

从天然气中回收丙、丁烷的井场装置

四川空气分离设备厂 朱根法执笔

天然气不但是—种重要的能源，而且是一种重要的化工原料，从天然气中提取乙烷、丙烷作为制取乙烯的原料是天然气综合利用的一个重要方面。

四川具有较丰富的天然气资源，有些地区开采的气井具有较高的压力（约160公斤力/厘米²左右或更高），而且气中含有较多的乙烷、丙烷和丁烷等组分。四川省地质部第一石油指挥部为了解决大城市民用燃料问题，着手建立装置，在天然气中提取丙烷、丁烷组分。

1981年年初，四川空分厂协助地质部第一石油指挥部对原有的天然气分离装置作了较大程度的修改，决定采用焦-汤效应制冷的简单的节流工艺流程。该装置安装在四川省阆中县—井场上，该井气压160公斤力/厘米²，而管网输气压力只需16公斤力/厘米²。因此气井压力与管网输送压力存在着较大的压力差，利用此压力差，通过简单的节流阀减压降温，使丙、

丁烷冷凝下来，达到分离天然气的目的，这是天然气分离的最简单的工艺流程。

一、设计的基本参数

根据井场的实际情况，确定装置的设计参数如下：

1. 天然气进装置的压力：140公斤力/厘米²
2. 天然气进装置的温度：30℃
3. 管网输气压力：16公斤力/厘米²
4. 天然气处理量：80000牛顿米³/日
5. 天然气的组分：（体积百分率）

CH ₄	85.17
C ₂ H ₆	8.57
C ₃ H ₈	2.08
iC ₄ H ₁₀	} 0.75
nC ₄ H ₁₀	
C ₅ H ₁₂	0.29
CO ₂	0.32
N ₂ + O ₂	2.82

械负荷与热负荷都较高，天然气中又含有微量硫化物，所以普通车用火花塞难以满足使用要求。国外煤气机火花塞大都用铂、钨、金等贵金属作电极材料，寿命可达两千小时。

最后，火花塞的布置通常选在火焰传播行程尽量短、传播距离相等的位置，以便较好地控制燃烧过程。而由柴油机改制的煤气机，火花塞只能放在喷油咀位置。

参 考 文 献

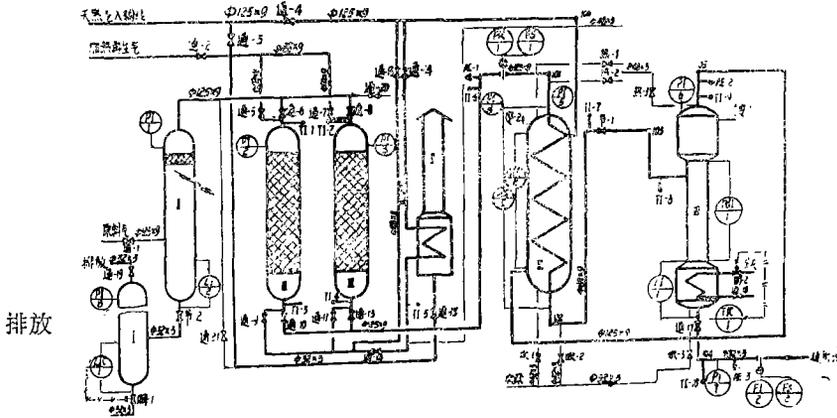
1. “天然气发动机单缸模拟试验总结”红岩机器厂“科技情报”1977.第一期
2. “X6250M 天然气发动机性能试验总结”红岩机器厂 1978.9
3. “G399天然气发动机技术座谈总结”石油化工部 1977.11
4. “小型内燃机”1978年第二期
5. “国外内燃机”1975年第二期

