

国际化肥工业协会

1984年技术年会 论文集

(巴黎·11月5日至8日)

化工部科学技术情报研究所

一九八六年四月

说 明

本资料是国际化肥工业协会 (International Fertilizer Industry Association Ltd. 简称IFA) 1984年11月5—8日在法国巴黎召开的技术年会论文集的译本, 最后二篇“磷酸的运输”和“磷酸生产技术要点述评”取材于英国硫磺公司 (The British Sulphur Corporation Limited) 1984年出版的“磷酸——工业概况” (“Phosphoric acid—Outline of the industry”) 一书, 为了便于读者阅读, 现将这两部分内容合并出版。

编 者

一九八六年四月

目 录

1. 双管反应器工艺的新发展(法国)	(1)
2. 世界上最大的三个NPK粒肥装置中有两个在苏联开工(法国)	(11)
3. 用于料浆造粒的压力中和器(英国)	(22)
4. 南斯拉夫INA石油化工公司新肥料综合企业NPK复肥的造粒过程(英国、南斯拉夫)	(29)
5. 用于生产北卡罗来纳焙烧磷矿的一种改进工艺(美国、西德)	(39)
6. 杂质在磷酸二铵生产中的影响(美国)	(51)
7. 新的沸腾床造粒产品——尿素-硫铵(荷兰)	(67)
8. 喷流床造粒工艺(法国)	(75)
9. 尿素-硫酸铵液体肥料在科威特的使用经验(科威特)	(78)
10. 尿素的喷淋造粒和粒化工艺——新近开发的粒化工艺和改良的喷淋造粒工艺的一些比较评价准则(荷兰)	(82)
11. 挤压肥料(葡萄牙)	(100)
12. 商品级硫酸钙和高浓度磷酸的同时生产(比利时)	(112)
13. 合成氨生产中外界条件和关键工艺数据对能耗的影响(丹麦)	(128)
14. 适用于小吨位合成氨装置的ICI工艺(英国)	(139)
15. 合成氨生产新方案(希腊)	(144)
16. 尿素和硝铵装置的节能(意大利)	(158)
17. 用弛放气循环增加现有合成氨厂氨产量(印度)	(171)
18. 用BASF ODDA法生产NPK肥料(西德)	(180)
19. Odda工艺中值得注意的节能问题(荷兰)	(194)
20. 肥料造粒厂的计算机模拟(英国、荷兰)	(215)
21. 造粒厂氮磷钾自动分析仪的计算机控制(英国)	(224)
22. 共用数据检测系统——把实时经济效益控制引入化肥生产的系统(英国)	(232)
23. 磷酸的运输	(240)
24. 磷酸生产技术要点述评	(255)

双管反应器工艺的新发展

P · CHINAL 与 Y · COTONEA

法国CdF Chimie AZF

本文继续介绍“GESA”双管反应器工艺,该反应器1982年在Kalithea曾经介绍过。自从那时以来,许多管式反应器已在我们的工厂和世界上其它地方投产。

我们目前的目标是要取得用此工艺生产磷酸二铵的经验,并将这项工艺推广到磷酸和硝酸共中和反应中去。

自1983年12月以来,GESA和APC公司合并入煤化学公司(CdF Chimie group),“GESA”工艺被置于新煤化学公司“氮与肥料”(Azote et Fertilisants)名义下销售,称之为“AZF”双管反应器流程”。

这次合并的结果,使已在肥料领域久负盛名的GESA和APC两家公司的资产合并进来。目前该团下属15个工厂,其中有18套氮磷及氮磷钾复肥生产装置,以及22套运行的管式反应器。就世界范围而言,有40套AZF管式反应器在运行或在安装。

六十年代,美国田纳西流域管理局(TVA)曾对管式反应器基本原理的开发作出过贡献,但由于在泵、仪表、生产控制等方面存在技术问题,只停留在中间试验的规模上。

七十年代,美国田纳西流域管理局(TVA)继续他们的研究工作并高度评价管式反应器。信息传到了欧洲,有几家欧洲公司安装了管式反应器用于生产氮磷钾复肥。我们的两套装置(35吨/小时)分别于1975年和1977年投产,所提供的管式反应器工艺不设预中和槽。而美国工业界仍旧保留预中和槽。最后到了1980年,欧洲大多数预中和槽都被淘汰了,今天,再没有人希望恢复到使用搅拌槽的时代了。而在美国,在生产磷酸二铵的一些地区,仍对此持怀疑态度。生产氮磷钾复肥是成功的,这一点不容怀疑。但是用来生产磷酸二铵还缺乏经验,困难在于结垢及酸的质量方面。

