

天然气脱硫脱碳单元能耗分析与优化研究

朱洪林*, 李涛, 李静, 高阳, 罗威

(中国石油西南油气田公司川中油气矿, 四川遂宁 629000)

摘要:针对天然气净化厂脱硫脱碳单元能耗较高的问题,基于 Aspen Hysys 软件建立天然气净化厂脱硫脱碳单元流程模拟模型,模型计算误差小于 10.22%。通过对甲基二乙醇胺(MDEA)溶液质量分数等参数以湿净化气 H₂S 含量和工艺总能耗为目标函数进行单因素分析优化,优化结果表明,MDEA 溶液质量分数为 48%,MDEA 溶液循环量为 70 m³/h,MDEA 贫液进入吸收塔温度为 31℃,工艺总能耗较优化前下降了 461.68 kW。对脱硫脱碳单元进行焓分析,工艺流程总体焓效率为 15.29%,主要焓损来源于 MDEA 再生塔再沸器耗能 2 393.39 kW,占脱硫脱碳单元总能耗的 61.37%。研究结果对天然气脱硫工艺的节能降耗和技术改进提供指导方向。

关键词:天然气;流程模拟;热力学过程;优化设计;焓分析

中图分类号:TE6

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2026)S1-0363-07

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.S1.062

Energy consumption analysis and optimization of the natural gas desulfurization and decarbonization unit

ZHU Hong-lin*, LI Tao, LI Jing, GAO Yang, LUO Wei

(Central Sichuan Oil and Gas District, PetroChina Southwest Oil & Gas field Company, Suining 629000, China)

Abstract: Aiming at the problem of high energy consumption in the desulfurization and decarbonization unit of natural gas purification plants, a process simulation model of the unit was established based on Aspen Hysys software, with the model calculation error controlled within 10.22%. Taking the H₂S content in wet purified gas and the total process energy consumption as the objective functions, a single-factor analysis and optimization were conducted on parameters such as the MDEA solution concentration. The optimization results show that when the MDEA solution concentration is 48%, the MDEA solution circulation rate is 70 m³/h, and the temperature of the MDEA lean solution entering the absorber is 31℃, the total process energy consumption is reduced by 461.68 kW compared to that before optimization. Furthermore, an exergy analysis was carried out on the desulfurization and decarbonization unit, revealing an overall exergy efficiency of 15.29% for the process. The main exergy loss originates from the reboiler of the MDEA regenerator, which consumes 2393.39 kW, accounting for 61.37% of the total energy consumption of the unit. The research results provide a guiding direction for energy conservation, consumption reduction, and technological improvement of the natural gas desulfurization process.

Key words: natural gas; process simulation; thermodynamic process; optimization design; exergy analysis

能源作为支撑经济、社会发展的关键,既是经济结构转型的物质基础,也是推动“双碳”目标的重要领域^[1]。随着国家能源安全与低碳转型的需求,迫切需要开发清洁能源替代品来减少碳排放^[2]。天然气是绿色低碳能源的典型代表,主要由甲烷(CH₄)组成,使其具有高氢碳比(H/C)和高能量密度,相较于煤炭和石油等化石能源的碳排放量更低^[3]。我国天然气资源较丰富,其中四川盆地是国内最大的天然气生产基地,集中了我国大部分含硫天然气。针对含硫天然气的净化工艺,需要保证商品气达到硫化氢(H₂S)含量不高于 6 mg/m³、二氧化碳(CO₂)不高于 3.0%,符合一类气指标要求的前

提下,优化工艺过程能耗,从而提升天然气开发的经济效益^[4]。

高含硫天然气中的硫化物以 H₂S 为主,与 CO₂ 一起构成天然气中的主要酸性成分^[5]。H₂S 作为剧毒物质,会使催化剂中毒、燃烧后严重影响空气质量,最终危害人体健康^[6-7];CO₂ 会影响天然气的 H/C,降低燃料的热值,排放后将 对臭氧层造成破坏,加剧温室效应。同时,这些酸性成分与水结合后,会对设备与管道造成腐蚀^[8]。因此,脱硫脱碳工艺是天然气净化工厂的关键。

目前,国内外天然气脱硫脱碳工艺以醇胺法和 砷胺法占主导地位,两种方法均是向天然气中加入

收稿日期:2026-02-13;修回日期:2026-03-26

基金项目:中国石油西南油气田分公司川中油气矿 2025 年度科技项目计划项目(2025JH-2)

作者简介:朱洪林(1974-),男,本科,高级工程师,研究方向为天然气净化,通讯联系人,jhc_zhl@petrochina.com.cn。

吸收剂,实现对 CO₂ 和硫化物的脱除^[9]。其中醇胺法操作灵活性高,原料气适应范围更加宽泛且处理效率高,因此大规模用于化工行业中。醇胺法中脱硫脱碳常用的吸收剂有:一乙醇胺(MEA)、二乙醇胺(DEA)、甲基二乙醇胺(MDEA)等。与 MEA 和 DEA 相比,MDEA 因其化学稳定性好溶剂不易降解变质、能耗低、可选择性脱除 H₂S、腐蚀性小等优点,而被广泛使用^[10-12]。

