

胺液再生装置节能措施的选择及节能效益分析

魏建岗 (延长石油天然气股份有限公司, 陕西 延安 716000)

摘要: 胺液再生装置是一种石化炼油装置, 在其运转过程中存在着较大的能源消耗, 胺液浓度、温度以及热稳态盐都会对其产生影响, 因为胺液再生装置含有众多设备以及流程, 若没有采取有效地节能措施, 则会造成能源消耗过量。本文以胺液再生装置的具体工艺流程与能耗结构作为切入点, 重点分析了胺液再生装置节能措施选择和节能效益。

关键词: 胺液再生装置; 节能措施; 节能效益; 再生塔

工业作为我国经济建设的重要支柱, 在其发展过程中存在着一定的能源浪费问题, 石油化工行业是其中的能源消耗大户, 只有科学合理地选择节能措施, 考虑到节能效益, 才更加有利于达成节能减排以及降耗的根本目标。胺液再生装置是石油炼化的上游生产装置脱硫单元, 该能源消耗问题十分严峻, 科学选择与应用节能措施已刻不容缓。

1 胺液再生装置的具体工艺流程与能耗结构

1.1 工艺流程

胺液再生装置是炼油中的重要装置, 是上游生产装置中的脱硫装置。它们大多使用一乙醇胺 MEA 方法去除干气和液化气中的硫化氢。吸收剂选用水溶性醇胺溶剂 MDEA, 主要负责胺液的集中再生。胺液再生装置工艺流程见图 1, 首先, MDEA 与原料气中含有二氧化碳、硫化氢等酸性气体反应, 得到溶剂化烷基醇盐胺盐, 生成富胺液。当热交换反应下的富胺液温度达到 98℃ 时, 进入胺再生塔。需要将塔底温度控制在 121℃, 塔顶温度控制在 110℃, 压力保持在 55kPa。塔顶完全分离酸性气体后, 将其冷却至 38℃, 移至酸性气体分离罐, 分离出的酸性水可为再生塔顶的回流提供支撑。酸性气体被输送到硫回收装置, 纯化的胺液从塔底提取。冷却至 40℃ 后进入贫胺液缓冲罐, 脱硫塔在贫胺液泵的作用下循环使用^[1]。

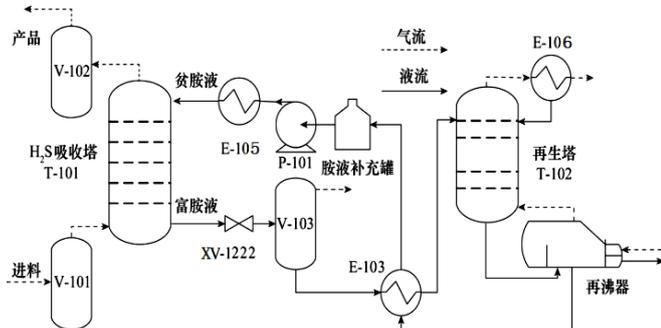


图 1 胺液再生装置工艺流程

1.2 能耗结构

1.2.1 再生塔塔底热源

胺液再生装置若为每小时 50t, 其综合能源消耗在 8.57kge/t, 胺液再生的蒸汽能耗占比最大, 可以达到 82.6%, 由此可见, 胺液再生装置的能耗大小和蒸汽用量的关系十分密切, 也就是说再生塔底热源选择及用量是主要的决定因素。大多数的石油炼化企业的蒸汽管网为中压和低压, 而再生塔的热源需要是 140–155℃ 区间的低温位热, 所以炼化单位会将原本的 1.0MPa 蒸汽减压至 0.35MPa 来作为再生塔热源, 也就是高能低用, 使得能源被大大浪费。

1.2.2 再生装置冷却负荷

胺液再生装置除了蒸汽能耗之外, 还存在循环水能耗, 它占能耗比重的 6.8%, 虽然远远不及蒸汽能耗占比, 但是它的参数控制以及流程优化有着非常突出的节能空间。对于再生装置的冷却负荷, 在设计过程中, 应在原有的基础上缩减冷却水用量, 科学应用空气冷却器。通常来说, 再生塔顶酸性气与贫胺液冷却的第一选择为空气和循环水冷却相结合的方式。当空气干球温度低于 25℃, 空气冷却器单独运行就可以满足胺液再生装置的运转需要。而胺液再生装置采取二者相结合的方式, 所产生的能源消耗是单独应用空气冷却的 1.25 倍。当胺液再生装置的下游设施可以保持操作平稳, 就可以更好把控冷却后的酸性气和贫胺液温度, 而从实际的表现情况, 脱硫塔往往不具备冷却器, 既没有达成胺液温度规定要求, 低分气和贫胺液的冷却负荷表现也不是十分良好, 由此产生了大量的能源消耗^[2]。

