

醇胺法天然气脱硫脱碳装置有效能分析与节能措施探讨

李景辉^{1,2}, 叶仲斌¹, 吴基荣², 范祝君², 王治红^{1*}

(1. 西南石油大学化学化工学院, 四川 成都 610500;

2. 中石化广元天然气净化有限公司, 四川 广元 628415)

摘要:通过能耗和有效能分析,提出了酸气直接压缩式热泵方案、半贫液循环方案和富液压力能回收方案 3 种节能措施,并进行了 3 种措施的能耗和有效能对比分析。结果表明,3 种节能措施均可有效降低天然气脱硫脱碳装置的能耗,其中半贫液循环方案的有效能损失和总能耗最低,可节约能耗 6.02%;酸气直接压缩式热泵方案的有效能需求和有效能损失最高,以牺牲一定有效能使装置的总能耗降低 4.80%;压力能回收方案的有效能需求最低,但能耗仅降低 2.04%。综合比较 3 种方案,半贫液循环方案最适用于高酸性天然气脱硫脱碳装置的节能。

关键词:天然气;脱硫脱碳;有效能分析;节能措施;能耗

中图分类号:TE644

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)06-0186-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.06.043

Analysis on effective energy and study on energy saving measures for natural gas desulfurization and decarbonization plant by alcohol amine method

LI Jing-hui^{1,2}, YE Zhong-bin¹, WU Ji-rong², FAN Zhu-jun², WANG Zhi-hong^{1*}

(1. College of Chemistry & Chemical Engineering, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China;

2. Sinopec Guangyuan Natural Gas Purification Co., Ltd., Guangyuan 628415, China)

Abstract: Based on the analysis on energy consumption and effective energy, three energy saving schemes are given, such as acid gas direct compression plus heat pump, semi-lean solution recycling and pressure energy recovery from rich amine solution. The energy consumption and effective energy of these three schemes are compared and analyzed. Results show that three energy saving schemes all can effectively reduce the energy consumption in the natural gas desulfurization and decarbonization plant. Among them, the semi-lean solution recycling scheme can give the lowest energy consumption and the lowest loss in effective energy, which can reduce energy consumption by 6.02%. The acid gas direct compression plus heat pump scheme can help to reduce the energy consumption by 4.80% but gives the highest loss in effective energy. The pressure energy recovery from rich amine solution scheme requires the lowest effective energy but can reduce the energy consumption by 2.04% only. In a sum, the semi-lean solution recycling scheme among three schemes is most suitable for the energy saving in the high sour natural gas desulfurization and decarbonization plant.

Key words: natural gas; desulfurization and decarbonization; analysis on effective energy; energy saving measures; energy consumption

随着节能减排和发展低碳经济的需要,天然气作为清洁、优质、高效能源在一次能源消费结构中的比重持续激增,预计到 2020 年在我国一次能源中的比例将提高至 12%^[1],加快天然气工业高速、大规模发展具有重要战略意义。由于来自地下储层的天然气通常含有一定量的 H₂S、CO₂ 等酸性组分,会影响到天然气的运输、储存和利用,因此必须对含酸性组分的天然气进行脱硫脱碳净化处理,满足商品天然气国家标准。目前,国内外天然气脱硫脱碳方法以醇胺溶液吸收法为主,如 DEA 法、MDEA 法或以 MDEA 为基础的配方溶剂法等,这些方法具有处理量大、操作连续、净化度高以及酸性组分浓度范围适应性宽等优点。但随着近些年来高酸

性、高碳硫比天然气等复杂特殊气田大量开发,以及天然气气质指标进一步升级,已建的高酸性天然气醇胺溶液吸收法脱硫脱碳装置基本上都存在溶液循环量大、能耗高等问题^[2],因此有必要进一步研究和发 展天然气脱硫脱碳净化技术,提高醇胺溶液吸收法脱硫脱碳工艺处理效率,降低装置能耗。本文中借助 Aspen Hysys 软件对高酸性天然气溶液吸收法脱硫脱碳过程进行全流程模拟,以热力学理论分析为基础,对吸收、富液降压、贫富液换热、再生以及贫液增压等各个单元过程进行能耗和有效能分析,获得有效能损失较大的过程,找出节能重点,探讨降低能耗和有效能损失的改进措施。

