

天然气脱硫工艺的动态模拟与能耗分析

黄超¹ 戴一阳¹ 代长春²

1. 四川大学化学工程学院, 四川 成都 610065;

2. 四川鸿鹏新材料有限公司, 四川 遂宁 629300

摘要:常见的天然气净化装置主要由脱硫、脱水、硫黄回收、尾气处理、酸水气提等单元构成,其中脱硫单元是整个天然气净化装置最主要的工艺单元和能耗来源,在脱硫单元运行过程中,进料的状态波动对于天然气净化厂的稳定运行有重要影响。针对某天然气净化厂的脱硫单元,利用HYSYS软件先后建立稳态和动态模型,并用实际运行数据进行校验,确定模型的可靠性;再通过添加天然气进料状态(流量、温度)扰动,进行脱硫单元的过渡态过程模拟,调节控制参数,缩短能耗波动时间,使设备能快速稳定运行,降低进料状态的波动对设备运行的影响。分析天然气脱硫单元总能耗在过渡态过程中的变化可知,当进料状态发生波动时,单元总能耗均会发生波动,尤其是当流量、温度降低时,能耗波动更加明显。研究结果对化工装置过渡态过程中设备安全运行和生产能耗控制技术具有一定参考意义。

关键词:天然气脱硫;HYSYS;过渡态;过程模拟;过程控制;能耗分析

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2022.01.006

Dynamic simulation and energy consumption analysis of natural gas desulfurization system

HUANG Chao¹, DAI Yiyang¹, DAI Changchun²

1. School of Chemical Engineering of Sichuan University, Chengdu, Sichuan, 610065, China;

2. Sichuan Hongpeng New Material Limited Company, Suining, Sichuan, 629300, China

Abstract: The common natural gas purification facilities are mainly consisting of desulfurization, dehydration, sulfur recovery, tail gas treatment, acid water extraction and other units, among which the desulfurization unit is the most important process unit and energy consumer of the whole gas purification facilities. During the operation of desulfurization unit, the real time fluctuation of feed material has an important impact on the stable operation of natural gas purification plant. Based on the desulfurization unit of a natural gas purification plant, the steady-state simulation model and dynamic model were successively built using HYSYS software, and validated using the actual operation data. By adding disturbance to the parameters of natural gas feed material (flow rate, temperature), the transient state of the desulfurization unit is simulated, and by adjusting control parameters, the energy consumption fluctuation time is shortened, so that the equipment can recover quickly back to steady state operation, and the impact of

收稿日期:2021-08-31

基金项目:国家自然科学基金项目“数据低可靠条件下的化工过程过渡态故障诊断方法研究”(21706220);四川省科技计划“基于多源信息监控的危化品生产安全风险”(2021YFS0301)

作者简介:黄超(1997-),男,四川乐山人,硕士研究生,从事化工过程优化模拟等研究。E-mail:823158304@qq.com.

通信作者:代长春(1978-),女,四川遂宁人,工程师,学士,主要从事天然气处理方面的工作。E-mail:1074389354@qq.com

fluctuations in feed parameters on the equipment operation is reduced. The analysis of the change of total energy consumption of natural gas desulfurization unit in the transient state shows that when the feed parameters fluctuate, the total energy consumption of the unit will fluctuate, especially when the flow rate and temperature decrease, the energy consumption fluctuation is more obvious.

Keywords: Natural gas desulfurization; HYSYS; Transient state; Process simulation; Process control; Energy consumption analysis

0 前言

脱硫作为天然气净化过程中最重要的工艺环节之一,可以脱除天然气中的酸性气体(H_2S 和 CO_2),避免其对人体造成的伤害和对运输管道的腐蚀,并且可在一定程度上提升天然气的热值,而甲基二乙醇胺(MDEA)脱硫工艺是目前中国最常见的脱硫工艺^[1-3]。中国学者对 MDEA 脱硫工艺优化进行了全面研究,涉及 MDEA 脱硫工艺参数优化^[4-5]、MDEA 溶液发泡处理^[6]和 MDEA 回收再利用^[7]等,促使 MDEA 脱硫工艺成为了最成熟的脱硫工艺。而脱硫单元能耗依然占据了天然气净化装置能耗的很大一部分。对于天然气脱硫工艺的稳态运行过程,有研究通过 ProMax、HYSYS 等专业软件建立了能效模型,分析脱硫单元的运行能耗,明确了其中主要的能耗设备,如胺液泵、再生塔重沸器、胺液冷却器等^[8-11]。但是,目前对于脱硫单元过渡态过程能耗分析

的研究还很少。而过渡态过程作为动态操作过程,受时间、环境以及操作人员经验的影响,不确定性较强,且过渡态过程中能耗的波动较大,使设备无法正常运行,影响设备的安全运行和生产。

近年来,过程动态模拟技术^[12-15]在化工装置过渡态过程的研究中得到了越来越多的应用^[16-20]。本文针对某天然气净化厂的脱硫单元,应用 HYSYS 软件建立了脱硫动态模型,并通过添加天然气进料状态(流量、温度)扰动,模拟脱硫单元的过渡态过程,分析天然气脱硫单元总能耗在过渡态过程中的变化。

1 天然气脱硫工艺

某天然气净化厂处理量为 $300 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,其脱硫单元采用 MDEA 化学吸收法,用质量分数 50% 的 MDEA 溶液脱除天然气中 H_2S 和 CO_2 。某天然气净化厂脱硫单元工艺流程见图 1,进料参数见表 1。

