

# 天然气脱硫脱酸工艺优化设计方案

唐 霏<sup>1</sup>, 刘 畅<sup>1</sup>, 高 玥<sup>2</sup>

<sup>1</sup>中国石油西南油气田公司安全环保与技术监督研究院, 四川 成都

<sup>2</sup>中国石油西南油气田公司川东北气矿, 四川 成都

收稿日期: 2022年8月11日; 录用日期: 2022年9月13日; 发布日期: 2022年9月19日

## 摘 要

A区块是含硫气田, 本文旨在对A区块进行脱硫脱水设计, 以满足A区块气田地面集输工程设计要求。结合A区块的实际情况, 通过对A区块进行天然气净化处理设计, 并结合HYSYS软件进行模拟, 合理确定了各流程的主要参数, 模拟之后脱硫脱水指标均达到外输标准, 并通过参数优化, 提高整体工况效率, 经过HYSYS模拟保证以上设计均是可行的。

## 关键词

甲基二乙醇胺, 三甘醇, 热值

# Optimization Design Scheme of Natural Gas Desulfurization and Deacidification Process

Fei Tang<sup>1</sup>, Chang Liu<sup>1</sup>, Yue Gao<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Petrochina Southwest Oil & Gasfield Company Safety, Environment & Technology Supervision Research Institute, Chengdu Sichuan

<sup>2</sup>CDB Gas Field of Petro China Southwest Oil and Gas Field Company, Chengdu Sichuan

Received: Aug. 11<sup>th</sup>, 2022; accepted: Sep. 13<sup>th</sup>, 2022; published: Sep. 19<sup>th</sup>, 2022

## Abstract

Block A is a sour gas field, the purpose of this paper is to design the desulfurization and dehydration of block A to meet the design requirements of the surface gathering and transportation engineering of the gas field in block A. Combined with the actual situation of block A, through the design of natural gas purification treatment in block a and the simulation with HYSYS software, the main parameters of each process are reasonably determined, after the simulation, the desulfurization and dehydration indexes all meet the export standard, and the overall working condition

efficiency is improved through parameter optimization, HYSYS simulation ensures that the above designs are feasible.

## Keywords

Methyldiethanolamine, Triethylene Glycol, Calorific Value

Copyright © 2022 by author(s) and Hans Publishers Inc.

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY 4.0).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



Open Access

## 1. A 区块组分分析

A 区块 CO<sub>2</sub> 的含量是在 0.03%~10.9%，平均范围在 3.77%，而 H<sub>2</sub>S 的含量是在 0~26,800 mg/m<sup>3</sup>，平均范围在 7465 mg/m<sup>3</sup>，鉴于 A 区块为中含二氧化碳，中含硫的甲烷气，远远超过 GB17820-2018《天然气》中对二类天然气质量的要求：H<sub>2</sub>S 含量应不大于 20 mg/m<sup>3</sup>，CO<sub>2</sub> 含量不大于 3%，所以有必要所天然气进行脱硫脱碳处理。天然气中含酸性气体如表 1 所示。

**Table 1.** Statistical table of natural gas properties

**表 1.** 天然气性质统计表

	相对密度	甲烷(%)	乙烷(%)	CO <sub>2</sub> (%)	N <sub>2</sub> (%)	H <sub>2</sub> S (mg/m <sup>3</sup> )
范围	0.6103~0.9030	61.1~89.5	5.41~15.9	0.03~10.9	1.25~12.4	0~26,800
平均	0.7601	72.15	8.5	3.77	6.82	7465

## 2. 天然气中脱酸

### 2.1. 脱除酸性气体的必要性

天然气脱除的酸性气体的主要是以 CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S 为主，尤其是以 H<sub>2</sub>S 为主。CO<sub>2</sub> 以及 H<sub>2</sub>S 的存在，会导致管线和设备的腐蚀，同时硫化物燃烧后会对大气环境造成严重污染，因此这些杂质未经脱除不能作为商品气使用，天然气净化的主要任务之一就是脱除天然气中的酸性气体。

