

焦化行业蒸氨工艺的优化与改造

李国忠 闪俊杰

(唐山中润煤化工有限公司 河北 唐山 063611)

摘要:针对现有蒸氨工艺存在的处理量小、设备易于堵塞、去生化工段的废水温度高、顶部气相含氨量低等问题,利用化工流程模拟软件对焦化企业中的蒸氨工艺进行了优化和设计。模拟结果表明:进水量为 100 t/h、塔顶气相含氨量在 40% 时,最适宜蒸汽量为 11 t/h,适宜回流比为 2.25;并对原有系统进行改造,新增加了蒸氨塔、剩余氨水槽、低温水冷却器,并采用新型筛板塔盘,改造后蒸氨系统处理量为 100 t/h,废水氨质量浓度均在 50 mg/L 以下,塔顶气相含氨量在 40% 以上,进入生化系统的蒸氨废水温度均在 25~35 ℃。

关键词:焦化行业;流程模拟;蒸氨;优化

中图分类号:TQ522

文献标识码:B

文章编号:1006-6772(2013)04-0096-04

Optimization of ammonia distillation technical process in coking

LI Guozhong SHAN Junjie

(Tangshan Zhongrun Coal Chemical Co., Ltd. Tangshan 063611, China)

Abstract: There were lots of problems in ammonia distillation process, the handling capacity were small, the equipments were easy to jam, the temperature of wastewater for biochemical treatment system was high, gas phase ammonia content were low. Optimize the ammonia distillation in coking enterprise using chemical process simulation software. The results show that, when the sewage flow are 100 t/h, and the gas phase ammonia content are 40 percent, the most suitable steam consumption are 11 t/h and the reflux ratio is 2.25. Add ammonia still, surplus ammonia water trough, low temperature water cooler and new type sieve tray. After transformation, the handling capacity of ammonia distillation system is 100 t/h, waste ammonia water concentration is less than 50 mg/L, the gas phase ammonia content is more than 40 percent, the temperature of wastewater for biochemical treatment system ranges from 25 ℃ to 35 ℃.

Key words: coking industry; process simulation; ammonia distillation; optimization

0 引 言

剩余氨水是焦化企业的主要生产污水,需首先

进入蒸氨系统进行蒸氨处理后才能进入后续的水处理系统进行进一步处理。在目前环保要求日益严格的大环境下,蒸氨系统的运行状况越发重要,

收稿日期:2013-05-29 责任编辑:孙淑君

作者简介:李国忠(1972—),男,天津人,高级工程师,化学工程专业工学硕士,现从事煤化工生产技术管理工作。E-mail: kccglz@126.com。

引用格式:李国忠,闪俊杰. 焦化行业蒸氨工艺的优化与改造[J]. 洁净煤技术, 2013, 19(4): 96-99.

已经直接影响到焦化企业的稳定运行。此前闪俊杰等^[1]已经对唐山中润煤化工有限公司(简称中润公司)的现有蒸氨系统进行了初步的模拟与计算,得到了一系列有价值的理论数据,本文将以这些数据为基本依据,对原有蒸氨系统进行合理的优化与改造,使之适应目前的生产状况^[2-7]。

1 原有蒸氨系统中存在的问题

中润公司原有氨水蒸馏系统设计处理能力为60 t/h,但随着焦炭产能的不断扩大及后续煤化工产业链的不断延伸,导致剩余氨水量不断增大,已远远超出设计处理量,现有系统已经不能满足生产需求,存在以下方面问题:

1.1 处理量小

目前公司的生产废水量最高达到了85 t/h,因此原有系统已经无法保证前面工段各氨水槽液位的稳定。

1.2 塔盘易堵

剩余氨水焦油含量较高是焦化废水的显著特点,加之现有蒸氨塔塔盘为传统的铸铁泡罩塔盘,该种塔盘结构复杂,阻力较大,更易发生堵塞,导致塔底焦油不易排出,长此以往对塔蒸馏效率造成较大影响。

