

# 提高天然气产品气收率的研究与应用

崔姜姜\*

(中原油田分公司天然气处理厂, 河南 濮阳 457162)

**摘要:** 分析了某天然气净化厂目前生产状况, 根据现有装置、生产工艺建模, 进行模拟计算, 在满足二类天然气指标的前提下, 得到模拟状态下的最佳生产工艺参数, 并运用于实际生产中进行验证, 达到优化工艺参数、提高产品气收率的目的。

**关键词:** 二氧化碳; 指标; 参数; 收率

中图分类号: TE646.0

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2018)12-0192-02

DOI: 10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.12.043

## Research and application of improving gas yield of natural gas products

CUI Jiang-jiang\*

(Natural Gas Processing Plant, Sinopec Zhongyuan Oilfield, Puyang 457162, China)

**Abstract:** Current production status of a certain natural gas purification plant is analyzed. A model is built according to the existing facility and production process, and simulation calculation is carried out. Under the premise of meeting the second kinds of natural gas index, the best production process parameters are obtained under the simulation state and are verified through actual production. The purpose of optimizing process parameters and improving product gas yield is achieved.

**Key words:** carbon dioxide; index; parameter; yield

### 1 生产现状

某天然气净化厂规模为  $150 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ , 原料为  $\text{H}_2\text{S}$  体积分数  $1\ 000 \times 10^{-6}$ 、 $\text{CO}_2$  体积分数 5% 的酸性天然气。工艺流程为原料气首先进入站内的原料气分离器, 经分离计量进入脱硫脱碳单元脱除  $\text{H}_2\text{S}$  和  $\text{CO}_2$ , 再经三甘醇脱水后进入外输计量单元。脱酸单元采用 MDEA 脱硫脱碳, 硫磺回收单元采用螯合铁直接转化工艺, 尾气硫化氢体积分数低于  $5 \times 10^{-6}$  直接排空。

该天然气净化厂目前处理原料气约  $80 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ , 处理后出站的产品气  $\text{H}_2\text{S}$  体积分数在  $4 \times 10^{-6}$  以下,  $\text{CO}_2$  体积分数为 0.45%, 含水量体积分数  $20 \times 10^{-6}$  以下, 产品气收率为 96.4%。二类商品气中  $\text{CO}_2$  体积分数控制指标为小于 3%, 现产品气中  $\text{CO}_2$  体积分数为 0.45%, 远低于指标要求, 过度地脱  $\text{CO}_2$  导致产品气收率偏低。

### 2 工艺参数优化研究

用 HYSYS 软件对胺液吸收塔进行模拟分析, 以原料气流量  $80 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ , 组分中  $\text{H}_2\text{S}$  体积分数  $1\ 000 \times 10^{-6}$ ,  $\text{CO}_2$  体积分数 5%, 塔压 5.3 MPa, 相对塔板数 70 块建立工艺模型, 在生产装置一定时, 模拟 MDEA 浓度及气液比 2 个关键参数变化对原料

气中酸气组分脱除情况的影响以及产品气收率的影响。图 1 为工艺模拟流程。

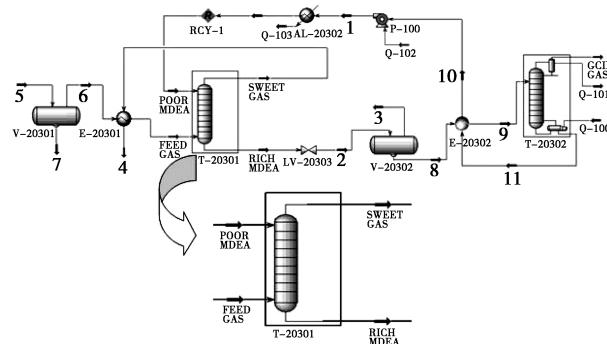


图 1 工艺模拟流程

#### 2.1 模拟 MDEA 浓度对产品气收率的影响

保证其他参数不变的情况下, 在模型中逐渐提高 MDEA 浓度, 模拟胺液吸收塔塔顶湿净化气中  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$  含量以及产品气收率, 结果见表 1、图 2、图 3。

表 1 MDEA 浓度与净化气中  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$  含量的关系

MDEA 质量分数/%	$\text{H}_2\text{S}$ 体积分数/ $10^{-6}$	$\text{CO}_2$ 体积分数/%	产品气 收率/%
40	9.48	1.00	95.90
42	8.00	0.76	95.66
44	6.81	0.58	95.48
46	5.84	0.49	95.39
48	5.84	0.49	95.39

