

三甘醇脱水系统多因子协同 优化提升能效经济性

肖紫荆*, 卢宏涛, 吉喆, 叶鉴文, 张雅馨

(中石化川西天然气勘探开发有限公司, 四川 成都 611900)

摘要:以日处理量 220 万 m³ 的 X 脱硫站三甘醇(TEG)脱水系统为对象,构建“温度-流量-压力”多因子热力学耦合模型,提出基于水露点约束的协同优化路径。通过敏感性分析,揭示高压蒸气(52%)、燃料气(31%)及循环泵电能(17%)的能耗关联机制,并建立多目标优化函数。实验表明,将 TEG 循环量从 2 200 kg/h 降至 2 000 kg/h,汽提气量从 21 m³/h 优化至 7 m³/h、重沸器温度梯度调整为 183℃时,系统比功耗降低 17.8% (6.48×10⁻⁴ kWh/m³),年节约运行成本 22.51 万元,且水露点稳定于 -20℃以下。本研究为现有天然气脱水装置的能效提升提供了普适性方法论,推动高能耗工业从“单一节能”向“系统增效”转型。

关键词:三甘醇脱水系统;比功耗;多因子调控;节能优化;经济性分析

中图分类号:TE6

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2025)08-0251-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.08.044

Multi-factor synergistic optimization for enhancing energy efficiency and economy of triethylene glycol dehydration system

XIAO Zi-jing*, LU Hong-tao, JI Zhe, YE Jian-wen, ZHANG Ya-xing

(Sinopec Chuanxi Natural Gas Exploration and Development Co., Ltd., Chengdu 611900, China)

Abstract: This study focuses on a triethylene glycol (TEG) dehydration system at a certain desulfurization station with a daily processing capacity of 2.2 million cubic meters. A thermodynamic coupling model is established, which integrating temperature, flow rate, and pressure factors. A synergistic optimization pathway is proposed based on water dew point constraint. Sensitivity analysis reveals the energy consumption correlation mechanism among high-pressure steam (52%), fuel gas (31%), and circulation pump electricity (17%), leading to the establishment of a multi-objective optimization function. Experimental results demonstrate that through reducing TEG circulation rate from 2 200 kg/h to 2 000 kg/h, optimizing the stripping gas flow rate from 21 Nm³/h to 7 Nm³/h, and adjusting the reboiler temperature gradient to 183℃, the system's specific energy consumption decreases by 17.8% (6.48×10⁻⁴ kWh/m³), achieving annual operating cost saving of RMB 225 100 while maintaining water dew point stability below -20℃. This study provides a universal methodology for enhancing the energy efficiency of existing natural gas dehydration plants, advancing the transformation of energy-intensive industries from “single-factor energy conservation” to “systematic efficiency enhancement”.

Key words: triethylene glycol dehydration system; specific power consumption; multi-factor regulation; energy conservation optimization; economic analysis

在全球能源结构绿色转型与“双碳”目标双重驱动下,工业领域的节能降耗已成为破解环境约束、实现可持续发展的核心议题。天然气净化作为高能耗产业链的关键环节,其能耗强度直接影响行业减排进程。其中三甘醇(TEG)脱水系统因工艺成熟性占据主导地位,但其蒸气、燃料气与电耗的协同优化仍存在显著提升空间,设备和工艺系统中存在显著的节能潜力,需要深入挖掘^[1-2]。因此,推动天然气净化装置的节能改造具有重要的现实意义。然而,现有的节能措施大多依赖于软件模拟和工艺流程拟合。既有研究多聚焦于工艺模拟与设备升级,如张超^[3]通过流程拟合分析脱轻烃工艺能效,蒋洪

等^[4]基于数值模拟优化脱水参数。然而,这些模拟参数与实际生产过程之间存在一定偏差,难以完全指导生产实践。此外,新技术的引入往往伴随高昂的改造成本,制约规模化应用。因此,在现有装置框架内,通过精细化调控操作参数实现“降本-增效-减排”多维目标,成为更具现实可行性的研究方向。

