

采用醇胺法的沼气脱碳工艺流程 模拟及优化

曾金繁, 巨永林*

(上海交通大学制冷与低温工程研究所, 上海 200240)

摘要:采用醇胺法脱除沼气中的 CO₂,使之达到可液化制取 LNG 的标准。通过 Aspen Hysys 模拟该工艺流程,利用 Matlab 进行遗传算法和序贯法优化。优化后的结果表明,原料气中含 30%、40%、50% CO₂ 时,生产单位 CH₄ 的电耗分别为 0.163、0.191、0.235 kWh/m³,降低了 0.85%、1.59%、0.91%;再生热耗分别为 2.29、3.02、4.34 GJ/m³,降低了 5.68%、7.69%、8.49%。将优化结果与现有工厂、实验、模拟数据对比,可为高碳含量天然气脱除 CO₂ 提供参考。

关键词:沼气;甲烷;脱碳;醇胺;遗传算法优化;序贯寻优法;能耗

中图分类号:TK-9

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2021)08-0224-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2021.08.045

Process simulation and parameter optimization of alkanolamine route for removing CO₂ from biogas

ZENG Jin-fan, JU Yong-lin*

(Institute of Refrigeration and Cryogenics Engineering, Shanghai Jiao Tong University, Shanghai 200240, China)

Abstract: Biogas is a typical biomass energy source that can be purified into compressed natural gas (CNG) or liquefied natural gas (LNG). CO₂ removal technology is the key to purify biogas. The technology using aqueous amine solvent is a popular and feasible one at present, but it consumes high energy. Aspen Hysys is utilized to simulate this technology to achieve the CO₂ removal targets and make the biomass meet the critical requirement for LNG production. To reduce energy consumption, genetic algorithm method and sequential method are developed by Matlab to optimize the ratio of amine solution and main operating parameters. As the mole fraction of CO₂ in feed gas is 30%, 40% and 50%, respectively, the optimized power consumption is 0.163, 0.191 and 0.235 kWh·m⁻³, which decrease by 0.85%, 1.59% and 0.91% respectively than before optimization; the optimized regeneration heat consumption is 2.29, 3.02, and 4.34 GJ·m⁻³, which decrease by 5.68%, 7.69% and 8.49%, respectively. The optimization results are compared with the existing data of factory, experiment and simulation. It provides a reference for the parameter optimization and energy consumption of CO₂ removal from natural gas with a high concentration of CO₂.

Key words: biogas; methane; CO₂ removal; alkanolamine; genetic algorithm optimization; sequential optimization; energy consumption

沼气是有机物质在厌氧条件下经过微生物的发酵作用而生成的一种可燃气体,成分以甲烷(CH₄)、二氧化碳(CO₂)为主^[1]。沼气可通过提纯、液化制得液化天然气(LNG),因此发展沼气成为增加天然气供应量的一个重要方向。虽然我国的生物质能源原料丰富,但是目前沼气的主要利用方式是户用或工业加热这类低值利用的方式,导致其开发利用率仅占10%左右^[2]。沼气的开发和综合利用若要实现用途高值化,沼气净化提纯技术是沼气发展的关键环节之一^[3-4]。由于CO₂作为天然气中的不可燃成分会降低天然气的热值,还会造成管道和设备的腐蚀^[5-6],并且CO₂是占比最多的杂质^[1],所以沼气净化提纯技术的核心部分是将CO₂气体去除^[7]。

目前,脱除沼气中CO₂的主要方法有水洗法、变压吸附法、化学吸收法、物理吸收法、膜分离法、深冷法及生物法^[1]。针对沼气高碳含量,而产品气中CO₂体积分数低于50×10⁻⁶的要求,本文中选用醇胺法脱碳。Xu等^[8]的沼气提纯工艺中,生产单位CH₄所需电量仅为0.012 kWh/m³,但耗热量等效转换成电能高达1.38 kWh/m³。这是因为胺液再生需要消耗大量的热能,而对于高碳含量的天然气脱碳的能耗则更高。陈昌介等^[9]的研究显示,高碳含量天然气的脱碳流程存在吸收剂循环量大、装置能耗高的问题。根据Aliabad等^[10]的研究,富含CO₂天然气的脱碳的胺液循环量是常规含CO₂天然气工况的5~10倍甚至更高。因此针对沼气这类高碳含量的原