二、工艺流程及计算

详细工艺流程见图。

由于天然气从气井排出时带有较多的

油分，油分分离不净将给分离过程带来很大麻烦，因此需要设置高效的汽-液分离器将天然气中的油滴和水滴在进入分离装置前分离干净。



I 中间容器 II 汽-液分离器 III 干燥器 V 加热炉 VI 热交换器 VII 脱乙烷塔
工艺流程图

具有 140 公斤力/厘米² 压力的天然气首先在汽-液分离器中除去游离态的油滴和水滴，然后进入干燥器除去所含的饱和水。由于天然气中油分较多，装置中采取了自动排液的措施，在汽-液分离器底部积聚的原油节流减压到 16 公斤力/厘米² 压力，进入中间容器，中间容器中的液体通过调节阀（调—1）自动排放。

干燥器采用 3A 分子筛作为吸附剂。干燥器设置 2 个，轮流使用，八小时撤换一次。

经干燥后的天然气进入热交换器，被返流的干气冷却到 -10℃ 左右，然后经节流阀减压到 16 公斤力/厘米²G，温度下降到约 -76℃，大部分丙烷以上的组分被冷凝。

经减压降温以后的天然气进入脱乙烷塔的顶部，天然气中汽相部分经过脱乙烷塔顶部的汽-液分离器分离出液滴后，由塔顶排出。冷凝液自上而下流经填料层，与塔底用蒸汽加热后蒸发的上升气体进行

热质交换，经精馏作用后，在塔底得到液相产品，由排放阀排入贮槽。精馏所得的顶部气体并入干气流排出。

脱乙烷塔塔顶排出的干气经过热交换器复热到 3℃ 左右，进入管网作产品外输。

脱乙烷塔底部设有蒸汽加热器，并配有温度自动调节系统，可控制产品凝析液的质量，主要是使液体中乙烷含量不致太高。

干燥器吸附剂的再生，采用经过加热炉加热后的干气。炉子采用气体加热炉，燃烧气体采用经过干燥器加热再生后的干气，压力为 16 公斤力/厘米² 经减压后送入。加热气体的出口温度为 300~350℃，当加热气体出干燥器的温度达到 150~200℃ 时，干燥器再生完毕，然后用返回干气冷却到常温。

为了正确地进行低温装置的设计，必须要在准确的低温下，有天然气系统多元混合物的各种物性数据，特别重要的是

汽-液平衡常数和焓值的预测。在有关同志的配合下,我们采用 RK 方程来进行工艺流程的计算。

计算结果见表 1 和工艺流程图中各物流点的参数值。

表1 计 算 结 果

项 目	原料气	凝析液	干 气	项 目	原料气	凝析液	干 气
压力 公斤力/厘米 ² A	140	17	16	C ₂ H ₆	8.57	14.4322	8.3916
温度 °C	30	48.38	3.43	C ₃ H ₈	2.08	51.344	0.5645
流量 公斤/小时	2786.5	211.8	2574.5	C ₄ H ₁₀	0.75	24.1915	0.0320
分子量	18.73	47.98	17.83	C ₅ H ₁₂	0.29	9.6664	0.0020
组分 (体积百分率)				CO ₂	0.32	0.0774	0.3274
CH ₄	85.17	0.0001	87.7762	N ₂	2.82		2.9063

