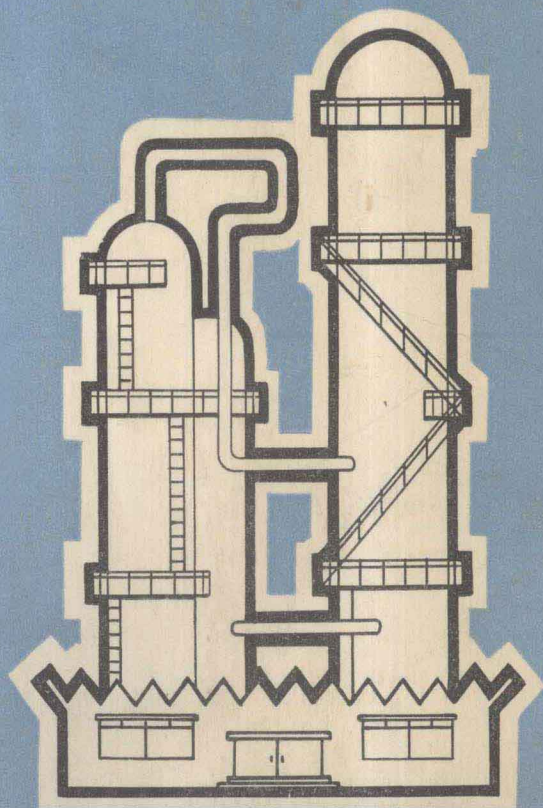


炼油设备工艺设计资料

塔的工艺计算

石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写



石油化学工业出版社

炼油设备工艺设计资料

塔 的 工 艺 计 算

石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写

石油化学工业出版社

内 容 提 要

本书系《炼油设备工艺设计资料》(全套共6册)中的一册。内容包括炼油厂常用的传质设备的油品分馏、多组分分馏、吸收脱吸三个单元操作的设计和计算方法,常用的圆泡帽塔板、浮阀塔板、筛孔塔板、固舌形塔板的设计方法和塔板的水力学、适宜操作区、操作弹性的具体计算;并附有详细的计算例题及计算图表,以及塔的内部工艺结构。

本书系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编写。可供炼油、化工工程技术人员和大专院校有关专业师生参考。

炼油设备工艺设计资料

塔 的 工 艺 计 算

石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写

*

石油化学工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

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 $787 \times 1092 \frac{1}{16}$ 印张 $13 \frac{3}{4}$ 插页 1 字数 322 千字印数 1—8,500

1977年8月北京第1版 1977年8月北京第1次印刷

书号 15063·油 108 定价 1.15 元

限 国 内 发 行

前 言

为了适应炼油工业发展的需要，我们遵照伟大领袖毛主席“认真搞好斗、批、改”和“精心设计、精心施工”的教导，组织有关单位编写了《炼油设备工艺设计资料》。全套书包括炼油装置常用的板式塔、管式加热炉、冷换设备、容器、泵和电动机、压缩机等部分，将陆续分册出版。

《炼油设备工艺设计资料》是在调查总结国内炼油装置设计和操作经验基础上，参考国内外文献资料编写而成的。内容主要是炼油设备的工艺设计原则、工艺计算方法、设计数据和步骤以及设备的选用原则和方法等。资料中推荐了常用和比较成熟的计算方法，编入了一些计算图表、实际设计和操作数据，并附有以现场实际数据为基础的计算举例。这些方法和数据只是在一定的条件范围下才适用，在使用时应该注意它们的使用条件。

