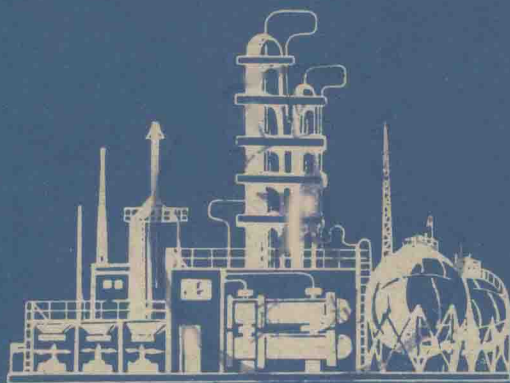


塔 器

国外化工与炼油设备发展概况之三

(下 册)



兰州石油机械研究所

塔 器

——国外化工与炼油设备发展概况之三——

(下 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

江苏工业学院图书馆
藏书章

1973 兰州

目 录

第五章 喷射型塔板	(265)
第一节 舌形塔板.....	(266)
第二节 带垂直挡板的舌形塔板.....	(280)
第三节 活动舌形塔板与浮动舌形塔板.....	(282)
第四节 片状喷射塔板.....	(286)
第五节 Шейман 塔板	(288)
第六节 Perform 塔板.....	(292)
第七节 环形喷射塔板.....	(298)
第八节 Kittel 塔板.....	(300)
第九节 Thormann 喷射塔板.....	(311)
第十节 几种喷射型塔板的制造及装配.....	(312)
第六章 无溢流型塔板	(317)
第一节 无溢流塔板上的操作情况.....	(318)
第二节 无溢流塔板的流体力学.....	(319)
第三节 无溢流塔板上的传质和操作特性.....	(329)
第四节 无溢流塔板的设计计算.....	(333)
第五节 穿流式波纹筛板与双孔径筛板.....	(339)
第六节 无溢流浮阀塔板.....	(343)
第七章 填料塔	(353)
第一节 概述.....	(353)
第二节 填料塔及颗粒型填料.....	(357)
第三节 普通填料塔设计.....	(372)
第四节 多管高效填料塔.....	(400)
第五节 规则填料.....	(409)
第六节 苏采尔填料.....	(427)
第七节 高流速膜式填料塔.....	(435)
第八节 真空蒸馏填料塔的最宜设计和塔型选择.....	(450)
附录: 当前美国生产的普通填料规格及其物理特性数据	(457)

第八章 国外塔板与填料专利简介	(464)
第一节 概述.....	(464)
第二节 浮阀型塔板.....	(466)
第三节 筛孔型塔板.....	(468)
第四节 浮阀与筛板混合型塔板.....	(470)
第五节 泡罩型塔板.....	(472)
第六节 竖管式塔板.....	(475)
第七节 其它类型的塔板.....	(479)
第八节 填料.....	(481)

第五章 喷射型塔板

随着炼油和石油化学工业的迅速发展,塔板形式的另一支劲旅——喷射型塔板——在 50 年代出现,60 年代开始广泛地应用起来。这种塔型的出现满足了工业上大处理量、低压降的需要。喷射型塔板的这突出的优点,是与它汽、液流体力学状况密切相关的。早在 1937 年,W. Kittel 和 D. G. Schneider^[1]就提出有效地利用气相动能来促进塔板上汽液接触的流动模型,见图 5-1。根据这一模型或类似的设想而建立起来的喷射型塔板,其共同的特点,是塔板上开有



图 5-1 Kittel 和 Schneider 1937 年提出的动力塔板的流动特性

定向孔(或缝),孔的法线与塔板成一锐角,当汽相通过塔板上的定向孔时,其沿水平方向的分力将推动板上液体的运动,从而加大液体处理量而不会产生较大的液面落差。另外,在塔板上汽液两相是并流的,这就大大地减少雾沫夹带。当汽速达到某一定值时,塔板上液层将被汽体喷射成液滴和流束,如图 5-2 中 b 所示,从而加大汽、液两相接触表面,有利于热质交换。然而人们常见的泡罩塔板、浮阀塔板以及筛板上的汽液接触状态,是错流形的,是属于典型的鼓泡操作区。见图 5-2 中 a 所示。在鼓泡区工作的塔板,在增加气相负荷使它成为喷射区时,效率将剧烈下降^[2]。这就限制了鼓泡型塔板的工作能力。Дытнерский^[3] 试验不同结构的塔板后指出,喷射型塔板能够满足增加气体负荷的要求。因此,喷射型塔板的出现,可以说是汽、液接触设备从鼓泡区到液滴喷射区的一个飞跃。

根据近期国外文献报导,喷射型塔板大抵可分为横向喷射塔板和环形喷射塔板两大类,它们的分别代表是:

横向喷射塔板:

- ① 舌形塔板;
- ② 活动舌形塔板;
- ③ 浮动舌形塔板;
- ④ 片状塔板;
- ⑤ Шейнман 塔板;
- ⑥ Perform 塔板。

环形喷射塔板:

- ① 环形喷射塔板;
- ② Kittel 塔板。

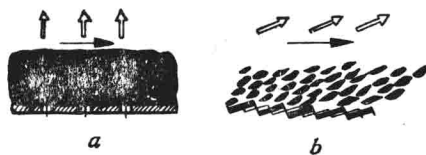


图 5-2 塔板上汽液接触状态

a——鼓泡状态; b——喷射状态。

以上列举的喷射塔板,大都在工业上得到应用,并日益受到人们的重视,有的已进行标准化的生产。

1969 年在德意志民主共和国研制成功的一种所谓 Perform 塔板,其独特之处是,它把部分塔板空间利用作为另一个传质区域。至今不到三年历史,却已在石油化工生产上获得显著成效。Hoppe^[54]指出,一个比较经济的炼油厂,其年处理能力为 6—8 百万吨原油,如果减压精馏装置采用浮阀塔,其塔径需要 10 米,但采用 Perform 塔板,只需 8 米直径即可。

