

石油化工 技术参考资料

罗马尼亚石油化工考察报告之一

1
1973

兰化设计院

石油化工技术参考资料

1973年 第1期

(总编号: 27)

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: 6000册

1973年9月出版

定价: 0.70元

毛主席语录

路线是个纲，纲举目张。

鼓足干劲，力争上游，多快好省地建设社会主义。

要采用先进技术，必须发挥我国人民的聪明才智，大搞科学试验。外国一切好的经验、好的技术，都要吸收过来，为我所用。学习外国必须同独创精神相结合。采用新技术必须同群众的技术革新和技术革命运动相结合。必须实行科学研究、教学同生产相结合。

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期为甲烷部份氧化制乙炔、电石法制聚氯乙烯树脂和邻二甲苯氧化制苯酐。

• 本刊 •

目 录

裂解分离装置

一	概况	(1)
二	年产3.5万吨乙烯装置	(3)
	I 裂解部份	(3)
	(一) 主要设备介绍	(3)
	(二) 工艺流程叙述	(5)
	II 压缩和分离部份	(6)
	III 制冷部份	(8)
	(一) 乙烯制冷系统	(8)
	(二) 丙烯制冷系统	(8)
	IV 消耗定额	(8)
	V 附图	(8)
	丙烷裂解炉 裂—3.5—001	(9)
	丙烷裂解急冷锅炉 裂—3.5—002	(10)
	烟气废热锅炉 裂—3.5—003	(11)
	裂解部份工艺流程图 裂—3.5—004—(1) ~ (3)	(12)
	氢气—乙炔比例控制示意图 裂—3.5—005	(15)
	乙烯—乙烷分离塔控制图 裂—3.5—006	(15)
三	年产10万吨乙烯装置	(16)
	I 概述	(16)
	II 原料规格及产品收率	(16)
	III 产品规格	(17)
	IV 裂解部份	(17)
	(一) 物料平衡	(17)
	(二) 流程叙述	(19)
	(三) 主要操作数据	(21)
	(四) 主要设备介绍	(23)
	(五) 分析控制	(25)
	(六) 工业试验数据	(25)
	(七) 裂解部份设备	(27)
	V 压缩—分离部份	(31)
	(一) 物料平衡	(31)
	(二) 流程叙述	(40)

	(三) 产品及主要中间产品生产分析数据.....	(44)
	(四) 压缩—分离部份设备.....	(45)
VI	制冷部份.....	(54)
	(一) 丙烯制冷系统.....	(54)
	(二) 乙烯制冷系统.....	(55)
	(三) 制冷部份设备.....	(56)
VII	乙烯贮存.....	(59)
VIII	低温材料.....	(60)
IX	附图.....	(60)
	裂解部份工艺流程图 裂—10—001—(1)~(7).....	(61)
	轻油裂解急冷锅炉 裂—10—002.....	(69)
	乙烷裂解急冷锅炉 裂—10—003.....	(70)
	西拉斯式轻油裂解炉 裂—10—004.....	(71)
	西拉斯式火咀总图 裂—10—005.....	(73)
	压缩—分离部份工艺流程图 裂—10—006—(1)~(13).....	(74)
	丙烯制冷工艺流程图 裂—10—007—(1)~(2).....	(87)
	乙烯制冷工艺流程图 裂—10—008—(1)~(3).....	(89)
	乙烯贮缶流程图 裂—10—009.....	(92)
	双层壳乙烯球缶图 裂—10—010.....	(93)
四	年产20万吨乙烯装置.....	(94)
	I 裂解部份.....	(94)
	(一) 原料.....	(94)
	(二) 裂解炉和急冷锅炉.....	(94)
	(三) 产品分配.....	(95)
	(四) 裂解流程.....	(95)
	II 压缩—分离部份.....	(95)
	III 附图.....	(96)
	裂解炉示意图 裂—20—001.....	(97)
	分离流程示意图 裂—20—002.....	(98)
	单层乙烯加压球缶图 裂—20—003.....	(99)
五	结束语.....	(100)
	I 乙烯工业的发展速度.....	(100)
	II 原料和技术路线.....	(100)
	III 技术水平.....	(101)

丙烯、氨氧化制丙烯腈

一	概况.....	(103)
二	产品质量指标.....	(104)

三	原材料、动力技术条件	(105)
四	工艺流程叙述	(107)
五	工艺控制参数	(115)
六	运转情况及存在问题	(122)
七	分析控制项目	(127)
八	原料、辅助材料、动力消耗定额	(130)
九	设备	(131)
十	安全技术	(140)
十一	附图	(142)
	工艺流程图 腈—2—001—(1) ~ (5)	(142)
	丙烯腈沸腾床反应器结构图 腈—2—002—(1)	(145)
	丙烯、氨分配板结构图 腈—2—002—(2)	(147)
	空气进口分配管结构图 腈—2—002—(3)	(148)
	烧污炉结构图 腈—2—003	(149)

