

内

石油化工 技术参考资料

罗马尼亚石油化工考察报告之二

2

1973

兰化设计院

石油化工技术参考资料

1973年 第2期

(总编号: 28)

内部资料 注意保存

编辑出版: 兰化设计院技术室

印刷: 青海新华印刷厂

发行: 兰化设计院技术室情报组

(兰州市西固区)

本期印数: 5000册

1973年9月出版

定价: 0.70元

| |
|-----|
| 156 |
| 248 |

毛主席语录

思想上政治上的路线正确与否是决定一切的。

备战、备荒、为人民。

自力更生为主，争取外援为辅，破除迷信，独立自主地干工业、干农业、干技术革命和文化革命，打倒奴隶思想，埋葬教条主义，认真研究外国的好经验，也一定研究外国的坏经验，引以为戒，这就是我们的路线。

中国人民有志气，有能力，一定要在不远的将来，赶上和超过世界先进水平。

说 明

根据第十四届中国—罗马尼亚科学技术合作议定书的规定，燃化部组织轻油裂解考察组，从1972年12月20日至1973年3月3日在罗马尼亚以轻油裂解装置为重点考察了五个项目。本资料是考察组回国后整理的技术考察总结报告，现于本刊分两期发表，供有关同志参考。各期内容如下：

1973年第1期为裂解分离装置和丙烯、氨氧化制丙烯腈；

1973年第2期为甲烷部分氧化制乙炔、电石法制聚氯乙烯树脂和邻二甲苯氧化制苯酐。

· 本 刊 ·

154
2/2

目 录

甲烷部份氧化制乙炔

| | |
|------------------------------------|--------|
| 一 概况 | (1) |
| 二 甲烷氧化部份 | (2) |
| I 原料规格及反应气组成 | (2) |
| II 工艺流程叙述 | (4) |
| III 主要设备介绍 | (6) |
| IV 生产中存在的问题 | (7) |
| 三 乙炔提浓部份 | (7) |
| I 乙炔规格 | (7) |
| II 工艺流程叙述 | (10) |
| III 工艺条件 | (12) |
| IV 主要设备规格 | (15) |
| V 产品消耗定额 | (15) |
| VI 附表 | (15) |
| (一) 原设计各塔工艺条件表 | (18) |
| (二) 原设计各塔物料平衡表 | (24) |
| 四 附图 | (24) |
| 甲烷部份氧化制乙炔(氧化部份)工艺流程图 甲—001—(1)~(2) | (24) |
| 甲烷部份氧化制乙炔(提浓部份)工艺流程图 甲—002—(1)~(4) | (26) |
| 氧化炉 甲—003—(1)~(5) | (31) |
| 甲烷—氧气予热炉 甲—004—(1)~(4) | (37) |
| 水洗塔 甲—005—(1)~(3) | (41) |

电石法制聚氯乙烯树脂

| | |
|-----------------------|--------|
| 一 波尔采什蒂石油化工联合企业氯碱分厂概况 | (45) |
| 二 电石乙炔装置 | (46) |
| I 工艺过程简述 | (46) |
| II 建议 | (47) |
| 三 食盐电解及氯化氢装置概况 | (48) |
| I 隔膜法电解食盐概况 | (48) |
| II 水银法电解食盐概况 | (48) |
| III 氯气、氢气的处理及氯化氢装置概况 | (49) |

| | | |
|---|-------------------------------|------|
| 四 | 氯乙烯装置 | (50) |
| | I 工艺流程叙述 | (50) |
| | (一) C_2H_2 、HCl混合、脱水及合成氯乙烯 | (50) |
| | (二) $HgCl_2$ 吸附、回收盐酸、碱洗及水洗 | (51) |
| | (三) 压缩与精馏 | (52) |
| | (四) 分馏尾气的吸收 | (54) |
| | (五) $HgCl_2$ 触媒的制造及废触媒的回收 | (54) |
| | II 主要设备 | (56) |
| | III 消耗定额 | (58) |
| | IV 建议 | (58) |
| 五 | 氯乙烯悬浮聚合装置 | (60) |
| | I 原材料及产品规格 | (60) |
| | II 工艺流程叙述 | (61) |
| | (一) 聚合 | (61) |
| | (二) 离心、干燥、包装 | (63) |
| | III 主要设备 | (64) |
| | IV 建议 | (64) |
| 六 | 氯乙烯乳液聚合装置 | (66) |
| | I 原材料及产品规格 | (66) |
| | II 工艺流程叙述 | (67) |
| | (一) 聚合 | (67) |
| | (二) 干燥 | (70) |
| | III 主要设备 | (71) |
| | IV 消耗定额 | (72) |
| | V 建议 | (72) |
| 七 | 附图 | (73) |
| | 图2—1 电石乙炔工艺流程图 | (73) |
| | 图2—2 电石贮斗密封圈安装位置示意图 | (74) |
| | 图2—3 乙炔发生器示意图 | (74) |
| | 图4—1—(一)~(四) 氯乙烯流程图 | (75) |
| | 图4—2 制造 $HgCl_2$ 触媒流程图 | (79) |
| | 图4—3 触媒制备塔示意图 | (79) |
| | 图4—4 废触媒回收再生示意流程图 | (79) |
| | 图4—5 废触媒高温升华法回收 $HgCl_2$ 试验装置 | (79) |
| | 图5—1 氯乙烯悬浮聚合流程图 | (80) |
| | 图5—2 21米 ³ 聚合釜示意图 | (81) |
| | 图5—3 离心机基础示意图 | (82) |
| | 图6—1 氯乙烯乳液聚合流程图 | (83) |