天然气中的 CO<sub>2</sub> 以及 H<sub>2</sub>S 同时需要脱除至标准为止。而 A 区块 CO<sub>2</sub> 的含量是在 0.03%~10.9%，平均范围在 3.77%，而 H<sub>2</sub>S 的含量是在 0~26,800 mg/m<sup>3</sup>，平均范围在 7465 mg/m<sup>3</sup>，鉴于 A 区块为中含二氧化碳，含硫的甲烷气，远远超过 GB17820-2018《天然气》中对二类天然气质量的要求：H<sub>2</sub>S 含量应不大于 20 mg/m<sup>3</sup>，CO<sub>2</sub> 含量不大于 3%，所以有必要所天然气进行脱硫脱碳处理。天然气酸性气体含量及气质要求如表 2 所示。

**Table 2.** Acid gas content and gas quality requirements of natural gas

**表 2.** 天然气酸性气体含量及气质要求

项目	处理前平均含量	标准要求
CO <sub>2</sub> (%)	3.77	<3
H <sub>2</sub> S (mg/m <sup>3</sup> )	7456	<20

## 2.2. 脱酸方法比选

脱除 CO<sub>2</sub> 以及 H<sub>2</sub>S 的方法分湿法、干法以及膜分离。脱除酸性气体的方法如图 1 所示。

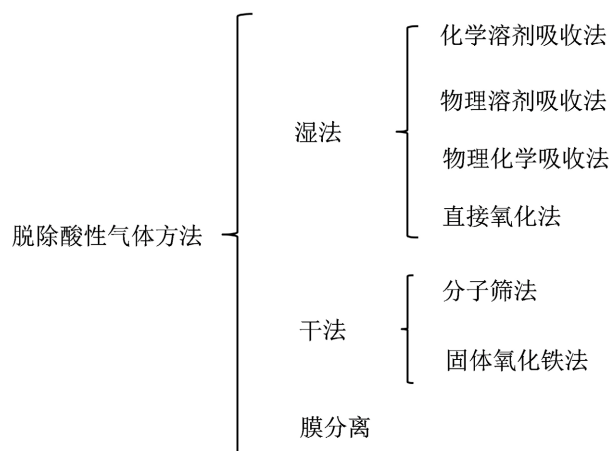


Figure 1. Method for removing acid gas  
图 1. 脱除酸性气体的方法

常用的脱酸性气体的方法比选[1]-[6]见表 3。

Table 3. Comparison and selection of deacidification gas  
表 3. 脱酸性气体比选表

方法	优点	缺点	适用场所	推荐方案	
化学溶剂吸收	MEA	H <sub>2</sub> S、CO <sub>2</sub> 可同时脱除	容易发泡及降解变质, 蒸发损失较大	-	不推荐
	DEA	H <sub>2</sub> S、CO <sub>2</sub> 可同时脱除	DEA 与 CO <sub>2</sub> 的反应速度比 MEA 慢	适用于杂质含量较高的炼厂气和人造煤气	不推荐
	MDEA	能耗较低	在 CO <sub>2</sub> 存在的情况下可以选择性吸收 H <sub>2</sub> S	适用于净化含硫, 高碳、硫比的天然气	推荐
湿法	物理溶剂吸收	耗能少, 溶液对酸性气体有较大的吸收能力(高压、低温下), 发泡性和腐蚀性小	不宜用于处理重烃含量高的湿气	适宜处理高酸气分压的天然气	不推荐
直接氧化法	无二次污染	电耗高, 副反应较多, 回收的硫黄纯度差	适用于 CO <sub>2</sub> 与 H <sub>2</sub> S 的含量之比高, H <sub>2</sub> S 含量低, 吸收塔操作压力不高	不推荐	