天然气脱水是保障管输安全的核心工艺。原料气中饱和水蒸气在低温高压下易形成水合物,引发阀门堵塞与管线腐蚀风险^[5]。因此,天然气脱水的主要目的是确保在最高输送压力和最低环境温度下,天然气中的水分不会凝结成水合物。通常,管输

收稿日期:2025-02-24;修回日期:2025-06-09

作者简介:肖紫荆(1997-),女,硕士,工程师,研究方向为天然气净化,通讯联系人,xzj5652025@163.com。

天然气的露点温度应低于沿途最低环境温度 5~15℃^[6]。三甘醇因高吸水性、低挥发性和化学稳定性成为首选吸收剂,通过气液传质选择性脱除水分,经再生循环实现连续运行^[7]。然而,传统 TEG 工艺存在重沸器蒸气过量、汽提气利用率低等瓶颈,导致能耗居高不下。

本研究以日处理量 220 万 m³ 的 X 脱硫站为对象,针对其 TEG 脱水系统开展能效优化。通过热力学建模与参数敏感性分析,揭示重沸器温度、TEG 循环量及汽提气量的能耗关联机制,构建“温度-流量-压力”多因子调控模型。优化后系统比功耗降低 17.8%,年节约运行成本 22.5 万元,碳排放强度减弱,为实现“降本-增效-减排”协同目标、工业装置节能改造提供新思路。

1 脱水单元的工艺流程

如图 1 所示,来自上游的脱硫后湿天然气进入脱水塔(T-X01)。该脱水塔采用填料塔结构,湿天然气在塔内与高纯度三甘醇(TEG)逆流接触,通过物理吸收作用脱除天然气中的水分,使水露点降至-10℃以下,以满足管输要求。脱水后的天然气进入净化天然气分液罐(D-X01)脱除可能携带的 TEG,同时可以避免下游产品气管线受脱水塔操作波动的影响。从脱水塔底部流出的富 TEG 进入 TEG 闪蒸罐(D-X01),脱水塔的液位通过塔底富 TEG 管线上的液位调节阀进行精确控制。在闪蒸罐内,富 TEG 中溶解的天然气被闪蒸释放,闪蒸气体与再生废气混合后进入脱水废气分液罐(D-X04)进行气液分离。TEG 闪蒸罐设有液位控制系统,以确保在流量波动时维持 TEG 循环量的稳定。闪蒸后的富 TEG 输送至 TEG 再生塔(T-X01)顶部,与再生塔顶气进行换热升温,随后进入 TEG 三级过滤器,脱除其中可能累积的烃类物质及固体杂质,防止设备堵塞和效率下降。过滤后的富 TEG 进入贫富 TEG 换热器(E-X01),与贫 TEG 进行热交换,富 TEG 被加热至 175℃后进入 TEG 再生塔(T-X01)。在再生塔内,富 TEG 自上而下流经散堆填料层,进入 TEG 重沸器(E-X01)。重沸器采用电加热方式,将 TEG 加热至适宜温度,以脱除其中所含的水分和烃类杂质。TEG 再生塔顶部设有冷却盘管,利用来自 TEG 闪蒸罐的富 TEG 与再生气进行换热,产生回流液以减少 TEG 的损失。回流液向下流经一段散堆填料后与进料富 TEG 混合,塔顶气体与闪蒸罐顶气体混合后进入脱水尾气分液罐(D-

X04),分离后的废气被输送至尾气处理单元的焚烧炉进行无害化处理。重沸器中的 TEG 从釜内溢流堰上部流出,进入重沸器底部的 TEG 汽提塔(T-X03)。在汽提塔内,燃料气作为汽提气与 TEG 逆流接触,进一步脱除 TEG 中的残余水分,确保再生 TEG 的纯度。再生后的贫 TEG 流入 TEG 缓冲罐(D-X02),随后进入贫富 TEG 换热器和 TEG 后冷器(E-X03),冷却至约 45℃后经 TEG 循环泵升压,输送至脱水塔顶部完成循环。

