

不稳,操作难度增大,轻烃收率会明显降低。

2 研究成果

研究 2 套装置切换的最佳时间,具体指导 2 套装置的切换,以保障 2 套大型天然气处理装置的无干扰切换,装置启动由原设计原料气分子质量($M = 21.67^{[1]}$)更换为使用干气($M = 17.94$)。

2.1 装置切换时间的研究

针对天然气处理厂 2 套大型中压深冷分离天然气处理装置,切换时间的安排是否恰当,决定了能否实现时间-资源目标和时间-成本目标。主要体现在三大机组的切换运行是否正常,尤其是膨胀机的成功运行才标志着 2 套装置机组成功切换完毕。因此,装置的无扰动切换应着重从三大机组的切换时机着手研究,利用干气作为装置的启动和停运原料,从而实现 2 套装置无干扰切换,并将切换时间由 27 h 降为 15 h。

2.1.1 装置启动时间

起初利用原料气对备用装置进行启动,对其启动时间进行记录,如表 1。

表 1 备用装置启动进度图

工序名称	工序时间	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
5-K1	0.5	■																		
1-GT ₁ /1-K ₁	15.5		■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
3-K1	15			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
NGL 回收	9									■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
2-TK1	0.5																			■
分馏塔投用	3																			■

由表 1 可见,利用原料气来启动一期装置的燃料气压缩机 5-K₁ 和燃气轮机/原料气压缩机 1-GT₁/1-K₁,此时燃气轮机/原料气压缩机和丙烷压缩机 3-K₁ 启动之间有 8 h 的分子筛再生时间间隔,膨胀机启动前 NGL 回收单元降温需要 8 h 的预冷时间,因此用原料气启动设备共计 19 h 处于无产量

状态。

2.1.2 运行装置停机时间

由表 2 可见,二期装置停运膨胀机后,利用原料气来对干燥塔进行再生,造成了原料气的损耗,另一方面原料气组分重,不利于干燥再生,造成整个装置停机时间达 8 h。

由表 1 和表 2 可知,一期装置整个启机过程中,时长共计 19 h,二期装置停机,则共需时长为 27 h,若用干气启动切换装置,可节约开机启动时间,使用干气对装置进行停机,可以避免原料气的损耗,还有利于分子筛干燥再生,而且将装置切换时间缩短 8 h。

表 2 二期装置停机进度图

工序名称	工序时间	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1-GT ₁ /1-K ₁ 降负荷	3.5	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
2-TK1	0.5													■
3-K1	0.5													■
干燥塔再生	8													
1-GT ₁ /1-K ₁	0.5													■

2.1.3 装置开机启动至切换完毕时消耗的能源及产出

从表 3 中可以看出,装置开机启动至切换完毕后消耗电能为 34 644.6 kWh,消耗燃气达 3.6 万 m³/d,而生产的轻烃仅为 0 t。但是使用干气进行装置启动的消耗按正常归为损耗气,在一期装置和二期装置切换期间,约有 30 min 的膨胀机停运时间,基本实现装置的无干扰切换。

表 3 一期装置启动消耗能源表

机组或机泵名称	功率/ kW	消耗电能/ kWh	消耗燃气/ (万 m ³ ·d ⁻¹)	产出 轻烃/t
5-K ₁	58	1102		0
1-GT ₁ /1-K ₁ 及辅助系统	22	418	3.6	0
3-K ₁ 及辅助系统	1517	28823		0
2-TK ₁ 及辅助系统	7.5	142.5		0
机泵及空冷器	218.9	4159.1		0
合计		34644.6	3.6	0

(上接第 150 页)

[5] Scholes C, Stevens G W, Kentish S E. Membrane gas separation applications in natural gas processing[J]. Fuel, 2012, 96: 15-28.
 [6] 田佳玉. 大罐抽气技术的应用[J]. 油气田地面工程, 2013, 32(4): 61-62.
 [7] 王勇, 周元甲, 赵鹏, 等. 井口伴生气回收研究及利用[J]. 天然气与石油, 2013, 31(2): 18-20.
 [8] 代旭升. 移动式油井套管气回收装置的研制[J]. 胜利油田职工大学学报, 2005, 19(1): 19-21.
 [9] 李秀锦, 唐鑫. 靖安油田井口套管气回收技术应用研究[J]. 石油天然气学报, 2005, 27(4): 513-514.