脱乙烷塔的各理论塔板数的汽-液组成见表 2。

$$Q_w = 38671.5 \text{ 千卡/小时}$$

脱乙烷塔塔底蒸汽加热器的热负荷

表2 脱乙烷塔塔板上的汽-液组成

自 理 上 而 下 论 板 数		1	2	3	4	5	6	7	8	9
液相组分(莫尔百分率)	CH ₄	26.4949	6.6344	1.4297	0.2964	0.0603	0.0119	0.0022	0.0004	0.0001
	C ₂ H ₆	39.9479	61.5019	67.7543	68.2080	55.6614	58.9048	46.4725	29.9413	14.4322
	C ₃ H ₈	20.3037	19.7796	19.5631	20.5798	23.4864	29.8535	40.6582	51.7324	51.6344
	C ₄ H ₁₀	8.4761	7.5515	7.0897	7.0510	7.2563	7.8133	9.3686	13.9935	24.1915
	C ₅ H ₁₂	3.2795	2.8773	2.6842	2.6501	2.6930	2.8008	3.0421	4.1206	9.6604
	CO ₂	1.2854	1.7066	1.5149	1.2095	0.9191	0.6491	0.4019	0.2036	0.0774
	N ₂	0.1930	0.0157	0.0013	0.0001					
汽相组分(莫尔百分率)	CH ₄	87.7762	39.8627	9.3100	1.9541	0.4028	0.0821	0.0163	0.0031	0.0005
	C ₂ H ₆	8.3916	53.3856	60.8821	87.3098	87.5292	84.2152	75.5921	59.0903	36.4336
	C ₃ H ₈	0.5645	4.1046	6.6239	7.7883	9.4430	13.2464	21.6678	36.3980	51.8006
	C ₄ H ₁₀	0.0320	0.3800	0.6888	0.7976	0.8894	1.0875	1.6515	3.5403	9.7160
	C ₅ H ₁₂	0.0020	0.0421	0.6392	0.1066	0.1195	0.1448	0.2090	0.4381	1.7926
	CO ₂	0.3274	1.9379	2.3840	2.0419	1.6160	1.2240	0.8632	0.5303	0.2567
	N ₂	2.9063	0.2871	0.0219	0.0017	0.0001				

三、仪表及控制系统

本设备的仪表根据尽可能简单、经济的原则,选择如下:

1. 温度测量

除了脱乙烷塔塔底温度采用自动调节

外,均采用了带金属保护套的玻璃棒温度计,就地指示。为了解决使用在 140 公斤力/厘米² 高压的测温点的温度测量,在设备管道上预先装置了带接头的套管,这样,在热平衡后基本上能准确地测量出各点的温度。

2. 压力测量

所有的压力测量均采用了就地压力表。

3. 液面、阻力和流量测量

液面、阻力和流量测量采用 QDZ-II 型气动单元结合仪表,在控制室内显示。

中间容器原油液面和脱乙烷塔塔底凝析液的液面采用玻璃液面计测量。

原料气进口处三组汽-液分离器的液面指示仅测量了第一组和第三组的液面,只要监视住第三组汽-液分离器的液面,就可以保证原油不进入干燥器组。

本装置设置二只流量计,进热交换器前原料气的流量测量和凝析液(即液化石油气)的流量测量。前者采用标准孔板作一次元件,经差压变送器的差压讯息送至控制室,在仪表盘上记录和累积;后者采用带气远传信号的转子流量计,在就地指示并在仪表盘上累积。

另外,集气输气站还有流量测量装置,记录和累积输出干气的流量。

4. 装置的两个自动调节系统

(1) 脱乙烷塔塔底温度自动调节系统:

该调节系统的执行机构是控制加热蒸汽进入脱乙烷塔底部蒸汽加热器的流量的气动薄膜调节阀,感受元件为铂热电阻。调节器采用了济南仪表厂生产的 XQZJ-500 记录调节仪。

此调节系统作为产品凝析液的质量调节,主要是根据塔底温度来调节产品凝析液中乙烷的含量。试车证明,这个系统能够达到预期的效果,能保证脱乙烷塔底温度的稳定。

(2) 汽-液分离器原油自动排放系统:

由于经汽-液分离器分离出来的原油很多,如人工排放,则操作频繁,因此考虑了这一自动排油系统。如果从汽-液分

离器直接排油,则调节阀的前后压差太大,所以我们在流程中设置了一只中间容器,使汽-液分离器排放出来的原油由 140 公斤力/厘米²先预流到 16 公斤力/厘米²压力,然后再自动排放中间容器中的原油,使液面保持恒定值。

四、主要设备介绍

本装置主要设备有汽-液分离器,干燥器、加热炉,热交换器和脱乙烷塔。现将各设备简单介绍如下:

1. 汽-液分离器

本装置设置三组汽-液分离器,串联而成,每一组备二个相同的汽-液分离器,并联布置。每个分离器的直径为 $\phi 300$,高度约 2 米,壁厚 12 毫米,材质为合金钢。