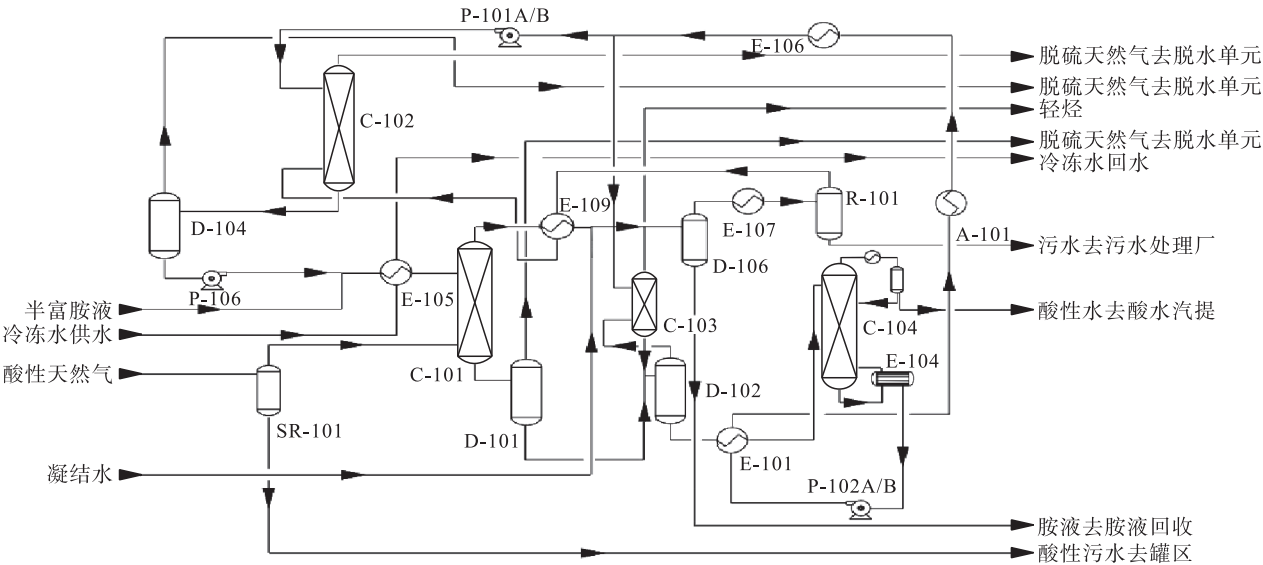


图 1 某天然气净化厂脱硫单元工艺流程图

Fig.1 Process flowchart of natural gas desulfurization unit of a natural gas purification plant

表 1 某天然气净化厂进料参数表

Tab.1 Natural gas feed parameters of a purification plant

进料流量 / ($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	进料压力 / kPa	进料温度 / $^{\circ}\text{C}$	进料组成							
			w_{N_2}	w_{CO_2}	w_{H_2S}	w_{COS}	w_{H_2O}	w_{CH_4}	$w_{C_2H_6}$	$w_{C_3H_8}$
5 202	8 395	35	0.73%	17.99%	22.83%	0.07%	0.06%	58.13%	0.17%	0.02%

酸性天然气经过滤分离器 (SR-101) 脱除携带的液体及固体颗粒, 过滤后的酸性天然气进入一级吸收塔 (C-101), 塔内设 7 层塔板, 部分脱硫后的天然气进入水解部分脱除 COS。气体首先通过水解反应器进出料换热器 (E-109) 与水解反应器 (R-101) 出口气体换热升温至 124 ℃。换热升温后的气体与升压后的凝结水混合, 然后进入水解反应器入口分离器 (D-106) 分离出携带的胺液及未汽化的水。分离了胺液并饱和了水蒸气的天然气由水解反应预热器 (E-107) 加热至 140 ℃, 加热后的天然气进入水解反应器。离开水解反应器的气体经水解反应器进出料换热器降温至 72.5 ℃ 后进入水解反应器出口空冷器, 进一步冷却至 50 ℃ 后进入二级吸收塔 (C-102), 塔内设 11 层塔板。脱硫后的天然气分离出携带的胺液后进入天然气脱水单元。

两级主吸收塔采用级间冷却技术, 在第二级主吸收塔底部用中间胺液泵 (P-106) 抽出胺液, 与半富胺液混合后进入中间胺液冷却器 (E-105), 冷却至 39 ℃ 后返回第一级主吸收塔顶部。从第一级主吸收塔底部出来的富胺液进入富胺液透平减压膨胀后进入富胺液闪蒸罐 (D-102), 在罐内闪蒸出所携带的轻烃, 并在闪蒸气吸收塔 (C-103) 中

用补充胺液吸收闪蒸气中可能携带的 H_2S 。

闪蒸后的富胺液由罐底流出, 与来自再生塔的贫胺液在贫富胺液换热器 (E-101) 内进行换热, 升温至 105 ℃ 后进入胺液再生塔 (C-104), 塔顶酸性水送往下游装置。塔底再沸器 (E-104) 出来的高温贫胺液经贫胺液泵 (P-102A/B) 升压后进入贫富胺液换热器, 换热降温至 70 ℃, 然后进入贫胺液空冷器 (A-101) 进一步冷却至 55 ℃。冷却后的贫胺液进入贫胺液后冷器 (E-106), 冷却至 39 ℃ 后经高压贫胺液泵 (P-101A/B) 送入第二级主吸收塔。

2 脱硫单元的 HYSYS 软件稳态和动态模拟

2.1 稳态模拟

该净化厂采用了 MDEA 脱硫工艺, 为使模拟结果与实际运行数据相符, 在 HYSYS 软件中选用 Acid Gas-Chemical Solvent 物性方法对天然气脱硫单元进行模拟。由实际设备参数及工艺说明推导, 设置模拟参数初值。再通过模拟结果与实际装置运行数据的校正, 确定关键设备参数设置, 见表 2。模拟得到主要设备稳态模拟数据与工厂运行数据比较结果见表 3。

