

填料塔液体分布器分析

董谊仁 徐崇嗣

(浙江工业大学化工系, 杭州 310014)

论述液体分布器在填料塔中的重要地位, 对液体分布器的基本要求、六种分布器的结构特点进行了分析, 介绍了液体分布器的选择方法。

关键词: 液体分布器 填料塔 流体流动 流体力学

近来随着各类高效、低压降、大通量新型散堆和规则填料的开发、推广和应用, 尤其是在大直径、浅床层、高真空填料塔中的应用, 对流体初始均匀分布提出了更苛刻的要求, 使得传统、通用的盘式、槽式和管式分布器难以满足各项指标。国内外许多学校、研究机构和专业公司, 通过大量的基础研究, 开发出越来越多有效的分布器, 以满足市场需要。怎样认识和选用这些分布器成为一个新的课题, 本文试图对此加以分析。

1 液体分布器的重要性

在新型填料塔技术中, 液体预分布十分重要, 这是因为:

(1) 不良初始分布必然导致分离效率急剧下降

许多著名学者在这方面进行了理论和实验研究。荷兰 Delft 大学的 Hoek^[1]指出, 对于 1 英寸填料, 由于分布不良其 HETP 值会增大 1~2 倍。图 1^[2]为两个实例, 图 1a 由 FRI 提供, 25mm 鲍尔环用于环己烷-正庚烷精

馏, 当使用不同形式液体分布器时 HETP 的差别, 实线代表使用堰型, 分布点密度 32 点/m², 虚线指盘型, 104 点/m², 图 1b 表示直

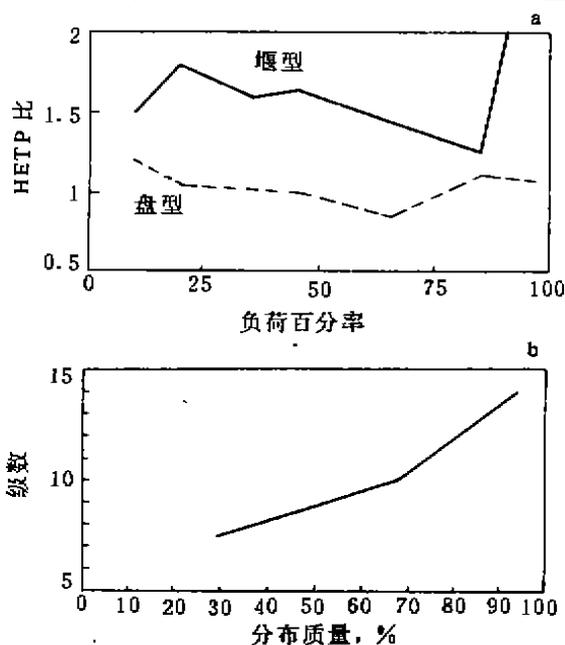


图 1 (a) 液体不良分布对效率的影响
(b) 乙烯氧化吸收塔

径 3.2m 的乙烯氧化吸收塔分布质量与理论级数间的关系,通过改善分布质量,分离级几乎达到原来的 2 倍。Albright^[3]通过计算机模拟试验也证明了分布器的设计对填料塔的总效率有可观的影响。

实践证明,没有良好的液体分布器,填料塔甚至不可能正常操作,新型高效填料的优越性难以发挥。由 Norton 公司开发的 Intalox 填料是一种性能优越的填料,该公司认为这种填料操作的好坏,关键在于分布器的设计上,为此他们在推出填料前,在塔内件研究上做了大量工作^[4]。

分布对效率的影响,在塔径与填料直径比特大 (>40) 和特小 (<10) 的场合尤其重要^[1]。

(2) 不良液体初始分布难以达到填料层的自然流分布。

Albright^[3]提出自然流分布的概念,并通过计算机模拟证明:每一种填料有一自然流分布,不论初始分布好坏,只要有一段足够高度的填料层,初始分布终会转化为自然流分布,理想的初始分布将衰变成自然流分布,不良分布,有时要经历一段很长流动距离,再慢慢转化为自然流分布。这些结论还被 HoeR 等人^[5]的实验研究所证实。Perry 等人^[2]在直径 1.2m 的精馏塔中,使用 25mm 鲍尔环,测定了使用不同液体分布器时,填料层各截面的效率变化,示于图 2,对比两种初始分布沿塔各截面的效率变化,不良初始分布要经过一半的床层高度(称恢复段高度),流动才能达到自然流,效率趋向稳定的较高值。

