

中国自主创新现代甲醇技术与国外大甲醇技术路线和性能探讨

楼 韧 冯再南 周传华 楼寿林

(杭州林达化工技术工程有限公司, 杭州, 310012)

摘 要: 本文具体分析了国外大甲醇技术路线, 以及我国自主创新的卧式水冷反应器技术及工程应用, 通过生产数据与国外技术进行比较, 充分说明现在我们的甲醇技术通过自主创新完全可以达到并超过国外先进水平。

Abstract: The article mainly analyzed the technical routes of large-scale methanol synthesis abroad and the application of our independent innovation of horizontal water-cooled reactor. Compared with production data, it is said that our methanol synthesis technology can reach to foreign advanced level even exceed, and all that we should do is independent innovation.

胡锦涛总书记在2006年全国科学技术大会上讲话中指出:“ 自主创新能力是国家竞争力的核心……真正的核心技术、关键技术是买不来的, 必须依靠自主创新。” 甲醇生产作为基础化工的重要组成部分, 随着这几年市场的走热, 其技术呈现百花齐放局面, 国内自主创新技术不断出现, 华东理工大学的绝热管壳式、南京国昌的冷激型和水冷板式塔、湖南安淳的双套管水冷塔先后成功投产。但总体来看, 我国已建和在建的60万吨/年以上大甲醇装置几乎都引进了国外技术, 尤其是甲醇合成技术无一例外从国外引进, 自主创新与国外引进相比还有艰难之路要走, 本文对国外的主要甲醇合成技术作一分析, 从投运后主要技术指标分析中国自主创新技术与引进技术作出简要比较。

一、技术先进性标准

从甲醇技术发展来看, 先进技术主要体现在:

1、装置易于大型化, 提高规模经济降低生产成本。

对于中国煤炭资源相对丰富的中西部地区, 道路、桥梁、涵洞等运输上限一般为4.5M, 甲醇合成技术在大型化方面可以采取的措施主要有: 一是设备规格放大, 二是增加台数, 设置多个(串联或并联)反应器等。

2、节能降耗减排、降低设备投资。

甲醇合成技术在这方面可采取的手段: (1)降低循环比、提高出口甲醇净值。(2)降低合成阻力;(3)高热量回收、副产高品位蒸汽。降低循环比意味着系统处理气量大幅减少, 既可有效缩减设备和管道的规格, 降低投资, 有利大型化, 又可充分回收反应热, 降低循环机能耗, 节约生产成本。

二、国外主要技术路线

目前大甲醇技术除丹麦托普索公司采用多台管壳水冷并联外，国外其它公司主要技术方案有：

1、L公司

L公司管壳塔技术在大型化时，早年采用双塔并联方法，在控制运输限宽前提下，合成压力提高至8.0MPa以上，可达到日产2000吨上下。近年采用水冷—气冷联合反应器技术，在国外Atlas有日产5000吨大甲醇装置投产，采用一台气冷与二台并联管壳式串联，三台均为轴向塔，约2/3催化剂装在气冷塔中，由于二塔串联，催化剂床总高达10多米，故采用降低循环比减少进塔气量降低塔压降。作为目前世界上单套能力最大的L公司联合反应器技术，起到了装置大型化的历史性作用。在国内榆林60万吨/年大甲醇装置中采用一台水冷管壳塔与一台气冷塔串联，以提高反应器出口甲醇净值。（附图1）