表 2 脱硫单元主要设备操作参数表

Tab. 2 Calculation parameters of main equipments of desulfurization unit

参数	数值	参数	数值
C-101 塔顶压力 /kPa	8 360	C-104 全冷凝冷凝器压力 /kPa	177
C-101 塔底压力 /kPa	8 371	E-104 压力 /kPa	217
C-102 塔顶压力 /kPa	8 150	E-106 胺液出口温度 /℃	39
C-102 塔底压力 /kPa	8 167	E-105 胺液出口温度 /℃	39
P-102A/B 出口压力 /kPa	900	P-106 出口压力 /kPa	9 100
P-101A/B 出口压力 /kPa	8 960	C-102 理论板数 /块	11
C-101 理论板数 /块	10	C-104 塔顶富胺液回流比	0.6
C-104 理论板数 /块	5	C-104 冷凝器负荷 /kW	50 500
E-104 负荷 /kW	11 640		

表 3 主要设备稳态模拟数据与工厂运行数据比较结果表

Tab. 3 Comparison of steady-state simulation data with plant operating data

参数	模拟数据	工厂数据	参数	模拟数据	工厂数据
C-101 塔顶产品温度 /℃	44.00	44.00	C-102 塔顶产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	4 063.53	4 067.33
C-101 塔底产品温度 /℃	59.00	59.00	C-102 塔底产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	7 315.28	7 311.59
C-101 塔顶产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	4 167.28	4 165.74	C-104 塔顶产品温度 /℃	50.00	50.00
C-101 塔底产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	19 030.37	19 031.92	C-104 塔底产品温度 /℃	128.00	128.00
C-102 塔顶产品温度 /℃	43.00	43.00	C-104 塔顶产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	1 345.46	1 345.19
C-102 塔底产品温度 /℃	47.00	47.00	C-104 塔底产品流量 /($\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$)	18 408.44	18 408.71

2.2 动态模拟

通常而言,天然气原料气进料流量会随上游工艺处理情况变化而产生波动。在实际操作过程中,若天然气进料流量改变,胺液循环量也随之改变。天然气进料流量增加,会使重沸器蒸汽耗量变化,同时溶液循环泵负荷增加,公用工程的循环水、电力等工质消耗量也会增大,脱硫单元总能耗增加。

天然气进料温度改变对于脱硫单元而言,会直接影响吸收塔的温度。在实际操作中,由于醇胺溶液吸收 H_2S 速率极快,故温度对 H_2S 脱除率影响很小;醇胺与 CO_2 反应受动力学控制,随着反应温度升高,溶液黏度降低,扩散系数增大,吸收速率常数也成正比增长。由 CO_2 、 H_2S 吸收的热力学和动力学分析可得,当温度上升,虽然 H_2S 的吸

收量变化相对稳定,但是 CO_2 吸收量会增加,因此胺液循环量会增加,进而影响脱硫单元总能耗。

将 HYSYS 软件切换至动态模式,根据脱硫单元实际控制方案,结合以上理论分析,在稳态模型基础上添加控制器,建立动态模型,见图 2。主要控制点包括:一级吸收塔塔釜液位 (LC-10305)、一级吸收塔进料温度 (TC-10307)、二级吸收塔塔釜液位 (LC-10509)、贫胺液进料流量 (FC-10503)、贫胺液进料温度 (TC-10803)、再生塔塔顶回流罐液位 (LC-11702)、富胺液闪蒸罐液位 (LC-11110)、再生塔再沸器加热蒸汽流量 (FC-11403)。主要控制点比例积分微分 (Proportion, Integral, Derivative, PID) 控制参数见表 4。