收稿日期:2020-08-23;修回日期:2021-06-02

作者简介:曾金繁(1995-),女,硕士生;巨永林(1970-),男,博士,教授,研究方向为天然气液化,通讯联系人,yju@sytu.edu.cn。

料气,提高醇胺法脱碳效率、降低流程能耗至关重要。

国内外学者在胺液的选用、配比,工艺参数、设计方面做了大量的工作来降低脱碳能耗。陈杰等^[11]通过实验比较了三乙醇胺(TEA)分别与一乙醇胺(MEA)、二乙醇胺(DEA)、二乙烯三胺(DETA)、三乙烯四胺(TEPA)、哌嗪(PZ)混合的5种胺液的吸收与解吸能耗,其中TEA和MEA混合胺液的综合性能较好。姚梦茵^[12]通过实验比较了MDEA-MEA、MDEA-TEPA、TEPA-MEA等吸收液的吸收-解吸能力,得出MEA与MDEA的体积比为9:1时再生能耗最低的结论。Capra等^[13]通过调整吸收压力、再生压力、吸收塔的气液质量比及填料高度,优化了沼气脱碳流程的一次能源利用率和设备总费用。李景辉等^[14]提出了酸气直接压缩式热泵、半贫液循环、富液压力能回收3种节能方案,其中半贫液循环方案可将醇胺法脱碳装置总能耗降低约6.02%。但研究所制得产品气多为压缩天然气(CNG),而对沼气脱碳制取LNG研究较少。

综上,本文中针对提出并设计了采用醇胺法的沼气脱碳方案,通过Aspen Hysys软件模拟工艺流程,以脱碳能耗最低为目标,结合Matlab利用遗传算法和序贯法对胺液配比和主要操作参数进行优化,获得了各浓度的最佳操作参数和脱碳能耗。

1 流程设计与优化基础

1.1 原料气进气条件与产品要求

不同物料、不同预处理方式、不同发酵条件所产生沼气的成分、含量有所不同^[1],假设沼气已经过预处理去除了H₂S等杂质气体,本文中设置原料气中CO₂的体积分数分别为30%、40%、50%。根据国内外中小型天然气液化工厂及国内中小型沼气工程的规模^[15],设计沼气脱碳系统的流量为100 kmol/h,温度为25℃,压强为101.3 kPa,年运行时间8 000 h。

在一些压强范围内(CO₂含量不同,范围有所差异),CO₂结晶或结霜温度高于CH₄液化温度,使得CO₂在降温过程中逐渐凝固,设备发生堵塞现象。为了防止堵塞,甲烷气中CO₂体积分数低于50×10⁻⁶才可以液化制取LNG^[2]。因此产品气中CO₂的体积分数必须低于50×10⁻⁶。

1.2 工艺选择

前面已经提到,国内外常用气体脱碳方法主要有膜分离法、变压吸附法、低温分离法、物理吸收法、化学吸收法以及上述各方法的联合分离法等^[1-2]。

其中,醇胺化学吸收法因高性价比、高脱碳能力是目前最为普遍的天然气的酸气脱除方法^[16]。综合各方法的特点^[16-21],针对沼气高CO₂含量,而产品气CO₂体积分数低于50×10⁻⁶的要求,本文中选用醇胺法脱碳。

1.3 胺液参数设置

在工业中常用的醇胺主要有MEA、DEA、MDEA、二甘醇胺(DGA)和二异丙醇胺(DIPA)等^[18]。根据原料气常压的特点,从减少压缩能耗的角度考虑,参考胺液实验等研究^[19-21]暂定选用质量分数35% MDEA+10% MEA的混合胺液,后续将采用遗传算法对胺液配比进一步优化。

