

综 述
评 论

以天然气为原料制甲醇装置工艺方案

蒋德军 郑明峰 唐宏青 中国石化兰州设计院 兰州 730060

摘要 以天然气为原料的 10 万 t/a 甲醇装置,对其合成气制备工序的七种工艺流程、甲醇合成工序的两种工艺流程、甲醇精馏工序的两种工艺流程作详细的流程模拟计算与分析;并在此基础上确定七种基本工艺方案,进行全系统的流程模拟计算,得出主要消耗定额、能量消耗、装置投资和产品成本;同时分析了工艺技术和主要设备的国产化前景,认为“加热型两段转化工艺+管束式合成塔流程+两塔精馏”的基本工艺方案,是目前国产化最好的选择。

关键词 天然气制甲醇 流程模拟 工艺方案 国产化

某化工厂拟在近期内筹建以天然气为原料的 10 万 t/a 甲醇装置。为了配合装置的工程设计和工程建设,受石化总公司技术开发中心委托,中国石化兰州设计院应用流程模拟技术,对以天然气为原料制甲醇装置的工艺流程进行计算分析,为有关方面决策提供参考。

本工作在关键技术国产化的前提下,选择和确定技术先进可靠、能量利用合理、经济上有竞争力的工艺技术方案。

1 甲醇工艺技术

以天然气为原料制甲醇工艺装置主要由合成气制备(包括天然气压缩、加氢脱硫、烃类转化、蒸汽动力和废热回收)、甲醇合成(包括合成气压缩、甲醇合成、甲醇分离)和甲醇精馏三部分组成。各部分涉及的主要工艺技术如下。

1.1 合成气制备

以天然气为原料制合成气,有烃类蒸汽转化、催化部分氧化、非催化部分氧化等方法。

(1) 一段蒸汽转化(传统方法) 是传统的合成气制备方法。根据补加 CO_2 的不同位置,又分炉前补加 CO_2 和炉后补加 CO_2 两种工艺;

(2) 加热型两段转化(可实现国产化的方法)

即在一段炉中进行蒸汽转化反应,在自热式二段炉中加入纯氧进行部分催化氧化反应,以达到合适的氢碳比。根据原料进入转化炉的形式,又分为两种工艺流程;

(3) 换热型两段转化(需进一步开发或引进的先进方法) 即由二段转化炉出口的高温气体直

接提供一段蒸汽转化所需的热量,一段炉基本上不需外界加热,被称为无焰一段转化炉。根据原料进入转化炉的方式,又分串联型和并联型两种工艺。

1.2 甲醇合成

(1) 多段冷激式合成工艺 采用固定床 4 段冷激式绝热轴向流动合成塔;

(2) 管束式合成工艺 采用管束式副产蒸汽等温反应器。

1.3 甲醇精馏

(1) 两塔流程 第一塔为预精馏塔,第二塔为主精馏塔,两塔再沸器均用低压蒸汽作热源;

(2) 三塔流程 采用两个主精馏塔,第一主精馏塔加压操作,第二主精馏塔常压操作。加压塔塔顶气体的冷凝热用作常压塔塔底再沸器的热源,有效地利用了能量。

2 基本工艺流程

根据国内外已成熟并实现工业化的工艺技术,提出如下基本工艺流程。

2.1 合成气制备工序(包括蒸汽动力系统和废热回收方案)

共有三类七种工艺流程:

(1) 第一类 基于一端蒸汽转化的工艺流程(共三种):

合成气制备工艺流程 A:传统的一段蒸汽转化工艺;

合成气制备工艺流程 B:转化炉前补加 CO_2 一段蒸汽转化工艺;

合成气制备工艺流程 C:转化炉后补加 CO₂ 一段蒸汽转化工艺;

(2) 第二类 基于加热型两段转化的工艺流程(共两种):

合成气制备工艺流程 D:加热、串联型两段转化工艺;

合成气制备工艺流程 E:加热、并联型两段转化工艺;