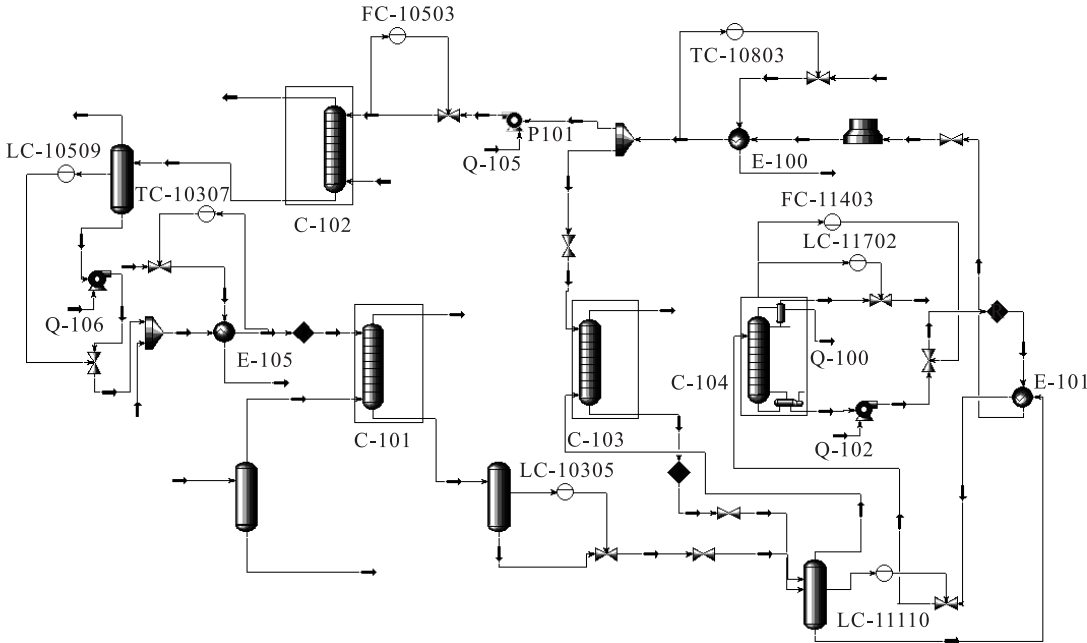


图 2 天然气脱硫单元动态模型图

Fig. 2 Dynamic model of natural gas desulfurization unit

表 4 主要控制点 PID 控制参数表

Tab. 4 PID control parameters of main control points

控制点	比例量	积分量
LC-10305 塔釜液位控制点	55	1.0
TC-10307 进料温度控制点	240	2.5
LC-10509 塔釜液位控制点	80	1.0
FC-10503 进料流量控制点	20	1.0
TC-10803 进料温度控制点	220	2.5
LC-11702 液位控制点	60	1.5
LC-11110 液位控制点	100	1.5
FC-11403 加热蒸汽流量控制点	20	2.0

此外,在动态模型时还需要设置设备的尺寸参数。其中,一级吸收塔塔径 2.35 m;二级吸收塔塔径 2.785 m;再生塔冷凝器回流罐(立式)直径 1.19 m,高度 1.79 m,再生塔塔径 4.22 m。

为对建立的动态模型进行校验,采集了装置运行波动时的全程数字集散控制系统(DCS)真实历史数据(采样周期 2 min,每个控制点采集 10 组数据)。对天然气脱硫单元中的一级吸收塔、二级吸收塔和再生塔添加扰动,与实际历史数据比较,进行动态模型验证,结果见图 3。动态模型得到的 3 个关键设备模拟数据与现场采集数据基本一致,模型准确,可作为后续过渡态过程模拟的基础,并测试过渡态过程的能耗变化情况。

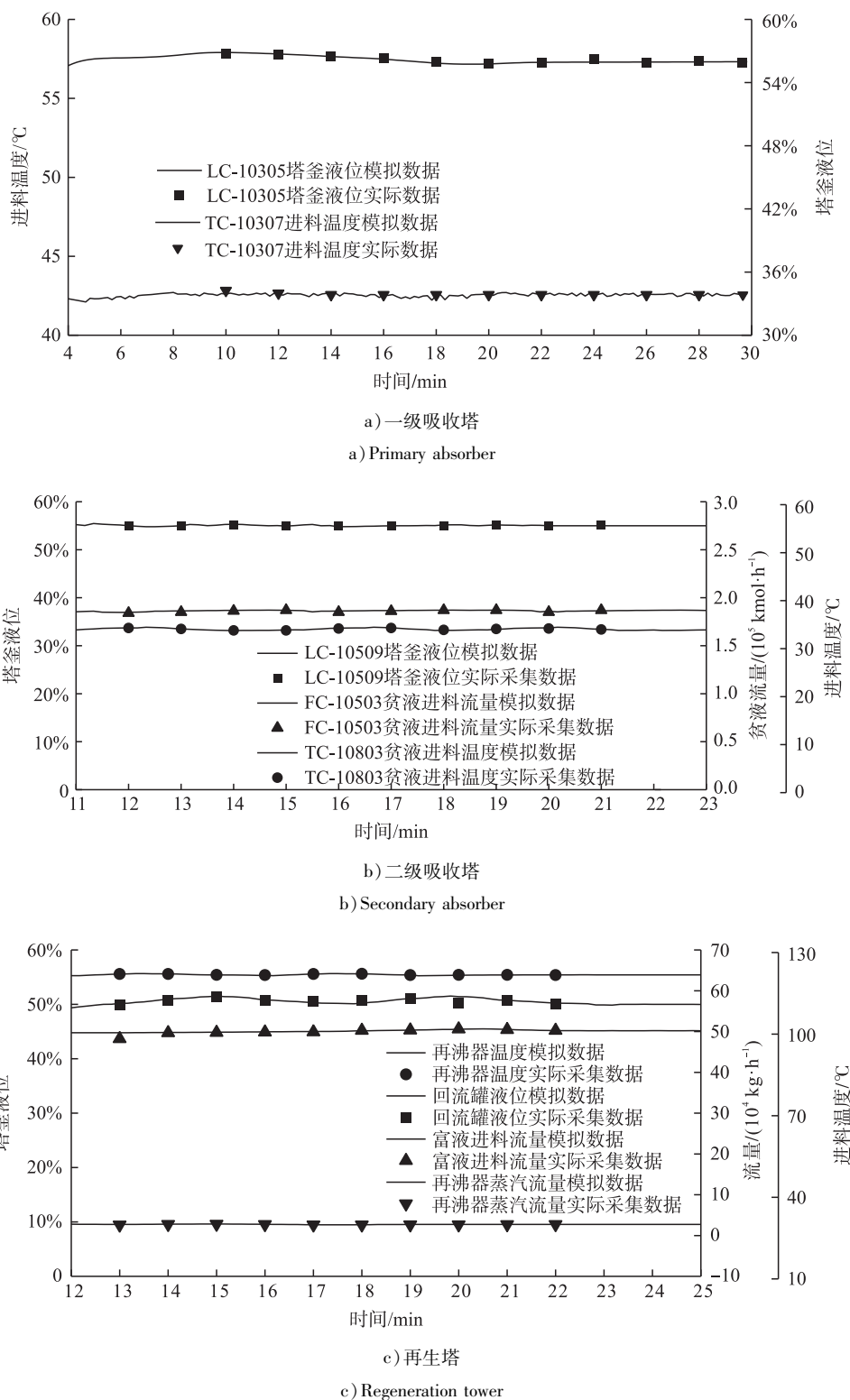


图 3 脱硫单元动态模型验证结果图

Fig. 3 Validation results of dynamic model of desulfurization unit

3 过渡态过程的能耗分析

化工过程的能耗主要包括换热器和泵的能耗,天然气脱硫单元总能耗包括中间贫胺液冷却器(E-105)能耗、再生塔重沸器(E-104)能耗、再生塔塔底贫胺液泵(P-102A/B)能耗、贫胺液泵(P-101A/B)能耗、中间胺液