胺液的吸收性能可以用酸气负荷表示,一般为0.4~0.5 mol/mol。本文中的胺液循环量将按照富液酸气负荷为0.45 mol/mol来初步设定。

吸收负荷:

$$L = n/V \quad (1)$$

酸气负荷:

$$\alpha = L/c \quad (2)$$

式中, n 为胺液中吸收CO₂的物质的量,mol; V 为胺液的体积,m³; c 为胺液的浓度,mol/m³。

2 醇胺法工艺流程模拟

2.1 工艺流程

应用Aspen Hysys V10模拟醇胺溶液吸收法脱碳的工艺流程,如图1所示。在流程模拟中,物性包选择Amines Package模型,MDEA+MEA溶液的热力学模型采用Kent-Eisenberg^[20,22]。沼气经过压缩机两级压缩至2 MPa,水冷器两级水冷至30℃,从吸收塔下部进料口进入吸收塔内,与自上而下的醇胺溶液在塔内逆向接触,脱除天然气中CO₂的体积分数至50×10⁻⁶以下,合格的湿甲烷气从吸收塔顶排出。

吸收了酸性组分的醇胺富液从吸收塔底部排出,经调压阀降压至200 kPa后进入富液分离罐,闪蒸出富液中溶解的少量甲烷气体。离开闪蒸罐的醇胺富液进入贫/富液换热器与再生塔塔底出来的醇胺贫液进行换热,醇胺富液升温后进入再生塔上部,在塔内向下流动的过程中与再沸器产生的高温水蒸汽逆流接触,解吸出绝大部分吸收的CO₂。恢复吸收能力的贫胺液从再生塔底部流出,进入贫/富液换热器与醇胺富液换热降温,补充了挥发的水分后经过水冷器进一步冷却,最后经过溶液循环泵加压后进入吸收塔完成整个胺液的循环。

