

发展我国煤化工产业中引进国外技术和开发国内自主创新关系的探讨

楼寿林 楼 韧 冯再南

(杭州林达化工技术工程有限公司, 杭州, 310012)

摘 要: 本文对我国煤化工产业引进国外技术和国内自主创新两者关系进行探讨, 通过工程案例说明国外引进技术并非就一定比国内自主创新的技术水平高。展望中国煤化工未来, 希望相关企业、科研院所、工程设计院等共同协作、共同推动中国自主创新的煤化工技术发展, 实现增强自主创造的国家战略目标。

Abstract: this article investigates the relationship between Chinese coal chemical industry introducing foreign technology and domestic innovation, illustrates the foreign technology is not necessarily better than domestic innovation. Looking to the China coal chemical industry future, we hope that the enterprises, research institutes, engineering design institute work and promote independent innovation in Chinese coal chemical industry together, to achieve and enhance self-created national strategic objectives.

一、问题的提出: 在发展我国煤化工中, 是国外引进和国内自主创新并举, 还是只要国外大公司技术, 国内自主技术没有参与项目招标和公平竞争资格。

首先, 我们并不反对和否定引进国外先进技术来推动我国煤化工产业的发展, 这是因为现代化工技术在国外发展早, 国外有许多有实力的强大跨国公司, 过去我们基础差, 从国外公司引进一些先进技术, 例如我国先后引进国外冷激型、管壳型、水冷氣冷甲醇合成和多种大型氨合成技术, 以及 Lurgi、Texaco 煤气化技术等, 通过消化吸收改进而逐步完善, 对发展我国现代化工业起到了积极作用, 今后我国还会引进国外先进技术, 但是不能只靠国外引进。多年前就有多方面专家对是否需要引进几十套大型化肥装置提出疑问, 目前又出现有的大型甲醇项目前期与国内公司多次技术交流作了大量工作并发了标书, 在做好标书准备参加投标时, 最后却称国内公司没有资格, 只有国外公司有投标资格的情况, 结果采用的国外公司水冷板式塔当时在国内外没有投运业绩。时至今日, 以致我国 60 万吨以上大甲醇项目成为国外公司的一统天下, 这显然与我们的国家战略不符。

正如温家宝总理在国家科技奖励大会上的讲话所言“我们要引进和学习世界上先进的科技成果, 但更重要的是要立足自主创新”, “必需将增强自主创新能力作为国家战略”。我们认为即使达不到立足自主创新, 至少也应是国内外公司公平竞争, 应从技术指标先进性和经济合理性来全面评价, 重大技术项目国际招标, 应公开技术指标、实际使用业绩, 技术专利商对技术秘密方案可保密, 但对使用效果应公开披露, 工程业绩应该让用户现场看得到, 真正做到公开、公平、公正。林达已投产项目不仅让用户

看，有的还公开召开了现场会，全面披露使用效果和数据，而不能只听某些国外公司口头宣传，花高昂代价选用看不到或不让看的技术。

二、值得商讨的几个引进国外技术

1、氨厂甲醇甲烷化净化技术

90年代，我国H厂用亚洲银行贷款改造500吨/日的15MPa低压氨合成项目，该项目进行国际招标，承担改造的设计院找到我公司交流方案时，我们提出了15MPa下等压甲醇甲烷化方案，当时招标方通知我们买标书参与投标。在北京标前会上，我们提出15MPa下等压甲醇化—甲烷化—氨合成，只用一个甲醇反应器达到副产甲醇前后进甲烷化气 $CO+CO_2<0.6\%$ 的要求，用一个甲烷化反应器达到氨进氨合成净化气中 $CO+CO_2$ 微量($<10PPM$)的要求，但后来该厂并未采用这项投资低、能耗省的中国技术，而是引进一家国外公司7.5MPa下二级甲醇合成塔串联+甲烷化的技术，该技术不仅投资高，且难以维持自热，能耗高。具体对比流程如下：