泵(P-106)能耗、水解反应预热器(E-107)能耗、再生塔冷凝器能耗(Q-100)和贫胺液后冷器(E-106)能耗。

天然气脱硫单元动态模型经校验表明了其可靠性,在动态模型基础上,利用 HYSYS 软件添加动态扰动,模型过渡态过程,测试脱硫单元原料状态(流量、温度)波动 2 组过渡态过程的能耗变化,并通过优化控制参数,缩

短过渡态过程的时间以及减小能耗波动。

3.1 原有 PID 控制参数能耗分析

利用表 4 的 PID 控制参数,对吸收塔天然气进料添加进料流量 10% 的扰动,脱硫单元能耗测试结果见图 4。

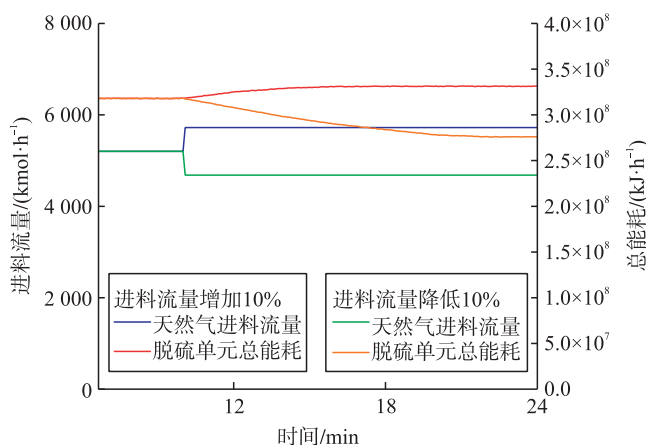


图 4 原有 PID 控制参数下天然气进料流量扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 4 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed flow disturbed under original PID control parameters

由图 4 可知,天然气进料流量增加 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐升高,经过 10 min 后能耗稳定,其能耗增加 10.6%;天然气进料流量降低 10% 后,单元总能耗逐渐降低,经过 12 min 后,能耗稳定,其能耗降低 13.3%。下面对脱硫单元中主要的能耗单元稳定时的能耗进行对比分析。

天然气进料流量扰动主要能耗单元对比结果见图 5。

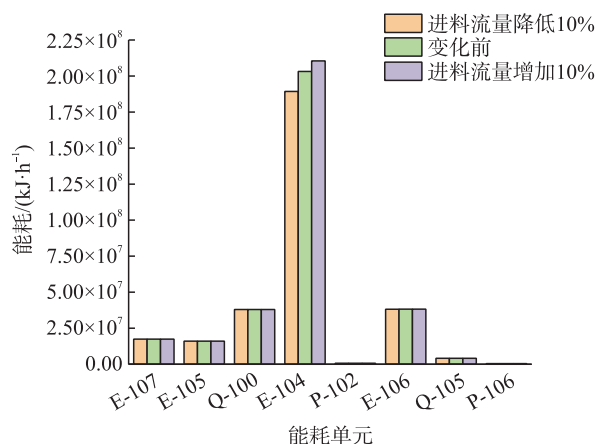


图 5 原有 PID 控制参数下天然气进料流量扰动
主要能耗单元能耗对比图

Fig. 5 Energy consumption comparison results of main energy consumption units when natural gas feed flow disturbed under original PID control parameters

进料流量增加,再生塔冷凝器能耗和再生塔重沸器能耗增幅明显,其余能耗单元变化幅度较小;而进料流量降低后,再生塔重沸器和贫胺液后冷器能耗降低幅度最为明显。

利用表 4 的 PID 控制参数,对天然气进料添加进料温度 10% 的扰动,脱硫单元总能耗测试结果见图 6。

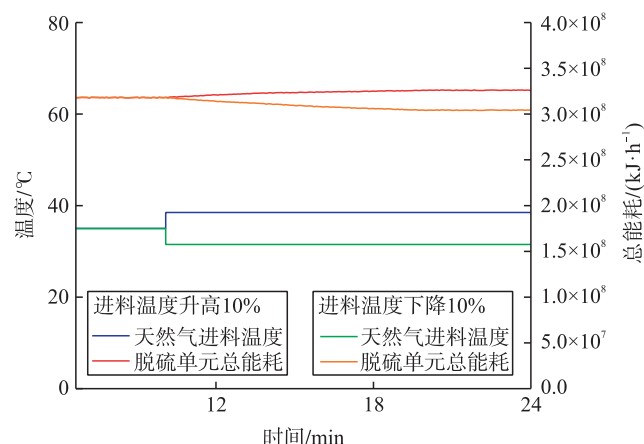


图 6 原有 PID 控制参数下天然气进料温度扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 6 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed temperature disturbed under original PID control parameters

由图 6 可知,天然气进料温度升高 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐增加,10 min 后,能耗稳定,其能耗增加 2.3%;天然气进料温度下降 10% 后,脱硫单元总能耗降低,10 min 后能耗稳定,其能耗降低 4.4%。