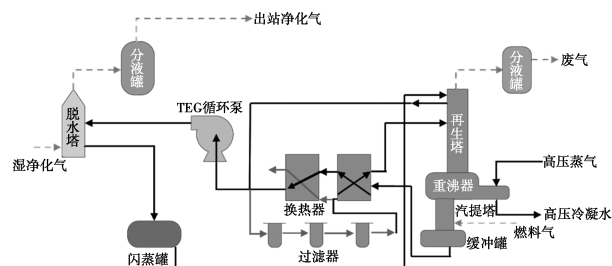


图 1 脱水单元工艺流程

此外,本单元还设有 TEG 回收罐,用于收集设备和液位仪表连通管排放的 TEG。TEG 回收泵将回收罐中的 TEG 送回 TEG 闪蒸罐(D-X01),实现 TEG 的高效回收和重复利用,进一步降低运行成本并减少环境污染。

2 工艺优化

2.1 脱水装置能耗构成及剖析

近年来,随着化学工业向大型化和低碳经济方向的发展,能耗计算的科学性和精确性显得尤为重要,这不仅能够反映所采用工艺技术的先进性,还能评估公用工程运行的合理性。化工生产的总能耗通常包括 2 部分:一是加工能耗,二是产品构成能耗。本文中所指能耗为加工能耗,即生产过程中所消耗的能源(燃料、电能和各种等级蒸气等)的直接能耗,以及耗能工质(循环冷却水、脱盐水、冷剂、污水处理、工业空气、仪表空气、氮气、工业水等)的间接能耗^[8]。

天然气脱水装置作为规模大、能耗高、具有高效功热转换体系且能量回收利用率高的典型化工装置,其能耗构成具有显著的代表性^[9]。以 X 脱硫站为例,脱水单元日均处理量达 220×10⁴ m³,能耗分布呈现典型“三高”特征:高压蒸气(4.1 MPa)占比 52%,用于重沸器内 TEG 富液再生;燃料气占比 31%,驱动汽提塔内残余水分脱除;电能占比 17%,主要消耗于 TEG 循环泵。热力学分析表明,蒸气与

燃料气的过量投入是能效瓶颈的核心,根源在于重沸器温度设定冗余、TEG 循环量超出传质需求、汽提气分布不均导致的能量散逸。

2.2 多参数协同优化与能效提升路径

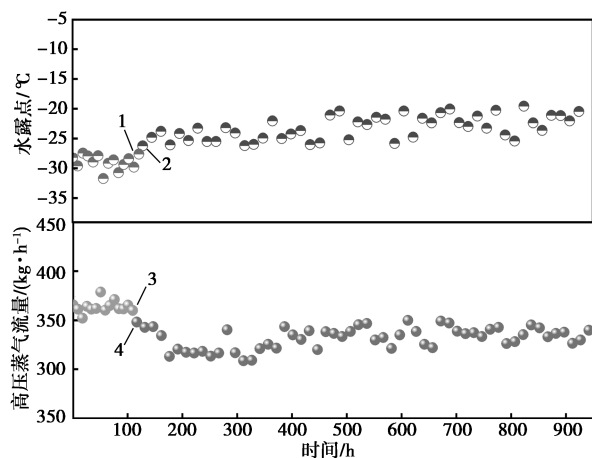
基于能耗热力学模型,本研究构建“温度-流量-压力”多因子优化框架,以水露点达标(冬季 $\leq -15^{\circ}\text{C}$,夏季 $\leq -10^{\circ}\text{C}$)为约束条件,开展三重关键参数调控:针对上述的工艺流程和能耗剖析,将 X 站的能耗设计参数列于表 1。

表 1 脱水单元能耗设计参数

名称	参数	名称	参数
设计规模/($10^4 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	220	汽提气流量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	19~25
TEG 循环量/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	2200	高压蒸气/($\text{t} \cdot \text{h}^{-1}$)	0.35
重沸器温度/ $^{\circ}\text{C}$	198	水露点/ $^{\circ}\text{C}$	≤ -10

