

塔 器

国外化工与炼油设备发展概况之三

(上 册)



兰州石油机械研究所

TE962

4

:1

塔 器

——国外化工与炼油设备发展概况之三——

(上 册)

全国化工与炼油机械行业技术情报网

天 津 大 学

浙 江 化 工 学 院

浙 江 大 学

上 海 化 工 学 院

大 连 工 学 院

抚 顺 化 工 学 院

河 北 工 学 院

兰 州 石 油 机 械 研 究 所

合

编



1973 兰州

A 842396

内 容 提 要

本书主要介绍国外近期精馏和吸收过程用塔设备的发展概况、设计研究、结构特点、制造工艺、安装方法、工业应用及发展趋势。旨在阐明国外塔设备的发展历史、目前水平、发展方向及近期状况。

本书分板式塔、填料塔与专利简介三个部分编写。板式塔按泡罩型、浮阀型、筛孔型、喷射型及无溢流型分类介绍。对国外近期出现的一些新型塔板与填料,如旋转泡罩、锥心浮阀、MD筛板、Perform喷射型塔板、Thormann型塔板与Sulzer填料,也都作了适当介绍。书中收集了有关的技术数据、图表、标准与应用实例。提供了527幅结构图和外形照片,给出了若干技术参数和七十年代初期水平指标。

本书可供化工、炼油、石油化工及其邻近专业的研究、设计、制造和使用方面的工程技术人员参考。对于有关专业的高等院校的师生也有一定参考价值。

因本书篇幅较长,分上下两册出版。

塔 器

——国外化工与炼油设备发展概况之三——

(上、下册)

兰州石油机械研究所出版
(兰州市七里河区敦煌路125号)
兰州新华印刷厂印刷

开本 787×1092 毫米 $1/16$ · 印张 30 $^{3}/_{4}$ · 插页 7 · 字数 784 千字

印数: 4000 定价: 3.50 元

毛 主 席 语 录

路线是个纲，纲举目张。

鼓足干劲，力争上游，多快好省地建设社会主义。

自力更生，艰苦奋斗，破除迷信，解放思想。

我们不能走世界各国技术发展的老路，跟在别人后面一步一步地爬行。我们必须打破常规，尽量采用先进技术，在一个不太长的历史时期内，把我国建设成为一个社会主义的现代化的强国。

中国人民有志气，有能力，一定要在不远的将来，赶上和超过世界先进水平。

学习外国的东西，不等于统统进口，硬搬外国的一套，要批判的吸收。外国一切好的经验、好的技术，都要吸收过来，为我所用。

洋为中用。

前 言

目前,我国化工与炼油设备战线上,如同全国其他行业一样,形势一派大好。近几年来,尤其是无产阶级文化大革命以来,发展很快,取得了很大的成绩。

随着我国炼油、化工及石油化学工业的发展,对工艺设备提出了许多新的要求。然而,目前的设备在若干方面还适应不了工艺的发展。这种矛盾的解决要求炼化设备在研究、设计和制造等诸方面都必须来一个新的跃进,这是形势发展的需要,是社会主义革命和社会主义建设的需要,是巩固无产阶级专政和支援世界革命的需要。

为了适应国民经济大跃进和赶超世界先进水平的需要,在和帝、修、反抢速度、争时间的战斗中,做到“知彼知己,百战不殆”,在“打破洋框框,走自己工业发展道路”的同时,遵照伟大领袖毛主席“洋为中用”和“批判地吸收外国文化”的教导,根据1972年3月在杭州举行的《高压容器技术经验交流及化工与炼油机械行业技术情报网组长碰头会》上的决议,继国外《换热器》和《高压容器》两书出版之后,我们又继续组织了国外塔器近期发展概况的编写工作。参加这次编写工作的有:大连工学院的沈自求同志、河北工学院的商政宋同志、天津大学的王世昌同志、浙江大学的陈维柅同志和汪希萱同志、浙江化工学院的徐崇嗣同志、上海化工学院的黄圣惠同志、抚顺化工学院的张怀清同志、兰州石油机械研究所的王广庆同志和曹伟同志。

在编译过程中,得到了兰州大学化学系谭民裕同志和兰州石油化工机器厂工人大学郑正平同志的大力支持与帮助,在此谨致谢意。

由于我们学习毛主席著作不够,业务水平有限,加之时间仓促,编写中一定有不少缺点与错误,敬希读者批评指正。

编 者

一九七三年八月

目 录

第一章 概论	(1)
第一节 塔设备简述	(1)
第二节 塔设备中的几个共性问题	(6)
第三节 塔设备的分类、比较和选择	(30)
第二章 泡罩型塔板	(50)
第一节 概述	(50)
第二节 泡罩塔板的设计	(53)
第三节 设计计算举例	(76)
第四节 板效率的估算	(82)
第五节 塔板的操作性能图	(86)
第六节 S 形塔板	(89)
第七节 其它型式的泡罩塔板	(101)
第三章 筛孔型塔板	(109)
第一节 概述	(109)
第二节 筛板的操作和操作性能图	(111)
第三节 筛板布置	(113)
第四节 影响筛板操作的因素	(116)
第五节 筛板的板效率	(136)
第六节 筛板的设计方法	(138)
第七节 关于筛板的标准化	(143)
第八节 有溢流的栅板	(151)
第九节 Linde 筛板	(153)
第十节 多降液管筛板	(156)
第十一节 泡罩-筛孔塔板	(162)
第十二节 网状筛板	(165)
第四章 浮阀型塔板	(175)
第一节 Nutter 式条形浮阀	(177)
第二节 重盘式浮阀	(192)
第三节 盘式浮阀	(210)
第四节 锥心浮阀	(218)
第五节 浮阀塔的发展	(221)
附录	(237)
4-1 重盘式浮阀塔盘的设计	(237)
4-2 Ga-薄钢板号数与厚度对照表	(262)