收稿日期:2018-03-14

作者简介:李景辉(1979-),男,博士生,工程师,研究方向为应用化学,11347554@qq.com;王治红(1974-),男,硕士,副教授,研究方向为油气加工,通讯联系人,028-83033922,228298112@qq.com。

1 常规脱硫脱碳装置工艺流程

1.1 脱硫脱碳装置工艺流程

高酸性天然气的常规脱硫脱碳装置采用醇胺溶液吸收法工艺流程,如图1所示。原料天然气经过两级入口分离器(第一级为重力分离器,第二级为

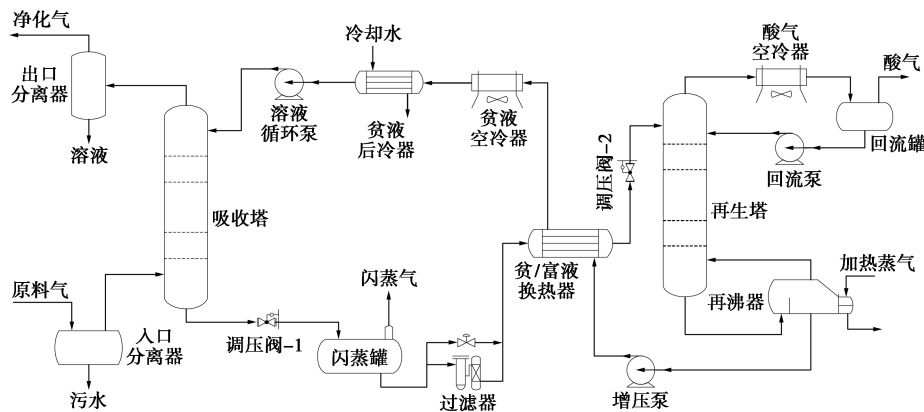


图1 高酸性天然气溶液吸收法脱硫脱碳工艺流程

吸收了酸性组分的醇胺富液从吸收塔底部离开,经调压阀降压后进入富液闪蒸罐,闪蒸出富液中溶解的少量烃类气体。离开闪蒸罐醇胺富液进入贫/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,在塔内进行溶液再生,再生热量由塔底再沸器提供。醇胺富液中解析出来的 CO_2 、 H_2S 等酸性组分从再生塔顶离开经过空气冷却器降温后,进入回流罐分离出酸性水后进入下游硫磺回收装置。高温醇胺贫液从再生塔底部引出,进入贫/富液换热器与醇胺富液换热降温,再经过空气冷却器、贫胺液后冷却器进一步冷却,最后经过溶液循环泵将贫胺液送入吸收塔完成整个溶液系统的循环。

1.2 原料天然气组成及边界条件

原料天然气组成如表1所示。

表1 原料天然气组成 %

组分	摩尔分数	组分	摩尔分数
CH_4	90.804	H_2S	0.035
C_2H_6	1.208	N_2	0.430
C_3H_8	0.197	He	0.029
CO_2	7.292	H_2	0.005

原料天然气中酸性组分(CO_2 、 H_2S)摩尔分数达到7.327%,其中酸性组分以 CO_2 为主,碳硫比($\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$)达到208.3,属于典型的高碳硫比天然气。

旋流分离器)分离出天然气夹带的游离水以及少量固体等杂质,天然气从吸收塔下部进料口进入塔内,与自上而下的醇胺溶液在吸收塔内逆流接触,脱除天然气中 CO_2 、 H_2S 等,合格的湿净化气从吸收塔顶离开,再经过出口气分离器除去湿净化气携带的醇胺液滴后,去下游脱水单元进行天然气脱水。