(3) 新型高效填料一般具有较小的径向分布系数

为表示规则 and 乱堆填料液体径向分布的需要,Hoek 等人^[5]发展了径向分布系数的概念。径向分布系数越大,初始液体分布越易趋近于自然流分布,此外径向混合还会补偿液体分布不良导致传质推动力下降的影响,从这一点看,径向分布系数大的填料,性能

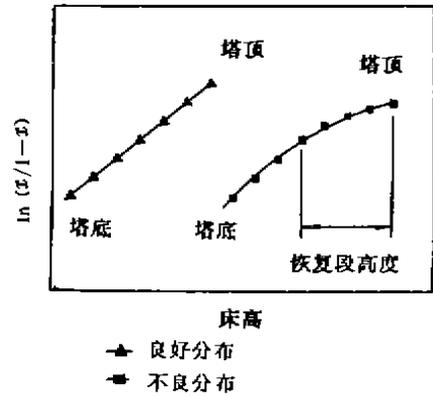


图 2 效率随床高的变化
z—液相浓度

上有明显的优越性。图 3^[3]为三类填料径向分布系数的实测结果,由图可分析其变化规律。

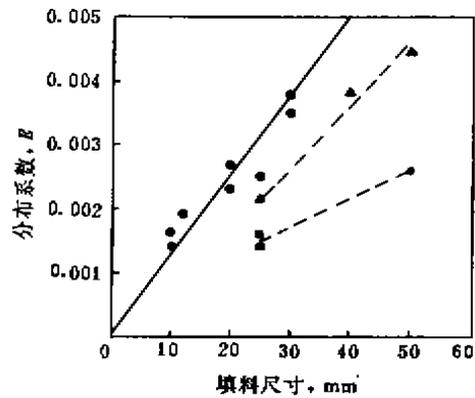


图 3 径向分布系数
● 拉西环 ■ 鲍尔环 ▲ 纳特环

填料塔的大型化和新型填料的应用,意味着塔径与填料直径比将增大和填料层的径向分布系数减小。因此将初始不良分布转化为自然流分布更困难。这也许正是现代填料塔技术更加依赖于良好初始液体分布的一个重要原因。

新型填料较之古老拉西环,究竟何者会产生更大壁流是一个令人感兴趣的问题。较

大的径向分布系数,意味着液体容易扩散到壁面,同时从壁面返回主体区的可能性也大,Gunn^[6]通过实验研究得到的结论是:新型填料(IMTP, Nutter Ring, SuperIntalox Saddles, Pall Ring),当流动充分发展后,其壁流区的流量要大于拉西环,不过液体往壁面流动的速率也远小于拉西环。这就是说,新型填料液体难于到达塔壁,但一旦到达返回主体区的能力也差。故新型填料塔对液体初始不良分布更为敏感,不良初始分布有时会导致更大壁流,而一旦有一个优良的初始分布,则能保持一段很长的流动距离。

2 对液体分布器基本要求的分析

性能优良的液体分布器必须满足:

(1) 操作可行性

保持分布器各流道畅通无阻,防止结垢、结晶、结焦、聚合、固化、沉淀、发泡、闪蒸、腐蚀等现象的产生而导致飞溅、雾化、夹带、堵塞以致崩溃、倒塌而破坏了液体的正常流动和均匀分布。

(2) 分布均匀

Perry 等人^[2]提出液体均匀分布的三条标准是:足够的分布点密度;分布点分布的几何均匀性;淋降点间流量的均匀性。

设计一座填料塔,需要多大的分布点密度是一个复杂的问题。它与填料类型及其尺寸大小有关,还与塔径大小、操作条件等有一定联系;而每一个分布器所能提供的分布点密度与分布器的类型和结构、气液流量大小、流体物性等密切相关。

各种文献上推荐的分布点密度值相差甚大,详见下表。多数人主张此值控制在 100 点/ m^2 左右,大致规律是:环形填料大于鞍形;新型开孔填料大于拉西环之类的非开孔填料;填料尺寸增大,分布点密度减小;低喷淋密度应取较大的分布点密度;实验塔高于工业塔;规则填料还可根据比表面大小确定分布点密度,比表面积越大,分布点越多,其分布点密度远大于散堆填料。