(3) 第三类 基于换热型两段转化的工艺流程(共两种):

合成气制备工艺流程 F:换热、串联型两段转化工艺;

合成气制备工艺流程 G:换热、并联型两段转化工艺。

2.2 甲醇合成工序

(1) 合成工艺流程 A(多段冷激式合成塔工艺);

(2) 合成工艺流程 B(管束式副产蒸汽合成塔工艺)。

2.3 甲醇精馏工序

(1) 精馏工艺流程 A(两塔精馏工艺);

(2) 精馏工艺流程 B(三塔精馏工艺)。

3 物热模拟计算和工艺方案

应用流程模拟软件,对上述基本工艺流程分

别进行详细的物料平衡和热量平衡的模拟计算和分析对比,并在此基础上,选择和确定技术先进可靠、能量利用合理的工艺方案。

3.1 物热计算的基础条件及内容

物热计算的基础条件包括:

(1) 主要原料及燃料规格 所用的原料、燃料天然气组成见表 1。

表 1 原料、燃料天然气组成

组成	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	CO ₂	N ₂	H ₂ S
V %	96.20	0.45	0.078	1.60	1.60	7ppm

(2) 主要产品规格及装置生产规模 甲醇产品规格为一级品精甲醇。装置生产规模为一级品甲醇 10 万 t/a;小时产量为 14.00t。年操作 300 天(7200 小时)。

物热计算主要包括:合成气制备工序七种流程、甲醇合成工序两种流程和甲醇精馏工序两种流程的物料平衡和热量平衡的模拟计算和分析对比。

3.2 物热计算结果及分析

3.2.1 合成气制备工序 应用模拟软件,对该工序(包括蒸汽动力系统和废热回收方案)作详细的模拟计算和分析,表 2 列出了主要的计算分析结果。

表 2 合成气制备工序流程计算分析结果

转化工艺流程序号		流程 A	流程 B	流程 C	流程 D	流程 E	流程 F	流程 G
合成气组成	H ₂	71.39	68.49	68.18	70.33	70.33	70.33	70.33
	CO	10.39	12.30	10.44	16.69	15.81	16.69	15.81
	CO ₂	9.34	12.96	13.39	11.85	12.40	11.85	12.40
	V %							
	N ₂	0.45	0.41	0.43	0.46	0.47	0.46	0.47
	CH ₄	7.61	5.54	7.26	0.30	0.64	0.30	0.64
	Ar	0.00	0.00	0.00	0.06	0.05	0.06	0.05
	H ₂ O	0.23	0.29	0.29	0.30	0.30	0.30	0.30
一段炉出口干气量 Nm ³ /h		53841	44107	45821	23731	16330	23731	16330
一段炉入口/出口温度		510/840	510/840	510/840	510/670	510/780	510/670	510/780
二段炉入口/出口温度		-	-	-	670/1008	780/965	670/1008	780/965
R = (H ₂ - CO ₂) / (CO + CO ₂)		3.06	2.20	2.30	2.05	2.05	2.05	2.05
原料气消耗量 Nm ³ /h		15240	11403	12970	10456	10644	10456	10644
燃料气消耗量 Nm ³ /h		433	2887	1754	2122	1899	450	245
原、燃料气总耗量 Nm ³ /h		15673	14290	14724	12578	12543	10906	10889
CO ₂ 补加量 Nm ³ /h		-	2373	2150	-	-	-	-
氧气消耗量 Nm ³ /h		-	-	-	4960	4964	4962	4965
一段炉辐射段负荷 MkJ/h		151.77	127.49	129.16	46.01	41.83	46.01	41.83
一段炉对流段负荷 MkJ/h		134.69	98.68	115.47	31.73	32.61	-	-
原料气压缩机功率 kW		1420	1062	1208	963	980	963	980
一段炉辐射段炉管根数		~200	~180	~170	~140	~80	-	-
蒸汽能否自身平衡		能	能	能	能	能	否	否

