均温型（JW）低压甲醇合成塔内件设计及使用[1]

楼　韧　徐荣良　楼寿林

（杭州林达化工技术工程有限公司　杭州　310013）

摘　要　阐述了低压均温甲醇合成塔内件开发设计的基本情况，利用计算机模拟软件程序进行计算，并对合成塔性能、生产指标和经济效益进行比较。

关键词　甲醇合成塔　开发设计　使用效果　效益　展望

1　项目概况

1.1 项目背景

哈尔滨气化厂是我国“九五”建成投产的亚洲第一大煤气工程项目。哈气化甲醇分厂为煤气联产低压甲醇，原甲醇装置90年代从俄罗斯引进，甲醇合成塔是Φ2000冷激塔型，生产能力为4万吨/年，于1993年投运。1999年进行甲醇装置“四改五”工程，年生产能力从4万吨提高到5万吨。

1.2 设计条件和技术难点

（1）产量增加25%　该项目要求在既不增加原合成塔装置动力设备和静止设备，又不增加合成原料气量的情况下，利用原合成塔外壳，通过采用JW低压均温型甲醇合成塔，增加产量25%。

（2）原料气量不增加，惰性气含量提高　改造过程中要求原料气中的CH_4等惰性气体含量由原来的14%提高到16%，这样入塔气中惰性气体含量高达35%~40%，比其它低压甲醇厂含量的5%高出30%，大副度降低了入塔气的有效气体分压从而影响甲醇合成率的提高。

（3）合成塔触媒量不增加　由于受到要利用原Φ2000合成塔外壳的限制，触媒装量也不可能明显增加。

（4）合成塔规格比以往明显增大　从合成塔的结构要求来看，甲醇合成塔的壳体内径2米，比我们过去设计的1.2米塔径大的多，而且要求径向温差不能大于原来的指标（同平面不大于5℃），冷管数为现有的数倍，既要保证甲醇塔的催化剂层温度均匀、温差小的要求，又要确保结构的可靠性，便于加工和安装维修及触媒的装卸，这就需解决一系列的技术问题。

2　开发设计情况

2.1 结构设计

针对甲醇合成反应本身的强放热特性和甲醇铜基催化剂的耐热性差、使用温度范围狭窄的矛盾，我们研究的重点是进一步缩小触媒层温差，实现床层温度的均匀分布，并尽可能的增加触媒装填系数，确保结构可靠性。为此，开发设计的低压甲醇合成塔采取了如下措施：

(1)独特的冷管结构，全床层连续换热，管内冷气强化传热。

a.新型U型冷管结构：过去的均温型甲醇塔采取的是上下环管的冷管连接

[1] 摘自《化肥设计》2002年第40卷第2期，P28-31

方式，这样下环管上每根冷管都有 1 个焊接点，而下环管位于触媒层底部，一旦焊接点漏气，冷管内气体不经触媒层反应直接出塔，必然影响甲醇合成反应率和产量。经计算，在低压甲醇合成的工艺条件下，采用独特的 U 形管布置既能够得到合理的温度分布，又可以取消下部触媒层中的环管。在大塔径条件下减少了下部触媒层内冷管与环管的一千多个焊接点，使得整个冷胆的焊接点数量仅为双环管结构锝 1/3，不仅使合成塔的制作工艺得到简化，达到了全触煤层内无焊接点，而且杜绝了触媒层中冷管内气体泄漏的可能性，结构更加可靠。

b.取消绝热触媒层，采用全床层连续换热的形式。

c.采用管内冷气向并流换热移走热量，强化传热效果。均温型低压甲醇塔利用反应产生的热量加热入塔原料气，冷却反应气，促使管内外气体传热温差大，冷管分布均匀合理，并流换热的连续，整个触媒层内的高比冷面，加强了传热效果。计算机模拟结果中显示出床层轴向温差在 10℃左右，热点位置也很合理，触媒的利用率得以提高。在工艺上采用了冷副线和蒸汽压力两种方法调节温差，手段多样、灵活，操作简便。

(2)多层冷管胆束，结构可靠。

a.在过去均温型甲醇塔的设计中，由于塔径小，多采用单层冷管胆，本次采用了多层冷管胆束结构，为制造大塔径、高比冷面、小床层温差创造了条件。

b.结构改进：盖板与冷管胆的连接形式采取了新型的全自由伸缩复合结构，活动填料函密封，取消了焊接点，避免温度应力对冷管的损坏，从根本上消除泄漏隐患；顶部设置气体分布器，保证气体在径向范围内均匀分布，避免偏流。反应器底部设置顶杆式触媒自卸装置，更换触媒时无须吊装设备，操作简单省时。

