

出国考察和来华座谈报告

编号: [79] 001 (总 003)

·内部资料·

赴美、日石油化工 技术考察报告

第五分册 乙烯

化学工业部科学技术情报研究所

一九七九年四月

第五分册 目 录

第一节 国外谈判情况.....	(1)
(一) 和鲁姆斯公司的谈判情况.....	(1)
(二) 和 SW 公司的谈判情况.....	(21)
(三) 和KELLOGG公司的谈判情况.....	(34)
(四) 和FLUOR工程建设公司的谈判情况	(42)
第二节 参观工厂.....	(45)
(一) 参观ARCO乙烯工厂.....	(45)
(二) 参观 DUPONT 乙烯工厂.....	(47)
(三) 参观 CONOCO 乙烯工厂	(49)
(四) 参观 DEER PARK乙烯工厂.....	(51)
(五) 参观昭和油化大分乙烯工厂.....	(52)
(六) 参观出光石油化学炼厂毫秒炉.....	(58)
(七) 参观 MOBIL CHEMICAL CO BEAUMONT乙烯厂.....	(62)
(八) 参观三井石油化学千叶工厂.....	(63)
(九) 参观ADMAS TERMINAL 乙烯工厂.....	(65)
(十) 参观北方天然气分离工厂.....	(67)
(十一) 参观ROTOFLOW膨胀机制造厂.....	(68)
(十二) 乙烯的贮存.....	(69)
第三节 美国鲁姆斯公司情况介绍.....	(72)
第四节 美国 FLUOR 公司情况介绍.....	(77)

第一节 国外谈判情况

一、和鲁姆斯公司的谈判情况

(一) 关于裂解炉管的规格

1. 裂解炉管的选择性

裂解炉管的选择性是裂解反应的重要指标,选择性高表示乙烯、丙烯、丁二烯的收率高,相反甲烷、燃料油等副产物的收率低,但选择性高的炉管能力小,鲁姆斯公司结合我国大庆原料的特点。在报价中对液体原料采用了和北京前进化工厂SRT-Ⅰ型炉相当的的选择性,如果要进一步提高选择性,则必然要降低炉管的能力,增加裂解炉台数,北京前进化工厂SRT-Ⅰ型炉及大庆报价的二种裂解炉管的规格见图-1;

三种炉管的参数见下表:

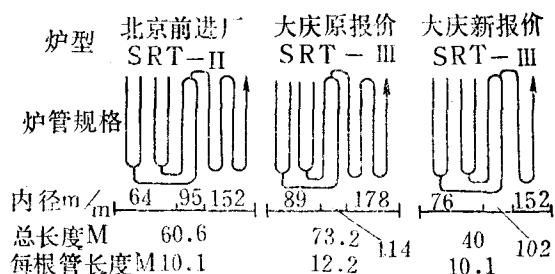


图 1 裂解炉管规格

参 数	北京前进厂	大庆原报价	大庆新报价
1	2	3	4
表观停留时间, 秒	0.47	0.563	0.381
积分停留时间, 秒	0.231	0.2635	0.1828
平均烃分压kg/cm ² A	0.669	0.649	0.550
炉管出口压力kg/cm ² G	1.07	0.72	0.72
每台炉投油T/H	16	33.42	16.60
每根炉管投油T/H	4	5.57	2.767
收率; Wt%			
蒸汽比	0.75	0.75	0.75
H ₂	0.6	0.6	0.62
CH ₄	10.1	11.4	11.25
乙炔	0.35	0.4	0.6
乙烯	23.0	26.15	27.5

续表

参 数	北京前进厂	大庆原报价	大庆新报价
1	2	3	4
乙烷	4.2	4.5	4.4
甲基乙炔丙二烯	0.8	0.55	0.75
丙烯	14.75	16.0	16.8
丙烷	0.3	0.6	0.6
丁二烯	4.5	4.7	4.84
丁烯	5.0	4.5	4.22
丁烷	0.15	0.25	0.25
C ₅	4.4	3.62	3.95
C ₆ —C ₈ NA	4.7	3.82	3.7
苯	4.2	5.46	6.2
甲苯	3.5	3.25	3.1
二甲苯 + 乙苯	1.4	1.16	1.1
苯乙烯	0.8	0.77	0.77
C ₉ —204C		4.25	3.88
燃料油	17.25	8.0%	6.46
选择性	0.439	0.43	0.409