由表 2 可见,合成气制备七种基本工艺流程各具特点,分述如下:

(1)原料、燃料天然气消耗指标 天然气消耗量以流程 F 和 G 为最低;流程 D 和 E 较低;流程 B 和 C 较高;流程 A 为最高(约为流程 F 和 G 的 1.5 倍)。从天然气消耗指标来看,对于一段炉蒸汽转化流程,补加 CO_2 气体,具有明显的节能降耗效果;至于 CO_2 的补加位置,则以补加在炉前为好。对两段转化炉流程,加热型与换热型相比,原料天然气和工艺氧气消耗量基本相当,而换热型燃料天然气消耗量则大幅下降。对两段转化炉流程,串联型与并联型相比,前者原料天然气消耗较少,燃料天然气消耗较多,后者则正好相反,但天然气总消耗量基本相当;而工艺氧气消耗量也基本相当。

(2)一段转化炉尺寸和炉管材质 由一段炉转化气量、辐射段热负荷和对流段热负荷可知,一段炉尺寸流程 A 最大;流程 B 和 C 较大;流程 D 和 F 较小;流程 E 和 G 最小(比流程 A 减小一半以上)。从转化炉出口温度来看,炉管材质以流程 A、B、C 要求为最高(需选用 HP50MoD);而流程 D、E、F、G 要求较低(可用 HK40)。

CO_2 补加位置对转化炉尺寸和炉管材质并无明显影响。对两段转化流程,并联型比串联型较大幅度地减小了一段炉尺寸,而炉管材质要求相同,因此明显以并联型为佳;与加热型相比,换热型一段炉为立式圆筒炉,不设对流室,也大大减小了一段炉尺寸。

(3)设备复杂程度和装置投资 流程 B 和 C 需设置 CO_2 回收装置;流程 D、E、F 和 G 需设置空气分离装置;而流程 A 则不需设置上述装置,设备较为简单、投资较省。

3.2.2 甲醇合成工序 应用模拟软件,对甲醇合成两种工艺流程作详细的模拟计算和分析,表 3 列出了主要的计算分析结果。

由表 3 可见,这两种合成工艺中,管束式合成塔流程由于空时产率高、副产蒸汽热量利用较好、循环气量小、能量利用合理,所以日常操作费用大大低于冷激式合成塔流程。尽管其相对投资稍高,综合指标明显较优,近年来已成为甲醇装置合成工艺流程的首选方案。

3.2.3 甲醇精馏工序 应用模拟软件,以甲醇合

成工艺流程 A 的粗甲醇组成为初始条件,对甲醇精馏工序两种工艺流程作详细的模拟计算和分析,表 4 列出了主要的计算分析结果。

表 3 甲醇合成工序流程模拟计算分析结果

合成工艺流程序号		流程 A	流程 B
合成塔类型		多段冷激式	管束式副产蒸汽
合成塔 入/出口 气组成	H_2	75.24/72.13	71.27/65.12
	CO	3.62/1.97	2.20
	CO_2	6.29/5.26	8.21/6.60
	N_2	1.27/1.36	6.08/6.82
	CH_4	13.07/13.94	8.17/9.17
	Ar	26/28ppm	26/28ppm
	H_2O	0.04/1.50	0.07/2.69
	MeOH	0.46/3.84	0.43/6.62
合成气消耗定额 $\text{N m}^3/\text{t}$		2471	2600
气/气换热器负荷 MkJ/h		45.004	47.83
水冷却器负荷 MkJ/h		59.377	27.91
合成气压缩机轴功率 kW		2550	2064
合成废锅副产蒸汽 (4.0MPa)t/t 粗醇		不副产蒸汽	1.12
装置相对投资		较少	较多
日常相对操作费用		较大	较小