(3)同样是管内外介质的传热形式，Lurgi 管壳式塔的触媒装填系数约 30%，均温型低压甲醇塔采取管外装触媒，使触媒装填率达到 70%。

2.2 计算机模拟软件

（1）软件的开发　相应开发了基于 Windows 操作系统下的反应器设计工艺软件包---- “Reactor Designer”，软件用 “C++ Builder” 编写，能够对不同压力等级下使用不同催化剂的均温型联醇塔、单醇塔、佳温型氨合成塔以及 ICI 冷激塔、Lurgi 管壳式塔进行各种操作工况下的模拟计算并输出详尽的计算报告，供设计人员分析调优。若是引入相应的动力学数据和物性数据，该软件同样可用作其他气固相催化反应器的设计计算。

（2）数学模型　甲醇合成过程的化学反应：

$$CO + 2H_2 \Leftrightarrow CH_3OH \qquad ①$$

$$CO_2 + 3H_2 \Leftrightarrow CH_3OH + H_20 \qquad ②$$

$$CO_2 + H_2 \Leftrightarrow CO + H_2O \qquad ③$$

一般认为反应③的反应速率很高，可在催化剂表面上达到平衡而不考虑其对甲醇合成反应的影响。早期的计算程序采用单速率模型，只考虑反应①的反应速率式，而把反应②的影响以 rc 因子

的形式计入反应①。该模型过分依赖经验值而不能客观准确地体现反应的实际情况，因此在“Reactor Designer”的算法设计过程中重新建立了基于 CO 和 CO_2 并行加氢竞争反应合成甲醇的双速率模型，并且可以针对不同的触媒选型（C207、C301、C302、NC306），选择相应的动力学方程式，与传热方程组成微分方程组求解，可以求得整个床层和冷管内的气体浓度和温度分布，进而计算所有需要的参数和指标。

（3）算法的完善　催化剂活性系数对模拟结果是否准确有着很大影响，其影响因素包括：催化剂的表面扩散和内扩散、使用寿命、中毒、还原过程是否理想等。因此我们用实际数据反算催化剂不同时期的活性数据，进而回归出合理的活性系数计算式。

此外在算法上还对热量和流量进行校核，气体成分的自动优化调整等进行了修正，并重新设计了计算报告的界面。有关软件扩充工作仍在进行中。

3.使用效果

3.1 投运情况

（1）升温还原　还原从 2000 年 5 月 9 日零时开始，到 5 月 12 日 16 时结束，共计 88 小时。还原工作十分顺利，其中前 26 小时从室温到 150℃，为用纯氮气升温出物理水阶段，共计出水 1035Kg；然后补合成气达 H_2（0.2～0.5）%，压力提到 0.8MPa，出水速率 70Kg/h 左右；到第 70 小时，温度达到 195℃，H_2 达 5%，出水速度降到 20Kg/h；到 88 小时，温度 220℃，H_2 提到 64%，出水＜20 Kg/h，共计出水 5073Kg，占触媒总重 14.7%。

（2）生产运行　低压甲醇塔于 5 月 12 日下午结束催化剂还原，补合成气逐步提压转入生产，在原料气量～25000m^3（标）/h，入塔气量 150000m^3（标）/h，进塔气中 CO(4～6.5)%，CO_2(0.5～2)%，CH_4(35～40)%，入塔气压力 4.8MPa，触媒层温度 235℃工况下，达到日产粗醇 200 吨，月产精甲醇 5600 多吨，比改造前提高产量 50%，实际年生产能力超过 6 万吨，比合同所定改造要求超出 1 万吨。

(3)温差、气耗、电耗　改造中采用了 DCS 控制，温度记录精度为小数点后 1 位，在催化剂升温还原中同平面温差和轴向温差＜2℃，在正常生产中同平面温差＜2℃，轴向温差在 CO 含量低时＜5℃，高时在 10℃左右，而改造前合成塔不仅轴向温差＞70℃，同平面温差也＞20℃。

