

FRI 技术在汽提塔设计中的应用

杨彩云, 赵国忠

(中石化宁波工程有限公司, 浙江 宁波 315103)

摘要:以某装置废水汽提塔设计成功采用 FRI 填料塔软件对工艺包数据进行核算为例, 说明 FRI 技术及其软件在工程设计尤其是新塔设计中的重要性以及有效性。在工艺计算的基础上, 应用 FRI 填料塔程序详细分析了工艺包设备条件不能满足工艺以及生产要求, 需要增大塔径, 并且通过核算确定了合适的塔径, 确保了设计的成功完成并通过了专家的校核认证。

关键词: FRI; 汽提塔; 工艺包

中图分类号: TQ211; TE08

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2014)05-0141-04

Application of FRI device rating program in design of stripping column

YANG Cai-yun, ZHAO Guo-zhong

(Process Department SINOPEC Ningbo Engineering Co., Ltd., Ningbo 315103, China)

Abstract: With an example of designing a stripping packing column, data provided by Process Design Package is described by using the method of using the packing part of Fractionation Research Inc (FRI) Device Rating Program. The significance and availability of FRI technology is emphasized on engineering design, especially on column design. Based on process calculating, FRI Device Rating Program confirms that the equipment design provided on Process Design Package can not fulfill the process and the onsite operating requirement. It is recommended to enlarge the column diameter. By using FRI Device Rating Program, the appropriate diameter is determined and finally the proposal on enlarging the diameter is accepted by related expert and the licensor.

Key words: fractionation research inc; stripping column; process design package

美国精馏研究公司 (Fractionation Research Inc., FRI) 是国际上具有权威地位的精馏技术研究中心。FRI 成立以来, 广泛开展对塔盘、填料、分布器以及其他塔内件等设备的性能研究, 通过大量模拟工业实际操作条件的热试试验, 取得了 17 400 多组工业规模的热试数据。开发出自己独有的针对各种塔内件的模型, 并且逐步进行完善。FRI 基于多年研究形成了一套成熟、规范的程序, 性能测试全面, 测试设备可靠, 被广泛应用于石化工业设计中。

对于塔内件的性能评价, 尤其是相关装置的扩能改造, FRI 的水力学计算数据起到了至关重要的作用。在工艺设计方面, FRI 的水力学计算结果往往成为衡量塔设备性能的最终标准。某项目碳黑水处理单元的废水汽提塔, 在给定的设计负荷条件下, 工艺包提供的塔设备条件在核算中液泛因子偏高, 显然, 现有的塔设备的处理能力不能满足设计以及生产要求。本文中将以 FRI 的散堆填料及其设计判据为基础对某装置的废水汽提塔进行设计分析, 以期找到最合理的设计方案。

1 汽提塔工艺分析

该废水汽提塔用于处理其他单元产生的酸性气、酸性水以及工艺冷凝液, 其流程示意如图 1 所

示。该塔塔径工艺包供货商初步定为 1.8 m, 塔内共装有 3 段填料(塔内结构见表 1)。酸性气、废水进料点以下汽提段由 2 段不锈钢鲍尔环填料床组成。在汽提塔进料点以上部分, 安装有 1 个精馏段床层, 也装填有不锈钢鲍尔环。蒸汽从塔底进入用来汽提除去二氧化碳 (CO₂) 硫化氢 (H₂S) 和氨 (NH₃)。为了避免由于形成硫氢化铵 (NH₄HS) 和碳酸氢铵 (NH₄HCO₃) 等盐/固体堵塞塔的上段, 在 2

表 1 汽提塔各段结构参数

	上段	中段	下段
填料类型	50 mm 鲍尔环 (金属)	50 mm 鲍尔环 (金属)	50 mm 鲍尔环 (金属)
填料高度/m	2.5	4.0	4.5

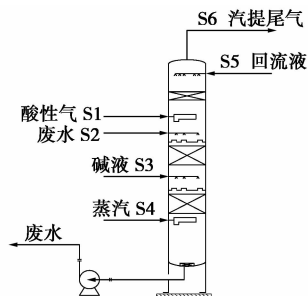


图 1 废水汽提塔工艺流程图

个下段床层之间添加碱液确保送往下游废水处理设施的氮负荷尽可能的低。汽提塔顶部产生的汽提尾气被送往界区外的硫回收单元,塔底产生的废水被送往下游的污水处理单元。

按照表 2 汽提塔相关工艺数据,首先用流程模拟软件进行工艺模拟计算,得到表 3 所示塔的各段气液相负荷,以及相关的物料物性数据。

表 2 汽提塔相关工艺数据

	物流	流量/(kmol·h ⁻¹)	温度/°C	压力/MPa
最大工况	S1	176.2	135	0.25
	S2	6775.2	100	0.63
	S3	33.3	100	0.335
	S4	1360	260	1.1
	S5	370.8	90	0.25
	S6	1193.6	130.6	0.235
最小工况	S1	89.4	131	0.25
	S2	1789.3	113	0.58
	S3	8.88	100	0.2352
	S4	416.3	260	1.1
	S5	424.6	90	0.25
	S6	461.4	131.2	0.235