第一章 概 论

第一节 塔设备简述

塔设备用于气相和液相或液相和液相间的传质，这里介绍的是气——液相间的传质设备，即蒸馏塔、吸收塔和解吸塔等等。它们在炼油和化工生产中用得很多。

早在 1813 年 Cellier^[1] 提出了泡罩塔。筛板塔也早在 1832 年开始用于生产^[2]。早期的塔主要用于食品和医药生产，只有当塔设备与十九世纪初叶迅猛发展着的炼油工业相结合的时候，塔器才得到不断改进。

原油的蒸馏，早在 1904 年，是采用填料塔的。为了使气、液有流动的通道和增加接触面积，在塔内放入了碎瓦片、砖块、小石块和管子缩节等。当时的塔没有加保温层，塔内液体分布不均，气体有严重沟流。

与填料塔同时用于炼油工业的，还有挡板塔(Buffered tower)，在这种塔内，液体沿挡板向下流动，气体逆流而上进行传质(见图 1-1)。

1912 年，筛板塔开始用于炼油工业，当时的筛板塔只是将有开孔的筛板，以一定间隔装在塔内，操作时，上升蒸气将少量液体托在板上，当积液到一定程度后，部分液体从孔中落下进入下一塔板，蒸气则通过筛孔与液体传质。那时，发现筛板塔有几个弱点：当塔板安装不平时，会发生板上液体侧流和气体短路，导致气液接触不良；气速过小时液体会从孔中漏下，使板上不能保持液层；气速过大时，板上液层加厚，压降增大；由于介质的腐蚀性，使孔径不断改变，引起操作困难。

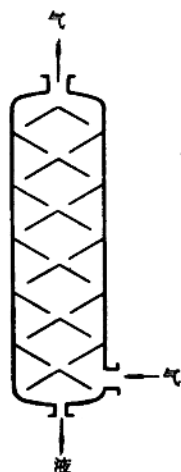


图 1-1 早期的挡板塔

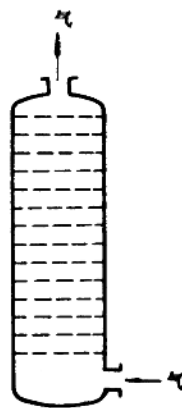


图 1-2 早期的筛板塔

泡罩塔是 1920 年引入炼油工业的，当时采用 4—6 吋圆形或 3—6 吋方形泡罩，泡罩下端也开有齿缝，还设置了降液管和堰，并在塔顶和侧线取出馏份时，都使部分液体流回塔内。泡

罩塔造价虽高，但安装要求较低，操作方便，开始受到信用。但对于原油这样的混合物用泡罩塔进行分离，由于当时对精馏原理还不十分清楚，还存在不少怀疑，例如对回流的概念，对原油切割的要求等。一直到 1924 年，泡罩塔在克劳斯过程 (Cross Process) 中成功地应用，才确立了泡罩塔精馏这个有效的分离方法。

精馏技术的需要情况，可以从近一百多年来的石油工业发展历史看出。十九世纪末以前，石油主要用于照明，进入二十世纪以后就进入了主要作为能源的阶段，到了二十世纪三十年代石油又同时作为化工原料。表 1-1 列举了原油开采量的年表。

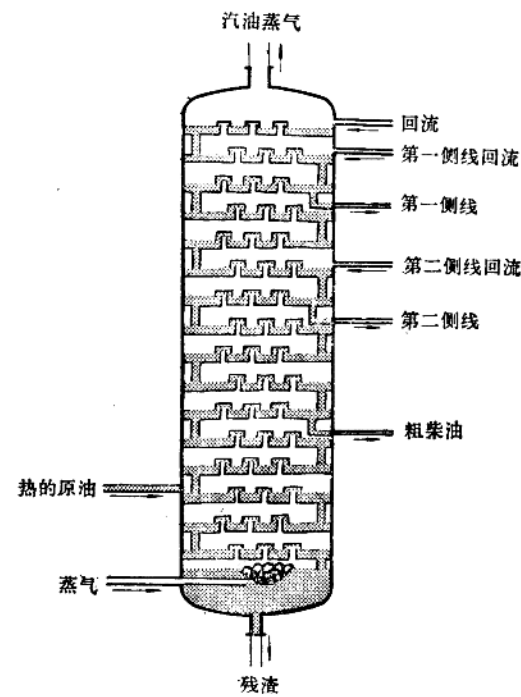


图 1-3 早期的泡罩塔

表 1-1 世界原油开采量年表

年 份	开采量: 万吨/年	年 份	开采量: 万吨/年
1857	0.0318	1920	10900
1860	8.1	1930	22400
1870	92	1940	34200
1880	477	1950	60500
1890	1210	1960	122000
1900	2360	1972 ¹⁾	126800
1910	5200		