以厚度不大于 2 毫米的压延金属薄板 (Expanded Metal Sheet) 为板材的喷射型塔板,如 Kittel 塔板、Шейнман 塔板及 Perform 塔板,均具有加工方便、金属耗量少、成本低廉的特点。这方面应引起我们的注意。

喷射型塔板的发展时间并不长,其理论研究跟不上实际的需要,有关计算资料不如泡罩板、筛板和浮阀板那样丰富,但就国外的发展趋势来看,喷射型塔板似乎是肯定的^[54]。

早期出现的喷射塔板,如 Cascade 塔板^[4,5]、改良的 Cascade 塔板^[6]、Benturi 塔板^[7]、冲击式喷雾塔板(Колонна Ударного Распыления)^[8,9]等,由于在最近文献中很少报导,故不介绍。筛板与舌形相结合的 Linde 塔板,其特性请参阅第三章。

第一节 舌 形 塔 板

舌形塔板为美国 ESSO 公司研制的一种典型定向喷射塔板,其实物照片如图 5-3 所示。1957 年开始在美国使用,1960 年公布于世^[10]。它结构简单,造价仅为泡罩塔板的一半,而与筛孔板相当^[11,12,13]。塔板金属耗量为 25—40 公斤/米²,而泡罩塔板为 100—200 公斤/米²。由于它操作时合理地利用蒸汽动能推动板上液体流动,因而增大了液体的处理能力;塔板上不存在液面落差,持液量也不大,故具有低的压降;舌形塔板的开孔率较大,故蒸汽处理量较鼓泡型塔板有所提高^[14];塔板上汽液是同向运动,故阻止了板上液体的返混^[15],同时雾沫夹带亦相应减少。这一系列的特点,使得它在工业上得到迅速广泛的

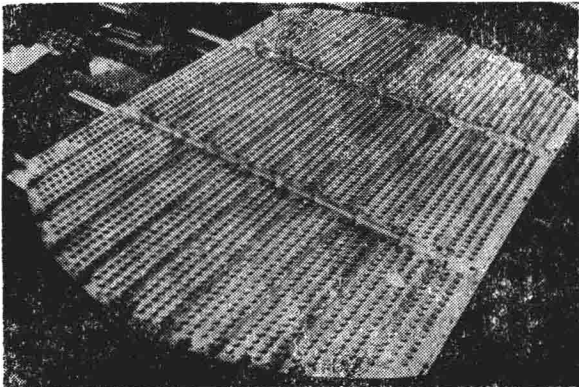


图 5-3 用于原油蒸馏的单溢流舌形塔板(塔径 6.5 米)

表 5-1 塔板结构比较表

项 目	丙烷脱除塔 D=3 呎 6 吋		减压蒸馏塔 D=13 呎 6 吋	
	泡罩塔板	舌形塔板	泡罩塔板	舌形塔板
塔板数	38	38	9	10
板间距,[呎]	2.0	2.0	2.5	2.5
每块板的泡罩或舌片数目	12	36	250	1334
泡罩或舌片大小,[吋]	6	2	6	2
泡罩或舌片开缝面积,[呎 ² /板]	1.85	0.89	46.8	35
出口堰,长×高 [吋]	29.4×6	无	114×2	无
进 口 堰	无	无	无	无

应用。到 60 年代中期，美国已有 350 多座这样的塔用于原油蒸馏和气体分馏，应用后的效果十分显著。比较有说服力的是 Forgrieve^[11] 的报导，数据是从两个工业生产装置上，用舌形板代替泡罩板而获得的。一个是 C₃ 分离塔，另一个是减压蒸馏塔。二者均与泡罩板作了详细比较，其结构比较见表 5-1。表 5-2 是脱除丙烷塔的数据比较表。从中看出，舌形塔板较之泡罩塔板，进料速率增加 28%，蒸汽负荷增加 30%（表示为 Souders-Brown 因子），液体负荷增加 22%，板效率还有所提高。值得注意的是，舌形板的开孔面积比泡罩板为小，可是塔压降却降低 13%。减压蒸馏塔的结果是，舌形板较之泡罩板，蒸汽负荷增加 35%，压降降低 37%。

表 5-2 脱 丙 烷 塔 的 数 据 比 较

操 作 条 件	泡 罩 板	舌 形 板	增 率 [%]
进 料, [桶/天]	3000	3830	28
顶部馏出物, [桶/天]	880	1430	
底部馏出物, [桶/天]	2120	2360	
回 流, [桶/天]	3810	4360	
进料汽化率, [%]	60	40	
塔顶压强, [磅/吋 ²] (表压)	325	324	
塔压降, [磅/吋 ²]	4.6	4.0	-13
蒸汽速率, [磅/小时]	44000	57500	
Souders-Brown 因子	0.12	0.155	29
液体速率, [加仑/时·呎塔径]	4410	5400	22
回 流 比	4.34	3.05	
Murphree 效率, [%]	70	80	

图 5-4 比较了减压蒸馏塔中舌形板与泡罩板的压力损失，从图中看出，舌形板的压降仅为泡罩板的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$ ，这对真空操作是很有意义的。