按小时原料气 26000m^3（标），用作煤气的吹除气 10000 m^3（标），时产精甲醇 7.5 吨/时，吨醇实际气耗 2133 m^3（标）；

压缩机与循环机额定电压均为 6000V，压缩机电流＜200A，循环机电流＜100A，实际电耗压缩机 1200KW·h，循环机 600KW·h，共 1800KW·h。按时产精甲醇 7.5 吨计，吨醇合成实际电耗 240KW·h。

3.2 改造前后生产工艺指标比较(见表1、2、3)

表 1　合成塔性能

	轴向温差/℃	平面温差/℃	压力降/MPa	空时产率	催化剂装填系数/%	催化剂用量/ m^3	催化剂寿命/a
冷激式	~70	~23	0.36	0.25	71.4%	20	1
均温式	<10	<5	<0.2	0.37	71.6%	20.3	>1.5

表 2　合成回路参数

	原料气耗量 /m^3（标）• t^{-1}醇	循环比	CO 总转化率/ %	CO_2 总转化率/ %	反应热回收率/ %
冷激式	4572	4.83	87.64	73.08	75
均温式	3467	4.80	94.17	98.2	75

表 3　消耗定额（吨精甲醇耗量）

	电/KW •h	冷却水/t	有效气体（CO、H_2、CO_2）/m^3（标）
冷激式	356	27	2291
均温式	238	60	2168

以上数据可以看出，均温型与哈气化原进口冷激式合成塔比较，前者具有:

（1）工艺性能好，CO、CO_2 转化率高，每吨产品原料气耗少，电耗降低，能耗下降。

（2）塔结构合理，可以充分利用催化剂低温活性，轴径温差小，空时产率高，催化剂使用寿命长。

（3）投资少，合成塔价格约 300 万元人民币，整个系统包括合成、精馏改造（ADV 微分浮阀塔盘）和 DCS 控制，总工程费用 980 万元，增加了 2 万 t 精醇产量，使产品成本明显下降。

鉴于压缩机能力的限制，催化剂的能力尚未得到充分的发挥。以上分析是在原料气中惰性气体含量较高的装置中进行。当原料气中惰性气体含量很少时以上数据会相应改变，但两塔的操作工况不会改变。

3.3 国内、外低压甲醇反应器比较（见表 4）

表 4 低压甲醇反应器性能比较

厂名		哈气化	哈气化	A厂	B厂	西德林德	日本三菱
反应器型号		冷激	均温	管壳式	管壳式	螺旋管	超转化率
生产能力 万吨/年		4	6	10	10	10	30万
反应器内径/m		2	2	3.4	2.8	2.8	
入塔气压力/MPa		4.7	4.8	4.26	4.4	5.9	9.3
原料气流量/10^3 Nm^3h^{-1}		25	25	40.477	13.56		
进塔气流量/10^3 Nm^3h^{-1}		150	150	254.7	106.9	215	316.5
进塔气成分%	CO	7.63	5.48	9.93	5.64	10.8	7.5
	CO_2	2.59	1.06	9.28	0.99	3.7	7.3
	H_2	58.38	53.53	62.03	86.55	58.77	62
	CH_3OH	0.8	0.6			0.42	
	惰气	30.4	39.42	18.76	6.81	26.24	22.3
操作空速/h^{-1}		7850	7921	8783	6168	8996	11047
进触媒层/℃		206	225	199.3	205.5	220	240
热点/℃		275	235		225	254.6	250
出触媒层/℃			230	239.9	220	248.5	200
温差/℃		69	10	41.6	20	34.6	50
粗醇产量/T.h^{-1}		5.26	8.428	14.59			
精醇产量/T.h^{-1}		5	8.02	13.13	5.7	13.75	18.88
空时产率/T/m^3.h		0.25	0.401	0.453	0.297	0.575	0.695
*基准空时产率/T/m^3.h		0.382	0.69	0.649	0.362	0.661	0.456
触媒装量/m^3		20	20.3	29	19.2	23.9	28.65
反应器总容积/m^3		28	28.7		52	52	81.4
触媒装填系数/%		71.4	71.6	35	36.9	46	35
触媒型号		NC501	NC306	NC306	C302	C302	

由表 4 可见，均温型反应器的触媒装填系数高于管壳式、螺旋管式和三菱超转化率反应器，和冷激塔相等。由于哈气化入塔气中惰性气含量高(39.42%)影响了合成率，因此初看起来空时产率并不高，但将空时产率折算成 5MPa 压力无惰性气条件下每立方米催化剂每小时的精醇产量（吨）后可见，哈气化均温塔的基准空时产率 0.69 要高出原冷激塔的 0.382、A 厂管壳式的 0.649、B 厂管壳式的 0.362（未满负荷）、林德螺旋管式的