原料天然气处理量为 $320 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,原料天然气进装置温度约 22°C ,原料天然气进装置压力在 8.2 MPa 左右。

1.3 工艺参数及要求

(1) 常规脱硫脱碳装置工艺参数

常规天然气脱硫脱碳装置的关键节点工艺参数如表2所示。

表2 脱硫脱碳装置关键节点工艺参数

参数	数值	参数	数值
处理量/ $(10^4 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1})$	320	吸收塔压力/kPa	8000
闪蒸压力/kPa	550	再生温度/ $^\circ\text{C}$	120
富液入再生塔温度/ $^\circ\text{C}$	100	再生压力/kPa	170
空冷后贫液温度/ $^\circ\text{C}$	50	贫液入塔温度/ $^\circ\text{C}$	40
溶液中醇胺质量分数/%		空冷后酸气温度/ $^\circ\text{C}$	50
MDEA	38	溶液循环量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	185
DEA	7		

(2) 天然气脱硫脱碳要求

脱硫脱碳后的净化气满足天然气国家标准 GB 17820—2012 中一类天然气气质要求,即 H_2S 含量 $<6 \text{ mg}/\text{m}^3$, CO_2 体积分数 $<2\%$ 。

1.4 常规脱硫脱碳装置有效能分析

如图1所示的常规天然气脱硫脱碳装置设备主要包括吸收塔、再生塔、换热器、空冷器、再沸器、闪蒸罐、泵、气液分离器、调压阀等设备。本小节主要结合脱硫脱碳过程的能量衡算和热量衡算,进行设

备耗能 and 有效能分析^[3],找出节能重点单元。

根据表 2 中工艺参数,对常规天然气脱硫脱碳装置进行全流程模拟,主要设备的有效能损失分析结果如表 3 所示。

表 3 常规脱硫脱碳装置主要设备有效能损失分析结果

设备	有效能损失		有效能效率/%
	$\Delta E_x / (10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1})$	比例/%	
入口分离器	0.1007	0.6601	99.8290
吸收塔	2.6944	17.6698	95.5535
富液调压阀 1	0.9947	6.5228	58.7053
闪蒸罐	0.0009	0.0061	99.9347
贫/富液换热器	1.4332	9.3984	86.6672
富液调压阀 2	0.7386	4.8436	88.9508
溶液再生系统			
酸气空冷器	2.0958	13.7439	34.5190
回流泵	0.0006	0.0042	76.8724
再生塔	2.8029	18.3811	81.2671
塔底再沸器	1.9507	12.7927	81.0421
增压泵	0.0769	0.5044	81.8440
循环泵	0.3535	2.3180	77.3169
贫胺液空冷器	1.5297	10.0315	22.3024
贫胺液后冷器	0.4763	3.1234	34.1977
合计	15.2489	100.0000	

常规脱硫脱碳装置全流程的能量衡算结果如表 4 所示。

表 4 常规脱硫脱碳装置的能量衡算结果 10^6 kJ/h

设备	输入		输出	
	能耗	E_x	能耗	E_x
原料气	5.9486	58.8668		
净化气			10.3826	55.4937
酸气			0.6270	0.3357
闪蒸气			0.0368	0.0637
入口分离器				0.1007
吸收塔				2.6944
富液调压阀 1			0.9947	0.9947
闪蒸罐				0.0009
贫/富液换热器			1.4332	
富液调压阀 2			0.7386	0.7386
溶液再生系统				
酸气空冷器				14.0863
回流泵	0.0028	0.0028		0.0006
再生塔				2.8029
塔底再沸器	39.6426	10.2899		1.9507

增压泵	0.4237	0.4237		0.0769
循环泵	1.5583	1.5583		0.3535
贫胺液空冷器			13.8699	1.5297
贫胺液后冷器			6.8290	0.4763
合计	47.5759	71.1414	47.5649	71.1419