## Continued

干法	分子筛	根据不同物质分子的极性 or 可极化性而对其有优先吸附的次序	脱除的 H <sub>2</sub> S 在再生过程中进入再生气, 当进料气中 H <sub>2</sub> S 含量较高时, 会造成需对再生气处理的问题	-	不推荐
	固体氧化铁法	工艺流程简单	换脱硫剂时, 卸料前应淋湿整个床层, 否则可能导致自燃	适用于小处理、低含硫天然气的脱硫	不推荐
	膜分离	能大量脱除酸气, 过程简单, 容易控制, 能耗低, 可以克服胺法, 砒胺法能耗高的弱点	仅能进行粗脱, 需后继胺法脱硫装置进行精脱	适用于总酸气含量大于 20% 的情况	不推荐

根据各种脱硫方法的优缺点以及适用条件[7]比选, 最终确定使用 MDEA(甲基二乙醇胺)化学吸收剂对 CO<sub>2</sub> 以及 H<sub>2</sub>S 进行脱除。

### 2.3. HYSYS 模拟天然气脱硫流程

通过对 MDEA 脱硫装置能耗影响因素的分析, 结合 MDEA 脱硫装置流程及用能特点, 利用 Aspen HYSYS 专业软件, 对 MDEA 脱硫流程进行模拟。通过 HYSYS 模拟, 结合现场实际情况采用以下优化后的脱硫工艺参数如表 4 所示。

Table 4. MDEA desulfurization process parameters

表 4. MDEA 脱硫工艺参数

名称	数值
进料气温度、压力	25℃ 7 MPa
醇胺循环量	900,000 kgmole/h
醇胺贫液进入吸收塔温度	41.4℃
醇胺贫液进入吸收塔压力	7 MPa
醇胺贫液进入吸收塔塔板效率	37.50%
醇胺贫液进入吸收塔塔板数	20
闪蒸罐温度、压力	42.8℃ 0.6 MPa
富液进入再生塔温度	105.0℃
富液进入再生塔压力	0.6 MPa
富液进入再生塔塔板效率	37.50%

## Continued

富液进入再生塔温度塔板数	20
精馏柱顶部温度	99.2℃
重沸器温度	120℃
醇胺贫液进泵温度	40℃
贫富液换热器对数平均温差(LMTD)	15.72℃
贫富液换热器 UA	$3.881 \times 10^8 \text{ kJ}/(^{\circ}\text{C}\cdot\text{h})$

模拟计算结果表明,天然气脱除酸性气体后,  $\text{H}_2\text{S}$  已基本脱除,  $\text{CO}_2$  的含量为 1.665%, 小于 3%, 符合要求。通过模拟表明 HYSYS 建立的 MDEA 脱硫模型是可靠的。

其计算结果如表 5 所示。

**Table 5.** Results after natural gas deacidification  
**表 5.** 天然气脱酸后结果

项目	处理后	标准要求
$\text{CO}_2$ (%)	1.665	符合要求
$\text{H}_2\text{S}$ (%)	0.000001	符合要求

### 3. 天然气脱水

#### 3.1. 脱水方法比选

天然气进行脱水后, 包括水露点含量这项指标, 必须符合 GB17820-2018 的要求。

天然气脱水就是脱除天然气中的水蒸气, 使其露点或含水量达到一定的额要求。脱水前含水天然气的露点与脱水后干气的露点成为露点降, 常用露点降表示天然气的脱水深度。脱水方法比选[8]-[13]见表 6。

**Table 6.** Comparison and selection of dehydration methods  
**表 6.** 脱水方法比选

脱水方法	分离原理	溶剂/吸附剂	特点	适用情况
低温冷凝	高压天然气节流膨胀降温	-	能同时控制水露点、烃露点	适用于高压天然气
		氯化钙水溶液	便宜, 露点降较低(10℃~25℃)	适用于边远、寒冷气井
溶剂吸收法	天然气与水在脱水剂中溶解度的差异	氯化钼水溶液	对水有很高的容量, 露点降为 22℃~36℃	由于价高, 一般不使用
		甘醇-胺水溶液	同时脱出水、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$ , 携带损失大、再生温度要求高、露点降低于 TEG	仅限于酸性天然气脱水
		二甘醇(DEG)	对水有较高的容量、溶液再生容易、再生度不超过 95%	新装置多, 一般不采用
		三甘醇(TEG)	对水有较高的湿容量、再生容易、浓度可达 98.7%, 蒸气压低、携带损失小, 露点降高(28℃~58℃)	应用最为广泛