从上表中可以看出原报价的炉管选择性和北京前进SRT-Ⅱ型炉比较，选择性没有变化，由于采用了大管径的炉管，虽然停留时间长了但烃分压低了。因此仍保持原来的选择性，乙烯收率提高，是因为在鲁姆斯收率关联中考虑了前进的实际生产数据。由于原报价炉管的管径大，因此能力也大，比北京前进 SRT-Ⅱ型炉的能力大一倍，从原料和产品的价格来考虑如果对选择性没有更高的要求时，采用这种炉型比较合算，因为单炉能力大，可以节省投资，大庆新报价的选择性比原报价提高了，乙烯收率提高1.35%，相应的丙烯，丁二烯都有提高，甲烷，燃料油的收率相应降低，但新报价的炉管能力比比原报价小一倍，它的能力和前进SRT-Ⅱ型炉相同，因此对同样的规模裂解炉台数增多，投资要增加。

大庆新报价炉管和原报价炉管的选择性曲线见附图(1)。

2. 关于轻柴油裂解的停留时间

大庆原报价轻柴油裂解炉的停留时间为0.563秒比北京前进SRT-Ⅱ型炉的停留时间0.47秒长了0.1秒，鲁姆斯认为0.563秒的停留时间根据模拟计算对炉管结焦没有影响，从实践情况来看鲁姆斯提供捷克SLOVNAFT乙烯厂的经验也说明没有问题，对比如下：

	大庆原报价	捷克SLOVNAFT乙烯工厂
轻柴油来源	大庆	ROMASKINO
比重，°API	42.7	36.6
ASTM蒸馏℃		
IBP	171	183

10% V	205	234
30% V	238	265
50% V	270	284
70% V	296	300
90% V	327	320
EP	347	344
分子量	210	
BMI	20.1	31.4
C/H	6.17	
含硫WT%	0.04	0.88

炉管规格见图-2。

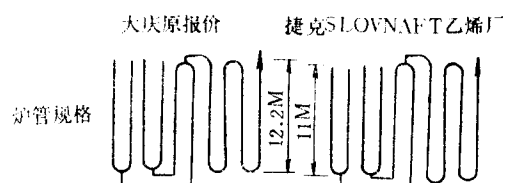


图 2 炉管规格

裂解炉参数

θ BULK, 秒	0.533	0.548
$\int \theta$, 秒	0.245	0.248
$\int$ PHC kg/cm ² A	0.675	0.575
Δp kg/cm ²	1.25	1.07

收率 Wt%

H ₂	0.62	0.67
甲烷	11.4	10.88
乙炔	0.55	0.3
乙烯	26.15	21.69
乙烷	4.5	4.91
丙炔	0.55	0.07
丙烯	16.0	14.28
丙烷	0.6	0.8
丁二烯	4.7	4.5
丁烯	4.5	5.69
丁烷	0.25	0.12
C ₅ ~200℃	22.33	17.79
200℃ +	8.0	18.30

从上述对比数据中可以看出，捷克裂解炉的停留时间和烃分压和大庆原报价相当的，捷

克的原料差，因此乙烯收率低，燃料油收率高，结焦倾向大，但设计保证的清焦时间为30天，实际运转为35天，废热锅炉出口温度415℃，（初期）机械设计的 TLX EOR 温度为600℃，实际 EOR 为 570~580℃。运转情况良好，因此说明报价中采用的裂解炉停留时间对于裂解大庆轻柴油是没有问题的。

这次报价中 TLX EOR采用650℃的理由是考虑到TLX 投资增加并不多，但可适应大庆减压柴油的裂解。

3. 关于乙烯收率的估计

为了进一步证明原报价所采用裂解停留时间的可靠性，鲁姆斯提供了利用北京前进 SRT-Ⅱ型炉改变蒸汽比，裂解温度和进料量去模拟大庆原报价的停留时间和 烃分压，用生产实践来证明其可靠性，原料必须是大庆轻柴油 BMDI 值16.3~20.4利用附图（2）~（9）可查得如下数据：

- 表观停留时间
- 平均停留时间
- 平均烃分压
- 乙烯收率

这些图适用于三种情况的原料转化率称情况 A，B，C，基础是北京前进30万吨乙烯的炉管，炉管出口压力为2.07BAR(30PSIA)

图的使用方法如下：

首先要确定轻柴油进料量，蒸汽比及裂解温度。

- ① 从进料量垂直引线至所需要的蒸汽比，从左面的垂直座标上读得裂解温度，再根据进料量，蒸汽比及裂解温度选择合适的图表。
- ② 然后，从裂解温度水平引线至第一根实线或者虚线，以确定原料的 BMDI 值，从上部水平座标上可读得平均停留时间，原料的BMDI值是从16.3至20.4，中间数值可用内插法。
- ③ 从裂解温度引线至第二根实线或者虚线，从下面水平座标上读得表观停留时间。
- ④ 继续延伸裂解温度的水平引线至蒸汽比曲线，从下面的水平座标上读得平均烃分压。
- ⑤ 在等选择性图上，对角线表示等选择性线，根据上面查得的平均停留时间及平均烃分压在等选择性图上估计乙烯收率。