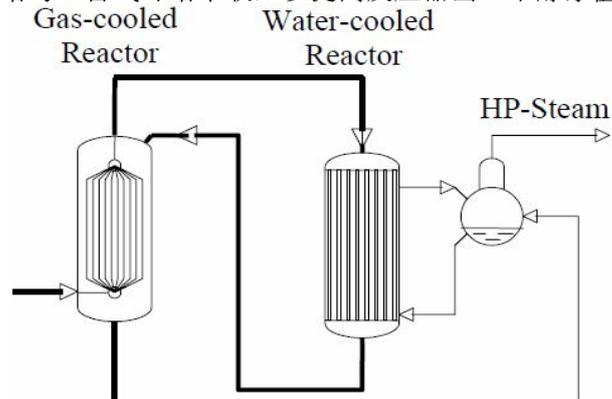


图 1

L公司联合反应器技术在我国大甲醇装置中受到两点限制：一是要求催化剂温区要宽(220~280℃)，这是因为：气冷反应器是逆流冷管型，底部催化剂温度低，故要求催化剂低温活性好，而水冷反应器控制在较高温下。对于国内催化剂，低温 230~250℃活性相对较好、使用时间长，在 250℃以上使用温度下使催化剂活性下降明显，甲醇转化率低、副反应增加。因此，国内催化剂能否适应联合反应器技术还未知，而采用国外催化剂费用高。二是压降大，两台轴向塔串联操作，即使循环比降低一半，塔压降仍>0.4MPa。

另外组合反应器通过气冷式移出反应热，副产蒸汽仅~0.8T/T，副产蒸汽产量少。

L公司在国内在建的百万吨/年甲醇装置，对上述联合反应器进行了方案修改，推出水冷管壳+中间换热器+气冷换热反应器（附图 2），我们尚不清楚方案修改意图，但这个方案不仅增加中间换热设备和合成圈阻力，而且进一步加大了水冷和气冷反应器之间温差，修改方案可能带来的好处有待实际运行结果证明。

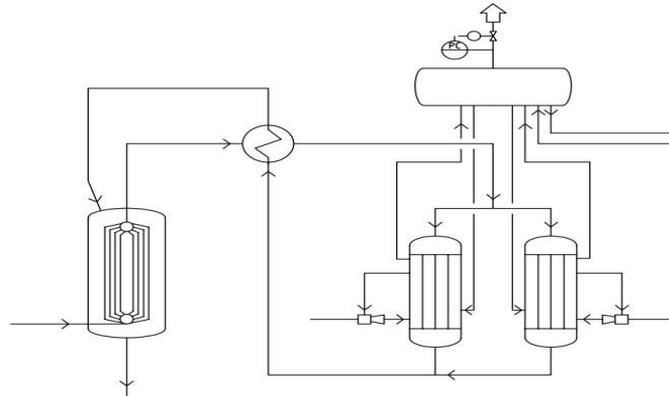


图 2

2、D 公司

对大型甲醇装置 D 公司之前已开发了径向蒸汽上升塔 (RADIAL SRC)，采用管内水冷产汽方式移热，在特立尼达 5400 吨/日大甲醇上使用。该塔与 L 公司管壳一样塔内水冷，但催化剂装在管外，同等生产能力合成塔直径比 Lurgi 管壳式小，气体径向流动，阻力小，据报导换热管数和换热面积也减小，比冷面仅为管壳式三分之一，SRC 采用 5MPa 较低合成压力、5 以上较大的循环比和副产 2.0MPa 低压蒸汽以控制催化剂层温度。

对特大型甲醇装置，D 公司先期提出用气冷—水冷串联反应器，甲醇先在 TCC 气冷反应器反应，出塔气再进入管壳水冷反应器，管内催化剂吸收管外反应热，副产中压蒸汽。但是由于甲醇合成是开始反应的前部反应速度快，反应热大，因此需要更强的换热能力，我们分析认为气冷塔 TCC 在前作为主塔难以满足移热要求。我们估计基于上述原因，最近 D 公司提出水冷管壳塔在前串联气冷 TCC 的大型甲醇合成技术方案，来适合甲醇合成反应热前大后小的情况，循环比可比径向 SRC 降低，甲醇净值可提高，但是该流程中经过水冷管壳塔反应气需经塔外中间换热器由 200℃ 多降温到 100℃ 上下，再进气冷 TCC 反应器的冷管吸收管外催化剂层反应热达到 200℃ 以上合成甲醇，热量回收和副产蒸汽量比单用水冷塔减少，同时若采用这一技术，甲醇塔由径向 SRC 改为轴向管壳塔和轴向 TCC 串联，合成塔阻力也增加几倍。(附图 3)

