

JWΦ2000 低压甲醇合成塔投运情况

楼寿林 杭州林达化工技术工程有限公司

摘要: 哈尔滨气化厂采用杭州林达低压甲醇合成塔技术改造进口的内径2M 甲醇塔, 在原设计原料气量工况下生产能力由4万吨提高到6万吨, 增加产量50%。

一、项目背景

哈尔滨气化厂是八·五期间国家批准建设的重点工程, 在同类煤化工企业中居亚洲第一, 世界第三, 主要设备从国外引进。哈尔滨气化厂甲醇分厂为煤气联产低压甲醇合成, 原甲醇装置为90年代从俄罗斯引进, 甲醇合成塔是φ2000冷激型塔, 生产能力为4万吨/年, 于93年投产使用至今年4月, 触媒使用寿命1-2年。触媒同平面温差30℃多, 轴向温差60℃多, 热点温度280℃。

1999年哈气化经国家经贸委立项决定对该甲醇装置进行改造以提高生产能力, 改造的关键技术采用杭州林达的合成塔技术, 并于年底签订了专利实施许可合同和合成塔订货合同。

该项目要求在既不增加原合成塔装置动力设备(单台压缩机、循环机)和静止设备, 又不增加合成原料气量的情况下, 通过采用JW 低压均温型甲醇塔内件, 增加产量25%, 达到年产量5万吨能力。今年4月中旬合成塔内件按时交货运到哈尔滨, 4月27日顺利吊装入塔, 5月3日触媒全部装毕。合成塔安装完毕, 并于5月9日开始触媒升温还原。5月12日开始提压生产, 当月各项指标超过设计合同要求。到6月下旬已达到月产精甲醇5600多吨, 折合实际年产精甲醇6万多吨的高产量。

二、设计条件和技术难

1、气量: 按一般情况, 即使设备改造成功要提高产量还得相应增加原料气量, 但这套合成装置中, 压缩机M1最高气量为25000NM³/h, 循环机M52改造前也已达最高值, 总入塔气量最高为150000NM³/h, 二者均无法再增加。

2、原料气成份: 影响产量的另一因素是有效气成份和合理的氢碳比。因为该装置为城市煤气联产甲醇, 原设计原料气中CH₄等惰性气体含量为14%, 本次改造要求提高到16%, 这样入塔气中惰性气体含量高达35%~40%, 比其他低压单醇厂含量的5%高出30%多, 从而影响甲醇合成率的提高。同时受压缩机功率限制, 原料气中CO低, 使(H₂-CO)/(CO+CO₂)>3, 比单醇要求的合理比例2.05要高。

