

中国石化总公司

石油化工装置资料汇编



2

中国石化集团公司炼化部

一九九八年十一月



内部资料

中国石化总公司 石油化工装置资料汇编

(第二分册)

中国石油化工集团公司炼化部

一九九八年十一月

封面摄影：蒲 忠

中国石化总公司石油化工装置资料汇编

Zhongguo Shihua Zonggongsi Shiyou Huagong Zhuangzhi Ziliao Huibian

(第二分册)

《中国石化总公司石油化工装置资料汇编》编委会 编 辑

中国石化北京燕山石油化工有限公司研究院 出版发行

(北京市房山区燕山凤凰亭路15号, 邮政编码 102500)

廊坊市光达胶印厂 制版印刷

(河北省廊坊市光明东道4号, 邮政编码 065000)

* * * *

开本: 787mm × 1092mm 1/16 印张: 63.5 字数: 140千字

1999年11月第1版 1999年11月第1次印刷

印数: 1~2 000 库文出准字(99)第3号

内部发行

注意保存

D

目 次

十、扬子石油化工公司	1003
烯烃厂	1005
乙烯装置	1005
乙二醇装置	1017
丁二烯装置	1031
塑料厂	1040
高密度聚乙烯装置	1040
聚丙烯装置	1047
芳烃厂	1055
制氢装置	1055
加氢裂化装置	1067
石脑油加氢处理装置	1077
重整装置	1083
铂催化剂连续再生装置	1090
环丁砜抽提装置	1095
歧化和烷基转移装置	1104
二甲苯装置	1112
化工厂	1120
乙醛装置	1120
醋酸装置	1126
精对苯二甲酸装置	1132
十一、齐鲁石油化工公司	1141
炼油厂	1144
丙烯腈装置	1144
聚丙烯酰胺装置	1149
溶剂油装置	1154
丙酮氰醇装置	1159
烯烃厂	1164
乙烯装置	1164
芳烃装置	1170
苯酐装置	1177
多品种增塑剂装置	1182
邻苯二甲酸二辛酯装置	1187
碳十重芳烃精馏装置	1192

芳烃石油树脂装置	1198
富马酸装置	1203
第二化肥厂	1208
甲醇装置	1208
丁辛醇装置	1214
塑料厂	1220
高密度聚乙烯装置	1220
线型低密度聚乙烯装置	1228
聚丙烯装置	1236
苯乙烯装置	1243
聚苯乙烯装置	1249
橡胶厂	1255
顺丁橡胶装置	1255
丁苯橡胶装置	1262
丁二烯抽提装置	1269
丁烯氧化脱氢装置	1275
甲基叔丁基醚/1-丁烯装置	1282
丁苯胶乳装置	1289
氯碱厂	1294
烧碱装置	1294
氯乙烯装置	1300
聚氯乙烯装置	1306
环氧氯丙烷-甘油装置	1315
工业盐酸装置	1325
丙烯腈厂	1330
丙烯腈装置	1330
聚丙烯装置	1337
丙烯酰胺装置	1342
糠醇装置	1347
腈纶厂	1352
腈纶装置	1352
腈纶毛条装置	1358
催化剂厂	1363
超稳分子筛装置	1363
Y 型分子筛装置	1368
半合成催化剂装置	1373
全合成催化剂装置	1379
齐华工贸公司	1384
制萘装置	1384

工程公司鲁华化工厂	1389
聚丙烯装置	1389
碳五树脂装置	1394
十二、巴陵石油化工公司	1400
岳阳石油化工总厂	1400
烯烃厂	1403
常压蒸馏装置	1403
ARGG 装置	1408
产品精制与酸性水汽提装置	1415
气体分馏装置	1422
锦纶厂	1427
合成氨装置	1427
空分装置	1433
1 [#] 空分装置	1433
2 [#] 空分装置	1437
皂化废碱处理装置	1444
环己酮装置	1449
锦纶 6 长丝装置	1456
锦纶 6 短纤直接纺装置	1463
锦纶 6 短纤间接纺装置	1470
锦纶 FDY 装置	1478
己内酰胺聚合装置 (一)	1483
锦纶预取向丝装置 (一)	1489
锦纶高弹丝装置	1495
锦纶预取向丝装置 (二)	1500
己内酰胺聚合装置 (二)	1505
涤纶厂	1510
二甲苯分离装置	1510
苯乙烯装置	1515
聚苯乙烯装置	1521
间二甲苯装置	1526
苯酐装置	1537
聚酯装置	1543
涤纶毛条装置	1553
涤纶长丝装置	1556
合成橡胶厂	1565
气体分离装置	1565
聚丙烯装置	1570