[10] 唐海燕, 王国丽, 黄晓丽. 油田集输系统节能技术[J]. 石油规划设计, 2004, 15(1): 6-49.
 [11] 陈文, 叶洋, 尹丑子, 等. 大罐抽气技术[J]. 油气田地面工程, 2011, 30(5): 28-30.
 [12] 苏欣, 王胜雷, 张琳, 等. 油田伴生气利用对策及现状[J]. 天然气与石油, 2008, 26(2): 33-37.
 [13] 徐文渊, 蒋长安. 天然气利用手册[M]. 北京: 中国石化出版社, 2006: 35-40.
 [14] 顾安忠. 液化天然气技术[M]. 北京机械工业出版社, 2004: 50-60.
 [15] 刘洁莹. 天然气中轻烃回收方法研究进展[J]. 榆林学院学报, 2008, 18(2): 76-78. ■

2.2 三大机组启动的研究

使用干气进行装置切换启动,势必对机组运行带来一定的影响,因此有必要对装置三大机组的启动进行研究,控制好工艺介质的切换时间,达到降低能耗和缩短启机时间的目的,与此同时还要做好2套装置安全平稳运行的工作。

2.2.1 燃气轮机/原料气压缩机运行研究

为了减少能源和资源的浪费,利用运行装置生产的干气取代原料气来启动备用装置的燃料气压缩机5-K₁和燃气轮机/原料气压缩机1-GT₁/1-K₁,使用干气对干燥塔分子筛进行8h干燥,这样既能对干燥塔分子筛干燥彻底,又能减少轻烃浪费,不影响运行装置的正常运行。

由于总气量的下降,在总气量为80万m³/d时较难保证2套装置的正常运行,因此需考虑补干气对装置运行的影响,补干气对装置的影响主要体现在以下2个方面。

(1) 进气状态对原料气压缩机喘振的影响

原料气量波动的情况下,原料气压缩机的进气温度、压力、流量、气体组分的变化都会引起压缩机性能曲线及喘振点的变化。

压缩机入口容积流量表达式^[2]:

$$Q_v = K(h_s/\rho)^{1/2}$$

式中, Q_v 为入口容积流量; h_s 为压缩机入口流量计(孔板)差压; K 为流量计流量系数,由孔板尺寸决定; ρ 为压缩机入口气体密度, $\rho = P_1/(RT_1)$,kg/m³。

由此可知,在相同 h_s 下随着进气压力 P_1 的降低,进气温度 T 的增大,气体分子质量 M 的减小,都会引起实际入口流量 Q_v 的增大。所以实测的喘振流量 Q_{min} 将随着进气压力 P_1 的降低,或进气温度 T_1 的增大,或气体分子质量 M 的减小,而增大。

(2) 分子质量的变化对原料气压缩机喘振的影响

使用干气代替原料气主要是对原料气压缩机的运行产生影响。离心式压缩机工作性能曲线随原料气的分子质量 M 的大小发生变化。当分子质量 M 减小时,离心式压缩机的性能曲线将向左下方移动,在离心式压缩机出口压力 P_1 不变的情况下,分子质量由 M_2 变为 M_3 (其中 $M_1 > M_2 > M_3$),工作点 A_1 就移到 A_2 ,此点已进入喘振区,使压缩机发生喘振。因此,在恒定压运行工况下,分子质量越小,越容易发生喘振。不同分子质量时离心式压缩机工作性能的曲线如图2所示。