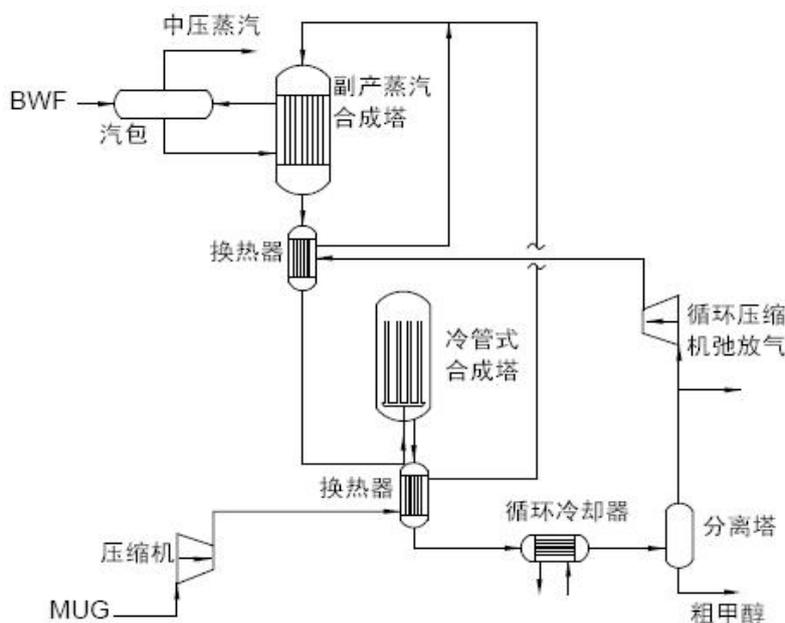


图3

该技术将在我国在建的80万吨/年甲醇装置中首次使用，虽然此技术可比径向SRC塔降低循环比，提高甲醇净值，作为有气冷型反应式参与这种流程组合成联合反应器技术，其节能效果和流程组合的合理性值得研究。

3、M 公司

M公司采用双套管气冷-水冷反应器型式(附图4),不同的是气冷-水冷集于一只反应器,催化剂装在双套管的管间,管内通过合成气体移热,管外通过饱和和水汽化移热,由于催化剂层两侧均移热,反应器移热能力强,被称超转化率反应器(SPC)。据M公司资料,在日本以天然气为原料的15万吨/年甲醇装置中,合成压力11Mpa,循环比2.4,出塔甲醇~9.13%,塔压差2-3bar。SPC反应器M公司将其作为先进核心技术,据说曾拒绝我国欲购置该技术和设备的要求。