一 概 况

罗马尼亚利用石油、油田气或炼厂气作原料生产乙烯的第一套工业装置于1963年在普洛耶什蒂石油化学联合企业开始建设，1965年投产，以丙烷馏份作原料，乙烯规模3.5万吨/年，西德鲁奇公司专利。裂解炉采用水平管式西拉斯炉型，分离为先脱甲烷八塔系深冷分离流程。乙烯用于生产高压聚乙烯2.4万吨/年、环氧乙烷1.0万吨/年和乙二醇0.8万吨/年。乙二醇作涤纶原料；丙烯生产苯酚—丙酮，苯酚规模2.5万吨/年，丙酮1.5万吨/年。

第二套乙烯装置于1966年在皮特什蒂石油化工联合企业开始建设，1966年底建成投产。原料为40万吨/年轻质油。乙烯规模10万吨/年，西德鲁奇公司专利。裂解炉采用竖管式西拉斯炉型，分离为先脱乙烷八塔系深冷分离流程。除裂解分离部份外，还包括C₄馏份抽提制丁二烯、裂解焦油加氢、芳烃抽提和芳烃分离等部份。乙烯生产高压聚乙烯6.0万吨/年，剩余部份送距该厂85公里的里姆尼科—维尔察化学联合企业生产聚氯乙烯。丙烯生产丙烯腈2.0万吨/年，剩余丙烯也送到里姆尼科—维尔察厂生产异丙醇。

第三套乙烯装置于1971年在皮特什蒂石油化工联合企业开始建设，预计今年下半年投产，乙烯规模20万吨/年。采用C₃馏份、C₄馏份和汽油等混合原料，每年需用混合原料60万吨。与其配套的加工装置有：

产品名称	规模(万吨/年)	备注
低压聚乙烯	3.0	日本专利
聚丙烯	3.0	日本专利
环氧乙烷	4.0	全部生产乙二醇

甲苯脱烷基	4.0	
制苯		
低压聚乙烯	1.5	罗科研成果，该性质类似聚四氟乙烯
聚苯乙烯	3.0	
合成酒精	2.0	
丙烯腈	4.0	美国专利
炭黑	4.0	

除上述加工产品外，剩余乙烯和丙烯均送外地加工。

20万吨/年乙烯装置是西德鲁奇公司与罗马尼亚布加勒斯特化工设计院共同设计，由鲁奇公司提供技术设计，布加勒斯特化工设计院负责施工图设计。裂解炉采用新型双室结构的西拉斯炉型，每台炉乙烯生产能力4万吨/年，分离采用先脱乙烷前加氢流程。工程中除特殊设备及材料（如三机、低温泵、耐热钢、冷箱及仪表等）由西德进口外，其余约60%设备由罗马尼亚自行制造。20万吨/年乙烯装置（包括街区内公用工程及缶区）投资15亿列依（合人民币2.34亿元），该装置不包括C₄抽提及裂解轻焦油加氢部分，C₄馏份及裂解轻焦油送外厂加工处理。裂解重焦油用于生产炭黑。

与20万吨乙烯装置配套的工艺车间全部投产后，该企业将成为罗马尼亚最大的石油化工基地。包括辅助生产系统共有37套装置，整个工业区占地面积约750公顷，总人数由现在的五千三百人发展到七千五百人。总产值由目前的每年30亿列依（合人民币4.68亿元），提高到每年90亿列依（合人民币14亿元）。总产值净增两倍，但人员仅增

加50%。

罗马尼亚从1965年第一套乙烯装置投产至1973年下半年总的乙烯能力达33.5万吨/年,即大约九年时间乙烯生产能力提高10倍。目前布加勒斯特化工设计院准备自行设

计再建一套20万吨/年乙烯装置,而且全部设备均由罗马尼亚制造。

各装置情况分述于后,重点介绍年产10万吨乙烯装置。

二 年产3.5万吨乙烯装置

该装置以丙烷馏份作原料。丙烷馏份系奥涅什蒂、普洛耶什蒂及皮特什蒂等地石油炼厂的催化裂化及铂重整装置的副产气体。其中丙烷含量约94~96%，其余为丙烯和C₄馏份。除丙烷馏份外，尚提供少量的乙烷馏份，但供应的数量不稳定，波动范围约占总投料量的15~40%。因此，在操作上依据原料的变化其工艺条件也作适当的调整。裂解气分离出的乙烷馏份及丙烷馏份均返回裂解，其规格如下：