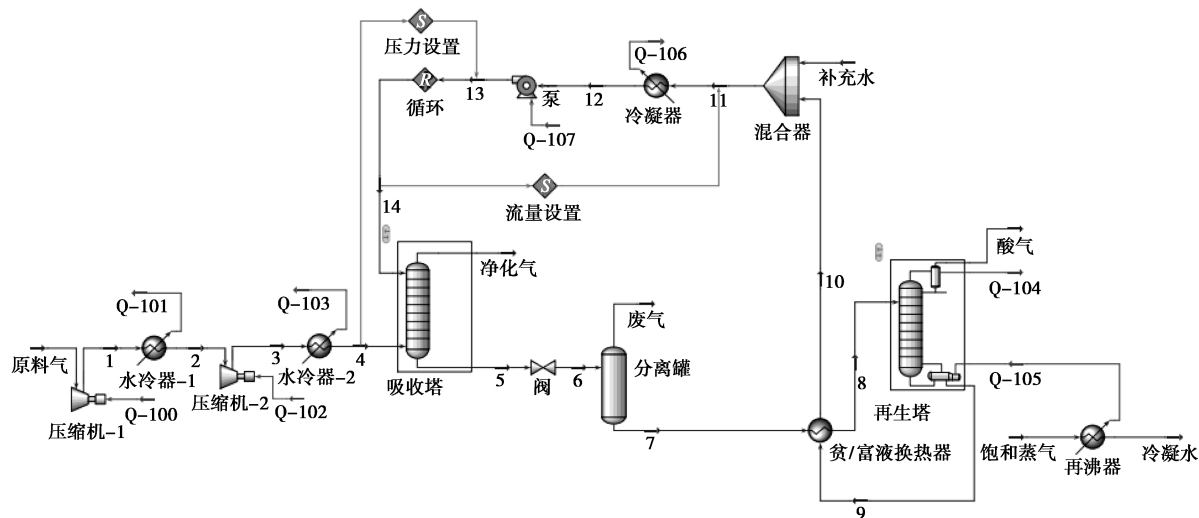


图 1 醇胺法脱碳系统模拟流程

2.2 主要参数优化

2.2.1 遗传算法优化胺液配比

遗传算法是模拟达尔文生物进化论的自然选择和遗传学机理的生物进化的计算模型,通过在优化上、下限之间全局搜索,从而使得单位能耗最小化。本文中采用 Matlab 编写遗传算法程序,可以通过 Hysys com 组件实现与 Hysys 的实时通讯,获得模拟结果^[23]。Matlab 读取 Hysys 中净化气的组分和换热器的温度矫正系数,判断净化气中 CO₂ 的体积分数是否低于 50×10⁻⁶,温度矫正系数是否高于 0.75,如不符合,将阈值赋值给该个体,以便在进化过程中将其淘汰。本文中设置种群规模为 30,最大迭代数为 200,交叉因子为 0.6,变异因子为 0.3。沼气脱碳流程耗能遗传算法优化的框架如图 2 所示。

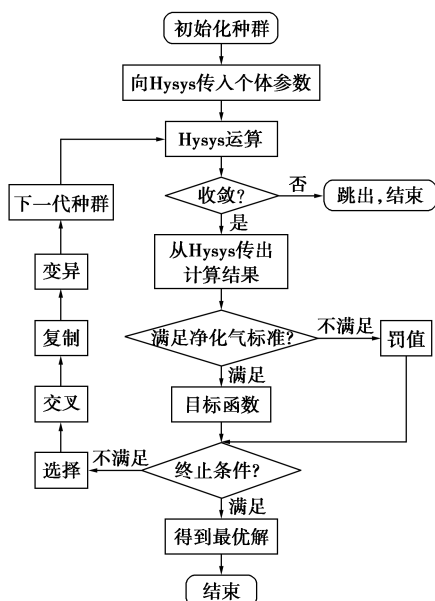


图 2 遗传算法优化计算框图

通过对上述工艺流程的分析,以耗能最低为优化目标,主要优化胺液配比。为了分析胺液配比对整个胺液循环系统能耗的影响,将胺液再生塔的再沸器消耗的蒸汽热量转化成等效功,转换公式如式(3)所示^[24],耗能优化模型计算公式如式(4)所示。

$$W_{reb}(x) = 0.75Q_{reb}(1 - T_c/T_H) \quad (3)$$

$$W_1(x) = [W_{reb}(x) + W_{pump}(x)]/Q(x) \quad (4)$$

式中, Q_{reb} 为再沸器功耗, GJ/h; T_c 、 T_H 分别为蒸汽在汽轮机中的冷凝温度和蒸汽温度, K; W_1 为胺液循环系统的单位等效功, GJ/m³; W_{reb} 、 W_{pump} 分别为再沸器加热量等效功、循环泵功, GJ/h; Q 为输出净化气的体积流量, m³/h。因为胺液配比仅影响胺液循环系统的耗能,故暂不考虑压缩机 K-100、K-101 能耗。

以贫液中水 (M_1)、MDEA (M_2)、MEA (M_3) 的质量流量为优化变量,优化范围和结果如表 1 所示。

表 1 遗传算法优化变量范围和结果 kg/h

CO ₂ 体积分数	变量	下限	上限	优化前	优化后
30%	M_1	7500	9000	8000.9	7829.9
	M_2	5000	7000	5318.6	5211.6
	M_3	1400	2000	1519.5	1569.1
40%	M_1	10000	15000	11019.4	10883.8
	M_2	6000	9500	7516.9	6664.2
	M_3	1500	2200	2147.5	1935.4
50%	M_1	11000	15000	12605.8	13157.0
	M_2	7000	10000	8502.6	7982.0
	M_3	2000	2500	2429.2	2176.0

从表 1 中可以发现,经过遗传算法优化后,水、

MDEA、MEA 的质量流量都大体呈现减少的趋势,贫胺液循环量也相应地减少。贫胺液循环量的减少会显著降低再生塔再沸器能耗,但也会因此引起净化气不符合要求的情况,遗传算法通过协调两者关系,使能耗取得最优解。MEA 溶液虽然吸收效果好,但是再生困难使再沸器热耗增加,所以对于 CO_2 体积分数为 40%、50% 的工况,MEA 的浓度有所降低。但在 CO_2 体积分数为 30% 的优化中,MEA 的质量流量增加,这是因为 MEA 适合于酸气浓度低的工况^[18]。