SPC的不足是结构比较复杂,冷管长达15米,在大型化中加工难度增加,每根内冷管用挠管接到内封头,国内无该反应器技术的使用实例。

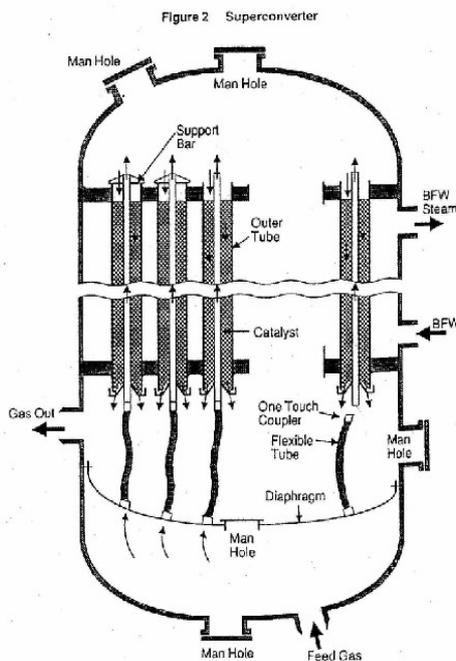


图4

4、C公司

近年C公司开发了IMC板间换热式反应器,其特点一是用换热板代替其他换热反应器的换热管,将多块换热板联成一组,多组板组成内件,二是壳体和内件分开,从开在壳体顶端的人孔现场安装内件作为解决大型化的方法,有气冷、水冷和气-水组合三种型式,该塔型早年在我国介绍推广时只有气冷运行数据,技术指标并不比我国气冷塔先进,令国人意外的是在没有一台水冷板式塔投运业绩和运行数据情况下,一下就在我国大型甲醇装置中大量推选。国内目前已有两套分别在上海、内蒙投产,但尚未见使用效果的公开报导。

IMC板式塔优点是壳体和内件分制,分组内件现场组装,解决大型化的结构难题,采用板代替管,投资降低。值得关注的问题:一是换热板沿半径呈扇形布置,板间距外大内小,易导致平面温差大,且板间距也较大,限制轴向温差不低,能否实现低循环比、高出塔甲醇浓度,目前未见公开生产数据报道。二是IMC作为轴向塔,阻力大,据称合成塔压降2bar,回路压降7bar,比径向塔塔压差<0.2bar大得多,会导致电耗增加。三是板式塔焊缝远比管式塔要多,现场焊接头多,内件上下二端均固定,热应力下结构可靠性还有待于考验。至今C公司的径向板式塔和气冷-水冷板式塔从已公开的专利说明书来看,这

样结构要在工程上实现难度不小。

5、TE公司

TE公司反应器技术采用双套管、双管板结构，气体在催化层中呈径向流动，锅炉水在内管从下向上、再经外套管向下流动强制循环移热。该技术特点是：气体径向流动，阻力小，但温差大。催化剂装填高度达10米，上下层堆积密度不同，高径比大，反应不均衡，导致上下层气体分布不均，温差变化大。径向塔内外侧气体流速变化过大。该技术已在特立尼达和我国10万吨/年、40万吨/年甲醇装置上应用。据公开的资料，该反应催化剂温度高达280℃，使用目前最先进的KATALCO51-8催化剂，使用寿命也不到半年（具体内容见相关文献报导^[1]）。

6、USA公司浆态反应器

浆态床反应器可强化反应器移热，降低循环比，提高反应气产物含量。但浆态床（三相床）增加反应过程中反应气液（导热油）固（催化剂）中传质阻力，降低反应效率，反应器直径大，床层高，催化剂处理复杂，大型工程化应用受到限制。国外一套日产260吨的浆态床甲醇装置以富CO含量原料气，在压力6.9MPa、空速7800h⁻¹工况下，出口气甲醇9.8%，在空速降到4600h⁻¹工况下出口甲醇11.3%，现已停运多年。

三、中国大型合成新技术

国内甲醇装置区别于国外，主要以煤制优质合成气为原料，H₂、CO含量高，惰性气低，反应放热强烈，近年来在我国煤化工发展中出现了一批有自主知识产权的新型合成技术，其中林达公司基于对大甲醇技术现状的分析，经多年努力开发了能适用于大型化、低循环比工况，具备强移热能力的甲醇反应器技术，包括立式水冷、卧式水冷副产中压蒸汽的甲醇合成反应器，并均已成功应用于年产10万吨以上甲醇装置，其中尤其是卧式水冷甲醇反应器（专利名“横向管式换热反应设备”，专利号ZL200420116978.6）。不仅获得中国专利，还申请了欧洲专利，成功投运后召开了公开现场会。

1、技术特点

卧式水冷反应器由壳体和水冷管组构成（附图5），触媒装填在管间，合成气通过封头处进口进入上方的弓形通道，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的出口出塔，冷却介质水通过进水管和管箱后进入水冷管组内，吸收管外反应热，控制床层反应温度。