1.2.3 高温凝结水

胺液再生装置的再生塔塔底热源通常会选择使用经过减温减压处理的 1.0MPa 蒸汽, 在再沸器中蒸汽和贫胺液实现换热, 冷凝反应完成后得到凝结水, 之

后在循环水冷却器的作用下，温度冷却至 95℃ 以下，且移动至全厂凝结水管网中，可以被回收利用。再沸器的出口凝结水温度应当把控在 135℃，根据再生工艺要求下降至 95℃，此时的冷却负荷为 49.5kW/t，浪费了低温热位。综合利用胺液再生装置的高温凝结水热能，有助于减少能源消耗，保证能源利用率过关。胺液再生装置能量消耗如下表所示：

表 1 胺液再生装置能量消耗

项目	新鲜水	循环水	除盐水	凝结水	电能	1.0MPa 蒸气
单位综合能耗	0.005	0.585	0.015	-0.192	1.081	7.704
综合能耗	8.16	1.056	27.6	-346	1951	12768

2 胺液再生装置节能措施选择和节能经济效益

2.1 胺液再生装置节能措施选择

2.1.1 调整相关操作参数

对上述胺液再生装置能量消耗情况进行综合分析后，结合传统胺液再生装置的工艺特点，最终得出的相关操作参数优化调整方案及有关考量如下：

其一，在传统胺液再生装置运行的过程中，热稳态盐的含量必定会不断提升。这种物质会对硫化氢的吸收效果以及再生塔的运行工况造成负面影响，导致装置整体吸收酸性气体的能力会逐渐下降。随着时间的累计，气体脱硫效率同样会逐渐下降。因此，如果保持传统胺液再生装置长期处于运转状态，前后期生成等量胺液、吸收等量硫相关成分的能耗大不相同（后期会远远超过前期）。针对这种情况所采取的参数调整方法是，基于“胺液净化”这一操作，保持每小时 3t 的胺液过滤速率（三级过滤），既能够有效减少胺液中的杂质，又可以避免热稳态盐的含量增加，从而降低容积的发泡难度。按照这种方法完成参数调整后，胺液再生装置运转期间，无论前期还是后期，胺液中

的热稳态盐含量长时间可以控制在 1.0% 左右，最高不会超过 1.2%，也不会出现高能耗情况，有效实现“节能降耗”目标。

其二，根据胺液再生装置的运行原理，如果需要提高酸性气的析出率，可通过降低塔顶压力的方式加以实现。经过对相关数据分析后发现，如果将回流比控制在 (0.9 ± 0.1) 时，残余硫化氢的含量也会显著降低。但需要注意，“回流比”的参数控制产生的作用存在上限值——达到 1.0 之后，如果进一步提高该参数，则在改善贫胺液质量方面的作用不会继续提升。因此，只需控制在 (0.9 ± 0.1) 范围内即可^[3]。

2.1.2 应用重油催化分馏塔顶循与再生塔热联合

胺液再生装置的节能措施可以选择应用重油催化分馏塔顶循与再生塔热联合的方式。当温度在 144℃ 的重油催化分馏塔顶循油被抽出和热媒水进行换热反应，之后所输出的低温位热会移动至低温热水发电机组处，并且在循环水冷却反应的作用下，温度下降至 75℃，并且进行返塔。重油催化分馏塔柴油的温度为 204℃，先经过原料和富吸收油换热反应后，温度降至 100℃，后续的反应造作与上述流程等同，最终出装置的温度在 50℃。胺液再生装置的再生塔塔底温度设定在 119℃，热源选择应用减温减压处理的 0.35MPa 蒸汽，具体用量在 12t/h。顶循油和循环水换热输出为低温热，属于热量高质低用，而因为再生塔有着较低的塔底温度，选定减温减压处理的蒸汽同样是热量高质低用，若出现热量不足情况，可以选择应用柴油来进行补充。对胺液再生装置的再生塔供热进行改造处理，在原有的基础上提升分馏塔顶循油的整体温位，返塔温度保持在 94℃，在柴油新增的作用下，温度上升至 154℃，再生塔底再沸器为热源，取代原本的蒸汽加热再生塔，保留原本的再沸器。顶循油从再生塔完成换热反应后，温度可以下降至 132℃，而没有经过换热反应的顶循油要由三通调节阀来实现对返塔温度的有效调控，确保胺液再生装置的再生塔塔顶温度一直保持在合理的区间范围内。

2.1.3 再生塔热源选择使用乏汽

将乏汽作为胺液再生装置再生塔的热量源头，能够呈现出节能降耗特性。首先需要围绕乏汽，分析相关装置系统的运行工况。通常此种联合装置的乏汽来源如下：蒸汽经由再沸器的减压处理后，会在 1.0MPa 的压力下，伴随热量回流产生，此时对应的乏汽压力可达到 0.35MPa，实时温度可达到近 134℃（精确温