2.2.2 序贯寻优法优化主要操作参数

虽然采用遗传算法优化对整个流程进行全局优化能得到最优解,但是若对吸收塔和精馏塔中的参数优化,流程不易收敛。参考花亦怀等^[25]的优化顺序,故主要操作参数采用序贯寻优法优化。序贯寻优法是在优化上、下限之间按照一定步长顺序,比对各个条件下的单位能耗,逐渐使其最小化的方法。沼气脱碳流程耗能序贯寻优的优化框架如图 3 所示。

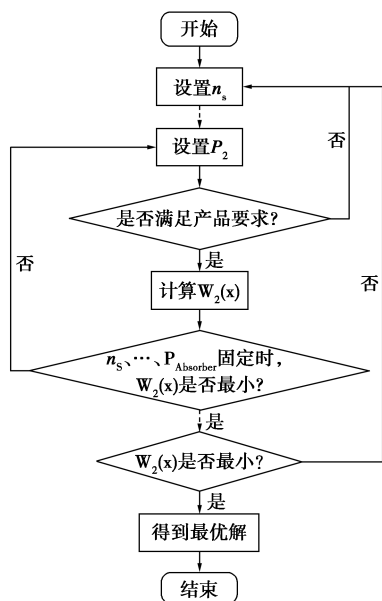


图 3 序贯寻优计算框图

序贯寻优以耗能最小化为优化目标,优化吸收塔和精馏塔主要参数。耗能优化模型计算公式如下:

$$W_2(x) = [W_{\text{reb}}(x) + W_{\text{pump}}(x) + W_{\text{comps}}(x)]/Q(x) \quad (5)$$

式中, W_2 为整个脱碳系统的单位等效功, GJ/m^3 ; W_{reb} 、 W_{pump} 、 W_{comps} 分别为再沸器加热量等效功、循环泵功、压缩机 K-100 和 K-101 的总功, GJ/h ; Q 为输出净化气的体积流量, m^3/h 。

以再生塔塔顶气相出料即该股 Sour Gas 的摩尔流量(n_s)、富液进塔的温度即该股 Rich Amine 的温度(T_R)、该股 2 的压强(P_2)、吸收压力(P_{Absorber})作为优化变量,优化范围和结果如表 2 所示。

表 2 序贯寻优法优化变量范围和结果

CO_2 体积分数	变量	下限	上限	优化前	优化后
30%	$n_s/(\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1})$	25	55	28	27.3
	$T_R/^\circ\text{C}$	80	95	89	88.3
	P_2/kPa	400	700	600	611
	$P_{\text{Absorber}}/\text{kPa}$	1500	2200	2000	1932
40%	$n_s/(\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1})$	30	60	37	34
	$T_R/^\circ\text{C}$	80	95	89.6	88.36
	P_2/kPa	400	700	600	607.2
	$P_{\text{Absorber}}/\text{kPa}$	1500	2200	2000	1957
50%	$n_s/(\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1})$	35	65	45	40.9
	$T_R/^\circ\text{C}$	80	95	91	88.1
	P_2/kPa	400	700	600	621.1
	$P_{\text{Absorber}}/\text{kPa}$	1500	2200	2000	1992

虽然吸收压力的提高导致 CO_2 的分压和溶解度都增大,有助于 CO_2 的脱除,但是 MDEA+MEA 脱除 CO_2 主要是以化学吸收为主,此操作对于吸收的促进作用不如物理吸收显著。过高的吸收压力不仅会增大压缩功,而且还会增加吸收塔的设备费用。因此,在确保产品气中 CO_2 体积分数低于 50×10^{-6} 的情况下,吸收压力均降低来减少能耗。由表 2 中可知,经过优化后该股 2 的压力有所升高,而吸收压力降低,虽然压缩机 K-100 的能耗会有所增加,但压缩机 K-101 的能耗减少幅度更大,因此原料气的压缩功减少。塔顶气相出料越少即塔内水少量气化,则再生塔塔釜温度越低,再沸器所需蒸汽加热量自然减少。由于再生塔塔釜温度的降低导致贫液出塔温度降低,与贫液经过换热后的富液温度自然也降低。较之贫液出塔温度,富液进塔温度的降低幅度小,两者温差变小,所以再沸器的热负荷减少^[26]。