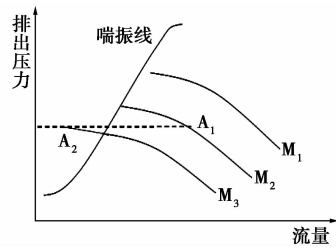


图2 不同分子质量时离心式压缩机工作性能的曲线图

2BCL-408型离心式压缩机设计分子质量为21.6662,原料气和干气的平均分子质量分别为20.99、17.94。若将组分较重的原料气切换为组分较轻的干气,气体的分子质量由20.99降为17.94,在离心式压缩机出口压力不变的情况下,工作点A将左移,很容易导致压缩机喘振。

通过以上分析,在装置启停机过程中,用干气替代原料气作为气源来维持原料气压缩机运行,同时避免机组发生喘振,采取先缓慢打开离心式压缩机的防喘振控制阀,并根据压缩机特性曲线上的工作点变化情况,降低转速和处理量。压缩机排出压力(压缩比)与流量、转速关系曲线如图3所示。

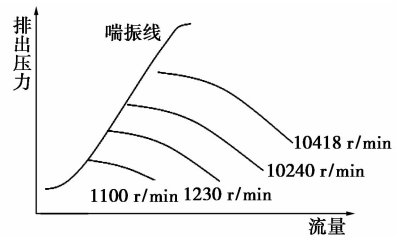


图3 压缩机排出压力与流量、转速关系曲线图

图3为原料气压缩机2BCL-408特性曲线^[3],从图3中可以看出,当排气压力一定时,气量越小,需要的转速也就越小,也就是说可以通过调节转速来匹配流量,但不能超过工作线,否则会造成停机;当转速一定,随着气量的减小,压缩机的压缩比要增大才能在正常的工作线上,可见极限喘振流量在不同的压缩比、出口压力或转速下是个变数,为满足生产要求,必须通过进气节流、旁路调节和转速调节等方法来调节气量。

在干燥塔分子筛干燥完毕和3-K₁启动完毕后,即可开始进行由干气切换至原料气并提高原料气量的工作。在此期间需要重点关注的是运行装置的收率与原料气压缩机的喘振问题。

2.2.2 丙烷制冷压缩机3-K₁运行研究

由于3-K₁是独立系统,并不直接与主工艺系

统连通,因此,启机装置一方面需要把握启机时间,主要目的是减少能耗。停机装置则在 2-TK₁ 停机后可立即停运 3-K₁,因此主要研究 3-K₁ 合适的启机时间。

当 NGL 回收单元中脱甲烷塔的顶温在液相节流阀和 J-T 阀的作用下达到 0~8℃,干燥塔分子筛已干燥完毕前 30 min 时,启动 3-K₁,启动过早虽可更有利于系统降温,但能耗过大,且 NGL 回收单元温度较高并不能有效地回收烃液。因此,3-K₁ 的启机时间定为干燥塔分子筛再生完毕前 30 min;运行装置的 3-K₁ 停运时间在 2-TK₁ 停机后即可完成。

2.2.3 NGL 单元降温及膨胀机 2-TK₁ 的启停机

NGL 降温时间是固定的,出于保护低温设备的需要,NGL 系统降温速度规定在 6℃/h。因此 NGL 降温时间为不可调整时间。2-TK₁ 的启停机在装置切换中尤为关键,因为它直接关系到产品的产出和装置运行时间,2-TK₁ 启机成功代表装置切换完毕,随后可进行机组和工艺参数的调整,2-TK₁ 切换时 2 套装置气量的调整直接关系到 2 套装置能否实现无干扰切换。

3 现场应用及效果

3.1 现场改造应用

3.1.1 调整切换时机及操作

综合以上分析,确定出于对分子筛的保护,停机后装置均会切换至干气模式对分子筛进行 8 h 的再生。因此开机后的再次再生是重复工作。可调整为再生完毕后,分子筛保持微正压,避免了开机后的再次再生。综合以上调整的其他项目,调整后的装置切换时间见表 4。

表 4 装置切换进度控制表

工序名称	时长/ h	10~15														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
备用装置启动																
5-K1	0.5	■														
1-GT1/1-K1	8.5		■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
3-K1	8			■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
甲烷塔降温	7				■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
2-TK1	0.5															
分馏塔投用	3															
运行装置停运																
1-GT1/1-K1 降负荷	3.5															
2-TK1	0.5															
3-K1	0.5															
干燥塔再生	8															
1-GT1/1-K1	0.5															