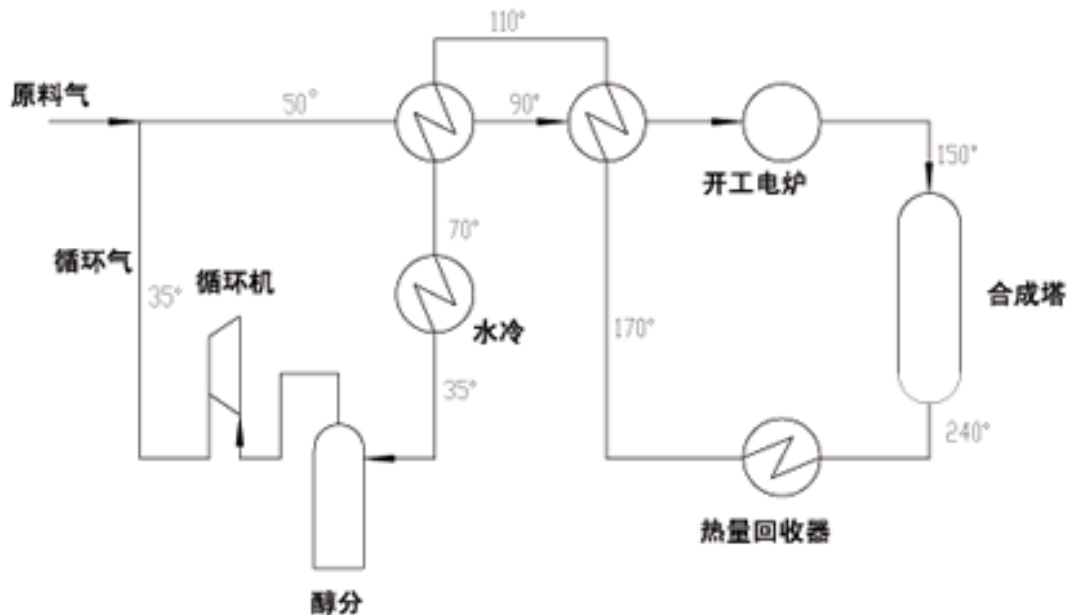
3、塔径大、管数多、结构难度大 本项目甲醇合成塔的壳体内径2米, 比我们过去设计的1.2米塔径大得多, 冷管数为现有的数倍, 既要保证甲醇塔的触媒层温度均匀、温差小的要求, 又要确保结构可靠性, 便于加工和安装维护。这其中需解决一系列的技术问题。根据以上情况, 我们认为要达到设计目标, 关键在于运用正确合理的数学模型进行优化设计, 达到合成塔同平面温差和轴向温差比我们已成功应用的均温型甲醇塔还要小。通过数学模型计算, 根据哈气化提供的低压甲醇合成工艺条件, 我们采用全新结构方案, 既确保同平面温差很小, 又进一步降低轴向温差, 通过大幅度降低甲醇塔的触媒层温差, 消除冷激气对甲醇合成的稀释效应, 充分发挥触媒活性, 提高甲醇合成率, 使用结果证明这个结构取得圆满成功。

三、工艺流程和主要设备规格

1、工艺流程: 见流程图

由造气分厂PKM 加压机制造粗煤气, 经净化装置, 煤气变换工段降低粗煤气中CO含量, 冷却后再经净化工段用低温甲醇洗脱除CO₂和H₂S, 出净化工段, 气体一部分直接用作城市煤气, 一部分分流出25000NM³/h原料气, 经脱硫后送合成气离心压缩机M1, 原料气由20℃, 2.0MPa压缩到5.4MPa。再与循环机压缩机M52来的循环气汇合, 约60℃、5.4MPa的气体。经低温换热器T53加热到约90℃, 再经高温换热器T54/1, T54/2加热到约155℃, 经电加热器T58到甲醇合成塔顶部进口管入塔, 在塔内被反应气加热, 在压力4.8~5.4MPa, 温度220~280℃下, 在铜基触媒作用下进行H₂和CO、CO₂合成甲醇的反应, 反应气中含甲醇4~6%, 温度220~280℃出塔, 出甲醇塔反应热作为热源先在换热器T55中用于加热精甲醇工段来的循环冷凝液, 出T55的反应气温度约190℃, 先后经过串联的热气换热器T54/2和T54/1, 加热循环气后降温到约130℃, 再经冷换热器T53降温至80℃左右, 再去空气冷却冷凝器T56/1, T56/2冷却到60℃, 再经水冷器T57/1, T57/2冷却到约30℃, 然后进甲醇分离器C59分离出液体甲醇, 液体送甲醇贮槽, 气体去循环机M52进行循环。除以上主要管线外由热交换器T53前后分别引出冷气近路管线到合成塔管线上用于分别调节合成塔温度

甲醇合成流程简图:



2、主要设备一览:

表一:

