

大型干燥系统的节能改造

易春旺^{1,2}, 徐满才¹, 朱文建²

(1. 湖南师范大学化学化工学院, 湖南 长沙 410006; 2. 宁波舜龙锦纶有限公司, 浙江 宁波 315400)

摘要:国内聚合装置所引进的大型干燥系统普遍存在设计上的缺陷:第一风机配备功率过高,电耗过大,干燥氮气在循环过程中吸水能力下降过快,干燥能力不强,热能没有互相交换。针对上述缺陷,对聚合装置原有干燥系统进行了一系列改造,包括脱水机的转型、干燥塔分段设计、降低第一风机功率、相互交换氮气热能等,克服了原工艺存在的弊端。

关键词:干燥系统;聚合装置;含水量;切片;节能改造

中图分类号:TQ028.672

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2005)02-0048-03

Large drying system modification for energy-saving

YI Chun-wang^{1,2}, XU Man-cai¹, ZHU Wen-jian²

(1. College of Chemistry and Chemical Engineering, Hunan Normal University, Changsha 410006, China;

2. Ningbo Shunlong Polyamide Fiber Co. Ltd., Ningbo 315400, China)

Abstract: Large drying systems in polymer plants in China have had problems in general in design. For example, the electricity consumption of the first blower was too high, the drying ability was not enough for the nitrogen because of too quickly decreasing of water-absorbing ability during the recycling process, the heat energy of nitrogen couldn't be exchanged. To overcome the shortcomings above, the drying system was modified, including a new type of dehydrator used, a new drying tower with two sections adopted, the watt of the first blower lowered, and a heat-exchanger added.

Key words: drying system; polymer plant; water content; chips; energy saving modification

随着聚合技术日新月异的发展,锦纶聚合装置的生产能力已从 10 年前的 3 000 ~ 4 000 t/a 上升到目前的 2 万 ~ 5 万 t/a,台湾已有设计生产能力达到 7 万 t/a 的聚合装置。聚合装置生产过程中的能耗主要是电耗和蒸汽消耗,而最大的电力消耗系统是干燥系统和联苯加热系统。随着新型聚合工艺的出现,聚合管中的联苯已不再用电加热,在这种情况下,干燥塔的电能消耗尤其令人注目。从最简单的计算来看,一套 2 万 t/a 聚合装置的干燥系统至少需要配备 2 台干燥风机,总功率在 250 kW 以上,无论聚合装置的生产负荷有多少,风机都以 100% 负荷运行,这种旧式干燥系统的设计模式既不节能,又不利于风机的安全运行。此外,还存在对切片的含水量无法进行微调、干燥温度高、切片易氧化等现象。因此,综合多方面因素,笔者在和设计院及外方技术人员进行会审后,决定对浙江宁波舜龙锦纶有限公司聚合装置的干燥系统进行技术改造,以期获得最理想的结果。

1 原干燥系统流程及缺陷

1.1 原干燥系统流程

对于聚合装置来说,无论是国内还是国外,在以往的工程设计中,为了满足除水需要,干燥塔都配备 2 台风机。一般从萃取塔出来的切片含水量约为 10% (质量分数,下同),其中绝大部分是表面水,仅含 0.5% 左右的结合水。经干燥后切片含水量必须 $\leq 0.08\%$,有些聚合装置为了满足纺丝工艺的要求,严格规定干燥后切片含水量 $\leq 0.06\%$,此时表面水已全部除去,切片中只含微量的结合水。这种严格的除水要求决定了干燥塔的基本设计模式和风机配备方式。

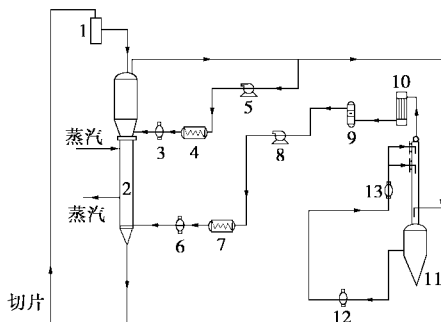
来自萃取塔的切片经脱水机脱水后进入干燥塔,此时切片含水量约为 7%。切片从干燥塔顶部进入塔内,氮气分 2 路进入干燥塔:一路经第一风机加压,然后经第一氮气加热器加热到 125℃ 后进入干燥塔上段,这部分氮气用来干燥切片的表面水,预

收稿日期:2004-08-26;修回日期:2004-12-07

作者简介:易春旺(1974-),男,硕士生,工程师,从事工艺技术管理工作,通讯联系人,13777191569,0574-66203617,superiy16@sohu.com;徐满才(1966-),男,博士,教授,博士生导师,主要从事高分子合成方面的研究。