这套书可以作为炼油设备工艺设计人员的工具性参考资料，也可供石油化工设备设计人员及有关技术人员参考。

在编写过程中得到许多炼油厂、制造厂、高等院校、设计和科研单位的大力支持和帮助，谨在此表示感谢。

由于我们的政治思想水平和业务能力不高，经验不足，因此，恳切希望读者对书中的缺点、错误给以批评和指正。

石油化学工业部石油化工规划设计院

目 录

第一章 油品分馏	1
第一节 设计所需的数据.....	1
第二节 设计的要求和步骤.....	1
一、设计油品分馏塔的一般要求.....	1
二、设计步骤.....	1
第三节 各计算步骤的决定.....	2
一、计算参数.....	2
二、物料平衡.....	3
三、塔板数、汽提蒸汽用量、汽提的油品量.....	4
四、过汽化量.....	5
五、塔的操作压力.....	7
六、热平衡.....	7
七、回流的讨论.....	10
第四节 换热塔板及挡板的计算.....	14
一、固舌形及圆泡帽形换热塔板的计算.....	14
二、人字挡板换热参数及挡板面积的计算.....	17
第五节 全塔的气液负荷分布图.....	19
第六节 设计举例.....	19
符号表.....	35
参考文献.....	37
第二章 多组分分馏	38
第一节 工艺流程方案.....	38
第二节 全塔物料平衡.....	39
一、关键组分及物料的分配.....	39
二、物料平衡.....	40
第三节 塔的操作压力及温度.....	40
一、操作压力.....	41
二、塔顶温度.....	41
三、塔底温度.....	42
四、进料温度.....	42
第四节 最小回流比.....	43
一、恩达渥德法.....	43
二、柯尔本法.....	44
第五节 最少理论板数.....	46

第六节 实际操作回流比下的理论板数	47
第七节 全塔板效率及实际塔板数	48
第八节 进料板位置及全塔热平衡	49
一、进料板位置	49
二、全塔热平衡	49
第九节 设计举例	49
符号表	55
参考文献	57
第三章 吸收脱吸	58
第一节 流程	59
一、一般流程	59
二、目前国内各炼油厂气体回收所用的吸收脱吸流程	59
三、综合进料的吸收脱吸流程	60
第二节 操作条件选择	60
一、压力	60
二、温度	61
三、吸收剂	61
四、吸收过程与脱吸过程不同点	62
第三节 吸收脱吸工艺计算	62
一、基本计算式	62
二、工艺计算与设计举例	73
三、几点说明	97
符号表	98
参考文献	100
第四章 圆泡帽塔板	101
第一节 泡帽结构及塔板布置	101
一、泡帽结构	101
二、塔板布置	102
第二节 塔径计算及塔板间距	106
一、塔径计算	106
二、塔板间距	107
第三节 降液管及溢流堰	108
一、降液管	108
二、溢流堰	110
第四节 水力学计算	110
一、塔板压力降 H_t	110
二、降液管中液体高度 H_d	115
三、雾沫夹带 e	115
第五节 适宜操作区和操作线	115

第六节 设计举例	117
符号表	125
参考文献	127
第五章 浮阀塔板	128
第一节 塔板间距的选定和塔径初算	128
一、塔板间距的选定	128
二、塔径初算	129
第二节 浮阀塔板布置及浮阀单元	131
一、塔板布置	131
二、浮阀	132
第三节 溢流堰及降液管的决定	134
一、液体在塔板上的流动型式	134
二、降液管	134
三、溢流堰	134
四、进口受液盘	137
五、进口堰 h'_{w0}	137
六、降液管停留时间	137
七、降液管底缘距塔板的高度 h_b	137
第四节 水力学计算	138
一、塔板总压力降	138
二、雾沫夹带	139
三、泄漏	139
四、淹塔	140
五、降液管超负荷	141
六、适宜操作区和操作线	141
第五节 设计举例	141
符号表	149
参考文献	151
第六章 筛孔塔板	152
第一节 塔径估算	152
一、按允许最大空塔气速估算	152
二、按最小有效截面估算	153
第二节 塔板设计	154
一、孔径 d_h	154
二、孔距 t 和开孔率 φ_h	154
三、板厚 δ	155
四、降液管 A_d	155
五、堰长 l 、进口堰高 h'_{w0} 和出口堰高 h_{w0}	155
六、泪孔及不开孔区	156

七、推荐的筛孔塔板结构参数	156
第三节 水力学计算	158
一、干板压力降 ΔP_d	158
二、液层有效阻力 h_e	158
三、湿板总压力降 ΔP_t	158
四、降液管与受液盘间隙 S 及其压力降 h_c	159
五、堰上液层高度 h_{ow} 和板上液层高度 h_l	159
六、塔板上鼓泡层高度 h_f	160
七、液面梯度 Δ	160
八、降液管液面高度 H_d	160
九、塔板适宜操作区的计算和分析	161
第四节 设计举例	162
符号表	173
参考文献	175
第七章 固舌形塔板	176
第一节 塔径估算	176
第二节 塔板设计	178
一、舌孔面积	178
二、降液管	179
三、进出口堰	180
四、舌孔布置	180
五、堵孔	180
第三节 水力学计算	180
一、降液管中液体充满高度 H_{do} 的验算	180
二、塔板的适宜操作区域的计算和分析	182
三、固舌形塔板设计及校验的另一方法	185
第四节 设计举例	186
符号表	198
参考文献	200
第八章 塔的内部工艺结构	201
第一节 板式塔的内部工艺结构	201
一、塔顶	201
二、进口	202
三、抽出盘及出口	206
四、人孔	208
五、塔底	209
六、塔裙	210
第二节 塔高	211
符号表	211
参考文献	212