分布点密度推荐值

推荐者	推荐值,点/ m^2	适用于
Billet ^[7]	≥ 250	25~75 散堆填料
Eckert ^[1]	≥ 43	径向扩散系数较大填料
	65~80	径向扩散系数较小填料
Albright ^[3]	顶层每 10~12 颗 填料有一分布点	散堆填料
Koch Co ^[4]	很少超过 65 需要更多分布点	$\phi 25, \phi 50$ 环形填料 喷淋密度 $50m^3/(m^2 \cdot h)$ 左右 喷淋密度 $2.5m^3/(m^2 \cdot h)$ 左右
Norton Co ^[1]	100	各种填料
Glitsch Co ^[1]	161~215	根据流量大小和堵塞可能性选择
Nutter Co ^[1]	100	大多数散堆和规则填料
Neuman ^[1]	每 $(7\sim 11)m^2/m^3$ 一点	规则填料
Zvonk et al ^[4]	556~2473	比表面积在 135~710 的规则填料

分布点在塔截面上的几何均匀分布是较之分布点密度更为重要的问题,最常见的情形是壁区分布点不足。这是因为尽管靠壁数

厘米范围,宽度不大,但占塔截面积比例是可观的,Norton^[9]公司提出检验均匀性的方法,是将塔截面分成三个等面积的同圆心区,

均匀的标准是三个区的分布点总数应相同。图4为一直径1.5m塔分布点设计，分布点正方形排列，排间距为100mm，初看起来分布十分均匀(上)，经上法检验，壁区仅44点，为平均值的75%(中)，通过增加12点后达到平均值(下)。故布点时，Nutter公司推荐离塔壁一个填料距离处设置分布点。但由于结构上的原因，往往难以实现。