注: 1) 指 1 月至 6 月的统计数字

精馏技术发展的另一个生产源泉是石油化学工业的兴起。以原油、炼厂馏份、炼厂废气和天然气等为原料以制造各种化工产品的工业称石油化工。它开始于二十世纪初叶，1907 年德国开始了氯甲苯的生产；进入了二十年代以后，由于机械制造和汽车工业的发展，促使了油漆、涂料和溶剂等工业的发展。在美国，异丙醇、丙酮、乙醇、乙二醇、乙烯及三乙醇胺等石油化工产品陆续投产。三十年代是高分子化工的诞生期，也是石油化工的准备期。德国在 1933 年研制成功了合成橡胶，美国在三十年代中先后研制成功了洗涤剂、合成橡胶、合成树脂、聚苯乙烯和尼龙等等高分子产品。这些都为大量利用石油资源进行化工生产开辟了新路。第二次世界大战中，在一些资本主义国家中的合成橡胶和炸药的生产有较大发展。战后，特别是在美国，橡胶、塑料和纤维三大合成材料有较大发展，欧洲一些国家和日本，也为了资本竞争的目的，在五十年代中期，相继有所发展。表 1-2 为乙烯产量的年表。表 1-3 为美国石油化工生产情况和占总化工生产的百分比的变化。

石油化工生产的装置也逐年向大型化方向发展。表 1-4 为西德莱茵烯烃工厂的乙烯生产能力。

表 1-2¹⁾

世界 乙 烯 产 量: 万 吨

国家或地区	1960 年	1970 年	1975 年 ²⁾	1980 年 ²⁾
美 国	260	750	1200	1800
西 欧	70	600	1200	1900
日 本	10	240	400	700
其 他		70	210	600
总 计	340	1600	3010	5000

注: 1) Chemie Ing. Techn. Vol. 42, 1576, (1970).

2) 为原作者的估计值, 只供参考。

表 1-3

美国石油化工生产情况

年 份	1930	1940	1950	1955	1960	1961	1962	1963	1964	1965	1966	1967	1968	1969	1970
产量[万吨]	21.8	106.2	746.0	1460	2510	2610	2990	3320	3800	4300	4980	5500	6060	6730	7120
占总化工生产量中的百分比				24	30.2	30.0	29.1	29.8	31.2	32.7	35.1	36.2	38.5	40.3	41.0

表 1-4¹⁾

茛菪烯炔工厂乙烯生产能力[吨/年]

年 份	一个装置的生产能力	工厂的乙烯生产能力	年 份	一个装置的生产能力	工厂的乙烯生产能力
1955	10000	10000	1969	330000	>600000
1958	—	50000	1972 ²⁾	450000	1000000
1961	75000	150000	1974 ²⁾	750000	$1.4 \times 10^6 - 1.5 \times 10^6$
1967	200000	350000			

注: 1) 石油和石油化学(日) 1972 年 1 月号, 第 41 页。

2) 原作者的估计产量。

石油化工生产有它的特点, 因之也带来了塔设备的一些特殊要求。

(1) **大处理量:** 国外石油化工生产, 目前向着大生产发展, 一般的乙烯装置年产量在 20—30 万吨, 有的甚至更大。因之, 塔设备、换热器、机泵以及其他设备都必须与大的生产量相适应。

(2) **生产的连续性:** 连续生产要求塔在设计上有充分的可靠性, 能长期运转而不发生故障。同时还应考虑各设备之间的平衡, 使塔的设计能适应整个过程的最佳条件。

(3) **原料组成的复杂性:** 由于裂解产物组成复杂, 而石油化工的综合利用又要求有高精度的分离, 因此, 它不象某些化工生产只需采用个别塔设备, 而往往需要一组塔来分离各个组份。

(4) **产品质量:** 合成材料的性质, 与单体纯度有密切关系, 某些合成材料只允许单体中混有几个 P.P.M. 的杂质, 这就需要能进行精密分离的塔型。合成材料的单体往往具有自聚的

性质,特别当温度较高时,由于聚合而会有固相析出,使塔板和换热器堵塞;某些石油化工产品还会在高温下分解,这就需要能进行减压精馏的塔型。又由于低级烃类的沸点低,往往需经加高压液化然后进行精馏,这就需要能进行加压精馏的塔型。

(5) **污垢和腐蚀性:**在有污垢的物系和处理具有腐蚀性的介质时,必须在选型和选材时加以注意。

除了炼油和石油化工以外,其他无机化工生产、油脂工业、食品工业、医药工业等等也都应用了许多塔设备,它们也影响塔设备的进展。

联系到工业的发展,各种各样的生产过程对塔提出了多种多样的要求,塔设备的进展大致可分为以下三个阶段:

(1) **到第二次世界大战结束**,塔设备主要用来炼油,塔型中以泡罩塔为主,在无机酸碱工业中则多沿用填料塔。泡罩塔之所以占优势,是由于当时它可以不必十分精细的设计,有一定操作弹性,便于管理。筛板塔一出现就被人们认为是一种弹性小、操作不稳和难于管理的塔型;但它造价低、处理能力大和效率较高,当时十分引人注目。

(2) **从第二次世界大战结束起**,炼油工业继续发展。与此同时,以炼厂的低级烃类为原料的合成化学工业开始有了较大发展,促使了塔设备的处理能力和数量上的增长。还值得提出的是:在这一时期,筛板塔逐渐地被人们所接受,一些新型塔板相继出现。