通过遗传算法和序贯法优化后,净化气、胺液的主要参数对比如表 3 所示。

由表 3 可知,净化气中 CO_2 体积分数均低于 50×10^{-6} ,满足设计要求。 CO_2 的体积分数越高,甲烷回收率越低,但均高于 99.7%。MDEA 与 MEA 的浓度有所降低,而酸气负荷有所升高,但是均不超过 $0.5 \text{ mol}/\text{mol}$,表明每摩尔胺液吸收更多 CO_2 ,从而降低再生塔再沸器能耗。

表 3 醇胺法脱碳工艺优化前、后的流程主要参数对比

项目	参数	CO ₂ 体积分数 30%		CO ₂ 体积分数 40%		CO ₂ 体积分数 50%	
		优化前	优化后	优化前	优化后	优化前	优化后
净化气	CO ₂ 体积分数/10 ⁻⁶	49	49.7	47	48	22	49
	摩尔流量/(mol·h ⁻¹)	69.96	69.97	59.88	59.92	49.87	49.89
	CH ₄ 回收率/%	99.93	99.95	99.80	99.87	99.74	99.78
胺液	MDEA 质量分数/%	35.15	34.90	35.23	33.14	35.19	33.21
	MEA 质量分数/%	10.04	10.52	10.06	9.62	10.05	9.06
	体积流量/(m ³ ·h ⁻¹)	14.51	14.29	20.30	19.15	23.98	23.90
	酸气负荷/(mol·mol ⁻¹)	0.432	0.433	0.407	0.457	0.45	0.487

2.3 优化结果和分析

优化前和优化后的脱碳总电耗和总热耗对比如表 4 所示。

表 4 醇胺法脱碳工艺优化前后脱碳总电耗、热耗

CO ₂ 体积分数/%	总电耗/W		总热耗/GJ	
	优化前	优化后	优化前	优化后
30	256.7	254.5	3.80	3.58
40	260.3	256.1	4.37	4.04
50	264.0	261.1	5.29	4.84

从表 4 中可以看出,原料气中 CO₂ 浓度越高,脱碳的总电耗和总热耗越高。其中,压缩机的电耗在总电耗中占比最多。天然气中 CO₂ 体积分数为 30%、40%、50%时,经过遗传算法优化后的总电耗较之优化前分别降低了 0.85%、1.59%、0.91%;再生总热耗较优化前分别降低了 5.68%、7.69%、8.49%。本模拟优化后的结果与现有醇胺法脱碳能耗比较如表 5 所示。

表 5 国内外采用醇胺法脱碳电耗、热耗对比

原料气 CO ₂ 体积分数/%	产品气 CO ₂ 体积分数	单位 CO ₂ 电耗/(kWh·t ⁻¹)	单位 CO ₂ 再生热耗/(GJ·t ⁻¹)	单位 CH ₄ 电耗/(kWh·m ⁻³)	单位 CH ₄ 再生热耗/(GJ·m ⁻³)	数据来源
30	<50×10 ⁻⁶	0.193	2.71	0.163	2.29	本文模拟
40	<50×10 ⁻⁶	0.145	2.29	0.191	3.02	本文模拟
50	<50×10 ⁻⁶	0.118	2.2	0.235	4.34	本文模拟
5.35	<2%	—	2.15	—	—	模拟 ^[27]
5.35	2.75%	—	3.73	—	—	工厂 ^[28]
12.56	<1.26%	0.109/0.123	3.73/2.68	—	—	模拟优化前/后 ^[25]
13	<1.3%	—	5.12	—	—	模拟 ^[29]
35	1.51%	—	4.89	—	—	实验/模拟优化后 ^[30]
	1.68%	—	3.69	—	—	
40	<2%	—	—	0.012	4.98	模拟 ^[8]