(1) 乙烷馏份

乙烷 98% (体积, 下同)
乙烯 2%

(2) 丙烷馏份

丙烷 95%
丙烯 4%
ΣC₄ 1%

本装置设计的年操作时数为8000小时。操作四班制，每班15人，整个装置共60~65人。

裂解气的组成因原料丙烷馏份与乙烷馏份比例不同有所变化，当乙烷馏份大约占20%时，其裂解气组成如下表：

依据原料中乙烷馏份与丙烷馏份的比例不同，乙烯的原料消耗定额也有变化，当原

料中乙烷馏份含量大约占20%时，每吨乙烯消耗原料为2.4~2.6吨。

裂解气组成表

名称	重量%	体积%
氢	1.20	14.80
甲烷	15.00	23.13
乙烯	32.00	28.30
乙炔	0.20	0.19
乙烷	20.0	16.40
丙炔 + 丙二烯	0.10	0.06
丙烯	14.00	8.20
丙烷	12.00	6.72
Σ C ₄	2.50	1.12
Σ C ₅	3.00	1.08
合计	100.00	100.00

每年消耗原料约8.4~9.1万吨，其产品数量如下表：

名称	数量(万吨/年)	浓度	用途
乙烯	3.5	99.9%	生产高压聚乙烯、环氧乙烷
丙烯	1.5~2.0	99.5%	生产苯酚、丙酮，剩余部份外供
甲烷氢	1.8~2.0	—	本车间燃料
馏份 C ₄ 馏份	0.3~0.4	含丁二烯 50~60%	送皮特什蒂抽提丁二烯

I 裂解部份

(一) 主要设备介绍

A 裂解炉

该装置采用水平管式西拉斯型裂解炉(见图：裂—3.5—001)，裂解管置于炉中央，对流管置于辐射室上部，在炉的两侧配置西拉斯式无焰火咀(西拉斯式无焰火咀详

见年产10万吨乙烯装置说明)，每侧均安装48个火咀，两侧共96个。由于火咀喷出的火焰与炉墙平行产生敷壁火焰，而且火焰很短，从而使火焰不与管子直接接触，热强度分布均匀，不会引起管子局部过热。该火咀采用甲烷—氢馏份作燃料，燃料压力为1.6

~1.8公斤/厘米²(表压)。

车间安装三台裂解炉, 每台炉子的热负荷大约 9×10^6 大卡/小时, 炉子采用高温排烟, 排烟温度大约 $560 \sim 600^\circ\text{C}$, 每台炉有两流, 每流的物料量如下表:

参 数 名 称	进口温度 ($^\circ\text{C}$)	进口压力 (表压)	数 量 (公斤/时)
丙 烷 馏 份	38	8	2650
蒸 汽	220	13	600
合 计	—	—	3250

根据原料的不同, 每台炉乙烯生产能力为1.2~1.5万吨/年, 炉子的工作参数在下列范围内变化:

原料气: 蒸汽 1:0.2~0.4 (重量)
停留时间 0.6~1秒
裂解温度 $800 \sim 820^\circ\text{C}$

裂解炉规格及技术条件:

(A) 对流室

管径 3吋
管数 38根
每根管长度 10000毫米
炉管传热面积 106米^2

(B) 辐射室

管径 4吋
管数 34根
每根管长度 10000毫米
炉管传热面积 122米^2
热强度 30000
大卡/米²·时
材料 GX25CrNiSi
2520

B 急冷锅炉

由裂解炉辐射段出来的裂解气体先用水与水蒸汽急速冷却, 使其温度降低 50°C , 初步终止反应, 然后进急冷锅炉, 急冷锅炉

采用联苯—联苯醚(联苯70%, 联苯醚30%)为载热体, 急冷锅炉的工艺参数如下:

热负荷 1~1.2百万大卡/时
裂解气
入口温度 $750 \sim 770^\circ\text{C}$
入口压力 0.5公斤/厘米^2 (表压)
出口温度 300°C
出口压力 $0.3 \sim 0.35\text{公斤/厘米}^2$
(表压)

载热体

入口温度 210°C
出口温度 260°C
循环载热体数量 $50 \sim 60\text{米}^3/\text{时}$

裂解气重量速度 $30 \sim 35\text{公斤/米}^2 \cdot \text{秒}$

锅炉采用固定管板结构换热器(见图: 裂—3.5—002), 由于壳程与管程温度差引起的热应力靠壳程的波形补偿器补偿, 设备规格如下:

传热面积 32米^2
直径 470毫米
长度 6000毫米
管子规格 $\phi 30 \times 2.5$ 毫米
管子根数 65根

锅炉的烧焦周期与裂解炉相同, 大约45~60天需进行除焦作业, 裂解炉采用空气—蒸汽烧焦, 烧焦时间大约为24小时。锅炉结焦仅限于底部入口至300~500毫米深处, 焦质较坚硬, 其余部份均不结焦。因此仅利用人工使用简单工具进行除焦作业, 不采用水力清焦或机械清焦方法。

C 烟气废热锅炉

裂解炉采用 $560 \sim 600^\circ\text{C}$ 高温排烟, 此部份烟气热量的回收系用烟气锅炉制备13公斤/厘米²过热蒸汽。经锅炉后排烟温度约 250°C 。烟气废热锅炉结构为管组型(见图: 裂—3.5—003), 炉内分三部份:

(A) 水予热段: 将锅炉给水由 130°C 予热至 190°C 并送至汽包;

(B) 蒸汽发生段：内有三个管组，每组均有一根降液管和一根升汽管，并与汽包相连；

(C) 蒸汽过热段：将发生的13公斤/厘米²饱和蒸汽过热至220~250°C。

锅炉的设计参数如下：

水予热段传热面积	65米 ²
蒸汽发生段传热面积	245米 ²
蒸汽过热段传热面积	23米 ²
工作压力	16公斤/厘米 ²
过热蒸汽温度	288°C
水入口温度	10°C
烟气入口温度	540°C
烟气出口温度	267°C

虽烟气废热锅炉设计工作压力为16公斤/厘米²，由于车间急冷锅炉发生蒸汽压力为13公斤/厘米²，为统一系统蒸汽压力，烟气锅炉也产生13公斤/厘米²压力蒸汽，其过热温度为220°C，每小时产生蒸汽量约5~6吨。

(二) 工艺流程叙述

原料液态丙烷馏份由缶区送入本装置E-100蒸发器，蒸发器内用F-104油水分离器分出的70°C热水作加热剂，同时还补充少量3公斤/厘米²蒸汽。丙烷蒸发压力约8~10公斤/厘米²，蒸发后的丙烷在蒸发器过热段加热至30~35°C，与气体乙烷馏份一起送入C-101A、B、C裂解炉的对流段，并在对流段中通入13公斤/厘米²压力220°C稀释过热蒸汽。在此加热至500~550°C，然后通入辐射段，在辐射段加热并进行裂解反应。裂解温度为800~820°C，由辐射段出来的裂解气采用蒸汽雾化的水急速冷却以初步终止反应。急冷后温度下降50°C并进入E-101A-F急冷锅炉。急冷锅炉用联苯—联苯醚作载热体，经冷却后的裂解气温度降至300°C，然后进入D-100水洗塔中。

在急冷锅炉被加热后出来的联苯—联苯

醚送入E-103蒸汽发生器，该设备操作条件为：

联苯—联苯醚入口温度	210°C
联苯—联苯醚出口温度	260°C
联苯—联苯醚入口压力	2~3公斤/厘米 ²
联苯—联苯醚循环量	300~360米 ³ /时
锅炉给水入口温度	130°C
水蒸汽压力	13公斤/厘米 ²

从E-103出来的联苯—联苯醚送F-100联苯—联苯醚贮缶，用G-100A/B泵再送至E-101A-F循环使用。由于联苯—联苯醚在210°C温度下尚有一定饱和蒸汽压，为防止载热体的损失在F-100贮缶的上部设有E-102冷凝—冷却器和氮封系统。

由C-101A-C裂解炉排出的烟气温度约560~600°C，排入C-102烟气废热锅炉，利用烟气的余热发生蒸汽。从C-102排出的烟气的温度约250°C，用G-102A/B引风机排送到烟囱。供C-102和E-103用的锅炉给水采用回收的蒸汽冷凝液（不足部份补充脱盐水），进锅炉前先经过F-102脱氧器，脱氧器操作压力2公斤/厘米²，脱氧后的水用G-101A/B泵分别送入C-102和E-103锅炉中。

来自E-101A-F急冷锅炉的裂解气在D-100水洗塔中进行冷凝—冷却。水洗塔分成三段，各段水用量如下：

段数	水量 (米 ³ /时)	循环水温度 (°C)
第一段蒸发段	20	50
第二段冷凝— 冷却段	100	50
第三段冷凝— 冷却段	50	30

水洗后裂解气温度35°C，经F-103缓冲缶送裂解气压缩机一段入口。F-103缶内

压力用压力调节器保持0.1公斤/厘米²，缶内超压时裂解气直接排放火炬。D-100塔釜焦油水温度70°C送F-104焦油水分离缶，底层含油水分两路，一部份用G-103A/B泵送至E-100作加热剂，另一部份送E-104与