顺丁橡胶装置	1576
一、单体工序	1576
二、聚合工序	1581
SBS 装置	1586
环氧树脂厂	1592
隔膜法烧碱装置	1592
离子膜法烧碱装置	1600
氯气液化装置	1606
氯丙烯装置 (一)	1612
氯丙烯装置 (二)	1618
环氧氯丙烷装置	1624
环氧丙烷装置	1632
E 型环氧树脂装置	1641
CYD 型环氧树脂装置	1647
盐酸装置	1658
鹰山石油化工厂	1663
制氢装置	1665
苯加氢装置	1670
环己酮装置	1675
羟胺肟化装置	1680
己内酰胺装置	1686
硫铵装置	1691
废碱回收装置	1696
污水处理装置	1701
废液焚烧装置	1706
聚合装置	1711
纺丝装置	1716
捻线装置	1722
织布装置	1727
浸胶装置	1734
十三、上海石油化工股份有限公司	1740
炼化部	1742
化工一厂	1742
乙烯装置 (145000 t/a)	1742
1 [#] 常减压蒸馏装置	1754
乙烯厂	1764
乙烯装置 (300000 t/a)	1764
丁二烯抽提装置	1770

芳烃厂	1776
二甲苯精馏装置	1776
异构化装置	1781
重整装置	1786
歧化装置	1792
环丁砜抽提装置	1797
吸附分离装置	1802
化工二厂	1808
环氧乙烷/乙二醇装置	1808
硫氰酸钠装置	1820
丙酮氰醇装置	1826
氰化钠装置	1831
丙烯腈装置 (附乙腈装置)	1838
乙醛装置	1848
醋酸装置	1855
中外合资金威石化公司	1861
醋酸乙烯装置	1861
涤纶一厂	1868
工业长丝装置	1868
长丝装置	1873
涤纶二厂	1881
精对苯二甲酸装置	1881
聚酯装置	1888
聚酯直接纺长丝装置	1895
涤纶短丝直接纺装置	1900
塑料厂	1907
1 [#] 低密度聚乙烯装置	1907
2 [#] 低密度聚乙烯装置	1915
聚丙烯装置	1922
腈纶厂	1931
腈纶装置	1931
维纶厂	1938
聚乙烯醇装置 (含醋酸乙烯)	1938
维纶抽丝装置	1948
甲醛装置	1958
实验厂	1964
丙纶装置	1964
丙纶短纤维抽丝装置	1969
丙纶粗旦装置	1974

地毯装置	1979
------------	------

扬子石油化工公司简介

扬子石油化工公司是一个特大型石油化工联合企业，利用原油作原料生产烯烃和芳烃，并进一步加工成塑料、化工产品，化纤原料和成品油，原油利用率较高。从原油到产品的简单流程为：来自鲁宁管道的原油和进口原油一起进常减压装置进行初步切割成拔头油 (ALN)、直馏石脑油 (SRN)、常压柴油 (AGO)、减压柴油 (VGO) 和减压渣油 (VTB)。

常压拔头油作为乙烯原料送烯烃厂。直馏石脑油则视原油性质不同可作乙烯原料或重整原料。加工鲁宁管道输送的原油时，因为它属于中间基原油，芳烃含量较高。这部分油品被送往芳烃厂作重整原料生产芳烃。加工石蜡基原油，则可作乙烯原料。