最近,在我们“L'oseraie”工厂进行的国际性工业示范有助于消除疑虑,同时验证了为制造18-46-0磷酸二铵采用GESA-AZF工艺的全部优点。

一、工艺流程说明

图1表示了AZF流程的主要特性。

在造粒器内设有一台管式反应器,

在干燥筒内设有一台管式反应器。

在干燥的空气流中结晶生成磷酸一铵(MAP)。磷酸一铵在返回到造粒机作进一步氯化前,或经筛分机筛除细粉或通过干式气体旋风除尘器。图2表示生产磷酸二铵的生

产线中，在各个工艺测量点的N/P克分子比。

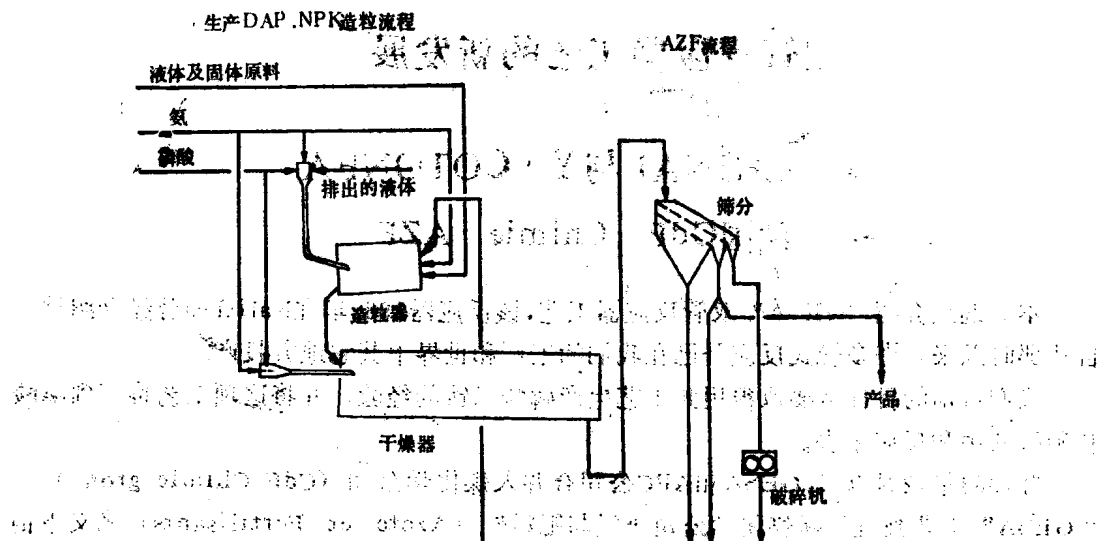


图1 AZF流程—DAP/NPK生产造粒过程

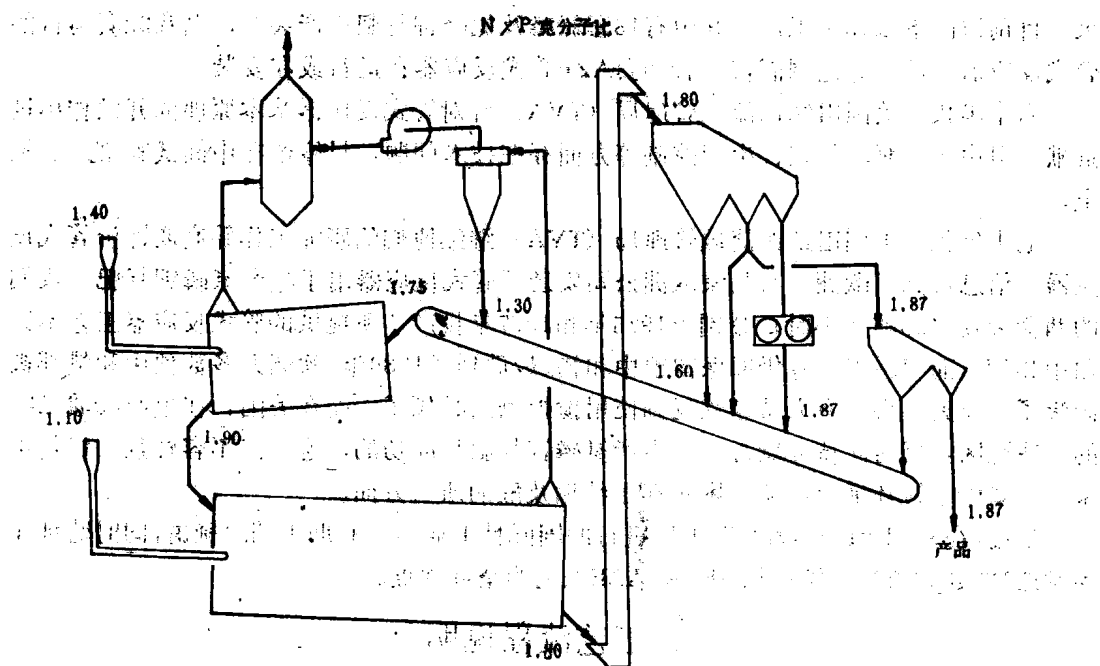


图2 N/P克分子比

二、L'OSERAIE厂应用两台AZF管式反应器生产磷酸二铵 (DAP)