| | |
|--------------------|--------|
| 图6—2 喷嘴示意图····· | (85) |
| 图6—3 喷雾干燥器示意图····· | (86) |

邻二甲苯氧化制苯酐

| | |
|--|---------|
| 一 概况····· | (87) |
| 二 生产方法····· | (88) |
| 三 流程叙述····· | (89) |
| 四 原料、动力消耗定额及车间分析控制····· | (94) |
| 五 设备····· | (95) |
| 六 优点及存在问题····· | (98) |
| 七 附图····· | (99) |
| 邻二甲苯氧化制苯酐工艺流程图 酐—001—(1) ~ (5)····· | (99) |
| 热熔冷凝器 酐—002—(1) ~ (2)····· | (105) |

一 概 况

甲烷部份氧化制乙炔装置建于克拉约瓦天然气化学联合企业中，于1966年投产，比利时SBA技术，装置生产能力为3万吨/年乙炔，共有两条生产线，每条生产线的能力为1.5万吨/年乙炔。每台氧化炉的生产能力为7500吨/年乙炔，因此每条生产线配两台氧化炉。由于反应气体压缩部份生产能力未达

到设计指标，乙炔实际产量仅达2.1万吨/年。目前压缩部份正在扩建，氧化部份适当增加措施，拟将该装置的乙炔生产能力提高到3.3万吨/年。

该装置的乙炔产品浓度 $>99\%$ ，用于生产醋酸、丁醇、醋酸乙烯以及动物激素等。

二 甲烷氧化部份

I 原料规格及反应气组成

本装置的原料有甲烷和氧气，其规格如下表所示：

1. 甲烷

| 组 份 | 分子 % |
|-----|--------|
| 甲 烷 | 98.00 |
| 乙 烷 | 0.60 |
| 丙 烷 | 0.80 |
| 丁 烷 | 0.60 |
| 合 计 | 100.00 |

2. 氧气

| 组 份 | 分子 % |
|-----|-------|
| 氮 | 5.0 |
| 氧 | 95.0 |
| 合 计 | 100.0 |

3. 每条生产线的反应气组成及数量如下表：

| 组 份 | 分子 % | 公斤·分子/时 | 标米 ³ /时 | 公斤/时 |
|--------------------------------|--------|----------|--------------------|--------|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| H ₂ | 56.152 | 606.932 | 13614 | 1223.6 |
| N ₂ | 1.578 | 17.060 | 382.2 | 478 |
| CO | 25.76 | 278.445 | 6240 | 7799 |
| CO ₂ | 3.090 | 33.395 | 743.4 | 1469.7 |
| CH ₄ | 4.726 | 51.080 | 1143.2 | 819.4 |
| C ₂ H ₂ | 7.793 | 84.23 | 1869.6 | 2193 |
| C ₂ H ₄ | 0.400 | 4.32 | 96.1 | 121.2 |
| C ₂ H ₆ | 0.034 | 0.367 | 8.2 | 11 |
| C ₃ H ₄ | 0.092 | 0.993 | 22.3 | 39.8 |
| C ₃ H ₆ | 0.011 | 0.119 | 2.6 | 5 |
| C ₄ H ₂ | 0.200 | 2.160 | 48.4 | 108.1 |
| C ₄ H ₄ | 0.087 | 0.939 | 21 | 48.9 |
| C ₄ H ₆ | 0.011 | 0.119 | 2.7 | 6.44 |
| C ₅ H ₆ | 0.004 | 0.043 | 1 | 2.5 |
| C ₆ H ₆ | 0.047 | 0.510 | 114 | 39.8 |
| C ₈ H ₈ | 0.010 | 0.1112 | 2.5 | 11.6 |
| C ₁₀ H ₈ | 0.005 | 0.0556 | 1.25 | 7.2 |
| 合计 | 100.00 | 1080.879 | 24210 | 14385 |