位号	设备名称	设备型号、规格	数量
P51	合成反应器	均温型内件, 内径 $\Phi 2000\text{mm}$, 高 9800mm , 触媒装量 20M^3	1
M-1	压缩机	$Q_1=25000\text{NM}^3/\text{h}$, 入口压力 2.2MPa , 出口压力 5.6MPa , 功率 1250KW	1
M52	循环机	$Q_1=125000\text{NM}^3/\text{h}$, 入口压力 4.7MPa , 出口压力 5.4MPa , 功率 800KW	1
T55	冷凝液加热器	$\Phi 1000$, $F=351\text{M}^2$	1
T53	低温换热器	$\Phi 800$, $L=6000\text{Mu}$, $F=261\text{M}^2$	1
T54/1、2	高热换热器	$\Phi 800$, $L=6000\text{Mu}$, $F=261\text{M}^2$	2
T56	空气冷却器	$F_{\text{总}}=6150\text{M}^2$	分 2 台串联
T57/1、2	水冷器	$\Phi 1200$, $L=6000\text{Mu}$, $F=489\text{M}^2/\text{台}$	2
T58	电加热器	$\Phi 600$, $H=8450\text{mm}$, $N=500\text{KW}$, 200V	1
C59	甲醇分离器	$\Phi 1200$, $H=4444\text{mm}$	1
E61	甲醇贮槽	$\Phi 1000$, $H=2645\text{mm}$, $V=1.6\text{M}^3$	1
E62	脱气槽	$\Phi 800$, $H=2645\text{mm}$, $V=1\text{M}^3$	1

四、触媒装填和触媒升温还原

1、触媒型号规格及装量

触媒采用南化院的 NC306, 在合成塔底部先装入 $\Phi 20$ 惰性陶球, 高度 700mm 多, 然后装入 NC306 甲醇触媒, 粒度 $\Phi 5 \times 5$, 装填人员先沿筒四周排列同时均匀撒布, 直到离冷管口 5cm , 触媒层总高 7600mm , 共装填触媒 34500Kg (其中 NC501-1 500Kg), 计 20.2M^3 。

2、测温点布置

为全面的反映催化剂床层横向和纵向各部位的温度变化, 以便为操作控制提供正确的依据。本塔在 $\Phi 2000$ 高 7600mm 触媒层中共布置 A、B、C 三组测温点, A、B、C 三组位置如下图: A、B、C 三组中 A 组位于 $\Phi 1500$ 处, B、C 位于 $\Phi 1036$ 处, 每组各有 6 点, 二点间相距 1200mm , 除最上面一点在气量, 其余各点在触媒层中位置见图 2、3:

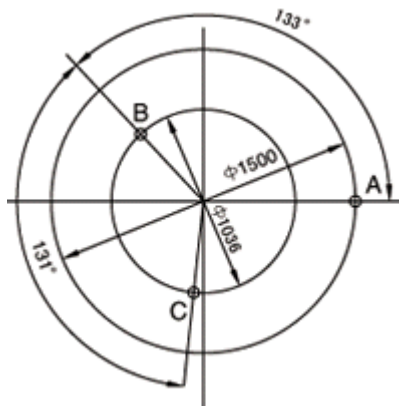


图 2 测温点平面布置图

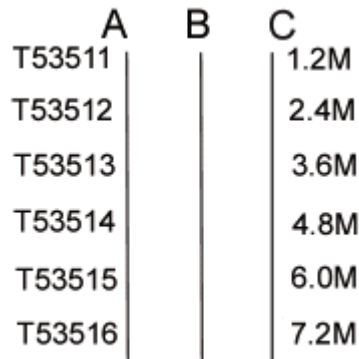


图 2 测温点轴向深度布置图

3、触媒升温还原方案

表二：触媒供应厂家提供的 NC306 甲醇触媒升温还原方案：

阶段	阶段累计时间 h		塔出口 温度℃	升温速率℃ / h	进塔气 CO+H ₂ 浓度 %	压力 MPa	入塔流量 NM ³ /h	备注
升温								
I	2	2	初温→60	20~25	0	0.5	F53001>20000	CO ₂ <10% 还原控制 出水 60Kg/h
II	12	14	60~120	5	0	0.5		
III	5	19	120~150	6	0	0.5		
IV	1	20	150	0	0	0.5		
还原								
I	10	30	150~190	4	0.5~1	0.7~0.9		
II	45	75	190~200	0.2~0.3	1~2	同上		
III	8	83	200~230	3~4	2~8	同上		
IV	2	85	230	0	8~25	同上		

