

化工除盐水装置经济运行降本增效技术方案分析

赵 曙 慕 花 刘江涛 (陕西延长石油 (集团) 有限责任公司榆林炼油厂, 陕西 榆林 718500)

摘 要: 文章主要介绍了除盐水装置的技术方案, 给出了装置关键参数的设计方法; 从预处理、反渗透等多个方面, 分别进行重要功能模块设计; 从泵启停控制、投药量参数设计等方面, 给出了降本增效的方法; 除盐水装置实际运行后, 按照每年运行 8000 小时计算, 融合降本增效措施后, 此系统的经济运行方案可减少 836.64 万元/a 的变动成本, 实现了企业降本增效的目的。

关键词: 化工; 除盐水装置; 经济运行; 降本增效; 技术方案

0 引言

化工企业发展期间, “零排放”技术成为节本降耗的重要措施, 尽可能地循环使用水资源, 以此控制废水排出量。在工业原水、中水内含有较多杂质、盐类成分, 不易去除。采取有效的除盐工艺措施, 确保生产用水质量, 成为化工企业技术革新的重要方向。

1 除盐水装置降本增效的技术方案

1.1 整体方案

盐水处理工艺使用的水, 主要包括冷凝水、地表水、地下水等几种类型。地表水内含有较多的盐, 地下水相对含盐量较低。在除盐水装置内, 添加了技术先进性较强的反渗透工艺。采取反渗透、离子交换的联合技术方案, 能够有效增加离子交换设施的运行时间, 有效控制酸碱排出量, 缓解工人生产强度。系统工艺有: 预处理程序、一级除盐程序、二级除盐程序。除盐水的生产工艺含有: 多介质过滤设备→超滤处理→一级反渗透处理→除碳处理→二级反渗透处理。此工艺方案能够控制酸碱消耗量, 使用反渗透除盐技术, 相比离子交换技术, 能够减少多数酸碱量。预处理程序, 主要添加了多介质过滤设备、超滤设施。一级除盐程序中, 含有一级反渗透模块、除碳设备等。二级除盐程序中, 含有二级反渗透模块、净水设备。在各类技术的支持下, 超滤处理前后的水浊度分别为 2、0.1。借助超滤设备, 有效控制水浊度。反渗透处理程序, 主要从电导率、溶解硅、水硬度三个方面进行处理, 各指标分别控制两个数量级。反渗透处理完成, 水浊度近乎为零^[1]。

1.2 关键参数设计

1.2.1 设计规模

某化工项目采取持续性生产形式, 每年化工生产时间为 332d, 每年系统运行将近 8000h, 地表水用量最大值 P_{1m} 为 $700 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{a}$, 冷凝水消耗量的最大值

P_{2m} 为 $900 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{a}$ 。除盐水装置是以“脱盐”为目标的处理程序, 作为全厂公用系统的关键流程。系统以地表水或者地下水与冷凝水进行混合处理, 用作原水。对原水进行脱盐处理后, 用作各个生产流程的补充水。除盐装置运行期间, 原水除盐速度为 $1300 \text{ m}^3/\text{h}$ 。反渗透程序依照膜厂家的技术要求, 每级反渗透处理的回收比例能够达到 85%^[2]。

1.2.2 进水水质

参照石油化工企业的水质实况, 设定除盐水装置处理的原水指标。在季节变化时, 地表水含盐量可能会发生改变, 除盐水装置需给出余量设计, 保证指标设计方案的可用性。水质离子含量的设计值, 等同于项目水质报告结果的 150%。具体指标设计结果, 见表 1。

表 1 地表水水质指标

指标	设计参数	指标	设计参数
pH	7.8	溶解性总固体	758mg/L
硫酸盐	183mg/L	总硬度	375mg/L
SiO ₂	13.22mg/L	碳酸盐	325.12mg/L
COD	17.55mg/L	浊度	2NTU

使用凝结水, 主要选择各类污水进行净化处理, 处理完成的水质指标, 见表 2。

表 2 回用水水质指标

指标	设计参数	指标	设计参数
pH	6~9	总悬浮固体	0.1mg/L
总硬度	3.9mg/L	碱度	20.88mg/L
BOD	0.48mg/L	氯化物	9.56mg/L
COD	3.88mg/L	浊度	0.3NTU

凝结水处理完成后, 水内的硅含量不足 100mg/L,

成功处理了 COD，水硬度能够达到技术标准。

1.2.3 出水水质

依照化工生产的用水要求，设计脱盐处理后的出水水质检查参数，见表 3。

表 3 出水水质指标

指标	设计参数	指标	设计参数
pH	6~8	SiO ₂	≤ 0.02mg/L
总硬度	≤ 0.01mg/L	浊度	≤ 0.3NTU

脱盐装置进水压力设计值为 1.0MPa，进水温度设计参数为 35℃。

2 主要功能模块经济运行设计

2.1 预处理模块

2.1.1 模块功能

预处理模块的设置，主要有两个作用：其一，清除单个膜难以处理的污染成分，比如微生物、需要絮凝处理的杂物等。其二，减轻反渗透膜的处理压力，增强膜处理的有效性，控制反冲洗次数，控制脱盐装置整体运行成本。