0.661 及三菱超转化率塔的 0.456。

4.均温型低压甲醇合成塔特点

4.1 升温还原温差小，温度低

该塔触媒还原只有 88 小时，床温到 220℃就还原完全，比触媒供货商要求低 10℃，保持了催化剂的低温活性，有利延长触媒使用寿命。还原共计出水 5073Kg，占触媒总重 14.7%。中轴径向温差仅 2℃，投运后持续高产超过设计能力，

4.2 传热和温度分布

由使用效果可见，均温型反应器轴向温差小于 10℃，优于冷激式、管壳式反应器；均温型塔用管内冷气移热，传热温差大，达到缩小全床层的效果。合理的冷管布局使触媒层径向同平面温差在 5℃以内，这在直径达 2 米的大塔径反应器中也很难做到。良好的温度分布使得反应逼近最佳温度线，为提高甲醇产量，发挥催化剂的整体活性创造了条件。

4.3 气体处理能力大，阻力小

冷激式反应器的气体处理量大，但是在均匀性方面不易控制；管壳式反应器触媒层中气体的均匀性好，但是由于气体走管内，处理量则相对较小。本次改造将冷激式改为均温型反应器，利用原外壳，高压空间和气量均未变，均温型的气体处理达到了原冷激式的能力，而气体均匀性可以直接在平面温差上显示出来，JWΦ2000 塔在不同半径处共设置了 3 组测温点，相互间隔 120°，在直径 2 米范围 5℃内的平面温差说明了该设备的气体均匀性能良好。全塔阻力约 0.15MPa。

4.4 利用系数高、操作稳定、适应性强

均温型反应器的催化剂装填系数高达 70%，与冷激式相等，而为管壳式 30~35%的 2 倍，充分利用了高压空间，节省了设备投资。均温型内件有冷副线和蒸汽压力调节两种调温手段，使合成塔操作控制灵活简便。冷管型向并流连续换热的移热方式使反应热能迅速被移走，保证了反应器操作稳定性。均温型反应器在哈气化已稳定运行 1 年多，经历了还原后的轻负荷、正常生产时的满负荷，操作温度从初期的 220℃到后期的 280℃，说明该设备能够适应各种操作条件的变化稳定生产。

4.5 触媒装卸，结构简单可靠

JW 均温塔催化剂状在管间，装触媒时打开盖板，均匀散布很快装好，卸触媒时顶开底部顶杆很快卸完。管壳式要在数千根触媒管内逐根装匀触媒，费时、费力。均温型塔管间装触媒，底部设顶杆式触媒自卸装置，使得触媒装卸比管壳式要方便得多，JWΦ2000 塔在更换触媒时仅用了半小时就卸完了所有 20m³ 约 35 吨的触媒。

4.6　部件连接和热回收利用合理

均温型反应器在中压联醇中已有数百台的使用业绩，各部件的连接、密封和保温经过工厂实际应用的检验证明是成熟可靠的。均温型低压甲醇塔吸取了中压联醇塔结构上的优点并进行了改进，保证了哈气化装置的成功运行。盖板和冷管胆的活动填料函密封形式以及冷管与环管连接处的弯头设计均使冷胆

能够自由伸缩，有效地避免因热应力而产生的冷管拉裂。JW 均温塔回收反应热副产蒸汽，温度约 185℃，压力约 1MPa，可用于甲醇精馏，每吨甲醇产 1 吨蒸汽，回收热量与管壳式一样。

5　经济效益和推广应用前景

哈尔滨气化厂应用本技术改造进口甲醇合成塔后，年产增加 2 万吨，新增产值 3700 万元，年新增利税 1200 万元；吨醇成本比改造前降低 235 元，按改造前年产 4 万吨计算，年节省开支 940 万元。二项共计 2140 万元。2001 年新建的 8 万吨甲醇生产装置工程总投资 6500 万元，10 月份投产，实际生产能力已超过 8 万吨，年销售收入达 1 亿多，预计年均利润总额 4759 万元。同时解决了该厂煤气生产供大于求的局面，使哈气化成为国内第 3 大甲醇生产基地。

（修改稿日期　2002-02-15）