从本文中的模拟结果可以看出,在其他条件大致不变的情况下,原料气中 CO₂ 体积分数越高,单位 CO₂ 的脱碳能耗越低,而单位 CH₄ 的脱碳能耗越高。由表 4 可以得知,本文中优化后的能耗大致都低于之前的研究^[8,24,27-30],证明此种优化方法对于降低能耗行之有效。在王茹洁等^[27]的研究中,再生热耗虽然仅 2.15 GJ/t,但只能将净化气中 CO₂ 的体

积分数脱除至 2% 以下,远远无法满足液化制取 LNG 的要求。而且现有的研究多将 CO₂ 脱除至 3% 以下,仅仅满足管道气要求,少有将 CO₂ 脱除至 50×10⁻⁶ 的文献可供参考。

3 结论

针对 CO₂ 体积分数为 30%、40%、50% 的沼气提

出并设计了采用醇胺法脱碳的方案,选取 MDEA-MEA 混合胺液,利用 Aspen Hysys 模拟工艺流程将 CO₂ 的体积分数脱除至 50×10⁻⁶ 以下,结合 Matlab 对胺液配比和操作参数进行遗传算法和序贯法优化,3 种工况的净化气均能满足产品要求。得到的主要结论如下。

(1) 原料气中 CO₂ 浓度越高,单位 CO₂ 的脱碳能耗越低;CO₂ 的体积分数为 30%、40%、50% 时,脱除单位 CO₂ 的电耗分别为 0.193、0.145、0.118 kWh/t,再生热耗分别为 2.71、2.29、2.20 GJ/t。

(2) 原料气中 CO₂ 浓度越高,单位 CH₄ 的脱碳能耗越高;CO₂ 的体积分数为 30%、40%、50% 时,生产单位 CH₄ 的电耗分别为 0.163、0.191、0.235 kWh/t,再生热耗分别为 2.29、3.02、4.34 GJ/t。