已知 X 站处理气量较大,脱水单元处理的溶液循环量大。因此 TEG 系统所需的高压蒸气和汽提气,以及循环泵的流量也较大。在进行系统优化之前,水露点已经达到 -31.3°C ,远低于管输要求。为降低脱水单元装置用能,在保证水露点合格的前提下对脱水装置进行相关参数调节。前期的文献调研表明,在合理范围内适当降低 TEG 的循环量、重沸器温度、汽提气用量具有一定的节能效果。下面结合实际对天然气净化装置脱水工段进行了参数优化探究。

在天然气处理装置中,重沸器作为再生系统的核心设备,其温度梯度分布直接影响蒸气耗量与脱水效果。初始工况监测数据显示,当重沸器温度设定值维持在 193.5°C 时(图 2),蒸气耗量高达



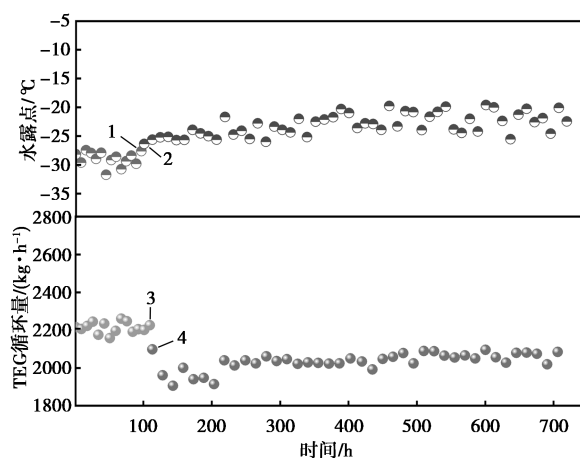
1—优化前水露点变化;2—优化后水露点变化;
3—优化前高压蒸气量;4—优化后高压蒸气量

图 2 优化前后的高压蒸气流量变化

383 kg/h,三甘醇贫液出口水露点低至 -31.3°C ,形成明显的过冷现象。不仅造成能源浪费,更导致三甘醇溶液在吸收塔内过早达到饱和状态,影响系统运行经济性。通过优化将蒸气量降至 333 kg/h,重沸器温度随之降至 183.5°C ,使蒸气耗量降低 13% (年节约蒸气 400 t),水露点回升至 -26.5°C ,仍较管输标准 -15°C 保持较高的安全裕度。此举消除局部过热造成的无效气化,提升蒸气潜热利用率。

在天然气三甘醇脱水工艺中,循环量的动态调控是平衡气液传质效率、设备能耗与系统安全性的关键控制维度。研究表明,当 TEG 循环量偏离最优区间时,将引发传质动力学与流体机械学的双重矛盾:过高流量($2\,200 \text{ kg/h}$)虽满足理论传质需求,但导致离心泵轴功率增加至 20.8 kW;而单纯追求低能耗将流量降至 $1\,800 \text{ kg/h}$ 时,虽泵功降低 12.5%,同时过滤器压差会持续上升导致气蚀,脱水塔持液量过低也会引发塔板干涸风险。这种粗放式单参数调控模式,暴露出传统控制策略在能效-安全-质量多目标协同上的固有缺陷。

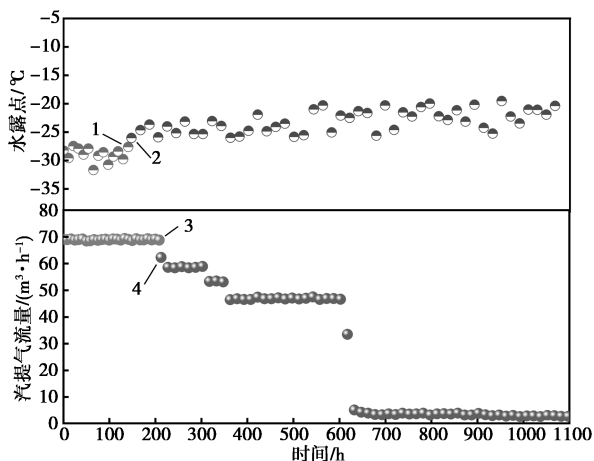
基于多参数耦合分析,本研究构建了循环量动态优化模型:通过建立泵功率-持液量-压差三维响应曲面,确定 $2\,000 \text{ kg/h}$ 为帕累托最优解;开发压差前馈补偿算法,将原料气含水量波动($\pm 20\%$)映射为 $\pm 2.5\%$ 的循环量自适应调节区间($1\,950 \sim 2\,050 \text{ kg/h}$)如图 3。工程验证表明,该策略实现三重突破:泵轴功率降至 18.9 kW (降幅 9.1%);填料塔持液量稳定 $\geq 45\%$;过滤器压差增幅减小,气蚀风险降低。这种多目标协同优化机制,为复杂工况下脱水装置的智能调控提供了新的方法论框架。



