却...	$5610(576 - 510)0.72 \times 1.03 =$	276000
		996000
水蒸气冷却.....	$567(535 - 420)0.5 =$	44000
瓦斯油冷凝.....	$1530 \times 90 =$	138000
煤油冷凝.....	$2765 \times 100 =$	276500
		996000
煤油塔盘上的迴流热 .....		1454500

$$\text{内迴流的分子数} \dots\dots\dots \frac{1454500}{185 \times 100} = 78.6$$

内迴流含有煤油，因此就不需要将煤油加进去作为降低部分压力的物质。

具有惰性气体作用的物质的分子数：

水蒸气.....	31.5
汽油.....	31
石脑油 (不起影响) .....	

总数 62.5

$$\text{蒸气的全克分子数} \dots\dots\dots = 62.5 + 78.6 = 141.1$$

假定煤油塔盘的压力为950毫米，

$$\text{则煤油塔盘的分压} = \frac{78.6}{141.1} \times 950 = 530 \text{毫米。}$$

常压完全冷凝的温度为445°F (图16-5)。将445°F温度校正到530毫米时则为415°F，实际的温度为420°F。

至于瓦斯油的塔盘温度，除了将煤油视为惰性物质，以及汽油及石脑油均两者视为具有惰性气体的作用以外，也可以采用相同的方法计算。

应用上述方法设计分馏塔时，首先必须计算其最低抽出塔盘温度。现在是先假定其最低塔盘温度，并计算了热平衡以后，再来校核这个假定温度。如果不对的话，则须作第二次假定。每一个侧线温度，都是利用这种探误差的方法从塔的下部向上进行计算的，直到所有塔盘温度及塔顶温度全部计算完了为止。

**塔底及汽提段温度** 某些塔利用再沸器在塔底加热，其塔底温度是塔底产品的发泡点；如不用塔的压力及过程用水蒸气校正，其塔底温度，可以直接从塔底产品闪蒸曲线的0%点的温度读得。

除个别情况外，所有其他的塔底温度，都是由于利用水蒸气来汽提热物质而造成的，并且是与下列因素有关：（1）到汽提段的进口温度，或分馏塔的进料塔盘温度；（2）利用本身蒸发的冷却（蒸发吸热）；（3）通过保温层的热损失；（4）用水蒸气冷却或加热。进口温度的决定，是没有什么困难的，因为它是汽化段的温度，或者是侧线进口温度。方程式(16-1)及(16-2)综合了这些条件〔6〕：

$$\Delta t = \frac{PL}{100h} + \frac{HA(T-Ta)}{Bh} + \frac{0.65S}{B}(T-Ts) \quad (16-1)$$

$$= 1.2P^{\text{①}} + 35\frac{D}{B}(T-Ta) + 0.65\frac{S}{B}(T-Ts) \quad (16-2)$$

式中  $\Delta t$ ——进料温度减去塔底温度，°F；

$P$ ——利用汽提去除的%；

$L$ ——汽化油的潜热 (B.t.u./磅)；

$h$ ——油的比热；

$H$ ——通过绝热壁的传热率，B.t.u./呎<sup>2</sup>·小时·°F (温

①  $\frac{PL}{100h}$  约等于  $1.2P$ 。

差)；

$A$ ——壁的面积，呎<sup>2</sup>；

$B$ ——油量，磅/小时；

$S$ ——水蒸气量，磅/小时；

$T$ ——油的温度，°F；

$T_a$ ——空气的温度，°F；

$D$ ——塔直径，呎；

$T_s$ ——进入水蒸气的温度。

从理論上看，用迴流不能达到冷却塔底产品的目的〔参看方程式(16-1)的三项〕，因此，在計算热平衡时，就必须要用汽化段的温度，作为塔底产品及进入塔底的任何水蒸气的温度。可是，一般在实际应用的方法中，是将实际的塔底温度，包括在塔的热平衡以内。并且在本书中也会继续见到。包括这个温度以后，例如例题16-1及16-4的計算，只是多供給一些微量的額外迴流，并且間接地允許有少量的过剩汽化发生。方程式(16-1)的塔底温度，一般比工厂操作中所見到的温度为高。显然，离开汽化段的液体温度，是比汽化段的蒸气或混合物的温度要低些。

在应用方程式(16-1)或相似的方法时〔5〕，汽提或过程用水蒸气量及汽提的百分数是必須知道的。水蒸气量，可以从图7-3及7-4来估計。

**例题 16-5 塔底温度的計算** 例题16-1及16-4的塔直径为4呎，最底层塔盘以下的空間为10呎，空气温度为76°F，原蒸刺原油中約有8%的油需要用汽提吹出，汽提油的潛热为83，每小时要用567磅的水蒸气(是在286°F，而不是535°F)：

$$\Delta t = \frac{8 \times 83}{100 \times 0.73} + \frac{0.75(10 \times 4 \times 3.14 + 4^2 \times 0.785)(576 - 76)}{5610 \times 0.73} \\ + \frac{0.65 \times 567}{5610} (576 - 286) = 9.1 + 12.7 + 19 = 40.8^\circ\text{F}$$

或利用方程式(16-2)：

$$\Delta t = 1.2 \times 8 + 35 \frac{1}{5610} (500) + \frac{0.65 \times 567}{5610} (576 - 286)$$



$$=9.6+12.5+19=41.1^{\circ}\text{F}$$

計算的塔底溫度为  $576-41=535^{\circ}\text{F}$ 。

### 分餾塔的操作

关于多元分餾塔的操作，有四个主要的基本問題〔7〕：

- (1) 产品的产率，主要是与原料的組成有关，而与分餾的程度无关；
- (2) 塔盘的数目，只能輕微地改变产品的沸点范围，沸点范围是用 A. S. T. M. ① 蒸餾的初餾点及干点測定的；
- (3) 塔側产品的初餾点总是低些，必須用水蒸气汽提或再蒸餾来改善；
- (4) 塔側产品的干点，主要是以打开或关闭它的放油閥来調节的（改变产率）。

今欲提高干点，而不影响初餾点，則打开側綫出油閥（或加快抽油泵速度），同时适当关闭下一个邻近产品的出油閥。

今欲提高初餾点而不影响干点，可以关闭側綫出油閥，并且以相同的量，打开上一个邻近产品的出油閥。其初餾点最后还要用水蒸气汽提来調节。

对于窄沸点餾分，要用更多的汽提水蒸气，并且要尽可能在这个餾分以上及以下采用許多的塔盘。

初餾工段出了脏油〔8〕，可能是由于盐沉降器的水而帶入，进料速度太快、塔的不規則控制、沒有足够的迴流以保持較低塔盘潤湿以及轉油綫的溫度过高等原因所致。欲使一个塔能出油正常〔9〕，汽化段的溫度就要比所需要的溫度稍高，以便餾出所有的上部产品；調整塔頂产品所需干点的溫度；然后調整出油閥，并用水蒸气汽提每个側綫产品。在一个多餾分塔中，为了获得最大的生产量〔10〕，塔頂产品必須尽可能的少，低側綫产品必須尽可能的多，压力必須高，并且必須使用側綫迴流。很明显，这些状态也是受着較大生产量的塔以外的其他因素的支配。

① 原文为 American Society of Testing Material, 譯名应为美国材料試驗协会，現仍用 A. S. T. M. ——譯者注。