在天然气 MDEA 法脱硫脱碳中,需要对脱除条件不断进行优化调整。肖荣鸽等^[13]基于 Hysys 软件构建了 DEA 法脱硫工艺模型,采用单因素法分析闪蒸压力、再生塔进料温度、再生塔回流比对工艺能耗的影响,结合正交试验多因素分析法优选出最佳工艺,最终将总能耗降低约 26%;李奇等^[14]应用 Hysys 软件建立了含硫天然气净化装置工艺模型,通过单因素方法研究原料气中 H₂S 体积分数、MDEA 质量分数、H₂S 负荷、汽提气流量对装置能耗的影响,得到关键参数后进行优化,优化结果能耗降低了 12.8%。周生懂^[15]利用 Hysys 软件构建了天然气脱硫脱水工艺流程仿真模型,分析了关键工艺参数对系统能耗的影响规律,并对净化厂系统的节能潜力进行了探讨。尹晓云等^[16]基于 Aspen Hysys 流程模拟软件,搭建含硫天然气净化厂脱硫单元稳态模拟模型,对脱硫单元的吸收塔塔板数、吸收塔压力、胺液循环量和胺液进料温度 4 个关键工艺参数进行了优化。目前 Aspen Hysys 主要用于石油天然气系统模拟,凭借丰富的组分库与热力学模型在全球石油石化模拟领域占重要地位。其中酸气-化学溶剂(Acid Gas-Chemical Solvent)物性包专用于胺液脱硫过程处理^[17],该物性包核心方程与模型分别为 Peng-Robinson 状态方程、Electrolyte NRTL 活度系数模型。Peng-Robinson 方程对于烃类混合物、酸性气体的气相平衡计算以及油、气、水 3 相系统处理均具有较高的可靠性和有效性,是工程中最常用的方程^[18]。Electrolyte NRTL 模型用于液相与非理想溶液体系的活度计算,通过二元交互参数来描述一对特定组分间的相互作用强度^[19],在吸收、再生环节提供关键的工艺指标。在模拟中,常将 Peng-Robinson 方程与 Electrolyte NRTL 模型组合使用以处理天然气脱硫脱碳等复杂过程。

节能降耗是化工企业可持续生产的重要前提,在化工生产过程中节能的根本在于降低能量的损失^[20],能耗评价的基本方法有热平衡分析法与焓平衡分析法^[21]。张生安等^[8]利用 Hysys 软件建立了天

然气脱硫脱碳与脱水工艺模型,基于夹点技术分析换热网络节能潜力,采用灵敏度分析考察了 MDEA 循环量对产品气组分的影响、三甘醇(Triethylene glycol, TEG)循环量对系统性能的影响,优化得到的方案最大节省能量为 2 795.41 kW;冯梁俊等^[22]基于 Hysys 软件建立了天然气处理模型,采用焓分析法确定关键耗能单元,并采用敏感性分析与 Box-Behnken 设计,优化后年节能 1.134×10⁷ kW·h,减排 CO₂ 共 2 100 t。传统的过程能耗评价指标主要围绕在 CO₂ 排放量以及冷热负荷的绝对值上,只能反应能量的数量。而焓分析从能质的角度出发,不仅考虑了能量的数量,同时也考虑了能量的可利用程度,能够衡量能量的有效利用程度^[23]。通过焓分析计算流程的焓效率,才能客观评价设备是否存在节能空间,为系统优化提供明确方向。

本文基于 Aspen Hysys 流程仿真模拟软件,使用 Peng-Robinson 方程与 Electrolyte NRTL 模型计算物性数据,对磨溪天然气净化厂脱硫脱碳工艺流程展开模拟,将模型计算值与实际工业数据进行模型准确性对比。针对 MDEA 溶液质量分数、MDEA 溶液循环量、MDEA 溶液进入吸收塔温度和再生塔塔顶压力参数以脱硫单元能耗和再生酸气质量为目标函数进行单因素分析优化,降低过程能耗和提升净化气质量。再结合焓分析技术,对脱硫脱碳工艺的关键焓设备进行识别,为天然气脱硫脱碳工艺节能减排和技术改进提供理论指导。

1 天然气脱硫脱碳模型构建

1.1 天然气脱硫脱碳进料条件

本研究中原料天然气进料流量为 300×10⁴ m³/d (20℃, 101.325 kPa 标准状态下),进料压力为 6 200 kPa,进料温度为 30℃,进料组成如表 1 所示。采用 MDEA 溶剂进行脱硫脱碳处理。