4、触媒升温还原实施情况

4.1 工艺条件

触媒还原采用低氢低压法，还原介质采用该厂空分装置氮气，纯度 N₂>99.5%，还原气为合成气，主要成份为：H₂、CO、CO₂、CH₄，其中硫<0.1PPM，O₂<0.1%。还原压力：原定为 0.5MPa，但循环机 M52 在进气温度 40℃，进气压力 0.637MPa 下输气量为 16730NM³/h，不能满足还原方案中气量要求，为控制还原中水汽浓度<4g/NM³要求，故升温阶段控制低压 0.5MPa，在出水旺期提高压力为 0.8MPa。整个还原过程以控制水汽浓度和出水速率来决定提温速度，还原用水称重法计量。

4.2 还原实施情况

还原从 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 H₂0.2~0.5%，压力提到 0.8MPa，出水速率 70Kg/h 左右，到第 70 小时，温度达到 195℃，H₂达 5%，出水速度已降到 20Kg/h，最后到 88 小时，温度 220℃，H₂提到 64%，出水<20 Kg/h，共计出水 5073Kg，占触媒总重 14.7%。

4.3 触媒升温还原的特点

- (1) 全塔同平面温差和轴向温差很小，基本上维持在 2℃内。
- (2) 保持低氢还原，还原气中 H₂0.5%，以控制在全部 H₂ 还原反应时生成水汽浓度为 5000PPM，整个还原过程中出水均匀平稳，防止了还原过程中超温和水汽浓度过高影响触媒活性。
- (3) 还原温度低，因全床层温差几乎等温故到 220℃时，因电炉 T58 功率限制，T58 出口只能提到 230℃，无法再提升还原温度，但还原水总量已达 4038Kg，并有 CO 参加还原反应，已经达到理论出水量（占触媒量 11.7%），故认定在 220℃下还原完全。

5、生产运行基本情况

JWΦ2000 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~25000NM³/h，入塔气量 150000NM³/h，进塔气中 CO=4~6.5%，CO₂=0.5~2%，CH₄=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%。

6、 JWΦ2000 低压甲醇塔的运行特点

6.1 催化剂升温还原和正常生产中触媒层温差很小。

哈气化这次甲醇塔改造中采用了 DCS，温度记录精度为小数点后一位，这次在催化剂升温还原中同平面温差和轴向温差基本上都在 2℃内，在正常生产中同平面温差在 2℃内，轴向温差在 CO 含量低时在 5℃内，CO 较高时在 10℃左右，而改造前合成塔不仅轴向温度在 70℃多，同平面温差也有 20℃多。

6.2 CO 转化率和产量高

这次改造，甲醇合成气量和入塔气量均不增加，进塔 CO 含量也不提高，而是通过提高 CO 转化率来增加产量。改造前实际产量为 120 吨/日，而改造后 JWΦ2000 投产达日产 200 吨。

7、 JW 型甲醇塔与管壳式等温型甲醇塔的比较(见表三)

7.1 工艺性能好

由于目前国内外甲醇合成所用的铜基甲醇触媒具有比过去锌铬触媒高得多的活性，但具有耐热性差、使用温度范围狭窄的弱点。即使是按最佳温度设计的日本超转化率反应器 (US4767.791)，催化剂层出床层温度 200℃，比热点 250℃低 50℃。目前应用较多的管壳式等温塔。该塔设计的进出口温差为 30℃，即进塔/出塔 225℃/255℃。因催化剂热点温度要高于出口温度 5℃多，故轴向温差为 40℃左右。JW 均温型塔全床层同平面温差仅在 2℃内，轴向温差 10℃，比国内外已有甲醇塔低得多，这就为提高触媒活性创造最佳的条件，使全床层触媒均处于最佳活性温度范围内。目前 JWΦ2000 塔在触媒温度只有 235℃的条件下就实现稳产高产。这就为以后延长触媒使用寿命，随着时间的推移，触媒因老化、中毒等原因活性减低时逐步提高温度创造了条件，由于温差小，操作平稳，可减少石蜡等副产物的形成。JW 型甲醇塔在触媒层温度合理分布上明显优于管壳式等温甲醇塔。