由于筛板塔具有许多优点,它一直受人注意,1949年,美国 Celanese Corporation 对泡罩塔的使用作了某些限制,并组织了对筛板塔的研究。1952年,Mayfield 和 Church^[3]通过试验认为:经过合理设计的筛板塔,不仅操作稳定,而且操作负荷的弹性大,效率又高。当时有一批人附和这个看法^[4,5,6]。随着对筛板的研究工作的进展和设计方法的改进,生产上被采用的比例不断增加。

在1950年前后,为了适应工业发展的需要,对现有的塔设备实行增产改造和新建塔设备。对旧有的泡罩提出了新的要求,这主要是:造价要低,蒸气和液体的处理能力要大,能保持高的效率和大的操作弹性。因而相继出现了一批新的塔型。1952年美国 Koch Engineering 公司发展了 Benturi 阶梯式塔板 (Benturi Kaskade tray)^[7]; 1950年美国 Socony Vacuum Oil 公司创制了单流式泡罩塔板 (Uniflux Tray), 亦称 S 形塔板^[8]; 1951年美国 Philips Petroleum 公司创制了 Nutter 条形浮阀塔板 (Nutter Float Value Tray)^[9]; 1953年美国 Koch Engineering 公司创制了 A 型和 T 型圆盘形浮阀塔板 (Flexitray)^[10]。此外,1951年,Glitsch & Sons. 公司也提出了重盘式浮阀塔板 (Ballast tray)^[11], 而早在1937年为 Kittel 提出过的条孔网状塔板 (亦称 Kittel 塔板)^[12] 和无溢流栅板塔 (Turbogrid) 也有较多被采用。到1957年美国 Esso 公司又开始使用了舌形塔板 (Jet Tray)^[13]。它们与泡罩相比由于其造价低廉,处理能力较大,在生产上很快得到推广。

(3) **进入六十年代以后**,炼厂生产能力不断扩大,使设备向大型化方向发展;与此同时,石油化工迅猛发展,提出了对塔型的某些特殊要求,因此出现一些带有特色的塔板,以适应高压、减压、高效、大液负荷、高弹性等等要求。经过以前大约半个世纪来对塔的操作实践,积累了不少经验,对塔的生产能力和效率的提高掌握了一定的规律,进行了大量的塔型的改进工作,出现了多种塔型,但就其基本内容看,大都是泡罩、筛板、浮阀、舌形等几种典型形式的改进,吸取其优点,改进其缺点,有的还采用了几种塔板型式的结合。这一时期内,资本主义国家的专利文摘中,出现了为数众多的塔板,其塔板型式的变化也说明了上面所说的发展趋势。

过去二十年中,在实践基础上对泡罩、筛板和浮阀等塔板,在设计方法上作了不断的改进。

使筛板和浮阀塔得到推广,泡罩塔板获得了良好的操作性能。近年来各国已建立或正建立标准系列,并逐步应用电子计算技术,使塔的设计工作快速和最优化。

塔设备在炼油和化工生产中的设备数量和投资额都占重要地位。表 1-5 是典型的成套化工炼油装置中主要设备的投资比例。

表 1-5 在成套化工、炼油装置中设备投资比例

装置名称 设备名称	成套蒸馏装置	成套原油常压 蒸馏装置	成套真空 蒸馏装置	成套焦油 蒸馏装置	成套苯蒸馏装置
塔 器	18.7	18.2	28.6	28.1	75.7
换 热 器	39.0	38.9	22.3	18.7	17.4
贮 槽	3.5	6.4	0.6	4.2	4.6
加 热 炉	32.6	26.9	36.5	34.0	0.0
机 泵	6.2	9.6	12.0	15.0	5.0
合 计	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

根据国外文献^[14]的统计,各种化工设备在各化工行业中的投资比,可见表 1-6。

表 1-6 化工生产中各单元设备的投资一览表

单元设备名称	化学和 石油化学	药物和 药 制	炸药和 干馏技术	油脂工业	农产化工 和 化 肥	食 品 和 饮 料	皮革工业	水 泥 和 石 灰
离心分离设备	2.53	4.26	0.34	18.40	—	6.35	2.22	—
过滤器、辅助设备和助剂	9.24	14.58	6.67	15.52	9.92	13.42	1.33	0.16
干法混和设备	1.35	5.86	2.34	3.79	3.52	1.16	0.28	0.16
湿法混和及搅拌设备	2.86	10.93	1.55	6.27	2.16	4.03	4.47	0.21
加热干燥设备	6.78	27.90	4.72	6.08	20.36	4.93	50.45	3.92
炉子、窑炉和锅炉	25.65	0.70	49.40	—	14.32	33.18	15.70	53.15
除尘设备	2.70	5.77	3.23	13.38	4.48	3.54	8.22	12.29
结晶和蒸发设备	5.24	2.06	1.73	3.36	5.73	9.04	0.12	—
传热设备	14.93	6.37	5.95	12.95	9.35	10.25	12.13	0.32
反应器	10.65	9.95	0.68	2.88	12.55	0.43	—	—
破碎设备	3.15	2.89	0.17	7.26	8.72	2.39	—	29.60
蒸馏吸收和吸附设备	11.80	3.21	0.32	6.56	4.02	6.53	—	0.11
水处理设备	2.12	5.52	18.90	3.55	4.87	4.75	5.08	0.08
合 计	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%