由表 3、表 4 可知:①从热量负荷来看,热量负荷最高的设备是再生塔底再沸器,占输入总热负荷的 83.32%,其次是酸气空冷器和贫液空冷器,热负荷占输出总负荷的比例分别为 29.61%和 29.16%。②从有效能损失来看,溶液再生系统有效能损失占总损失量的比例达到 44.89%;其次是吸收塔、后冷器、空冷器和调压阀。③从设备有效能利用效率来看,空冷器、冷凝器和调压阀的有效能效率较低。因此,综合热量负荷、有效能损失和有效能效率 3 个方面,常规脱硫脱碳装置的再生系统是能耗的主要单元,也是节能的重点单元。其次,醇胺富液压力能也应该考虑回收。

2 节能措施探讨

2.1 酸气直接压缩式热泵方案

天然气脱硫脱碳装置再生塔塔顶的酸气携带有大量低温位潜热,无法直接利用,可采用热泵技术提高酸气温位,然后用作塔底再沸器的加热热源^[4-5]。再生系统的酸气直接压缩式热泵方案如图 2 所示,脱硫脱碳装置的再生塔顶酸气经过压缩机压缩升温后,再进入塔底再沸器,高温酸气部分冷凝释放的潜热为再沸器提供部分热量,不足的热量再由蒸汽提供,经再生器换热后的酸气再经过冷凝器和节流阀减压降温后,进入回流罐进行气液分离,冷凝水回流至再生塔内,离开回流罐的酸气进入下游装置。

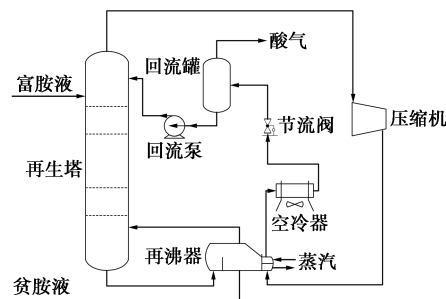


图 2 酸气直接压缩式热泵方案流程

脱硫脱碳装置的关键工艺参数如表 2 所示,热泵压缩机的压缩比为 3.0 的条件下。对带热泵系统

的脱硫脱碳装置进行全流程模拟,主要设备的有效能损失计算和分析结果如表5。

表5 酸气直接压缩式热泵方案的主要设备有效能损失分析结果

设备	有效能损失		有效能效率/%
	$\Delta E_x / (10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1})$	比例/%	
入口分离器	0.1007	0.5937	99.8290
吸收塔	2.6935	15.8850	95.5550
富液调压阀1	0.9947	5.8661	58.7105
闪蒸罐	0.0008	0.0045	99.9457
贫/富液换热器	1.4327	8.4493	86.6699
富液调压阀2	0.7385	4.3550	88.9524
溶液再生系统			
酸气空冷器	2.2209	13.0973	29.1648
酸气压缩机	0.4817	2.8408	84.6807
酸气节流阀	0.9081	5.3553	29.7874
回流泵	0.0006	0.0037	76.9680
再生塔	2.8047	16.5408	81.2550
塔底再沸器	2.1433	12.6399	79.5505
增压泵	0.0768	0.4530	81.8618
循环泵	0.3535	2.0846	77.3169
贫胺液空冷器	1.5297	9.0213	22.3217
贫胺液后冷器	0.4764	2.8098	33.9523
合计	16.9565	100.0000	

酸气直接压缩式热泵系统的脱硫脱碳装置全流程的能量衡算如表6所示。

对比表3~表6中有效能损失和能耗负荷,采用热泵方案后热泵流程的输入有效能仅增加了 $1.74 \times 10^6 \text{ kJ/h}$,但装置的输入和输出总能耗负荷却都降低了 $2.284 \times 10^6 \text{ kJ/h}$,能耗降低幅度为4.80%左右,有效降低了再生塔顶酸气空冷器和塔釜再沸器的热负荷。