对脱硫单元中主要能耗单元稳定时的能耗进行对比分析,见图 7。

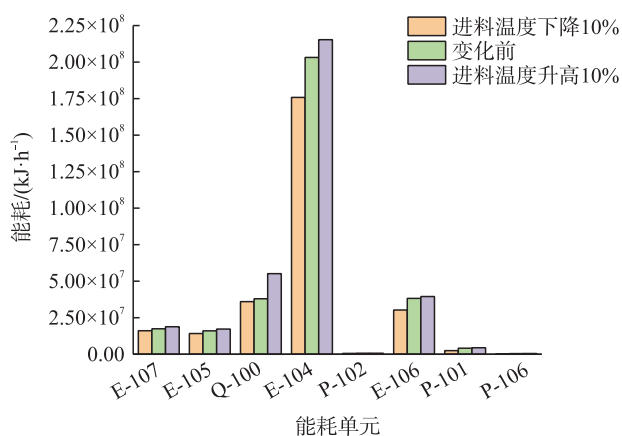


图 7 原有 PID 控制参数下天然气进料温度扰动
主要能耗单元能耗对比图

Fig. 7 Energy consumption comparison of main energy consumption units when natural gas feed temperature disturbed under original PID control parameters

由图 7 可以看到,天然气进料温度的改变对再生塔重沸器能耗影响比较明显,对于其余单元的影响较小。

根据以上动态模拟结果可知,对脱硫单元总能耗影响最大的是再生塔负荷单元。再生塔负荷与吸收塔效率息息相关,在后续的控制方案中主要针对吸收塔相关控制参数进行优化。

3.2 第一次调节 PID 控制参数后能耗分析

第一次调节后 PID 控制参数见表 5,对天然气进料添加进料流量 10% 的扰动,脱硫单元总能耗测试结果见图 8。

表 5 第一次调节后 PID 控制参数表

Tab.5 PID control parameters after the first adjustment

控制点	比例量	积分量
LC-10305 塔釜液位控制点	55	1.0
TC-10307 进料温度控制点	200	2.0
LC-10509 塔釜液位控制点	50	1.5
FC-10503 进料流量控制点	10	0.5
TC-10803 进料温度控制点	220	2.5
LC-11702 液位控制点	50	1.5
LC-11110 液位控制点	100	1.5
FC-11403 加热蒸汽流量控制点	20	1.5

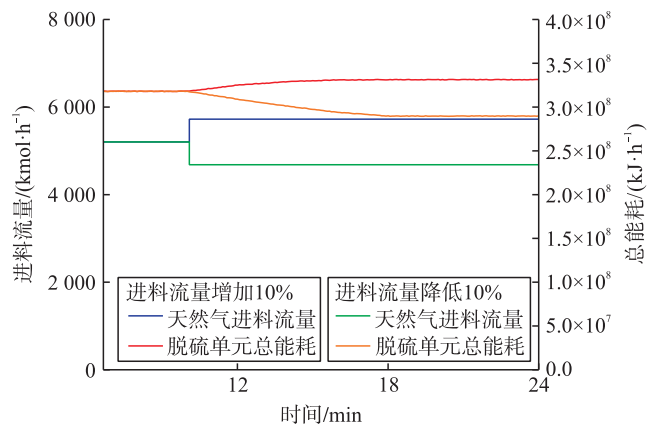


图 8 第一次调节后天然气进料流量扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 8 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed flow is disturbed after the first adjustment

由图 8 可知,天然气进料流量增加 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐增加,9.5 min 后能耗稳定,其能耗增加 6.2%;天然气进料流量降低 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐降低,8 min 后,能耗稳定,其能耗降低 8.95%。

利用表 5 的 PID 控制参数,对天然气进料添加进料温度 10% 的扰动,脱硫单元总能耗测试结果见图 9。

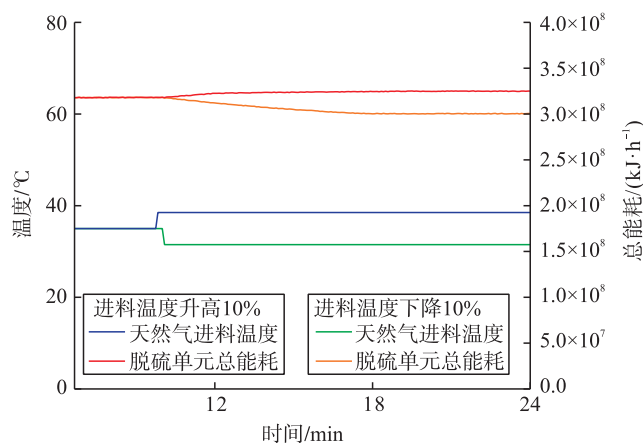


图 9 第一次调节后天然气进料温度扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 9 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed temperature is disturbed after the first adjustment

由图 9 可知,天然气进料温度升高 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐增加,9.5 min 后能耗稳定,其能耗增加 2.1%;天然气进料温度下降 10% 后,总能耗逐渐降低,8 min 后,能耗稳定,其能耗降低 5.6%。

3.3 第二次调节 PID 控制参数后能耗分析

第二次调节控制参数见表 6,对天然气进料添加流量 10% 的扰动,脱硫单元总能耗测试结果见图 10。

表 6 第二次调节后 PID 控制参数表

Tab.6 PID control parameters after the second adjustment

控制点	比例量	积分量
LC-10305 塔釜液位控制点	55	1.0
TC-10307 进料温度控制点	50	5.0
LC-10509 塔釜液位控制点	30	1.5
FC-10503 进料流量控制点	50	0.2
TC-10803 进料温度控制点	220	4.5
LC-11702 液位控制点	20	1.5
LC-11110 液位控制点	100	1.5
FC-11403 加热蒸汽流量控制点	20	1.0