[1] 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，2008

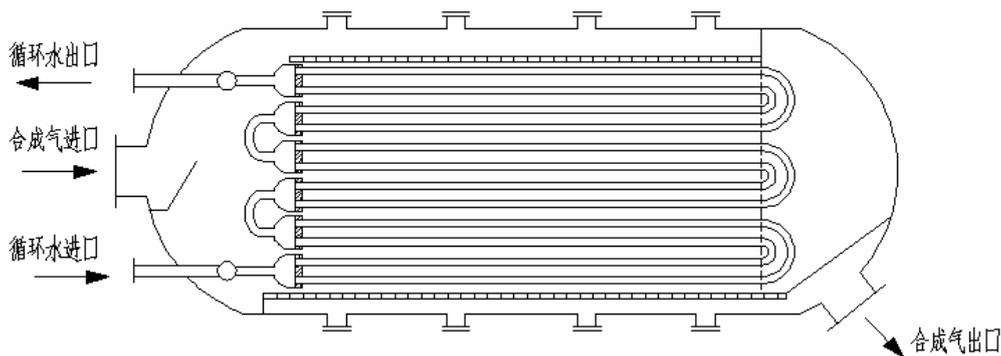
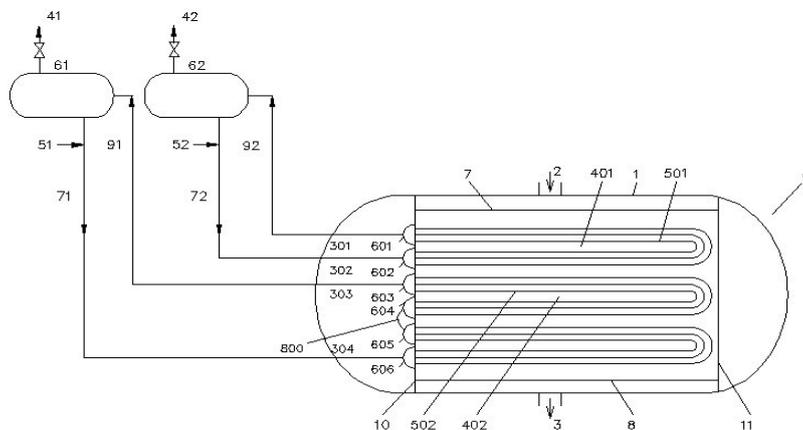


图 5

反应器解决了装置大型化中的两个关键问题：

(1) 以卧式型式取代通常的立式设计，气体在塔内横向流动，流动截面大，流通长度短，这样在设备直径受到限制的前提下，可以通过增加反应器长度来增加催化剂装量和设备能力，和立式轴向塔相比，卧式塔长度的增加不会引起床层阻力增加和因催化剂强度不足导致粉碎等问题，也没有因设备过高而对框架和起吊设备要求更高的问题。

(2) 在强化移热能力，实现低循环比操作方面采取的设计是：一是错流强化传热，使换热水管横向水平布置，气体在催化剂层中由上向下，与换热水管呈 90°错流流动反应，增加传热系数。对水冷换热反应器，换热阻力主要在管外气侧，横向流动给热系数比沿管纵向流提高一倍；二是变比冷面传热，可以对管束不同疏密排列，即在上部催化剂床层反应器速度最大部位采用多而密布管，而后期反应速度和反应热小的部分少布管；三是变温差传热，反应器可以设计两套蒸汽系统，根据反应速度快或慢控制汽包压力低或高提高传热温差，解决低循环比（可小到 1 以下），高进合成塔气 CO（可达 20% 以上）下催化剂不超温的难题。



卧式水冷合成反应器还从下述几个主要方面为甲醇大型化创造有利条件：

- (1) 高容积率，换热管外装催化剂，容积率为管壳型二倍。
- (2) 压降低，反应气由上而下径向流经床层，催化剂床层短，截面大，路程短，塔压降 0.03~0.05Mpa。