L'OSERAIE厂于1977年投产，该厂生产17-17-17的氮磷钾复肥，能力为35吨/小时。

起初, 该装置只在造粒器内安装了一台管式反应器, 1979年又在干燥器内安装了第二台管式反应器, 使有可能达到50吨/小时的能力。1984年又进行了必要的改进, 从而使磷酸二铵的生产能力达到50吨/小时。

1. 设备 (见图3)

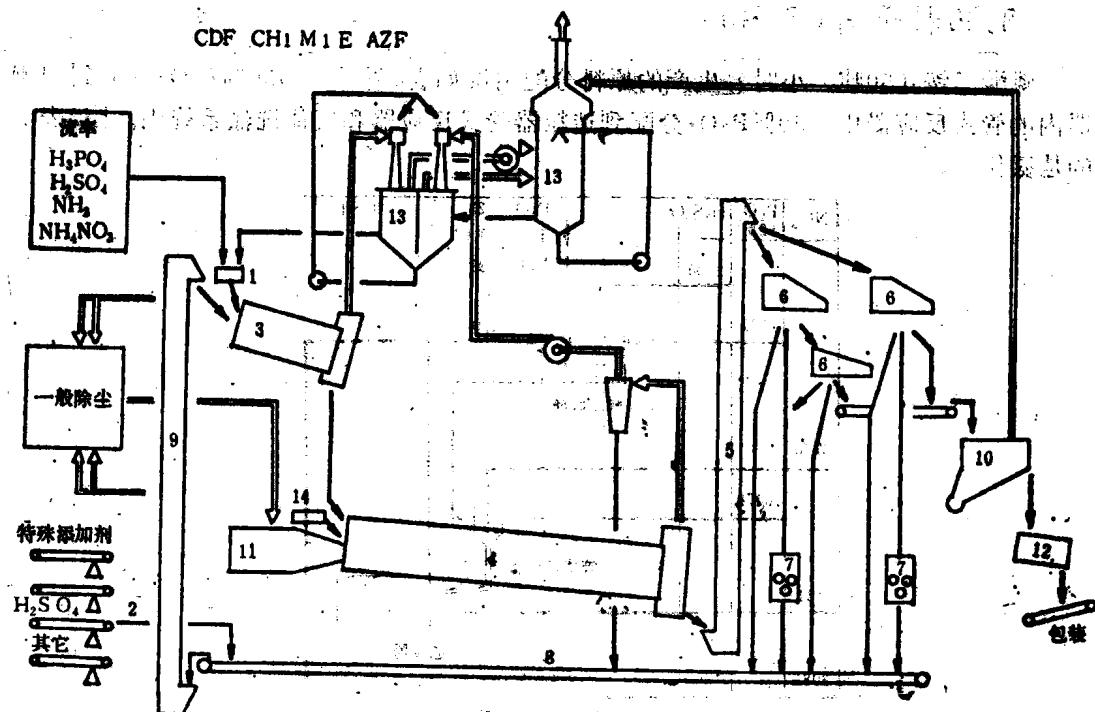


图3 L'OSERAIE工厂的设备

- (14) 管式反应器; AZF设计
- (3) 造粒器: 直径, 3米; 长, 6米。($\phi 9'10''$, L, 19'8")
- (4) 干燥器: 直径, 4米; 长32米。($\phi 13'1''$, L 105')
- (5) 提升机: 200吨/小时
- (8) 皮带机
- (6) 筛分机: 2套面积21米², (226平方英尺)
1套最后筛分机5.1米² (55平方英尺)
- (7) 粉碎机: 2台
- (10) 冷却器面积: 面积=18米², (194平方英尺)
- (13) 气体洗涤系统:
造粒器40,000米³/小时 (23,500立方英尺/分)
干燥器100,000米³/小时 (58,860立方英尺/分)
工厂除尘50,000米³/小时 (29400立方英尺/分)

2. 综合条件

使用52% P_2O_5 的摩洛哥磷酸，氨以液氨的形态进入系统，使用的硫酸，在进入管式反应器之前，首先进入气体洗涤系统。

氨、磷酸及洗过的硫酸进入反应器的压力（在法兰处）最小应为5巴（72.5磅/吋²）。建议操作时的额定蒸汽压力为8巴（116磅/吋²）。所有液体管线上都安装上了止逆阀门。