上述查图程序示意图-3。

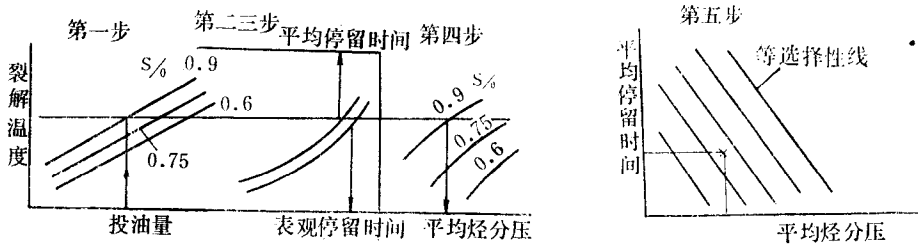


图 3 附图(2)~(9)的查图程序示意图

(二) 关于乙烷转化率及炉管寿命

鲁姆斯设计的气体裂解工厂乙烷转化率为60—65%，主要原因是当采用比这个数字低的转化率时不经济，乙烷循环量增大，多耗压缩机功率，鲁姆斯设计的9个气体裂解工厂乙烷裂解炉的参数见下表。轻柴油或石脑油裂解时返回乙烷的裂解转化率一般来用50%。

乙烷转化率为60~65%时的炉管寿命根据统计资料用炉管损坏率和寿命的关系来表示见附图(10)。

从实际生产工厂的了解情况如下：

(1) 美国DUPONT乙烯工厂，SRT-I型炉乙烷转化率60%，用乙烷、丙烷混合裂解时丙烷转化率90%，乙烷转化率54%，乙烷裂解温度840℃，乙烷丙烷混合裂解温度835℃，炉管寿命平均为3年，最短1.5年。

(2) 美国CONOCO乙烯工厂，SRT-I型炉乙烷转化率65%裂解温度855℃，炉管寿命为：

1~7 PASS 4年

8~9 PASS 3年

10~11 PASS 2年

(3) 美国BEAUMONT乙烯工厂SW炉主要裂解石脑油，裂解温度837℃乙烯收率31%，1975年6月至今未更换过炉管。

(4) 美国DEER PARK乙烯工厂KELLOGG分区加热炉，裂解温度815℃用重质柴油为原料ASTM初馏点315℃，90%为482℃，乙烯收率19%。7~8年炉管更换10—20%。

(5) 日本大分乙烯工厂第一套乙烯装置，采用SW炉，U型炉管 $\phi 2''$ ，石脑油裂解，6年更换50%。

(三) 关于丁烷裂解

美国丁烷裂解的工厂很少，据鲁姆斯介绍芝加哥附近的NPC乙烯工厂(NORTHERN PETROCHEMICAL)是唯一的丁烷裂解工厂，由于日程安排原因，这次未作考察，但鲁姆斯提供如下情况：

NPC乙烯工厂有五台SRT-I型炉裂解丁烷，炉管规格如下：

PASS数	11
每PASS长	8.2m
炉管总长	90.57m
炉管内径	4.25m

炉管材料为HK-40及INCOLOY802。

操作数据如下：

① 进料量：每台裂解炉进丁烷11.8~12.6吨/时，蒸汽比0.34~0.37

② 裂解温度和转化率：

丁烷转化率91~93%Wt，相当于裂解温度830℃~850℃。

③ 清焦周期：

平均清焦周期40天，但有时达60~72天，根据清焦周期40天计算运转周期系数K为32，

美国鲁姆斯公司气体裂解工厂主要参数

	NPC 工 厂	DUPONT 工 厂	CONOCO 工 厂	ALTONA ESSO/MO- BIL 工 厂	GULF PA 工 厂	GULF GB 工 厂	UTP 工 厂	ARCO 工 厂	MOBIL SABIC 工 厂
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
炉型SRT	I	I	I	I	I	I	I	I	I
炉管长度米									
总长度	90.52	87.17	87.17	118.8	106.98	97.53	87.17	109.72	109.32
每根长度	8.22	7.92	7.92	9.14	8.22	12.19	7.92	10.97	12.19
每程内径 (英寸)									
1	4.25	4.25	4.25	4.5	4.25	5.25	4.25	6	5.5
2	4.25	4.25	4.25	4.5	4.25	5.25	4.25	6	5.5
3	4.25	4.25	4.25	4.5	4.25	5.25	4.25	6	5.5
4	4.25	4.25	4.25	4.5	4.25	5.25	4.25	6	5.5
5	4.25	4.25	4.25	4.5	4.25	5.5	4.25	6	5.5
6	4.25	5	5.5	4.5	4.25	5.5	5	6	5.5
7	4.25	5	5.5	4.5	4.25	5.5	5	6	5.5
8	4.25	5	5.5	4.5	4.25	5.5	5	6	5.5