表 3 汽提塔各段负荷

	上段		中段		下段	
	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况
气相						
流率/(kg·h ⁻¹)	21684	8772	26876	8256	26977	7500
密度/(kg·m ⁻³)	1.865	1.907	1.834	1.816	1.433	1.410
黏度/cP	0.01377	0.01396	0.01364	0.01363	0.01828	0.01828
液相						
流量/(kg·h ⁻¹)	22000	7736	151240	39991	151940	41599
密度/(kg·m ⁻³)	946.5	841.2	950.9	941.2	928.7	929
黏度/cP	0.2526	0.2655	0.2639	0.2355	0.1992	0.1996
表面张力/ (mN·m ⁻¹)	52.52	54.82	58.15	55.77	51.68	51.74

2 汽提塔水力学计算与分析

利用 FRI 软件对塔内气液负荷及流动状态进行水力学计算和分析,其结果汇总于表 4、表 5,主要以各种条件下的液泛以及压降来衡量操作状态。

表 4 水力学计算结果汇总 1

	上段		中段		下段	
	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况
系统极限液泛百分数/%	30.3	12.7	37.7	11.7	45.4	12.2
有效能力/%	53.5	22.2	79.0	23.6	91.2	24.7
恒液气比液泛/%	49.1	20.4	72.5	21.7	83.7	22.7
恒液体流率液泛/%	48.7	20.2	65.8	18.5	79.8	19.4
动压降/(Pa·m ⁻¹)	147	22.5	525.3	22.5	613.5	23.5
每米填料动压降/Pa	95.1	14.7	282.2	12.7	324.4	13.7
气相表观速度/(m·s ⁻¹)	1.194	0.5021	1.6085	0.4963	2.066	0.5806
液相表观速度/(m·s ⁻¹)	0.0027	0.001	0.0174	0.0047	0.0179	0.0049
气相能力因子 C _g / (m·s ⁻¹)	0.0573	0.0239	0.0707	0.0218	0.0837	0.0226
容许负荷 F _s 因子/ [m·s ⁻¹ (kg·s ⁻³) ^{-0.5}]	1.631	0.693	2.178	0.669	2.550	0.689
HETP/mm	646.6	650.4	537.4	584.2	528.7	563.6

注:塔径 1.8 m。

表 5 水力学计算结果汇总 2

	上段		中段		下段	
	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况	最大 工况	最小 工况
系统极限液泛百分数/%	26.1	10.3	30.2	9.5	35.3	9.9
有效能力/%	46.1	18.0	63.7	19.1	71.9	20.0
恒液气比液泛/%	42.3	16.5	58.5	17.5	66.0	18.4
恒液体流率液泛/%	41.9	16.4	51.1	15.0	59.9	15.7
每米填料动压降/ (Pa·m ⁻¹)	100.9	14.7	265.6	14.7	306.7	15.7
填料动压降/Pa	65.7	9.8	144.1	8.82	162.7	8.8
气相表观速度/(m·s ⁻¹)	1.028	0.4067	1.2957	0.4020	1.6646	0.4703
液相表观速度/(m·s ⁻¹)	0.0024	0.0008	0.0141	0.0038	0.0145	0.0040
气相能力因子 C _g / (m·s ⁻¹)	0.0493	0.0194	0.057	0.0177	0.0654	0.0183
容许负荷 F _s 因子/ [m·s ⁻¹ (kg·s ⁻³) ^{-0.5}]	1.404	0.562	1.755	0.542	1.993	0.558
HETP/mm	643.9	651.3	542.0	594.1	530.1	572.6

注:塔径 2.0 m。

在填料塔床层中,当气液相互作用而导致过量的持液量时将发生液泛。此时分离效率非常差,且床层中压力降过大。因此泛点气速是填料塔设计的一个重要参数,填料塔只有在泛点气速以下,才可能稳定地操作,但如果气速太低又会造成设备投资的浪费以及气、液体分布的不均匀。所以填料塔设计的首要任务是根据所选用的填料类型,将其在操作