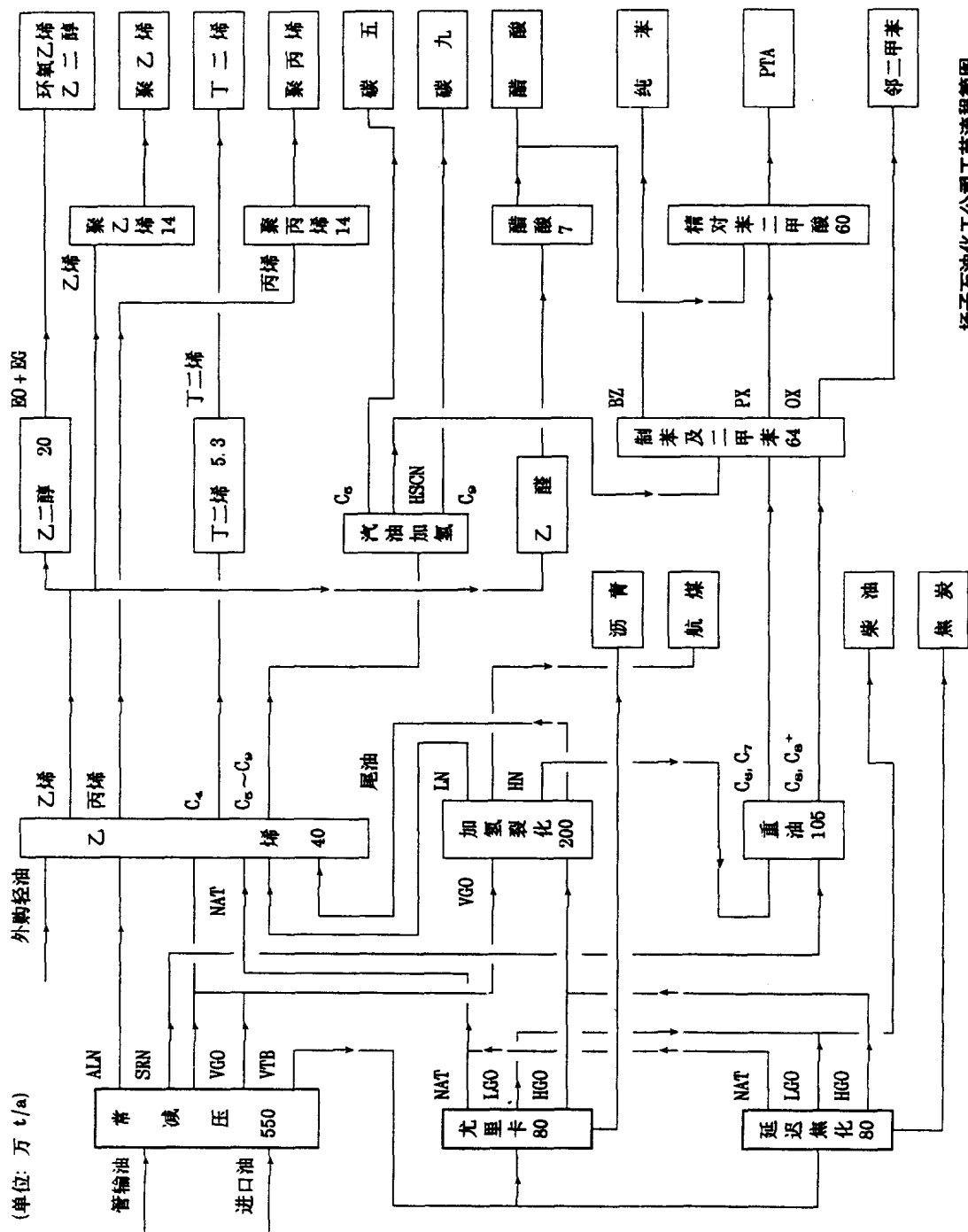
常压柴油馏分主要作加氢裂化原料，在乙烯原料不足时有部分也用作乙烯原料。减压柴油馏分和部分常压柴油进加氢裂化装置进一步轻质化，生产出液化石油气 (LPG)、轻石脑油 (LN)、重石脑油 (HN) 作重整原料、航空煤油基础油以调和生产航空煤油、加氢尾油 (RO) 作乙烯原料。

减压渣油除部分用作公司内部燃料外，全部进入尤里卡和延迟焦化 2 套装置进行渣油轻质化处理，其馏分油经过加氢和分馏，生产出加氢轻油 (NAT) 作生产乙烯的原料、加氢轻柴油 (LGO) 作柴油商品或自用原料、加氢重柴油 (HGO) 送至芳烃厂作为加氢裂化原料。轻质化过程中生产的沥青和焦炭作为商品外售。经过上述工艺加工后约有 75% 的原油变成轻质油和化工轻油为原料进入下游加工装置。

在烯烃生产中，来自炼油厂的常压拔头油，部分常压柴油、加氢轻油和来自芳烃厂的轻石脑油、加氢尾油与外来的化工轻油一起在高温下经蒸汽裂解、冷凝、裂解气压缩、深冷分离、 C_4 抽提和裂解汽油加氢等工艺过程得到乙烯、丙烯和丁二烯等重要烯烃和抽提芳烃的原料。大部分乙烯送往塑料厂聚乙烯车间生产聚乙烯树脂；另一部分送往烯烃厂乙二醇车间经氧化生成环氧乙烷，再经精馏或水解生产环氧乙烷和乙二醇产品；其余部分在化工厂醋酸车间经氧化生成乙醛，再次氧化生成醋酸。丙烯送往塑料厂聚丙烯车间生产聚丙烯。丁二烯作为商品外售。裂解汽油中的苯、甲苯、二甲苯 (BTX) 馏分经加氢后送往芳烃厂作为抽提原料，其副产的 C_5 和 C_6 作为商品外售。