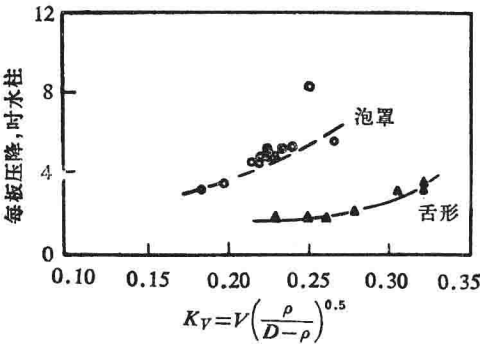


图 5-4 减压蒸馏塔板的压降比较

K_V ——Souders-Brown 因子 V ——蒸汽速度 ρ ——蒸汽密度 D ——液体密度

舌形板的钢材耗量均较圆形泡罩板为低，五个气体分离塔的比较数值见表 5-3。从表中看出，舌形板较泡罩板的钢材费用节省 12% 到 45%。

表 5-3 舌形和圆泡罩塔板金属耗量价格比较

塔 名	操作压力 〔公斤/厘米 ² 〕 (表)	塔板数	圆 泡 罩 板		舌 形 板		节约〔%〕
			直径,〔毫米〕	高度,〔米〕	直径,〔毫米〕	高度,〔米〕	
脱 丙 烷 塔	17.6	30	1220	23.2	1220	20.8	12
脱 丁 烷 塔	11.6	30	2140	25.5	1220	23.2	23
脱 戊 烷 塔	9.1	50	3050	39.4	2600	35.8	44
脱 己 烷 塔	1	120	3820	96.5	3350	87.0	44
己烷汽提塔	1	85	3200	70.0	2900	56.8	45

另外两个应用舌形塔板取得成功的例子是：一为某一 188 万吨/年的催化裂化装置，改用舌形塔板后，处理能力提高了 25%〔16〕。另一个是苏联诺沃乌门斯克炼油厂，在初馏装置中使用舌形板后，生产能力提高 30% 以上〔13〕。

舌形塔板的主要缺点为：塔板上汽-液接触时间较短；操作弹性不大，约为 2-4〔17〕。近年来针对这些缺点作了一些改进，将在后面述及。

一、舌形塔板的结构

图 5-5 为单溢流式的舌形塔板简图。塔板上按一定方式分布一系列的舌片（舌孔），舌片是冲压成形。舌片的形式有两种，一为三面切口舌片，一为拱形舌片，见图 5-5 中 II、III。舌片与塔板有一倾角，倾斜方向指向降液管。为了减少对喷射状态的干扰，此类塔板一般不出口堰，尽管堰高对板效率有正影响。由于喷射造成的汽液混合物需要更好的分离，降液管的面积应比泡罩板为大。在加压下操作的舌形塔板，降液管面积有时高达塔截面的 30%〔18〕。塔板布置，推荐下列数值： $L_1 = L_2 = 50$ 毫米，也有推荐 25×25 毫米。 $a_1 = 15 \sim 20$ 毫米， $a_2 = 20 \sim 25$ 毫米。舌片张角为 20° 。若开孔面积过小，而使舌片相互距离大于上面指定数值时，可用增加总的舌孔数、减低张角（可至 15° ）来调整。若开孔面积较大，可取 $a_1 = a_2 = 10 \sim 15$ 毫米。

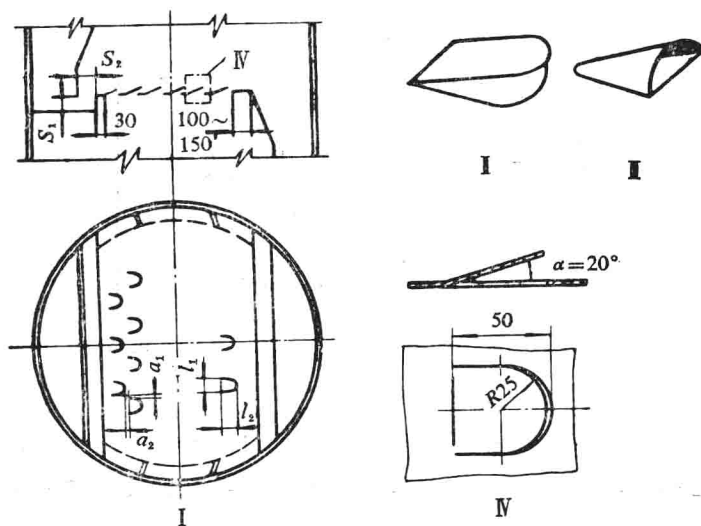


图 5-5 单溢流舌形塔板结构

I —— 塔板； II —— 三面切口舌片； III —— 拱形舌片； IV —— 定向舌片的尺寸和倾角。

第一排舌片距溢流槽为 30 毫米,最后一排舌片离降液管为 100—150 毫米。

在塔板支承梁的地方,每经过 500—1000 毫米,焊一垂直挡板,挡板斜向流动方向,以阻止板上液体短路。

当液体处理量很大时,可采用双溢流式舌形塔板,其结构简图见图 5-6。在板中心轴线上安置高为 400—500 毫米的挡板,挡板高出塔板 200—300 毫米。这样两边的喷射状态将互不干扰,从而改善了塔板的工作效能。

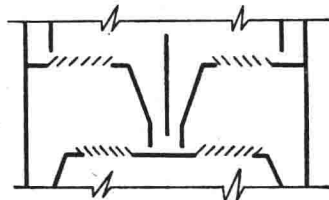


图 5-6 双溢流舌形塔板

二、舌形塔板的操作特性

舌形塔板与其他塔板一样,也有几种流体力学状态。据报导^[13],在塔板上两相流动状态与舌孔气速关系较大,而与液体负荷关系较小。当孔速较低时,就象筛板一样,有漏液现象。当舌孔气速为 6.5~7.5 米/秒时(这一速度谓之第一临界速度),漏液即行中止。这时对宽广的液体负荷,观察到相同的均匀且呈波状的鼓泡层,塔板上有明显的液面梯度。见图 5-7 中 a 示。当孔速继续增至 9~16 米/秒时,塔板上液面趋于平复,即谓之过渡状态,其特征为在鼓泡层里有微弱的喷射流。见图 5-7 中 b 示。当速度大于 12~16 米/秒时,过渡状态即转为喷射状态。