第一章 油 品 分 馏

一般称分馏原油、裂化产品、焦化产品和加氢生成油的分馏塔为油品分馏塔。油品分馏塔的原料是复杂的烃类混合物，组分很多，但分离要求不高，其产品一般为汽油、煤油、溶剂油、柴油、润滑油料及残渣油等。

油品分馏塔的计算方法不一，这里介绍一种经验和半经验的设计方法，计算比较简便，结果比较切合实际。

第一节 设计所需的数据

一、已知数据

原料油类型；

处理量；

产品方案及规格；

汽提蒸汽的温度和压力。

二、实验室提供的数据

原料油实沸点蒸馏；

产品的实沸点或恩氏蒸馏；

原料油的含水量；

原料油及产品的比重；

气体的组成及分子量。

三、要预先选定的数据

塔顶压力及塔板压力降；

塔板数。

第二节 设计的要求和步骤

一、设计油品分馏塔的一般要求

1. 应使塔内各个截面有比较均匀的液相和气相负荷，从而使所需塔直径尽可能均匀。
2. 应使塔内各个截面有适当的内回流，保证分馏效果，避免“干板”对分馏产生的不良影响和塔板上结焦，从而获得需要的产品产率及产品质量。
3. 应使塔的剩余热量得到充分合理的利用。

二、设计步骤

1. 根据原料油类型及国家对产品的需要决定产品方案。
2. 根据产品规格及实验室提供的油品分析数据，确定各个产品的收率，从而定出物料平衡。
3. 按经验数据定出各段的塔板数，确定塔顶的压力并按经验数据计算汽化段和炉出口的压力。

4. 作油品分馏塔草图, 这个图包括: 塔本身、进料及侧线抽出位置、中段回流位置等。
5. 决定汽提方式并决定汽提蒸汽用量。
6. 决定进料过汽化量。
7. 计算汽化段温度、确定塔底温度。
8. 假定塔顶及各抽出侧线的温度。
9. 作全塔热平衡得出应由回流所带出的热量。
10. 决定回流型式及中段回流数, 并合理地分配回流热。
11. 校核塔顶及各侧线抽出温度, 若与第 8 步骤出入不大即可, 否则应重新假定塔顶及侧线温度再进行计算。
12. 作全塔气液相分布图, 并把塔的工艺计算结果填在步骤 4 的草图上。

第三节 各计算步骤的决定

一、计算参数

计算物料平衡及塔内各点温度所需要的各个参数, 都可用从第一节中所获得的基本数据通过换算得出。分述如下:

1. 油品的体积平均沸点 t_v 和恩氏蒸馏斜率

油品的体积平均沸点是表示馏分中各组分的体积分数与其沸点乘积之和。在一般情况下, 可取其恩氏蒸馏馏出体积的 10%、30%、50%、70%、90% 沸点的算术平均值作为体积平均沸点, 按式(1-1)计算:

$$t_v = \frac{t_{10\%} + t_{30\%} + t_{50\%} + t_{70\%} + t_{90\%}}{5} \quad (1-1)$$

式中 t_v ——体积平均沸点, $^{\circ}\text{C}$;

$t_{10\%} \cdots t_{90\%}$ ——恩氏蒸馏 10%、30%、50%、70%、90% 点的温度, $^{\circ}\text{C}$ 。

恩氏蒸馏斜率是两体积百分数的沸点温差除以对应的体积百分数差值, 例如 90% 点和 10% 点的斜率表示为:

$$\text{恩氏蒸馏斜率} = \frac{t_{90\%} - t_{10\%}}{90 - 10}$$

2. 油品的立方平均沸点 t_c

油品的立方平均沸点为馏分中各组分的体积分数与其沸点 (用绝对温度表示) 的立方根乘积之和的立方。由于计算比较麻烦, 所以一般由石油化工设计参考资料 (二)《工艺计算图表》(以下简称《工艺计算图表》) 图 2-1 查得。