续表

	NPC 工 厂	DUPONT 工 厂	CONOCO 工 厂	ALTONA ESSO/MO- BIL 工 厂	GULE PA 工 厂	GULE GB 工 厂	UTP 工 厂	ARCO 工 厂	MOBIL SABIC 工 厂
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
9	4.25	5	5.5	4.5	4.25		5	6	5.5
10	4.25	5	5.5	4.5	4.25		5	6	
11	4.25	5	5.5	4.5	4.25		5		
12				4.5	4.25				
13				4.5	4.25				
投料量 公斤/时	2902.9	3175.13	3016.37	7057.86	2499.28	5125.56	3265.84	5596.84	3786.84
蒸汽比	0.35	0.46	3674.07 0.3 0.4	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
气体最高温度℃	840.55	835	851.66	861.66	840.55	852.7	846.11	844.44	848.33
金属最高温度℃			976.11					973.33	953.88
炉管材料	HK-40	HK-40 INCOLOY	HK-40	HK-40	HK-40	HK-40	HK-40	HK-40	HK-40
转化率%	60	62	60 64	65	60	50	60	50	60
实际运转周期, 天	52	25*	70 35*		68	50	45		
计算运转周期, 天	45	47	56 43		79	35	44	56	72
*定期清焦									

K的计算公式如下：

$$R = f \left(K \frac{D^{1.8}}{W^{0.8}} \right) (\Delta t)$$

按K等于32，大庆报价的丁烷裂解炉清焦周期为60天。

(四) 关于天然气分离和乙烯厂的结合问题

鲁姆斯设计的天然气分离和乙烯装置结合的工厂有二个，正在建设，一个在巴西。COPENE PETROCHEMICAL 另一个在伊拉克，BASRAH PETROCHEMICAL COM- PLEX COPENE 厂的乙 烯 能 力 为 38 万 吨 / 年，除了乙烷外还有石脑油，轻柴油作原料。BASRAH厂的乙烯能力为13.5万吨/年，全部用天然气中分离出来的乙烷作原料。

(1) COPENE天然气分离工厂的流程示意图-4，BASRAH的流程示意图图-5

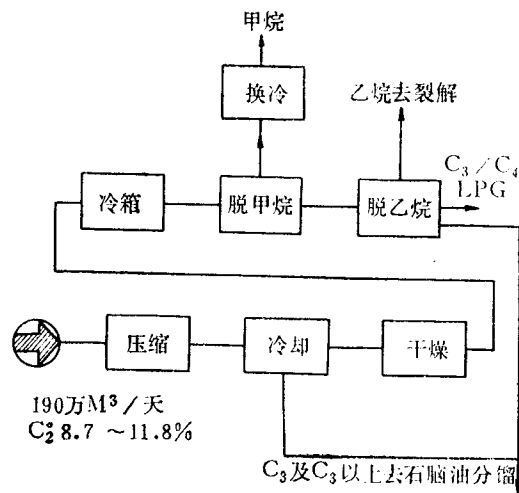


图 4 COPENE天然气分离工厂流程示意图

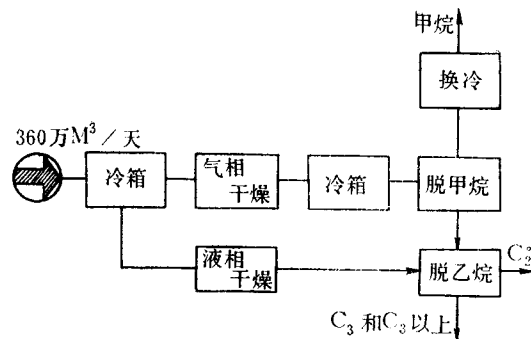


图 5 BASRAH天然气分离工厂流程示意图

COPENE及BASRAH二个工厂的特点:

1. 乙烷回收率:

COPENE厂乙烷回收率80%，BASRAH乙烷回收率为95%。

(2) 二个厂送出的甲烷都是高压，因为用户需要高压，因此二个厂均不设甲烷膨胀回收冷量，鲁姆斯认为大庆原报价中甲烷膨胀回收的能量是4540HP，但把膨胀到 6kg/cm^2 的甲烷重新压缩到 25kg/cm^2 以供合成氨的需要则花费6100HP，不仅操作费用增加，同时也增加了设备，大庆原报价 CH_4 和合成氨的关系见图-6。