表 1 原料天然气进气组成

原料气组成	摩尔含量/%	原料气组成	摩尔含量/%
CH ₄	95.755	He	0.013
C ₂ H ₆	0.105	H ₂	0.003
CO ₂	2.641	N ₂	0.653
H ₂ S	0.830		

1.2 物性及热力学状态方程

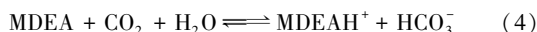
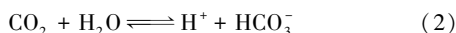
热力学模型的选择通常要考虑流程中混合物的性质、压力和温度范围,还有是否可能发生相变等因素^[24]。本研究考虑到脱硫装置进料气高含硫的特性及脱硫胺液适配性,仿真模拟流程的物性模型选

定为酸气-化学溶剂(Acid Gas-Chemical Solvents)物性包。Aspen Hysys 酸性气体脱除工艺流程使用酸气-化学溶剂物性包来模拟工艺物流中 H₂S、SO₂、CO₂ 和硫醇等酸性气体的脱除,该物性包整合了天然气脱酸性气过程中的各类化学反应数据。酸气-化学溶剂物性包以 Peng-Robinson 状态方程描述气相,以电解质非随机双液(Electrolyte NRTL)活度系数模型描述电解质热力学^[25]。Peng-Robinson 状态方程是一种常用于描述高温高压下天然气系统热力学性质的数学模型,在 Aspen Hysys 中经过优化后^[26],能很好地适用于多相体系。

1.3 天然气脱硫脱碳建模

1.3.1 建立装置模拟流程

MDEA 选择性脱硫工艺流程是基于 MDEA 溶液与酸气(H₂S、CO₂)的反应设置的,MDEA 与 H₂S 的反应为式(1),与 CO₂ 的反应为式(2)~式(4)。



在高压和常温条件下胺液吸收天然气中的酸气,在低压和高温条件下使胺液吸收的酸气逸出,再生的胺液可循环使用。因此尽管使用不同 MDEA 溶液配方,其基本工艺流程相同。MDEA 胺法装置的主要设备有吸收塔(使 MDEA 溶液脱除天然气中酸气),再生塔和再沸器(使 MDEA 溶液中酸气析出),闪蒸罐(降低析出酸气中烃含量),换热和冷凝器(调节胺液温度),气、液分离器和过滤器以及使溶液循环的泵等。

本研究采用的脱硫脱碳工艺流程如图 1 所示,脱硫脱碳单元采用甲基二乙醇胺(MDEA)溶液作脱硫剂,脱除原料天然气中绝大部分 H₂S 与 CO₂,经脱除酸性气体处理后的湿净化气,将输送至下游关联装置进行进一步处理。吸收了酸性气体的 MDEA 富胺液进入闪蒸系统与再生系统进行溶剂再生,再生后的溶液返回装置吸收塔重新参与吸收过程,形成溶剂循环使用。富胺液再生过程中产生的酸气,通过管道输送至硫磺回收装置进行进一步处理;闪蒸过程中分离出的闪蒸气,则被引入工厂燃料气系统作为燃料气使用,充分利用贫液热量。