Continued

固体吸附剂法	利用多孔介质表面对不同组分的吸附作用	活性铝土矿	便宜、湿容量低、露点降低	-
		活性氧化铝	湿容量较活性铝土矿高、干气露点可达 $-73^{\circ}\text{C}$ ，但能耗高	不宜处理含硫天然气
		硅胶	湿容量高，易破碎	一般不单独使用
		分子筛	高湿容量、高选择性、露点降大于 $120^{\circ}\text{C}$	应用于深度脱水
化学反应法	利用与 $\text{H}_2\text{O}$ 的化学反应	-	可使气体完全脱水，但再生困难	用于水分测定

由于三甘醇沸点较高、蒸气压较低因而损耗小、热力学性质稳定等优点，本设计采用三甘醇(TEG)脱水，三甘醇脱水装置的露点降可达 $40^{\circ}\text{C}$ 左右。

### 3.2. 工艺操作条件

影响 TEG 脱水装置操作的主要因素是吸收塔的操作条件、TEG 贫液浓度和 TEG 循环量，而 TEG 贫液浓度又是最关键的因素。

本设计采取的三甘醇脱水装置，其操作温度见表 7。

**Table 7.** Recommended operating temperature of TEG dehydration unit  
**表 7.** TEG 脱水装置操作温度表

三甘醇脱水装置	温度范围, $^{\circ}\text{C}$
进料气	27~38
TEG 进吸收塔	32
TEG 进闪蒸分离器	65
TEG 进过滤器	65
TEG 进精馏柱	149
精馏柱顶	88
重沸器	193
TEG 进泵	82

### 3.3. HYSYS 模拟三甘醇脱水流程

通过对 A 区块气质进行分析，同时结合 TEG 脱水装置流程及能耗特点，利用 Aspen HYSYS 专业软件，对 A 区块 TEG 脱水流程进行模拟。吸收塔塔板设置为 7 层，再生塔采用带塔底重沸器的精馏塔模型，流程模拟的热力学模型选用 Peng-Robinson 状态方程。

通过模拟表明 HYSYS 建立的三甘醇脱水模型是可靠的。模拟计算结果干气的水露点 $-20^{\circ}\text{C}$ ，经过三级压缩、空冷后最终温度是 $40^{\circ}\text{C}$ ，压力 2 MPa，可以进行外输。

## 4 天然气热值

天然气的燃烧热值是指每千克或每立方米天然气完全燃烧所发出的热量，简称热值，其单位是 kJ/kg

或  $\text{kJ/m}^3$ 。天然气的热值有高热值与低热值之分，天然气在燃烧时会生成水蒸气，而水蒸气冷凝会放出热量。因此，把水蒸气的汽化潜热计算在内的叫高热值，反之即为低热值。

理想气体的热值可以通过以下计算：

$$H = \sum_{i=1}^n y_i H_i \quad (4.1)$$

式中  $H_i$ ——天然气中组分  $i$  的热值；

$y_i$ ——天然气中组分  $i$  的摩尔分数。

理想气体的热值，除以气体混合物在  $15.5^\circ\text{C}$  和  $101,325 \text{ Pa}$  (绝) 下的压缩系数  $Z$ ，即修正为真实气体的热值  $H_\gamma$ ：

$$H_\gamma = \frac{H}{Z} \quad (4.2)$$

天然气经过脱硫、脱碳、脱水等工艺处理后，其组分如表 8 所示。

**Table 8.** Composition of treated natural gas

**表 8.** 处理后天然气组分表

组分	摩尔分数%	组分	摩尔分数%
CO <sub>2</sub>	0.80	C <sub>8</sub>	0.00
N <sub>2</sub>	6.30	C <sub>9</sub>	0.00
H <sub>2</sub> S	0.00	C <sub>10</sub>	0.00
H <sub>2</sub> O	0.26	C <sub>11</sub>	0.00
C <sub>1</sub>	86.71	C <sub>12</sub>	0.00
C <sub>2</sub>	4.99	C <sub>13</sub>	0.00
C <sub>3</sub>	0.58	C <sub>14</sub>	0.00
C <sub>4</sub>	0.36	C <sub>15</sub>	0.00
C <sub>6</sub>	0.00	C <sub>15</sub> <sup>+</sup>	0.00
C <sub>7</sub>	0.00	合计	100

