

林达卧式水冷甲醇合成塔在年产 18 万吨甲醇合成装置中的成功应用

刘尚武 吴爱国 张利生 甄耀东 安利俊 张奉军

(内蒙古苏里格天然气化工有限公司，鄂尔多斯，017314)

【摘要】本文介绍了内蒙古苏里格天然气化工有限公司甲醇合成工艺的改造过程，以及林达卧式水冷甲醇合成塔的结构特点、工艺流程等，并对林达公司的卧室水冷甲醇合成塔在天然气制甲醇工艺上的应用进行了考核，给出了真实的评判，为今后甲醇合成工艺的改造或扩产提供了可靠的依据。

【关键词】林达 卧式水冷甲醇合成塔 结构 工艺流程 考核 成功应用

前言

内蒙古苏里格天然气化工有限公司是以天然气为原料生产工业甲醇的天然气加工企业，采用从日本三菱公司引进的年产 18 万吨甲醇闲置装置，合成塔为三菱公司生产的四段冷激绝热式合成塔。随着天然气资源的紧缺和价格的上涨，对于我公司来说，节能降耗和降低生产成本，是增加我公司效益和提高产品市场占有率的关键，为此，于 2006 年我厂决定对该甲醇装置进行改造。首先，由于我公司蒸汽不平衡，造成生产过程中必须低负荷运行开工锅炉，能耗增加，同时，甲醇合成过程中的反应热，由本身的合成气来降温，不能够很好的利用，能耗增加，因此，为了解决蒸汽平衡问题和充分利用甲醇合成过程中的反应热副产蒸汽，我公司通过招标决定装置改造的过程中采用杭州林达卧式水冷合成塔技术。

一、改造项目概况

我公司的 18Kt/a 甲醇装置为日本三菱瓦斯引进的闲置设备，甲醇合成塔为四段冷激绝热式。该塔运行时床层温差大，每层催化剂床层进出口平均温差在 50℃左右，在运行后期会高达 70℃，运行时控制手段单一，床层温度波动比较大，运行不平稳。最重要的是我公司蒸汽不平衡，能耗比较大。因此为了节能降耗，降低成本，选用了杭州林达公司的 $\Phi 3400$ 卧式水冷合成塔。

本次技改由杭州林达化工技术工程有限公司负责 180Kt/a 甲醇装置合成部分的工艺软件包设计并提供甲醇合成塔、汽包共 2 台设备。

装置设计条件如下：

生产能力：日产精甲醇不小于 600 吨。新鲜气气量：74000 Nm³/h。

组成:

组份	H ₂	N ₂ +Ar	CH ₄	CO	CO ₂	总硫
组成%.vol	69.96	1.29	3.31	15.11	10.33	≤0.1ppm

合成气气量：总量 251230Nm³/h，循环气 177230Nm³/h。压力：10.5MPa(G)。

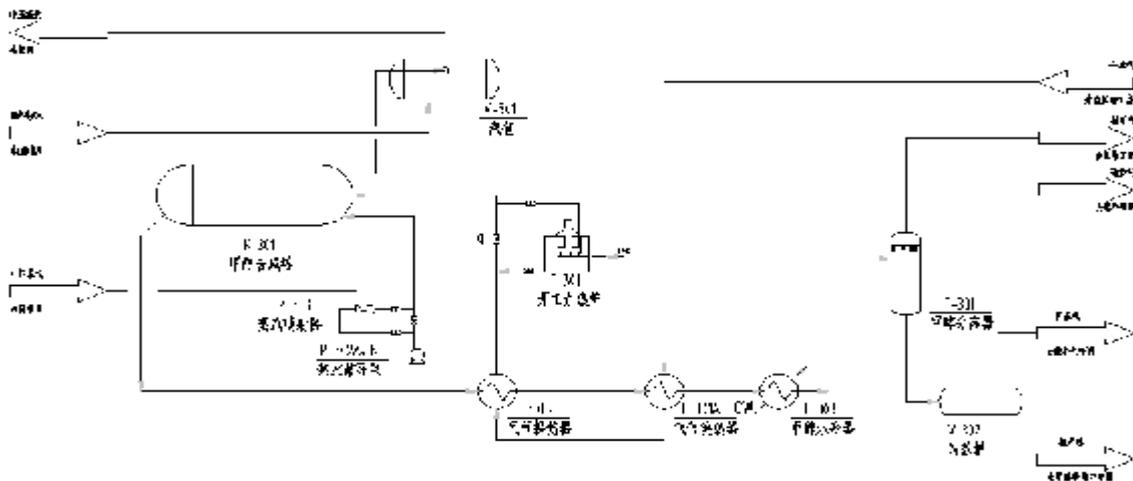
二、卧式水冷甲醇塔合成流程

改造后的甲醇合成流程与管壳式塔流程相似。新鲜气与循环气在合成气、循环气联合压缩机组内混合，经加压后压力~10.5MPa(G)进入甲醇合成界区。

合成气进入界区后，首先在入塔气预热器 E301_{A,B} 被反应气加热至~220℃，然后进入甲醇合成塔 R301 进行甲醇合成反应。进塔气体经气体分布板均匀分配至反应器触媒层，与床层内水冷管成 90°错流流动并进行甲醇合成反应。合成甲醇的反应热被水冷管内饱和沸腾水吸收带走并副产 2.5~4.0MPa 中压蒸汽。