在芳烃生产中，来自炼油厂的直馏石脑油、来自芳烃厂加氢裂化车间的重石脑油和补入的外来重整原料一起进入催化重整装置使一些有效组分生成富含苯、甲苯、二甲苯馏分的重整油。在进一步加工中：苯被抽提出来作为商品出售；甲苯和 C_6 (三甲苯) 被分离出来后，再一起进行循环歧化反应以生产苯和二甲苯。二甲苯有 3 种异构体，对二甲苯 (PX)、邻二甲苯 (OX) 和间二甲苯 (MX)。在分离过程中，对二甲苯是精对苯二甲酸 (PTA) 下游装置的原料或作为商品，邻二甲苯作为苯酐的原料可作商品外售，唯间二甲苯化工用途不多，因此在二甲苯分离中，间二甲苯被循环异构化反应成对二甲苯。芳烃系统的最终主产品为：苯、对二甲苯和邻二甲苯。对二甲苯又被送往化工厂与该厂生产的醋酸一起经氧化、精制生成精对苯二甲酸，与烯烃厂生产的乙二醇一起作为化纤生产原料外售。

作为石油化工联合企业的优点，扬子石油化工公司还可以利用较大的油品加氢能力，生产优质油品，如航空煤油。



扬子石化化工公司工艺流程简图

乙 烯 装 置

一、装置简介

扬子石油化工公司引进的乙烯装置合同号为 CJA-78430LT, 合同总价为 10149.16 万美元。“合同工厂”生产能力为年产聚合级乙烯 300000 t, 聚合级丙烯 160000 t, 1,3-丁二烯 53000 t, 加氢的 $C_6 \sim C_8$ 馏分为 148000 t。

“合同工厂”由 3 个工艺装置和相应公用工程及辅助设施所组成。3 个工艺装置为乙烯单元, 裂解汽油加氢单元和丁二烯抽提单元; 相应的公用工程及辅助设施为冷却水、燃料气、燃料油、氮气、仪表空气、工厂空气的分配系统, 蒸汽及凝液系统, 锅炉系统, 仪表空气系统, 电力接收及分配系统, 火炬系统, 储罐, 冷却水供给系统, 锅炉给水供给系统, 油水分离系统。此外, 为消除锅炉及蒸汽过热炉排放烟气中有害杂质的污染, 还引进了烟道气脱硫制取硫胺的烟气脱硫单元。

“合同工厂”设有 4 个仪表控制室, 即乙烯中央控制室、公用工程控制室、冷却水控制室及丁二烯控制室; 设有 4 台 PDP 11/34 A 工控机, 以组成过程控制计算机网络, 来有效地实现乙烯和汽油加氢装置的过程监测、数据获得、操作接口和闭环控制。生产控制仪表系统除采用日本的 I 系列电动 III 型仪表外, 裂解炉系统采用以“4 C”(Control, Computer, Communication, CRT) 技术为基础的 TDCS-2000 总体分散型仪表, 进一步提高了操作稳定性和可能性, 为最优化操作提供了有利条件。

“合同工厂”由卖方供货的全部设备与材料总净重为 22000 t, 总体积达 63000m^3 , 设备总台数为 964 台, 其中由国内分交的设备达 91 台, 仪表总台 (件) 为 6902 台 (件)。

“合同工厂”以常压柴油、减压柴油、重整抽余油为原料生产纯乙烯, 丙烯和加氢汽油的工艺流程系采用美国鲁姆斯公司技术秘密和专利技术, 乙烯装置中 C_3 液相加氢工艺流程系采用法国石油研究院的技术秘密和专利技术; 生产纯丁二烯的工艺流程系采用日本瑞翁公司的技术秘密和专利技术。

“合同工厂”装置设计院为上海医药设计院, 而整个乙烯工程的总体院为化工部六院和七院。

1978 年 12 月于青岛开始进行该套乙烯装置的合同谈判, 1979 年 6 月 23 日合同正式生效。“合同工厂”原应在合同生效日起 39 个月 (即 1983 年 10 月 23 日) 签署安装竣工证书。后因国民经济暂时困难, 工程缓建, 处于接 (运), 保 (管), 检 (验) 阶段。后经中央批准, 1983 年 11 月装置恢复建设, 1987 年 7 月正式投料生产。7 月 26 日, 乙烯装置投料试车 (无乙烯开车) 一次成功, 从投油到产出合格乙烯产品仅用 117 h。