E-105空气冷却器，将水温分别降至30°C与50°C后进入D-100塔中循环使用。过剩的含油水排化污管道。F-104上层裂解焦油用G-104A/B泵送至缶区。

II 压缩和分离部份

压缩和分离部份与兰州化工厂砂子炉车间压缩及分离部份相近，本报告不拟附图，仅概括叙述如下。

裂解气采用四段压缩，前三段采用透平压缩机，第四段采用活塞压缩机，透平压缩机一台，活塞压缩机二台（其中一台备用），工作参数如下表：

参 数 段 数	1	2	3	4
吸入温度(°C)	35	35	24	24
吸入压力(绝压)	1.08	2.2	5.0	12.5
压出温度(°C)	98	103	103	108
压出压力(绝压)	2.5	5.3	13.5	35
吸入量(公斤/时)	17.552	17.294	16.929	21.109
转数(转/分)	9552	9552	13.446	375

压缩机二段和四段后有汽提塔，处理二段和四段冷凝液。三段压缩后的裂解气进入碱洗塔，用水和碱液洗涤除去裂解气中的酸性气体。该塔分作四段，一段用水洗，其余三段用碱洗，该塔操作指标如下：

裂解气入塔温度 30~35°C
 裂解气入塔压力 13~15公斤/厘米²
 一段水洗
 二段碱洗 碱浓度 120克/立升
 三段碱洗 碱浓度 100克/立升
 四段碱洗 碱浓度 40克/立升

裂解气干燥剂用活性氧化铝和3Å分子筛。经分子筛干燥后含水份为20~40ppm，活性氧化铝干燥器有三台，两台干燥一台再

生；分子筛干燥器一台。干燥系统阀门切换均采用手动。

该装置分离流程与兰州化工厂砂子炉车间分离部份流程基本相同，采用八塔系深冷分离流程。裂解气经压缩干燥后进入予冷系统，予冷器有八个，分别采用下列冷剂：

乙烷馏份
 甲烷—氢馏份
 0°C丙烯
 -21°C丙烯
 -43°C丙烯
 -56°C乙烯
 -70°C乙烯

裂解气经最后一级冷凝—冷却后温度降至-63°C送入第一脱甲烷塔，塔顶馏份经两级冷箱分出甲烷—氢馏份，含氢约60~70%。经甲烷化后的甲烷—氢馏份供C₂馏份和C₃馏份加氢使用。塔釜液送入第一脱乙烷塔，使C₂馏份和C₃馏份分离。C₂馏份经加氢（采用钨触媒）后送第二脱甲烷塔，塔顶气体送压缩机四段入口，塔釜液送乙烯—乙烷分离塔。由乙烯—乙烷分离塔得到99.9%的乙烯送高压聚乙烯和环氧乙烷车间使用。

第一脱乙烷塔釜液送脱丙烷塔使C₃和C₄馏份分离，塔釜C₄馏份送脱丁烷塔使C₄与C₅馏份分离，C₄馏份与C₅馏份均外运加工。脱丙烷塔顶馏份经低温液相加氢（采用钨触媒）后送第二脱乙烷塔，塔顶馏份送压缩机四段入口，塔釜C₃馏份送丙烯—丙烷分离塔，得到的产品丙烯纯度为99.5%，除本厂使用外，剩余部份外送。

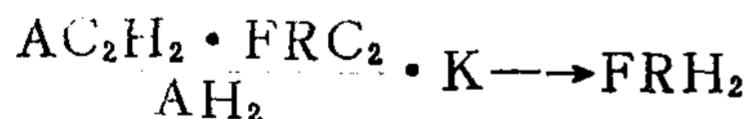
各塔操作参数如下:

名称	压力 (公斤/厘米 ²)	塔顶温度 (°C)	塔釜温度 (°C)
第一脱甲烷塔	33	-80	14
第一脱乙烷塔	28	-9	10
第二脱甲烷塔	24	-20	-14
乙烯-乙烷分离塔	4.5	-70	-50
脱丙烷塔	8	12	80
脱丁烷塔	4	40	120
第二脱乙烷塔	28	45	100
丙烯-丙烷分离塔	20	40	65

分离部份的工艺操作和控制方法与兰州化工厂砂子炉车间不同之处如下:

(A) 砂子炉车间乙炔加氢中C₂馏份与甲烷-氢馏份采用定比例调节, 控制乙炔与氢气比例为定值, 以保证乙炔加氢反应进行时乙烯损失最少。但C₂馏份中乙炔含量的变化或甲烷-氢馏份中氢含量的变化都会引起乙炔与氢气之比值变化。为了消除这一影响, 罗马尼亚在该装置中采用了一台小型电子计算机进行控制, 如图(裂-3.5-005)所示。