人造纤维	冶 金 和 属	油 漆 和 料	石 油 和 煤 化 学	塑 料 和 合成树脂	橡胶产品	肥 皂 和 洗 涤 剂	石 料、粘 土、 玻璃和陶瓷	木 浆、纸 张 和 纸 板	其他杂类 化学制品
1.35	0.45	1.59	0.15	1.46	6.81	0.59	0.19	0.37	0.57
11.75	5.72	15.50	2.98	10.83	11.94	24.06	0.75	10.21	5.66
1.72	2.21	7.49	0.30	7.81	14.71	5.75	1.42	0.51	3.90
5.78	1.67	27.40	1.65	3.27	4.57	9.76	0.89	4.85	3.95
9.18	7.91	7.66	0.79	7.64	11.43	6.78	3.79	9.69	10.45
3.58	56.42	—	23.55	2.12	0.69	—	70.40	40.30	40.74
13.31	8.13	9.03	3.74	6.48	6.12	7.35	13.43	10.42	6.76
5.17	0.38	0.03	0.51	1.89	4.48	6.55	0.09	3.88	0.91
14.08	3.58	6.56	30.60	24.37	12.60	6.14	1.66	6.64	10.10
1.09	1.33	11.25	8.18	21.80	3.58	23.90	0.21	0.97	10.09
8.79	6.88	6.83	0.38	2.79	12.43	2.31	5.09	3.06	1.79
21.28	2.42	5.82	21.90	5.64	4.49	1.56	1.01	2.41	2.16
2.92	2.90	0.84	5.47	3.90	6.15	5.25	1.07	6.69	2.92
100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%	100.0%

在苏联,化工设备中塔类的重量占全部化工设备重量的 8.5%。

根据日本有关部门的调查材料^[15]逐年蒸馏塔的生产情况见表 1-7。

表 1-7 日本蒸馏塔生产情况

年 份	生 产 台 数	重 量 (吨)	金 额 (亿日元)
1962	670	10817	52300
1963	898	13000	58069
1964	1078	12648	50673
1965	1091	11614	55976
1966	1109	5878	27148
1967	1512	15162	74310
1968	1414	20424	103860
1969	1561	23686	120450
1970	2126	27686	150080
1971 ¹⁾	1778	30557	153160

注: 1) 为前 11 个月的统计数字。

在某些精制车间中,塔设备所占的比重高达 50—60%。

塔型的选用,也逐年在起着变化。四十年代泡罩塔占有绝对优势,经逐年演变,到六十年代末,据估计^[16]塔型在生产装置上应用的比例如表 1-8。

表 1-8 几种塔型采用的比例 %

塔 型	国 家 和 地 区	
	欧 美 各 国	日 本
筛 板 塔	60	25
浮 阀 塔	20—30	50
泡罩塔及其他	10—20	25

从表 1-8 的数据说明了筛板、浮阀和泡罩塔是目前主要使用的塔型,其原因是它们的性能良好,设计方法成熟,已形成系列。其他一些性能优良的塔型,或因规律性研究不够,或因设计可靠性不足,或因人们对于新事物不敏感,还没有被推广使用。

关于填料塔的情况,为了免于重复,在填料塔一章中专门介绍。

第二节 塔设备中的几个共性问题

为了便于介绍塔板的类型和特点,从而进行比较和选型,先就有关塔板的一些共性内容作简要介绍。

气、液经一次接触进行传质的过程,其分离程度受相际平衡的限制,为达到工艺指标的分离要求,往往须采用多级平衡过程。这种多级过程往往在塔内进行,塔内装有的塔板和填料,就是供多次气液接触之用。

传质过程按物料组成的繁简不同,分为二元系和多元系。二元系平衡级数的计算常用图

解或分析解法;多元系则须用逐板计算或较粗糙的简捷算法;随着电子计算技术的发展,多元系的逐板计算也变得十分方便快捷。

平衡级数计算次序大致如下:①作塔系的流程安排,②物料衡算,③决定操作压强和温度,④决定回流比,⑤热量衡算,⑥平衡级数计算,⑦决定实际塔板数,⑧选择塔型(有关这些内容,本书内不再列入,可参阅有关书籍)。

气、液传质设备分为板式塔和填料塔两大类。前者气、液组成在塔内呈梯级式变化,后者则呈连续变化。研究塔的规律,主要指塔内流体流动和传质方面的规律,由于两类塔内流体流动方式不同,规律也不同,应分别讨论。下面讨论多种板式塔的一些共同规律,至于填料塔将在专门一章内讨论。

一、板式塔的操作性能图

气、液的流量,物系的性质,塔板的几何结构等等因素,都影响塔的操作。对一定物系和在一定塔内,气、液流量是塔操作时的可变因素,必须将它控制在一个许可的范围之内,超过这个范围,塔的正常操作会遭到破坏。塔正常操作的范围用操作性能图来表示。它是一个平面图,因而只能表示两个参数间的关系,即将塔的操作性能表示为一定物系、一定塔的几何结构下的气、液流量间的关系。

图 1-4 是带溢流而无升气管的塔板(筛板、浮阀、舌形等塔板)的操作性能示意图,图 1-5 是泡罩塔的操作性能示意图。两图中为各曲线所围的区域是塔的正常操作区。各曲线的确切位置,决定于对该塔研究的充分程度。到目前为止,对许多新型塔板,由于研究不够充分,操作性能图还只具有定性意义。