1.3 废水换热器易堵

由于剩余氨水含焦油较多,极易堵塞废水换热器和冷却器,使换热效率下降。

1.4 去生化的废水温度较高

换热器效率的下降导致去生化的废水温度较高,影响生化细菌的生长。

1.5 塔顶气相含氨量较低

传统蒸氨塔的塔顶气相氨的质量分数往往不超过20%,即超过80%的水蒸汽进行了无价值的循环,不仅增大了机械化氨水澄清槽的生产负荷,也增加了不必要的循环能耗。

基于以上原因,需要对原有蒸氨系统进行优化设计,以进一步挖掘生产潜力,同时对现有系统进行技术改造,从根本上解决生产问题。

2 对原有蒸氨系统的优化与设计

对原有系统进行的模拟结果^[1]表明,现有蒸氨系统已经无法满足剩余氨水量日益增长的处理要求,要想从根本上解决这一问题,必须新建一套蒸

氨系统,该套新系统需能处理包括后续生产工艺在内的最大废水量。因此设计新蒸氨塔处理能力为100 t/h,塔底出水含氨量的设计指标低于50 mg/L,塔顶气相中氨的质量分数在40%,以此为基本条件,利用化工流程模拟软件进行模拟计算后,得到相关数据^[8-11]。

2.1 最佳蒸汽量的确定

对原有蒸氨系统进行模拟可知:蒸汽量是影响塔底废水氨含量的主要因素。因此在进水量100 t/h、回流比为1.3的前提下,首先对蒸汽量与废水氨含量做灵敏度分析,分析结果如图1所示,结果表明蒸汽量为11.06 t/h时,塔底废水氨的质量分数为0.0049%,即49 mg/L。

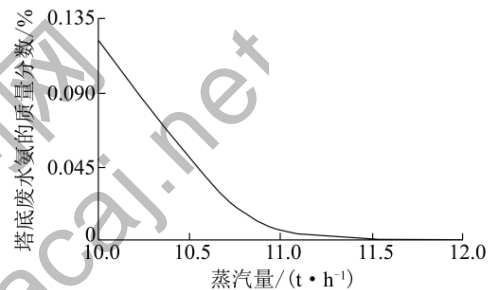


图1 蒸汽量与底部废水含氨量的关系

由以上模拟数据可知,当蒸汽量为11.06 t/h时,出水指标可以满足工艺需求,此时为最合适的蒸汽耗量,但是塔顶气相含氨量没有达到预期要求,还需进一步对塔的工艺情况进行模拟研究。

2.2 对塔顶气相含氨量的优化设计

在进水量100 t/h、回流比为1.3的前提下,对蒸汽量与塔顶气相含氨量的关系进行了模拟,如图2所示。

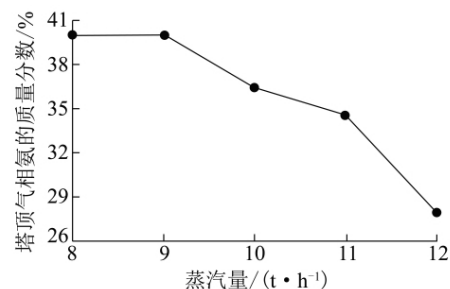


图2 氨气浓度与蒸汽量的关系

由图2可知,塔顶气相含氨量随着蒸汽量的增加而降低,在蒸汽量达到11 t/h时,塔顶气相氨的质量分数为34%,因此需要通过改变回流比来使塔顶气相含氨量达到40%以上。

对回流比与塔顶气相含氨量的关系进行灵敏度分析,模拟计算结果如图3所示,可见塔顶气相中氨含量随着回流比的增大而增加,气相氨的质量分数达到40%时,回流比为2.25。

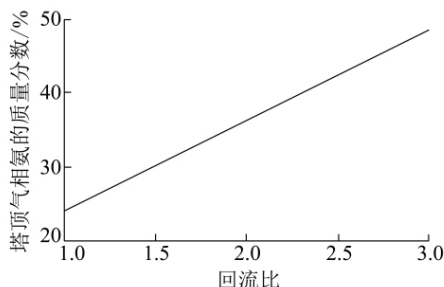


图3 回流比与塔顶氨气浓度的关系

3 对原有蒸氨系统的工艺技术改造

基于上述模拟计算结果,并针对原有蒸氨系统的问题进行技术改造,主要包括:增加新蒸氨塔、进料前增加2个剩余氨水槽、塔底废水增加一级低温水冷却过程、原有管道的扩能改造等。