表6 采用酸气直接压缩式热泵系统的脱硫脱碳装置的能量衡算结果 10^6 kJ/h

设备	输入		输出	
	能耗	E_x	能耗	E_x
原料气	5.9486	58.8668		
净化气			10.3824	55.4942
酸气			0.6491	0.3635
闪蒸气			0.0366	0.0638
入口分离器				0.1007
吸收塔				2.6935
富液调压阀1			0.9947	0.9947
闪蒸罐				0.0008
贫/富液换热器				1.4327
富液调压阀2			0.7385	0.7385
溶液再生系统				
酸气空冷器			10.8548	2.2209
酸气压缩机	3.1444	3.1444		0.4817
酸气节流阀			0.9081	0.9081
回流泵	0.0027	0.0027		0.0006
再生塔				2.8047
塔底再沸器	34.2163	8.8815		2.1433
增压泵	0.4235	0.4235		0.0768
循环泵	1.5583	1.5583		0.3535
贫胺液空冷器			13.8701	1.5297
贫胺液后冷器			6.8294	0.4764
合计	45.2938	72.8772	45.2636	72.8781

2.2 半贫液方案

该脱硫脱碳装置的原料气中酸性组分体积分数高达7.3%左右,装置的溶液循环量较大。考虑酸性组分中以 CO_2 为主,再生较容易,为了降低再生系统能耗,可采用半贫液方案,以减少进入再沸器的溶液量,从而降低再沸器负荷。半贫液方案的脱硫脱碳工艺流程如图3所示。

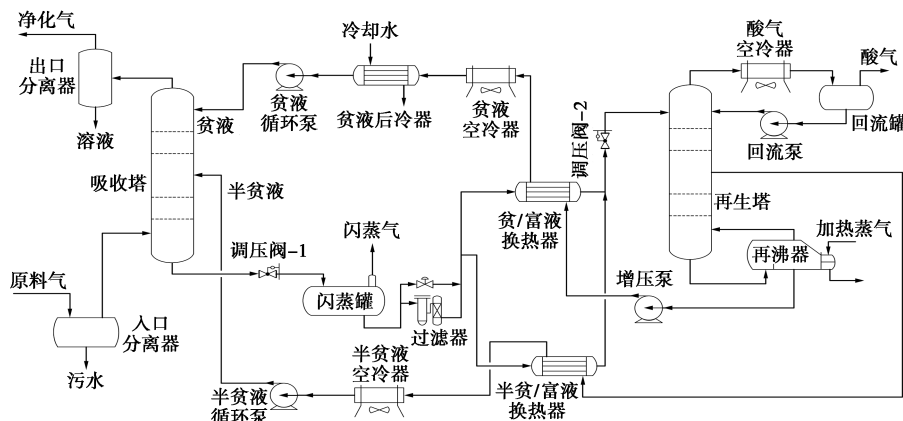


图3 半贫液方案的脱硫脱碳工艺流程

对该脱硫脱碳装置采用半贫液方案后,溶液循环量增加至 240 m³/h,半贫液从再生的中间部位抽出,比例占溶液总循环量的 54%。然后半贫液经过半贫/富液换热器和半贫液空冷器冷却至 50℃,然后经过半贫液循环泵进入到吸收塔中部。半贫液方案的主要设备有效能损失计算和分析结果如表 7。

表 7 半贫液方案的主要设备有效能损失计算和分析结果

设备	有效能损失		有效能效率/%
	$\Delta E_x / (10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1})$	比例/%	
入口分离器	0.1007	0.7108	99.8290
吸收塔	2.6299	18.5689	95.7121
富液调压阀 1	1.3060	9.2211	57.7998
闪蒸罐	0.0018	0.0130	99.8971
贫/富液换热器	0.8379	5.9165	86.6220
半贫/富液换热器	0.2714	1.9161	94.2239
富液调压阀 2	0.7367	5.2017	89.5497
溶液再生系统			
酸气空冷器	1.5913	11.2356	27.9034
回流泵	0.0009	0.0062	76.8387
再生塔	2.6214	18.5092	83.3254
塔底再沸器	1.4701	10.3803	75.6726
增压泵	0.0449	0.3168	81.8640
贫液循环泵	0.2102	1.4843	77.3148
半贫液循环泵	0.4085	2.8843	70.4964
贫液空冷器	0.9069	6.4032	22.5739
半贫液空冷器	0.7440	5.2533	27.5181
贫液后冷器	0.2802	1.9786	34.2545
合计	14.1627	100.0000	