7.2 空时产率高

表三列出各种低压甲醇反应器使用性能，为了便于比较各种国内外反应器的优劣性能，将空时产率折算成 5MPa 压力下无惰性气条件下每 M³ 触媒每小时的精醇产量 (吨)。由表可见，虽然空时产率不是最高，但折算在同样压力和无惰性气体条件下，哈气化使用的 JWφ2000 均温塔比国内外的主要先进反应器要高。基本空时产率哈气化 JWφ2000 为 0.69，比国内年产 20 万吨 A 厂管壳式塔 0.66、年产 10 万吨 B 厂 0.65、C 厂 0.362，西德林德螺旋冷管塔 0.661，日本三菱超转化率塔 0.456 要高。

7.3 操作控制性能好，温度压力等工艺条件调节范围大。

1. 温度调节

管壳式等温塔中催化剂床层温度是通过汽包压力来调节的，受壳体壳程间副产蒸汽压力的限制，反应后期又难以调高温度。JW 均温型塔由于不象管壳式等温塔需将入塔气加热到触媒反应温度 (>200℃)；而可由反应器内的冷管加热进塔气在 130~180℃之间调节，很容易用出塔反应气来加热，将反应温度提高到 260~270℃，甚至 280℃。

2. 压力选择和调节

管壳式等温塔要将合成压力提高难度大，因壳程的蒸汽-水由于受合成反应温度限制，压力只能是 4.0MPa，即 250℃反应温度下的饱和水蒸汽压力，管壳是 5MPa 低压法，壳程和管程压差为 1MPa，随合成压力提高，则管程和壳程压差也提高，这会给设备制造带来困难。

7.4 结构简单可靠，制造维修容易

管壳式等温塔壳体和管板、管板和数千根反应管之间用焊接结构，受热应力而损坏的可能性大，对反应器的设计制造、材料选用要求都较高，触媒装在数千根管内，装卸费时。而 JW 均温塔，冷管分多组套装，杜绝在触媒层中漏气的可能性，触媒装在管间，装卸方便容易。

7.5 触媒装填系数大

管壳式等温塔触媒装量占反应器总体积的 35%左右，而 JWΦ2000 低压甲醇塔，触媒装填系数达到 70%多。又由表三 JW 塔的基本空时产率高于其他塔型，故同样外型尺寸的一台 JW 塔甲醇产量为二台其他塔型的产量。因此可以显著降低设备投资。哈尔滨气化厂 JWΦ2000 低压甲醇塔是我国自主开发、结构新颖的第一台大型低压均温型甲醇合成反应器。在投

运后的短时间内，在技术指标、工艺性能、产量等方面不仅比改造前国外进口的甲醇反应器先进，而且具有比国内外应用较多的管壳式反应器优越的许多性能，相信它将会对我国低压甲醇合成技术的进展起积极的影响。