3. 油品的中平均沸点 t_M

油品的中平均沸点为实分子平均沸点 (馏分中各组分分子分数与其沸点乘积之和) 与立方平均沸点的算术平均值。也可由《工艺计算图表》图 2-1 查得。

4. 油品的特性因数 K

由《工艺计算图表》图 2-23、2-24 查得。

5. 油品的分子量

油品的分子量由《工艺计算图表》图 2-29、2-30 查得。

6. 平衡蒸发温度

由《工艺计算图表》图 2-4、2-5 查得。

7. 临界温度

由《工艺计算图表》图 2-25 查得。

8. 临界压力

由《工艺计算图表》图 2-26 查得。

9. 焦点温度

由《工艺计算图表》图 2-21 查得。

10. 焦点压力

由《工艺计算图表》图 2-22 查得。

11. 实沸点切割范围

实沸点切割范围是指实沸点馏出 0% 和 100% 时的温度，由《工艺计算图表》图 2-2、2-3 查得。

把上面的各个参数列在表 1-1。

表 1-1 油品的计算参数表

数 值 项 目 馏 分	恩氏蒸馏馏出温度, °C							比 重		体 积	恩氏蒸	立方	中平均	特性	分	组
	0 %	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	100 %	D_{4}^{20}	比重 指数	平均 沸点 °C	馏 10~ 90 % 斜 率	平均 沸点 °C	平均 沸点 °C	因 数 K	子	成
															量	
气 体															✓	✓
塔顶产品	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	
侧线产品	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	
塔底残油								✓	✓						✓*	

数 值 项 目 馏 分	平衡蒸发馏出温度, °C							临界	临界	焦点	焦点	实沸点切割		相邻馏分	
	0 %	10 %	30 %	50 %	70 %	90 %	100 %	温度	压力	温度	压力	范围, °C		分割温度	
								°C	大气压	°C	大气压	0 %	100 %	°C	
气 体															
塔顶产品				✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓		✓		
侧线产品	✓	✓	✓					✓	✓	✓	✓	✓	✓		
塔底残油												✓			

注: ✓ 为需要填写的数值。

* 如油品太重, 不能从立方平均沸点数据换算, 可让实验室提供。

二、物料平衡

油品分馏塔的计算, 首先要确定该塔的物料平衡, 即进塔的原料及馏出的各个产品之间量的关系。对进料为过热气体的催化裂化及延迟焦化分馏塔, 一般由实验室提供在不同操作条件下各个产品的收率或参考现场同类装置的实际数据。对原油分馏塔可以由实验室或工厂生产装置所提供的物料平衡数据直接定出, 也可以根据产品的规格, 即恩氏蒸馏数

据和比重，求出每个产品的实沸点切割范围，即可在原油的实沸点蒸馏曲线上得出产品体积产率，从而求出产品的重量流率。并将物料平衡数据列成表，见表 1-2。

表 1-2 物料平衡表

数 值 分	项 目	体积产率	重量产率	年处理量	日处理量	小时处理	分子流率
				或年产率	或日产率	量或产率	
		%	%	万吨/年	吨/日	公斤/时	公斤分子/时
	原料油	100	100	✓	✓	✓	
	气 体	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	塔顶产品	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	侧线产品	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	塔底残油	✓	✓	✓	✓	✓	✓

注：✓需填写的数值。

三、塔板数、汽提蒸汽用量、汽提的油品质

1. 塔板数

表 1-3 为国内某些炼油厂的油品分馏塔所使用的塔板数和推荐使用的塔板数。表 1-4 至表 1-5 介绍了一些文献所提供的塔板数，供设计时参考。

对汽提塔，在一定的产品质量要求下，当塔板数很少时，适当增加塔板数可减少汽提蒸汽量，但当汽提蒸汽量少到某一个数值时，再减少，则为达到同样汽提目的所需的塔板数将大大增加。所以油品汽提塔一般用 3~6 块实际塔板可满足要求。