经计算，处理后的天然气高位发热量为  $37.4 \text{ MJ/m}^3$ ，根据 GB17820-2018《天然气》要求，二类天然气高位发热量应达到  $31.4 \text{ MJ/m}^3$ ，经对比，处理后的天然气满足高位发热量要求。

## 5. 小结

本文形成结论主要包括以下几方面：

1) 首先对脱酸方法进行优选，最终确定 MDEA 法对天然气进行脱酸，并结合 HYSYS 软件模拟 MDEA 脱酸过程，模拟结果表明，H<sub>2</sub>S 含量不大于  $20 \text{ mg/m}^3$ ，CO<sub>2</sub> 含量不大于 3%，满足要求，通过改变塔板数、MDEA 浓度等参数对参数进行了优化，节约了经济成本；

2) 对天然气脱水方法进行优选，采用三甘醇进行脱水，并对三甘醇脱水的工艺参数进行了详细的计算；

3) 采用膨胀机制冷工艺对天然气凝液进行回收，并结合 HYSYS 进行模拟，确认工况的可行性，计

算出的天然气热值为 37.4 kJ/Nm<sup>3</sup>，处理后的天然气满足高位发热量要求，可以进行外输。

### 参考文献

- [1] 褚洁. 胺法天然气脱酸工艺模拟与实验研究[D]: [硕士学位论文]. 青岛: 中国石油大学(华东), 2014.
- [2] 张艳. 天然气脱酸技术探讨[J]. 中国石油和化工标准与质量, 2014(10): 272.
- [3] 刘天元. 基于 HYSYS 的天然气混合醇胺法脱酸仿真及工艺参数优化[J]. 石化技术, 2019, 26(3): 2.
- [4] Kaiyue, W. (2011) Review on Development Process of Gas Desulfurization and Decarburization Technique—Methyl-diethanolamine (MDEA for Short) Outshines Others. *Natural Gas and Oil*, **24**, 35-39.
- [5] Honarmand, A, Baghban, N., *et al.* (2012) Determination of Heat Stable Salts in Mdea Solution of the Gas Treatment Units. *International Conference of Oil*, **35**, 384-388.
- [6] 张春, 姜岩, 张卫敏. 天然气脱酸气工艺方案优选研究[J]. 现代化工, 2012, 32(12): 4.
- [7] 王智力, 黄爱斌, 陈平, 等. N-甲基二乙醇胺溶液对 H<sub>2</sub>S 和 CO<sub>2</sub> 的吸收模拟[J]. 化学工程, 2010, 38(6): 5.
- [8] 张加奇. 三甘醇脱水和分子筛脱水对比探究[J]. 中国石油和化工标准与质量, 2013(12): 33-37.
- [9] 陈赓良. 天然气三甘醇脱水工艺的技术进展[J]. 石油与天然气化工, 2015, 44(6): 1-9.
- [10] 郝蕴. 三甘醇脱水工艺探讨[J]. 中国海上油气工程, 2001, 13(3): 22-29.
- [11] 李明国, 徐立, 张艳玲, 等. 天然气脱水生产中三甘醇的使用情况[J]. 钻采工艺, 2005, 28(3): 107-108.
- [12] Piemonte, V., Maschietti, M. and Gironi, F. (2012) A Triethylene Glycol-Water System: A Study of the TEG Regeneration Processes in Natural Gas Dehydration Plants. *Energy Sources, Part A*, **23**, 84-87.
- [13] Ling, D., Hong, J., University, S.P. (2015) Optimized Design of TEG Dehydration from Coal Bed Gas. *Chemical Engineering of Oil & Gas*, **36**, 19-25.