反应后的气体~250℃出塔，进入入塔气预热器 E301_{A,B} 加热入塔冷气，出 E301_{A,B} 反应气进入甲醇水冷器 E303_{A、B} 被冷至 40℃，然后进甲醇分离器 T301 分离出粗甲醇。分离后的气体一部分作为循环气去联合压缩机组循环段加压，另一部分作为弛放气降压去燃料气管网。

甲醇分离器 T301 分离后的粗甲醇经闪蒸槽 V302 减压闪蒸出溶解气后至甲醇精馏中间槽。闪蒸气作为燃料送至燃料气管网，闪蒸压力为 0.5Mpa (G)。



三、卧式水冷塔合成圈主要设备

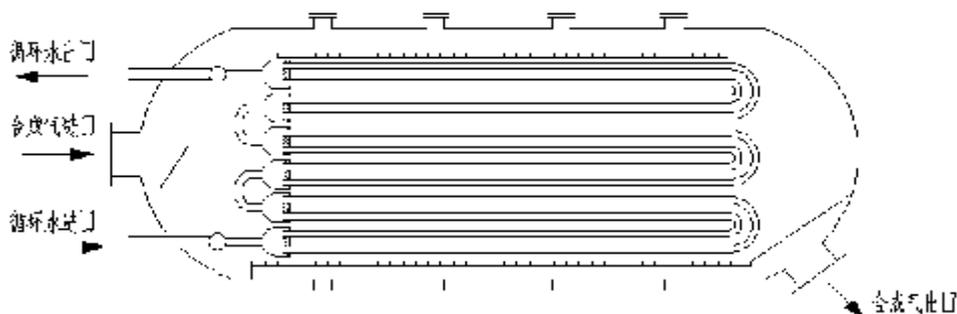
本次改造立足在原有旧设备的基础上，循环机、水冷器不改变，通过替换冷激式合成塔、增加 1 台合成塔预热器和锅炉水循环水系统达到技改目标。具体见表 1。

表 1

序号	名称	规格	数量 (台)	
1	合成塔预热器 1#	Φ975×78×7150H	1	旧设备
2	甲醇水冷器	Φ1300×12×7900L	2	旧设备
3	甲醇分离器	Φ2100×105×7250	1	旧设备
4	甲醇闪蒸槽	Φ2900×27×6010L	1	旧设备
5	压缩机	55388/2BF9/272BR(1/6)	1	旧设备
6	合成塔预热器 2#	Φ1400×15000	1	新增设备
7	卧式甲醇合成塔	Φ3400×10560	1	新增设备
8	汽包	Φ2000×6480	1	新增设备
9	合成塔循环水系统		1 (套)	新增设备

四、卧式水冷塔的催化剂装填和升温还原

Φ3400 卧式水冷反应器结构示意图如下图：



反应器由壳体和水冷管组构成，催化剂装填在管间，通过上部手孔装填。合成气通过一端封头进入催化剂上方弓形通道，经过气体分布板流入床层，与密布床层内的水冷管呈 90° 错流流动，反应气从另一端封头出塔，冷却介质水通过进水管和管箱后进入水冷管组，吸收管外反应热。反应温度由汽包压力控制。

装填触媒之前在合成塔下部均匀装填部分氧化铝瓷球 (φ15 和 φ25)，共装填 1600Kg。

根据卧式水冷甲醇合成塔的特点，催化剂选用了西南院生产的 XNC-98 甲醇合成催化剂，催化剂规格为：φ4mm×4mm，共装填 43.05 吨。催化剂装填过程中采取了有利的措施，沿触媒床层轴向分 6 次均匀装填、径向均匀撒布，这样做虽然增加了触媒装填时间，但确保了触媒装填的均匀性。催化剂装填完毕后再在催化剂层上铺装气体分布器。整个触媒装填过程共耗时 1.5 天。

考虑到触媒中粉尘较少，装填前没有过筛，触媒装填结束后用 0.5MPa 的压缩空气吹扫

触媒灰尘，共吹扫 6 小时。

催化剂的还原采用低氢还原法，升温还原从 2009-4-5 16:00 开始至 2009-4-8 10:00 结束，累计耗时 66 小时。整个升温还原过程系统压力控制在： $\sim 0.5\text{MPa}$ ，循环量： $\sim 30000\text{Nm}^3/\text{h}$ 。升温还原过程中严格控制小时出水量和循环气中 CO_2 含量，整个升温还原过程出水平稳且做到了低温下多出水， 170°C 之前共出物理水 1875Kg ， 170°C 配 H_2 后共出化学水 6200Kg ，还原过程中整个触媒层温差： $\sim 2^\circ\text{C}$ 。