2.1.2 多介质过滤器

此程序使用的填料类型较多，具体包括石英砂、活性炭等。在过滤器内放入填料，能够清除水内混合的悬浮物、有机物等各类成分。多介质过滤器运行时，能够有效控制水内污染物占比，显著控制水浊度。此程序操作简单，易于运维，是除盐水前期处理的关键流程。过滤器运行期间，运行温度介于 5℃ 至 60℃ 以内，运行压力不可大于 0.6MPa，填料层设计 1200mm，盐水过滤速度介于 18m/h 至 20m/h 以内，水洗强度处于 16L/m²s 至 18L/m²s 之间，水洗时间需要 6 至 8min。采取智能控制形式，从时间、流量等参数角度进行有效控制，以此保证多介质过滤器运行状态的管理效果。在各个产水管位置添加流量计，可动态获取处理流量^[3]。

2.1.3 超滤系统

此系统含有超滤设备、反洗程序、投药程序等多个组成。预处理后的水，在超滤处理完成时，能够有效降低水浊度，减少水内的 COD 含量，使出水能见度更好。系统设计时，超滤系统运行时，总进水处理速度应达到 2000m³/h，单套进水量应至少为 200m³/h，水温设计值为 25℃，出水 SID15 的设计值需 < 2，产水浊度目标值为 0.2NTU，单次过滤时间为 30min。

2.2 反渗透模块

在除盐系统内，反渗透装置较为关键，主要用于

处理盐水内的钠、氯等各类离子，能够有效去除绝大多数的电解质，减少水内高于 0.5nm 的杂质。相比其他膜过滤工艺具有一定差异性，在水质固定时，反渗透处理速度主要参考系统压力、进水通量两个参数。添加化学药剂能够有效清除此类污垢，保持膜的产水功能。依照化工企业生产实况，反渗透系统运行 60 至 90d 后，需开展一次化学清洗，去除反渗透膜表层的各类污垢。反渗透系统设计时，反渗透清洗设备添加了 2 台，化学清洗过滤设备配有 1 台。该系统运行时，水温设计值为 20℃，一二级系统回收率均为 85%，系统脱盐比例为 99%，一二级系统通量设计值分别为 21L/m³h、34L/m³h，一二级系统反渗透设施个数均为 6 个，一二级单组系统产水量分别为 270m³/h、230m³/h。

2.3 除碳模块

除碳程序主要用于处理水内的 CO₂，以此降低混床运行压力。在反渗透模块内成功清理了 CO₃ 离子，而尚未 CO₂ 处理。在产水内各类离子处于平衡状态，使产水酸碱值测定结果为“酸性”。空气内 CO₂ 浓度不高，除碳处理后会有一定量的 CO₂ 回流至环境中，离开水体。填料的使用，能够增大空气、水的相互接触区域，减少 CO₂ 回到空气内的处理时间。除碳处理后，产水内的 CO₂ 浓度最大值为 5mg/L。系统设计时，总共添加了 8 组除碳设备。

2.4 混床

混床是一个脱盐处理的精细处理程序，深层清除水内污染成分，获取符合系统使用的脱盐水。混床工艺参数：每组除碳设备的产水量为 230m³/h，阴、阳树脂回填高度分别为 1000mm、600mm，除碳过滤速度设计为 42m/s，再生时间为 1080h，再生酸、碱、水、空气的用量分别为 665kg、985kg、102m³、15.28Nm³，再生处理时间为 2h。系统设计时使用的再生混床，处理水的流程会进行离子交换。在交换剂使用完成时，对水进行沉降分层处理。沉降完成，在阴阳两个树脂位置，开展再生清洗处理。系统设计时，再生混床设计 6 台，每台设施的产水速度为 230m³/h。

2.5 加药模块

在适宜温度条件下，水内微生物繁殖速度极快。此类微生物繁殖期间，会出现生物絮凝现象。处理装置内输入一定量的水后，会因为微生物较强的繁殖能力，出现滤膜堵塞问题。为此，在处理各个流程中，增设加药程序，投药类型主要是氧化、非氧化两种杀菌剂，以此控制水内微生物数量。非氧化杀菌剂可选

择至少两种类型,进行交替使用,防止出现抗药问题。反渗透工艺中的浓水侧可能会出现盐水膜,此膜四周会有结晶、沉积等情况,降低反渗透膜的功能。可在污水处理之前的位置,添加阻垢剂的投药装置,以此防止盐水膜形成,提高膜系统运行能效,控制反洗次数。系统各处加药量设计,见表4。