▲国外引进技术：

7.5MPa 压力下管壳式甲醇合成→冷却甲醇分离→第二级绝热甲醇合成→冷却甲醇分离→7.5MPa 甲烷化→压缩到15MPa 氨合成

该技术是T公司于1996年设计的，据文献报导^[1]投运后，经二级甲醇合成后气体中 $CO+CO_2$ 低，进甲烷化 $CO+CO_2$ 为0.02%，甲烷化塔又没有设计电炉，因此开车后不能正常生产，后来从第一级甲醇塔引入一股CO含量高的气体，不经过二级甲醇化，直接进入甲烷化，才得以正常生产。此法其结果是烷后气甲烷含量高，氨合成放空量多，原料气消耗增加。

▲国内林达等压甲醇甲烷化氨合成方案：

这是林达公司1992年申请后获授权的发明专利，具体方案是合成气压缩到15MPa用换热式甲醇塔一次合成甲醇→冷却甲醇分离→15MPa 换热型甲烷化反应→15MPa 氨合成。

由于这类项目中甲醇甲烷化主要目的是净化合成氨原料气，使甲烷化后送氨合成精炼气中 $CO+CO_2<10PPM$ ，其次是副产甲醇。甲醇甲烷化进塔气中90%是氨合成用的氢、氮原料气，这绝大部分气体最后都要压缩到15MPa下氨合成，只有CO、CO₂合成甲醇的少量CO、CO₂、H₂看似压缩功增加，但15MPa下合成率比7.5MPa大幅增加。对本项目条件下在7.5MPa压力下一次甲醇合成，当要达到甲醇产量下原料气中CO 6.2%、CO₂ 1.5%时，出一级甲醇合成CO高达2.33%、CO₂ 0.89%，远高于进甲烷化 $CO+CO_2<0.6\%$ 的要求，故必需二级甲醇合成，但当在15MPa压力下合成甲醇完全可达到进甲烷化 $CO+CO_2<0.6\%$ 的要求。

[1] 谢定中，2005年全国大中型氮肥生产技术交流会议论文集P195所著一文

在 H 厂后，西南一家 L 厂后来也进行同样性质项目，此时林达等压型甲醇甲烷化发明专利技术已授权，技术成熟。等压甲醇合成 CO 转化率达 95% 以上，进甲烷化塔达到 $\text{CO} + \text{CO}_2 < 0.1\%$ 。当时该厂也来杭考察交流，认为这一技术优势明显，有意使用，但最后还是与 H 厂一样采用上述国外公司 8MPa 下二级甲醇合成和甲烷化技术。

除上述二家外，2003 年我国又有煤制气 4060 工程由甲醇甲烷化招标并邀林达公司和三家国外公司投标，林达提出具有自主知识产权的等压甲醇甲烷化方案，方案最大优势是流程短、设备投资省、能耗低。而项目最终还是用上述国外公司的双甲技术，二套双甲装置共处理气量 $160800\text{Nm}^3/\text{h}$ ，单套合成氨装置生产能力 660 吨/日，处理气量 $80400\text{Nm}^3/\text{h}$ ，双套双甲共产精醇 4.4~4.6 万吨/年，进甲醇化的 CO 2.63%、 CO_2 0.36%，这个规模不大的项目采用 6 台多双甲反应器：其中直径 2.9 米管壳甲醇合成塔 2 台、直径 1.6 米绝热甲醇合成塔 2 台、2.2 米甲烷化塔 2 台，仅 6 台反应设备费约 2000 多万，甲醇和甲烷化催化剂也是大幅增加。如采用国内自主知识产权技术流程短、能耗低，合成塔等设备减少一大半费用，仅为国外公司的 1/2，无论在价格和技术上都优于国外技术。

2、低压甲醇合成技术

多年前我国有一套以天然气为原料气年产 40 万吨甲醇装置，当初邀请了国外三家公司和国内林达公司共四家进行甲醇合成塔招标，林达主动联合华东理工大学一起投标，投标中除林达的单台合成塔方案外，还提供了林达-华东联合水冷管壳-气冷方案和华东理工大学的二台管壳塔二个方案。该项目经厂方反复研究，也感到我们的国内方案设备费比国外低得多，国内技术方面也有优势，仍因种种原因还是下不了决心用国内技术，仍选择了国外 J 公司的 MRF 甲醇合成塔，该塔型此前也没有同样规模的工程业绩，在我国 14 万吨/年甲醇装置使用中已出现催化剂层温差大、使用温度高、副产物含量高等问题。作为当时我国引进的单台最大塔于 2005 年底建成投运，这套引进装置从 2008 年该厂发表的使用文章(附录附后，见数据来源⑥)，在使用了国外最新最优的耐高温催化剂 KATALCO51-8 51m^3 多，催化剂床层一直维持在 $240\text{-}285^\circ\text{C}$ ，催化剂活性下降快，使用 22 个月后装置的投入和产出已很不经济。由文献中数据产量为粗甲醇产量，精醇设计产量为 $1350/24=56.25$ 吨/时，可见在同为原料气转化、合成压力相近工况下，国外塔循环比超过 5，甲醇净值 5%，大大低于国内技术 12%，吨醇气耗多 $100\text{m}^3/\text{T}$ ，吨醇弛放气量比国内技术高 3 倍多。