采用半贫液方案脱硫脱碳装置全流程的能量衡算结果如表 8 所示。

表 8 采用半贫液循环的脱硫脱碳装置的能量衡算结果

设备	输入		输出	
	能耗	E_x	能耗	E_x
原料气	5.9486	58.8668		
净化气			11.3491	55.6074
酸气			0.6230	0.3320
闪蒸气			0.0452	0.0834
入口分离器				0.1007
吸收塔				2.6299
富液调压阀 1			1.3060	1.3060
闪蒸罐				0.0018
贫/富液换热器				0.8379
半贫/富液换热器				0.2714
富液调压阀 2			0.7367	0.7367

溶液再生系统			
酸气空冷器			10.2902
回流泵	0.0019	0.0019	0.0009
再生塔			2.6214
塔底再沸器	36.2044	8.7561	1.4701
增压泵	0.2474	0.2474	0.0449
循环泵	0.9267	0.9267	0.2102
半贫液循环泵	1.3846	1.3846	0.4085
贫液空冷器			8.1970
半贫液空冷器			8.1336
贫液后冷器			4.0250
合计	44.7136	70.1835	44.7057

对比原脱硫脱碳装置的有效能损失和能耗可知,采用半贫液方案后,不仅降低了再沸器的热负荷,而且还降低了酸气空冷器、贫液空冷器的热负荷,使装置的输入和输出总能耗负荷都下降了 $2.87 \times 10^6 \text{ kJ/h}$,下降幅度为 6.02%,同时装置主要设备有效能损失减少,使输入有效能下降了 $1.08 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ 。

2.3 压力能回收方案

压力能回收方案的流程如图 4,将富液调压阀-1 用液力透平泵代替,将富液的压力能转换为机械能提供给溶液循环泵,以降低循环泵的输入功率。

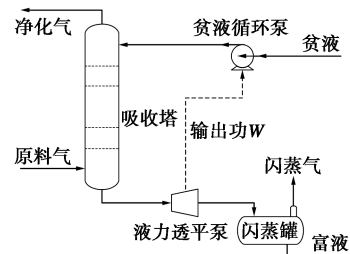


图 4 压力能回收工艺流程

根据表 2 中工艺参数,液力透平系统的效率取 70%,对该天然气脱硫脱碳装置进行全流程模拟,主要设备的有效能损失分析结果如表 9 所示。

表 9 采用液力透平后装置主要设备有效能损失分析结果

设备	有效能损失		有效能效率/%
	$\Delta E_x / (10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1})$	比例/%	
入口分离器	0.1007	0.7021	99.8290
吸收塔	2.6944	18.7932	95.5535
液力透平泵	0.0831	0.5794	92.1249
闪蒸罐	0.0009	0.0064	99.9347
贫/富液换热器	1.4332	9.9960	86.6672
富液调压阀 2	0.7386	5.1516	88.9508

续表

设备	有效能损失		有效能 效率/%
	$\Delta E_x / (10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1})$	比例/%	
溶液再生系统			
酸气空冷器	2.0958	14.6177	34.5190
回流泵	0.0006	0.0045	76.8724
再生塔	2.8029	19.5498	81.2671
塔底再沸器	1.9507	13.6061	81.0421
增压泵	0.0769	0.5365	81.8440
循环泵	0.3535	2.4654	77.3169
贫胺液空冷器	1.5297	10.6694	22.3024
贫胺液后冷器	0.4763	3.3220	34.1977
合计	14.3373	100.0000	