乙烯装置自 1987 年 7 月开车以来, 各项经济技术指标逐年提高。1992 年装置实现达标 (年产乙烯 320000 t), 1993 年保标工作顺利完成 (年产 308000 t), 1994 年又以年产乙烯 317600 t 而名列全国同类型乙烯装置第一。

多年来, 针对运行中暴露出的瓶颈和薄弱环节, 装置进行了数百项的技改技措攻关。其中重大的技改技措项目有: 新增国产裂解炉 1 台 (BA-110); 汽油分馏塔、急冷塔、碱洗塔和脱戊烷塔改为填料塔; 加大油水分离器和裂解气干燥器; 甲烷冷却器增加 1 台备用设备;

增加 1 台乙炔加氢反应器 (DC-401 C); 增加丙烷精馏塔 (DA-410); 火炬气回收装置 (GB-701) 等。这些项目消除了装置瓶颈, 全面发挥了装置的生产潜力。另一方面, 通过优化原料和控制运行模式, 进一步挖掘了装置的生产潜力, 降低了物耗和能耗。

乙烯装置扩建工程于 1993 年 9 月 16 日在北京签订改造合同, 12 月 26 日合同批准生效。合同号 93 NKHI/4040 JPLT-II-3, 总投资 (包括下游装置) 6.12 亿元 (包括 3000 万美元)。装置改造实施一步到位的方案, 扩能后达到 380000~400000 t/a, 采用 Lummus 公司的 MECT (最大扩能) 技术, 基础设计由 Lummus 和 TEC 公司承担, 上海医药设计院进行详细设计, 工程由 TEC 总承包。仪表控制采用 DCS-3000 系统。

扩建工程自 1994 年 6 月至 1995 年 12 月实施完成, 期间施工、生产交叉进行, 停工改造仅用 69 天。1995 年 12 月 6 日装置投料生产, 1996 年 6 月 25~28 日, 装置通过 72 h 运行性能考核, 正式交付投产。伴随乙烯装置改扩建, 裂解汽油加氢单元也分 2 期进行了扩容改造, 于 1996 年 8 月投料试车。

二、装置工艺流程简述及工艺流程示意图

1. 工艺流程简述

乙烯部分分为裂解、急冷、压缩、分离和原料及产品的储运等工序, 由于工艺操作上的需要, 还附设有闭环的丙烯、乙烯制冷系统和开环的甲烷制冷系统。

(1) 裂解和急冷工序

裂解区 (或称炉区) 设有 8 台位号为 BA-101~107, 110 的 SRT-III 型裂解炉, 1 台位号为 BA-108 的 SRT-I 型裂解炉和 1 台位号为 BA-111 的 SRT-IV-HC 型裂解炉。备用的 SRT-III 型裂解炉 (BA-106 或 107) 同时可用作 SRT-I 型裂解炉的备用炉。SRT-I 型裂解炉用于循环乙烷的裂解。作为裂解的原料由 4 种单独的原料组成, 即常压柴油 (AGO)、粗重柴油 (HGO)、加氢裂化减压柴油 (HVG0)、石脑油 (NAP), HVG0 和 HGO 可以混合共同裂解。这些液体原料在原料储存工序经泵加压后, 可送往任一台 SRT-III 型和 SRT-IV 型裂解炉中进行热裂解。各种不同原料热裂解工艺条件见下表。

裂解工艺条件

原 料	横跨温度	出口温度	汽油比
AGO	576	795	0.75
NAP	542	835	0.65
HGO/HVG0	518	785	0.75
乙 烷	679	863	0.30

进入每台裂解炉各炉管的物料都有流量控制, 先在炉对流段顶部炉管预热, 然后, 在流量控制下加入稀释蒸汽混合物在炉对流段下部炉管内进一步预热后进入炉辐射段 (即横跨温度)。烃原料是在辐射段炉管中进行裂解反应的。裂解反应深度是以控制辐射段炉管出口温度 (COT) 的方式来控制。裂解产物分别经废热锅炉, 急冷器进行间接及直接急冷回收热量, 裂解气温度降至 200℃左右进入后续急冷区进一步冷却、分馏。