条件下的泛点气速算出,再确定适宜的塔径和塔内实际操作条件下的填料层压降^[1]。

$$\lg[(u_{Gf}/g)(a/\varepsilon^3)(\rho_G/\rho_L)\mu_L^{0.2}] = A + B(L/G)^{1/4}(\rho_G/\rho_L)^{1/8} \quad (1)$$

式中, u_{Gf} 为泛点空塔气速,m/s; g 为重力加速度,9.81 m/s²; a/ε^3 为干填料因子,m⁻¹; μ_L 为液相黏度,mPa·s; L/G 分别为液体、气体的质量流量,kg/h; ρ_L 、 ρ_G 分别为液体、气体的密度,kg/m³;对于金属鲍尔环, $A=0.1$, $B=-1.75$ ^[1]。

FRI一般采用下面的几种方法来判断操作点接近液泛点和最大负荷点的程度^[2]。

(1)恒定液体流率下的液泛或恒定气液比下的液泛。

(2)体系极限液泛。体系极限液泛是指仅与物系有关而与设备结构尺寸无关的极限处理能力,FRI通过大量的实验关联了极限液泛的截距系数,解决了极限液泛的计算。

(3)最大操作负荷的确定。在超过最大操作负荷条件操作时,效率会急剧下降。对于最大操作负荷点的确定,FRI指出最大操作负荷点常在液泛气速的75%~95%处^[2],另外在最大负荷点与液泛点之间的条件下,操作效率也十分差。

从表4中的计算结果可见,所采用填料高度可以满足要求,即不需要增加填料高度。对于本方案的废水汽提物系,选取中等比表面积的50 mm鲍尔环填料能够满足传质要求,改变填料型式以及填料尺寸对降低液泛系数帮助不大。

塔下段在最大操作工况下时会发生液泛,填料床层的分离效率迅速下降,填料床层每米压降达到0.6 kPa,说明传质分离效率非常低,将不能达到设计预期的分离效果。并且塔中段以及下段有效能力百分数偏大,通过对比有效能力百分数、恒液气比液泛百分数,以及恒液体流率百分数,初步判断这2段塔气相负荷偏大,塔径偏小。

通过式(1)计算得到塔下段最大工况操作条件下的泛点气速 $u_{Gf}=2.3072$ m/s。正常操作时的空塔气速通常为泛点气速的60%~80%,因此空塔气速为1.384~1.846 m/s,相应的塔径为1.9~2.2 m。现将塔径增大1级,改为2 m,利用FRI软件核算当前状态下的水力学结果,见表5所示。

由表5中计算结果看出,塔径增大后,塔中段及下段的液泛系数明显降低,填料床层压降降为0.31 kPa/m,床层内液体分布正常。通过对比2种塔径下的水力学结果,将该废水汽提塔的塔径改为

2 m,并且将相关水力学计算书一同反馈给工艺包供货商,通过了专家的校核,获得了认可。并且该计算结果也成为校核塔内件供货商水力学数据的重要依据。

3 填料塔内件选型设计

塔内件是填料塔的组成部分,与填料及塔体共同构成一个完整的填料塔。所有塔内件的作用都是为了使气液在塔内更好地接触,以便发挥填料塔的最大效率和最大生产能力,故塔内件的好坏直接影响填料性能的发挥和整个填料塔的性能。

塔内件包括液体分布装置、床层固定装置或床层压紧装置、填料支撑装置、液体收集再分布和进料装置以及气体分布装置等。

3.1 液体分布器

高性能液体分布器是填料塔的高效率得以充分发挥的保证,但是选用液体分布器时,不能一味地追求高性能的液体分布器,因为分布器的性能越高,其结构就越复杂,造价也就越高。应该对具体情况具体分析,从经济性的角度出发,同时考虑易于安装及调试,合理选用液体分布器。常用的液体分布器有喷淋式分布器、盘式分布器以及槽式分布器。其中喷淋式分布器是压力型分布器,最为廉价^[3],但是选用这种分布器,影响填料传质效率的因素较多,如被输送液体的压力、物性、喷嘴、喷嘴离床层的高度等。盘式分布器适用于液体流量变化大的场合,操作弹性可以达到3甚至更高。但是它的缺点是气体流通面积一般较其他类型的分布器为小,气流通过分布器的压降较大。槽式分布器为重力型分布器,如今在大中型填料塔中应用十分普遍。它适用于液体流量范围较宽的场合,操作弹性可以达到4或者更高。该类型分布器气相流通面积较盘式分布器大,因此气流通过分布器的压降低。