塔内循环回流的塔板数一般用三块，但不应少于二块，也不必多于四块。

2. 油品的汽提、汽提的油品质及汽提蒸汽的经验值

由于油品分馏塔有多个侧线，分离的精确度要求不高，从侧线抽出的产品，必定含有部分比它更轻的低沸点物质，为了保证侧线产品的闪点合格，所以应通过汽提塔把这些低沸点物质排除（但当侧线产品是裂化原料或需要进一步进行加氢精制，可不必汽提。当生产重整原料或航空煤油时，也不允许用水蒸汽汽提）。此外，由于高温会导致油品裂解，所以要在塔底吹入水蒸汽以降低汽化段的油气分压，使在较低的温度下得到预期的产率，同时也减少了塔底重油的轻馏分含量。但使用过热蒸汽汽提也有缺点，首先使塔径增加，塔顶冷凝器面积和冷却水量增加，从而增加了污水处理装置的负荷；其次，有些产品是不容许带水的，所以在热源经济可靠的条件下尽量使用重沸器来汽提侧线产品是值得考虑的。对使用蒸汽抽空器的减压塔，应该把汽提蒸汽和抽空蒸汽统一考虑，选取最经济合理的操作条件。

从国内炼油厂实际使用的汽提蒸汽量来看，侧线馏出油品汽提出去的轻组分的量约等于全部被汽提产品的 3~4.5%，塔底重油和残渣油约为 1~2%。如果有多到 6~10% 的低沸点物质需要用汽提除去，则利用在分馏塔中调节产品组成的方法通常比用水蒸汽汽提要经济得多。

由于原料性质不同，操作也有所差异，所以汽提蒸汽的用量有很大差别。表 1-6 所列

表 1-3 国内某些炼油厂采用塔板数

操 作 方 法	分 离 的 物 质	塔 板 数 (不包括换热塔板)			
		大庆炼油厂	东方红炼油厂	上海炼油厂	推 荐
原 油 常 压 蒸 馏 及 产 品 汽 提	汽油与航空煤油	11	9	9	9
	煤油与轻柴油	8	9	6	6~8
	轻柴油与重柴油 (或轻润滑油)	8	7	6	4~6
	重柴油与裂化原料	3	5	6	4~5
	进口到最下一根侧线	3	3	3	3
	塔底汽提	4	4	4	4
	溶剂油汽提			6	5~6
	煤油汽提	8	6	6	5~6
	轻柴油汽提	4	6	6~4	4
	重柴油汽提	4	6	6~4	4
① 常 压 及 残 余 油 品 减 压 汽 提 蒸	塔顶油与裂化原料	4	4	4	4
	裂化原料与低粘度油	4	4	6~8	4
	低粘度油与中粘度油	4	4	4~6	4~5
	中粘度油与重粘度油		4	4	4
	重粘度油至进料段②	3	3	2~4	3
	塔底汽提	4	4	4	4
	低粘度油汽提	6	6		4~5
催 化 及 产 分 品 蒸 馏 汽 提	中粘度油、重粘度油汽提	6	6		4~5
	汽油与轻柴油	8	8		8
	轻柴油与重柴油	5	6		6
	重柴油与回炼油	8	8		8
	回炼油至进料段③	2	2		2
焦 与 化 产 分 品 蒸 馏 汽 提	轻柴油、重柴油汽提	4	4		4
	汽油与焦化柴油	8~10			8~9
	焦化柴油与裂化原料	3~5			4~5
	焦化柴油汽提	5			4~5

注: ① 这是生产润滑油料的减压分馏塔。对馏分分割精度要求不高的生产燃料的减压塔, 则因侧线少, 故塔板数可大大减少。

② 最好加一层金属破沫网。

③ 不包括各层人字型换热挡板。

的一些数据 (包括推荐数据) 仅供设计时参考用。

为防止冷凝水带进塔内, 汽提水蒸汽一般使用过热蒸汽, 它的压力应稍大于吹入处塔内的压力。目前我国炼油厂常减压蒸馏装置一般使用 $400\sim 450^{\circ}\text{C}$, 3 公斤/厘米^2 的过热蒸汽。应注意使塔内任一点温度高于该处水蒸汽分压下, 水蒸汽的露点温度, 以免水蒸汽在该处冷凝, 造成突沸冲塔而破坏操作。

四、过汽化量

当原料油是以部分汽化状态进入塔内, 而气体部分的量仅等于塔顶及各侧线产品的量时, 最下一根侧线到汽化段之间的塔板将产生“干板”现象。因此要求进料的汽化量除了包括塔顶和各侧线的产品外, 还应有一部分额外的汽化量, 这就是过汽化量。过汽化量应适当, 过大将增加加热炉的负荷, 提高汽化段温度, 同时也增加了外回流量。表 1-7 所列的一些过汽化量数据可供设计时参考。