(3) 化整为零，化大为小，解决大型化方法之一。一是外壳和内件分开，内件可单独更换，提高外壳设备的使用寿命；二是内件分组制造后再组装，方便制造加工检修，对大塔、外壳和内件等部件可运到现场，只需用一小块场地就可组装，不需要立式轴向塔所用的大型起重设备。

(4) 内件与外壳一端连接，另一端为自由端可自由伸缩，解决了其他换热合成塔、换热管二端固定而易热应力膨胀而拉裂的缺点。

(5) 反应热采用饱和水副产蒸汽方式移出，同时低循环比，吨醇可副产 1.0 吨以上蒸汽。

2、工程应用

林达首套卧式水冷反应器应用在内蒙苏里格天然气化工有限公司 18 万吨/年甲醇技改中，这套装置利用天然气为原料生产甲醇，系由引进日本三菱瓦斯（MGC）开发，装置集中了 MGC 的二项不同的甲醇合成技术，即三菱冷激型甲醇合成和三菱超转化率（SPC）甲醇合成技术，房鼎业教授编著的《甲醇生产技术和进展》中有具体介绍。书中称这套年产 10 万吨级精甲醇的三菱瓦斯甲醇生产工艺，循环气和新鲜气汇合进循环段增压至 15.5MPa 后去合成甲醇，采用三菱公司开发的低温高活性 M-5 型铜基催化剂，在标准状态下循环气 $37 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ ，采用三菱瓦斯四段中间冷激甲醇合成塔，各段上部 232~245℃，下部 280~285℃。这套 MGC 二手甲醇装置苏天化引进后于 2003 年 10 月建成投运。

2006 年苏天化决定对这套日本引进甲醇装置进行改造，选用杭州林达公司甲醇合成塔替代原引进日本三菱冷激式甲醇合成塔，以改变原合成塔催化剂层温差大、易超温问题，同时副产中压蒸汽，。受限于原动力设备利旧要求，改造项目工艺条件苛刻，在 10.5MPa 合成压力， $7.4 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ 转化气， $25 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ 进塔气量下，甲醇产量 600 吨/日，副产中压蒸汽，解决全厂蒸汽平衡问题。

至今国外尚没有水冷型甲醇塔在 10.5MPa 合成压力、循环比 2.5 下使用的先例。对此，林达公司在工艺上开发了卧式水冷数学模型，设计内件使其充分移热，确保催化剂层温度均匀，其中包括：催化剂床气体流动分布，换热管内汽水流动、汽水分层、管束支承和防止振动，换热管热应力防止损坏等。除了依靠公司自己的技术力量外，我们还与浙江大学、浙江工业大学化机所合作进行有限元分析培训，完成壳体 and 内件有限元强度分析、CFD 气固床催化床中气体分布分析等。

新开发的卧式水冷甲醇合成塔内径 $\Phi 3400$ ，装国产甲醇催化剂 43 吨/ 30m^3 。利用原引进装置压缩和甲醇合成圈的静止和动力设备，增加副产中压蒸汽的汽包和水泵，增加一台气—气换热器，2009 年 6 月 23 日至 6 月 25 日对该甲醇装置进行了 72 小时查定考核，具体数据见附表 1（所有数据由内蒙苏天化公司实际生产数据提供）。

表 1

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

由附表 1 数据可见主要情况如下：

(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，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) CO 转化率高，单程转化率 79.4%，总转化率 98.9%，催化剂生产强度高达 0.96 吨/时· $\text{m}^3 \text{cat}$ 。弛放气量少，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。