1—优化前水露点变化;2—优化后水露点变化;
3—优化前 TEG 循环量;4—优化后 TEG 循环量

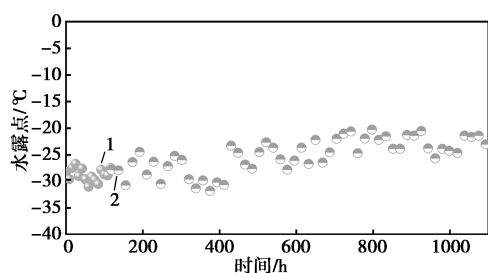
图 3 优化前后的 TEG 循环量

传统操作模式下,固定汽提气流量(21 m³/h)的设计虽能确保三甘醇贫液浓度达标,却导致系统燃料气消耗过高。本研究通过 TEG 循环量-重沸器热负荷耦合分析发现,当循环量从 2 200 kg/h 降至 2 000 kg/h 时,富液水含量降低,使得重沸器汽提气需求产生非线性衰减(图 4)。基于此,构建了汽提气动态调节模型:建立富液水含量-汽提气效率因子耦合,确定临界汽提气流量为 7 m³/h;开发再生温度前馈补偿算法,当 TEG 贫液浓度波动超过 ±0.2% 时,自动触发汽提气微调(±0.5 m³/h)。优化后水露点稳定于-20℃以下(图 5),为工艺弹性预留 5℃ 操作裕度,兼顾安全性与经济性。



1—优化前水露点变化;2—优化后水露点变化;
3—优化前汽提气流量;4—优化后汽提气流量

图 4 优化前后的汽提气流量



1—调试前出站水露点;2—调试后出站水露点

图 5 优化前后的水露点

3 能耗计算与能效评价

3.1 能耗核算方法与折算分析

为科学评估脱水装置能效水平,本研究依据 GB/T 50441—2007《石油化工设计能耗计算标准》、GB/T 2589—2008《综合能耗计算通则》及 SY/T 6331—2013《气田地面工程设计节能技术规范》,对

脱水单元进行全流程能耗核算^[10-12]。其中,加工能耗涵盖直接能源(燃料气、电力、蒸气),计算公式^[13]如下:

$$E = \sum_i^n M_i R_i + \sum_j^n Q_j \quad (1)$$

式中, E 为化工装置能耗,kgre; M_i 为输入的第 i 种燃料或输入、输出的第 i 种蒸气、电或耗能工质实物量(t、kWh、m³),输入实物量为正值,输出计为负值; R_i 为输入第 i 种燃料或输入、输出的第 i 种蒸气、电或耗能工质能耗折算值(kgoe/t、kgoe/kWh、kgoe/m³); Q_j 为装置与外界交换的第 j 种能源量(kgoe),向装置输入的消耗为正值,输出能量计为负值;kgoe 为千克标油,10 000 kJ。

结合上述能耗核算模型与燃料、蒸气、电和耗能工质的能源折算值对此次优化内容进行定量分析。燃料、电和耗能工质的能源折算值见表 2,蒸气的能源折算值见表 3。已知脱水单元的主要能耗为燃料气、4.1 MPa 高压蒸气以及循环泵所需电能。从表 2、表 3 工质折算中可得优化后节约的能耗见表 4。根据表 2 工业折算能耗表,以及工业能耗计算公式可以得出脱水单元 3 种主要能耗循环泵用电量、燃料气用量、4.1 MPa 蒸气用量经过优化之后能耗的降低情况。其中循环泵用电量受限于循环泵最低流量的限制,每小时节约 0.75 kWh,约合能量 2.7 MJ,合标煤 0.092 18 kg/h。降耗效果最为显著的是燃料气,节约了 14 m³/h,约合能量 604.248 MJ/h,合标煤 20.6431 kg/h;其次是 4.1 MPa 级蒸气,节约了 0.05 t/h,参考能耗工质折算表约合 171.531 3 MJ/h,6.285 5 kg/h。其中燃料气节能占整个单元的 76.4%,蒸汽与电能分别占 21.6% 和 2.0%。