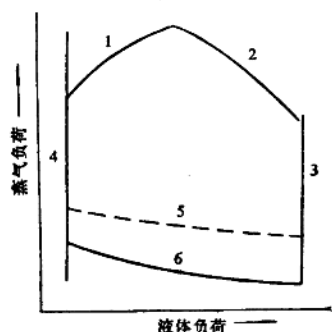


图 1-4 带溢流的塔板操作性能图

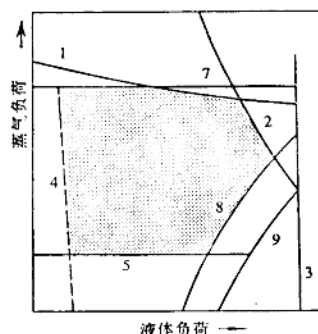


图 1-5 泡罩塔操作性能图

图上由各曲线所代表的极限操作条件,说明如下:

过量液沫夹带(Excessive Entraining) 表示气速过高,塔操作受过量液沫夹带而导致板效大幅度下降所限,如两图中的曲线 1 所示。

液泛(Flooding) 表示气、液流量大,使气体通过一板的压降大,同时液体通过降液管的阻力也大,引起降液管内的液体泛滥,使板上泡沫层举到上层塔板,破坏了塔的正常操作,见两图中曲线 2 所示。

操作受降液管尺寸所限 液体流量受降液管尺寸过小所限,使液体在降液管内停留时间不足,或使液体不能顺利地流入下一塔板,见两图中曲线 3 所示。

气流吹开(Blowing) 气流速度高,板上液层薄,从塔板开孔中冲出的蒸气将液体挡开,夹带着大液滴向上吹出,以致使气液接触不良,板效降低,见图 1-4 中曲线 4 所示。气流吹开与出现在泡罩塔中的锥角吹开(Coning)是相似的,后者是液封不够高,蒸气将齿顶液体推开,直通向上和使气液接触不良的一种现象,见图 1-5 中曲线 4 所示。

滴漏(Weeping) 气速不够大,液体部分跨过溢流堰落入降液管,部分从气孔中漏下。见图 1-4 中曲线 5 所示。少许漏液不影响塔的正常操作,许多无升气管的塔板,特别当开孔率较高时,甚至达泛点仍可有少量漏液。因此漏液线不作为塔的操作极限。

淋降(Raining) 发生在气速比滴漏时还低的情况下,属于严重的漏滴现象。这时虽然气体能将部分液体拦在板上,但液体不走降液管,而犹如下雨一样从孔中落下。淋降现象为带溢流的塔板操作所不许。

液封点(Seal Point) 是滴漏和淋降两种现象的分界点,它是塔设计和操作的气速下限,见图 1-4 中曲线 6 所示。

倾流(Dumping) 气速很低,板上所有液体自某些气孔中成片地倾泻而下,气体则自另一些孔中吹出,气、液严重接触不良。倾流时塔无法工作,它没有在图 1-4 中示出。在泡罩塔中,它表示为液体流量过大而向升气管内倒灌,见图 1-5 中曲线 9 所示。

对于泡罩塔因在结构上具有升气管,其操作性能图形略有不同。图 1-5 之曲线 5,表示气量不足,塔操作受蒸气呈脉动式地鼓泡所限。曲线 8 表示液体流量太大,导致板上液面落差增大而使鼓泡不均。

塔的操作性能图可以因设计上某些几何尺寸的改变而改变形状。图 1-6 为一个筛板塔的操作性能图,这个塔的设计中降液管比较大,在图 1-4 中的曲线 3 不出现在图 1-6 中。从图中还可看到这个设计受过量液沫夹带所控制的区域很小。

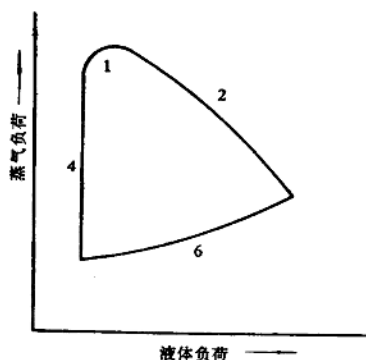


图 1-6 一个筛板塔的操作性能图

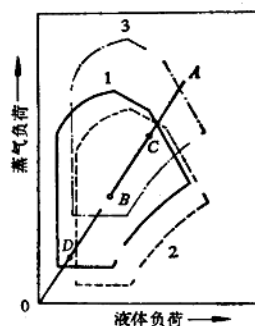


图 1-7 一个泡罩塔的操作性能图

图 1-7 的图形 1 是一个泡罩塔的操作性能图。如果改变它的设计,使塔径不变,增大降液面积,相应地减小了气流通道,这时液体负荷可以比原来增大,而气体负荷要相应减小,所以操作性能图形会向右下方移动,如图中 2 所示。如果增大塔径,则气液负荷都可比原来增加,所以曲线向右上方移动,如图中 3 所示。

如果一个泡罩塔设计成具有图 1-7 中图形 1 的操作性能,可以通过原点 O 作直线 OA , OA 表示一定气液比下的塔的操作线,线上点 B 、 C 和 D 分别代表正常负荷、最大负荷和最小负荷时的操作状况。最大负荷对正常负荷的比值,表示塔允许超负荷的比例,最小负荷对正常负荷