表 1-4 参考文献推荐的塔板数

操 作 方 法	分 离 的 物 质	塔 板 数
原油产品 常压汽提 常压减压蒸馏及	轻汽油及石脑油	4~5
	石脑油与煤油	3~5
	汽油及煤油	5~6
	煤油及瓦斯油	4~5
	瓦斯油及润滑油馏分	4~5
	入口到最下一根侧线	2~4
	塔底汽提	4~5
	侧线汽提	3~5
常压残油减压蒸馏及产品汽提	瓦斯油及含蜡馏出油	2~3 ^①
	低及中粘度油	2~3 ^①
	中粘度油及汽缸油料	3~5 ^①
	汽缸油及进料	2~4 ^①
	汽提	2~4 ^①

注：① 在较大的塔板间距时。

表 1-5 参考文献推荐的塔板数

操 作 方 法	分 离 的 物 质	推 荐 的 塔 板 数	推 荐 的 塔 板 数
原油常压蒸馏	轻石脑油与重石脑油	6	7
	重石脑油与轻煤油	6	8
	轻煤油与轻柴油	4	6
	轻柴油与重柴油	4	6
	重柴油与进料	3 ^①	4
	塔底汽提	4	4
常压残油减压蒸馏	生产裂化原料	2	
	生产润滑油原料	4	
	闪蒸段	3 ^①	
	塔底汽提	4	
	润滑油料之间的分馏	4	

注：① 也可用填料代替塔板。

表 1-6 汽提蒸汽用量

操 作 方 法	油品名称	蒸汽用量, 公斤/100 公斤 (产品油)						推 荐 值
		上海炼油厂	大庆炼油厂	胜利炼油厂	胜利炼油厂	南京炼油厂	东方红炼油厂	
初馏塔	塔底油	~1.12~2.37 ^①				1.04		1.2~1.5
常压塔	溶剂油					1.2		1.5~2
	煤油	2.16 ^①	2~3	3.16 ^①	2.35~3		2 ^①	2~3.2
	轻柴油	1.65 ^①	2~3	2.26 ^①	1.38~1.84		1~2 ^①	2~3
	重柴油		4	0.71 ^①	~1.39		2 ^①	2~4
	轻润滑油	5.7 ^①	4					2~4
减压塔	塔底重油	2.52 ^①	1.5~2.0	1.18 ^①	1.46~1.42	0.87	1.7 ^①	2~4
	中、重润滑油		2~4				2 ^①	2~4
	残渣燃料油			1.37 ^①	1~4.15	2.3		2~4
	残渣汽缸油		~2.0				4.5 ^①	2~5

注：① 为设计数据，其它为操作数据。

表 1-7 原油蒸馏塔过汽化量
(占进料的重量%)

数 值 塔 名 称	使用地点	南 京 炼 油 厂	上 海 炼 油 厂	上 海 炼 油 厂 ^①	胜 利 炼 油 厂	胜 利 炼 油 厂 ^②	大 庆 炼 油 厂	大 庆 炼 油 厂 ^②	推 荐
初馏塔		5.3	2	5					2~5
常压塔		2.5	2.14	2	2	2	2.85	3	2~4
减压塔		1.2			2	2.95			3~6

注：① 第二套蒸馏装置设计数据。

② 扩建设计数据。

五、塔的操作压力

油品分馏塔除了以常压塔底重油作为原料的分馏塔为减压操作外，一般是在稍高于大气压下操作。但在相同的塔直径下，适当地提高操作压力，可以提高塔的处理能力（参考文献介绍，塔的绝对压力从 1.03 公斤/厘米²提高到 3.12 公斤/厘米² 时，塔的负荷可增加 72%），同时压力增加以后，整个塔的操作温度相应提高，也有利于各馏分与原油的换热。但加热炉的出口温度提高，分馏效率有所降低，塔顶冷凝冷却器的负荷也增加。

把原油初馏塔的操作压力提高到 4~5 公斤/厘米²(绝)，常压塔的操作压力提高到 2~3 公斤/厘米² (绝)在某些特定情况下是可以在设计时加以考虑的。但对催化裂化分馏塔来说，应根据反应再生过程的条件选用适当的塔顶压力，一般在 1.5~2.4 公斤/厘米² (绝)下操作。