见图 5-7 中 c 示。这一状态的特征是由射流、雾沫、微滴组成的气液层产生剧烈的运动,运动层向降液管的方向倾斜上升,在降液管上方形成一个汽液混合物的浓集区。这个浓集区乃是产生液体重新抛回塔板工作区的源泉,这将增加液体在塔板上的停留时间,这对增加塔板的效率是有益的^[19]。但是这个浓集区也是雾沫夹带的源泉,如果孔速再行增大,浓集区高度也越大,甚至部分液体离开塔板升到塔板上空,雾沫夹带量剧增,气速稍再提高,就会发生液泛。

正常操作的舌形塔板应该设计在喷射区。根据工业实践,当舌孔速度小时,采用舌形板是不合理的。

TODD^[12] 在 $6 \times 28 \frac{3}{4}$ 吋的矩形塔中,使用空气—水系统,获得气体重量速率与塔板压降的关系曲线,舌形塔板的流体力学状态的全过程,从图 5-8 中明显地反映出来。

实线段表示鼓泡区;虚线段表示过渡区;与干板压降线平行的直线段

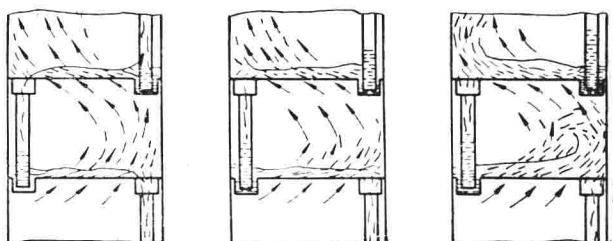


图 5-7 舌形塔板的操作状态图

a——鼓泡状态; b——过渡状态; c——喷射状态。

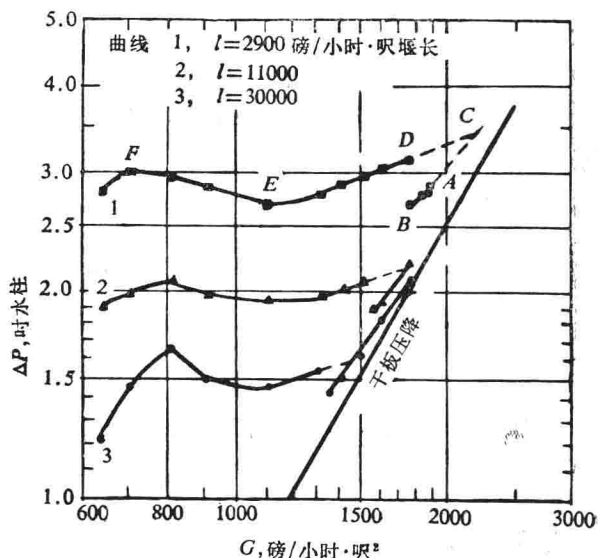


图 5-8 压降与气、液速率关系

舌片尺寸: 1/4吋 张角: 60° 堰高: 2 吋 板间距: 18 吋

表示为喷射区。曲线上各点的意义如下:

- A 点——塔板处于喷射状态;
- B 点——产生喷射条件的最低气速;
- C 点——喷出点(Blow-off point),即正常鼓泡区的线段与喷射区线段的交点;
- D 点——产生液体鼓泡的最高气速;
- E 点——表示塔板上出现最低持液量;
- F 点——表示气速小,持液量大,因而有漏液和倾漏发生。

三、舌形塔板的压力降计算

舌形塔板的压力降与其他塔板一样,等于三项分量之和,即

$$\Delta P = \Delta P_e + \Delta P_{\text{П-Ж}} + \Delta P_\sigma \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-1)$$

式中, ΔP ——塔板总压降;

ΔP_e ——干板压降;

$\Delta P_{\text{П-Ж}}$ ——板上气液层压降;

ΔP_σ ——克服表面张力的压降。

干板压降 ΔP_e 可按下式计算

$$\Delta P_e = \xi \frac{W_o^2}{2g} \gamma \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-2)$$

式中, ξ ——阻力系数;

W_o ——孔速, [米/秒];

γ ——气体重度, [公斤/米³];

g ——重力加速度, 9.81 [米/秒²]。

阻力系数 ξ 值,它随塔板结构特征而变。关于 ξ 值,各家分歧较大,大致范围:对于三面切口舌片, ξ 值介于 0.85~3.75 之间;对于拱形舌片,则为 0.73~2.84 之间。

当舌形板的开孔率为 10% 或 17% 时, Анистратенко^[13] 推荐拱形舌片的 $\xi = 1.3$; 三面切口舌片的 $\xi = 1.9$ 。(这与我国北京石油学院的研究的结果, $\xi = 1.882$ 很接近^[20])。Стабников^[21] 推荐三面切口舌片的 $\xi = 1.5$ 。

舌形塔板上汽-液层阻力 $\Delta P_{\text{П-Ж}}$ 取决于塔板的开孔率,对于两种常用的开孔率, 10% 和 17%,文献^[22]推荐用下列式计算:

对 10% 的开孔率:

$$\Delta P_{\text{П-Ж}} = \frac{0.0138 \times 10^{-8} W^{2.9} L^{0.45} \gamma^{0.1} \mu_{\text{П}}^{1.5} \mu_{\text{Ж}}^{0.7} d_{\text{Э}}^{0.45}}{G^{0.45} \mu_{\text{П}}^{1.3} l_T^{0.15}} \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-3)$$

对 17% 的开孔率:

$$\Delta P_{\text{П-Ж}} = \frac{0.02 \times 10^{-7} W^3 L^{0.95} \gamma^{0.2} \mu_{\text{П}}^{1.5} \mu_{\text{Ж}}^{0.7} d_{\text{Э}}^{0.55}}{G^{0.95} \mu_{\text{П}}^{1.4} l_T^{0.15}} \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-4)$$

表面张力产生的阻力 ΔP_σ ,可按下式计算

$$\Delta P_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{\text{Э}}} \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-5)$$

上述式中,

l_T ——由进料室至对面塔壁的塔板长度, [米];

G ——蒸汽量, [米³/米²·秒];