3. 物料平衡（见图4）

磷酸二铵（50吨/小时）生产的原料分配情况如表4所示。即50% P_2O_5 分配到干燥器内的管式反应器中，50% P_2O_5 分配到造粒器管式反应器和气体洗涤系统中。图2表示的是氨化率。

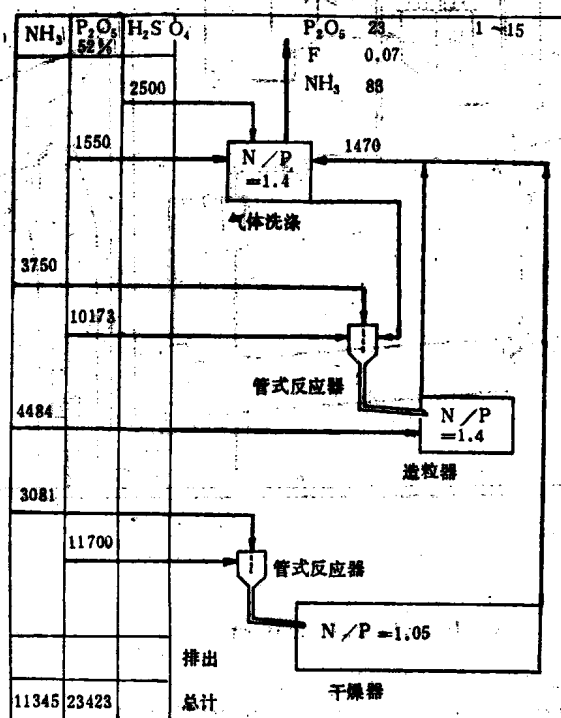


图4 L'OSERAIE工厂50吨DAP/小时物料平衡

4. 产品含量和收率

生产能力	50吨/小时
含氮	18.5%
总磷 (P ₂ O ₅)	46.8%
AOAC P ₂ O ₅	46.75%
水溶性P ₂ O ₅	43.76%
硬度	5公斤
氮回收率*	99.3%

磷* (P_2O_5) 回收率

99.9%

* 注回收率只是根据装置烟筒中测定的损失量计算得到的。

5. 公用工程消耗

燃料油 0.5公斤/吨 (0.147美制加仑/吨)

蒸汽

电

25度/吨

水

0.250米³/吨 (66美制加仑/吨)

三、对现有装置的改进

从我厂及经我们发放允许证单位获得的经验中，我们对现装置提出了三种改进意见，意图是：

- ①增加生产能力
- ②降低能源消耗
- ③提高操作效率
- ④减少维修费用
- ⑤改进工人的操作条件

A. 安装两台管式反应器，一台装在造粒器内，另一台安装在干燥器内。我们已经完成了8套装置的改装，第九套也正在安装中。

B. 在干燥器内安装一台管式反应器，保存原有的预中和器（有4套装置）。

C. 在造粒器内安装一台管式反应器，或是利用原有中和器，或是不利用原中和器（有2套装置）。

第一种情况由于造粒器内安装上反应器，导致气体洗涤系统有可能得到改善。

第二种情况特别适合于生产磷酸二铵的装置，这一点将在后面的GABES举例中加以阐明。第二种改造方案的优点是：

安装容易，

改动不大，

工厂停产时间短。

第三种情况是为生产含硫的磷酸盐配方而设计的（16—20—0），（20—10—0）。

1. AZF反应器的设计

我们今天的经验，是以1975年以来安装在各厂的25台管式反应器为基础的。管式反应器的设计十分简单，好的操作状况取决于反应器的直径、混合物的雾化操纵以及在控制条件下，对进入反应器液体流动状况监测和调节。

早期工业化装置中碰到的难题很快得到了解决，并可以采用不同来源的磷酸（突尼斯、摩洛哥、多哥、约旦、美国佛罗里达）。

2. 新近的装置

①1982年5月,希腊塞萨洛尼基的SIGNG工厂改装了一套装置,装置安装了一台管式反应器生产硫磷铵(9吨 NH_3 /小时)。对该装置的详细分析刊登在英国硫磺杂志上(1983年11月,伦敦)。

②1982年12月印度马德拉斯的SPIC工厂改装了一套磷酸二铵装置。安装了双管反应器之后,生产能力从500吨/天增加到1000吨/天。

③1983年3月奥地利PISCHELSDORFF的DONAU CHEMIE工厂改装了一套老普钙和磷钾肥装置,用来生产氮磷钾复肥,能力是25吨/小时,配方是6-12-24, 9-15-15, 12-10-15,工厂已投产。

④1984年4月,突尼斯加贝斯的SAEPA工厂改装了一套能力为1200吨/天的装置,使其能力达到1700吨/天。该装置的详细情况在后面介绍。

⑤1983年9月,土耳其萨姆松的AZOT SANAYI工厂改装了一套传统的日产710吨的磷酸二铵装置,在干燥器内安装了一台管式反应器后达日产956吨18-46-0的复肥。目前正在建设中。