由表 4 可见,这两种精馏流程中,工艺指标基本相当,主要区别在于热量的消耗指标:三塔流程由于采用双效精馏,因而降低了冷却水和热能的消耗,设备投资较高且操作复杂;两塔流程采用单效精馏,冷却水和热能的消耗较高,设备投资低且操作简单。考虑到由于合成气制备工序有可回收利用的低位能热量,同时采用背压式蒸汽透平驱动压缩机,装置中有大量的低压蒸汽,故精馏工序应采用两塔精馏流程为宜。

3.3 基本工艺方案

从计算分析可知,工艺流程选择和工艺方案确定的关键在合成气制备工序,因此我们以合成气制备工序的七种基本流程为主,结合甲醇合成的管束式副产蒸汽合成塔流程和甲醇精馏的两塔流程,确定如下七种基本工艺方案,进行全系统的模拟计算和分析对比,并进行能量分析,以选择和确定技术先进可靠、能量利用合理的工艺方案,为装置的设计和建设提供参考。

方案 1A:传统的一段蒸汽转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 1B:炉前补加 CO_2 的一段蒸汽转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 1C:炉后补加 CO_2 的一段蒸汽转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 2A:加热、串联型的两段转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 2B:加热、并联型的两段转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 3A:换热、串联型的两段转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

方案 3B:换热、并联型的两段转化 + 管束式合成 + 两塔精馏

表 4 甲醇精馏工序流程模拟计算结果

精馏工艺流程序号	流程 A	流程 B
精馏工艺流程类型	两塔流程	三塔流程
预精馏塔回流比	0.77	0.25
加压主精馏塔回流比	-	0.75
常压主精馏塔回流比	2.40	0.78
精馏工序甲醇总回收率 (%)	98.29	98.84
冷凝器所需冷却水量 (t/h)	1500	800
再沸器所需低压蒸汽量 (t/h)	29	15
装置相对投资	较少	较多
日常相对操作费用	较大	较小

注:表中回流比为回流量/进料量的质量分数之比。

4 消耗定额、能量分析、装置投资及产品成本

进行全系统的模拟计算和分析对比,确定消耗(产出)定额,并在此基础上进行能量分析、装置相对投资和产品相对成本的比较。这些分别作为判断技术先进可靠性、能量利用合理性和经济上有竞争力的依据。其结果分别见表 5、表 6 和表 7。

由上述消耗(产出)定额、能量分析和装置相对投资及产品相对成本的结果来看,以工艺方案 3A 和 3B 为最低;工艺方案 2A 和 2B 次之;工艺方案 1A、1B 和 1C 为最高。因此,从工艺技术的先进性和能量利用的合理性而言,无疑方案 3A 和 3B 是最佳的,而方案 2A 和 2B 次之。

表 5 基本工艺方案的消耗(产出)定额

序号	名 称	规 格	单 位	吨 醇 消 耗 产 出 定 额						备注	
				方案 1A	方案 1B	方案 1C	方案 2A	方案 2B	方案 3A		方案 3B
一、原料和燃料											
1	天然气		Nm ³	1120	1021	1051	899	896	779	778	
	其中:原料		Nm ³	1089	815	926	747	760	747	760	
	燃料		Nm ³	31	206	125	152	136	32	18	
2	二氧化碳	98.5 %	Nm ³	-	170	154	-	-	-	-	
3	工艺氧气	99.6 %		-	-	-	354	354	354	354	
二、催化剂											
1	加氢催化剂	J T-1	kg	0.044	0.040	0.042	0.035	0.035	0.030	0.030	寿命 3 年
2	ZnO 脱硫剂	T305	kg	0.130	0.120	0.124	0.106	0.106	0.100	0.100	寿命 1 年
3	一段转化催化剂	Z108	kg	0.060	0.054	0.048	0.042	0.024	0.046	0.023	寿命 3 年
4	二段转化催化剂	Z206	kg	-	-	-	0.04	0.06	0.04	0.06	寿命 3 年
5	合成催化剂	C302	kg	0.140	0.140	0.140	0.140	0.140	0.140	0.140	寿命 2 年
三、化学品											
	氢氧化钠	100 %	kg	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	
四、公用工程											
1	新鲜水		t	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	
2	循环水		t	214	214	214	214	214	214	214	
3	脱盐水		t	6.57	5.43	5.57	4.57	4.57	2.14	2.14	
4	电		kWh	35.7	64.3	60.7	34.3	32.9	10.7	10.7	
5	仪表空气		Nm ³	8.600	8.600	8.600	8.600	8.600	8.600	8.600	
6	氮气		Nm ³	14.000	14.000	14.000	14.000	14.000	14.000	14.000	
7	蒸汽(3.7MPa、410)		t	-	-	-	-	-	0.900	0.900	