II 工艺流程叙述

甲烷氧化部份工艺流程参见图：甲—001—(1)~(2)。

来自厂区管网的甲烷压力约6公斤/厘米²，进入本装置的甲烷气总管，经压力调节器将系统压恒定为2公斤/厘米²，再经流量调节器进入E3甲烷—氧气予热炉的对流段，由对流段出口进入D9甲烷过滤器，除

去甲烷馏份中重组份在加热过程中析出的碳，以防堵塞氧化炉混合管的小孔，经过滤后的甲烷气入予热炉的辐射段，加热至670℃进D13氧化炉。来自气柜的氧气先经S1氧气压缩机增压至1.6公斤/厘米²，其温度约160℃，氧气管道的压力是藉回流量来保持恒定的。氧气由S1氧气压缩机出口经D5氧气过滤

器进E3甲烷——氧气予热炉的辐射段，在D5氧气过滤器前设有定流量调节器以保持送入氧化炉中的氧气量恒定。氧气予热温度为650℃。由氧气总管直接引出辅氧送氧化炉燃烧花板流道，其数量为主氧的10%，约250~350标米³/时，每台炉的氧气量约3500~4000标米³/时；甲烷量为6000~7000标米³/时。甲烷、主氧和辅氧管道上均设有自动联锁装置，当其流量降至规定值时，则自动关闭电磁阀，切断物料并同时启动氮气电磁阀，往系统充填氮气。

送入氧化炉的甲烷和氧气先入混合段，均匀混合后入燃烧花板，燃烧花板喷咀四周均有辅氧喷射孔，以保证燃烧稳定。反应区高度大约200—400毫米范围内，其反应温度为1200~1400℃。为保证燃烧花板稳定正常运转，必须掌握花板各点温度，为此在花板平面位置设有四处测温点，并设有高温联锁装置。此外，为了防止因甲烷与氧混合不均而产生局部温度过高而烧坏花板，在花板上设有四处温差联锁装置，当温度高于规定值时，则所有联锁装置自动关闭物料阀而同时启动氮气阀往系统中充填氮气。

离开反应器的反应气体急速用水急冷终止其反应，急冷剂采用循环水，急冷水量为34米³/时，为防止反应气在反应区器壁结焦及冷却器壁，反映区器壁设有水幕，其水幕用水量约为10米³/时。为防止断水而引起事故，其进水管线上均设有自动联锁装置，当水流量低于给定值时，则自动停止送料而往反应器中通入氮气。当氧化炉操作不稳定或产品不合格时，反应气体可通过RCV遥控阀直接排放至火炬；当由于操作不正常和事故状态而引起氧化炉内压力急速增大时，则可通过水封管自动排往内火炬，水封高度为3米水柱。氧化炉反应气体出口管道的底部设有焦碳捕集器，该捕集器约三个月清洗一次，每次除焦量大约500—700公斤。

由氧化炉引出的反应气体送D16水洗塔，在氧化炉与水洗塔之间的管道上设有氧气、甲烷和乙炔的自动分析器；还设有高温报警信号装置和氧含量联锁装置；当反应气中之氧含量超过规定值（约0.5%）时，则自动均断原料供应，以免进入电除尘器而引起爆炸。水洗塔共分三段，反应气经下段和中段洗涤后入D21电除尘器，经除碳后再送入水洗塔的上段进一步洗涤和冷却。由水洗塔上部排出的反应气温度约40℃（设计为35℃）再送入B15水洗塔（原设计为柴油洗涤予除高级烃类），进一步将反应气体冷却至35℃以下，并经水封排至乙炔气柜。反应气在B15水洗塔中超压时，可经D30水封将气体导至外火炬烧掉。两条生产线共用一台外火炬。

冷却水循环系统有下列几种参数：

| 参 数 类 别 | 温 度 (℃) | 含 碳 量 (克/米 ³) | 送水泵位号 |
|------------|------------|------------------------------|-------|
| 1 | 75~80 | 807 | P1 |
| 2 | 28 | 200 | P6 |
| 3 | 75~80 | 10 | P4 |
| 4 | 28 | 10 | P7 |

由水洗塔下段排出的洗涤水温度约80~90℃送水池，此部份水含碳量约807克/米³，用P1水泵将此部份水分两路送出，一部份再送到水洗塔下段作洗涤水，另一部份送转筒式真空过滤器，真空过滤器的真空藉水环式真空泵形成。由过滤器导出的滤液水送P4水泵的贮水池，滤饼为湿碳粉，经干燥后的碳粉送烧除炉烧掉。由于碳粉中含有一定数量的有机物和毒物，因此目前尚无法应于工业中。用P4水泵将温度75℃、含碳量10克/米³的循环水分两路送出，一部份经E14冷却器送E12凉水塔，另一部份送D13氧化炉作淬火水和水幕喷淋水。用P7水泵将温度