表4 系统各处加药量设计

加药项目	超滤化学加强洗	反渗透除盐水	反渗透除盐水
HCL 加药量 /mg/L	750	2000	2000
NaOH 加药量 /mg/L	500	1000	1000

除 HCL、NaOH 两种药物外, NaClO 加入量为 3mg/L,阻垢剂添加量为 3mg/L,还原剂投药量为 5mg/L。

2.6 仪表控制

除盐水装置设计期间,采取控制系统、仪表测定的联合管理形式。在自动化系统的支持下,对于生产过程进行全面自动管控,以此保证生产指标的优化效果,确保生产装置处于平稳、高效的运行状态。使用 DCS 系统进行全面管控,实时反馈连锁问题、系统各位置的回收率、资源消耗量等。DCS 系统的功能模块有数据采集、模拟量分析等。管理人员可利用计算机,远程调控除盐水各个流程的仪表。

3 降本增效措施

其一,减少运维成本。脱盐水系统运行期间,需建立有效的绩效考核体系,合理控制化学药剂、各类物料的使用量,以此达到控本技术效果。借助定检、在线仪表监测等措施,实时获取原水质量。由于在除盐水处理之前,季节变化下会引起地表水质量发生变动,需适当改进超滤、反渗透各个环节的运行参数,合理调整药剂投加量,以此控制原水质量的变动性,尽可能地消除原水对处理设备形成的不利影响,降低膜受污染的可能性,减少超滤、反渗透清洗的次数,以此降低清洗药剂用量,切实延长超滤、反渗透各个模块的运行时间,有效压缩设备更换、运维产生的成本。

其二,膜污染防控。使用氧化性杀菌剂时,采取持续投加形式。而非氧化杀菌剂,设计的投加方式为“冲击式”。两种投药方式结合后,能够有效控制微生物的生长量,有效灭除产生抗药体质的微生物,切实减少膜受到的微生物污染。在超滤、反渗透两个程序中出现的膜污染问题,可参照污染类型,给出对应

的化学清洗方案。采取分段式、全程式等多种形式结合的方法,深度处理具有可逆性的污染问题,尽可能地恢复膜体过滤功能^[4]。

4 脱盐水装置的运行成本分析

①脱盐水装置运行时,处理每 t 原水需要 9.6 元成本,含有 20% 的固定成本、80% 的变动成本;

②凝结水替代一定量的地表水,产水成本从 1.40t/t 改变成 1.34t/t。此时,除盐水装置运行的变动成本可减去 0.5 元/t,即 $9.6 \times 80\% - 0.5 = 7.18$ 元/t;

③高效运行各个系统程序,控制离子交换器运行次数,减少酸碱中和量,能够减少酸用量。起初酸耗量为 0.148kg/t,优化系统后为 0.081kg/t,节省了 0.067kg/t。碱用量同样减少了 0.08kg/t。酸碱用量减少后,变动成本会 -0.15 元/t。此时变动成本为 $7.18 - 0.15 = 7.03$ 元/t;

④改进系统操作方案,控制泵启停次数,能够减少电耗量 0.14kWh/h,减少变动成本 0.1 元/t,即 $7.03 - 0.1 = 6.93$ 元/t;

⑤动态调整投药量参数,可减少 0.09 元/t 成本,即 $6.93 - 0.09 = 6.84$ 元/t;

⑥假设每日处理除盐水量为 3 万 t,每日总共节省的变动成本为: $0.5 + 0.15 + 0.1 + 0.09 = 0.84$ 元/t, 0.84 元/t $\times$ 3 万 t = 2.52 万元,每年可节省 $2.52 \times 332d = 836.64$ 万元。332d 是指除盐装置每年运行的 332 天。由此得出:在各类降本增效措施下,脱盐装置每年可减少 836.64 万元。

5 结论

除盐水装置系统设计期间,需要考虑各类关键参数的设计方法,从前期处理、反渗透、除碳等各个模块角度,逐一给出高效的、合理性的设计方案,以此保证除盐处理效果。在实际除盐装置运行中,引入了多种降本增效措施,成本减少了 836.64 万元/a 的运行成本,系统设计的经济性较好。

参考文献:

- [1] 任同伟,刘孟博.煤化工脱盐水中水回用工艺设计[J].安徽化工,2023,49(06):90-94.
- [2] 朱中原.无扰动快切装置在煤化工脱盐水中水回用系统中的应用[J].自动化应用,2023,64(12):61-64.
- [3] 樊小明.化工生产装置蒸汽凝液回收与利用[J].氮肥与合成气,2021,49(09):17-20.
- [4] 段付岗,赵新合.煤化工装置脱盐水的扩能改造[J].煤炭加工与综合利用,2019,(04):43-46+9.