废热锅炉 (EA-101~108, 110) 利用回收热量副产约 12.3 MPa(表压)、326℃的超高压蒸汽, 经蒸汽过热炉 (BA-109) 过热至 525℃, 另外 BA-111 产生的超高压蒸汽 (SS) 则由其对流段过热至 525℃ (约 30 t/h)。过热的超高压蒸汽用于裂解气压缩机, 丙烯冷冻机的蒸汽透平以及有关的工艺设备。每一个柴油裂解炉有 3 台废热锅炉, 共用 1 个高压蒸汽汽包, 而乙烷裂解炉有 2 台废热锅炉, 共用 1 个高压蒸汽汽包。

急冷区包括: 汽油分馏塔, 急冷塔等主要设备。裂解气由油急冷器出来汇合进入汽油分馏塔 (DA-101)。塔顶逸出裂解汽油和较轻的组分 (包括稀释蒸汽); 塔釜产品的一小部分和侧线馏分分别进燃料油 / 裂解柴油汽油塔 (DA-102 及 DA-103) 用低压蒸汽直接汽提出较轻的组分。汽提塔底物料分别作为裂解燃料油和裂解柴油产品输至相应的储槽。汽油分馏塔底剩余的大部分物料, 作为急冷油流经稀释蒸汽发生器 (EA-123 A~F) 产生 0.6 MPa (表压) 的稀释蒸汽。此时, 急冷油从 195℃冷却至 163℃。然后, 一路经预热工艺水进料后返回汽油分馏塔, 另一路在流量控制下送至各急冷器。

汽油分馏塔操作压力为 0.68 MPa (表压), 塔顶温度为 105℃, 该温度由急冷水沉降槽 (FA-120) 分出的汽油回收量控制, 塔釜温度为 195℃。

自汽油分馏塔顶部出来的气体, 在急冷塔 (DA-104) 内与循环急冷水直接逆流接触, 使出口气体温度降至 42℃。在急冷塔中, 大部分稀释蒸汽和较重的汽油组分冷凝下来。急冷塔塔釜温度为 85℃, 压力为 0.54 MPa (表压)。急冷塔底的热循环水, 则用来为工艺提供低能组的热量而循环使用。

SRT-I 型炉的乙烷裂解产物直接进入 2nd 急冷塔 (DA-160)。在塔中, 裂解气与急冷水 (QW) 逆流换热而冷却至 42℃后由塔顶排出, 塔釜液由重力作用返回 DA-104 塔釜。

冷塔内冷凝下来的汽油则为急冷塔釜和沉淀槽 (FA-120) 与循环急冷水和稀释蒸汽凝液分离, 其中一部分作为回流返回到汽油分离塔顶, 另一部分在汽油汽提塔 (DA-201) 中与来自压缩机系统的烃类凝液一同进行汽提稳定, 稳定后的汽油与脱丁烷塔釜液汇合后送至裂解汽油加氢部分。

在急冷系统中, 稀释蒸汽以及汽提蒸汽的凝液 (俗称工艺水), 用泵打入工艺水汽提塔 (DA-105)。在工艺水汽提塔中用直接蒸汽和再沸腾产生的间接蒸汽进行汽提以脱除酸性气体和挥发的烃类。然后, 进入稀释蒸汽发生系统, 此系统利用急冷油和中压蒸汽作为热源将工艺水汽化, 产生 0.6 MPa(表压) 的蒸汽, 并用中压蒸汽加热至 20℃, 用作裂解炉的稀释蒸汽。

(2) 压缩和干燥工序

急冷塔顶出来的裂解气, 进入用超高压蒸汽透平驱动的五段离心式压缩机 (GB-201), 压缩到约 3.71 MPa(表压)。压缩机的一至五段的各段均设段间冷却。在第三段和第四段间, 气体依次通过酸性气体吸收塔 (DA-231) [操作压力为 0.96 MPa (表压)、温度 45℃]、碱洗塔 (DA-203) [操作压力为 0.89 MPa (表压)、温度 41℃] 以除去裂解气中的 H_2S 、 CO_2 等酸性气体。各段冷凝下来的冷凝水, 汇合一起回急冷塔。压缩机五段出口的裂解气经水冷却后, 送干燥器进料洗涤塔 (DA-204)。在塔内气体与来自干燥器进料洗涤塔回流罐 (FA-208) 的 15℃ 烃冷凝液逆流接触, 使之达到尽量减少循环量的目的和减少带入深冷系统中引起结冰的苯。洗涤塔顶气一部分由丙烯冷剂和脱乙烷塔进料冷却到 15℃, 另一部分由压差控制用脱乙烷塔进料冷却至 15℃。此气液混合物送至干燥器进料洗涤塔回流罐, 从该罐分离出