采用液力透平后脱硫脱碳装置全流程的能量衡算结果如表 10 所示。

表 10 采用液力透平后脱硫脱碳装置的能量衡算结果

设备	输入		输出	
	能耗	E_x	能耗	E_x
原料气	5.9486	58.8668		
净化气			10.3826	55.4937
酸气			0.6270	0.3357
闪蒸气			0.0368	0.0637
入口分离器				0.1007
吸收塔				2.6944
液力透平泵			0.9718	0.0831
闪蒸罐				0.0009
贫/富液换热器				1.4332
富液调压阀 2			0.7386	0.7386
溶液再生系统				
酸气空冷器			13.1280	2.0958
回流泵	0.0028	0.0028		0.0006
再生塔				2.8029
塔底再沸器	39.6426	10.2899		1.9507
增压泵	0.4237	0.4237		0.0769
贫液循环泵	0.5865	0.5865		0.3535
贫液空冷器			13.8699	1.5297
贫液后冷器			6.8290	0.4763
合计	46.6041	70.1697	46.5838	70.2303

对比原脱硫脱碳装置的有效能损失和能耗可知,采用液力透平方案不仅降低了整个装置的有效能损失,有效能损失减少了 6% 左右,而且还降低了贫液循环泵的输入功率,使装置总能耗降低了 2% 左右。

2.4 方案对比

对比常规流程、酸气直接压缩式热泵方案、半贫液方案以及液力透平方案的总能耗和有效能,如表 11 所示。

表 11 不同方案流程所需总能耗和有效能对比

流程	装置总输入能耗		输入有效能		
	能耗/ ($10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$)	降幅/ %	有效能/ ($10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$)	降幅/ %	有效能损失/ ($10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$)
常规流程	47.5759	—	12.2747	—	15.2489
热泵方案	45.2938	4.80	14.0104	-14.14	16.9565
半贫液方案	44.7136	6.02	11.3167	7.80	14.1627
压力能回收方案	46.6041	2.04	11.3029	7.92	14.3373

由表 11 可知,与常规流程相比,从装置的总能耗(包括热能和电能)来看,半贫液方案的总能耗降低了 6.02%,直接压缩式热泵方案的总能耗降低了 4.80%,压力能回收方案总能耗仅降低了 2.04%。从装置的有效能来看,压力能回收方案所需有效能最低,直接压缩式热泵方案因压缩机消耗以及设备增加而使装置内部有效能损失增加,因此所需有效能最高并且有效能损失最高。

3 结论

针对该高酸性天然气脱硫脱碳装置,采用酸气直接压缩式热泵、半贫液循环和压力能回收 3 个方案都能降低该高酸性天然气脱硫脱碳装置的能耗。半贫液循环方案的总能耗和有效能损失最低,可节约能耗 6.02%;酸气直接压缩式热泵方案的有效能需求和有效能损失最高,以牺牲一定有效能使装置的总能耗降低 4.80%;压力能回收方案的有效能需求最少,但装置总能耗仅降低了 2.04%。因此,综合考虑装置总能耗、所需有效能以及有效能损失,该高酸性天然气脱硫脱碳装置采用半贫液循环的节能效果最好。另外,高酸性天然气脱硫脱碳装置的溶液循环量大、能耗高,可采取多种节能措施相结合的方式,能够更有效地降低装置能耗。

参考文献

- [1] 童晓光. 大力提高天然气在能源构成中比例的意义和可能性[J]. 天然气工业, 2010, 30(10): 1-6.
- [2] 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.
- [3] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局. GB/T 14909—2005. 能量系统焓分析技术导则[S]. 北京: 中国标准出版社, 2005.
- [4] Gao H, Zhou L, Liang Z, et al. Comparative studies of heat duty and total equivalent work of a new heat pump distillation with split flow process, conventional split flow process, and conventional baseline process for CO_2 capture using monoethanolamine[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2014, 24: 87-97.
- [5] 赵会军, 韩艳敏. 热泵应用于 MDEA 再生系统的可行性分析[J]. 天然气化工: C1 化学与化工, 2010, 35(6): 68-70. ■