3.1 增加新蒸氨塔

增加一台新蒸氨塔,设计处理能力为100 t/h,并且使用分离效率较高的某新型塔盘取代传统的

泡罩塔盘。

3.1.1 塔盘的确定

以100 t/h进水量、11 t/h蒸汽量、回流比2.25为基础条件,使用ASPEN对泡罩塔盘与筛板塔盘进行比较,蒸氨塔的部分参数见表1。

表1 泡罩塔盘与筛板塔盘设计参数对比

项目	泡罩塔盘	筛板塔盘
塔径/m	2.34	2.00
降液管面积/塔截面面积	0.1	0.1
降液管流速/(m·s ⁻¹)	0.075	0.089
溢流堰长度/m	1.70	1.55

由表1可以看出,采用泡罩塔盘塔径为2.34 m,而采用筛板塔盘塔径可以缩小到2.00 m,说明汽液相传质过程在筛板塔盘上进行的效率较高,发生传质的量较大,由此证明筛板塔盘较泡罩塔盘更合适。因此,本次改造将采用分离效率较高的某新型筛板塔盘取代传统的泡罩塔盘。

3.1.2 蒸氨塔的初步设计

进料流量为100 t/h,回流比为2.25时,对新蒸氨塔进行初步设计,得到新蒸氨塔设计参数见表2。

表2 新蒸氨塔设计参数

处理量/(m ³ ·h ⁻¹)	实际塔板数	进料板数	塔顶压力/kPa(表压)	塔顶温度/℃	塔底压力/kPa(表压)	塔底温度/℃	塔底出水氨的质量分数/(mg·L ⁻¹)	塔径/m	蒸汽消耗/(t·h ⁻¹)
100	47	9	22	87.72	40	109.33	<50	2	11

3.2 增加剩余氨水槽

由于现有工艺易堵塞焦油,新系统需要从源头上解决氨水中焦油含量高的问题,即在剩余氨水进塔之前增加2个氨水槽,并设置为串联满流的方式,使剩余氨水在进塔前多一级满流沉降操作,进一步沉淀分离出氨水中的焦油。增加剩余氨水槽后的工艺流程如图4所示。

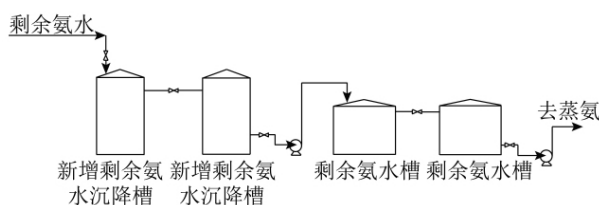


图4 增加剩余氨水槽后的工艺流程

3.3 增加一级低温水冷却

原蒸氨系统塔底废水换热效果差,造成生化进

水温度偏高,影响生化处理工段中生物的正常生长。生化处理工段的适宜水温需要控制在25~35℃,而原蒸氨废水的温度均在40℃以上,因此在蒸氨废水换热后再增加一级冷却环节,如图5所示。

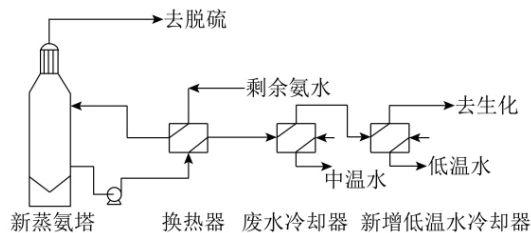


图5 增加低温水冷却改造后的工艺流程

4 新系统运行情况

改造后新装置运行稳定,蒸汽量11 t/h,进水量为100 m³/h,回流比在2.25时的运行数据见表3。

表3 改造后新蒸氨塔运行数据

出水氨氮质量浓度/ (mg·L ⁻¹)	塔顶		塔底		分缩器后气相氨 质量分数/%	进入生化废水 温度/℃
	温度/℃	压力/kPa	温度/℃	压力/kPa		
51.30	100.00	21.20	113.00	61.80	40.10	32.3
49.95	101.50	21.60	113.43	65.07	45.04	34.3
39.93	101.46	21.57	113.53	65.43	45.90	33.4
54.40	102.17	22.49	113.49	65.53	41.02	31.5
38.48	101.68	23.78	113.06	61.95	42.22	33.3