为了将原料气中游离态的油分和水分离干净,必须采用高效的汽-液分离器。试车说明采取上述的措施是能达到目的。

分离器采取旋风分离器型式,分离器中心设有螺旋形的气流导向装置。在汽-液分离器的底部设有一个贮液筒,以贮存原油。贮液筒与分离筒成垂直布置,以减少整个汽-液分离器的高度。

2. 干燥器组

干燥器组由二个干燥器组成,轮流使用,每隔八小时撤换一次。干燥器采用 $\phi 377 \times 30$ 的 20 号无缝钢管制成,总高约 4 米。干燥器的原料气进出口管道上均设有过滤筒,以过滤分子筛粉末,防止粉末进入管道、阀门和设备。

每个干燥器中填充 3A 分子筛 230 公斤。设计时取分子筛对水的吸附容量为 7%。

干燥器的工作压力为 140 公斤力/厘米²,工作温度为常温。

干燥器的再生条件为再生温度 250~

300℃, 气体压力16公斤力/厘米²。

3. 热交换器

本装置的热交换器采用套管式热交换器, 此类换热器是油、气田上广泛采用的换热器。本装置的热交换器分为三组, 成并联连接, 每组由四根套管串联而成, 每根套管长度为8米, 内管采用 $\phi 89 \times 9$ 无缝钢管制成, 外套管采用 $\phi 125 \times 7$ 无缝钢管制成, 材质为35CrMo合金钢。(注: 根据地质部第一石油指挥部现有的钢材选用的管材, 实际上可以减少管子的壁厚。)

热交换器内管走高压原料气, 承压140公斤力/厘米², 高压原料气由常温冷却到约-10℃。

外套管走干气, 承压16公斤力/厘米², 干气由-70℃左右复热到约3℃。

4. 脱乙烷塔

本装置的脱乙烷塔采用填料塔。塔底设有蒸汽加热器, 加热器系用 $\phi 25 \times 3$ 的10号无缝钢管绕制而成 $\phi 200$ 的蛇形管, 共25圈。塔底部分的容器直径为 $\phi 300$ 壁厚6毫米, 高度约1000。

脱乙烷塔塔顶设置汽-液分离器, 分离器直径为 $\phi 429$, 壁厚为8毫米, 高度约1500。分离器的分离层采用40~100不锈钢脱水网, 分离层高度220毫米。原料气经节流阀减压后通过喷头进入分离器的下部。分离层除去夹带于干气中的液滴, 起汽-液分离作用。

脱乙烷塔的中部为填料塔部分, 填料塔部的直径为 $\phi 194 \times 6$, 填料层的高度为6米。填料采用 $\phi 10 \times 10 \times 1$ 的铝质拉西哥管。

以填料层中部为界, 上部最低温度达-71℃左右, 采用1Cr18Ni9Ti不锈钢(或09Mn₂V低温钢)。下部则采用20号钢。

5. 气体加热炉

气体加热炉可以方便地利用井场生产

的天然气作为热源。经加热的天然气既可作为干燥器再生分子筛用, 又可作为各设备加温吹除的用气。

加热气体在蛇形管内被加热到350℃左右。蛇形管采用 $\phi 38 \times 3.5$ 的0Cr18Ni9Ti不锈钢绕制而成, 蛇形管总长约100米, 分为4根管子绕制, 共分2层, 外层用3根管子绕, 中心直径为 $\phi 700$, 内层用1根管子绕, 中心直径为530毫米, 蛇形管的节距为50毫米。

气体加热炉总高约14米, 其中烟囱部分高度约为10米。

加热炉炉膛用蛭石作为绝热材料。

6. 设备的绝热

本装置的热交换器、脱乙烷塔的上半部及其有关的管道处于低温状态, 根据工艺流程的计算最低温度级为-76℃; 另外干燥器的再生周期及脱乙烷塔的下半部又处于高于大气温度的情况下工作。因此本装置必须考虑设备及有关管道的绝热问题。