度测量值为 133.8℃)。很多企业的胺液再生系统可能受多重因素影响,导致乏汽输送管网在较长时间内处于停用状态,对乏汽的主要运用方式是供应给低温发电装置。这种情况下,不仅乏汽的综合利用率处于极低水平,也因为每年进入冬季寒冷期之后,由于乏汽的产生量远远高于乏汽的消耗量,导致大量无法使用的乏汽只能储存于乏汽系统中,极大地增加了该子系统的内部压力,这是真实存在的安全隐患^[4]。一组来自乏汽子系统的平衡数据如下:在每年的夏季,催化伴热、精致伴热、再沸器、气提塔再沸器、三级硫磺冷却器每小时对应的乏汽流量分别为 1.5t、0.5t、1.1t、1.5t、0.8t,总计为每小时 5.4t;进入冬季低温环节之后,上述各设备及生产过程每小时对应的乏汽流量分别为 6t、2t、1.1t、1.5t、0.8t,总计为每小时 11.4t。对应的消耗量如下:夏季精致伴热、仪表板热、低温发电分别对应每小时 1t、0t、4t,总计为 5t;冬季分别为 3t、3t、4t,总计为 10t。可以看到,乏汽产生量多余消耗量。改善上述情况的思路是,基于上述数据可知,胺液再生装置具有替代 1.0MPa 蒸汽作为再生塔热量来源的基础条件。改进方案是,在再生塔再沸器再生蒸汽压力调节阀前端区域,增设 0.3MPa 蒸汽缓冲罐,用于接入蒸汽和乏汽。通过这种方式,可降低蒸汽用量,提升乏汽消耗量,一举两得,降低成本。

2.1.4 综合利用高温凝结水

装置内的凝结水温度常年处于“低温热”范围内(具体温度值为 120℃)。如果不能充分利用这部分具有一定热量的凝结水,则必然是一种浪费(根据能量守恒定律,热量作为一种能量,是经过其他能量转化后得到,如果长时间维持热量且不消耗,意味着能量被白白浪费)。具体利用这些凝结水的方式为,寻找合适热阱。具体方法为,增设凝水收集罐、热力除氧型除氧器等,可对凝结水等进行换热、冷却处理,从而实现对高温凝结水的利用。通过这种方式,其他方面的“升温”能耗可在一定程度上降低,实现节能降耗的目标,且能够长期运用,具有较强的合理性。

2.2 节能措施所带来的节能经济效益

胺液再生装置的所应用的各种节能措施,所带来的节能经济效益不尽相同,下文对各节能措施经济效益进行分析。

第一,选择应用重油催化分馏塔顶循与再生塔热联合的节能措施,表现出了非常显著的节能效果,但是若分馏塔没有保持充足的热量时,则无法高质量达

成预期的节能目标。所以采取此节能方法,要务必保障分馏塔热量充足,不再使用柴油和顶循冷却器,有效节约循环水,而蒸汽的节约则是通过应用顶循油低温位热供再生塔再沸器来达成,综合能源消耗降从 4.23kgeo/t 下降至 3.13kgeo/t,胺液再生装置能耗节约 1.1kgeo/t,创造了 404 万元的节能经济收益。若此方法处于满负荷运行状态下时,则节能经济收益可以提高 1034 万元。

第二,胺液再生装置选择应用再生塔热源为乏汽的节能方式,能够保持平稳的运行状态,贫胺液质量合乎标准要求,可以从根本上规避因热源波动情况所引起的安全事故问题。以乏汽来充当再生塔底热源,可以在原有的基础上,节约 2.5t 的 1.0MPa 蒸汽,蒸汽单价为每吨 120 元,胺液再生装置按照每年运行 140 天来算,那么生产成本就可以下降 252 万元,这也就是该节能措施所创造出的节能经济效益。

第三,综合利用高温凝结水来作为胺液再生装置的节能改造手段,凝结水热能利用装置可以长时间保持平稳的运行状态,当除盐水和凝结水完成换热反应后,除氧器的上水温度从原本的 69℃ 提升至 81℃,而除氧蒸汽用量则从 5.5t/h 降至 3t/h,蒸汽消耗平均节省了 2t/h,可以创造出 210 万元的经济收益。再加上因为除氧器的上水温度有所提高,除氧效果得到了明显的加强,为胺液再生装置的平稳运行创造了必要的条件,进一步延长了其使用寿命。

3 结论

胺液再生装置具有高耗能特征,这是由其工艺特征所决定的,所以采取节能措施是非常有必要的,满足于我国的可持续发展要求。通过调整相关操作参数、应用重油催化分馏塔顶循与再生塔热联合、再生塔热源选择使用乏汽以及综合利用高温凝结水的节能措施,获得良好的节能效果,进一步增加经济收益。

参考文献:

- [1] 于宏,张华维,刘增让.胺液再生装置节能措施的选择与应用[J].硫酸工业,2023(01):55-58+66.
- [2] 张相俊.有效降低胺液再生装置能耗分析[J].山东化工,2022,51(04):160-162+165.
- [3] 刘健,孙克文.胺液净化系统在胺液再生装置的应用[J].辽宁化工,2021,50(07):1019-1022.
- [4] 盖涤浩.基于溶剂再生装置胺液净化技术的研究[J].山东化工,2019,48(13):117-118.