的液体用泵送至洗涤塔顶, 气体则送至裂解气干燥器 (FA-209 A/B) 洗涤塔塔釜的烃冷凝液与水分离后送至凝液汽提塔 (DA-202), 汽提出轻组分后的塔釜液进入脱丙烷塔 DA-404)。

由干燥器进料洗涤塔回流罐 (FA-208) 来的裂解气在 35.4 kg/cm^2 (表压) 压力, 15°C 温度下进入双床层的分子筛干燥器 (FA-209 A/B) 进行干燥。1 台操作, 1 台再生或待用, 以保持连续运转。

(3) 分离工序

干燥后的裂解气分为 2 股, 一股进入老冷箱, 这股料约占裂解气量的 70%, 另一股进与老冷箱并列的新冷箱中。经冷箱系统每次逐级冷却和部分冷凝。在相应的低温下, 即自下而上约为 -76°C 、 -99°C 、 -116°C 、 -135.6°C 分 4 路进入脱甲烷塔 (DA-301) 的相应位置。该塔在低压 [0.57 MPa (表压)] 下操作, 以避免由于高压分离带来的许多设计问题, 有利于冷凝回收。

裂解气在多次冷却过程中, 降温至 -130°C 左右, 其气相组织为 70% 纯度的氢气, 继续在 1 个绝热的换热器中冷凝, 分离纯度至 95%, 然后经冷箱逐级回收冷量, 并用高压蒸汽加热至 88°C 左右, 进入甲烷化反应器 (DC-301), 以除去含有的 CO。净化的氢气经进出口换热器、出料冷却器冷至 40°C 后, 一部分送裂解汽油加氢系统作加氢用。其余经丙烯冷却至 15°C 后, 其中一部分作为湿氢产品输出界区, 另一部分则经氢气干燥器 (FA-301 A/B) 干燥后, 一部分作为乙炔和丙二烯加氢用, 剩余部分则作为干燥产品送出。

脱甲烷塔顶出来的高压甲烷气, 经冷箱逐级回收冷量后进入燃料气系统, 该塔塔釜液送脱乙烷塔。

脱甲烷塔出来的釜液分 2 股液流进脱乙烷塔 (DA-401), 脱乙烷塔的操作压力为 2.318 MPa (表压), 塔顶 -16.7°C , 塔釜 69°C 。其中一股进料在进脱乙烷塔前被预热至 10°C , 接近于泡点。另一股进料仅经尾气换热, 约为 -6°C 进入塔内。这样, 在脱乙烷塔回流增加很少的情况下却能从进料中得到最大的冷量回收。

脱乙烷塔回流由塔顶冷凝系统和绿透洗涤塔 (DA-408) 塔釜液共同提供。脱乙烷塔釜液依靠自身的压力进入高压脱丙烷塔 (DA-404 B), 塔顶气体 (主要为“乙烯-乙烷”馏分, 其中含有约 0.7% 的乙炔组分) 进入乙炔加氢系统。脱乙烷塔顶全馏分加氢脱除乙炔分 2 步进行, 以提高反应的选择性, 反应均为气相反应。设置了 3 台带有单层加氢催化剂的反应器, 其中 2 台在线, 1 台备用。碳二反应器进料温度为 $35\sim 103^\circ\text{C}$, 反应副产品是称为绿油的乙炔聚合物, 它能妨碍乙烯精馏塔进料的正常干燥, 因此必须除去。一段反应器约处理 60% 的乙炔, 其出料进入绿油罐 (FA-401), 一段反应所产生的绿油在 FA-401 中沉降并定期排掉。二段反应器处理掉剩余的乙炔, 其出料进入绿油洗涤塔 (DA-408), 二段反应出料中的绿油被来自乙烯精馏塔的 C_2 液相洗涤掉。

乙烯精馏塔在 1.936 MPa (表压) 下操作, 塔顶 -31.2°C 、塔釜 -7.4°C 。因该塔顶有少量的氢和甲烷排出, 故不从塔顶而从塔顶以下第 9 块塔板处侧线获得纯度为 99.95% (V), 温度 -30°C 左右的乙烯产品。塔釜主要成分为乙烷, 循环返回乙烷裂解炉 (BA-108) 作为乙烯的裂解原料。