L ——液体量, [米³/米²·秒];
 $\gamma_{\text{H}}, \gamma_{\text{Ж}}$ ——蒸汽和液体的重度, [公斤/米³];
 $\mu_{\text{H}}, \mu_{\text{Ж}}$ ——蒸汽和液体的粘度, [公斤·秒/米²];
 W ——蒸汽速度, [米/秒];
 σ ——液体表面张力, [公斤/米];
 $d_{\text{э}}$ ——舌孔的当量直径, [米]。

三面切口舌片的 $d_{\text{э}}$ 值可取为:

$$d_{\text{э}} = 2\delta \quad [\text{米}] \quad (5-6)$$

式中 δ 为舌片在塔板平面上的突起高度。

对于拱形圆弧舌片:

$$d_{\text{э}} = \frac{4F}{U} \quad [\text{米}] \quad (5-7)$$

式中, F ——舌片开孔截面积, [米²];

U ——舌片开孔周长, [米]。

ΔP_0 值与其他两项比较起来是不大的, 在工程计算中可予以忽略。

Александров^[17]通过实验, 直接得出舌形板总压降的经验公式 (5-8), 并指出该式已被 Forgive^[11]介绍的工业数据所证实。

$$\Delta P = \Delta P_0 \left[1 + 2.7 \left(\frac{L}{G} \right)^2 \left(\frac{\gamma_{\text{H}}}{\gamma_{\text{Ж}}} \right) \right] \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (5-8)$$

式中 L/G 为液、气体的重量流量比, [公斤/公斤]。其余符号意义同前。

TODD^[12]研究了舌片大小、张角、堰高以及气、液速率对塔板总压降的影响, 最后用图线关联了舌形塔板在喷射状态下的压降关系。见图 5-9 所示。

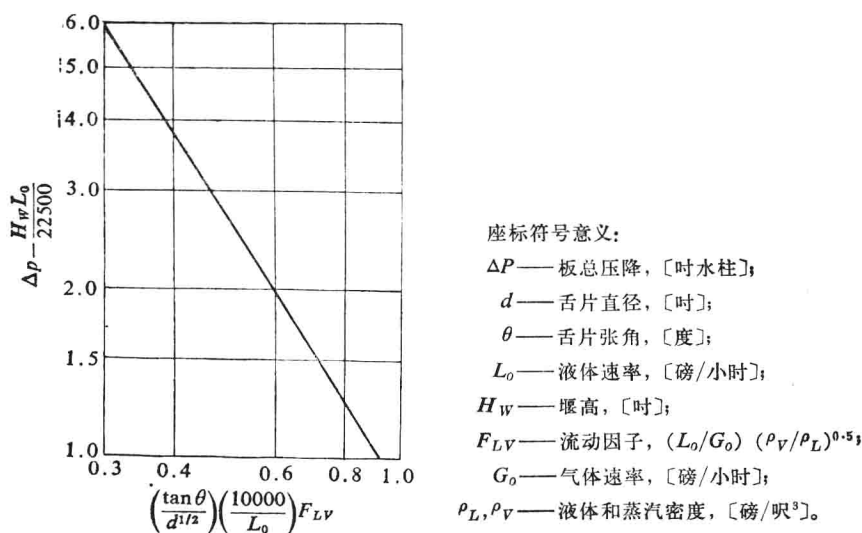


图 5-9 舌形塔板的压降关系

四、舌形塔板的雾沫夹带

由于舌形塔板上气-液流动是同向侧出, 因而它的雾沫夹带量较一般错流式塔板为小。

Анистратенко^[23]曾在相同的条件下与泡罩板进行比较,在所研究的气、液负荷范围内,舌形板能在允许的雾沫夹带范围内操作,而泡罩板的雾沫夹带量已大大超过容许值。

舌形板的雾沫夹带量 E ,单位为[公斤液体/公斤蒸汽]。 E 的值与舌片型式、尺寸、张角、开孔率、板间距、气、液速率以及流体的物性等因素有关。文献^[23]在表 5-4 所列舌片结构尺寸范围内,进行试验,得出计算 E 值的公式为:

$$E \times 10^3 = AW^\alpha L^\beta \tag{5-9}$$

$$E \times 10^3 = A \frac{W^\alpha L^\beta}{H^\gamma} \tag{5-10}$$

$$E \times 10^3 = A \frac{W^\alpha}{L^\beta H^\gamma} \tag{5-11}$$

$$E \times 10^3 = \frac{(\log W - 1.13) L^\beta}{AH^\gamma} \tag{5-12}$$

式中: A, α, β, γ 为常数,见表 5-5;
 W ——孔速,[米/秒];
 H ——板间距,[米]。

表 5-4

塔 板	舌 片				塔 板 开孔率,[%]	材料及其厚度,[毫米]
	尺寸,[毫米]	倾斜角,[度]	开孔面积 [毫米 ²]	每一板上的 舌孔数		
三 面 切 口 舌 片						
1	25×25	15	292	24	10	硬 铝 2.0
2	13×13	15	83	85	10	黄 铜 1.5
3	7×7	45	45	168	10	黄 铜 1.5
4	25×25	15	292	41	17	硬 铝 2.0
5	25×25	30	530	23	17	硬 铝 2.0
6	25×25	45	530	23	17	硬 铝 2.0
拱 形 舌 片						
7	25×13	45	136	52	10	硬 铝 2.0
8	13×13	45	65	109	10	镀锌铁皮 1.0
9	7×7	45	27	260	10	铜 1.5
10	25×25	15	187	45	12	硬 铝 2.0
11	25×25	30	142	86	17	硬 铝 2.0
12	25×13	45	136	88	17	硬 铝 2.0