收稿日期: 2018-05-10; 修回日期: 2018-10-03

作者简介: 崔姜姜 (1988-), 女, 本科, 工程师, 从事天然气处理工作, 通讯联系人, 610458612@qq.com。

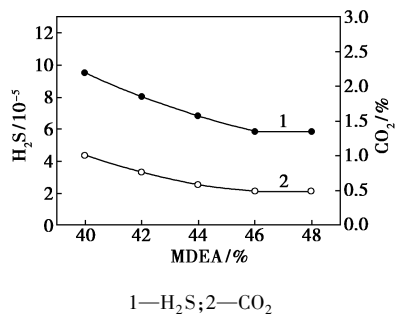


图 2 MDEA 质量分数对 H<sub>2</sub>S、CO<sub>2</sub> 吸收的影响

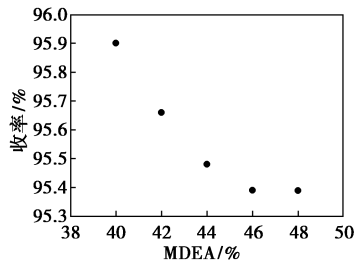


图 3 MDEA 质量分数对产品气收率的影响

从表 1、图 2、图 3 可知, 较低的 MDEA 浓度对 H<sub>2</sub>S、CO<sub>2</sub> 的吸收以及产品气的收率有所影响, MDEA 浓度降低产品气收率增加, 但变化不明显。在循环量一定时, 过低的浓度可能导致净化气硫化氢超标。模拟时胺液质量分数从 40% 变化到 48%, 湿净化气中 CO<sub>2</sub> 体积分数在 0.49% ~ 1.00% 波动, H<sub>2</sub>S 体积分数在  $5.84 \times 10^{-6}$  ~  $9.48 \times 10^{-6}$ , 产品气收率在 95.39% ~ 95.90%。实际生产中胺液质量分数基本稳定在 44% ~ 50%, 所以胺液的浓度对提高产品气收率影响有限。

### 2.2 模拟气液比对产品气收率的影响

气液比是单位体积溶液处理的气体体积数, 通用单位为 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>, 气液比是影响净化结果和过程经济性的首要因素, 也是操作过程中关键的调节参数。在工艺模型中模拟不同气液比对产品气中的 H<sub>2</sub>S、CO<sub>2</sub> 含量以及收率的影响。模拟数据结果如表 2 所示。

表 2 工艺模拟计算数据表

气量/ (m <sup>3</sup> ·d <sup>-1</sup> )	MDEA/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	气液比/ (m <sup>3</sup> ·m <sup>-3</sup> )	H <sub>2</sub> S/ 10 <sup>-6</sup>	CO <sub>2</sub> / %	产品气 收率/%
80 万	44	757	5.84	0.49	95.39
80 万	42	793	5.97	0.58	95.48
80 万	40	833	6.26	0.79	95.69
80 万	38	877	6.65	1.05	95.95
80 万	35	952	7.35	1.46	96.36
80 万	30	1126	10.73	2.19	97.09
80 万	29	1141	13.15	2.23	97.13

从表 2 模拟的结果及图 4、图 5 的趋势可以看出, 随着气液比的增加, 产品气中 CO<sub>2</sub> 含量明显上升, 产品气收率提高。但是, 当气液比过大, 会导致净化气中硫化氢含量过高。根据模拟结果, 在实际调整时计划将循环量控制在 35 ~ 38 m<sup>3</sup>/h。

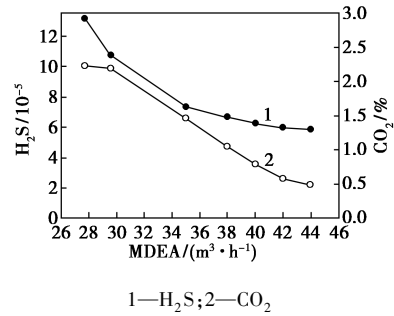


图 4 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub> 体积分数变化趋势图

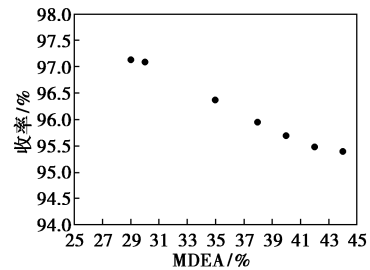


图 5 产品气收率变化趋势

### 3 现场应用效果

根据工艺模拟结果, 现场对胺液吸收塔贫液循环量进行调整, 降低 MDEA 循环量, 增加气液比。调整后装置实际参数、净化气中 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub> 含量以及产品气收率如表 3 所示。

表 3 贫液循环量调整表

贫液循环量/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	H <sub>2</sub> S 体积 分数/10 <sup>-6</sup>	CO <sub>2</sub> 体积 分数/%	产品气 收率/%
44(原循环量)	4.4	0.45	96.72
42	4.4	0.62	96.89
40	4.5	0.84	97.11
38	5.1	1.38	97.65
36	5.8	1.62	97.89
34	8.6	2.01	98.28
35	8.7	1.97	98.24