表 2 燃料、电和耗能工质折算值

项目	标油折算值	能源折算值
标准油/t	100	41.868
标煤/t	700	29.308
气田天然气/m ³	0.85	35.59
电*/kWh	0.223	9.32

表 3 蒸气的能源折算值

蒸气压力/MPa	折算值/kgoe	折算值/MJ	范围/MPa
10.0	92	3.852	$P \geq 7.0$
5.0	90	3.768	$4.5 \leq P < 7.0$
3.5	88	3.684	$3.0 \leq P < 4.5$
2.5	85	3.559	$2.0 \leq P < 3.0$

表4 优化后节约能耗折算表

能耗类别	优化量	能源折算值	节省标油	节省标煤
电(P-201)/kW	0.75	2.7	0.06452	0.09218
4.10 MPa 高压蒸气/(t·h ⁻¹)	0.05	171.5313	4.4	6.2855
燃料气/(m ³ ·h ⁻¹)	17	604.248	3.4	20.6431
合计		778.4793	7.8645	11.23488

3.2 优化参数对能耗的敏感性分析

比功耗为能耗与产品流量的比值,反映了生产单位产品流量所需的能耗(此处指单位天然气处理量的能耗)。通过式(2)建立比功耗(ω)与关键参数(TEG循环量、汽提气量、蒸气流量)的关联模型^[14]:

$$\omega = \sum_{i=1}^3 W_i / V \quad (2)$$

式中, ω 为比功耗,kWh/m³; W_i 为第*i*个设备的功率,kW; $i=1\sim 3$,分别为TEG循环泵、汽提燃料气、4.1 MPa 高压加热蒸气; V 为天然气体积流量,m³/h。

由图6可知,经过TEG循环量、汽提气流量、高压蒸气流量三重因子的优化,使得脱水系统的能耗得到改善。由于生产数据的动态性使得能耗改善不太直观,对此本研究引入比功耗函数得知比功耗从 7.88053×10^{-4} kWh/m³降至 6.4776×10^{-4} kWh/m³,能耗改善显著。

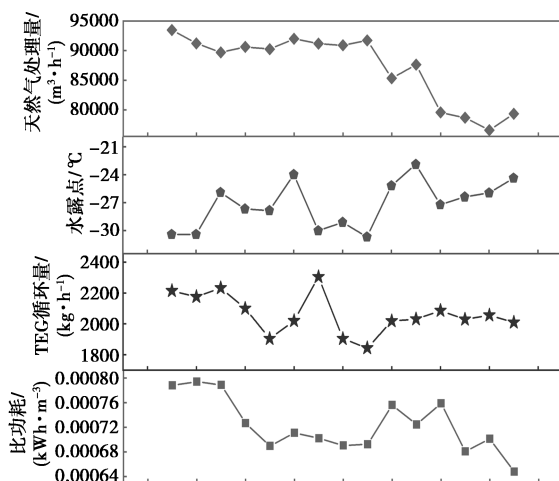


图6 比功耗和水露点随着天然气处理量、TEG循环量的变化

4 系统优化对装置经济性的改善

脱水单元的运行成本中,电量、高压蒸气以及燃料气仍然是最主要的3种能耗。根据X厂当地的工业能耗单价以及本次优化节约的能耗数据可得出

3种能耗的经济性改善效果。其中高压蒸气没有直接市场单价,故而转换为标煤后,按标煤单价计量。由表5可知,以工时8 000 h/a计,燃料气经济性改善最为显著,节约运行成本17.858 4万元/a,占本次节能收益的77.9%。其次是高压蒸气,节约运行成本4.324 4万元/a。

