

多晶硅尾气吸附塔再生气回收工艺的节能优化及流程模拟

沈琛*

(华陆工程科技有限责任公司, 陕西 西安 710065)

摘要:介绍了多晶硅还原尾气回收装置吸附塔再生气回收工艺。通过 Aspen Plus 流程模拟软件对再生气回收现有工艺和节能优化工艺进行了模拟计算,并对两种工艺的公用工程消耗及设备投资进行了比较和分析。结果表明,再生气回收节能优化工艺与现有工艺相比,电耗、循环水消耗和氟利昂用量均有较大幅度的降低,氟利昂冷媒的品级也从 -40°C 降至 -10°C ,同时节省了设备投资,在运行成本和投资方面具有明显的优势。

关键词:多晶硅;尾气回收;再生气;节能优化;流程模拟

中图分类号:TQ127.2

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)S-0192-03

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.S.044

Energy-saving optimization and process simulation for regenerated-gas recovery process in tail gas recovery tower of polysilicon production

SHEN Chen*

(Hualu Engineering and Technology Co., Ltd., Xi'an 710065, China)

Abstract:The regenerated gas recovery process of the adsorption tower in the off-gas recovery unit of polysilicon plant are briefly reviewed.Both the existed process and the energy-saving optimization process are simulated by means of Aspen Plus software.The utilities consumption and investment of two processes are compared and analyzed.The result shows that the consumption amounts of power,circulating water and freon refrigerant by the energy-saving optimization process can be reduced to a large degree.The grade of freon refrigerant also decreases from -40°C to -10°C .The equipment investment is saved concurrently.It concludes that the energy saving optimization process has obvious advantages in operation cost and investment compared with the existed process.

Key words:polysilicon; tail gas recovery; regenerated gas; energy-saving optimization; process simulation

多晶硅是制造集成电路、光伏太阳能电池等的关键材料^[1]。目前,制备多晶硅的主流工艺为改良西门子法,此法中 SiHCl_3 (TCS)在还原炉内被 H_2 还原成晶体硅,进入还原炉的 SiHCl_3 仅有8%~10%转化成多晶硅,还原尾气中含有大量未反应的生产原料 H_2 、 SiHCl_3 和反应副产物 SiCl_4 、 HCl 、 SiH_2Cl_2 ^[2-3]。现有主流技术采用尾气干法回收工艺, H_2 、氯硅烷(包括 SiHCl_3 、 SiCl_4 和 SiH_2Cl_2)和 HCl 几乎可以100%分离回收^[4-5]。通过吸附塔将 H_2 净化回收,吸附塔采用活性炭吸附回收 H_2 中的 HCl 和氯硅烷等杂质,吸附结束需用 H_2 反吹以解吸附,达到再次吸附净化的功能^[6]。再生气经冷凝分离得到氯硅烷液和 H_2 不凝气,加压后回收利用。本文介绍了吸附塔再生气回收工艺,并结合工程实际对再生气回收工艺进行了节能优化设计和流程模拟,并对两种工艺的运行成本和设备投资进行了分析比较。

1 再生气回收工艺简介

来自还原工序的还原尾气经多级冷却后的不凝气体除含有 H_2 和 HCl 外还含有少量氯硅烷,经压缩加压、冷却吸收后得到较纯净的 H_2 ,通过吸附塔后,获得纯度达99.999 96%(质量分数)以上的回收 H_2 。

吸附塔的再生过程采用少量 H_2 在加热状态下反吹,带走被活性炭吸附的氯硅烷和 HCl ,这部分再生气经多级冷却冷凝、加压,将氯硅烷与 H_2 分离。氯硅烷废液送至精馏工序进一步分离精制;满足下游要求的再生 H_2 (体积分数 $\geq 95\%$)送至冷氢化工序作为原料回收利用。

2 现有再生气回收工艺

现有再生气回收工艺流程中,出吸附塔的高温再生气先经循环水冷却器冷却至 40°C 左右,然后经热交换器与再生不凝气进行冷量回收利用,再经深冷器采用氟利昂冷媒将其冷却至 -35°C 后气液分