的比值,表示塔允许减负荷的比例。通常所谓的操作弹性(Flexibility Turndown ratio)一般指最大负荷对最小负荷之比。但是,负荷的改变会引起效率的改变:当负荷增加时,塔的效率会因增加液沫夹带等原因而下降;当负荷减小时,塔的效率也会因漏液、气液间接触不良等原因而下降。为了对各种塔型提供一个关于操作弹性的共同比较标准,将操作弹性定义为同样使塔的效率下降 15% 的高负荷和低负荷值之比。也有个别资料把效率下降值定为 5% 的。设计塔时须按生产波动情况及扩大产量的需要等因素来确定操作弹性。

二、板式塔的蒸气负荷(Vapor Capacity)

单位塔截面上气体通过的体积称为蒸气负荷,塔的直径按照蒸气流量和塔允许承受的蒸气负荷进行估算。

蒸气负荷受空塔截面上过量液沫夹带所控制,也受塔板开孔上须有一个适宜的气速所限制。要找出一个许可的气速,既不使空塔截面速度过大而引起过量液沫夹带,而且要使塔板开孔上有良好的气液接触。一般地说,蒸气负荷上限受液沫夹带控制,负荷下限受塔板开孔率控制。

(一) 索德尔斯——布朗模型(Souders and Brown model)^[17]

蒸气在板上液层中鼓泡,在气泡不断地形成和破裂中产生了大量液沫,大液滴落回塔板上,小液滴随气流夹带至上一塔板,导致板效下降。Souders 和 Brown 应用球形粒子沉降的斯托克斯定律来估算气体对液沫夹带的飞翔速度。这个定律建立在重力、浮力和阻力成平衡的条件下,由此,决定空塔速度 U_s 的式子为

$$U_s = C_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [\text{呎/秒}] \quad (1-1)$$

式中, ρ_V 、 ρ_L 为气、液密度;

C_s 为蒸气负荷因子。

C_s 值与粒径有关,Souders 和 Brown 无法知道泡沫破裂时的粒径分布,他们把这个因素用

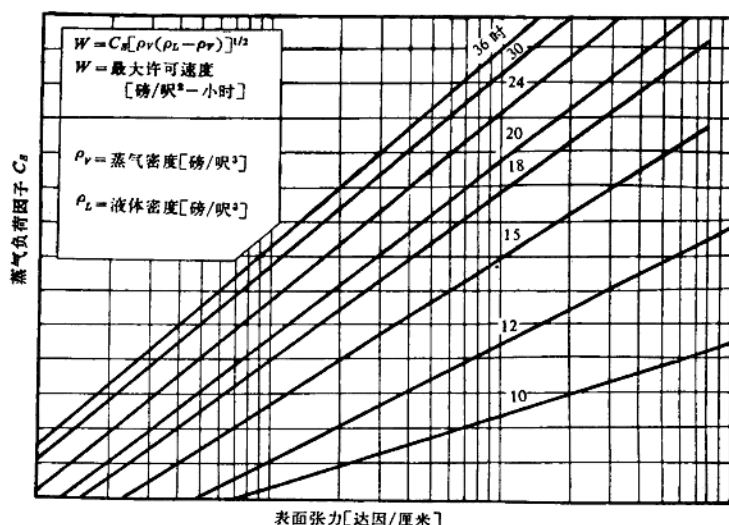


图 1-8 Souders—Brown 蒸气负荷因子关联

表面张力来关联;塔板间距的增大,使部分悬浮液滴有机会互相碰撞长大而落回塔板上,因此 C_i 值还应与塔板间距有关。他们作出了 C_i 与表面张力及塔板间距的关联图,供泡罩塔设计之用。见图 1-8。图中查得的 C_i 值,对于吸收操作乘 0.55,对吸收油的蒸馏乘 0.8,对石油蒸馏乘 0.95,对稳定塔和提馏塔乘 1.15。

Carey^[18]关联了 C_i 、泡罩塔板间距和液封高度间的关系。

除了以上的关联形式之外,以后的一些作者还研究了以下的对蒸气负荷的影响因素。

1. 液、气流动对蒸气负荷的影响

原始的 Souders 和 Brown 关联形式中,没有表示出液体的流动对蒸气负荷的影响。实践证明,板上液体流量增加,最大蒸气许可速度应下降。Fair 和 Mathews^[19]提出了流动参数 (Flow Parameter) F_{LV} 来关联蒸气负荷因子。流动参数定义为

$$F_{LV} = \frac{w}{W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \quad (1-2)$$

式中, w, W 为液、气重量速度,取同一单位;

L, V 为液、气体积流量,取同一单位。

流动参数的意义是液体和气体的动能因子之比。Fair 和 Mathews 对泡罩塔^[19]和筛板塔^[20]的设计提供了这种形式的关联图,在这些关联中,蒸气速度是指有效塔截面上的速度,即全塔截面扣去降液管所占面积上的车速。

2. 塔板间距对蒸气负荷的影响

板间距增大,由于液滴併大,最大蒸气许可速度可以增大。蒸气负荷大致与板间距的平方根成比例^[21]。板间距的选取按操作弹性、经济比较和安装检修方便等等因素决定。

3. 表面张力对蒸气负荷的影响

液体的起泡特性、气泡破裂时液滴的产生和液滴直径的分布,与液体的性质特别是液体的表面张力有关。Fair^[20]认为蒸气负荷因子比例于液体表面张力的 0.2 次方。

$$\frac{C_i}{C_{i\sigma=20}} = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (1-3)$$

式中, σ 为液体的表面张力[达因/厘米];

C_i 为液体表面张力为 σ 时的蒸气负荷因子;