表5 优化后节经济效益折算

能耗类别	优化量	效益
电(P-201)/(kWh·h ⁻¹)	0.75	0.33
4.10 MPa 高压蒸气(t·h ⁻¹)	0.05	4.3244
燃料气/(m ³ ·h ⁻¹)	14	17.8584
合计	—	22.5128

5 结论

本研究基于X天然气脱硫站脱水单元运行数据,通过多维度解析与工艺优化,明确燃料气(占比76.4%)、4.1 MPa 高压蒸气及循环泵电能为装置核心能耗源。以水露点稳定低于管输限值($\leq -20^\circ\text{C}$)为约束,通过重沸器温度梯度调控降至 183°C 、TEG循环量动态适配约2 000 kg/h及汽提气流量优化降至 $7\text{ m}^3/\text{h}$,实现系统总能耗削减778.48 MJ/d,比功耗由 7.88×10^{-4} kWh/m³降至 6.48×10^{-4} kWh/m³(降幅17.8%),燃料气能耗占比主导地位。经济效益分析表明,年运行成本节约22.51万元,燃料气经济贡献率77.9%,印证参数精细化调控对边际成本控制的显著效能。研究证实,在现有装置框架内,通过热力学平衡与传质效率协同优化,可突破传统TEG工艺能效瓶颈,同步实现安全运行、经济效益与低碳目标。该成果为同类天然气脱水装置的节能改造提供了可行的技术路径,对推动行业绿色转型及高能耗工业领域的能效提升具有借鉴意义。

参考文献

- [1] 杜昌雄,侯雅雯,祝小虎,等.高酸性天然气脱硫脱碳装置化学处理过程能耗对比分析[J].当代化工,2024,53(11):2731-2735.
- [2] 潘向东,林万州,黄斌,等.延长高含硫天然气田机械密封运行周期技术研究[J].液压气动与密封,2023,43(2):120-124.
- [3] 张超.天然气液化及轻烃回收联合工艺开发及应用[J].现代化工,2021,41(2):246-250.
- [4] 蒋洪,王金波,单永康,等.天基于回归正交试验设计的三甘醇脱水装置能耗优化[J].现代化工,2020,40(1):215-219.
- [5] 胡建民,路万军,周均,等.管输初期天然气水露点超标问题及防治措施研讨[J].广州化工,2017,45(9):165-167.

(下转第260页)

表 5 改造前后全塔效率对比

效率	工艺包设计	改造前工况		改造后工况	
	100%	80%	100%	100%	125%
全塔效率/%	81	50	52	93	>100

7 结语

丙烯精馏塔因为特定的操作工况和产能需求,通常采用大塔径、低板间距和多溢流或多降液管的塔盘设计,对塔盘及其内件的设计提出了极高的要求。任何设计不合理都可能导致该塔操作效率严重下降,进而影响处理能力和产品指标。本次丙烯精馏塔的成功改造,充分证明了合理的塔盘设计是保障塔顶产品质量、塔釜循环丙烷中丙烯损耗和装置处理能力的关键,为装置的长周期、低能耗稳定运行提供了有力支撑,有效提升了企业的经济效益。