期效果是将切片的表面水全部除去,也就是说,切片经过干燥塔上段后,其含水量应降至 0.5% 以下。为保证除水效果,第一风机的功率不小于 220 kW,干燥塔上段的氮气流量为 6 000 m³/h。另一路氮气首先经第二风机加压,然后经第二氮气加热器加热到 115℃ 后进入干燥塔下段,这部分氮气用来干燥切片的结合水,经过下段氮气的干燥后,切片的含水量降至 0.08% 以下。相应配备的第二风机功率在 50 kW 左右,下段氮气流量为 4 000 m³/h。下段氮气最终与上段氮气汇合,从干燥塔顶部出来,大部分氮气重新返回第一风机加压,经第一氮气加热器加热后再次进入干燥塔上段,这部分循环氮气含水量比较高,但由于干燥塔上段切片含水量很高,所以不影响上段切片的除水效果,且可以减轻喷淋塔的除水负担。而剩余氮气则去喷淋塔(喷淋水流量一般都在 25~30 m³/h,冷却水温度一般在 8~10℃)脱水,然后经除沫器除去水雾,经催化系统除氧,再经第二风机加压,加热后重新进入干燥塔下段。

旧式干燥系统流程见图 1。



1—脱水机;2—干燥塔;3—第一氮气流量计;4—第一氮气加热器;5—第一风机;6—第二氮气流量计;7—第二氮气加热器;8—第二风机;9—除沫器;10—换热器;11—喷淋塔;12—喷淋水循环泵;13—喷淋水流量计

图 1 旧式干燥系统流程图

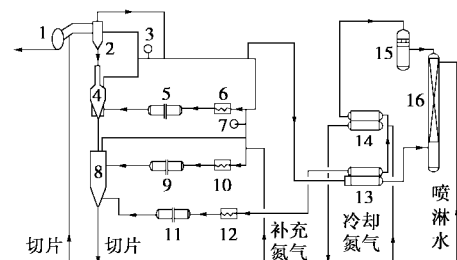
1.2 原干燥系统存在的缺陷

原干燥系统在设计上存在明显的不足之处:①锦纶切片的干燥温度一般较低,循环热氮气完全可以将切片加热到干燥温度,但会大大增加生产成本;②在干燥塔顶利用离心机进行切片水分离,脱水效果不是很好,而且电耗大;③下段氮气沿干燥塔向上流通吸水的同时,压力和吸水能力会越来越低,无法发挥干燥氮气的最佳除水效果;④经喷淋水降温脱水的冷氮气未和来自冷却料仓的热氮气换热,是对热能的严重浪费。

2 新干燥系统工艺流程及优点

2.1 新干燥系统工艺流程

新型干燥系统干燥塔不是一个独立塔,而是由上下 2 段组成,2 段之间用管道和阀门连接,干燥塔的进料方式是采用德国阿加飞聚合工程公司(Aquafil Engineering, AE)的干燥进料方式,从萃取塔出来的切片与水的分离不是采取常规的离心脱水机,而是采用氮气与输送的圆盘型脱水机脱水,输送氮气来自预干燥塔顶部的氮气出口。此干燥塔极为节能,其简化流程如图 2。



1—脱水机;2—分离器;3—第一氮气流量计;4—预干燥塔;5—第一氮气加热器;6—第一风机;7—第二氮气流量计;8—干燥塔;9—第二氮气加热器;10—第二风机;11—第三氮气加热器;12—第三风机;13—第三氮气换热器;14—第四氮气换热器;15—除沫器;16—喷淋塔

图 2 新干燥系统流程图

新型干燥系统氮气循环路线与旧干燥塔氮气循环路线相同:切片从预干燥塔顶部进入塔内,氮气分 2 路进入干燥塔:一路经第一风机加压,此风机额定功率仅为 90 kW,运行负载低于 80%,循环氮气流量为 3 500 m³/h,然后经第一氮气加热器加热到 120℃ 后进入预干燥塔,这部分氮气用来干燥切片的表面水,其含水量应降至 0.5% 以下,但实际生产中可降到 0.08% 以下,基本上切片在预干燥塔中就可以完全除水;另一路氮气首先经第三风机加压,此风机额定功率为 50 kW,运行负载一般低于 80%,循环氮气流量为 2 000 m³/h,然后经第三氮气加热器加热到 110℃ 后进入干燥塔下段,这部分氮气用来干燥切片的结合水,经过下段氮气的干燥后,切片的含水量降至 0.06% 以下。下段氮气最终与上段氮气汇合,从预干燥塔顶部出来,大部分氮气重新返回第一风机加压,经加热后再次进入预干燥塔上段,而剩余氮气则去喷淋塔(喷淋水流量对含水量的影响已经不是很明显,一般喷淋量为 10~20 m³/h;冷却水温度在 12℃ 时就能够满足氮气脱水的要求,脱水后经除沫器除去水雾,经催化系统除氧,再经第三风机加压,