$C_{i\sigma=20}$ 为液体表面张力为 20[达因/厘米]时的蒸气负荷因子。

式(1-3)为许多塔板设计资料所引用^[19,20,21]。

在浮阀塔的专利设计资料^[23]中采用系统因子(System factor)的校正法,它以液体起泡的难易程度为特征。系统因子用来校正蒸气负荷和降液管负荷。

Dankwerts 等^[24]提出了起泡原因与表面张力梯度有关的观点。认为精馏塔内向着塔顶的方向,如果表面张力是下降的系统,它就容易起泡。即如果 $\frac{d\sigma}{dx}$ 是负值的系统是容易起泡的, x 指液相中易挥发组份所占的分子分数。这个现象的解释是:在泡沫系统中气泡之间的介面上形成一层薄膜,这液膜内易挥发组份的浓度要比液体主体中的小,因而使液膜的表面张力变得较大,液体总是由表面张力小的地方流向大的地方,所以液体就流向膜内,使膜稳定下来并形成较稳定的泡沫。这个观点在 1969 年第二次国际精馏会议上也被引起了注意^[25]。液体的起泡特性有它的两面性,它使气、液两相之间的分离困难,导致负荷下降;但使气、液相之间有密切接触,促进了传质,导致效率提高。

此外 Billet 等^[26]认为, 不仅表面张力和蒸气密度影响液沫夹带, 蒸气吹过液层的动能也与液滴形成有关, 他们建议蒸气负荷用韦伯数 $[d_h \rho_v U_h / \sigma L g]$ 进行关联, 其中 d_h 和 U_h 表示孔径和孔速。但他们没有给出具体的关联形式。

(二) Smith 关联法^[22]

Smith 汇集了十六个工业塔的数据, 其中包括三个浮阀塔、八个筛板塔和五个泡罩塔。所选物系十个是石油化工的烃类, 六个是空分塔。他测得了每个塔的蒸气负荷因子、流动参数和沉降高度(Settling Height)($H-h_L$)并把它作在图上, 见图 1-9, 其中 H =板间距, 吋; h_L =清液层高度, $h_L=h_w+h_{ow}$; h_w =堰高, 吋; h_{ow} =堰液头, 吋, U 的单位是[呎/秒]。

图 1-9 对于泡罩、浮阀和筛板塔均能适用, 蒸气速度取全塔截面扣去降液管所占面积上的气速。此图为设计时估计塔径之用。全图由十六个点作成, 许多线上只有个别点的实验数据, 有的线靠内插作出, 丙烯塔的数据其纵坐标误差达 38%(图中 A 点), 丁烯塔数据的误差也大(图中 B 点)。

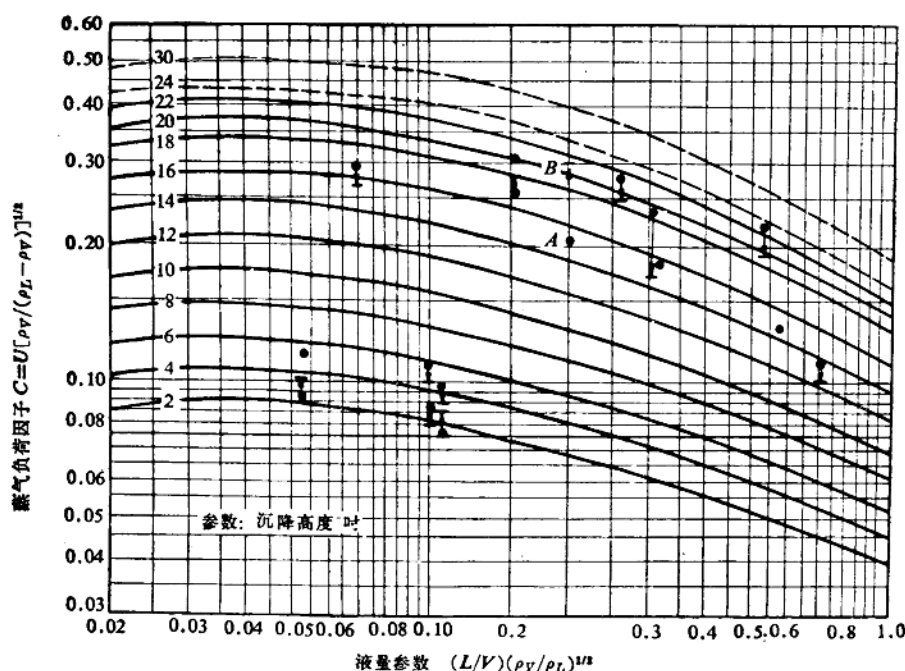


图 1-9 史密斯蒸气负荷因子关联图

(三) Александров 关联法^[27]

Александров 认为 Souders 和 Brown 的关联结果偏于保守, 影响蒸气负荷更重要的因素是塔的类型、液体负荷、操作条件等等, 而不是液体的表面张力。他提出了下面的关联式

$$U_s = 8.47 \times 10^{-5} C'_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad [\text{米/秒}] \quad (1-4)^*$$

$$C'_s = k_1 k_2 c_1 - c_2 (\lambda - 35) \quad (1-5)$$

式中, k_1, k_2, c_1, c_2 和 λ 是考虑到塔型、液体负荷和操作条件等等因素而引入的系数。

* 式(1-4)与(1-1)是相同的, 但单位不同。 $C'_s = 3600 C_s$ 。