某些较重的油品在高温下易于裂解，为了从这些油品中分馏出较轻的组分，就必须使分馏塔在减压下操作。同时减压操作下组分之间的相对挥发度大，也有利于分馏。但压力降低将导致塔径增加，同时要使用抽真空的设备。

总的来说，分馏塔内的最小操作压力应使馏出产品能克服冷换设备及管线、管件的压力降，顺利地流到回流罐、汽提塔或抽出泵的入口。塔内的操作压力可以这样决定：先假定塔顶产品罐的压力(当不使用塔顶二段冷凝冷却的流程时，就是回流罐的压力)，因为油品分馏塔顶冷凝冷却器的冷却介质是水，一般原油初馏塔和常压塔产品罐的压力在 1.04~1.2 公斤/厘米²(绝)下操作时，塔顶馏分可认为完全冷凝，即在这个压力下气体量很少，在计算时可忽略；催化分馏塔顶产品罐的压力应维持在 1.15~1.8 公斤/厘米² (绝)；焦化分馏塔顶产品罐的压力可在 1.15~1.3 公斤/厘米² (绝)以上操作；加氢裂化和加氢精制分馏塔顶产品罐的压力就是产品冷后温度下产品的蒸汽压。通过一个冷凝器或换热器的压力降一般是 0.18 公斤/厘米² (包括管线在内)；原油初馏塔顶及常压塔顶空冷器的压力降可取为 0.1 公斤/厘米²。炉出口到塔的汽化段之间的压力降约为 0.35 公斤/厘米²。通过分馏塔的压力降与分馏塔的塔板数及采用的塔板型式有关。表 1-8 为各种塔板的大致压力降范围，可供假定塔内各点操作压力时参考。

六、热平衡

对于经验和半经验的设计方法，塔的回流量是用热平衡的方法来计算。因为气-液进料在高温下进入塔内，而产品是在较低温度下抽出，即进入塔内的热量比离开塔内的热量

表 1-8 各种塔板的大致压力降

塔 板 型 式	压 力 降, 毫 米 汞 柱	
	常 压 下	减 压 下
泡 罩	4~6	2.5~3
浮 阀	3~5	1.7~2
舌 型	2~3	1.3~1.5
浮动喷射	2~4	1.5~2.0

注: 筛板的压力降可取稍小于浮阀。

表 1-9 原料的最高温度和推荐的操作压力

原 料	生 产 产 品	最 高 加 热 温 度 °C	推 荐 的 操 作 压 力
原油	灯油/喷气燃料	360~365 ^①	1.3~3.1 公斤/厘米 ² (绝)
常压	润滑油基础油料	400	20~60 毫米汞柱(残压)
重油	裂化原料	410	20~60 毫米汞柱(残压)

注: ① 当生产其它产品时, 最高加热温度可以高一些, 大约可到 370°C。

多, 所以需要打入冷的回流油品使进出塔的热量达到平衡。因为过高的温度将导致油品的分解, 使产品质量下降, 液相产品收率降低并引起设备结焦。所以进行原油加工时, 进料的温度是应该加以控制的。表 1-9 所列的最高温度可供设计时参考。

下面分别说明塔内各部分温度的求定。

1. 较准确的计算方法

(1) 汽化段温度

计算步骤是:

① 假定塔顶产品罐的压力, 由换热及冷凝冷却方案定出塔顶馏出系统的压力降 [一般约为 0.35~0.5 公斤/厘米²(表)], 则产品罐的压力加此压力降即为塔顶压力。根据确定精馏段的塔板型式及塔板数量可由表 1-8 估算出塔顶到汽化段的塔板压力降, 从而计算出汽化段的操作压力。