28℃含碳量10克/米³的循环水送水洗塔和电除尘器。由水洗塔中段排出的循环水含碳200克/米³、温度50~60℃,经B15的顶部和B22分离器(原设计为柴油洗涤用设备,现仅起通过作用)用P2水泵将循环水送经E13

冷却器至E11凉水塔,在E11中将水温降到28℃。用P6水泵将28℃水再返回水洗塔中部和电除尘器中。E13和E14冷却器冷剂采用反应气压缩机段间冷却器的冷却水。B15水洗塔采用新鲜工业水冷却。

III 主要设备介绍

(一) 氧化炉(D13)

氧化炉的生产能力为7500吨/年乙炔。其炉子结构详见图甲—003—(1)~(5)。该炉由混合段、燃烧段、反应和急冷段三部份组成。

1.混合段:混合段的作用是使甲烷气体与氧气充分混均匀,如果气体混合不均匀,则会造成在燃烧时因局部过热而烧坏喷板。甲烷由上部进入,经分配花板入甲烷管,甲烷管规格为 $\phi 14 \times 2$ 毫米管数为440根,为使甲烷均匀入管,管头部入口处有收缩口,其直径为6毫米。氧气由混合段花板上的 $\phi 6.5$ 毫米孔喷入,氧气口孔数为393个。甲烷和氧在混合段底部入混合管,混合管规格为 $\phi 19 \times 4.5$ 毫米,高度130毫米,甲烷通入管内,氧气在管间,并由管上的 $\phi 2.5$ 毫米八个小孔被吸入管内,在混合管混合后的甲烷—氧气喷入燃烧段。

2.燃烧段:燃烧段位于炉子中部,为 $\phi 597$ 毫米厚185毫米花板,花板均匀排列440个燃烧道,花板端头喷咀口直径为18毫米。在燃烧道中间分布有辅氧喷管,直径5毫米,数量为437个。燃烧喷板材料为Inconel。

3.反应和急冷段:接燃烧段下部即是反应和急冷段,直径623毫米,反应区高度根据反应情况一般控制为200~400毫米。该段设有水幕,以冷却器壁和防止反应气在器壁结焦。藉急冷水喷头(淬火水喷头)喷入急冷水冷却来终止反应。

(二) 甲烷—氧气予热炉(E3)

甲烷—氧气予热炉为立式园筒型加热炉〔见图:甲—004—(1)~(4)〕,炉子上

部为对流段,下部为辐射段,每条生产线有一台予热炉,炉内物料有双流(氧气和甲烷各为两流),并分别供给两台氧化炉,其工艺操作参数及炉子规格如下:

工艺操作参数

氧气

| | |
|---------------------|-----------------------------|
| 最大流量 | 3950标米 ³ /时·每流 |
| 最小流量 | 2600标米 ³ /时·每流 |
| 入口温度 | 140℃ |
| 出口温度 | 670℃ |
| 入口压力 | 0.85公斤/厘米 ² (表压) |
| 正常压降 | 0.35公斤/厘米 ² (表压) |
| 氧浓度 | 95%(分子,下同) |
| Ar + N ₂ | 5% |

甲烷 最大流量 6500标米³/时·每流

| | |
|------|----------------------------|
| 最小流量 | 4500标米 ³ /时·每流 |
| 入口温度 | 10℃(或常温) |
| 出口温度 | 670℃ |
| 入口压力 | 2公斤/厘米 ² (表压) |
| 正常压降 | 1.5公斤/厘米 ² (表压) |

甲烷成份 CH₄ 95~98%(分

| | |
|--------------------------------|-----------------------|
| | 子,下同) |
| C ₂ H ₆ | 2.3~0.6% |
| C ₃ H ₈ | 1.5~0.8% |
| C ₄ H ₁₀ | 1~0.6% |
| 烯、炔烃 | <0.3% |
| 硫 | <20毫克/标米 ³ |

予热炉规格

1.对流段:

| | |
|-------|-----------------------------|
| 管子根数 | 16根 |
| 外径×厚度 | $\phi 114.3 \times 6.02$ 毫米 |

长度 4370毫米
 材质 ASTM A213GrT₅
 传热面积 73.41米²

对流段管子焊有钉头，其钉头规格及数量详见结构图。

2. 辐射段：

氧气管 12根
 甲烷管 16根
 管子规格 $\phi 141.3 \times 5.72$ 毫米
 管子长度 6160毫米
 氧气管传热面积 35.23米²
 甲烷管传热面积 46.90米²
 管子材质 ASTM A403Gr WP321

(三) 水洗塔 (D16)

每两台氧化炉共用一台水洗塔，水洗塔结构见图：甲—005—(1)~(3)，其规格为：

直径 $\phi 3500$ 毫米
 总高 31650毫米
 材质 碳钢

该塔由三段组成，各段喷水的参数如下表：

| 参 数 | 段 别 | | |
|-------------------------|------|-------|-----|
| | 上 段 | 中 段 | 下 段 |
| 冷却水量(米 ³ /时) | 56.2 | 311.2 | 115 |
| 水温(℃) | 28 | 28 | 80 |
| 含碳量(克/米 ³) | 10 | 200 | 807 |

