

清净塔改造设计

清净塔是乙炔工序清净系统的主要设备,塔形式为填料塔。清净塔的作用是借助塔内填料比表面积,用 0.08 % ~ 0.12 % 的次氯酸钠溶液与粗乙炔气逆流接触进行化学吸收,脱除气相中的 H_2S 、 PH_3 、 NH_3 等杂质,得到纯度 98.5 % 以上的精乙炔气。

我厂在 1.5 万 t/a PVC 生产规模中,清净系统采用 2 台 $\varnothing 800$ 填料塔,每个塔的填料层总高度为 8 m,随着我厂生产规模即将扩大至年产 PVC 3 万 t 能力,原来的清净塔设备不能满足扩大的生产要求,清净塔设备必须进行重新设计。

1 设计参数

- a. PVC 生产能力 2.5 万 t/a
运行时间 8 000 h/a
- b. 电石单耗 1.6 t/t PVC
- c. 清净塔操作压力 0.08 MPa;操作温度 25 °C
- d. 液相流量 $L = 15\,000\text{ kg/h}$
气相流量 $G = 1\,623\text{ kg/h}$
液相粘度 $\mu_L = 1.1\text{ cp}$
- e. 乙炔气重度 $r_g = 1.16\text{ kg/m}^3$ (标准状况)
 $r_g = 1.91\text{ kg/m}^3$ (工作状况)
0.1 % 次氯酸钠溶液重度 $r_1 = 1\,001\text{ kg/m}^3$ (标准状况)

- f. 填料选取
 $\varnothing 50$ 聚丙烯多面球

2 泛点速度 U_f 计算

根据 Bain - Hougen 关联式

$$\log [u_f^2 (a/\varepsilon^2) (r_g/r_1) \mu_L^{0.2}/g] = A - 1.75 (L/G)^{1/4} (r_g/r_1)^{1/8}$$

其中 $a/\varepsilon^2 = 159$; $A = 0.204$

计算得 $\mu_L = 1.43\text{ m/s}$

3 空塔速率 u 选择及塔径 D 估算

- a. 空塔速率 $u = 0.40\text{ m/s}$

塔径 D 估算

$$D = [850 / (3\,600 \times 0.785 \times 0.4)]^{0.5} = 0.86\text{ m}$$

- b. 空塔速率 $u = 0.50\text{ m/s}$

塔径 D 估算:

$$D = [850 / (3\,600 \times 0.785 \times 0.5)]^{0.5} = 0.77\text{ m}$$

根据以上计算,我们提出 2 个清净塔改造方案:

(1) 按清净塔常规设计提出方案一。拆除原来 2 台 $\varnothing 800$ 清净塔,新增 2 台塔径 $\varnothing 1\,000\text{ mm}$ 清净塔,每个塔填料层总高 8 m。

作为清净塔用的填料塔,一般空塔气速选在 0.2 ~ 0.4 m/s,气体在塔内停留时间 40 ~ 60 s,以保证化学吸收完全。在年产 2.5 万 t PVC 生产规模时,该方案:

空塔气速 $V = 0.3\text{ m/s}$

乙炔气在 2 塔填料层停留时间 $\tau = 53\text{ s}$

该方案最大处理粗乙炔能力可达到年产 3.3 万 t PVC 生产规模。

(2) 方案二。在原清净塔基础上进行改造,塔径保持 $\varnothing 800\text{ mm}$,2 个塔各增加 4.5 m 塔节,填料层总高由 8 m 增加到 12 m。年产 2.5 万 t PVC 生产能力时:

空塔气速 $V = 0.47\text{ m/s}$

乙炔气在 2 塔填料层停留时间 $\tau = 51\text{ s}$

该方案最大处理粗乙炔能力可达到年产 3.2 万 t PVC 生产规模。

比较 2 个方案,方案二具有减少停车时间,设备安装时间短的优点,空塔气速虽然比常规值上限高,根据泛点气速为 1.43 m/s,空塔气速不大于 0.8 m/s 清净塔内可以保持良好的气液接触。我们选用方案二设计改造。

清净塔的改造设计从 2000 年 5 月投用,PVC 生产规模由 1.5 万 t/a 逐步提高到 2.5 万 t/a、3 万 t/a。经过近 10 个月的运行表明,系统运行正常,系统压力无明显增加,精乙炔气合格,生产能力与设计能力相符合,设计满足了生产扩大的需求。清净塔的改造设计充分利用原建筑、设备,节约投资,减少停车安装时间,在生产中是可行的。

(新疆氯碱厂 贾凤梅)

盐酸尾气填料塔的改进

我厂于 2000 年进行盐酸扩建工程,生产能力由 5 000 t/a 提高到 1 万 t/a 以上。扩建改造中对原尾气填料塔的不足,决定新建相配套的尾气填

料塔,以便扩建后的盐酸装置能顺利开车投产,盐酸尾气能更充分地被吸收利用。

改进前填料塔采用 PVC 结构,其规格为 $\varnothing$

500 × 3 000 mm, 操作温度 ≤ 70 ℃, 操作压力为真空度 < 0.1 MPa, 内装 60 × 30 × 4 mm 矩鞍形瓷质填料, 上部用 PVC 薄板卷制喷头, 整体采用三段法兰连接安装形式。在使用中, 由于塔身 PVC 老化变形, 法兰连接部位渗酸, 连接螺栓腐蚀严重, 更换频繁, 致使操作现场环境污染严重。加之在历次系统含氢过量而引发爆炸时, 填料塔均被炸成几段, 被列为重大事故隐患设备。