离。冷却后的氯硅烷废液经泵加压后送去精馏,再生不凝气经热交换器换热后通过再生气压缩机加压至 0.75 MPa 后送至冷氢化。工艺流程详见图 1。

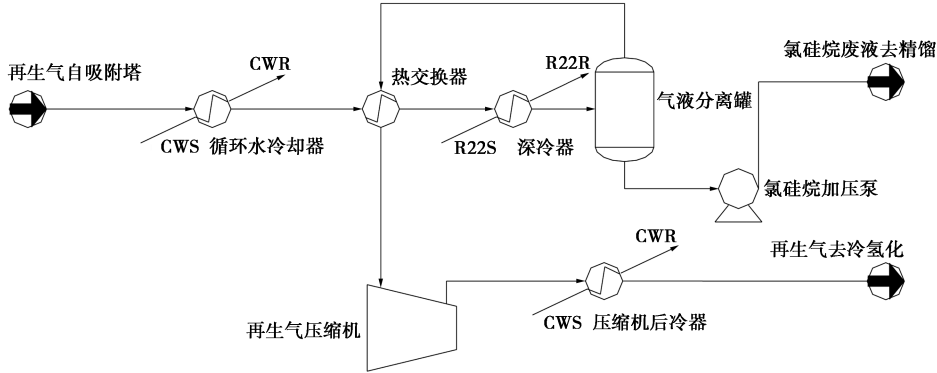


图 1 现有再生气回收工艺流程

表 1 现有再生气回收工艺主要设备能耗

设备名称	负荷/ kW	冷热源 介质	折算电耗/ kW	折算循环水消耗/ (t·h ⁻¹)
循环水冷却器	249.8	循环水	—	35.5
深冷器	101.2	氟利昂	65.8	28.7
再生气压缩机	366.0	电	503.3	—
级间冷却器	145.1	循环水	—	20.7
压缩机后冷却器	188.9	循环水	—	26.9
氯硅烷加压泵	0.4	电	1.0	—
合计			570.1	111.8

从表 1 可以看出,现有再生气回收工艺采用的冷源介质分别为循环水和-40℃氟利昂制冷剂。循环水冷却器、级间冷却器和压缩机后冷却器负荷分别为 249.8、145.1、188.9 kW,合计折算循环水消耗量为 83.1 t/h;深冷器消耗氟利昂冷量为 101.2 kW,折算电耗为 65.8 kW,循环水消耗为 28.7 t/h;再生

以某配套 3 万 t/a 多晶硅生产的再生气回收装置为例,对其进行流程模拟,现有再生气回收工艺主要设备的能耗情况如表 1 所示。

气压缩机净负荷为 366 kW,折算电耗为 503.3 kW;氯硅烷加压泵净负荷为 0.4 kW,折算电耗为 1 kW。

3 再生气回收节能优化工艺

随着多晶硅生产规模的不断扩大,多晶硅价格不断下探,节能降耗、降低生产成本就成为各生产企业提高竞争力的重要手段。如何有效地降低再生气冷凝过程中的冷量消耗是实现再生气回收节能优化设计的关键。根据道尔顿分压定律,以 TCS 为例,气相中 TCS 含量 $x_{TCS} = P_{TCS} / P_{总}$,其中 TCS 蒸气分压 P_{TCS} (MPa) 是温度的函数。等温增压时,混合物总压力 $P_{总}$ (MPa) 增加, P_{TCS} 不变,所以 x_{TCS} 变小,一部分气相 TCS 冷凝进入液相。利用此原理,提高再生气压力后再进行冷凝,冷凝温度提高,因而可以采用低品位冷剂,如 -10℃ 氟利昂,满足冷凝要求,同时减少能耗,达到节能降耗的目的。

再生气回收节能优化工艺流程见图 2。高温再生气先经循环水冷却器冷却至 40℃ 左右,通过再生

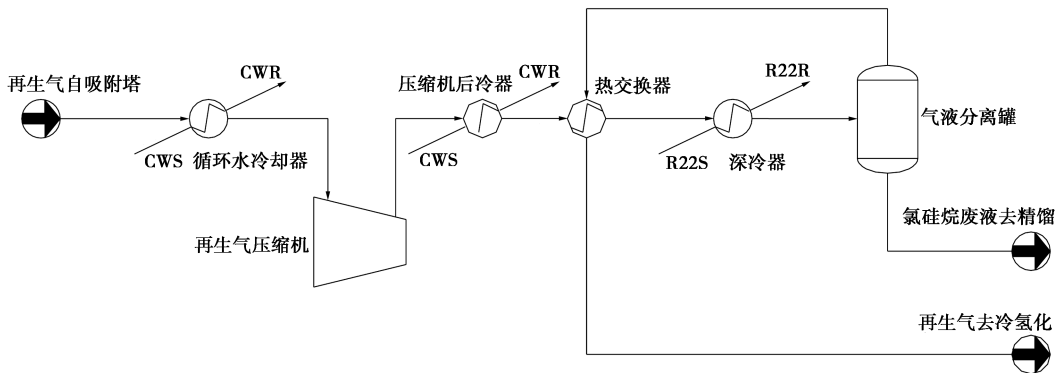


图 2 再生气回收节能优化工艺流程

气压缩机加压至 0.75 MPa,经压缩机后冷器冷却至 40℃后,经热交换器与再生不凝气进行冷量回收利用,再经深冷器采用氟利昂冷媒将其冷却至 -2℃进行气液分离,冷却下来的氯硅烷废液送去精馏,再生不凝气经热交换器换热后送至冷氢化。仍以配套 3 万 t/a 多晶硅生产的再生气回收装置为例,再生气回收工艺采用节能优化设计后,主要设备的能耗情况见表 2。