表 5-5

塔板同表 5-4	公 式	A	α	β	γ
1	(5-11)	0.134×10^3	4.63	0.2	0.2
2	(5-9)	0.933×10^{-6}	5.67	0.4	—
	(5-11)	0.258×10^{-8}	9.01	1.15	0.7
3	(5-12)	0.1638	1	0.2	2.3
4	(5-10)	0.638×10^{-3}	3.17	0.4	0.9
5	(5-10)	0.232×10^{-2}	3.27	0.2	0.9
6	(5-10)	0.267×10^{-2}	0.07	0.2	1.2
7	(5-9)	0.2023	1.65	0.9	—
	(5-10)	0.171×10^{-3}	3.73	0.5	0.7

续表 5-5

塔板同表 5-4	公 式	A	α	β	γ
8	(5-9)	0.6×10^{-3}	3.36	0.7	—
	(5-10)	0.434×10^{-14}	11.4	0.9	0.5
9	(5-9)	0.572×10^{-3}	3.38	0.6	—
	(5-10)	0.35×10^{-8}	7.1	0.6	1.2
10	(5-9)	0.352×10^{-2}	2.24	1.1	—
	(5-10)	0.138×10^{-4}	3.83	0.9	1.2
11	(5-9)	0.531	1.67	0.2	—
	(5-10)	0.11	1.15	0.4	0.5
12	(5-9)	0.705×10^{-2}	2.61	0.4	—
	(5-10)	0.171×10^{-1}	2.21	0.2	0.7

式(5-9)为 $H=0.15$ 米时求 E 值的公式。上列式子的最大误差不超过 $\pm 25\%$ 。对于 1~3、7~10 号塔板,上述经验关系式适用于 $W>13$ [米/秒],而对于 4~6、11~12 号塔板则适用于 $W>8$ [米/秒]。

TODD[12] 从另一角度关联雾沫夹带的关系,他们将雾沫夹带表示为夹带分率 $\psi=e/(e+L_o)$ 。其中, e 为绝对夹带量,[磅/小时], L_o 为液体速率,[磅/小时]。在空气-水系统中进行实验,表 5-6 为试验用的塔板结构。

表 5-6 TODD 实验用的舌板结构

舌片直径 [吋]	孔间距 [吋]	张 角 [度]	有效面积 [%]	开孔率 [%]
1/4	1/2	45	10	7.77
1/4	1/2	60	10	7.77
3/8	3/4	45	10	7.77
3/8	3/4	60	10	7.77

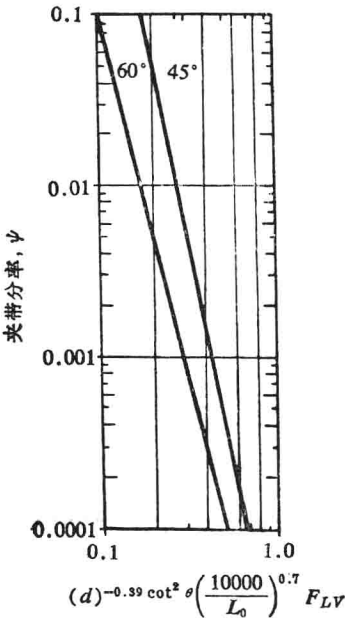


图 5-10 夹带分率关系图
板间距: 18吋; 张角: 45° 和 60°。

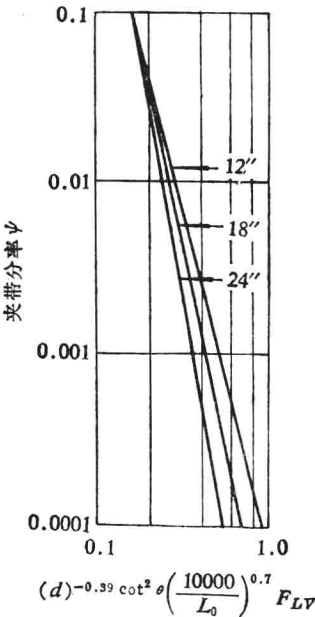


图 5-11 夹带分率关系图
板间距: 12、18 和 24 吋; 张角: 45°。

试验指出：夹带分率 ψ 随液体速率的增加而减小；随气体速率增加而增加；随舌片尺寸的增大而增加。最后用图线表示出液体速率、气体速率、舌片尺寸、张角和板间距对 ψ 值的影响。分别如图 5-10、5-11、5-12 所示，图中 F_{LV} 为流动因子，意义见图 5-9 之注。

五、舌形板的传质

Анистратенко [23] 在表 5-4 所列的舌形板上，以氨-水吸收和 CO_2 气体解吸研究了舌形塔板的传质机理。其传质过程动力学分别以传质系数 $K_L a$ 和 $K_G a$ 表示。传质系数随气速的增加而增加，其增长的速率，喷射区比鼓泡区大（孔速 $> 12 \sim 16$ 米/秒，舌形板为喷射状态）。另外，三面切口舌片的传质系数较拱形舌片增长得慢。舌片大小的影响不大。随着孔速的增大，舌片张角对传质的影响也扩大，当开孔截面为 17% 时，未发现这种影响，而当开孔率为 10% 时，张角减小，传质系数即行增大。

在相同条件下，将舌形板的传质系数值与泡罩板进行比较，当气速低时，泡罩板较舌形板为高。但提高气速，舌形板的传质系数就会增长。与筛板比较也有类似的情况，这将证明：对于孔速大于 12 米/秒的塔设备，应用舌形板是适宜的。

舌形板的传质系数可用下列准数形式表示：

$$N'_u = AP_e'^{0.5} \Gamma_c \varphi \tag{5-13}$$

式中 A 为系数，见表 5-7（塔板型式见表 5-4）。

表 5-7

液体负荷 [米 ³ /米 ² ·秒]	塔板的 A 值											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
气 相*												
0.003	4	6	2	6	4	4	4	4	4	3	7	8
0.005	4	4	2	4	3	2	4	4	4	3	7	6
0.01	3	4	2	4	3	2	4	4	4	3	4	4
液 相**												
0.003	9	2	12	3	12	15	17	17	2	15	4	4
0.005	9	2	12	2	12	9	17	17	2	15	3	3
0.01	15	2	12	2	12	7	17	17	2	15	15	2