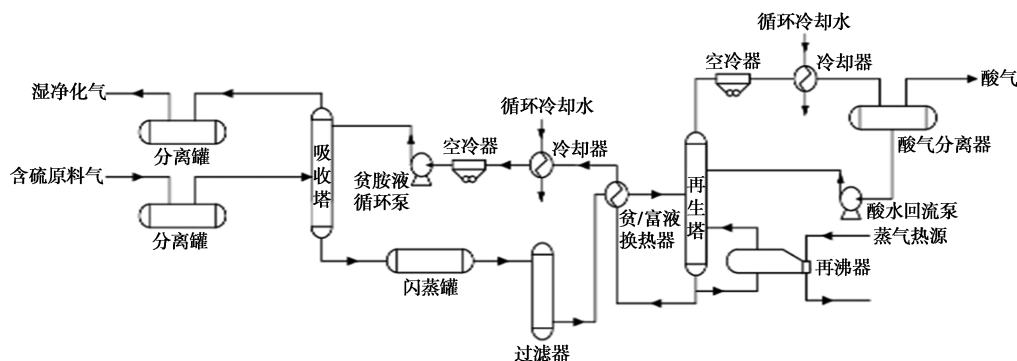


图 1 天然气脱硫脱碳工艺流程简图

利用 Aspen Hysys 软件,选用酸性气体-化学溶剂物性包来模拟天然气净化厂 MDEA 法脱硫工艺,建立的天然气净化厂脱硫单元模拟流程如图 2 所示

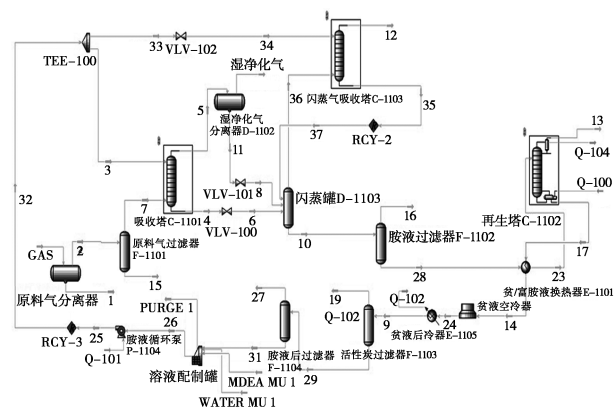


图 2 天然气脱硫脱碳模拟流程图

示,研究 MDEA 循环量、MDEA 质量分数、吸收温度等参数对脱硫脱碳装置能耗的影响,模拟中,原料气流量等参数与装置生产数据相一致,以实际工业数据作为模型参数输入值,如表 2 所示。

表 2 脱硫单元实际运行参数与 Hysys 模型参数设置

工艺控制参数	现场	模型	备注
	运行值	设计值	
原料气流量/(×10 ⁴ m ³ ·d ⁻¹)	300	300	
原料气进气压力/kPa	6200	6200	
原料气进气温度/℃	30	30	
吸收塔塔板数/块	18	14	模型设计塔板数为理论塔板数
再生塔塔板数/块	22	12	模型设计塔板数为理论塔板数

续表

工艺控制参数	现场运行值	模型设计值	备注
MDEA 溶液循环量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	75	75	
MDEA 溶液质量分数/%	42~52	45	
贫液入塔温度/ $^{\circ}\text{C}$	30~45	30	
吸收塔压差/kPa	6~18	10	
闪蒸塔压力/MPa	0.55~0.65	0.62	
再生塔压差/kPa	8~20	20	
再生塔塔顶温度/ $^{\circ}\text{C}$	100~115	109	

1.3.2 装置模拟模型有效性评价

模拟值与现场值的对比见表 3。从表 3 可以看出,模拟模型湿净化气中 CO_2 摩尔体积分数为 1.92%,与真实值 1.817% 接近,相对误差为 5.67%,湿净化气中的 H_2S 摩尔浓度为 $1.67 \text{ mg}/\text{m}^3$,与真实值 $1.86 \text{ mg}/\text{m}^3$ 接近,相对误差为 10.22%,再生酸气中 H_2S 摩尔分数为 36.65%,与真实值 40.19% 接近,相对误差为 8.81%,模拟值与现场操作值相近,相对误差均在 10.22% 以内,表明所构建的模型可真实反映天然气脱硫过程,所构建模型可用于进一步研究分析。

表 3 模拟值与现场值的对比

工艺参数	现场运行值	模拟计算值	相对误差/%	
原料气	H_2S 摩尔分数/%	0.802	0.802	0
	CO_2 摩尔分数/%	3.165	3.165	0
湿净化气	H_2S 含量/($\text{mg} \cdot \text{m}^{-3}$)	1.86	1.67	10.22
	CO_2 摩尔分数/%	1.817	1.92	5.67
酸气	H_2S 摩尔分数/%	40.19	36.65	8.81

2 过程能耗评价及优化

2.1 单因素分析

天然气净化厂脱硫单元的能耗主要由重沸器热负荷、循环泵负荷及各冷却器热负荷组成,将重沸器热负荷、循环泵负荷及各冷却器热负荷之和定义为工艺总能耗^[13],定量分析吸收塔压力、胺液循环量、贫胺液进料温度、原料气温度等因素对工艺总能耗和净化气中 H_2S 含量的影响,为下一步选择优化参数建立能耗评价模型提供参考。

2.1.1 MDEA 溶液质量分数

将其他参数保持为表 2 的默认设置,使 MDEA

溶液质量分数在 42%~52% (质量分数) 范围内变化, MDEA 质量分数对湿净化气中 H_2S 含量的影响如图 3 所示。随着 MDEA 溶液质量分数从 42% 增加至 52%, 湿净化气中 H_2S 含量从 $2.65 \text{ mg}/\text{m}^3$ 降低至 $1.51 \text{ mg}/\text{m}^3$, 工艺总能耗从 13 164.9 kW 降低至 12 987.2 kW, 所有工况下净化气中 H_2S 含量均满足《天然气》(GB 17820—2018) 一级气质中 H_2S 含量 $< 6 \text{ mg}/\text{m}^3$ 的要求。这是因为 MDEA 质量分数提高, 传质推动力增强, 反应速率提高, 使净化气中 H_2S 残留量随之降低。由于随着 MDEA 溶液质量分数的升高, 溶液粘度也随之增大, 为保证在实际工程中的应用, 选用质量分数 48% 的 MDEA 溶液较为合适。