⑥1983年9月,南斯拉夫普拉霍伐的IHP工厂改装了一套生产氮磷钾复肥的装置,使产量从20吨/小时增加到31吨/小时,还生产11-25-0的磷酸一铵,能力为25吨/小时和磷酸二铵20吨/小时。

⑦1983年10月—11月苏联克拉斯诺达尔的MELEOUS工厂两条生产17-17-17复肥、能力为150吨/小时的生产线进行试车,每条生产线在造粒器内均安装了一台管式反应器。

上述这些投产装置属于另一个交流课题。

四、举例,突尼斯加贝斯的SAEPA工厂磷酸二铵装置的改建,见表5。

该装置原设计能力为1000吨/日,采用预中和器、滚筒造粒的传统流程。开车生产两年之后,能力达到日产磷酸二铵1200吨。仅仅在干燥器入口处安装了一台管式反应器后,就使生产能力达到1700吨/天。三天试车所取得的数据如下:

1. 生产能力

日期	开车小时数	24小时产量
83年4月23日	24	1637
83年4月24日	22	1640
83年4月25日	24	1680

试车期间平均每日增产492吨,即增产43%。1983年4月28日这一天(不包括在试车运转期间)生产能力增加了576吨/日。

2. 煤气的消耗

未用管式反应器每吨产品的煤气消耗量是6标准米³,安装管式反应器后,煤气消耗量降到了3.12标准米³(即下降48%)。

3. 氨的回收率

由于对氨缺乏全面测量, 只能根据洗涤系统的磷酸量和测得洗液中N/P克分子比进行间接计算。将这些数据与改装前的数据加以比较显示出氨的收率是比较好的。

五、管式反应器其他方面的应用

通过对滚筒造粒和圆盘造粒产品粒子物理形状的比较, 使我们选择了“洋葱皮”似的那种结构。这种结构成球效果好, 增强抗湿性。这一研究结果引导我们首次设想往干燥器内喷硝酸盐溶液, 给造粒器产生的颗粒涂层。

事实上, 只要很好控制产品涂层, 其结果就能使成球性能大大改善, 使干燥器出口的成球率和产品质量显著提高。

干燥器内设置管式反应器的开发替代了这一技术并且两个系统的结合, 产生了一个相同的管式反应器内用硝酸和磷酸进行共中和反应的工业规模试验。

法国鲁昂 (Rouen) 厂成功地完成了这一试验, 生产出了17-17-17复肥。生产中

①没有硝酸铵悬浮微粒生成。

②干燥器出口成球率有明显提高。

③粒度分布明显地趋于大粒径。

④密度均匀。

⑤尽管有大量水份返回, 但粒子仍有较好的抗老化性能。

下表表示的是在同一试验周期得到的工业化产品的结果。一个是给管式反应器加硝酸以前的情况, 一个是在干燥器内硝酸磷酸铵粉化期间的情况。

	加硝酸以前	硝酸磷酸铵粉化期间
产品粒度 (4—3.15毫米)	20%	48%
(3.15—2毫米)	79%	52%
成球率 (%)	40	78
抗碎强度 (克)	3815	3445

六、经济方面

除了技术方面的吸引力外, 快速测算表明: 装置通过改造, 在干燥器内安装一台AZF管式反应器能够产生较大的经济效益。

设: RM表示原材料费。

FC表示固定费用 (包括工资、维修费、能源)。

S表示销售价格。

净利润为 N_1 :

$$N_1 = S - RM - FC$$

干燥器内安装一台管式反应器的结果是固定费用不变而原材料费增加了40%。因此, 新的净利润为:

$$N_2 = 1.4S - 1.4RM - FC$$

每吨增加利润为:

$$\Delta N \approx 0.4 (S - RM)$$

1984年 S 195美元/吨

RM 180美元/吨

ΔN 6美元/吨

即一套日产1000吨磷酸二铵(DAP)的装置, 改装后年利润总额达200万美元。

七、专利

许多国家都曾申请过AZF双管反应器流程的专利。

欧洲的专利号为: 18.11, 1981-No.E.P.40, 122

美国申请专利号为: 28.04.1981-No.258.460

表5 用于化肥生产的AZF管式反应器

1984.8

工厂 (国家)	工厂隶属	管式反应器 投产时间	数量/反应器安 装部位	产品—能力 (公吨/小时)	备 注
ROUEN-B (法国)	GESA-AZF	1975	1/造粒器	NPK—45	D.P.R流程
SAS VAN GENT (荷兰)	ZUID-CHEMIE	1981	1/干燥器		
		1976	1/造粒器	NPK—50	"
		1981	1/干燥器		
BORDEAUX (法国)	GESA-AZF	1977	1/回转筒	MAP(粉)—13	
BORDEAUX (法国)	GESA-AZF	1977	1/造粒器	NPK—40	D.P.R流程
		1983	1/干燥器		
L'OSERAIE (法国)	GESA-AZF	1977	1/造粒器	NPK—50	"
		1979	1/干燥器		
RIEME (比利时)	GESA-AZF	1978	1/贮 罐	MAP(粉)—40	
ROUEN A-EG IV (法国)	GESA-AZF	1978	1/造粒器	NPK—55	D.P.R流程
		1983	1/干燥器		
ROUEN A-EG V (法国)	GESA-AZF	1978	1/干燥器	NPK—100	D.P.R流程
		1984	1/造粒器		在建设中
TOULOUSE (法国)	GESA-AZF	1980	1/造粒器	NPK—30	D.P.R流程
		1981	1/干燥器	DAP—20	

注: D.P.R流程为双管管式反应器流程。

表5—1 用于生产化肥的AEF管式反应器

1984.8

工 厂 (国家)	工厂隶属	投产时间	数量/反应器 安装部位	产品—能力 (公吨/小时)	备 注
MONTOIR DE BRETAGNE 法国	GARDILOIRE	1981	1/干燥器	NPK—65	D.P.R流程
TESSALONIKI (希腊)	S.I.C.N.G	1982	1/造粒器	NPK—90	
BAYONNE (法国)	SOCADOUR	1982	1/干燥器	NPK—50	
GABES (突尼斯)	S.A.E.P.A	1982	1/干燥器	DAP—70	
NAZINGARBE (法国)	APC-AZF	1983	1/造粒器	NPK—50	
MELEUS (苏联)	TECHMASH- IMPORT	1983	1/干燥器	NPK—130	
BYELORECHENSK (苏联)	TECHMASH- IMPORT	1983	1/造粒器	NPK—130	
ROUEN (法国)	GESA-AZF	1984	1/贮 罐	MAP(粉)—40	

表5—2 用于生产化肥的AZF管式反应器

1984.8

工 厂 (国家)	工厂隶属	投产时间	数量/管式反应器 安装部位	产品—能力 (公吨/小时)	备 注
PRAHOVO (南斯拉夫)	RTB—BOR- IHP	1984	1/造粒器	NPK-DAP-31	D.P.R流程 在建设中
PISCHELSDORF (奥地利)	DONAU- CHEMIE	1984	1/干燥器		
SAMSUM (土耳其)	AZOT-SANAYII	1985	1/造粒器	NPK—30	在建设中
BALARUC (法国)	AZF	1985	1/干燥器	DAP—42	
ROZDOL (苏联)	TECHMASHI- MPORT	1985	1/干燥器	NPK—30	
JORFLASFAR (摩洛哥)	MAROC PHOSPHORE III et IV	1986	4/造粒器	NPK—130	在建设中
			4/干燥器	DAP 4×60 ASP	D.P.R 在建设中
总 计			40		

表6 现有装置的改进

鲁昂AZF CDF CHIMIE氮磷钾肥厂 (17-17-17)

	改 进 之 前	改 进 之 后
产 量	1600吨/天	2400吨/天
能 耗	8公斤/吨	1.5公斤/吨
回 收 率	99%	99%

+50%

	改 进 之 前	改 进 之 后	
产 量	1200吨/天	1700吨/天	+42%
能 耗	6 米 ³ /吨	3.1米 ³ /吨	
回 收 率	=	不 变	
酸的浓度	43%	43.5%	

八、参考资料

- [1] ISMA communications TF/78/19 Orlando USA. Pilot scale development and demonstration of fertiliser production using crossed tubular reactors.
B. R. Parker, M. M. Norton, J. W. McCamy, D. G. Salladay, T. V. A.
- [2] Proceedings of the Round Table 1977. Conservation of Energy in Ammoniation - Granulation plants - F. P. Achorn - D. G. Salladay. Experience with the pipe-cross reactor in Making N. P. K. Fertilizer J. L. Medbery.
MFA's Experience with the TVA Pipe-cross Reactor, D. J. Brunner - K. J. Baggett.
- [3] IFA Technical Congress Kalithea -Greece - October 1982-Ph. Morailon- Y. Cotonéa. "Savings on energy by a new method of using pipe reactors"
- [4] "Fertilizer 1983" British Sulphur, Nov 83 - London - P. Chinal - Y. Cotonéa- "Reducing energy consumption in the granulation of ammonium sulphophosphate by installation of a pipe reactor".
- [5] GESA Patent No.2,481,611 5/05/1980 - Ph. Morailon US Application No. 258,460 28/04/1981.
- [6] P. Chinal Y. Cotonéa -C. Debayeux "Reduction of investments and production-cost in DAP and NPK fertilizers Plants" Aiche Clearwater-May 84