下表是同样以天然气转化为原料的国外或国外引进装置和林达卧式水冷甲醇合成塔数据比较，从数据可以看出国内自主创新的甲醇合成塔技术水平一点都不比国外差。(其中苏天化林达卧式水冷反应器数据由内蒙苏天化实际生产数据提供)

表 1 甲醇合成塔主要技术性能表

厂名		日本 MGC 新泻		苏天化 林达卧式水冷*		川维	L 公司
反应器型号		冷激 ①	SPC ②	设计值 ③	实测值 ④	MRF ⑤	MRF 全径向 水冷⑥
生产能力	万吨/年	10	15	18	18	14	40
入塔气压力	Mpa	11.5	11.0	10.5	9.1	6.0	8.05
原料气流量	$10^4 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$	5.4	6.03	7.4	7.72	4.3	14.40
原料气成分%	CO	14.5	14.51	15.11	16.7		天然气 转化
	CO ₂	8.77	8.77	10.33	11.8		
	H ₂	75.21	75.2	70	70.8		
	循环比	3.8	2.4	2.4	1.85		
进塔气流量	$10^4 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$	25.9	20.5	25.123	22.0	29.8	94.19
进塔气成分%	CO	3.02	4.5	6.26	6.2	10.1	
	CO ₂	2.12	5.8	5.35	8.0	7.96	
	H ₂	87.3	83.9	70.41	79.6	49	
	CH ₃ OH进	0.4	0.37	0.2	0.41	0.5	0.6
	CH ₃ OH出	5.73	9.13	8.39	12.37	7.28	5.0
操作空速	$\text{Nm}^3/\text{M}^3 \cdot \text{h}$	8931	7155	8374	7247	7450	18519
催化剂温差	℃	大	大	小	小	274	240/285
精醇产量	吨/日	422	520	600	721	405.6	1292
空时产率	T/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}$		0.76	0.83	1.0	0.415	
中压蒸汽产量	T/吨醇		0.8	1.0	1.2		
触媒装量	M ³		28.65	30	30	41	51.08
触媒型号		M-5	M-5	国产	国产	ICI51-70	KATALCO 51-8
床层压降	Bar	2	3	1.0	0.1		

数据来源：①日本三菱 MGC 新泻所岗位原始记录 1992.5.28

②日本 MGC/MHI Methanol Process.1993

③内蒙苏天化 180kt/a 甲醇装置合成塔技术合同，2006

④内蒙苏天化 180kt/a ϕ 3400 卧式水冷塔生产数据查定，2009.6.23—6.26

⑤SRI，德国南方公司 2007 年会议报告

⑥摘自 2008 年沪天化文章，KATALCO 51-8 甲醇合成催化剂在 MRF-Z 型合成塔上的使用，2007.7.4 相关数据

三、未来展望

我们在这里提出上述问题，并没有责怪有关企业的意，也并不认为是某个具体负责人的责任，在记者采访交谈到有关问题时，记者也提及有国内其他知名高新技术企业也多遇到这类问题。但是新中国成立已有半个多世纪，改革开放也已三十多年，我国已成为经济大国，我国企业在国际贸易争端上与国外公司不断进行着激烈的倾销和反倾销斗争，如果任其这种局面维持下去，何日才能实现建立我国科技强国的目标。令人高兴的是，我国有一批有远见的企业家，如内蒙苏天化、内蒙天野、陕西渭化、云南大维、大连大化、四川丰喜等企业，他们信任和大力支持我国自主创新技术，对推动我国煤化工新技术作出了巨大贡献。