本装置采取单体保温型式, 某些管道及设备外面包以用蛭石、石棉水泥制成的哈夫绝热块, 有些设备则绕以石棉绳加以保温。绝热层厚度50毫米。

五、设备的安装及开车前的准备

本装置设备全部安装在井场上, 为露天安装各设备。所有设备占地面积约为10米 \times 50米, 成长方形布置。

按照流程的走向顺次序安装汽-液分离器、干燥器、热交换器和脱乙烷塔。中间容器安放于汽-液分离器的旁边。加热炉安装于装置的下风向, 距离装置的界线在10米以上。

仪表控制柜和成分分析仪表置于室内, 各占一室。

我们在开车前作了下述准备工作。

1. 加温吹除

开车前对各设备进行了较为彻底的加温吹除,加温气体温度为200℃左右。由于现场缺少惰性气体气源,气源采用天然气。天然气经过气体加热炉加热,经过各加温阀进入设备,从各设备吹除阀门吹除,吹除的气体排入大气送火炬燃烧。

2. 分子筛的活化处理

装置开车前,对二个干燥器中的分子筛进行活化处理,活化温度为350~400℃,当气体出干燥器的温度达到250℃以上时,保持进口温度350~400℃下通气5小时。活化时采用天然气加温分子筛层,活化时气体压力为3公斤力/厘米²G。活化后的天然气送入管网输出。

六、试车结果及各设备工作情况

1981年11月下旬,经过两次开车试验,运行正常,获得成功。

两天试车,我们调节了两个工况。

第一个工况:

进装置的天然气压力: 140 公斤力/厘米²,

原料气处理量: 2204 牛顿米³/小时,

凝析液产量: 163.4公斤/小时,

丙烷提取率: 48.63%,

丁烷提取率: 66.95%,

丙、丁烷总的提取率: 53%。

第二个工况:

进装置的天然气压力: 120 公斤力/厘米²,

原料气处理量: 2204 牛顿米³/小时,

凝析液产量: 149公斤/小时,

丙烷提取率: 56.42%,

丁烷提取率: 88.55%,

丙、丁烷总的提取率: 64.1%。

从这两个工况来看,当进气压力140公斤力/厘米²的时候,发现原油粘性很大,

排放原油不通畅。为了稍稍降低原油的粘度,我们调节了原料气进装置的压力,气井压力160公斤力/厘米²时,控制原料气进口压力为120公斤力/厘米²,这样有40公斤力/厘米²的压力降,经节流降压后,进热交换器的温度从第一工况的21℃下降到15℃左右。部分重组分在降温过程中冷凝下来,从而稀释了原油,降低了原油的粘度。经过八小时的连续运转,未发现原油排放困难的现象。

经过两昼夜的连续运转,证明各设备的工作情况正常。位于进口处的分离原油的汽-液分离器中的第一组下部原油聚积很快,可以连续排放;第二组原油很少,可间断排放;第三组原油极少,也可间断排放。可以说明,这三组汽-液分离器的工作达到了预期的目的。

经测量,当原料气处理量为5.1万牛顿米³/日的时候,每天可从原料气中分离出原油4~5吨。

干燥器组在设计条件下工作了两天,证明脱水情况良好,同时也证明了分子筛再生较为完全。当原料气(160公斤力/厘米²)减压到16公斤力/厘米²时,温度降到-60℃左右,节流阀始终开启灵活,各设备、阀门和管道没有发现任何冻堵现象。

脱乙烷塔的工作情况正常,塔底蒸汽加热器用的自动调节系统工作情况良好,达到了预期的目的。塔的精馏工况正常,塔底与塔顶的组分均与设计要求基本相符。

经测量脱乙烷填料层阻力约为300毫米水。

三组套管式热交换器经试车后发现其中一组冷流进不去,说明外套管流道堵塞,因此影响了原料气的冷却。由于有一组换热器失灵,三股高压原料气混合后只达到了0℃左右,这也影响了节流后温度

不能达到原设计要求 (-76°C)。为提高装置的性能,应对热交换器进行改进。

气体加热炉工作正常,加热气体的出口温度随燃烧气量的变化反应极灵敏。

另外装置的保温层有些地方太薄,特别是冷的设备(如脱乙烷塔)和管道跑冷厉害,这也是温度级未达到的原因之一,应加改进。

七、试验结果的比较

我们将试验中所得的数据与理论的计算结果进行了比较。在理论计算中将实际的天然气量及进口温度与压力等参数用 P. R 状态方程作流程计算,计算时考虑跑冷损失 3000 千卡/小时。