霍树洪 译 翟 熙 校

世界上最大的三个NPK粒肥装置中有两个

在苏联开工

P.CHINAL

CdF chimie AZF(法国)

前言

1982年12月29日，在离苏联克拉斯诺达尔（KRASNODAR）120公里处的BYELO-RECHENSK，一座装有管道反应器的粒状肥料工厂，在法国肥粒总公司（GESA，现已和APC合并成为煤化学公司氮和肥料部，全称CdF Chimie AZF）的一名工程师和一名工长的开动下投入了生产。

在场的人群中有政界著名人物、新闻界人士、电视台记者、工厂职工和肥料车间的全体人员，强大的机器轰鸣声，打破了人们那种怀着期待并略有担心的沉寂心情。大家对这套多少有点神秘的装置操作如此简单，无不表示惊讶。几分钟后，现场笼罩在一片欢庆之中。电视摄像机录下了这个过程。工厂收到了苏共中央委员会的贺电，被授予“苏联60周年纪念日工厂”称号。

几天以后，1500公里以外，巴什基尔（BASHKIR）自治共和国乌拉尔山麓的MELEUS工厂也投入了生产。

对我们来说，从此结束了长期的冒险。

长期冒险是从1975年底开始，当时斯卑西姆（SPEICHIM）工程公司询问我们，能否根据苏联进口组织TECHMASHIMPORT的要求，用我们的工艺提供三套粒肥装置，每个装置的年产量为80万吨NPK（17-17-17）。当时，世界上还没有建设过这么大规模的装置。这项计划反映了苏联农业渴望得到较多的肥料。毫无疑问，前几年在离莫斯科90公里的沃斯克列先斯克（VOSKRESSENSK）开工的当时世界最大的两套粒肥装置，证明了GESA工艺具有良好的效果。

1976年，我们和GUIPROCHIM设计研究院的高级职员详细地进行了整整一年的技术—商务谈判，最后由SPEICHIM和TECHMASHIMPORT于1976年12月20日签订了合同。条款规定分别在MELEUS（在乌法UFA和奥伦堡ORENBURG之间，邻近乌拉尔山脉）、BYELORECHENSK（靠近黑海附近的克拉斯诺达尔）和ROZDOL（靠近乌克兰的喀尔巴阡山脉CARPATHIANS）建设三个工厂。由苏联买主负责工厂的建设。

在初步设计和最终设计阶段，详细讨论了设计计算的要点和工艺、设备的特征。直到1978年，决定在造粒机内安装管道反应器与一个带搅拌器的氯化槽并联。就我们而言，不赞成采用这种老的、陈旧的技术，应该取消这个氯化槽（予中和器），但是出于安全的原因，仍然保留了。今后开工时，我们将会看到绝对不会使用这个设备。

MELEUS工厂，原计划于1979年9月首先投产。遗憾的是由于各种原因，三个工厂的建设放慢了速度，后来甚至于停工了许多月。直到1982年12月BYELORECHENSK和MELEUS工厂才又开始大张旗鼓地开工。但事实上，建设并未完成，大量的工作，特别是电气设备、仪表和设备的调试工作都留在后来继续进行。直到1983年春末，才真正竣工。

一、合同

签订的合同中规定提供三个工厂的设备、设计、技术文件和专门技术许可证，每个厂可生产2670吨/天(17-17-17)NPK粒状肥料。也可生产其它的配方，特别是13-20-20，15-20-15和10-20-20品种。

产品性能

17-17-17肥料可用磷酸一铵(MAP)或磷酸二铵(DAP)生产。

氮的理论含量17% (允许 $\pm 0.3\%$)。铵态氮的含量，在用MAP时，为10.2—10.5%；当用DAP时，为12—12.5%。

水溶性 P_2O_5 含量大于90%。

成品温度低于35℃。

产品的粒度分布情况如下：

1—4m/m颗粒	94%
4—6m/m颗粒	3%
1m/m以下颗粒	3%
6m/m以上颗粒	0%

抗碎强度大于 30kg/cm²。

成品的游离水分：当使用MAP时为0.3%，当使用DAP时为0.6%。

每吨产品消耗定额保证值：

原料或公用工程	单位	用MAP时	用DAP时
氨100%NH ₃	公斤	127	149
硝酸100%HNO ₃	公斤	310	233
磷酸P ₂ O ₅	公斤	174	174
氯化钾60%K ₂ O	公斤	286	286
包裹剂	公斤	15	15
油	公斤	5	5
电	瓩小时	45	45
蒸汽8巴	公斤	290	220
天然气8200千卡/标米 ³	标准米 ³	15	13
压缩空气	标准米 ³	2.5	2.5
原水和25°循环水	米 ³	5.5	5.5
硫酸	公斤	15	80