* $A \times 10^3$

** $A \times 10^3$ (1, 3, 5~8, 10 号塔板); $A \times 10^4$ (2, 4, 9, 11, 12 号塔板)

当求汽相传质系数时，可在(5-13)式中代入以下各值：

$$Nu'_y = \frac{K_y \delta_y}{D_y} \tag{5-14}$$

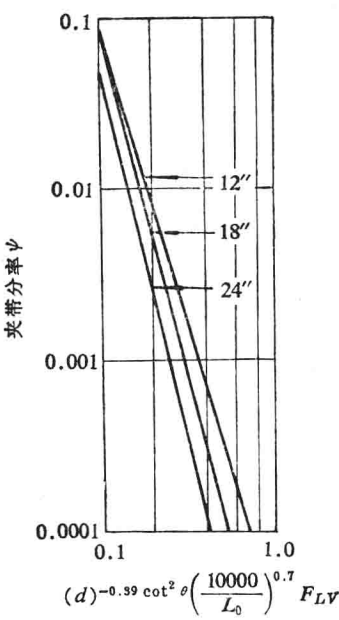


图 5-12 夹带分率关系图
板间距：12、18和24吋；张角：60°。

及
$$Pe'_y = \frac{W_y \delta_y}{D_y} \quad (5-15)$$

当求液相传质系数时,可在(5-13)式中代入以下各值:

$$Nu'_x = \frac{K_x \delta_x}{D_x} \quad (5-16)$$

及
$$Pe'_x = \frac{W_x \delta_x}{D_x} \quad (5-17)$$

在式(5-13)中 Γ_c 为流体阻力准数,为

$$\Gamma_c = \frac{\Delta P_{\Pi-\mathcal{K}}}{\gamma_{\mathcal{K}} l} \quad (5-18)$$

式中 $\Delta P_{\Pi-\mathcal{K}}$ 可由式 5-3、式 5-4 求得。

上述式中:

K_x 和 K_y ——液相和气相内的传质系数, [米/秒];

D_x 和 D_y ——组分在液相和气相中的扩散系数, [米²/秒];

W_x 和 W_y ——液相和气相的体积速度, [米³/米²·秒];

δ_x 和 δ_y ——几何尺寸, [米], 设取 1 米;

l ——线性尺寸, [米], 设取 1 米;

φ ——粘度修正系数, 对于空气-水系统, $\varphi = 1$ 。对其它系统, φ 值可按式求取:

$$\varphi = 7.8 \sqrt{\frac{\mu_{\Pi}}{\mu_{\mathcal{K}}}} \quad (5-19)$$

$\mu_{\Pi}, \mu_{\mathcal{K}}$ 为蒸汽和液体的粘度。

文献[22]有一乙醇-水蒸馏舌形板设计例子可供参考。这篇文章的原文见[21]。

舌形板的传质性能, 还可以从板效率反映出来, Rampacek[19]以丁酮-甲苯, 在 6 吋塔径中, 研究舌形板效率的变化规律。塔板参数为: 孔径 1/4 吋和 3/8 吋, 张角 45° 和 60°, 板间距为 18 吋, 开孔率为 5.45% (1/4 吋孔径) 和 5.27% (3/8 吋孔径)。蒸汽速率范围 370—3400 磅/小时·呎²。

当张角为 45° 和 60° 时, 孔径对效率的影响分别表示如图 5-13 和 5-14。

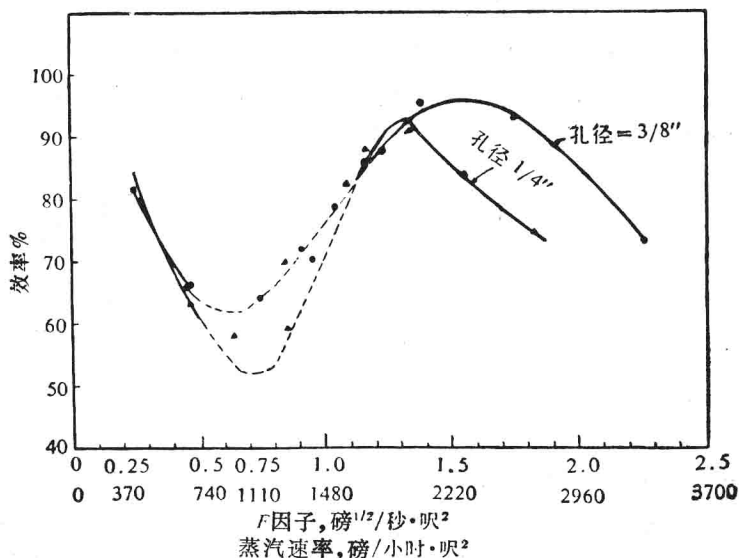


图 5-13 张角为 45° 时, 孔径对效率的影响

曲线表示出相同的变化规律。当蒸汽速率从 370 到 925 [磅/小时·呎²]，效率降低，这是由于鼓泡状态两相接触较差，而且板上液体停留时间较短所致。当蒸汽速率大于 925 时，由于喷射条件的建立，相接触得到改善，另外喷射到降液管方向的液滴，一部分被塔壁反射回塔板，造成液体部分再循环，从而增长液体在板上的停留时间，故效率有所上升。当蒸汽速率增至 2300 时，由于夹带增加，致使效率开始下降。