(3) 从降低单位能耗的方面考虑,醇胺法适用于高碳含量原料气的 CO₂ 捕集和低碳含量天然气的脱碳。

(4) 本文中的优化方法及优化后的参数可为高 CO₂ 含量天然气脱碳制取 LNG 提供参考。

参考文献

- [1] Gong H, Chen Z, Yu H, *et al.* Methane recovery in a combined amine absorption and gas steam boiler as a self-provided system for biogas upgrading[J]. *Energy*, 2018, 157(15): 744-751.
- [2] 郑峰,王海. 沼气高值利用项目前景展望[J]. *化工设计通讯*, 2020, 46(3): 241-253.
- [3] 孟凡飞,王海波,廖昌建. 水合物法提纯沼气技术研究进展[J]. *化工进展*, 2018, 37(1): 68-79.
- [4] 邱天然,王曼娜,王学军,等. 膜技术在沼气纯化中的应用: 现状与未来[J]. *膜科学与技术*, 2015, 35(6): 113-120.
- [5] 胡辉,李芳,邹妍晖,等. 碱性离子液体-NaOH/MEA 混合体系的 CO₂ 吸收性能[J]. *现代化工*, 2013, 33(9): 77-80, 82.
- [6] 李占生,张玉玺,由方书,等. 天然气胺法净化工艺中 HYSYS 模拟计算研究[J]. *石油规划设计*, 2013, 24(5): 27-28.
- [7] 宋灿辉,肖波,史晓燕,等. 沼气净化技术现状[J]. *中国沼气*, 2007, 25(4): 23-27.
- [8] Xu Yajing, Huang Ying, Wu Bin, *et al.* Biogas upgrading technologies: Energetic analysis and environmental impact assessment[J]. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2015, 23(1): 247-254.
- [9] 陈昌介,何金龙,温崇荣. 高含硫天然气净化技术现状及研究方向[J]. *天然气工业*, 2013, 33(1): 112-115.
- [10] Aliabad Z, Mirzaei H. Removal of CO₂ and H₂S using aqueous alkanolamine solutions[J]. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, 2009, 49(1): 194-203.
- [11] 陈杰,唐建峰,花亦怀,等. 混合胺液用于脱除天然气中 CO₂ 的性能研究[J]. *石油学报:石油加工*, 2015, 31(4): 904-911.
- [12] 姚梦茵. 基于有机胺法的 CO₂ 吸收-解吸工艺试验研究及捕获系统能耗分析[D]. 北京: 北京交通大学, 2014.
- [13] Capra F, Fattarappa F, Magli F, *et al.* Biogas upgrading by amine scrubbing: Solvent comparison between MDEA and MDEA/MEA blend[J]. *Energy Procedia*, 2018, 148(1): 970-97.
- [14] 李景辉,叶仲斌,吴基荣,等. 醇胺法天然气脱硫脱碳装置有效能分析与节能措施探讨[J]. *现代化工*, 2018, 38(6): 186-191.
- [15] 阮雪花,贺高红,肖武,等. 生物甲烷膜分离提纯系统的设计与优化[J]. *化工学报*, 2014, 65(5): 1688-1695.
- [16] 朱艳艳,郭雷,孙晓英,等. 不同脱碳工艺的选择[J]. *现代化工*, 2015, 35(2): 125-128.
- [17] 万宇飞,邓晓伟,程涛,等. 不同含碳量天然气脱碳方案选择[J]. *油气田环境保护*, 2013, 23(3): 56-58.
- [18] 白昊,张波,王刚军,等. 醇胺法脱碳工艺分析[J]. *一重技术*, 2015, (2): 28-32.
- [19] 唐建峰,史泽林,陈杰,等. TEA+MEA、TEA+DETA 混合胺液脱除模拟天然气中 H₂S 的性能[J]. *石油学报:石油加工*, 2015, 31(5): 1082-1088.
- [20] 陈杰,唐建峰,金新明,等. 醇胺法脱碳工艺参数中试实验与模拟优化[J]. *石油学报:石油加工*, 2017, 33(5): 966-974.
- [21] 陈杰,郭清,花亦怀,等. MDEA+MEA/DEA 混合胺液脱碳性能实验研究[J]. *天然气工业*, 2014, 34(5): 137-143.
- [22] Kinigoma B, Osharode D. Optimization of amine base process in the removal of carbon dioxide from natural gas for LNG production[J]. *Journal of Energy Technologies and Policy*, 2013, 3(3): 14-33.
- [23] He Tianbiao, Ju Yonglin. Optimal synthesis of expansion liquefaction cycle for distributed-scale LNG (liquefied natural gas) plant[J]. *Energy*, 2015, 88(8): 268-280.
- [24] 李小飞,王淑娟,陈昌和. 胺法脱碳系统流程改进及优化模拟[J]. *化工学报*, 2013, 64(10): 3750-3759.
- [25] 花亦怀,刘倩玉,丁御,等. 哌嗪活化 N-甲基二乙醇胺半贫液脱碳工艺配方优选及参数优化[J]. *石油学报:石油加工*, 2020, 36(4): 812-822.
- [26] Huttenhuis P, Hogendoorn J, Agrawal N J. Gas solubility of H₂S and CO₂ in aqueous solutions of N-methyldiethanolamine[J]. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 2007, 55(11): 122-134.
- [27] 王茹洁,刘闪闪,陈博,等. MEA 活化 MDEA 工艺天然气选择性脱硫脱碳研究[J]. *天然气化工*, 2019, 44(5): 45-49.
- [28] Jassim, Majeed S. Sensitivity analyses and optimization of a gas sweetening plant for hydrogen sulfide and carbon dioxide capture using methyldiethanolamine solutions[J]. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2016, 36(1): 175-183.
- [29] Ferrara G, Lanzini A, Leone P, *et al.* Exergetic and exergoeconomic analysis of post-combustion CO₂ capture using MEA-solvent chemical absorption[J]. *Energy*, 2017, 130(1): 113-128.
- [30] 李虎. 乙醇胺吸收沼气中高浓度 CO₂ 的传质性能及工艺优化[D]. 北京: 北京科技大学, 2017. ■