加热后重新进入干燥塔下段。第二风机是备用风机,一般仅在特殊情况下才会考虑运行。

2.2 新干燥系统的优点

新干燥系统与旧干燥系统在干燥塔设计和配备方面有非常明显的区别:①新型干燥塔由上下 2 段组成,下段氮气吸水后温度和压力虽然明显下降,但之后经第一风机再次加压和第一氮气加热器再次加热后,氮气的吸水能力再次获得提升,这也正是分段氮气流量和总流量可以大幅度减小的关键所在;②切片进入新干燥塔是经氮气输送,氮气吹动湿切片粒子在圆盘脱水机中做向心运动,大部分水在切片沿圆盘运动过程中不断被甩出,还有一部分水被输送氮气直接吸收带走,因此,切片经过脱水机后含水量大大降低(低于 3%),而旧干燥系统切片经离心机脱水后含水量一般不低于 7%;③新型干燥塔采用 3 台风机,其中第二风机长期处于备用状态,当运行风机干燥能力不够,或是需要对切片的含水量进行微调时才启动;④新型干燥塔氮气采取冷氮气和热氮气进行二次热交换,可以充分利用来自冷却料仓的热氮气热能加热经喷淋水降温的干燥冷氮气,同时可将冷却料仓的热氮气进行降温,从而可以充分利用和节约热能;⑤由于切片含水量可以进行微调,有利于在干燥塔进行固相增黏,从而适当提高切片的黏度。

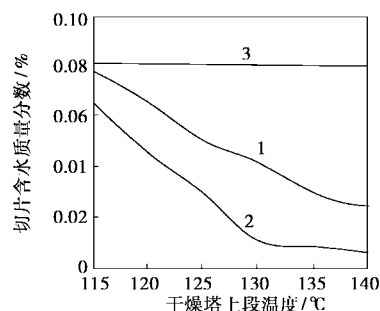
3 新旧干燥系统干燥能力及统计数据比较

3.1 干燥能力比较

干燥塔的作用是干燥切片的表面水和结合水,切片的表面水通过水分的蒸发而除去,是一个相对较快的能量消耗过程。但相对于气体混合物中组分的扩散而言,固体中的分子扩散是一个相当慢的过程,因此,热干燥处理的停留时间相对较长。所以在干燥过程中,尽可能选择最高温度来进行切片干燥,但是,必须考虑到锦纶 6 切片(PA-6)的化学结构不稳定,且不必要的后冷凝会使黏度增大,这一影响对于高速纺丝是不利的,因为丝张力和表面张力断裂都会增大,因此,对于干燥纺丝级切片应尽可能选择最低的温度和较长的处理时间,这正是新型干燥塔设计和使用的理论依据所在。

但是,最低温度的选择前提是必须保证切片干燥后的含水量达到纺丝要求,因为如果切片的含水量偏高,那么纺丝过程中极易出现气泡丝或者注头而使断头率大为增加,所以干燥温度必须保证干燥后切片的最高含水量不得超过 0.08%,如果考虑到

运输过程的吸湿可能性,则最高含水量不得超过 0.06%。对于旧式干燥系统而言,干燥塔的含水量调节能力一直都受限制,要低于 0.06% 不太难,但不能调节到一个理想的含水值。而新型干燥系统则不同,其较强的干燥能力使得其对切片含水量的调节能力同样较强,在其他干燥参数不变的情况下,仅通过调节预干燥塔的温度就可以调节切片的含水量。改造前后 2 种干燥塔上下 2 段的温度对切片含水量的影响见图 3。



1—改造前(下段温度:115℃);2—改造后(下段温度:110℃);
3—切片含水上限

图 3 不同干燥塔上段温度对干燥切片含水量的影响

3.2 统计数据比较

改造前后 2 种干燥系统的能源消耗和其他工艺数据统计见表 1。从表 1 可知,新干燥系统由于风机额定功率非常低,电能消耗大大降低,另外,由于干燥系统与冷却料仓氮气循环交换热能,蒸汽消耗也大大降低。

表 1 统计数据比较

	上段 温度/ ℃	下段 温度/ ℃	上段氮/气 流量/ m ³ ·h ⁻¹	下段氮/气 流量/ m ³ ·h ⁻¹	喷淋水 流量/ m ³ ·h ⁻¹
旧干燥系统	125	115	6000	4000	25~35
新干燥系统	120	110	3500	2000	10~20
	冷却水 温度/ ℃	蒸汽 单耗/ t	用电 单耗/ kW·h	切片最低 含水量/ 10 ⁻⁶	年度经费 节余/ 万元
旧干燥系统	8~10	—	108	300	—
新干燥系统	12~14	—	43	70	>100

4 结语

新干燥系统弥补了原干燥塔对含水量微调能力较差的缺陷,因此值得国内的设计院进一步研究与探讨。但在实际应用中还存在一些技术上的问题,例如喷淋泵的选型、降低系统氮气的压降以及减少氮气逃逸量等问题,因此还有很大的改进余地。