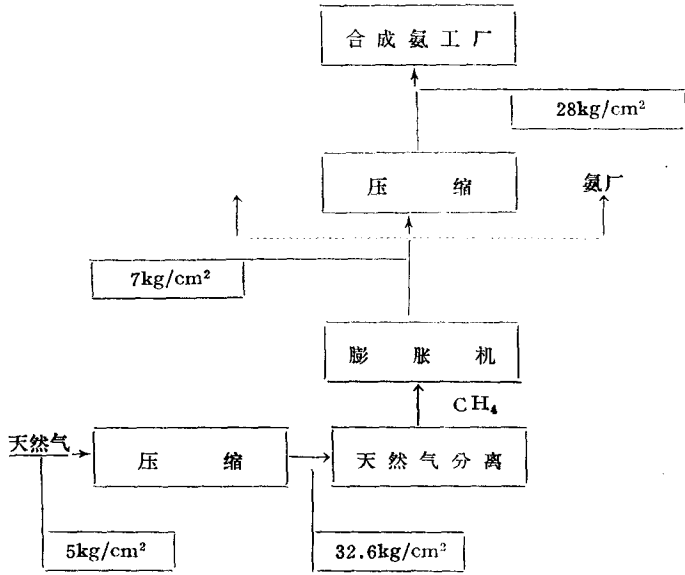


图 6 天然气和合成氨关系图

鲁姆斯建议如下方案:

将合成氨的甲烷压缩机作为天然气压缩，不足部分可再增加一台小压缩机，见图-7。

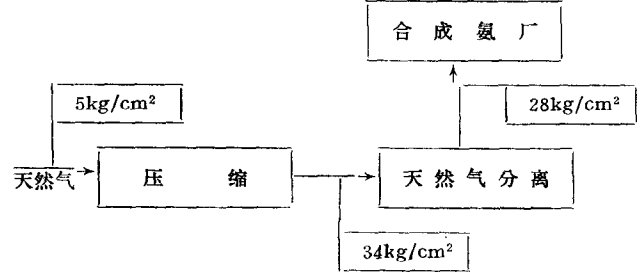


图 7 天然气分离和合成氨工厂改进方案图

二个方案的经济比较如下:

	大 庆 原 报 价	鲁 姆 斯 建 议	改 变
天然气压缩机 KW	7359	6802	- 557
乙烯丙烯冷冻 KW	12365	15040	+ 2675
合成氨压缩机 KW	4083(估计)	—	- 4083
	23807	21842	- 1965

从上面的比较中可以看出, 不仅节约设备, 同时每小时节约 1965KW电。

(3) 二个厂天然气分离所需要的冷冻都来自乙烯。

(4) 脱甲烷塔压力 $28\text{kg}/\text{cm}^2$ 。

鲁姆斯没有设计过湿气膨胀的天然气分离流程。

(五) 关于蒸汽平衡

1. 关于高压蒸汽的参数

美国鲁姆斯公司设计乙烯工厂通常采用的高压蒸汽参数为 $105\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 510°C , 这是和美国制造透平的参数有关, 美国市场上供应的透平要求高压蒸汽温度不超过 510°C , 日本三菱重工透平就没有这个限制, 因此为北京前进化工厂定的高压蒸汽参数为 $115\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 520°C , 为适应中国制造透平的需要鲁姆斯又做了 $90\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ 540°C 的方案, 四个方案的比较如下:

方 案	压 力 $\text{kg}/\text{cm}^2\cdot\text{G}$	温 度 $^\circ\text{C}$	发电机外输功率 KW	变 化
大庆原报价	93	480	6080	基准
鲁姆斯通常设计	105	510	6900	820
北京前进乙烯	115	520	7360	1280
适应中国透平情况	90	540	6790	710

上述比较的基准

- ① 轻烃最大
- ② 燃料油消耗量相同
- ③ 不设蒸汽过热炉, 蒸汽过热全部在裂解炉对流段。
- ④ 发电机背压 $20\text{kg}/\text{cm}^2\cdot\text{G}$

从上表中可以看出, 北京前进乙烯的蒸汽参数最经济。

2. 关于蒸汽压力等级

北京前进乙烯的蒸汽压力等级分三级, 即 $115\text{kg}/\text{cm}^2$, $15\text{kg}/\text{cm}^2$ 及 $3.5\text{kg}/\text{cm}^2$, 大庆报价考虑为四级 $115\text{kg}/\text{cm}^2$, $42.2\text{kg}/\text{cm}^2$, $11.2\text{kg}/\text{cm}^2$ 及 $3.5\text{kg}/\text{cm}^2$ 。分四级的目的是为了低压蒸汽能自身平衡。

鲁姆斯设计的GULF 乙烯厂采用把低压蒸汽返回透平的办法来平衡低压蒸汽，但返回量不能超过透平冷凝量的20%。大庆报价的蒸汽平衡中低压蒸汽返回超过上述数字，因此采用

四级，用四级时设备投资要略高一些，但比起低压蒸汽得不到出路而需要用水把它冷凝下来要经济得多。

在大庆报价蒸汽平衡中 $11.2\text{kg}/\text{cm}^2$ 蒸汽每小时有 13.3吨通过调节阀减压进入 $3.5\text{kg}/\text{cm}^2$ 蒸汽系统，如果采用返回透平 (OPENINDUCTION) 方法可以每小时节约 250KW 电力，见图-8。