气体C₂馏份管道上安装压力与流量串级调节器, 并将测得的值作主参数送入计算机, 与此同时将乙炔分析器和氢气分析器测得的乙炔与氢含量的数据一起送入计算机, 根据规定的乙炔与氢的比例经过计算机运算得出应送入的甲烷-氢馏份数量即:



并控制甲烷-氢馏份的流量调节系统。该调节系统无论是乙炔浓度的改变或是氢气浓度的改变, 其乙炔与氢气的比均能保持恒定值, 从而保证了较好的加氢效果, 使乙烯损失量达到最低值。

(B) 乙烯-乙烷分离塔

乙烯-乙烷分离塔也采用热力泵系统, 该塔的设备规格及操作参数如下:

塔型	浮阀塔
塔径	1500毫米
塔板数	70块
板间距	400毫米
进料组成:	
乙烯	60%(体积, 下同)
乙烷	40%
塔顶产品:	
乙烯	>99.9%
塔釜产品:	
乙烷	>98%
乙烯	<2%
操作回流比	2~2.5

塔规格及操作参数与砂子炉车间乙烯-乙烷塔基本相近, 但控制方法不同。砂子炉车间乙烯-乙烷塔顶部回流量通过塔上部温差控制器调节, 以保证产品乙烯质量。由于回流量改变要求加热剂数量相应改变, 保持回流量与再沸器能力相应平衡。但此塔采用加热剂定流量调节, 当回流量或进料量与再沸器能力偏差太大时手动调节加热剂流量的给定值。

本装置乙烯-乙烷塔顶部回流量控制采用乙烯质量与回流量串级调节(见图: 裂-3.5-006), 乙烯从50~60塔板取样, 根据乙烯含量控制乙烯回流量以保证产品纯度。由于进料与回流量的干扰引起再沸器负荷的波动则通过第40块塔板与塔顶温度差调节加热剂量, 以保证塔内回流与再沸器的能力保持平衡。从而使塔釜乙烷馏份中乙烯损失最小。

从该塔实际控制效果看, 操作比较稳定, 产品乙烯质量容易保证, 而塔釜乙烷馏份中乙烯含量小于2%, 经常维持在1%的水平。

(C) 丙烯-丙烷分离塔

砂子炉车间丙烯-丙烷分离塔采用操作压力12公斤/厘米²的热力泵系统。该装置不用热力泵系统, 而采用20公斤/厘米²高压分离, 进料丙烯浓度60%、丙烷40%, 操作回