(四) 电除尘器 (D21)

每台氧化器炉配一台电除尘器，其技术

条件如下：

流量 12,500标米³/时
 气体速度 0.5米/秒
 停留时间 7.5秒
 温度 45~50℃
 入口压力 1000毫米水柱
 压降 50~100毫米水柱
 入口含碳量 0.8克/米³
 除碳效率 99.9%
 气体重度 0.6公斤/标米³
 (P = 760毫米汞柱)
 功率 11.25瓩
 电压 40仟伏
 电流 150毫安
 电除尘器面积 280米²

(五) 火炬

每条生产线配有一个内火炬，火炬的用途是处理开停车排放物料和事故排放物料。火炬入口压力为1000毫米水柱，处理气量为88000标米³/时（包括水蒸气），火炬压差为762毫米水柱。

火炬规格如下：

总高 50,000毫米
 直径 $\phi 1200$ 毫米
 火炬头直径 $\phi 600$ 毫米
 火炬头高度 3300毫米

(六) 主要水泵规格

主要水泵规格见下表：

主 要 水 泵 规 格

| 参 数 | 流 量(米 ³ /时) | | 温 度 (℃) | 压力(公斤/厘米 ²) | | 重 度 (公斤/米 ³) | 粘 度 (公斤/米·秒) | 功 率 (马力) | 转 数 (转/分) | 数 量 (台) |
|-----|------------------------|------|------------|-------------------------|------|-----------------------------|-----------------|-------------|--------------|------------|
| | 正 常 | 最 大 | | 入 口 | 出 口 | | | | | |
| P1 | 720 | 900 | 88 | 0.15 | 5.6 | 965 | 1.1 | 235 | 1470 | 2 |
| P2 | 1150 | 1300 | 77 | 1.11 | 5.0 | 972 | 1.44 | 232 | 1470 | 2 |
| P4 | 430 | 600 | 80 | 0.2 | 5.75 | 970 | 1.25 | 158 | 1470 | 2 |
| P6 | 1130 | 1250 | 28 | 0.1 | 6.5 | 1000 | — | 357 | 1470 | 2 |
| P7 | 140 | 225 | 28 | — | — | 100 | — | 70 | 2970 | 2 |

IV 生产中存在的问题

该装置自投产后，几乎有一年多的时间不能正常运转，初期与比利时专家合作研究技术问题，但未取得成果，比利时人走后，罗马尼亚技术人员自行解决了许多关键问题，从而使该装置已能正常运转，其主要问题有下列几点：

(1) 因原料甲烷与氧气混合不均，致使氧化炉燃烧喷板局部过热而烧坏。因此改进了甲烷、氧气分配管和混合管。本资料所附氧化炉结构图是改进后的尺寸。改进后的

氧化炉虽已能长期稳定运转，但由于操作不当仍有烧坏喷板的现象。

(2) 原设计经水洗后的反应气进入柴油洗涤系统，以除反应气中的重组份，防止在压缩过程中结焦。但实际操作证明，柴油经短期循环质量显著变坏，粘度增加，无法进行正常运转，现已取消该系统。

(3) 自动联锁装置虽较多，但开表率不高。自动分析器几乎全部没有使用。

(4) 该装置设计中，热能利用较差。

三 乙炔提浓部份

I 乙炔规格

原设计车间乙炔产品浓度大于99%，其它杂质小于1%。实际生产乙炔气体全分析结果如下：

| | |
|---------------------|-----------|
| C_2H_2 | 99.0±0.5% |
| $N_2 + CH_4 + CO_2$ | 0.2~0.4% |
| C_2H_4 | 0.1~0.2% |

| | |
|-------|-----------|
| 甲基乙炔 | 0.2~0.4% |
| 丙二烯 | 0.1~0.2% |
| 丁二烯 | 0.1~0.25% |
| 乙烯基乙炔 | 0~0.15% |
| 乙基乙烯 | 0~0.01% |
| 丁二炔 | 0~0.01% |

II 工艺流程叙述

乙炔提浓系统流程〔见图：甲—002—(1)~(4)〕，较原比利时氮化公司设计有很大改变。原设计为压缩后反应气体先经柴油吸收除高级炔及柴油再生等八塔流程。现在将压缩后反应气体先进行水洗，再进三个脱 CO_2 塔，第一、二个脱 CO_2 塔改用含有碳酸铵的稀氨水来吸收 CO_2 ，第三脱 CO_2 塔改为含15% NH_3 的氨水吸收，取消了用含1克 NH_3 /升的废水和10% $NaOH$ 作吸收 CO_2 的吸收剂，并将三个脱 CO_2 塔的稀氨水一起送入 CO_2 解吸塔。从第三脱 CO_2 塔出来的反应气体再用液氨吸收除高级炔。其后面流程同原设计没有原则改变。因此，这次考察作技术总结时，工艺流程叙述，工艺参数是现行生产情况，其余技术资料，都是原设计数据，包括各塔工艺参数、物料平衡表、设备规格等。