注:甲醇产量为 14.00t/h,年操作 7200h。

表 6 基本工艺方案可比能耗指标计算

序号	名 称	单 位	能耗指标 MJ/ 单位量	消耗(产出)/ 量,单位量/t					
				能量消耗, GJ/t					
				方案 1A	方案 1B	方案 1C	方案 2A	方案 2B	方案 3A
1	原料天然气	Nm ³	34.88	1089/ 37.984	815/ 28.427	926/ 32.299	747/ 26.055	760/ 26.509	747/ 26.055
2	燃料天然气	Nm ³	34.88	31/ 1.081	206/ 7.185	125/ 4.360	152/ 5.302	136/ 4.743	32/ 1.116
3	二氧化碳	Nm ³	6.28	- -	170/ 1.068	154/ 0.967	- -	- -	- -
4	工艺氧气	Nm ³	11.72	- -	- -	- -	354/ 4.149	354/ 4.149	354/ 4.149
5	脱盐水	t	14.23	6.57/ 0.093	5.43/ 0.077	5.57/ 0.079	4.57/ 0.065	4.57/ 0.065	2.14/ 0.030
6	新鲜水	t	2.51	0.71/ 0.002	0.71/ 0.002	0.71/ 0.002	0.71/ 0.002	0.71/ 0.002	0.71/ 0.002
7	循环水	t	7.50	214/ 1.605	214/ 1.605	214/ 1.605	214/ 1.605	214/ 1.605	214/ 1.605
8	中压蒸汽	t	3239.00	- -	- -	- -	- -	- -	0.90/ 2.915
10	电	kWh	11.84	35.70/ 0.423	64.30/ 0.761	60.70/ 0.719	34.30/ 0.406	32.90/ 0.390	10.70/ 0.127
12	仪表空气	Nm ³	1.17	8.60/ 0.010	8.60/ 0.010	8.60/ 0.010	8.60/ 0.010	8.60/ 0.010	8.60/ 0.010
13	氮气	Nm ³	19.66	14.00/ 0.275	14.00/ 0.275	14.00/ 0.275	14.00/ 0.275	14.00/ 0.275	14.00/ 0.275
合计				41.473	39.410	40.316	37.869	37.748	36.284

表 7 基本工艺方案投资和成本估算

单位:万元

	方案 1A	方案 1B	方案 1C	方案 2A	方案 2B	方案 3A	方案 3B
合成气制备工序	6500	6800	6700	5500	5000	4000	3500
空气分离装置	-	-	-	4000	4000	4000	4000
CO ₂ 回收装置	-	500	500	-	-	-	-
甲醇合成工序	7200	7200	7200	7200	7200	7200	7200
甲醇精馏工序	2500	2500	2500	2500	2500	2500	2500
工艺装置合计投资	16200	17000	16900	19200	18700	17700	17200
工艺装置相对投资	1.000	1.050	1.040	1.185	1.150	1.090	1.060
产品相对成本(以产品能耗计)	1.000	0.950	0.972	0.913	0.910	0.875	0.874