液态乙烯产品则被直接送到球罐 (FB-401A~D), 压力为 1.66 MPa (表压) 的低压乙烯产品从球罐中抽出。对高压乙烯产品则用 1 台泵提高到 3.5 MPa (表压)。2 种液态产品在作为气体送往界区前, 用丙烯冷剂进行汽化和过热以回收冷量, 其中部分高压乙烯产品送到

新冷箱 (EA-362 X) 中汽化以回收冷量。

脱丙烷系统采用双塔 (DA-404/B) 脱丙烷工艺。DA-404 (低压) 的作用相当于提馏段, DA-404 B (高压) 的作用相当于精馏段。

来自冷凝液汽提塔出来的底部产品与 C_3 液化回流出来的净底料汇合后进入低压脱丙烷塔 (DA-404)。该塔操作压力为 0.52MPa (回流罐中), 釜温 72.6℃, 顶温 36.6℃。塔顶部净产品送入 DA-404 B, 塔釜液送往脱丁烷塔 (DA-405)。

高压脱丙烷塔 (DA-404 B) 的主进料是脱乙烷塔底部的 C_3 及 C_3 以上组分。该塔的操作压力为 1.584 MPa (回流罐中), 釜温 78.5℃, 顶温 43.1℃。塔釜液返回 DA-404, 顶部净产品经干燥后进入丙二烯转化器 (DC-402)。

脱丙烷塔顶主要为“丙烯-丙烷”馏分, 其中含有 3.0% (V) 左右的甲基乙炔和丙二烯 (MAPD)。MAPD 是通过加氢反应除去的。 C_3 反应系统设置了 3 台反应器, 其中 2 台并联操作, 1 台备用, 催化剂为 BRICI 新型催化剂。其操作压力为 2.79 MPa(G), 进料温度为 27.8℃, 出口温度为 57.4℃, 物料经加氢反应后进入甲烷汽提塔 (DA-407), 在塔中分离出甲烷和氢气, 经回流出尾气冷凝器后返回至裂解气压缩机三段排出罐出口, 而汽提塔底部产品送丙烯精馏塔 (DA-406)。

丙烯精馏塔操作压力 1.997 MPa, 釜温 54℃, 顶温 47℃。塔顶得到纯度为 99.6% (V) 的聚合级丙烯, 经泵送至丙烯储罐 (FB-403 A/B, FB-405 A/B/C)。然后由泵加压送出界区。塔釜液送至丙烷精制塔 (DA-410), 进一步精制丙烷回收丙烯。该塔操作压力为 2.045 MPa, 顶温 55℃, 釜温 62℃。塔顶气相返回 DA-406, 塔釜液再经碳三液化气蒸馏塔 (DA-409), 除去绿油后作为液化石油气输出界区, 而重组分则返回脱丙烷塔 (DA-404)。

脱丙烷塔釜物料送到脱丁烷塔 (DA-405)。该塔塔顶回流冷凝器采用冷却水冷却, 塔釜再沸器热源用低压蒸汽, 操作压力为 0.48 MPa (表), 塔顶温度为 49℃ 左右, 塔釜温度为 114℃ 左右。塔顶产物主要由混合 C_4 组成, 以液相送出界区作为丁二烯抽提单元的原料。塔底产品为轻汽油, 与汽油汽提塔 (DA-201) 来的汽油汇合成裂解汽油产品, 送裂解汽油加氢部分作原料。

(4) 丙烯制冷和乙烯制冷系统

装置中设置有丙烯制冷和乙烯制冷系统, 为装置提供不同冷冻级的冷剂。丙烯和乙烯制冷系统均为密闭循环系统。丙烯制冷系统采用 1 台超高压蒸汽透平驱动的离心式压缩机, 它为乙烯生产提供 -40℃、-23℃、2℃、18℃ 4 个冷冻的冷剂。乙烯制冷系统采用 1 台高压蒸汽透平驱动的离心式压缩机, 它为装置提供 -101℃、-75℃、-62℃ 3 个冷冻级冷剂。

(5) 甲烷制冷系统

甲烷制冷系统是开式的。在该系统中, 脱甲烷塔 (DA-301) 塔顶部分富甲烷气被压缩, 经过冷却、冷凝和过冷送到回流罐。从该罐中, 部分液体在压力下作为回流进脱甲烷塔, 其余部分进入冷箱系统, 提供 -135.8℃ 的冷量。为了连续运转, 设置 2 台各为 100% 能力的压缩机。

2. 工艺流程示意图