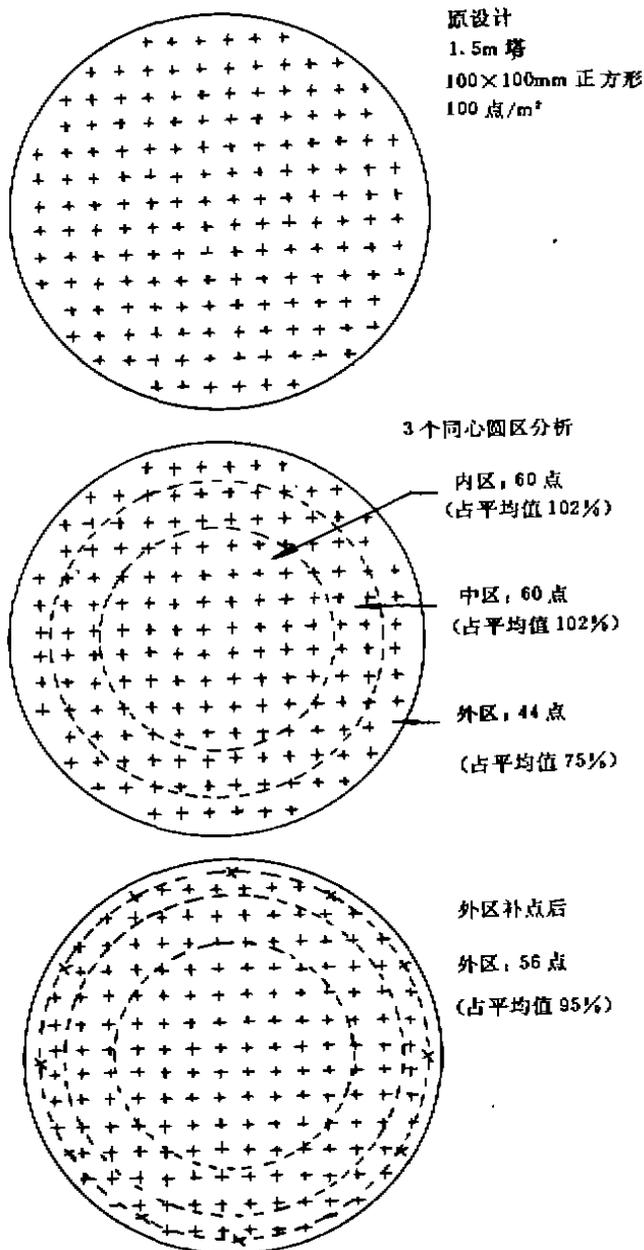


图4 几何均匀性

为保证各分布点的流量均匀，需要分布器总体的合理设计，精细的制作和正确的安装。因素如此之多，以致达到这个要求十分困难。所以，一个实际的分布器，尤其是大塔的分布器，点流量常构成正态分布。这种分布对塔的操作效率有多大影响，FRI^[2]做了研究，在环己烷-正庚烷常压精馏塔中，使用25mm 鲍尔环测定了不良分布与效率的关系，他们使用最大点流量与平均点流量等于2的121点分布器，人为构成正态分布，按两种组合作试验。一种是随机布置流量不等的各分布点，形成所谓的小规模不良分布；另一种是将塔截面分成6个区域，3个区域流量较大，另3个区域流量较小，形成倾向性的流量不均，也称大规模不均匀，并规定区域面积达0.1~0.2m²就属于大规模不均匀。结果表明，与理想分布相比，第一种分布的HETP实际上没有变化；第二种分布效率下降20%。这就是说点间流量偏差只要不构成大规模不均匀分布，对塔的操作效率不会有什么影响。

(3) 合适的操作弹性

分布器操作弹性定义为能满足各项基本要求条件下，液体的最大和最小负荷之比。通用型分布器弹性可达1.5~4，能满足连续生产的要求，对于间歇精馏等非稳定操作，回流比变化范围很大，有时要求弹性高达10或更大，分布器必须特殊设计。

液体从孔口、堰流出的状况如图5和图6所示。孔口流出有4种流型^[10]：滴流、层流、湍流、雾化。

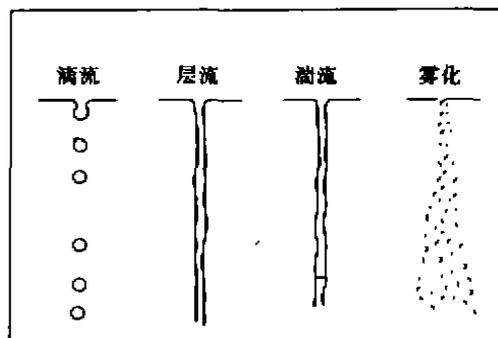


图5 4个流动区域

湍流和雾化,显然仅第2,3种流动在分布器中是允许的。堰流出也有4种流型^[1]:粘着水舌、贴附水舌、自由水舌和下降水舌。自由水舌落点变化不定,难以达到均布要求,液流过大会形成下降水舌,也是不允许的。

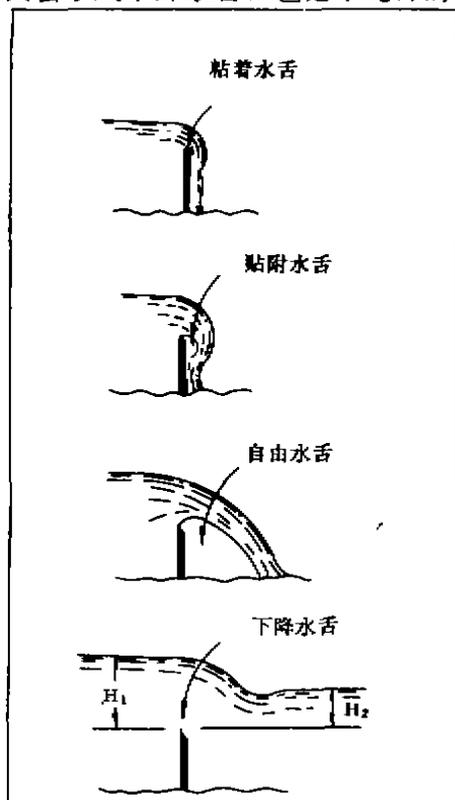


图8 堰口流出的四种流型

孔口、堰流出的出口平均流速 u 与液头 H 间的关系为: $u = CH^n$

式中 C 为比例系数,与孔口、堰结构、尺寸和液体流动雷诺数等有关。 n 为指数,对于孔口 $n = 0.5$;矩形堰 $n = 1.5$;V型堰 $n = 2.5$ 。