(3) 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。

(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。

3、技术比较

为了分析这套甲醇装置的运行水平，我们用同是天然气转化为原料的国外或国外引进装置作比较，见表 2。（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 2 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		博源 SCMP	Lurgi 特立尼达	美空气公司 伊士曼公司
		冷激 ①	SPC ②	设计值 ③	实测值 ④	冷激 ⑤	管壳+气冷 ⑥	浆态床 ⑦
生产能力	万吨/年	10	15	18	18	40	160	10
入塔气压力	Mpa	11.5	11.0	10.5	9.1	4.65	9.14	6.9
原料气流量	$10^4 \text{Nm}^3 \text{h}^{-1}$	5.4	6.03	7.4	7.72	14.26	51.48	
原料气成分%	CO	14.5	14.51	15.11	16.7	18.4	22.87	富 CO 气
	CO ₂	8.77	8.77	10.33	11.8	8.39	6.83	
	H ₂	75.21	75.2	70	70.8	70.4	67.68	
	循环比	3.8	2.4	2.4	1.85	8.23	2.178	
进塔气流量	$10^4 \text{Nm}^3 \text{h}^{-1}$	25.9	20.5	25.123	22.0	131.57	163.63	
进塔气成分%	CO	3.02	4.5	6.26	6.2	5.18	8.53	
	CO ₂	2.12	5.8	5.35	8.0	3.88	5.87	
	H ₂	87.3	83.9	70.41	79.6	67.2	62.39	
	CH ₃ OH 进	0.4	0.37	0.2	0.41	0.75	0.33	
	CH ₃ OH 出	5.73	9.13	8.39	12.37	3.49	11.37 /9.9	9.8 /11.3
操作空速	$\text{Nm}^3/\text{M}^3 \cdot \text{h}$	8931	7155	8374	7247	8831	4855	7800 /4600

催化剂温差	℃	大	大	小	小	大	气冷大	小
精醇产量	吨/日	422	520	600	721	1152	5000	260
空时产率	T/m ³ .h		0.76	0.83	1.0	0.322	0.62	
中压蒸汽产量	T/吨醇		0.8	1.0	1.2		0.8	
触媒装量	M ³		28.65	30	30	150		
触媒型号		M-5	M-5	国产	国产	国产	德国南方 Megamax700	
床层压降	Bar	2	3	1.0	0.1	2	4—6	

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 φ3400 卧式水冷塔生产数据查定，2009.6.23—6.26

⑤内蒙博源联合化工 SCMP 装置运行情况，2009.7

⑥SRI，德国南方公司 2007 年会议报告

⑦美国空气公司 Kingsport LPMEOHTM260TPD Plant

⑧日本高化学上海国际贸易公司，张炳，大型甲醇合成塔选择探讨及 SPC 简介

(1) 与本项合同确定设计值比较。原料气量由 7.4 万标方增加到 $7.72 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ 并调整氢碳比后，甲醇产量由 600 吨/日提高到 700 吨/日，放空气量由原 $10000 \text{Nm}^3/\text{h}$ 多标方减少到 $3300 \text{Nm}^3/\text{h}$ ，显著提高了原料利用率，合成压力由合同规定 10.5MPa 降到 9.1MPa，循环比由 2.4 降到 1.85，出塔甲醇含量由原设计 8.4% 提高到 12%，塔压差由原合同保证值 $< 0.1 \text{MPa}$ 降到 0.01MPa ，吨醇付产蒸汽 1.2 吨，这些都产生了显著的节能降耗效果。

(2) 与日本 MGC 甲醇合成技术比较。从三菱瓦斯化学新泻工业所 1992 年生产岗位报表可见，使用三菱瓦斯开发的高活性甲醇催化剂在 11.5MPa 合成压力、 $5.4 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ 原料气、 $25.9 \times 10^4 \text{Nm}^3/\text{h}$ 进塔气工况下，日产甲醇 422 吨；1993 年 MGC 又在这套甲醇合成装置上进行超转化率 SPC 甲醇塔的商业运行，利用这套甲醇装置，日本三菱重工 (MHI) 开发了超转化率反应器 (SPC)，用 SPC 合成塔代替冷激型甲醇塔，在 1993~1994 年商业运行了 171 天。