五、 $\Phi 3400$ 卧式水冷合成塔考核情况

该塔于 6 月 23 日至 25 日进行 72 小时查定考核，考核数据见表 2，由表中数据可见：

1、甲醇产量高，实现连续稳定超过设计能力。2009 年 6 月 23 日到 25 日，在合成压力 9.1Mpa(G) ，进塔气量 $22.2 \times 10^4\text{Nm}^3/\text{h}$ ，原料气量 $7.7 \times 10^4\text{Nm}^3/\text{h}$ 工况下，日产粗甲醇均超过 1000m^3 ，甲醇合成粗醇产品折成 100% 甲醇 701.6 吨/日，最高达 721 吨/日，超出设计能力 600 吨/日精甲醇 16% 多。

2、循环比低，出塔甲醇含量高。上述运行中循环比 1.9，空速 7200h^{-1} ，出甲醇塔甲醇含量平均达 11.85%，最高达到 12.37%，比现有常见水平高一倍多。

3、CO 转化率高，驰放气量少。CO 单程转化率高于 88%，总转化率高于 99%，驰放气量由过去每小时 $10000\text{Nm}^3/\text{h}$ 多降低到 $3300\text{Nm}^3/\text{h}$ ，显著提高原料气利用率。

4、催化剂生产强度大。催化剂生产强度高达 0.97 吨/时· m^3 催化剂， 30m^3 催化剂达到年产 22 万吨甲醇水平。

5、催化剂床层温度均匀，温差小，同平面温差在 $\pm 1 \sim 3^\circ\text{C}$ ，运行稳定，操作方便可靠。

6、合成塔压差小，塔进出口压差为 0.01MPa ，阻力低，降低了电耗。

7、热量回收好，副产蒸汽量大，达 1.1 吨/吨甲醇多，有效降低冷却水消耗。

8、该合成塔的设计压力为 11.5MPa ，目前在 9MPa 上下操作，故提高转化气和 CO 含量，调节氢碳比可进一步提高产量，保持在高于 700 吨精醇/日下运行。

9、采用内件和壳体分开，内件一端可自由膨胀伸缩，结构安全可靠，内件分组组装有利于单台设备大型化。

我公司这一技改项目通过招投标来选用甲醇合成技术，参加投标的还有管壳式合成塔。由于现有合成装置操作压力为 10.5MPa ，设计压力 11.5MPa 。国内外至今还没有这样高操作压力下的水冷换热反应器，管壳式方案经过认真考虑决定放弃。

林达卧式水冷反应器是一项新技术，当时尚未有投产业绩，但我们认真分析了卧式水冷甲醇塔的技术方案和结构设计，感到优点突出。加上林达公司多年来在甲醇合成技术上的工

程业绩和在投标方案中周到的考虑，我们大胆决定选用这项新技术，用于改造引进的甲醇生产装置，因而取得了成功。

综合上述情况，我公司采用卧式水冷甲醇塔技术改造 18 万吨甲醇装置，实际产量超过合同设计指标要求。循环比低，出塔甲醇含量高，塔压差低，同平面温差小，副产蒸汽量高，经济效益明显，达到显著的节能降耗作用。特别是在本项目中成功实现了低循环比下的均温反应，同时达到了低塔压降和高醇净值，为国内外其他甲醇合成塔所罕见。是我国具有自主知识产权的国产大型合成反应器的重大突破，值得在大型甲醇合成装置中推广应用。

表2 6月23日~25日生产考核数据表

日期	气量 Nm ³ /h			甲醇产量		蒸汽产量 T/日	原料气组分%				入塔气组分%				出塔气甲醇含量%		
	原料气 FQ110	入塔气 FI201	驰放气	粗醇 M ³ /日	折 100% 甲醇 T/日		H ₂	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	CO	CO ₂	CH ₃ OH 进	CH ₃ OH 出	产量
6月23日	76806	224756	3964	1073	686.9	816	69.6	0.4	16.8	12	78.5	4.8	6.3	8.9	0.41	11.38	686.7
6月24日	77159	220924	3368	1028	696.6	825	70.4	0.36	16.6	12	79.3	4.78	6.04	8.04	0.41	11.80	696.4
6月25日	77188	219738	2504	1059	721.3	862	70.8	0.3	16.7	11.8	79.6	4.5	6.2	8.0	0.41	12.37	721.2
平均值	77051	221806	3279	1053	701.6	834	70.3	0.35	16.7	11.9	79.1	4.69	6.18	8.31	0.41	11.85	701.4

日期	压力 MPa			合成塔入口 温度℃	催化剂层温度℃												合成塔出口 温度℃	水冷器出口温度℃	
	合成 压力	合成塔 压差	汽包 压力		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		A	B
6月23日	9.1	0.01	2.4	202	259	254	254	261	262	257	234	233	235	237	236	236	237	36.5	30.2
6月24日	9.0	0.01	2.5	202	261	255	259	259	262	255	233	232	233	235	235	234	238	38	31
6月25日	9.1	0.01	2.46	203	262	256	258	260	263	256	234	233	234	236	235	235	235	40.5	32.5
平均值	9.1	0.01	2.45	202.3	261	255	257	260	262	256	234	233	234	236	235	235	237	38.3	31.2