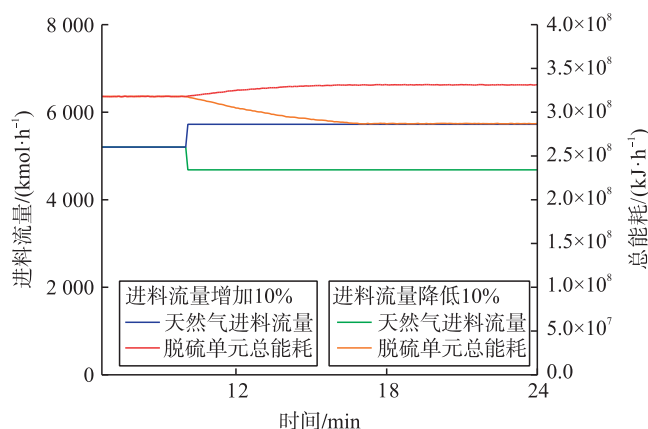


图 10 第二次调节后天然气进料流量扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 10 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed flow disturbed after the second adjustment

由图 10 可知,天然气进料流量增加 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐增加,7.5 min 后总能耗稳定,其能耗增加 4.1%;天然气进料流量降低 10% 后,总能耗逐渐降低,7 min 后能耗稳定,其能耗降低 9.81%。

利用表 6 的 PID 控制参数,对天然气进料温度添加 10% 的扰动,脱硫单元总能耗测试结果见图 11。

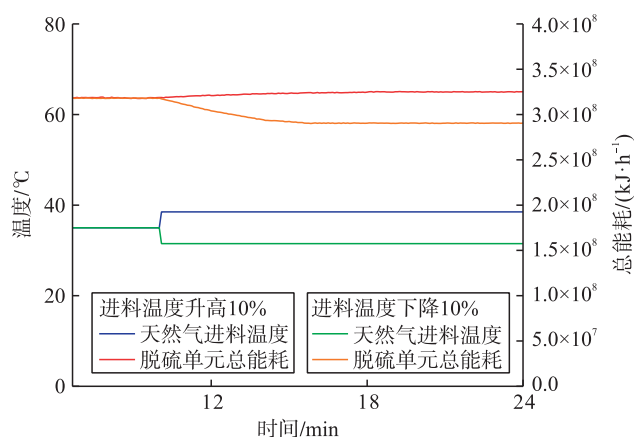


图 11 第二次调节后天然气进料温度扰动
脱硫单元总能耗测试结果图

Fig. 11 Energy consumption test results of desulfurization unit when natural gas feed temperature disturbed after the second adjustment

由图 11 可知,天然气进料温度升高 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐增加,8.5 min 后能耗稳定,其能耗增加 1.98%;天然气进料温度下降 10% 后,脱硫单元总能耗逐渐降低,8 min 后能耗稳定,其能耗降低 8.72%。

4 结论

本文采用 HYSYS 软件,建立天然气脱硫单元的稳态和动态模型,并通过调整控制方案以及 PID 控制参数,利用现场数据核验模型的可靠性。利用 HYSYS 软件对天

然气进料状态添加扰动,测试脱硫单元能耗波动情况,并对 PID 控制参数进行优化,缩短能耗波动时间以及降低能耗波动。研究得出如下结论。

1) 当天然气进料流量、温度发生波动时,脱硫单元总能耗均有较明显的变化。这是因为当天然气进料流量、温度变化时,吸收塔和再生塔的负荷相应变化;同时随着进料流量、温度的变化,冷却器以及泵等设备的能耗也相应增加或者降低。尤其是当进料流量降低、进料温度下降时,能耗波动明显,对脱硫单元运行影响较大。因此,实际操作过程中,设备稳定运行的前提是进料状态的稳定。

2) 优化 PID 控制参数,能缩短过渡态过程能耗波动时间以及减小系统的能耗波动,有利于系统的稳定运行。进料流量波动时,最快能在 7 min 达到稳定状态,温度波动时,最快能在 8 min 达到稳定状态。

3) PID 控制参数优化后,天然气进料流量波动时,脱硫单元总能耗均有较明显的波动,进料流量增加 10% 和降低 10% 时能耗波动分别为 4.1% 和 9.81%。尤其是当进料流量降低时,能耗波动更明显,对脱硫单元稳定运行有较明显的影响。因此,在实际操作过程中,应该控制好天然气进料流量,避免进料流量波动造成的能耗波动,对稳定生产造成影响。

4) PID 控制参数优化后,天然气进料温度升高时,脱硫单元总能耗波动较小,增加 1.98%;当进料温度降低时,脱硫单元总能耗下降较快,且波动较大,降低 8.72%,对脱硫单元稳定运行有较大影响。因此,在实际操作过程中,应该控制好天然气进料温度,避免进料温度波动造成的能耗波动,对稳定生产造成影响。

参考文献:

- [1] 张 倩,卢海东,张碧波,等. 某高含硫天然气净化厂尾气 SO_2 减排措施探讨[J]. 石油与天然气化工, 2020, 49 (3): 8-13.
ZHANG Qian, LU Haidong, ZHANG Bibo, et al. Discussion on tail gas SO_2 emission reduction measures of a high-sulfur natural gas purification plant [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2020, 49 (3): 8-13.
- [2] 梁 平,卢海东,张 哲,等. 长庆油田某天然气净化厂实现 GB 17820—2018 达标工艺方案研究[J]. 石油与天然气化工, 2020, 49(1): 1-7.
LIANG Ping, LU Haidong, ZHANG Zhe, et al. Process scheme study on the realization of GB 17820—2018 standardization in a natural gas purification plant of Changqing Oilfield [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2020, 49 (1): 1-7.