结合三菱瓦斯开发的高活性、长寿命 MGC 催化剂，据称催化剂 28.65M^3 M-5 催化剂，在 11MPa 合成压力，日产甲醇 520 吨，循环比降到 2.4。计算出塔甲醇 9.13%，塔压差 2-3bar，后来日本公司介绍 SPC 称循环比 3，出塔甲醇含量为 8.5%，现卧式水冷塔合成压力比 SPC 低 1.9MPa，循环比降低到 1.85，出塔甲醇浓度达 12%，空时产率高 30% 多，塔压差不到 SPC 的十分之一。

(3) 与博源联合化工由美国引进 SCMP 比。SCMP 合成压力为 4.65MPa，循环比高达 8.23，装催化剂 150M^3 ，日产甲醇 1152 吨，催化剂生产强度只有 $0.32 \text{T}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$ ，只有卧式水冷的 1/3，塔压降 0.2MPa。

(4) 与 Lurgi 水冷-气冷联合反应器比，表中为据 SRI 资料中 Lurgi 水冷-气冷日产 5000 吨甲醇合成物料平衡表数据，合成压力 9.14MPa，比苏天化卧式塔稍高，循环比 2.18，使用德国南方性能最好催化剂 Megamax700 300M^3 多，计算出塔甲醇含量 11.37%，水冷塔催化剂温度 260~290℃，气冷塔低达 207℃，比苏天化林达卧式塔低，据 Lurgi 公司汤姆文章称“如果没有合适的催化剂系统将不会成功地运行，因为要求催化剂在低温时（低于 220℃）有足够的活性。”。另据南方公司 2007 年会议资料，第二气冷塔出塔甲醇含量约 9.9%，塔压降 0.4MPa 多，吨醇付产蒸汽 0.8 吨。

2009 年 7 月林达公司组织国内专家在苏天化召开现场会，到会专家称卧式水冷塔是一个革命性突

破，技术指标超过国外先进水平，最近我们和多家国外公司来杭交流中讨论到苏天化使用情况，也未获得国外公司有比上述数据更高的信息。对于苏天化卧式水冷塔达到的醇净值、合成塔压降、催化剂生产强度是否是目前同样用天然气转化作原料气的甲醇合成达到的最高水平，我们期待更多这方面的信息，但我们深信不久将会有比上述数据更先进的指标产生。

林达卧式水冷反应器除应用于甲醇合成外，在化工—IGCC 联产、合成天然气 SNG、煤路线合成乙二醇等等领域也可有广泛应用。目前已完成多个规模不同的技术方案，并得到国内多家煤化工大企业和中科院有关研究所、中国石化协会、知名高校专家的积极支持，有的已完成反应器制造进行安装。

四、总结

综上所述来看，我国自主创新的甲醇合成技术立足国内催化剂及装备制造水平，同时在技术上达到并超过国外先进水平。近年来以甲醇为代表的煤化工得到快速发展，大甲醇装置不断出现，但是大甲醇等技术和装备仍在走上世纪大氮肥从国外公司大批引进的老路，国家花千百亿资金不断从国外公司引进技术，而国外技术如确实先进，这些引进当然值得，可是却有一些项目引进的国外公司设备在国外都没有投运业绩。当然，在装置工艺的整体优化、工艺包及基础设计经验上还需要虚心向国外的先进技术学习。中国是世界上最大的煤化工生产国，中国的煤化工技术发展和工程经验比国外更熟悉清楚，林达公司自主创新开发新的大甲醇及反应器技术，不仅获得多项中国发明专利和国家发明二等奖，而且还获得英、法、德、俄和瑞士多项国外发明专利。我们相信中国不仅已有实力在我国化工技术市场上与国外公司公平竞争，而且今后必将具备在国外开拓业务的能力。