鉴于原填料塔上述缺陷, 我厂实施了改进。选型有 2 种方案: 一种为 PVC + FRP 整体结构, 内装矩鞍形瓷质填料; 一种是采用钢制衬橡胶, 内装矩鞍形瓷质填料。若选用 PVC + FRP 整体结构, 虽能解决法兰连接部位渗酸, 改善操作环境, 但强度仍不能抵御系统爆炸时的巨大冲力; 若采用钢制衬橡胶结构, 可完全解决系统爆炸时的巨大冲力, 消除安全隐患。综合比较, 决定选用钢制衬橡胶结构。

规格为塔身仍保持 Ø 500, 整塔由上盖、塔身、塔座 3 部分组成, 上盖和塔身采用钢衬橡胶结构, 塔座采用钢衬瓷砖, 防酸处理解决; 喷洒器采用石墨喷头。

尾气填料塔在现场安装后, 在配管时发现下部尾气进口采用石墨短管, 孔径仅为 Ø 38 ~ Ø 40 mm。根据以往使用经验, 这将阻碍尾气的流通, 影响盐酸产量的提高。经研究, 将此石墨短管拆除, 对法兰面连接, 现场选用橡胶和 F4 缠绕垫, 不但保证了合适的密封比压, 且有良好的耐腐蚀性。

该塔自 2000 年 8 月投产以来, 经测定, 尾气处理能力可达 99.3 %, 且强度非常高, 耐腐蚀性好, 既解决了安全隐患, 又使操作环境大大改善, 达到了环保要求。

(太化集团公司化学厂 张忠榆 樊亚平)

凉水塔使用及改造小结

凉水塔的主要工作部件有风机、布水装置和填料等。它以大气为冷却介质, 通过布水装置和填料使热水和冷空气充分接触, 一方面依靠对流传热, 另一方面依靠蒸发作用使水汽化, 吸收周围热量, 从而降低水温。对一个定型的凉水塔而言, 布水装置和填料的质量直接关系到淋水是否均匀、填料有效表面积的大小, 液膜形成的好坏, 两相的相对流速及接触时间等等, 从而很大程度上决定了设备的冷却效果。

1 原凉水塔存在的问题

我厂氯碱车间蒸发工段采用二效顺流工艺, 要求二效真空度 ≥ 0.067 MPa, 大气冷凝器循环水温度 ≤ 40 ℃。为了满足这一工艺条件, 我厂于 1990 年建造 1 台 GBNL₃-400 凉水塔。该塔为自转式布水器、散装填料。经过长期使用, 尤其是近年来蒸发负荷不断增大, 发现该塔的结构越来越不适用于蒸发工段的现有条件(水温偏高 60 ~ 70 ℃, 水质较差, 含碱垢、浑浊度差等)。具体如下:

(1) 自转式布水器

自转式布水器依靠水的喷射反力而转动。主要缺点是: ①布水管为玻璃钢增强材料, 其布水孔在水质较差时易结垢堵塞, 使布水管不匀甚至折断。②布水头。轴承室处于高温潮湿环境, 常由于密封不严等原因, 破坏轴承润滑从而导致布水头卡死。③布水不匀。④安装维护不便。

(2) 散装填料

散装填料安装时, 不容易做到松紧均匀, 密度一致。因此仅适用水质较好的场合。

(3) 散装填料整体强度不好, 在填料上检修其它部位时, 稍受力则易破碎或倒伏。

(4) 散装填料上表面常不平整, 因此堵塞后常易淤积尘垢, 加剧堵塞现象, 甚至导致填料整体倒伏。

(5) 散装填料安装、检修、清洗十分不便。

另外, 原塔没有收水器, 漂水现象十分严重, 尤其是当填料堵塞时。

2 改造及应用效果

根据以上现象, 我厂决定对其进行改造, 将散装填料改为整装填料, 将自转式布水改为固定式布水。

这次改造, 即通过布置足够数量的固定喷头, 达到布水均匀的目的。采用Ⅲ型反射式布水头(又称花篮式), 水由布水管流入喷头, 经过 3 个接水盘(或称反射盘), 溅在填料表面上。再由填料反射使布水均匀。布水头通过丝扣联接在布水管上, 检修十分方便。填料由 ABS 螺杆串联在一起, 每 20 张组成一整块。不但均匀, 而且强度大大提高了, 且外表平整。

改造后我们对其进行了验收, 证明效果显著。塔上水温度为 60 ~ 65 ℃, 而塔回水温度在 33 ~ 38 ℃, 完全达到原塔的设计标准。另外, 我们还安装了玻璃钢收水器, 解决了漂水现象。

(新乡树脂厂 邢作常)