卫生标准:

大气中有害物质含量

粉尘	2毫克/米 ³	(0.0008克/呎 ³)
氟化物	0.5毫克/米 ³	(0.0002克/呎 ³)
氨	20毫克/米 ³	(0.009克/呎 ³)

烟囱排放的气体

粉尘	30毫克/米 ³	(0.013克/呎 ³)
氟化物	1.5毫克/小时	(3.3磅/小时)
氨	10公斤/小时	(22磅/小时)
NO _x	1公斤/小时	(2.2磅/小时)

污水

除了在第二级气体洗涤系统生成的氟化钙悬浮物要送往净化装置外,没有污水排放。

CaF₂悬浮物的产生是由于苏联买主提出为了保证气体的净化,在第二级洗涤段使用石灰而形成的。

在我们的工艺中,通常没有污水排放,所有的洗液都被循环返回到造粒系统中去。

保证值的考核

采用17-17-17或另一种配方进行持续六天的考核,其间将生产 $6 \times 2670 = 16000$ 吨肥料。

原料

原料的主要规格如下:

氨 NH₃ 99.6%, H₂O 0.4%, 油20毫米/升

硝酸 HNO₃ 55%, N₂O₄ 0.1%

磷酸 P₂O₅ 54%, CaO 0.3%, SO₃ 4.2%, Fe₂O₃ 0.75%, Al₂O₃ 0.6%, MgO 0.04%, F 0.5%

二、工厂叙述

三个工厂完全相同。每个工厂由三个车间组成。

1. 浓硝酸溶液的生产

该车间的物料平衡图表见表1。

主要包括一个在常压下操作的硝酸饱和器,以及供应气氨和加热硝酸到60℃的装置。

从饱和器排出的雾滴,经由文丘里和旋风除雾器组成的洗涤系统加以洗涤。排出的洗液,是稀的硝酸溶液,通过一个pH计自动加入少量硝酸,使其保持微酸性。

从饱和器排出的硝酸溶液,送到两台降膜式蒸发器,籍150℃的热空气进行浓缩。

97—98%的浓硝酸溶液送去贮存,供造粒用。贮罐可提供四小时的操作用量。

蒸发器排出的气体,在一个文丘里—旋风除雾器装置中,采用与饱和器洗涤系统一样

的稀硝酸溶液进行喷淋洗涤。

所有气体洗涤系统生成的硝酸溶液均送往饱和器。

饱和器产生的蒸汽，经洗涤以后，部分用于加热硝酸。形成的冷凝液，则用于造粒车间的气体洗涤工段。

曾经设想在硝酸饱和器上安装除雾器，但是因为现有装置已获得了极好的结果，故未安设。

2. 造粒

造粒环路仍是按照1975年所详细介绍的那样，带有一个氨化槽（予中和器），设备尺寸也和这个基本设想一致。根据买主要求，能力由650吨/时改为800吨/时。在谈判时，我们曾建议买主用一个管道反应器代替予中和槽，但是他们选择了将这两种设备并联的方式，并对造粒环路不加变动。

造粒车间的物料平衡图表见表2。

主要设备有：

- ①造粒机 1台：直径5米，长8米，粘附力驱动。由电动机驱动能变换位置的氨分布器。
 - ②干燥机 1台：直径5.5米，长46米，齿轮驱动。在干燥机末端，有两台电动机，带动转鼓和安装在气体出口外壳内的鼠笼式团块清除器。
 - ③溜槽 1个：位于造粒机和干燥机之间，带有自动清理装置。
 - ④氨化槽（预中和器）1台：带有搅拌装置，工作容积40多 m^3 。该槽不需要使用。一台管道反应器安装在下游造粒机内。
 - ⑤三辊破碎机 6台：直径0.6米，长1.40米
 - ⑥双层粗粒筛 6台：10.5 m^2
 - ⑦双层圆筒筛 6台：5.1 m^2
 - ⑧干燥机风机 2台：流量150,000 m^3 /小时，带有相应的旋风除尘器组。
 - ⑨流化床冷却器 1台：45 m^2
 - ⑩包裹筒 1台：直径3.5米，长8米，装备有在压力下喷射胶油的部件。
- 其中有些设备，特别是干燥机和流化床冷却器是当时（或者迄今）曾经生产过的最大的设备，这些设备需要进行专门的研究。

3. 造粒车间的气体洗涤

装置的排放物，在合同中有特殊的要求：

没有污水排放。

放空气体要求特别洁净：

F 1.5公斤/小时

NH_3 10公斤/小时

因此设有高效率的气体洗涤系统，既不影响装置的操作，而且有可能共同控制洗液全部返回造粒系统。