注:上述投资和成本估算只是粗略、初步的估算,仅供参考。

表 8 合成气制备技术国产化前景分析

类别	方案代号	工艺特点	国产化前景
第一类	1A	传统一段蒸汽转化	完全可立足于国产化,且国内有川维、吴泾化工厂等多套装置。
	1B	炉前补加 CO ₂ 一段蒸汽转化	
	1C	炉后补加 CO ₂ 一段蒸汽转化	
第二类	2A	加热、串联型两段转化	可立足于国产化,但国内尚无同类装置。
	2B	加热、并联型两段转化	
第三类	3A	换热、串联型两段转化	可立足于国产化,需开发大型装置工艺包
	3B	换热、并联型两段转化	

5 工艺技术和主要设备的国产化前景分析

5.1 工艺技术的国产化

(1)合成气制备工序 国产化情况可分为三类:第一类是完全可立足于国产化且国内已有类似生产装置;第二类可立足于国产化但国内尚无同类生产装置;第三类是已实现中小型的国产化,但大型化装置则需进一步攻关,这三类方案均不需开发或引进技术,详见表 8。

(2)甲醇合成工序 完全可以国产化设计,上海焦化厂三联供 20 万 t/a 甲醇装置,已自行设计和制造了管束式副产蒸汽合成塔,且已开车成功、

运行良好。

(3) 甲醇精馏工序 可完全国产化设计。

5.2 主要设备的国产化

主要工艺设备包括反应器、精馏塔、冷却换热设备、压缩机和泵、催化剂等五类。其国产化前景分析如下：

(1) 反应器类

转化炉 是合成气制备工序的核心设备，其国产化情况也分三类：一是完全可立足于国产化的技术且国内已有类似设备；二是可立足于国产化但国内尚无同类设备；三是实现中小型的国产化，但大型化装置需进一步攻关。这三类方案均不需开发或引进技术，见表 9。

表 9 转化炉国产化前景分析

类别	方案代号	工艺特点	设备国产化前景
第一类	1A	传统一段蒸汽转化	完全可以立足于国产化，且国内有川维、吴泾化工厂等多套装置。
	1B	炉前补加 CO ₂ 一段蒸汽转化	
	1C	炉后补加 CO ₂ 一段蒸汽转化	
第二类	2A	加热、串联型两段转化	可以立足于国产化，但国内尚无同类设备。
	2B	加热、并联型两段转化	
第三类	3A	换热、串联型两段转化	中小型设备实现国内制造，大型化设备需要攻关
	3B	换热、并联型两段转化	

甲醇合成塔 建议采用华东理工大学和兰州设计院合作开发的甲醇合成塔型式，即多段径向冷激型甲醇合成塔或绝热 - 管束型甲醇合成塔。

(2) 精馏塔类 多为浮阀塔，国内已完全可自行设计制造。

(3) 冷却换热设备类 均为普通的换热器，不

需引进。

(4) 压缩机类 均为离心式，国内均能自行设计和制造。

(5) 催化剂类 均立足于国内自行生产的催化剂。

6 结语

通过上述计算分析，我们认为：

(1) 由“一段蒸汽转化 + 管束式副产蒸汽合成 + 两塔精馏流程”组成的工艺方案，尽管能够国产化，且国内已有类似的装置，但技术上已呈落后趋势，能耗高、一段炉尺寸过大且炉管材质要求较高、投资大，因此不宜再采用这一技术。

(2) 以“加热型两段转化 + 管束式副产蒸汽合成 + 两塔精馏流程”组成的基本工艺方案，在技术的先进可靠性、能量利用的合理性和经济上有竞争力等方面，是较为优化的工艺方案。本方案能够立足于国产化，在国产化的前提下无疑是最好的选择。

(3) 以天然气为原料制甲醇装置，以“换热型两段转化 + 管束式副产蒸汽合成 + 两塔精馏流程”组成的基本工艺方案，在技术的先进可靠性、能量利用的合理性和经济上有竞争力等方面，是最为优化的工艺方案。但本方案目前国内外均未在大型化装置上实现工业化，因此建议进一步研究开发大型化所涉及的问题，以尽可能地实现该工艺方案的国产化。

(修改回稿 1997 - 09 - 20)