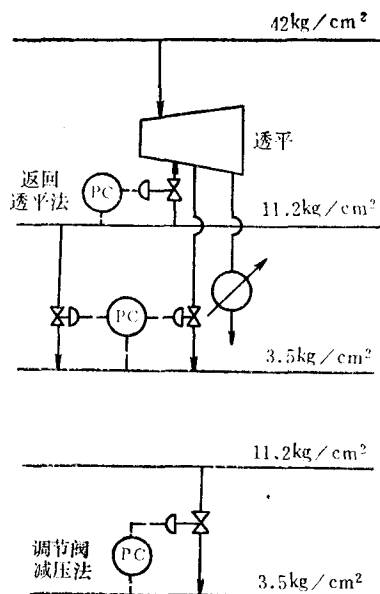


图 8 返回透平及调节阀减压法流程

(六) 关于裂解气除酸性气体

鲁姆斯设计的 ARCO, DUPONT, CONOCO 乙烯工厂，裂解气除酸性气体都采用乙醇胺吸收及碱洗，废碱液经过中和以后再排入污水处理系统，或者排入1000米以下的深井，对于废碱液综合利用没有经验。

碱洗一般用 10% 的 NaOH，烧碱的利用率可以达到 80%，如果碱洗前面有乙醇胺洗，则 90% 的酸性气体在乙醇胺洗涤时被除去，烧碱的利用率将低一些，废碱液中含过剩的 NaOH 为 1~5%。

废碱液经过中和以后，90% 的 H_2S 及 CO_2 从中和槽放出，剩下的 H_2S 及 CO_2 在废碱液汽提塔中被除去。

经过中和的废碱液 COD 1500~3000mg/l, BOD500~2000mg/l, 经过实验室试验证明这种废碱液是可以进行生化处理的，问题是盐的浓度较高。但如果盐的浓度是非常稳定的，生物细菌可以最终适应这个环境，如果有其他的废水可以稀释，含盐浓度可以降低。

ARCO 乙烯厂的乙醇胺吸收，碱洗及中和流程见附图 (11) 附图 (12)。

(七) 关于乙炔回收

鲁姆斯认为乙炔回收和乙炔加氢都是比较可靠的除炔方法，采用乙炔回收流程时由于乙炔浓度较高，因此要特别注意乙炔分解，乙炔加氢技术要特别注意反应器超温。乙炔加氢可以采用产品加氢或全馏份加氢，当脱乙烷塔塔顶不设冷凝器采取和乙烯塔联合操作时必须采用全馏份加氢。当采用乙炔加氢方法时，加氢反应器必须设在脱乙烷塔和乙烯塔之间，以便从氢气中带来的甲烷可以在乙烯塔顶部除去。乙炔回收可以有二个选择的位置，设在乙烯塔的前面或者在乙烯塔的后面，从经济观点来看，乙炔回收放在乙烯塔的前面比较好，它的缺点是回收乙炔中有 C_3 ，因为脱乙烷塔塔顶乙烯乙烷馏份中有 C_3 ，还有甲基乙炔丙二烯，用 DMF 吸收时 C_3 同时也被吸收，DMF 脱吸时 C_3 进入乙炔产品中，这样回收的乙炔用来作为焊接用是没有问题的，但如果用于化工可能有问题，因此在设计 DMF 脱吸时应尽量设法减少 C_3 从塔顶蒸出。若采用乙炔回收放在乙烯塔后面时，乙烯产品有可能被 DMF 污染。

DMF 吸收塔下部设有汽提塔以便蒸出 DMF 在吸收乙炔时同时吸收下来的乙烯乙烷，但要注意汽提塔釜的乙炔分压，以避免乙炔分压过大而发生爆炸，安全的乙炔分压为 $2\text{kg}/\text{cm}^2$ ，DMF 吸收塔釜液进入稳定塔。

老的设计，稳定塔在相同的压力下操作，从塔顶分出乙烯乙烷，塔釜为 DMF 和乙炔，由于塔顶回收的乙烯乙烷压力较低返回裂解气压缩机一段入口，新的设计中稳定塔有三个不同的压力等级返回不同的裂解气压缩机入口以节约动力。

鲁姆斯为英国SHELL INTERNATIONAL设计的乙炔回收采用MDF为溶剂，放在乙烯塔的前面，脱乙烷塔和乙烯塔采取联合的方式，同时也为SHELL CHIMIE 及芬兰 DSM 二个乙烯厂设计乙炔回收流程，但都未投产，鲁姆斯设计乙炔回收工艺的基础是白明翰大学的工程热力学数据，鲁姆斯本身的蒸馏计算技术以及SHELL CHIMIE老的乙炔回收工艺经验（SW设计）。