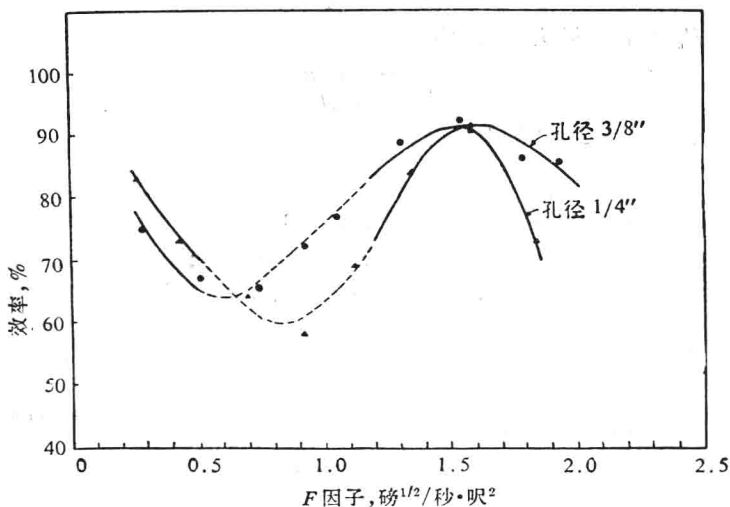


图 5-14 张角为 60° 时，孔径对效率的影响

从图 5-13、5-14 中看出，3/8 吋孔径的舌形塔板的板效率稍高于 1/4 吋孔径的舌板。舌片张角为 60° 时，效率曲线的波动范围较 45° 时为小，这说明张角越大，效率越趋于平稳，当张角为 90° 时，就接近于筛板效率的变化规律。

有人指出：Rampacek^[19]的实验，由于塔径只有 6 吋，故存在着壁效应的影响，其结果放大到工业上受到限制。

Richard^[24]作了改进。在消除壁效应的矩形舌形塔板上，舌孔尺寸为 $\frac{1}{4}$ 吋，以空气-水(其中加入三甘醇)系统，研究了汽液速率、堰高(出口堰)、张角等四个参数对板效率的影响。其结果表示在图 5-15 到图 5-18 中。从图中看出，堰高和张角对效率的影响(二次曲线)大于汽、液速率对效率的影响(线性关系)。

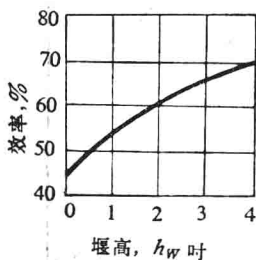


图 5-15 堰高对效率的影响

$G=1450$ 磅/小时·呎²
 $L=8000$ 磅/小时·呎堰
 $\alpha=60^\circ$

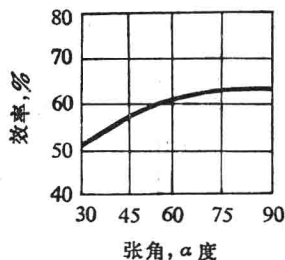


图 5-16 张角对效率的影响

$G=1450$ 磅/小时·呎²
 $L=8000$ 磅/小时·呎堰
 $h_w=2$ 吋

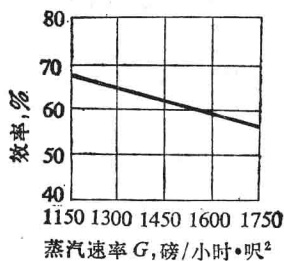


图 5-17 蒸汽速率对效率的影响

$L=8000$ 磅/小时·呎堰
 $h_w=2$ 吋
 $\alpha=60^\circ$

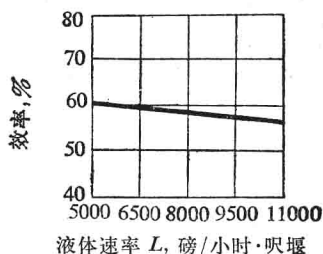


图 5-18 液体速率对效率的影响

$G=1450$ 磅/小时·呎²
 $\alpha=60^\circ$
 $h_w=2$ 吋

六、舌形塔板计算程序

有关舌形板成套计算资料较少,Александров^[17]提出一个设计程序,介绍之前,先介绍有关公式。

气体极限允许速度按下式计算:

$$W = \frac{0.305}{3600} \cdot C \sqrt{\frac{\gamma_K - \gamma_r}{\gamma_r}} \quad (5-20)$$

式中, W ——气体空塔速度, [米/秒];

C ——系数,求最大允许速度 C 取 $C_{\max}$; 求最小允许速度 C 取 $C_{\min}$ 。

γ_r, γ_K ——气体和液体的重度, [公斤/米³]。

对于液体负荷 $L > 12$ [米³/米·小时], $C_{\max}$ 推荐下式计算:

$$C_{\max} = K \cdot C_1 - 5(L - 35) \quad (5-21)$$

式中, $K=1.2$;

C_1 ——与板间距有关系数,按图 5-19 确定;

L ——单位溢流长度上的液体流量, [米³/米·小时]。

为了保证舌形板的正常操作,一般 $L < 65$ 米³/米·小时。

$C_{\min}$ 的数值,可按下式计算:

$$C_{\min} = (5530 + 47.3L')F \quad (5-22)$$

式中, L' ——在最小允许气速下的液体流量, [米³/米·小时];

F ——塔板开孔面积, [米²/米²]。

在固定回流情况下, $C_{\min} = \frac{C_{\max}}{n}$; $L' = \frac{L}{n}$ 是成立的,代入式(5-22),即得到:

$$F = \frac{C_{\max}}{5530n + 43.7L} \quad (5-23)$$

舌形板的稳定工作区,即操作弹性 n 值可从图 5-20 查取。

舌形塔板的计算程序如下:

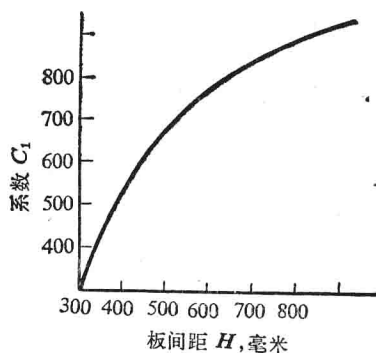


图 5-19 公式(5-21)中系数 C_1 与板间距之关系