(一) 气柜

气柜体积20000米³。进入气柜的气体有反应气，有从汽提塔C—107来的尾气，有从乙醛装置送来的未反应的乙炔气体。

(二) 反应气体的压缩和水洗

从气柜出来的气体，压力400mmH₂O

柱，进入透平压缩机S—101 I段入口，流量每小时24000标准米³，V段出口压力8~9绝压。各段出口有段间冷却器，段间冷却后，还有气液分离器，其中I、II段是两台分离器，其余三段是一台分离器。压缩机各段出口温度是80~110℃之间，经工业水冷却后，气体温度是35~45℃。压缩机还有I段出口返I段进口的流量调节及V段出口返I段进口的压力调节。

压缩机S—101开车，先将同压缩机同轴的能量回收透平机送入8ata甲烷气，再启动压缩机的电动机。待尾气系统运转正常，将尾气切换到能量回收透平机，再停甲烷气，以达到能量回收。尾气经过透平后，背压气体压力为2.5ata，送到氨合成装置作合成气。

压缩机S—101在运转过程中，机体内部结焦很少，各段冷却器特别是I、II段冷却器结焦严重。为减少冷却器结焦，往各段冷却器气体管线上喷入煤油，每小时喷入0.5吨，I、II段冷却器喷入煤油量比后三段要大些。被气体夹带出的煤油，在分离器中被除掉，被分离的煤油和冷凝水排入B—105。

在B—105贮缶中分层，水层直接排入下水道；油层中含有高级炔、碳黑，送去作锅炉燃烧。

反应气体中的高级炔，在压缩后受热而生成聚合物，对冷却器堵塞严重，管间工业水结垢也较严重，这样冷却器运转三个月，就得清理，管内用高压水枪清理，管间用盐酸清洗。

从压缩机V段出来的气体进入水洗塔C—106，从塔顶加入洗涤水100~200吨/时，以除去反应气体中的煤油。塔顶出来的气体去脱CO₂塔。塔釜含有煤油和溶解一部份含乙炔的水，从塔底进入汽提塔C—107顶部。

汽提塔C—107从底部通入2.5绝压尾气每小时200米³，从塔顶排出含乙炔的尾气，直接进入气柜。塔釜排除含有煤油的水，排入B—106缶沉降分层，水层用泵P—105返回到水洗塔C—106，同时还往下水道排放一部份，不足部分直接补充工业水。B—106贮缶上部较薄油层积存一段时间后，可用泵送到B—105贮缶，进一步回收煤油。

(三) 反应气体脱CO₂及CO₂解吸

从水洗塔C—106塔顶来的反应气，进入第一脱CO₂塔底部，由泵P—111送来的含氨和CO₂的水每小时48米³自塔顶加入，来吸收反应气体中的CO₂，被吸收后的反应气体CO₂应小于0.22%，再进入第二脱CO₂塔。塔釜排出含有CO₂的氨水，进入CO₂解吸塔。

从第一脱CO₂塔顶来的反应气，进第二脱CO₂塔底，由泵P—111送来的含氨和CO₂的水每小时12米³自塔顶加入，塔顶还加入每小时1米³的废水，来洗涤一下塔顶气体，从塔顶出来的气体进第三脱CO₂塔。经过吸收后的反应气中的CO₂由0.22%降到0.16%以下，塔釜含有CO₂的氨水进入CO₂解吸塔。

从第二脱CO₂塔来的反应气体，进第三脱CO₂塔底，由B—108贮缶来的含有15%氨的水每小时1米³自塔顶喷入吸收CO₂，还从

塔顶加入每小时1米³的废水，废水中含氨1克/升，用来洗涤尾气中带出的氨。塔顶排出的反应气含CO₂在0~0.006%，直接进除高级炔塔。塔釜含CO₂的氨水，从塔底排出，并经泵P—107大部份返入塔中部，每小时返回量25米³；少部份排到CO₂解吸塔每小时2米³。第三脱CO₂塔开车时，先将塔内充填30米³含氨废水，以保持塔釜到塔中循环量。

从第一脱CO₂塔C—101、第二脱CO₂塔C—104、第三脱CO₂塔C—105三个塔来的含CO₂的氨水，进入CO₂解吸塔C—115，每小时加入量为63~65米³，塔釜用直接蒸汽加热，釜温85~87℃，塔顶不高于30℃，也用直接蒸汽加热，塔顶每小时排出850米³的CO₂气体，直接排入大气。从塔中下部采出含CO₂的氨水到贮缶B—112，经泵P—111送往第一脱CO₂塔和第二脱CO₂塔，去再吸收反应气中的CO₂；还从泵P—111送往C—108/Ⅱ塔一部份，继续使CO₂和氨解吸出来。