目前该研究方法及进度表(表 2)已应用至生产中,在 2 套装置切换中得到了较好的应用,一方面 2 套装置切换时长为 9 h,确保了 2 套装置的平稳切换和长周期运行;另一方面 2 套膨胀机的切换时间控制在 30 min 内,有效提高了装置的轻烃收率,节约装置的能耗,提升技术人员对多套天然气处理厂装置切换的研究思路。

3.1.2 装置启机

启机时,将干气切换至原料气时,NGL 回收单元开始预冷降温,脱甲烷塔顶温为 -10~0℃,此时将原料气量控制在 25 m³/d,随着丙烷制冷系统的投运,NGL 回收单元逐步降温,原料气量也应随之升高,直到达到启动 2-TK1 的工艺条件时。

切换工艺流程如下:启动备用装置的燃料气压缩机和燃气轮机/原料气压缩机、运行装置燃气轮机/原料气压缩机降量,再启动备用装置丙烷压缩机,停运运行装置膨胀机,最后启动备用装置膨胀机。

3.2 现场应用效果

随着一期装置气量的提高,二期装置气量随之降低,对二期装置(运行装置)的收率必将造成影响。运行装置的收率主要取决于脱甲烷的压力和温度,二期装置原料气气量低至 60 万 m³/d,各参数记录见表 5。

表 5 工艺参数记录表

原料气压力/ MPa	原料气流量/ (万 m ³ ·d ⁻¹)	C ₃ ⁺ / (g·m ⁻³)	原料气压缩 机防喘 阀开度/ %	膨胀机 转速/ (r·min ⁻¹)	膨胀机 防喘阀 开度/%	脱甲烷 塔顶温/ ℃
0.45	64.0	143	5	40100	8	-91.6
0.44	61.3	136	10	39200	15	-90.2
0.43	58.6	136	20	38700	25	-88.7
0.41	55.3	133	35	37200	50	-84.6
0.39	49.9	138	50	36500	69	-80.1
0.38	46.3	137	70	35800	80	-75.8
0.43	18.5	140	100	0	100	-70.5

在原料气量降至 65 万 m³/d 时,工作点接近防喘线,手动打开防喘阀。防喘阀开度从 5% 加大到 100%,处理气量从 64 万 m³/d 逐渐减低,低至 18.5 万 m³/d,脱甲烷塔顶温从 -91.6℃ 上升到 -70.5℃,膨胀机转速下降,直至停机。调整防喘阀的开度可以使部分气体返回压缩机入口,来保证原料气压缩机工作点在控制线范围内。

2 套装置切换时间缩短 8 h,能耗表见表 6。

(下转第 156 页)

果,并回收再利用,同时对后续的生化处理还起到预曝气的作用。有机废水经预处理后,将通过缺氧-好氧生物法处理(A/O 工艺或 AA/O 工艺),降低废水中的 COD 及氨氮指标,但由于煤化工废水中的多环和杂环类化合物,好氧生物法处理后出水中的 COD 和氨氮指标难以稳定达标。因此,将采用深度处理的方法对生化处理后的出水做进一步的处理,其方法主要有混凝沉淀、固定化生物技术、吸附法、催化氧化法及反渗透等膜处理技术。有机废水经预处理 + 生化处理 + 深度处理后,进入含盐废水处理系统。

含盐废水处理工艺大多采用超滤 + 反渗透处理工艺。超滤处理工艺一般作为反渗透工艺的预处理系统,主要去除废水中的悬浮物 SS(suspended substance),为后续双膜反渗透处理创造条件。反渗透技术是在外加压力的作用下,使水溶液中的某些成分选择性通过,从而达到淡化、净化或浓缩分离的目的。