流比采用20，塔顶丙烯产品浓度达99.5%，塔釜丙烷含量大于95%、丙烯含量约5%。塔顶冷凝采用翅片式空冷器。再沸器用3公斤/厘米²蒸汽加热。

设备规格如下：

塔型	浮阀塔
塔径	1500毫米
塔板数	140块
板间距	500毫米

该塔分作两个塔，每个塔70块板。

III 制 冷 部 份

(一) 乙 烯 制 冷 系 统

乙烯制冷采用四段活塞式压缩机，安装三台，其中一台备用，功率为600瓩。各段压力为：

一段入口	0.1公斤/厘米 ²
二段入口	4公斤/厘米 ²
三段入口	8公斤/厘米 ²
四段入口	14公斤/厘米 ²
四段出口	17公斤/厘米 ²

制冷参数有三级：

-101°C
-70°C
-56°C

(二) 丙 烯 制 冷 系 统

丙烯制冷采用四级透平压缩机，共二台无备用，功率为2200瓩，各段压力为：

一段入口	0.1公斤/厘米 ²
二段入口	2公斤/厘米 ²
三段入口	5公斤/厘米 ²
四段入口	8公斤/厘米 ²
四段出口	17公斤/厘米 ²

制冷参数有三级：

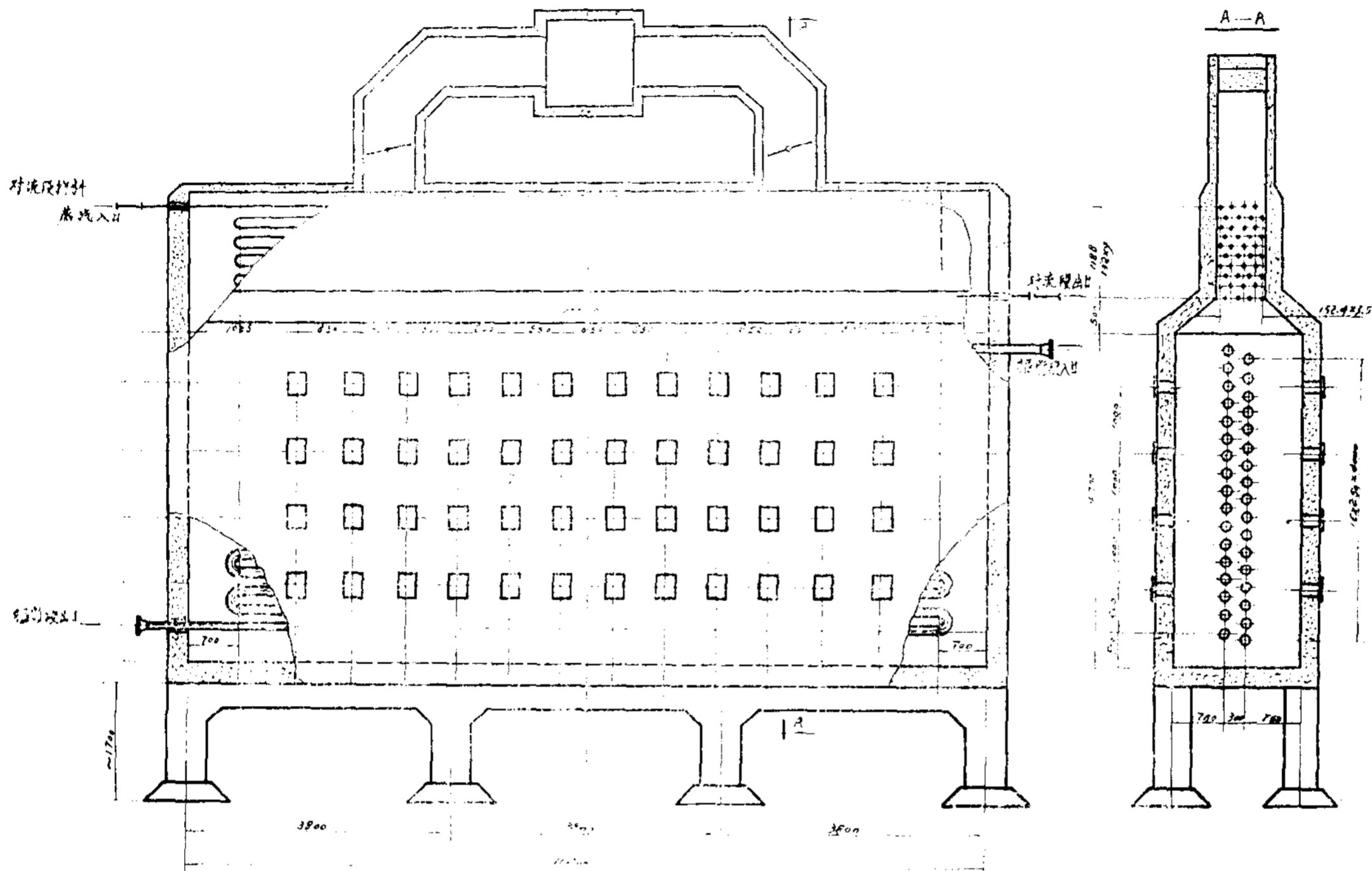
-43°C
-21°C
-0°C

IV 消 耗 定 额

年产3.5万吨乙烯装置消耗定额如下表所示：

名 称	每 吨 乙 烯 消 耗
原料C ₃ 馏份	2.4~2.6 吨
电	1800~2000 度
冷却水	
27→40°C	230 米 ³
15→27°C	50 米 ³
仪表空气	60~70 米 ³
氮气	30 米 ³
固体烧碱	10 公斤
蒸汽冷凝液	1 吨
蒸汽(4公斤/厘米 ²)	3 吨
蒸汽(13公斤/厘米 ²)	3.2 吨