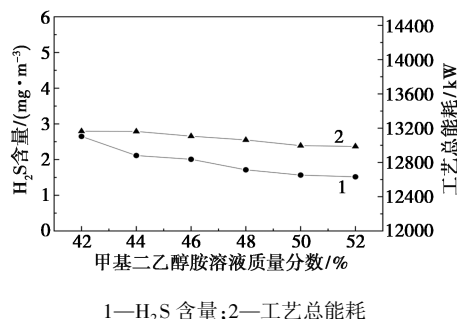


图 3 MDEA 质量分数对工艺净化效果和能耗的影响

2.1.2 MDEA 溶液循环量

将其他参数保持为表 2 的默认设置, 调整 MDEA 循环量在 $70 \sim 75 \text{ m}^3/\text{h}$ 范围内变化, MDEA 溶液循环量对工艺净化效果和能耗的影响如图 4 所示。MDEA 循环量的大小不仅影响天然气的净化度, 而且影响再生塔的能耗。当 MDEA 循环量由 $70 \text{ m}^3/\text{h}$ 增大至 $75 \text{ m}^3/\text{h}$ 时, 湿净化气中 H_2S 含量从 $2.73 \text{ mg}/\text{m}^3$ 降低至 $1.96 \text{ mg}/\text{m}^3$, 工艺总能耗由 12 783.7 kW 增大至 14 734.3 kW, 该阶段循环量的提升主要为能耗增加因素。因此, 在后续研究中, 可选用 $70 \text{ m}^3/\text{h}$ 的溶液循环量。

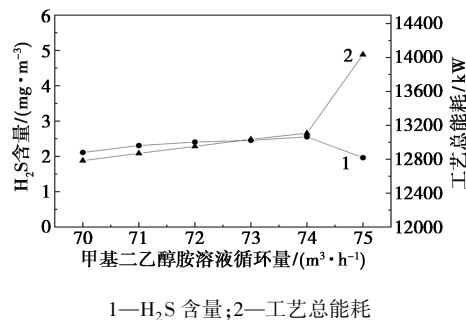


图 4 MDEA 循环量对工艺净化效果和能耗的影响

2.1.3 MDEA 溶液进入吸收塔温度

MDEA 吸收酸气为放热反应,降低溶液入塔温度减缓 CO_2 在胺液中反应速度,提高胺液选择性。将其他参数保持为表 2 的默认设置,调整 MDEA 溶液进入吸收塔的温度范围为 $25 \sim 35^\circ\text{C}$,MDEA 溶液入塔温度对工艺净化效果和能耗的影响如图 5 所示。随着 MDEA 入塔温度从 25°C 升高至 35°C ,湿净化气中 H_2S 含量 $1.81 \text{ mg}/\text{m}^3$ 升高至 $2.89 \text{ mg}/\text{m}^3$,工艺总能耗由 $13\,558.97 \text{ kW}$ 减小至 $12\,815.32 \text{ kW}$ 。因此,在后续研究中,可选择 MDEA 溶液进入吸收塔的温度为 31°C 。

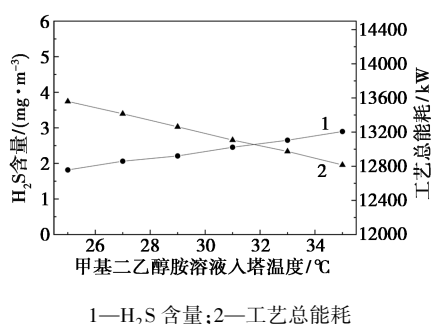


图 5 MDEA 入塔温度对工艺净化效果和能耗的影响

2.1.4 优化方案对比分析

优化前后运行参数及工艺总能耗数据如表 4 所示。由表 4 可知,优化后工艺总能耗较优化前下降了 461.68 kW ,此时对应的 MDEA 溶液质量分数为 48% ,MDEA 溶液循环量为 $70 \text{ m}^3/\text{h}$,MDEA 贫液进入吸收塔温度为 31°C 。

表 4 优化前后运行参数及工艺总能耗对比

	MDEA 溶液 质量分数/ %	MDEA 溶液 循环量/ $(\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1})$	MDEA 贫液 进入吸收塔 温度/ $^\circ\text{C}$	工艺 总能耗/ kW
优化前	45	75	30	13106.59
优化后	48	70	31	12644.91

2.2 脱硫脱碳单元能耗评价及优化

2.2.1 能耗评价模型构建

在工艺过程能效评价中,单纯以总能耗作为衡量指标往往存在一定的局限性。传统能耗分析只能反映系统的能源输入与消耗的数量关系,却难以揭示能量在利用过程中的质量差异和不可逆损失情况。而焓分析作为一种基于热力学第二定律的评价方法,能够更为客观、真实地反映工艺过程中能量的利用效率^[27]。

对于天然气净化这一典型高能耗过程而言,单纯的能耗指标可能低估了热力学不可逆过程造成的能效损失,而焓分析则可以定量指出吸收再生过程的效率瓶颈所在。这种方法不仅能全面评价系统的运行状态,还能为后续的节能改造与工艺优化提供科学依据。