图 1 是国内外废水处理的主要流程和可选的工艺技术^[8-22]。

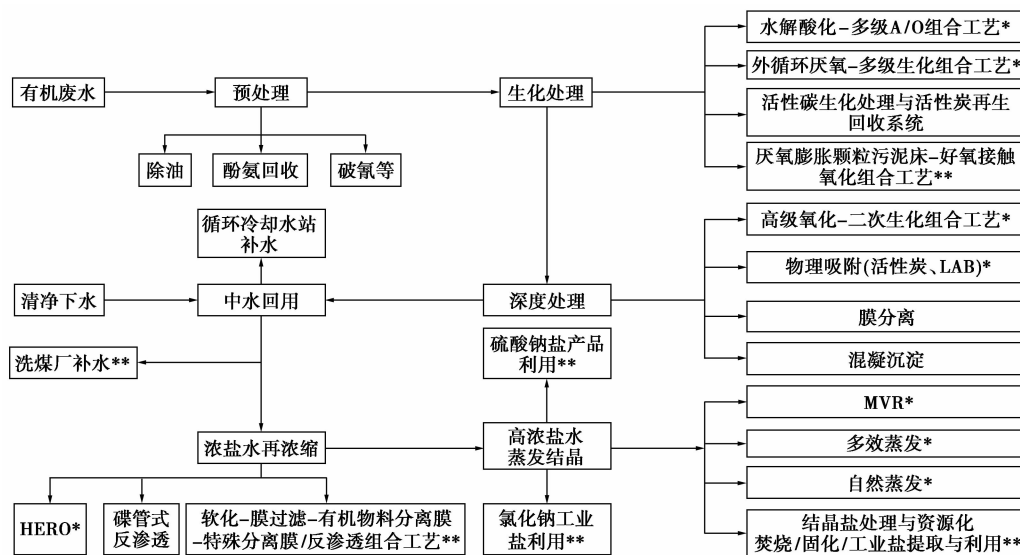


图 1 国内外废水处理的主要流程和可选的工艺技术

(上接第 154 页)

表 6 一期装置启动消耗能源表

机组或机泵名称	功率/ kW	消耗电能/ kWh	消耗燃气/ (万 m ³ ·d ⁻¹)	产出 轻烃
5-K ₁	58	638		0
1-GT ₁ /1-K ₁ 及辅助系统	22	242	1.66	0
3-K ₁ 及辅助系统	1517	16687		0
2-TK ₁ 及辅助系统	7.5	82.5		0
机泵及空冷器	218.9	2407.9		0
合计		20057.4	1.66	0

调整后装置启机时消耗电量约为 20 057.4 kWh,调整前是 34 644.6 kWh,节约 14 587.2 kWh;消耗天然气 1.66 万 m³/d,调整前是 3.6 万 m³/d,节约 1.94 万 m³/d。

3.3 经济效益分析

电价是 0.95 元/kWh,天然气是 1 元/m³,可节约经济效益约 14 587.2 × 0.95 + 1.94 × 1 = 3.3 万元。

调整操作方法后提高了待停机装置的轻烃收

率,一次可增产轻烃约 8 t,按照 6 000 元/t 计算,增收 4.8 万元。

1 年装置至少切换 4 次,合计经济效益为 (3.3 万元 + 4.8 万元) × 4 = 32.4 万元。

4 结语

通过分析制约装置切换的时机和影响能耗的重要因素,对各机组运行过程进行量化分析,对装置切换的时机进行数字化并总结成作业指导文件,是对生产管理工作的一次创新,提高了生产管理的有效性,同时确保装置运行安全、稳定和长周期运行,将 2 套装置的启机和停机顺序绘制成横道图,能够清楚地表达活动的开始时间、结束时间和持续时间,并能够合理安排时间,还大大降低了能耗。

参考文献

[1] 2BCL-408 型离心式进气压缩机说明书(卷一)[Z].
 [2] 魏龙,袁强.离心式压缩机的喘振及控制[M].北京:机械工业出版社,1990.
 [3] 2BCL-408 型离心式进气压缩机说明书-特性曲线图(卷一)[Z]. ■