分布器的操作弹性,确定于 H 和 u 的上下限。上限决定了最大液流量,下限决定了最小液流量。V型堰 n 值最大,意味着较小的液位波动可获得较大的流量变化,即弹性大,孔口流出 n 值仅 0.5,弹性较小。这是问题的一个方面,要特别强调的是V型堰的不利方面,因为 H 对 u 非常敏感,因此制造、安装中的较小偏差常会带来难以承受的不均匀

分布。例如某厂直径 2.4m 吸收塔,采用V型堰的槽式分布器,正常操作时堰上液头高度 35mm,若两端有 10mm 高低差,则低端与高端的流速比约为 2,可见所形成的不均匀分布之大,且是大规模倾向性的不均匀。

(4) 足够的气流通道

Zvonko^[9]认为,一个性能优良的液体分布器,气流通道应占塔截面的 50%~70%。若气流通道太小,则气速过高,压降增大,当气流穿过升气管的压降大于液柱压头时,会发生局部液泛,最终导致全塔液泛,这是不允许的。此外升气通道的均匀分布也很重要,否则不仅使得上段填料层气体分布不均匀,而且会干扰从液体分布器排液口下落的液流的正常流动,造成液体的不均匀分布和带液。

(5) 结构简单、价格低廉。

3 新型液体分布器分析

分布器的类型繁多,结构各异。不过就流体动力而言,主要有重力型和压力型二种。从外型结构看,常见的有盘式、槽式和管式三类。液体流出方式有孔口型、堰和喷嘴型。常见的通用型分布器能满足常规生产的各方面要求,对液体分布有特殊要求的工艺过程,分布器需要特殊设计。

图7为一种高弹性的槽式分布器结构,它通过设置在侧面不同高度上的多排溢流口来调节液体负荷,并将下方的导流板片向左右拉开,这样,只要用较少的槽数就能达到较大的分布点密度。图8的分布器结构,在溢流口焊上导液板,其作用是扩大布液区,减少上升气流对液体的干扰,还能使液体落点不受负荷变化的影响,是一种十分有效的分布器。图9为另一种槽式分布器结构,槽呈径向排列,液体从中心加入,沿圆周溢入各径向槽,流量分配十分均匀,这种分布器还将液体的点分布演变为线分布。新型窄槽式液体分布器是Glitsch公司开发的一种大塔中使用的分布器。其特点是槽窄,窄槽间有

连接管，液面十分平稳，可通过特殊结构调节各槽的水平度。据称在 12m 直径的大塔中，分布器液面的高低差仅 1.6mm。

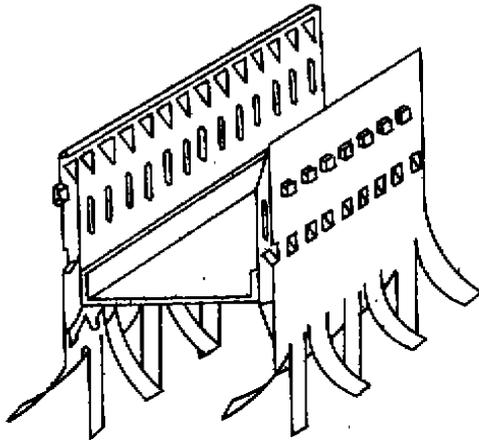


图7 高弹性槽式分布器

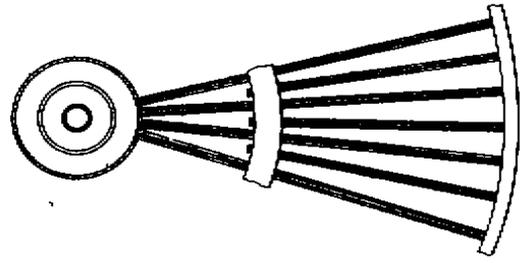


图9 径向槽式分布器

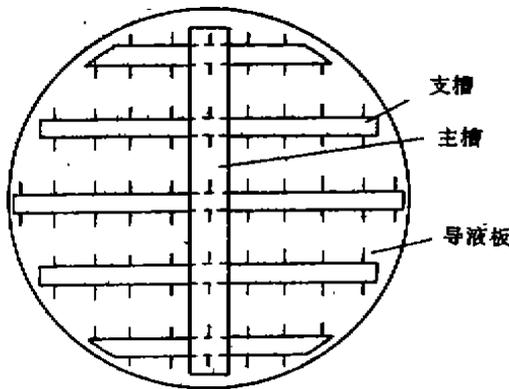


图8 带有导液板的槽式分布器

为了满足规则填料高分布点密度的要求，Zvonko^[8]提出图 10 的分布器结构，液体从主槽 A 流入分槽 B 经溢流口 C 和条状导液板 D 成带状分布到填料顶面 E。其特点是将点分布变成线分布，液体直接注入填料层，减少了上升气流的液沫夹带。