(上接第 12 页) 保护，有着重大而深远的意义。要积极准备，认真做好标准的学习、宣传贯彻及推广认证工作。

(6) 加强环保信息工作，建立环保资料库，促进信息交流。提高计算机在化工环保设计工作中的应用水平。

3.6 广泛开展国际间的环保合作与交流

(1) 积极开展技术交流。通过各种渠道，加强我们设计行业同国际环保技术单位以及大公司的联系。继续组织环保技术、管理人员出国学

习、考察，参加学术研讨会、展览会及环保技术培训班。同时邀请外国环保专家来华讲学、交流，促进我们环保设计水平的提高。

(2) 在国家和有关部门的支持和指导下，与国际上有实力的大公司进行广泛合作。引进先进的环保技术和资金。给外国公司代理销售先进的环保设备技术，或利用其关系把我们的好设备、好技术推向国际市场。还可以同他们合作兴办环保企业，共同开拓环保市场。

(收稿日期 1998 - 02 - 09)

ABSTRACTS

**Process Scheme for Methanol Unit
Using Natural Gas as Feedstock**

Jiang Dejun Zheng Mingfeng Tang Hongqing

*(Lanzhou Design Institute of China National Petrochemical
Corporation, Lanzhou 730060)*

Detailed simulated calculation and analysis has been carried out for 7 process schemes of synthetic gas preparation section, 2 process schemes of methanol synthesis section and 2 process schemes of methanol distillation section for 10000 t/a methanol plant using natural gas as feedstock. On the basis of aforesaid calculation and analysis, 7 basic process schemes are determined. The simulated process calculation of the whole system has been performed, from which the main tech-economic figures are obtained. Furthermore the prospect of nationalized customization of process technology and main equipment is analyzed and it is concluded that the alternative of heating type two stage reforming process + tube bundle converter process + dual column distillation is the best selection for nationalized customization.

Key words methanol production by natural gas process flow stimulation process scheme nationalized customization

**Design and Performance Test Run of 140000 t/a
Hot Process Phosphoric Acid Plant**

Ma Jiong

*(Design Institute of Nanjing Chemical
Group Corporation, Nanjing 210048)*

Wang Yong

*(Yunnan Phosphoric Fertilizer Industry
Corporation, Kunming 650300)*

This article introduces the process design, major equipment, technical features and performance test run of the 140000 t/a hot process phosphoric acid plant which is the largest and with highest automatic level among the similar plants in China with the improved technology.

Key words hot phosphoric acid process process design technical feature performance test run

**Application of New Separation Technology
in Chemical Fertilizer Industry**

Zhang Pengfei

*(Tianjing Chemical Engineering Research
Institute, Tianjing 300072)*

Liu Yuyi

(Daqing Petrochemical Complex, Daqing 163714)

This article introduces the modification of separation equipment for chemical fertilizer industry by new technologies such as new type packing column, high effective complex tower and hot network etc. which can meet the purposes for both increasing the production output and decreasing the energy consumption as well as the environment pollution.

Key words new type separation technology ammonia ureas technical modification

Engineering Design for Chemical Pulverization

Wang Lei Xu Guorong

(Shanghai Chemical Design Institute, Shanghai 200032)

The author describes the unit operation, type of reaction, special features different from the fluid chemical, the existing problems, improvement conditions of the pulverization engineering and discusses the general design method of the said engineering.

Key words chemical pulverization engineering unit operation design method

**The First Application of Ambient Temperature
Fine Desulfurization Process in Ammonia
Plant Using Coal as Feedstock**

Kong Yuhua Ye Jingdong

*(Chemical Research Institute of
Hubei Province, Wuhan 430074)*

This work describes the application effect of new fine desulfurization process. Application of this process in ammonia plant using low sulfur coal can extend the life of synthetic catalyst doubled and redoubled. It can also enhance the economic efficiency for more than 1.5 million RMB yuan per year.

Key words ammonia fine desulfurization gas purification