V 附 图



年产3.5万吨乙烯装置水平管西拉斯式丙烷裂解炉
〔裂-3.5-001〕

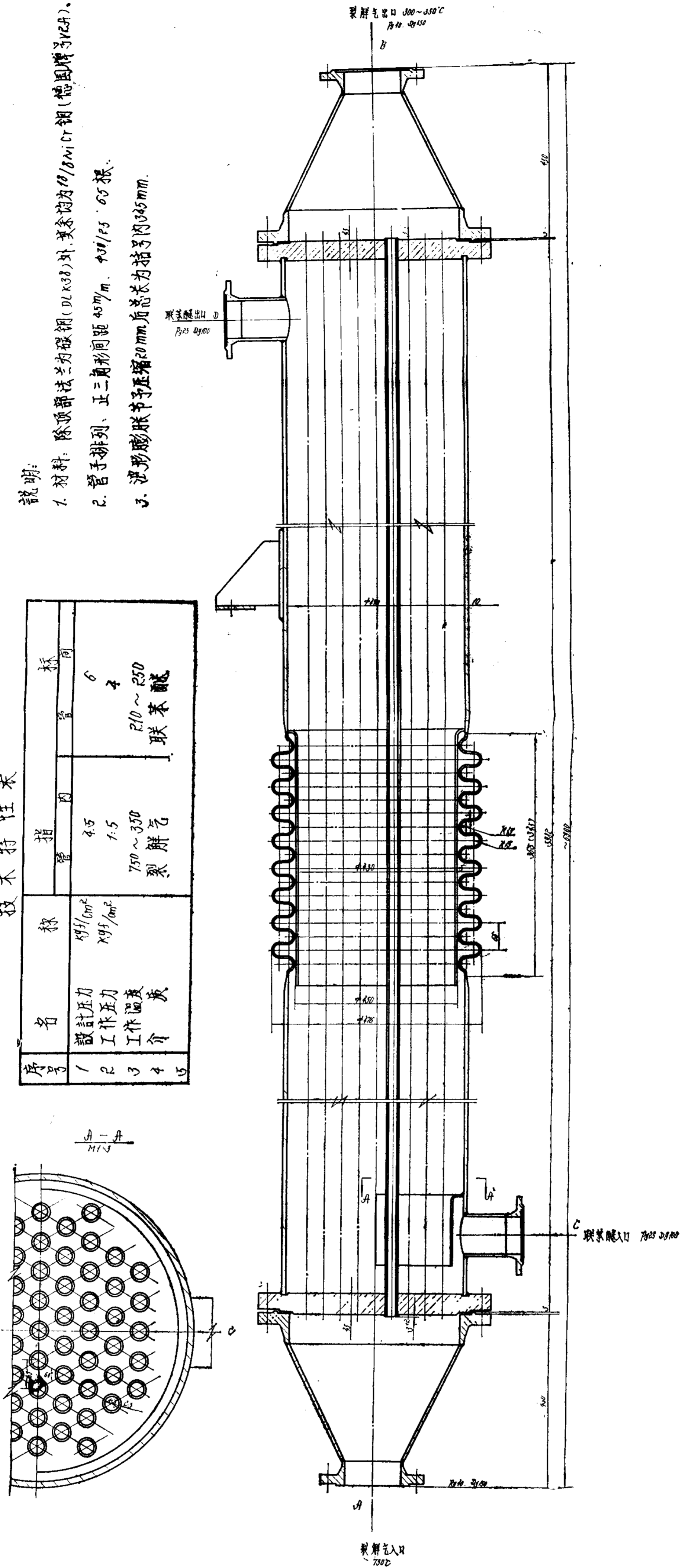
说 明

1. 物料参数	丙烷馏份进口温度	38°C	丙烷馏份进口压力	8公斤/厘米 ²
	蒸汽进口温度	220°C	蒸汽进口压力	13公斤/厘米 ²
	丙烷馏份流量	2650公斤/小时	其中乙烷	530公斤/小时
	蒸汽流量	600公斤/小时		
2. 辐射室	管径	4吋	管数	34根
	管长	10000毫米/根	炉管面积	128米 ²
	热强度	30000大卡/米 ² ·时	材料	GX25CrNiSi2520
3. 对流室	管径	3吋	管数	38根
	管长	10000毫米/根	炉管面积	108米 ²
4. 火咀	型式	西拉斯式	数量	96个
	热负荷	170000~200000千卡/小时	燃料	甲烷—氢
	燃料压力	1.6~1.8公斤/厘米 ² (表压)		
5. 裂解温度		805°C		
6. 物料出对流室温度		600°C		
7. 生产能力		乙烯1.2~1.5万吨/年		

技术特性表

序号	名称	指标	单位
1	设计压力	895	MPa
2	工作压力	750	MPa
3	工作温度	350	°C
4	介质	裂解气	
5	管径	4.5	英寸
	管长	7.5	英寸
	管子	210 ~ 250	联苯醚

- 说明:
1. 材料: 除顶部法兰为碳钢(DLK38)外, 其余均为16MnCr钢(德国牌号为24A)。
 2. 管子排列: 正三角形排列, 正三角形间距45mm, $\phi 210/25 \cdot 65$ 根。
 3. 波形膨胀节予压缩20mm, 总长为管子内径345mm。



年产3.5万吨乙烯装置丙烷裂解急冷炉
(裂-3.5-002)