参考文献

- [1] 夏兵.丙烷脱氢(PDH)工艺技术及经济性分析[J].山东化工,2021,50(14):165-167.
- [2] Ang C P, Hou P C, Senthil K. Trays for mega towers[J]. Hydrocarbon Engineering, 2023, 28(3): 8-12.
- [3] 侯鹏成, 徐圣君, 马青茂, 等. OXO 低板间距异构物塔扩能改造[J]. 现代化工, 2023, 43(2): 223-226.
- [4] Fractionation Research Inc. 塔器设计手册[M]. 中国石化集团公司 F.R.I. 精馏协作组, 译. 北京: 中国石化出版社, 2005: 123-160.
- [5] Ang C P. High-capacity valves for distillation towers[J]. Petroleum Technology Quarterly, 2021, 26(5): 25-27.
- [6] 刘阁飞. 丙烯塔采用热泵工艺与常规精馏工艺的对比分析[J]. 现代化工, 2008, 28(1): 102-104.
- [7] Kister H Z, Summers D R. Troubleshooting and rectification of a giant C₃ splitter tower problem; Distillation Topical Conference, AIChE Spring Meeting[C]. 2014.
- [8] Kister H Z. Distillation operation[M]. McGraw-Hill: 1990.
- [9] Kister H Z, Larson K F, Madsen P E. Vapor cross flow channeling on sieve trays fact or myth[J]. Chemical Engineering Progress, 1992, 88(11): 86-93.
- [10] Kister H Z, Dionne R W, Stupin W J, et al. Preventing maldistribution in four-pass trays[J]. Chemical Engineering Progress, 2010, 104(4): 32-41.
- [11] Yang Q, Christian B, Hou P C, et al. Troubleshooting liquid side draw-off trays: The 12th international conference Distillation & Absorption[C]. 2022.
- [12] Kister H Z. Distillation troubleshooting[M]. John Wiley & Sons: 2006.
- [13] Ang C P, Lee S H. Advanced column internals for fouling towers[J]. Hydrocarbon Engineering, 2021, 26(7): 29-32.
- [14] Pilling M. Dealing with column fouling[J]. Petroleum Technology Quarterly, 2016, 21(1): 85-87.
- [15] Summers D R. Push valve experience on distillation trays; AIChE Spring Meeting[C]. 2005.
- [16] 毛克有, 冀红飞, 胡春峰, 等. 超大型丙烷丙烯分离塔运行故障诊断与改造[J]. 现代化工, 2022, 42(9): 219-222.
- [17] 姚克俭. 大流量高效 DJ 系列塔盘的开发及其工业应用; 全国精馏技术交流与展示大会[C]. 2008.
- [18] Summers D R. Harmonic vibrations cause tray damage; AIChE Annual Meeting[C]. 2003.
- [19] Hills P D. Designing piping for gravity flow[J]. Chemical Engineering, 1983, 90(18): 111-114.
- [20] Summers D R. A novel approach to quick sizing trayed towers; AIChE Spring Topical Conference[C]. 2011.
- [21] Lockett M J. Distillation tray fundamentals[M]. Cambridge University Press: 1986.
- [22] Harrison M E. Gamma scan evaluation for distillation column debottlenecking[J]. Chemical Engineering Progress, 1990, 86(3): 37-44.
- [23] Kister H Z. Use quantitative gamma scan to troubleshoot maldistribution on trays[J]. Chemical Engineering Progress, 2013, 109(2): 33-42. ■

(上接第 255 页)

- [6] Zou X M, Huang F X, Zhang L M, et al. Discussion on water dew point and hydrocarbon dew point of natural gas[J]. IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 2021, 651(3): 1-6.
- [7] Netusil M, Dittl P. Comparison of three methods for natural gas dehydration[J]. Natural Gas Chemistry, 2011, 20(5): 471-476.
- [8] 堵祖荫. 建立更加严格和科学的乙烯装置能耗计算体系与方法的探讨[J]. 当代石油石化, 2014, 22(1): 22-27, 34.
- [9] 赵志钧. 以碳减排为目的伴生气脱水脱烃工艺能耗优化研究[J]. 绿色低碳, 2024, 14(8): 97-101, 108.
- [10] 中国石油化工有限公司. GB/T 50441—2007 石油化设计能耗计算标准[S]. 北京: 中国计划出版社, 2008.
- [11] Banat F, Younas O, Didarul I. Energy and exergetic dissection of a natural gas sweetening plant using methyldiethanol amine (MDEA) solution[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2014, 16(1): 1-7.
- [12] Jones B, Nelson D. Finding benefits by modeling and optimizing steam and power systems[J]. Energy Technology, 2007, 33(7): 108-112.
- [13] 堵祖荫. 化工装置能耗的计算[J]. 化工与医药工程, 2018, 39(3): 59-68.
- [14] 曹蕴. 油田伴生气脱氮工艺参数及能效分析[J]. 石油石化节能与计量, 2024, 14(9): 59-64. ■