因此,将焓分析引入到天然气净化工艺的模拟与评价中,不仅能够突破传统能耗分析的局限,也能够为能效提升、节能降耗和绿色低碳发展目标的实现提供坚实的理论支撑。计算公式如式(5)~式(9)所示。

物流焓

$$Ex = Ex_{\text{physical}} + Ex_{\text{chemical}} + Ex_Q \quad (5)$$

物理焓

$$Ex_{\text{physical}} = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (6)$$

化学焓

$$Ex_{\text{chemical}} = F(X_{0,L} \sum_{i=1}^n x_{0,i} Ex_{\text{ch},i}^{\text{OL}} + X_{0,V} \sum_{i=1}^n y_{0,i} Ex_{\text{ch},i}^{\text{OV}}) \quad (7)$$

热焓

$$Ex_Q = Q(1 - T_0/T) \quad (8)$$

热力学效率

$$\eta = (Ex_{\text{product}}/E_{\text{in}}) \times 100\% \quad (9)$$

式中, H 和 H_0 分别为进料焓流量和标准状态下的焓流量, kW ; S 和 S_0 分别为进料的熵和标准状态下的熵流量, kW/K ; F 为流股的摩尔流量, kmol/h ; $x_{0,L}$ 和 $x_{0,V}$ 为液相和气相分率,%; $y_{0,i}$ 和 $x_{0,i}$ 为组分 i 的液相分率和气相分率,%; $Ex_{\text{ch},i}^{\text{OL}}$ 和 $Ex_{\text{ch},i}^{\text{OV}}$ 为组分 i 在液相和气相中的标准化学能, kJ/kmol 。

本研究基于流程模拟软件搭建脱硫脱碳单元模型的模拟结果,按上述公式计算各物流的物理焓、化学焓以及热焓,按设备拆分焓损失,识别高损失环节。

2.2.2 能耗评价模型优化计算

采用焓分析方法,分别核算出各单位能耗、综合能耗以及综合焓效率,天然气脱硫脱碳单元能耗情况如表 5 所示。能量消耗工艺设备主要包括贫液冷却器、贫液空冷器、再生塔顶冷凝器、再生塔底重沸器和贫液输送提升泵,耗能载体包括电、热等。设备运行能耗主要取决于设备性能和操作条件,溶液循环能耗由溶液循环量和溶液质量分数决定。

由表 5 可知,脱硫脱碳单元输入流股有:原料气、补充水、补充 MDEA,其中原料气能耗最高为 580 kW ,补充 MDEA 能耗最低为 0.18 kW ;湿净化气作为唯一的输出流股,能耗为 596.2 kW ;脱硫单

表 5 脱硫脱碳单元能耗计算表

流通股(进)/kW		流通股(出)/kW		热烟/kW		废气、废液烟/kW		电烟/kW	
原料气	580	湿净化气	596.2	E101 冷却器	71.59	闪蒸燃料气	249	P-100 泵	234.21
补充水	0.32			空冷器	-55.2	PURGE	0.1861		
补充 MDEA	0.18			冷凝器	675.40	酸气	-0.63		
				T-102 再生塔重沸器	2393.39	分离燃料气	576.8		

元中产生热烟的设备有: E1105 冷却器、空冷器、冷凝器、重沸器, 其中重沸器能耗最高为 2 393.39 kW、空冷器能耗最低为 -55.2 kW; 废气、废液有: 闪蒸燃料气、MDEA 放空流股、酸气、分离燃料气, 其中分离燃料气能耗最高为 576.8 kW, 酸气能耗最低为 -0.63 kW; 脱硫单元中仅由 P-100 泵产生电烟, 能耗为 234.21 kW。

由表 6 可知, 脱硫脱碳单元的综合能耗为 3 303.72 kW, 烟效率 15.29%。换热设备能耗 3 085.21 kW, 其中 MDEA 再生塔再沸器耗能 2 393.39 kW, 占总热烟的 77.58%、占脱硫脱碳单元总能耗的 61.37%。根据上述计算和分析结果发现, 天然气脱硫脱碳流程中 MDEA 再生塔底再沸器的热烟在工艺的综合能耗占比较高, 需要对相关联的参数进行调整, 以优化再沸器的能耗水平, 达到降低综合能耗的目的。

表 6 脱硫脱碳单元能耗统计表

流通股 (进)/ kW	流通股 (出)/ kW	热烟/ kW	废气、 废液烟/ kW	电烟/ kW	烟损/ kW	烟效率/ %
580.50	596.2	3085.21	825.36	234.21	3303.72	15.29