汽提塔C—108/Ⅱ，用直接蒸汽加热，塔顶温度102~105℃，塔釜废水含氨小于1克/升，塔顶解吸出的含CO₂和氨的气体，进入CO₂解吸塔塔釜。若塔顶温度低于70℃，每天从塔釜排出的废水可损失氨达25吨。

CO₂解吸塔塔顶排出850米³CO₂气体，含氨量较高，现场气味较大，排出CO₂气体中氨含量无测定数据，但认为塔顶气体冷却到30℃，塔顶排出的CO₂带氨很少。目前在施工一项减少氨损失的技术措施，即在CO₂解吸塔塔釜增加一台传热面积200米²的再沸器，用6ata蒸汽加热，塔釜温度保持在104℃，塔釜排出含氨和CO₂的水，直接进贮缶B—112，再从泵P—111送往C—108/Ⅱ一部份，解吸后排放废水。这样改进后，从C—115塔顶和C—108/Ⅱ废水中减少氨损失，以每吨乙炔耗氨计算，可由500公斤降到300公斤左右。

(四) 除高级炔

从第三脱CO₂塔顶来的反应气体，先同氨吸收塔塔顶来的一30℃尾气在换热器E—104、E—106进行热交换，从35℃被冷却到18℃后进入分离缶B—120，将反应气体中带的水除掉，被分离下的水排入下水道。

气体进入除高级炔塔C—109/D塔釜。从塔顶加入每小时2米³的液氨，来吸收反应气体中的高级炔。塔顶温度—40℃，塔釜温度—20℃，为保持塔釜温度—20℃，还从塔的第七块板加入水，以维持塔釜温度。

从塔釜排出含有高级炔和氨的液体，进入氨回收装置。因用蒸汽加热将氨蒸出，结果高级炔很易聚合，堵塞设备，故需要经常清理。有一次因清理聚合物发生高级炔着火事故，烧伤了人，所以后来就不回收氨了。改为直接排入下水道，在地沟上漂有一层油状液体。

(五) 氨吸收和解吸

从除高级炔塔顶出来的一40℃的气体，进氨吸收塔C—109底部，塔顶温度—30℃，塔釜温度—46℃。从液氨贮缶B—111来的每小时30米³5℃液氨，经泵P—108送往换热器E—115，经过同氨吸收塔C—109塔釜来的含有氨和乙炔的一46℃液体换热后，被冷却到—35℃，到氨吸收塔顶作吸收剂。塔顶出来的尾气经过换热器E—104、E—106后送尾气洗涤塔。塔釜排出的吸收液(NH₃+C₂H₂)，经过换热器E—115后，压力4.75 ata，温度—4℃，进入乙炔解吸塔C—110/I。

从氨吸收塔釜来的吸收液进乙炔解吸塔顶，塔顶温度—3.8℃，压力4.7ata。塔顶出来的一3.8℃带氨的乙炔气体，进乙炔洗氨塔C—114。乙炔解吸塔塔釜液用泵P—118送到解吸塔C—110/II顶部，被解吸出来的气体再进入解吸塔C—110/I底部。解吸塔C—110/II塔釜温度5℃，塔釜用从氨再生提浓塔C—112塔顶采出的汽氨加热，汽氨

温度40~45℃，每小时300米³。塔釜排出的液氨进入B—111贮缶，经泵P—108送C—109/D、C—109作吸收剂。当B—111贮缶液氨不足时，直接从氨管线往B—111中补充，保持一定液面。

从吸收塔C—109来的一30℃尾气，经过同反应气体换热后，尾气温度升到27℃，进入尾气洗涤塔C—113底部。塔顶洗涤水是氨再生提浓塔塔釜废水，含1克NH₃/升，每小时6.255吨，再加入脱离子水，每小时6.255吨，来洗涤尾气中带的氨。尾气从塔顶出来后，去压缩机S—101能量回收透平机。该塔从第3块板到第19块板有17个外回流的工业水冷却器E—124，从每块板进入每个冷却器的液体每小时为12.5米³。塔釜排出含氨为16.8%的烯氨水，自流到贮缶B—108中去。

(六) 乙炔洗涤

从乙炔解吸塔C—110/I塔顶来的乙炔气体(NH₃+C₂H₂)，进乙炔洗氨塔C—114底部，塔顶洗涤水从乙炔水洗塔B—119来，温度30℃，流量每小时21.8米³。塔顶被洗涤后的乙炔气体进乙炔水洗塔。塔中有E—139/I，E—139/II冷却器，用每小时340米³的28℃工业水冷却。塔釜温度36℃，釜液中含氨21%，并经过泵P—109送贮缶B—108中。