DSM 乙烯工厂回收乙炔的质量如下：

乙炔（干基）	99.0 Vol%	最小
H ₂ S	100ppm Vol	最大
NH ₃	20ppm Vol	最大
O ₂	300ppm Vol	最大
N ₂	1500ppm Vol	最大
CO	500ppm Vol	最大
H ₂	500ppm Vol	最大
CH ₄	500ppm Vol	最大
C ₂ H ₄	5000ppm Vol	最大
乙烯中含乙炔	3ppm Vol	最大

上述乙炔规格中没有说明丙烯，甲基乙炔丙二烯的含量，可以认为乙烯乙烷馏份中的甲基乙炔丙二烯全部被 DMF 吸收然后进入乙炔产品，丙烯被吸收 20~30%，在稳定塔中蒸出 80%，可以粗略地估计吸收塔进料的丙烯有 5% 进入乙炔产品中。

如果乙炔用水环泵输送，则乙炔含有饱和水。乙炔的浓度还可以进一步提高至 99.5%，如果采取措施降低 C₂H₄ 及 C₂H₆ 的含量。

如果需要的话乙烯中的乙炔含量也还可以降低，但蒸馏塔的塔板数要增加，DMF 循环量也要加大，汽提塔塔釜的操作指标要提高。

鲁姆斯公司没有设计过乙炔贮存包装运输的经验，SHELL CHIMIE及DSM乙烯厂回收的乙炔作化工用，年产30万吨乙烯工厂副产乙炔约5000吨/年。（大庆条件）鲁姆斯设计的乙炔回收流程及设备规格情况如下：

塔 类 设 备

位号	设 备 名 称	内 径 cm/m	切线高度 m/m	设计温度 ℃	设计压力 kg/cm ² ·G	塔板 型式
C-801	乙炔吸收塔	2180	10800	- 30/ + 85	23.5	浮伐
C-802A	高中压DMF稳定塔	470	12500	- 40/ + 85	15.2	填料
C-802B	低压DMF稳定塔	530/740	39200	- 40/110	15.2	填料
C-803	乙炔汽提塔	870/1250	26200	200	15.2	填料

换 热 设 备

位 号	设 备 名 称	热 负 荷 Mkcal/H	设计温度 ℃	设计压力 kg/cm ² ·G	传热面积 m ²
E-801	乙炔吸收塔 壳程	1816.3 × 1.2	- 21/ + 85	37.3	278
	再沸器 管程		- 15/ + 100	4.5	
E-802	DMF稳定塔 壳程	118 × 2	85	15.7	20
	再沸器No1 管程		95	12	
E-803	DMF稳定塔 壳程	764 × 1.2	170	37.3	54
	再沸器No2 管程		100	15.7	
E-804	乙炔汽提塔 壳程	287 × 1.2	—	—	52
	冷凝器,空冷 管程		150	15.2	
E-805	乙炔吸收塔 壳程	1088 × 1.2	150	16.2	117
	换热器 管程		185	16.2	
E-806	乙炔汽提塔 壳程	1369 × 1.2	200	14	162
	再沸器 管程		185	15.7	
E-807	乙炔产品冷 壳程	11.4 × 1.2	- 21	12.8	26
	却器 管程		- 21	15.2	
E-808	乙炔产品加 壳程	8.3 × 1.2	- 21	15.2	12.5
	热器 管程		- 21	15.2	
E-809	DMF冷却 壳程	436 × 1.2	- 21	12.5	111
	器No1 管程		- 21	37.3	
E-810	DMF冷却 壳程	64.3 × 1.2	- 40	12.5	20
	器No2 管程		- 40	17.2	
E-811	DMF换热器 壳程	137	200	14	61
	管程		185	16.2	
E-812	乙炔吸收塔 壳程	59.3 × 1.2	- 21	12.8	170
	中间冷却器 管程		- 21	25.5	

贮 槽 类

位 号	设 备 名 称	内 径 m/m	切线长度 m/m	设计温度 ℃	设计压力 kg/cm ² ·G
V-801	乙炔汽提塔回流罐	480	1450	- 21	15.2
V-802	DMF排污罐	1470	3000	- 30/185	14.9
V-803	增湿罐	580	1000	290	14
V-804	乙炔除露器	770	6000	150	15.6
V-805	阻火器	770	2400	60	15.2
F-801	新鲜DMF贮槽	4572	4877	135	
F-802	脏DMF贮槽	4572	4877	135	