表三：

厂名		哈气化	哈气化	国内 A 厂		B 厂	C 厂	西德林德	日本三菱
反应器型号		冷激	均温	管壳式		管壳式	管壳式	螺旋管	超转化率
生产能力	万吨/年	4	5	20	20	10	10	10	30
反应器内径	m	2	2	4	4	3.4	2.8	2.8	
入塔气压力	MPa	4.7	4.8	4.82	4.71	4.26	4.4	5.9	9.3
原料气流量	$10^3\text{NM}^3\text{H}^{-1}$	25	25	52.9	53	40.48	13.56		
进塔气流量	$10^3\text{NM}^3\text{H}^{-1}$	150	150	325.6	331	254.7	106.9	215	316.5
进塔气成分%	CO	7.63	5.48	10.84	11.0	9.93	5.64	10.8	7.5
	CO ₂	2.59	1.06	3.81	3.0	9.28	0.99	3.7	7.3
	H ₂	58.38	53.53	76.33	77.0	62.03	86.55	58.77	62
	CH ₃ OH	0.8	0.6	0.61	0.61			0.42	
	惰气	30.4	39.42	8.37	8.39	18.76	6.81	26.24	22.3
操作空速	$10^3\text{NM}^3\text{H}^{-1}$	7850	7921	7697	7825	8783	6168	8996	11047
进触媒层	温度℃	206	225	214	215	199.3	205.5	220	240
热点		275	235		252		225	254.6	250
出触媒层			230	248	250	239.9	220	248.5	200
温差		69	10	34	35	41.6	20	34.6	50
粗醇产量	T.h ⁻¹	5.26	8.428	24.24		14.59			
精醇产量	T.h ⁻¹	5	8.02	23.18	22.63	13.13	5.7	13.75	18.88
空时产率	T/m ³ .h	0.25	0.401	0.535	0.523	0.453	0.297	0.575	0.695
基准空时产率	T/m ³ .h	0.382	0.69	0.606	0.606	0.649	0.362	0.661	0.456
触媒装量	m ³	20	20.3	43.3	43.3	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	35	35	36.9	46	35
触媒型号		NC501	NC306	C302	C302	NC306	C302	C302	

哈尔滨气化厂甲醇分厂技改后 JWΦ2000 甲醇塔产量 (吨/日)

日期	日产粗醇	日期	日产粗醇	日期	日产粗醇	日期	日产粗醇
5月13日	93.15	6月12日	204.62	7月12日	202.88	8月11日	203.35
5月14日	163.36	6月13日	201.07	7月13日	201.33	8月12日	202.21
5月15日	179.69	6月14日	205.46	7月14日	199.32	8月13日	198.86
5月16日	179.49	6月15日	205.44	7月15日	194.35	8月14日	194.75
5月17日	171.45	6月16日	205.77	7月16日	201.67	8月15日	194.42
5月18日	175.18	6月17日	197.00	7月17日	194.75	8月16日	194.35
5月19日	169.18	6月18日	205.19	7月18日	199.53	8月17日	195.64
5月20日	184.8	6月19日	202.68	7月19日	200.27	8月18日	195.09
5月21日	195.31	6月20日	199.25	7月20日	194.76	8月19日	200.40
5月22日	192.63	6月21日	202.68	7月21日	198.32	8月20日	199.06
5月23日	192.17	6月22日	202.94	7月22日	201.24	8月21日	197.98
5月24日	183.36	6月23日	203.59	7月23日	204.23	8月22日	196.10
5月25日	120.79	6月24日	199.79	7月24日	207.59	8月23日	196.23

5月26日	198.92	6月25日	199.93	7月25日	208.05	8月24日	197.91
5月27日	130.19	6月26日	199.72	7月26日	206.78	8月25日	195.56
5月28日	187.78	6月27日	176.22	7月27日	206.18	8月26日	176.83
5月29日	196.09	6月28日	200.33	7月28日	205.64	8月27日	164.06
5月30日	200.53	6月29日	196.23	7月29日	203.95	8月28日	177.49
5月31日	202.08	6月30日	194.08	7月30日	208.73	8月29日	171.74
6月1日	203.49	7月1日	193.22	7月31日	209.14	8月30日	171.89
6月2日	180.17	7月2日	177.60	8月1日	210.24	8月31日	166.65
6月3日	190.99	7月3日	196.30	8月2日	209.74	9月1日	157.86
6月4日	191.73	7月4日	192.61	8月3日	206.85	9月2日	165.61
6月5日	192.66	7月5日	197.17	8月4日	206.24	9月3日	160.89
6月6日	190.58	7月6日	196.24	8月5日	195.70	9月4日	161.86
6月7日	210.14	7月7日	197.51	8月6日	199.86	9月5日	159.71
6月8日	209.33	7月8日	197.24	8月7日	206.85	9月6日	178.45
6月9日	196.51	7月9日	196.30	8月8日	200.53		
6月10日	207.92	7月10日	192.00	8月9日	198.92	其中:5月26日~6月25日精醇 产量5606吨	
6月11日	204.76	7月11日	197.70	8月10日	205.91		