从乙炔洗氨塔出来的乙炔气体，进乙炔水洗塔B—119底部，塔顶洗涤水是氨再生提浓塔釜废水，含1克NH₃/升，每小时10米³。乙炔气体从塔顶水封下面出来，压力1000 mmH₂O柱，进入乙炔气柜，气柜体积20000米³。塔顶水封也是用废水。每小时12米³，溢流到塔顶，也作洗涤水用。若压力超过规定或发生其它事故时，乙炔气体可通过水封排入装置放空火炬。塔釜洗涤水用泵P—120送往乙炔洗氨塔C—114塔顶部洗涤用。

(七) 氨再生提浓

从贮缶B—108来的稀氨水（含氨18.3%），经泵P—110送往换热器E—125，同氨再生提浓塔塔釜来的200℃废水换热，稀氨水被加热到142℃，从塔的第12、14、16三块塔板进入。塔顶温度40.5~45℃，压力15ata，塔顶蒸出氨蒸汽，其浓度在98%以上。氨蒸汽大部份进入塔顶回流冷凝器E—121，经工业水冷却器冷凝后，液氨流到贮缶B—116，经泵P—116打回流入塔，回流量每小时23.5米³。另外一部份氨蒸汽送入乙炔解吸塔C—110/Ⅱ塔釜加热用，每小时300米³，温度40.5~45℃。冷凝器E—121中未冷凝的含乙炔和氨的气体，送往第三脱CO₂塔顶出来的反应气管线上，来回收这部份氨和乙炔。

塔釜再沸器E—120，用33ata高压蒸汽加热，每小时蒸汽量20吨。塔釜温度200℃，压力16ata，塔釜排出来的废水含1克NH₃/升，经换热器E—125同进料稀氨水进行热交换，被冷却到63.5℃，再经工业水冷却器E—126冷却到32℃，分别送往B—119塔、C—113塔、C—104塔、C—105塔等作洗涤水用。

（八）装置运转情况及腐蚀问题

原设计采用柴油吸收来除掉高级炔、二烯烃等，投料初期操作效果较好，成品乙炔纯度可以达到99.8%。但随着装置运转时间的延长，柴油循环使用，再生情况逐渐恶化，柴油吸收剂中高级炔、二烯烃含量逐渐增高，反应气体净化效果日益下降，最后使氨吸收塔至氨再生提浓塔发生高级炔、二烯

炔堵塞；另外柴油消耗量大，又无法回收，需补充大量新柴油，这样柴油吸收被停止使用。根据科研成果，改用液氨吸收高级炔等，这样堵塞问题得到了解决，氨损失也不算很大。

液氨除高级炔、二烯烃，从塔釜排出的含有氨的高级炔混合物，每小时0.5吨左右，直接排入地沟。目前新建一台小型烧含氨高级炔处理炉，燃料用甲烷气，有四个雾化喷嘴，准备烧掉处理。乙炔含的高级炔、二烯烃一般都小于1%。

原设计除掉CO₂采用两个塔洗涤，吸收剂是采用含氨1克/升的废水，最后一个塔是采用10%的NaOH来吸收CO₂，反应气体中的CO₂除掉不完全，尚带有0.1%左右的CO₂，使氨吸收塔发生堵塞。现在改用含总氨量为81.6克/升（碳酸铵和碳酸氢铵为66.5克/升，游离氨为15.1克/升）的稀氨水来吸收CO₂，第三脱CO₂塔改用15%的氨水来吸收，这样从根本上改变了反应气体中含CO₂，再没有发生氨吸收塔堵塞问题。

经过几年的运转，第一脱CO₂塔发生腐蚀，已将塔内衬有不锈钢；氨再生提浓塔再沸器E—120原设计是碳钢，现改用不锈钢；还有三个脱CO₂塔釜液管线，E—120再沸器管线都由碳钢改为不锈钢。

这套装置的填料塔，一般3—4年更换一次填料，主要是长时间使用被压碎了，并不是因聚合物堵塞。

这套装置年操作天数为330~340天。

Ⅲ 工 艺 条 件

（一）从气柜出来的裂解气组成

| | | | |
|-------------------------------|----------|--|--------|
| C ₂ H ₂ | 8~9% | CO | 24~26% |
| CH ₄ | 5~8% | H ₂ | 54~56% |
| O ₂ | 0.2~0.8% | C ₃ [≡] ~C ₅ [≡] | <1% |

压力：400毫米水柱；
流量：24000标米³/时；

气体重度：0.491公斤/米³

（二）S—101透平压缩机

I段进口压力：400毫米水柱

V段出口压力：8~9绝压

能量回收透平：进入气体压力7~8绝压
出来气体压力2.5绝压