泵 类

位 号	设 备 名 称	能 力 M ³ /H	液体比重 kg/m ³	入口压力 kg/cm ² ·G	出口压力 kg/cm ² ·G	电机功率 KW
P-801A/B	稳定塔釜液泵	50.3×1.2	867	0.6	2.9	6.0
P-802A/B	乙炔汽提塔回流泵	1.6×1.5	883	0.6	4.35	0.5
P-803A/B	DMF循环泵	50×1.2	852	0.28	32.3	82
P-804	DMF补充泵	20	940	-0.07	6.9	6.0
P-805	DMF排污罐泵	10	915	-0.22	2.0	0.9
P-806	脏DMF泵	20	940	-0.07	6.9	6.0
K-801	乙炔压缩机	508×1.2	MW 26.05	0.05	1.5	40

(八) 关于低压脱甲烷

鲁姆斯于1975年开始研究低压脱甲烷，过去1957年在LOUISIANA，鲁姆斯设计过5kg/cm²低压脱甲烷但不是先脱甲烷流程，同样情况1963年在DELEWARE又设计一个10kg/cm²低压脱甲烷。1976年鲁姆斯为TEXAS州的CONOCO-MONSANTO 乙烯工厂设计低压脱甲烷，这个乙烯装置规模为40万吨/年，原料为石脑油和轻柴油，计划1980年投产。

低压脱甲烷和高压脱甲烷的差别仅仅是脱甲烷塔操作压力不同，冷箱系统是相同的，高压有五个分离罐，低压有四个分离罐，另外低压脱甲烷时为了避免进料减压时产生汽化形成汽液两相混合进料，采用了分流换热器，用一部份本身的物料汽化来预冷进料到达露点，然后汽液两相分别进入脱甲烷塔。由于在低压情况下增大了分离的相对挥发度，减少了回流，节约了冷冻，设备投资没有增加。

低压脱甲烷时塔釜温度-54℃，苯的结晶问题鲁姆斯采取了如下措施见图-9。

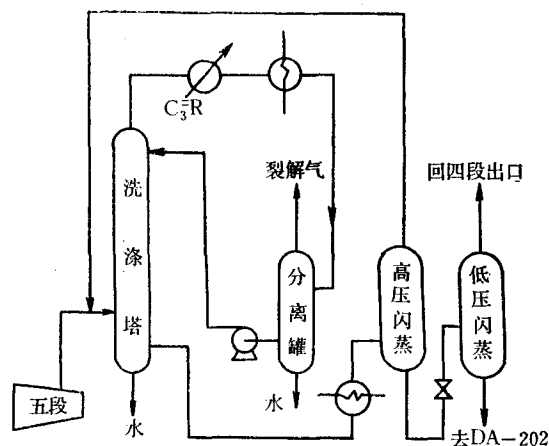


图 9 鲁姆斯公司对低压
脱甲烷的改进

五段出口气体用凝液洗涤，洗涤后凝液经过高低压闪蒸，重组分去冷凝液汽提塔。此外在白明翰 (BRIGHAM YOUNG) 大学低温实验室进行过试验证明苯和其他组份的混合物在低压脱甲烷的釜温下不会产生结晶现象。

低压脱甲烷和高压脱甲烷的能量消耗比较如下：

	第一方案 典型高压 脱甲烷		第二方案 改进的高 压脱甲烷		第三方案 低压脱甲烷		第四方案 低压脱甲烷 有中间再沸器	
	mm- BTU/H	BHP	mm- BTU/H	BHP	mm- BTU/H	BHP	mm- BTU/H	BHP
裂解气压缩机四段		7922		7922		7915		7915
裂解气压缩机五段		8269		8269		7653		7653
干燥进料冷却 (+65°F ₃)	15.7	864	15.7	864	6.6	363	6.6	363
冷箱系统								
-40°F ₃	10.45	2299	10.45	2299	3.0	660	6.553	1442
-67°F ₂	3.164	1266	3.164	1266	—	—	—	—
-103°F ₂	8.394	4197	8.394	4197	10.12	5060	7.92	3960
-151°F ₂	3.791	2388	3.791	2388	2.615	1647	2.615	1647
-220°F ₁	—	—	—	—	2.182	2324	2.182	2324
乙烯塔再沸器回 收冷冻+30°F	6.0	660	—	—	2.0	220	2.0	220
脱甲烷塔冷凝器								
-151°F ₂	7.257	4571	7.257	4571	—	—	—	—
-220°F ₁					1016	1082	1.260	1342
脱甲烷塔再沸器 回收冷冻								
+65°F ₃	22.437	1234	22.437	1234	—	—		
脱甲烷塔釜回收 冷冻								
30°F ₃	—	—	—	—	3.55	391	3.55	391
-15°F ₃	—	—	—	—	2.95	531	2.95	531
尾气回收冷冻							1.8	900
-103°F ₂								
脱甲烷塔釜液泵						270		270
甲烷BOOSTER		965		965		932		932
总计		32167		31507		277204		26246
ΔBHP		0		660		4963		5921
(1200×10 ⁶ 磅/年)								
ΔBHP		0		479		3598		4293
(870×10 ⁶ 磅/年)								