再沸器能耗过高分析其原因是: MDEA 溶液质量分数较低; 随着 MDEA 质量分数升高溶剂中的水含量减少, 在再生塔中, 加热这些水到沸腾需要消耗大量显热, 提高浓度可以减少单位酸气去除量的溶剂总质量, 从而降低重沸器负担; MDEA 循环量较大: 重沸器的能量主要用于产生蒸汽作为剥离气, 如果循环量过大, 大量的能量被浪费在加热多余的显热上, 因此寻找最小 MDEA 循环量可降低再沸器能耗, 提高脱硫单元烟效率; 回流比需要优化: 在再生塔中顶部的冷凝回流主要是为了防止胺液损失, 但回流水进入塔内后最终又要在重沸器里被重新汽化, 在保证塔顶出口气温度的前提下尽量减小回流比, 回流越小重沸器消耗在水循环上的潜热

就越少。

根据上述分析, 可通过适当提高 MDEA 溶液浓度、降低 MDEA 循环量、减小回流比, 以此降低重沸器能耗从而提升天然气脱硫脱碳单元的烟效率。

3 结论

为研究天然气净化厂脱硫脱碳单元能耗特性并挖掘节能潜力, 基于 Aspen Hysys 软件构建以 MDEA 为吸收剂的脱硫脱碳模型, 结合现场运行数据验证模型可靠性, 通过单因素分析与烟分析方法相结合的手段, 系统探究关键工艺参数对能耗及净化效果的影响机制, 得出以下主要结论。

(1) 所建立的 Aspen Hysys 工艺模型经现场数据验证, 相对误差均控制在 11% 以内, 满足能耗分析与优化研究的实际需求, 可作为后续工艺优化的可靠模拟工具。

(2) 单因素分析结果明确了 MDEA 溶液质量分数、循环量及贫液进料温度等关键参数对系统能耗和净化效果的核心影响规律; 引入烟分析方法后, 进一步揭示了单元能量利用的薄弱环节——再生塔底再沸器为能耗最高设备, 其热烟占单元总能耗的 61.37%, 是节能优化的核心。当前单元烟效率仅为 15.29%, 表明系统存在显著的能量贬值与不可逆损失, 具备较大的节能改造空间。

(3) 优化分析表明, 通过适度提高 MDEA 溶液质量分数、在确保净化指标达标前提下合理降低胺液循环量、优化再生塔回流比等协同措施, 在本研究中, 选择 MDEA 溶液质量分数为 48%, MDEA 溶液循环量为 70 m³/h, 可有效降低再沸器热负荷, 显著提升系统整体烟效率, 实现节能降耗的核心目标。

综上, 本文所构建的模拟与烟分析相结合的评价方法, 能够更全面、深入地揭示天然气脱硫脱碳过程的能耗结构与薄弱环节, 为实际生产中的工艺参数优化与节能改造提供了明确方向与理论依据, 对推动天然气净化行业的绿色、低碳与高效发展具有积极的工程应用价值。