表3表明,进水量达到100 m³/h时,新蒸氨塔的塔底出水氨的质量分数大部分在50 mg/L以下,塔顶气相氨的质量分数在40%以上,塔顶、塔底各项操作数据均符合模拟设计要求,进入生化系统的蒸氨废水温度均在25~35℃。

参考文献:

[1] 闪俊杰. 焦化蒸氨工艺的模拟与优化[J]. 煤化工, 2011, 39(2): 32-34.
 [2] 肖瑞华, 白金峰. 煤化学产品工艺学[M]. 北京: 冶金工业出版社, 2008: 110-112.
 [3] 肖瑞华. 炼焦化学产品生产技术咨询[M]. 北京: 冶金工业出版社, 2008: 147-149.
 [4] 郭树才. 煤化工工艺学[M]. 北京: 化学工业出版社, 2007: 91-92.

[5] 孙兰义. 化工流程模拟实训[M]. 北京: 化学工业出版社, 2012: 10.
 [6] 郝彦彬. 焦化企业节能浅析[J]. 科技情报开发与经济, 2008, 18(21): 168-169.
 [7] 杨祥生. 浅谈优化设计在焦化项目建设的应用[J]. 科技情报开发与经济, 2007, 17(36): 269-270.
 [8] 马建亮. 波纹填料蒸氨塔堵塞的清洗方法[J]. 煤化工, 2004, 32(12): 42-43.
 [9] 苏良勇, 成振义. 剩余氨水澄清分离系统的改造[J]. 煤化工, 2003, 31(12): 35-36.
 [10] 李欣平, 王宏丽. 减压塔并行模拟计算与分析[J]. 化工设计, 2009, 19(1): 6-8.
 [11] 樊艳良. 用 Aspen Plus 对反应精馏的模拟计算[J]. 上海化工, 2007, 32(5): 14-19.

(上接第87页)

表5 气煤与平一煤配煤制浆生产化验结果

项目	企业标准	检验结果
浓度 /%	>64	64.4
黏度 / (mPa·s)	<1400	1192
A _d /%	<7	6.34
ω(S _{iA}) /%	<0.65	0.62
ST /℃	>1300	1465
V _d /%	≥30	36.18
焦渣特征	1-8	4
密度 / (g·cm ⁻³)	≥1.21	1.23
发热量 Q _{net, cwm} / (MJ·kg ⁻¹)	GB/T 18855—2008 II级	17.847

在工业性生产调试期间,发现添加剂加入量比实验室要少,实际生产时控制在0.72%(干基)情况下,黏度低于1200 mPa·s,所以澳大利亚气煤和平一煤制浆效果较好。

4 结 语

澳大利亚气煤是在对长三角煤炭进出口调

研后选择的一种。通过对该煤种资源和价格的调查以及其成浆性和工业生产的研究发现:该煤种在成本上比国内某些制浆煤种有优势;采用配煤生产后,产品质量可以达到国内商品浆的水平。

经过分析研究,澳大利亚气煤可以作为制浆原料,对缓解中国水煤浆生产企业原料煤紧缺的现状有现实意义。另外,澳大利亚气煤只是中国进口煤种之一,还有很多其他进口煤炭资源有待开发。中国水煤浆产业在发展壮大,不断开发新煤种作为制浆原料煤种将是必经之路。

参考文献:

[1] 何国锋, 詹隆, 王燕芳. 水煤浆技术发展与应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2012.
 [2] 何金祥. 澳大利亚煤炭工业的现状与前景[J]. 中国煤炭, 2010, 36(8): 142-145.