计算值与试验值列于表 3。

表 3 理论计算值与试验值的比较

物流点		1		2		3		4		5		6	
		试验	计算	试验	计算	试验	计算	试验	计算	试验	计算	试验	计算
压力 kgf/cm ²		124	124	124	124	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3	16.3
温度 °C		16.3	16.3	-1	-1	-55	-61.4		-59.43	58	53.08		-18.6
流量 NM ³ /hr		1823	1823.9	1823.9	1823.9	1823.9	1823.9	2125 Nm ³ /h	1681.1	149	143.1	2125 Nm ³ /h	1681.1
组	CH ₄	88.00	88.00	88.00	88.00		88.00	89.51	90.57	0.12	0	89.51	90.57
	C ₂ H ₆	7.53	7.53	7.53	7.53		7.53	7.72	7.24	13.43	17.43	7.72	7.24
	C ₃ H ₈	2.20	2.20	2.20	2.20		2.20	1.15	1.15	37.83	38.17	1.15	1.15
	nC ₄ H ₁₀	0.44	0.44	0.44	0.44		0.44	0.52	0.06	11.39	13.46	0.52	0.06
	iC ₄ H ₁₀	0.25	0.25	0.25	0.25		0.25	0.19	0.05	7.23	6.94	0.19	0.05
分	C ₅ 以上	0.69	0.69	0.69	0.69		0.69		0.02	30.00	23.86		0.02
	O ₂	0.14	0.14	0.14	0.14		0.14		0.14		0		0.14
	N ₂	0.57	0.57	0.57	0.57		0.57	0.68	0.59		0	0.68	0.59
	CO ₂	0.18	0.18	0.18	0.18		0.18	0.23	0.18		0.12	0.23	0.18

注:跑冷损失: 3000kcal/hr

从比较中说明用 P. R 状态方程来计算天然气分离设备流程是可行的。

八、存在问题

经连续两昼夜的试运转,认为装置本身尚有某些不足之处,有待改进,主要有以下两点:

1. 由于脱乙烷塔塔加热蒸汽的压力和温度波动很大,导致了塔底凝析液(即

液化石油气)液面的波动也较大,排液量的波动也就大了,因而影响转子流量计的正常工作。由于液面波动较大,给操作带来了频繁性。为了解决此问题,拟增加一个脱乙烷塔底部液面的自动调节系统,适当调整参数,成为液面及排液量的均匀调节系统;另外在新造的装置上可适当加大脱乙烷塔塔底筒体的直径。

2. 三组热交换器中的一组发现冷流

堵塞现象,应从制造上加以改造。(见前述)。

九、结 论

1. 利用天然气井口气压与管网压力之间的较大的压力差,采用焦-汤效应制冷的简单的节流工艺流程分离天然气,获得丙、丁烷凝析液和干气是最简单的天然气分离工艺流程。本装置工艺流程简单,设备维护操作方便,设备投资费用少,丙、丁烷回收率可达64%,适于井场使用。

2. 本装置装于阆中地区某一井场上,该地区气井生产的天然气中具有较多的乙烷,将乙烷组分加以提取作为化工工业制取乙烯的原料将有更大的经济价值。

(参加本工作的还有赵阳、董廷林、章继盛等同志。)

参 考 文 献

1. Oil Gas J. 1965.N.11 P110
2. Oil Gas J. 1975.N.18 P776
3. H.P. 1975.N.4. P.79

(上接24页)运算和数据处理能力。

TQ-16机由于受内存容量小、单通道等方面的限制,在终端用户增多的情况下,最好是配置DJS-131机作为前置处理机,组成通信子网的结构,减少网络加在主机上的负载,以提高整个系统的效率和吞吐能力。利用131机多通道和实时控制功能强的优点,对各用户终端收集的原始数据进行前置预处理,这样就可以减少必要要在通信网上输送的数据量而提高通信网数据的传送效率,从而网络可以通过本机共享分时系统或计算机资源设施,从而解决本机不能胜任的大题目,使系统的实时性能较强,速度也比较理想,解题能力有所加强,效率大大提高。