表 2 再生气回收节能优化工艺主要设备能耗

设备名称	负荷/ kW	冷热源 介质	折算电耗/ kW	折算循环水消耗/ (t·h ⁻¹)
循环水冷却器	249.8	循环水	—	35.5
深冷器	78.6	氟利昂	28.4	20.6
再生气压缩机	353.9	电	486.6	—
级间冷却器	177.0	循环水	—	25.2
压缩机后冷器	177.0	循环水	—	25.2
合计			515.0	106.5

从表 2 可以看出,再生气回收节能优化工艺采用的冷源介质分别为循环水和 -10℃ 的氟利昂冷剂。循环水冷却器、级间冷却器和压缩机后冷器负荷分别为 249.8、177.0、177.0 kW,合计折算循环水消耗量为 85.9 t/h;深冷器消耗氟利昂冷量为 78.6 kW,折算电耗为 28.4 kW,循环水消耗为 20.6 t/h;再生气压缩机净负荷为 353.9 kW,折算电耗为 486.6 kW。

4 结果与讨论

4.1 能耗

对比表 1 和表 2 可以发现,再生气回收节能优化工艺比现有工艺的电耗、氟利昂消耗降幅较大。将氟利昂冷媒消耗折算成电耗和循环水消耗,再生气回收节能优化设计前后能耗对比见表 3。

表 3 优化前后能耗对比

设备名称	现有 工艺	优化 工艺	能耗 降低量	能耗降低率/ %
电/kW	570.1	515.0	55.1	9.7
循环水/(t·h ⁻¹)	111.8	106.5	5.3	4.7

从表 3 可以看出,再生气回收节能优化工艺降低了生产能耗,减少了运行费用,与现有工艺相比,电耗降低了 9.7%,循环水消耗降低了 4.7%。

4.2 投资

再生气回收工艺节能优化设计的本质是利用加压冷凝,实现节能并降低冷媒品位,达到节能的目的。另一方面,工艺优化后,氯硅烷废液不再需要加压泵便可送去精馏,氟利昂冷媒由 -40℃ 机组变为 -10℃ 机组,设备投资大大降低。再生气回收节能优化设计前后的设备投资如表 4 所示。

表 4 优化前后设备投资对比

设备名称	现有工艺设备 投资/万元	优化工艺设备 投资/万元	备注
循环水冷却器	9.5	9.5	
热交换器	8.4	7.9	换热面积减小
深冷器	12.5	7.8	换热面积减小
压缩机后冷器	6.4	5.5	换热面积减小
再生气压缩机	390	390	
氟利昂机组	204	128	冷量、品位均降低
氯硅烷加压泵	6.0	—	无需加压泵
合计	636.8	548.7	

从表 4 可以看出,再生气回收节能优化工艺减少了部分换热器的换热面积,氟利昂品位及用量均降低,同时不再需要氯硅烷加压泵,总的设备投资减少了 88.1 万元。

5 结论

本文对现有再生气回收工艺流程进行优化,通过计算,比较优化前后工艺的能耗及投资。再生气回收节能优化工艺比现有工艺电耗降低 9.7%,循环水消耗降低 4.7%,减少设备投资 88.1 万元,达到了节能降耗的目的,经济效益显著。

参考文献

- [1] 赵贤俊.多晶硅产业现状及发展趋势[J].化学工业,2007,25(9):19-22.
- [2] 邓丰,唐正林.多晶硅生产技术[M].北京:化学工业出版社,2009:162-163.
- [3] 陈其国,高建,陈文龙.多晶硅尾气回收工艺研究进展[J].氯碱工业,2011,47(9):1-3.
- [4] 王能前.多晶硅生产氢气回收工艺[J].稀有金属,1984,(1):44-48.
- [5] 梁俊吾.电子级多晶硅的生产工艺[J].中国工程科学,2000,2(12):34-39.
- [6] 孙晓龙.多晶硅尾气回收吸附塔再生气回收分析[J].精细与专用化学品,2012,20(8):14-16.■