低喷淋密度填料塔液体分布器的设计是一个难题，槽盘式气液分布器是一种较理想的结构。其原理如图 11 所示，液体收集于盘上，经矩形升气管的中部和上部的两排小孔流进导液管排出。这种分布器兼有液体收集、分布和气体分布的作用，弹性可高达 10:1 以上。为提高排管式液体分布器的操作弹性，出现了图 12 所示双排管分布器。其最小孔径要求大于 2mm，最大操作弹性为 9:1。低液体负荷时下层排管操作，高负荷时两层同时操作。

4 液体分布器的选择

Perry 根据大量实验资料和理论分析，从液体流动特性和经济角度综合考虑，推荐按图 13 程序选用分布器。

首先考虑的是物系分离的难易程序，对于一些分离要求不高的场合，如某些吸收塔和传热塔，可使用比较简单的分布器，在传热中常用喷头型。

中等分离要求的塔，选用结构较为复杂的槽型分布器，喷淋密度在 $25\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 以上，孔口直径要大于 6mm ，孔开在槽的底板上，喷淋密度较小，开孔可布置在侧面，以防堵塞。在所有侧面出口孔上应开有导流沟，防止雾沫夹带，保持规则、均匀的流动分布。对高分离要求装置分布器的设计需特别精致，直径小于 1m 的塔，选普通的盘型分布器几乎能满足各项要求，对于高喷淋密度的大塔，推荐使用槽形分布器。大直径低喷淋密度分布器的选用和设计是最困难的。窄的垂直开槽较孔口有更大的操作弹性。设计中还要考虑到主要分布点孔口堵塞后的应急措施，留有备用分布孔。