如果塔内装有金属破沫网, 则一层破沫网的压力降大约是 1~2 毫米汞柱。由闪蒸段至炉出口之间的压力降一般约为 0.35 公斤/厘米²(表)。

② 在以体积%为横座标, 温度为纵座标的直角座标图上作出原油的实沸点曲线 1 和常压下的平衡蒸发曲线 2。见图 1-1。

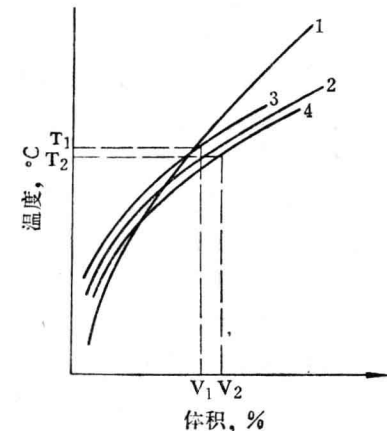


图 1-1 原油实沸点和平衡汽化曲线与体积产率关系

1—原油实沸点曲线; 2—原油常压平衡蒸发曲线; 3—在炉出口压力时的平衡蒸发曲线; 4—汽化段压力时的平衡蒸发曲线

③ 作汽化段油气分压下的平衡蒸发曲线^①: 因为塔底一般都用水蒸汽汽提, 它降低了汽化段油气分压, 使汽化率增加, 所以先确定在水蒸汽存在下汽化段的油气分压, 然后作出在此分压下的油品平衡蒸发曲线 4。

① 详细作法见例题。

④ 作炉出口压力下的平衡蒸发曲线^①。汽化段的压力加 0.35 公斤/厘米² 作为炉出口压力，然后作出在此压力下的油品平衡蒸发曲线 3（当原料油带水或加热炉注汽时，应求在水蒸汽存在下炉出口油气分压的平衡蒸发曲线。当然，这些水蒸汽也影响到汽化段的油气分压）。

⑤ 根据表 1-9 确定允许的炉出口最高温度 T_1 ，自 T_1 作纵座标垂线与曲线 3 相交，再自交点作横座标的垂线得出炉出口的汽化率 V_1 。同时计算出在汽化率为 V_1 ，温度为 T_1 时炉出口油品的热焓 h_{c_1} 。

⑥ 根据本节第二部分所确定的物料平衡及表 1-1 的实沸点切割范围得出汽化段应该汽化的体积%，根据表 1-7 确定一个合适的过汽化量，即可得出汽化段的总汽化率。

⑦ 自 V_2 作横座标垂线与曲线 4 相交，再自交点作纵座标垂线得出汽化段的温度 T_2 。根据 T_2 及 V_2 可求出汽化段油品的热焓 h_{c_2} 。

⑧ 如果 $h_{c_1} \leq h_{c_2}$ ，则符合要求，否则应考虑适当降低汽化段油气分压或适当调整过汽化量以保证得出要求的拔出率，同时又不使炉出口温度超过允许的最高温度。一般对原油常减压蒸馏装置的常压塔，考虑到转油线的热损失（温度降约为 1.6~2.4 °C），应使 h_{c_1} 略小于 h_{c_2} ，这样保证常压塔有最大的拔出率，减少减压塔的负荷。

(2) 侧线抽出层温度

严格来说，侧线抽出温度是未汽提的侧线产品的泡点，它比相同条件下汽提后的产品泡点温度低一些，所以侧线有汽提和没有汽提的计算方法是有些区别的。如果侧线有汽提塔，可按下列步骤计算：

- ① 先假定一个侧线温度。
- ② 从侧线抽出板到塔底作热平衡求得该层内回流流率。
- ③ 根据该塔板上的操作压力、油气及水蒸汽分子分数求出该侧线馏分油的油气分压。
- ④ 根据表 1-1 的数据作出该侧线馏分油的平衡蒸发曲线，查出在侧线油蒸汽分压下平衡蒸发 0% 的温度。如该温度与步骤①所假设的温度相差不大，则可作为侧线抽出层温度，否则需重新进行猜算。

如果侧线没有汽提塔，即该侧线产品不汽提，则在计算该侧线产品 0% 的温度时，应忽略与该侧线相邻的上一侧线产品油气分压的影响，具体计算方法见[例 1-2]。

(3) 中段回流抽出温度

中段回流油品的性质介于两侧线之间，其出口温度、分子量、比重等均可近似地采用内插法求得。

(4) 塔顶温度

塔顶温度为塔顶产品在其油气分压下平衡蒸发 100% 的温度。按下列步骤计算：

- ① 首先假设一个塔顶温度。
- ② 作全塔热平衡，计算塔顶回流流率。
- ③ 根据塔顶操作压力、油气及水蒸汽分子分数求出塔顶馏出油的油气分压。
- ④ 根据表 1-1 的数据作出塔顶馏分油的平衡蒸发曲线，查出在塔顶油气分压下蒸发 100% 的温度。如此温度与步骤①所假设的相差不大，则此温度可作为塔顶馏出温度，否

^① 详细作法见例题。