3.1.1 塔顶液相分布

综合考虑技术可靠以及经济因素,塔顶液相分布采用成熟可靠的槽式分布器,在主槽内部设有溢流式防冲装置,防止液体由导液管进入主槽(图2)。

3.1.2 塔中/下段液相分布

塔中段及下段液相采用盘式液体再分布装置。这种分布装置设计简单,并且盘式分布器具有1个壁流收集器,以防止液体沿塔壁流走。另一个优点就是不需要单独的集液板。液体从上面的填料床层直接落到标准的盘式分布器上,在较大直径的塔中可以做到不出现液体径向混合(图3)。

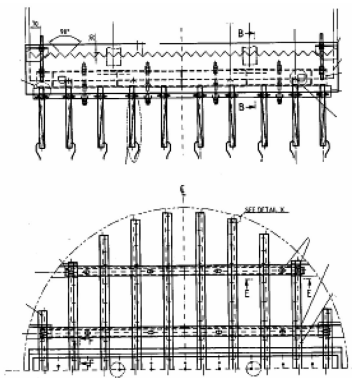


图 2 塔顶所用槽式液体分布器

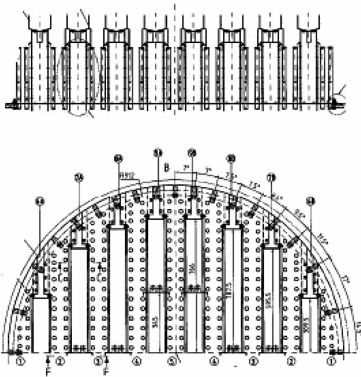


图 3 塔中段/下段所用盘式液体分布器

3.2 填料支撑

塔中 3 段填料的支撑均选用驼峰式支撑装置。驼峰式支撑装置为单体组合式结构,是目前最好的散装填料支撑装置,具有液体通过量大,压降低等一系列优点,在直径 1.5 m 以上的大塔应用较为广泛(图 4)。

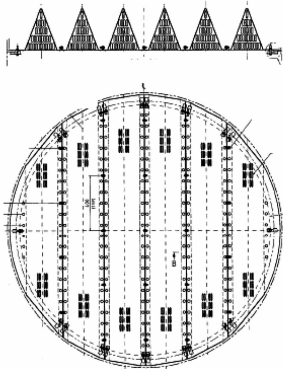


图 4 驼峰式支撑装置

3.3 填料压紧器与床层定位器(填料压圈)

填料压圈制成普通的栅板状,并且在底部覆盖一层金属钢板网,金属网点焊在栅条上,以防止填料的流失。

3.4 气液进料装置

顶部回流液 S5 以及微量碱液 S3 的进料为普通

的管式进料装置,液相从进料管流入分布器的主槽或分液盘上。酸性气 S1 以及蒸汽 S4 的进料采用底部敞开式气体进料管进料,这种型式的进料管结构简单,并且分布性能优良,应用最为广泛。

对于该废水汽提塔最为重要的介质废水 S2 的进料,因为其液量大,进料分配不均匀将直接导致传质效率的降低,在设计时选用一种特殊的集进料与分布于体的排管式液体进料分布装置(图 5),废水经由该进料装置后再进入下面盘式分布器,确保液相分布的均匀。

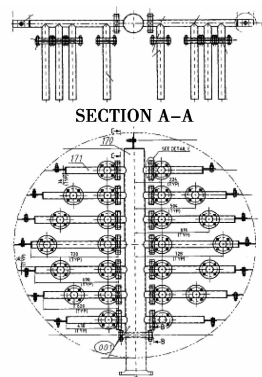


图 5 废水进料预分布装置

基于严格的工艺计算以及设备核算后的塔径变化方案以及塔内件具体设计方案已经获得了工艺承包商以及业主的认可,装置已成功运行。

4 应用总结

在该装置汽提塔的设计过程中,在工艺计算的基础上利用 FRI 填料塔软件对该塔进行核算,对该塔在各种工况下是否满足工艺及生产要求进行分析,及时发现现有塔径不能满足要求,进行了设计调整。严格的工艺计算以及塔设备的水力学核算是该设计成功的重要保证。

FRI 精馏技术及其水力学核算软件在多套装置的设计和核算中发挥了越来越大的作用,为设计提供了技术支持,协助设计人员解决了生产上的诸多难题。尤其是现今 FRI 结合流程模拟计算,在优化设备设计方面带来了极大的便利,提供了可靠的设计依据。

参考文献

[1] 王树楹. 现代填料塔技术指南[M]. 北京: 中国石化出版社, 1998.
 [2] 刘巍, 徐剑, 肖兰. 运用 FRI 技术诊断填料塔生产故障[J]. 炼油设计, 1995, 25(4): 25 - 27.
 [3] 孙希瑾, 陈建娟, 秦岭. 大型填料塔液体分布器的设计应用[J]. 石油化工设计, 2002, 19(1): 10 - 15. ■