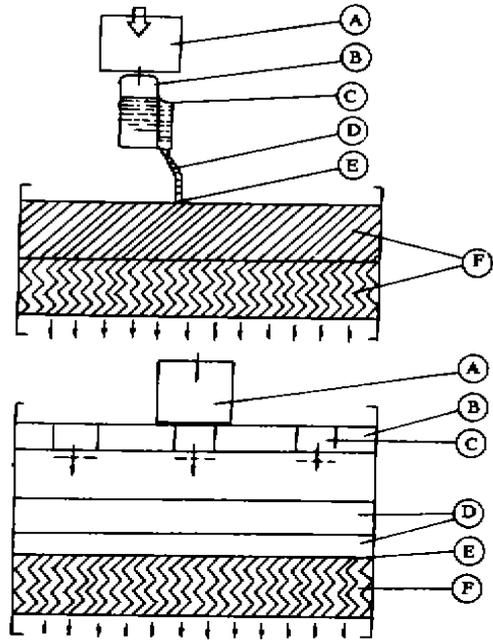


图 10 用于规则填料的槽式液体分布器

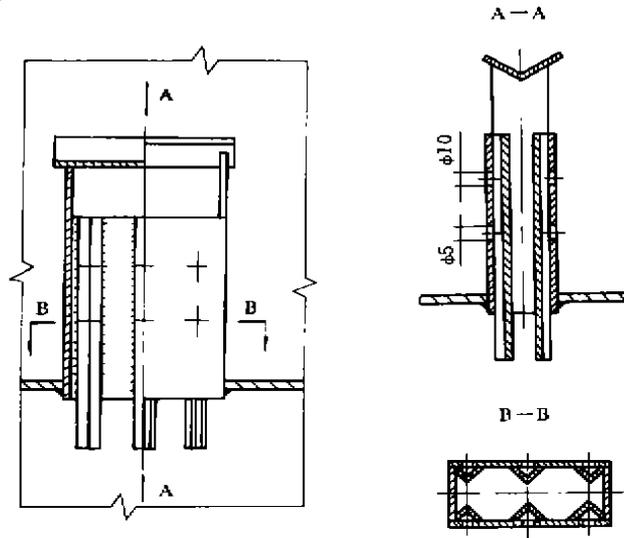


图 11 槽盘式液体分布器

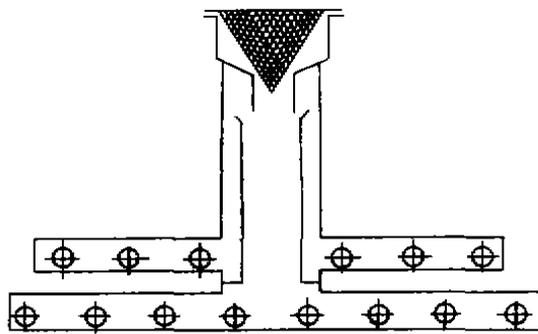


图 12 双排管液体分布器

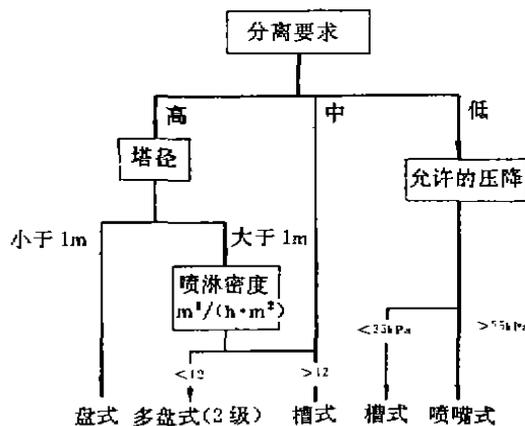


图 13 分布器的选择

参 考 文 献

- 1 Hope A, et al. Chem Eng, 1985, (5): 22.
- 2 Perry D, Nutter D E, Hale A, Chem Eng Progs, 1990, (1): 30.
- 3 Albright M A. Hydrocarbon Processing, 1984, (9), 173
- 4 北京化工研究院. 美国诺顿公司考察报告, 1988.
- 5 Hoek P J, Wesselingh J A, Zuiderweg F J. Chem Eng Res Des, 1985, (11): 431
- 6 Gunn D J, AL-saffar H B S. Chem Eng Sci, 1993, 48: 22-h
- 7 莱恩哈特. 比力特. 填料塔分析与设计. 化学工业出版社, 1993.
- 8 Zvonko S, Horacio M. Chem Eng Technol, 1994, (17): 61.
- 9 Moore F D. Distributor Design and Effects on Tower Performance. Norton Co, 1984.
- 10 董谊仁, 丁示波. 浙江工学院学报, 1994, (1): 44.
- 11 Douglas J F. Solution of Problems in Fluid Mechanics, Pitaman, 1978.

【上接第 24 页】

阶梯环的泛点压降平均值较阶梯环约低 30%，较鲍尔环约低 40%。

(4) 短阶梯环在 $\phi 2.4\text{m}$ 的氯气干燥塔中的应用表明, 该填料具有很高的传质效率, 只要塔内件设计合理, 可大幅度提高吸收效率。

(5) 使用 Kister-Gill 关联式估算短阶梯的液泛压降, 其误差约为 10%。

(6) 高径比等于 0.3, 是短阶梯环具有优越的综合性能的主要原因。高径比有一临界值, 一旦达到这个值, 填料性能会发生急剧变化。

参 考 文 献

- 1 浙江化工学院. 化学工程, 1978, (1): 1.
- 2 浙江化工学院化工原理教研组. 1979, (3): 82.
- 3 Ellis S R M. The Chem Engr, 1972, (259), 115.
- 4 南京化工学院. 化学工程, 1977, (4): 60.
- 5 天津大学化学工程教研室传质课题组. 化学工程, 1979, (3): 97.
- 6 天津大学化学工程教研室. 化学工程, 1977, (1): 10.
- 7 Fair J R, Bravo J L. Chem Eng Progr, 1990, (1): 19.
- 8 董谊仁. 高校化学工程学报, 1994, (4): 1.
- 9 天津大学化学工程教研室传质课题组. 化学工程, 1979, (3): 37.
- 10 Kister H Z, Gill D R. Chem Eng Progr, 1991, 87 (2): 32.