- [3] 刘可,王向林,袁庆洪,等.高酸性天然气脱硫脱碳工艺技术研究[J].石油与天然气化工,2020,49(3):14-20.
LIU Ke, WANG Xianglin, YUAN Qinghong, et al. Research on desulfurization and decarbonization process of highly sour natural gas [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2020, 49 (3): 14-20.
- [4] 夏勇,钟伟,张超,等.天然气脱硫脱碳装置优化改造运行效果分析[J].石油与天然气化工,2013,42(4):353-360.
XIA Yong, ZHONG Wei, ZHANG Chao, et al. Operation effect analysis on optimization and transformation of the desulfurization and decarbonization device [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2013, 42 (4): 353-360.
- [5] 江晶晶,岳云喆,陈世明.工艺参数对MDEA脱硫装置安全平稳运行的影响分析[J].石油与天然气化工,2019,48(3):28-33.
JIANG Jingjing, YUE Yunzhe, CHEN Shiming. Influence analysis of process parameters on safe and steady operation of MDEA desulfurization unit [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2019, 48 (3): 28-33.
- [6] 朱雯钊,彭修军,叶辉.MDEA脱硫溶液发泡研究[J].石油与天然气化工,2015,44(2):22-27.
ZHU Wenzhao, PENG Xiujun, YE Hui. Study on the foaming of MDEA desulfurization solution [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2015, 44 (2): 22-27.
- [7] 李超,林茂,范宽,等.废MDEA溶液资源化回收利用研究[J].石油与天然气化工,2019,48(5):34-38.
LI Chao, LIN MAO, FAN Kuan, et al. Research on resource recovery and utilization of waste MDEA solution [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2019, 48 (5): 34-38.
- [8] 周梦.鄂尔多斯某天然气净化厂用能分析与优化研究[D].西安:西北大学,2019.
ZHOU Meng. Energy consumption analysis and optimization of a natural gas purification plant in Erdos [D]. Xi'an: Northwest University, 2019.
- [9] 冀承坤.天然气净化工艺能耗评价及节能研究[D].大庆:东北石油大学,2017.
JI Chengkun. Evaluation of energy consumption and power saving technology in the procedure of natural gas conditioning [D]. Daqing: Northeast Petroleum University, 2017.
- [10] 邱奎,安鹏飞,杨馥宁,等.高含硫天然气脱硫操作条件对能耗影响的模拟研究[J].石油学报(石油加工),2012,28(6):978-985.
QIU Kui, AN Pengfei, YANG Funing, et al. Simulation study on the impact of operation conditions on energy consumption in high-sulfur gas desulfurization [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2012, 28 (6): 978-985.
- [11] 岑兆海.天然气净化厂单元能耗评价指标探讨[J].天然气与石油,2011,29(4):29-31.
CEN Zhaohai. Discussion on evaluation index of unit energy consumption in gas purification plant [J]. Natural Gas & Oil, 2011, 29 (4): 29-31.
- [12] 侯建国.变工况对煤制天然气甲烷化装置开车和运行的影响与措施分析[J].天然气化工(C1化学与化工),2017,42(3):45-50.
HOU Jianguo. Influence of fluctuating operating conditions on startup and operation methanation unit in the coal-to-gas process and countermeasures [J]. Natural Gas Chemical Industry (C1 Chemistry and Chemical Industry), 2017, 42 (3): 45-50.
- [13] 贾保印,林畅.LNG液化厂脱乙烷塔系统的动态模拟[J].石油与天然气化工,2016,45(2):43-46.
JIA Baoyin, LIN Chang. Dynamic simulation analysis of deethanizer in LNG plant [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2016, 45 (2): 43-46.
- [14] 孔令伟.天然气压气站离心压缩机开车过程动态模拟[J].石油工程建设,2019,45(6):12-16.
KONG Lingwei. Dynamic simulation of start-up process of centrifugal compressors in natural gas compressor station [J]. Petroleum Engineering Construction, 2019, 45 (6): 12-16.
- [15] 宋光,赵永臣,邱彤,等.乙烯装置开停车过程节能减排技术进展[J].化工学报,2014,65(7):2696-2703.
SONG Guang, ZHAO Yongchen, QIU Tong, et al. Recent progress in energy saving and emission reduction technologies in startup and shutdown processes of ethylene plants [J]. CIESC Journal, 2014, 65 (7): 2696-2703.
- [16] 宋光,赵永臣,张圣夫,等.乙烯装置裂解气压缩机开车过程动态模拟[J].化工学报,2014,65(12):4839-4843.
SONG Guang, ZHAO Yongchen, ZHANG Shengfu, et al. Start-up process of crack gas compressors via dynamic simulation [J]. CIESC Journal, 2014, 65 (12): 4839-4843.
- [17] YANG Xiongtao, XU Qiang, LI K Y. Flare minimization strategy for ethylene plants [J]. Chemical Engineering Technology, 2010, 33 (7): 1059-1065.
- [18] LIEDMAN J, MÅNSSON R. Dynamic simulation of acentrifugal compressor system [D]. Gothenburg: Chalmers University of Technology, 2013.
- [19] HANSEN C. Dynamic simulation of compressor control systems [D]. Esbjerg: Aalborg University, 2008.
- [20] 郝吉鹏,张雷.乙烯装置脱乙烷塔的动态模拟分析[J].化工技术与开发,2013,42(7):51-56.
HAO Jipeng, ZHANG Lei. Dynamic simulation of deethanizer in ethylene plant [J]. Technology & Development of Chemical Industry, 2013, 42 (7): 51-56.