可以看出, 实际调整时, 随着贫胺液循环量的减少, 湿净化气中硫化氢含量开始几乎没有变化, 二氧化  
(下转第 195 页)

表1 粗甲醛组分表 %

组成	HCHO	CH <sub>3</sub> OH	MEAL	DOX	TOX	HCOOH
质量分数	46.37	1.74	0.03	0.30	0.07	0.010

## 1.2 设备仪器

甲醇分离塔:DN1400X33085,填料塔;脱醇冷凝器:DN1100×6572,固定管板式;脱醇冷却器:DN650×7189,固定管板式;脱醇塔受槽:Ø850×2 750;脱醇再沸器:DN 650×6 824,固定管板式;脱醇塔回流泵,CN32-200/N24N-2,屏蔽泵;精醛泵:CN40-160/N24N-2,屏蔽泵;真空泵:2BEA-153A-0P1/YB2-180M-4WF1,机封泵。

## 1.3 主要步骤

粗醛从粗醛储槽经除醇塔供料泵送入甲醛脱醇塔,此塔为填料塔,在-50 kPa 真空下蒸馏分离。塔底由除醇再沸器加热,塔底温度 85℃,脱醇后甲醛将从塔底由精醛泵抽出进入精醛缓冲槽,再由精醛供应泵泵出,作为甲醛浓缩工段的进料。甲醇将由塔顶(塔顶温度 78℃)馏出进入除醇冷凝器冷凝,冷凝液再进入除醇冷却器,冷却后流入除醇塔受槽,再经由除醇塔回流泵泵出,一部分回流到脱醇塔顶部,一部分抽出送到甲醇回收储槽作为甲醇回收塔进料。

## 1.4 主要方法

(1)在甲醛吸收塔粗醛采出管线上增加管道泵,装置运行初期粗醛中甲醛含量较低时直接输送

至浓缩器,缩短物料工艺流程,减少脱醇塔进料负荷。

(2)对脱醇塔真空管线进行设计优化,改变管道走向和坡度,减少管道弯头数量,消除管道中间存在的低点,增加管线伴热和冲洗用热水管,优化操作方法,对真空管线进行定期冲洗。

(3)对除醇塔受槽出料管线进行改造,除醇塔回流泵进口增加 2 组过滤器和切断阀,增加泵压力和电流监控,出现泵运行不稳时及时切换过滤器进行清理,避免对系统运行造成不利影响。

## 2 结果与讨论

### 2.1 管线堵塞情况

脱醇工艺优化后,脱醇冷凝器至脱醇塔受槽之间的管线频繁堵塞情况得到缓解,次数大幅降低,从最开始每月堵塞 4 次减少到每月堵塞 1 次。经过多次拆开检查,未发现有聚合物堵塞管线。且管线上直接增加了热水管线,避免了临时接热水的工作等,大大缩短了清理疏通所需时间,从最开始平均每次耗时 48 h 缩短到平均每次 24 h。

### 2.2 设备堵塞情况

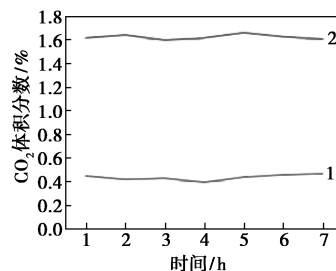
从表 2 可知,脱醇工艺优化后,脱醇塔回流泵堵塞次数由 125 次/a 降至 8 次/a;同时,由于 P-143 泵进口双过滤器的安装,系统堵塞后不用对泵体进行拆解,直接清理过滤器即可,处理时间由 1.5 h 降至 0.5 h,优化效果显著。

(上接第 193 页)

化碳含量逐渐升高,产品气收率也逐渐升高。当循环量降到一定值后,发现净化气中硫化氢和二氧化碳浓度都有所增加,产品气收率虽然增高,但是硫化氢浓度偏高,超出厂规定。所以选定最佳循环量为 36 m<sup>3</sup>/h。

## 4 结论

调整前后二氧化碳在线分析数据对比如图 6 所示。调整后产品气中 CO<sub>2</sub> 体积分数基本稳定在 1.6%左右,H<sub>2</sub>S 体积分数保持在 5.3×10<sup>-6</sup>左右,产品气收率达到 97.89%,在同样的原料气处理量下,相比于调整前的产品气收率提高约 1.49%,产品气量每天增加约 11 920 m<sup>3</sup>,实现了提高产品气收率的目的,取得了良好的经济效益。



CO<sub>2</sub> 体积分数:1—调整前;2—调整后

图 6 调整前后 CO<sub>2</sub> 在线分析数据对比

## 参考文献

- [1] 王遇东.天然气处理与加工工艺[M].北京:石油工业出版社,1999.
- [2] 王开岳.天然气净化工艺[M].北京:石油工业出版社,2005.
- [3] Aoto 中油奥特.Aspentech 软件培训手册[Z].北京:中油奥特,2004. ■