由于本网络符合国内暂订的二号通信规程,要与国内其它计算机联网只需在接口上作相应修改增设网络软件即可实现。从而为今后与各系统、地区乃至更大范围

的计算机网络相联接提供了可能性。

计算机网络以其优越的经济特性,高效率的服务质量和极其旺盛的生命力正越来越受到人们的普遍重视。可以预料,随着计算技术的不断发展和通信技术的现代化,使得计算机网络的功能更加齐全、速度更快,容量更大,精度更高,数据传输的可靠性更好,计算机网络技术的前景将是无限光明的。

本课题的研究和该网络的建成只是迈出了可喜的第一步,目前国产TQ-16机已有近两百台投入安装使用,这对充分利用国产计算机资源,提高它的使用效率有一定现实意义。

(参加本项研究工作的有曾兆荣、郑于钦、华令彰。在研究过程中承蒙南京邮电五一八厂、武汉计算机外部设备研究所等单位大力协助与支持,谨致谢意。)

更 正

本刊1982年第2期第55页左第19~20行中“每平方英尺车间面积合格铸件的产品最少”一句应予删去,特此更正。

本期主要文章摘要

煤气机工作过程的研究——红岩机器厂张生正；《四川机械》，四川省机械工程学会、四川省机械局技术情报站合编，1982年第5期第3页。

本文就大功率增压煤气机燃烧室设计中必需考虑的结构因素，混合气形成的机理及进气增压参数对工作过程的影响，点火参数的选择和煤气调节等方面的问题，结合250煤气机的调试结果进行了初步探讨。

从天然气中回收丙、丁烷的井场装置——四川空分厂朱根法执笔；《四川机械》，四川省机械工程学会、四川省机械局技术情报站合编，1982年第5期(总41期)第11页。

本文主要介绍了采用焦——汤效应制冷的简单的节流工艺流程，从天然气中回收丙、丁烷的井场装置。该装置日处理量达80000牛顿米³，日产量为5吨液化石油气。

多次冲击载荷下钒钛球铁的接触疲劳与弯曲疲劳——四川省机械局研究设计院张德纯、西安交通大学强度研究所李荫松；《四川机械》，四川省机械工程学会、四川省机械局技术情报站合编，1982年第5期(总41期)第36页。

本文叙述了在多冲载荷下钒钛球铁的接触疲劳与弯曲疲劳的试验过程及结果分析。试验结果表明，钒钛球铁的抗多冲接

触疲劳性能不低于18CrMnTi渗碳钢，而高于稀土镁球铁。并具有良好的抗冲击弯曲疲劳性能，在低载荷作用下，即使有应力集中，依然能承受高周次的冲击疲劳考验。认为钒钛下贝氏体球铁具有最佳的综合性能，并具有我国资源的特点，是一种制造齿轮的良好材料。

计算机辅助设计/计算机辅助制造(CAD/CAM)1980年国际苔尔菲(DELPHI)预测——重庆大学许香穗；《四川机械》，四川省机械工程学会、四川省机械局技术情报站合编，1982年第5期(总41期)第41页。

预测学(方法)属于技术情报学范畴。在目前国际市场剧烈竞争的情况下，除对市场需求进行调研以外，了解国际科技动态、发展趋势也是十分重要的。在这方面预测学将发挥它应有的作用。

预测学涉及到社会学、心理学及数理统计学等学科，国外对此给予重视，进行了专门研究。苔尔菲方法是一种较为闻名的科学预测方法。本文结合本次预测实例简要而系统地介绍了苔尔菲预测进行程序及其基本原理。

本文最后还揭示了本次CAD/CAM国际预测结果的几个主要方面：(1) CAD及计算机绘图；(2) CAM及计算机辅助工艺过程设计(CAPP)；(3) 成组技术(GT)、零件编码及分类系统；(4) 物料传送。