参考文献

- [1] 彭天瞳.高含硫天然气醇胺法脱酸气工艺模拟及参数优化[D].西安:西安石油大学,2026.
- [2] 王靖毓.基于醇胺法的天然气脱碳与CO₂提纯模拟优化研究[D].西安:西安石油大学,2026.
- [3] 贾爱林,王国亭,李易隆.中国天然气开发形势与远景展望[J].天然气工业,2025,45(5):31-42.
- [4] 王丹阳.高酸性天然气脱硫脱碳装置能耗对比分析[D].成都:西南石油大学,2020.
- [5] 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.
- [6] 薛家焯,姚芊羽,宋瑜森,等.脱硫技术研究进展[J].广州化工,2025(8):20-23.
- [7] 周新.天然气脱硫脱碳工艺综述[J].化工设计通讯,2017,43(3):11,32.
- [8] 张生安,温欣,陈星,等.天然气脱硫脱碳和脱水工艺的节能模拟与优化[J].石化技术与应用,2024,42(5):364-370.
- [9] 肖俊,高鑫,熊运涛,等.天然气脱硫脱碳工艺综述[J].天然气与石油,2013,31(5):34-36,40.
- [10] 肖荣鸽,庄琦,王栋,等.基于软件模拟的天然气醇胺法脱硫脱碳工艺研究进展[J].天然气化工—C1化学与化工,2021,46(4):21-26.
- [11] 成庆林,刘鹤皋,孟岚,等.天然气醇胺法脱硫工艺碳排放分析与优化[J].当代化工,2023,52(6):1389-1395.
- [12] 王开岳.天然气脱硫脱碳工艺发展进程的回顾——甲基二乙醇胺现居一支独秀地位[J].天然气与石油,2011,29(1):15-21.
- [13] 肖荣鸽,庄琦,王梦霞,等.基于正交试验的天然气脱硫工艺优化[J].天然气化工,2021,46(5):129-134.
- [14] 李奇,姬忠礼,段西欢,等.基于Hysys建模的含硫天然气净化装置能耗分析[J].油气储运,2011,30(12):941-944.
- [15] 周生懂.基于Hysys的天然气脱硫工艺模拟分析[J].石油工业技术监督,2025,41(7):47-51.
- [16] 尹晓云,李静,林冬,等.基于正交试验的天然气脱硫工艺多目标优化[J].石油与天然气化工,2024,53(5):138-146.
- [17] 昌兴文,刘统华,刘欢,等.Aspen Hysys在模拟炼油厂干气MDEA脱硫过程中的应用[J].中外能源,2022,27(10):94-98.
- [18] 肖健,文韵豪,崔兰德,等.英买力油气处理厂工艺模拟与分析[J].石化技术,2018,25(11):81-82.
- [19] 徐建新.尿素生产低常压回收系统及解吸塔的模拟分析[D].天津:河北工业大学,2013.
- [20] 徐海,王玲.化工生产过程中的能耗分析与节能措施研究[J].化工管理,2016(30):159.
- [21] 高建,廖传华,黄振仁.化工生产过程中的能耗分析与节能[J].节能,2003(1):27-29.
- [22] 冯梁俊,彭星煜,蒋炜,等.基于焓分析的天然气处理厂增压系统节能优化[J].石油与天然气化工,2025,54(4):146-152.
- [23] 张扬.天然气净化厂能量系统优化研究[D].北京:中国石油大学(北京),2026.
- [24] Edwards J.Process modelling selection of thermodynamic methods [C].UK:ChemCAD Seminar,2000.
- [25] Song Y,Chen C C.Symmetric electrolyte nonrandom two-liquid activity coefficient model [J].Industrial and Engineering Chemistry Research,2009,48(16):7788-7797.
- [26] 蒋沁焜.基于LNG冷能的精馏型碳捕集流程构建及其性能分析[D].杭州:浙江大学,2024.
- [27] Enrico S,Gran W.A brief commented history of exergy from the beginnings to 2004 [J].International Journal of Thermodynamics,2007,10(1):1-26. ■
- (上接第362页)
- (3)与天然气置换相比:氮气封存耗氮一致;H₂因粘度小,置换耗时短2 h;气头到达时间曲线斜率随里程递减;升压阶段3.0 MPa前H₂耗气量与耗时大于天然气,3.0 MPa后反之,且H₂耗气量曲线斜率随压力上升减小。
- (4)湍流条件下,H₂-N₂混气段增长由湍流扩散与速度剖面共同驱动,FLUENT模拟结果相较于经验公式更短;混气段增长速率随浓度梯度减小而减缓,10、100 km里程内混气段预测长度分别为141.8~165.8 m、350~560 m。
- 参考文献
- [1] 王艺,刘洋,薛文第.大口径氢气长输管道投产混气规律研究[J].中国安全生产科学技术,2024,20(8):88-95.
- [2] 付春丽.输气管道氮气置换混气长度的影响因素[J].油气储运,2011,30(2):94-96,76.
- [3] 叶恒,李光越,刘钊,等.中俄东线大口径输气管道的投产气体运移规律及注氮量优化[J].天然气工业,2020,40(9):123-130.
- [4] 方磊,白道然,侯鹏坤,等.长输天然气管道投产氮气运移规律研究[J].油气田地面工程,2022,41(10):85-89,95.
- [5] 戚广超.天然气长输管道投产氮气置换[J].中国石油和化工标准与质量,2020,40(18):43-44.
- [6] 张鹏云,薛继军,武喜怀,等.天然气管道投产置换过程模拟实验研究[J].西安石油大学学报(自然科学版),2006,(6):49-52,116.
- [7] 孙勇,赵国辉,游泽彬,等.中俄东线中段天然气管道投产技术探讨[J].油气储运,2022,41(11):1312-1318.
- [8] Taylor G I.The dispersion of matter in turbulent flow through a pipe [J].Proceedings of the Royal Society of London.Series A.Mathematical and Physical Sciences,1954,223:446-468.
- [9] 丁乙,常兴,汪春付.淄莱输气管道氮气隔离置换投产实践[J].油气储运,2006,(12):63-66.
- [10] 赵孟卿,李灿荣,陈川,等.天然气管道投产氮气置换混气规律研究[J].石油与天然气化工,2012,41(5):533-536,542.
- [11] 刘凡,江楠.管道氮气置换混合气体长度分析研究[J].石油化工设备,2012,41(1):11-14.
- [12] 黄启玉,曹鑫鑫,唐骏琪,等.天然气管道氮气隔离混气长度研究[J].石油化工高等学校学报,2014,27(1):84-89.
- [13] 张楠,胡其会,李玉星.起伏输气管道投产置换混气过程机理研究[J].油气田地面工程,2019,38(S1):56-60.
- [14] Perkins T K,Euchner J A.Safe purging of natural gas pipelines [J].SPE Production Engineering,1988,3(4):663-668.
- [15] 赵秀梅,林萌,陈刚,等.自适应网格加密在热工水力系统程序中的应用[J].核科学与工程,2019,39(6):999-1005. ■