

天然气中 COS 的脱除

王开岳

(中石油西南油气田公司天然气研究院)

摘要 在评述 COS 的物理化学性质及各种胺法与砵胺法脱除 COS 的工业经验和实验室研究结果的基础上,就 MDEA 法处理含有相当量 COS 的原料天然气使净化气总硫含量达标而可能采取的措施及相应带来的问题展开了讨论。

关键词 天然气处理 羰基硫(COS) MDEA 砵胺法

1 概述

在天然气净化工艺中, COS 常常是一个需予关注的问题。如表 1 及表 2 所示,某些天然气中含有一定量的 COS, 需予脱除方能达到商品天然气的质量要求。当天然气富含 C_2^+ 而回收天然气凝液时, COS 则主要存在于液化石油气(LPG), 尤其是丙烷中。在克劳斯过程中, 燃烧炉内常产生一些 COS 及 CS_2 , 如不予转化将影响硫收率; 对于采用低温克劳斯反应进行尾气处理的过程, 这常常是能否使排放 SO_2 量达到环保要求的关键。

表 1 国内外一些天然气中 COS 含量^[1,2]

气田	COS ^① mg/m ³	RSH ^① mg/m ³	CS ₂ ^① mg/m ³	H ₂ S %	CO ₂ %	C ₁ %	C ₂ %	C ₃ ⁺ %
我国 卧龙河	10 ^②	580~800	-	4.48	0.54	92.42	1.35	
法国 Lacq	285	1070	142	15.5	10.0	69.4	2.9	2.2
伊朗 马斯杰德	1710	428	0	25.0	11.0	62.8	0.7	0.5
加拿大 Alberta	100	43	0	26.3	4.8	64.4	1.2	2.5
俄罗斯 Orenbeg	51	831	0	2.58	1.4	82.2	14.25	
德国 NEAG	130	100	0	9.0	9.5	81.5	0.5	
德国 Düste	94	22	0	6.31	8.88	80.64	0.2	
美国 Person	10	27	0	1.60	6.90	81.57	5.82	3.59
美国 Texas	86	-	-	15.00	6.00	57.69	6.24	7.57

① 均以硫计; ② 包括 CS_2 , 另含 RSR/40~60 mg/m³。

关于 LPG 中的 COS 问题和克劳斯过程中的 COS 问题, 笔者曾分别有专文讨论^[3,4]。

我国卧龙河地区天然气含有可观的有机硫, 其形态以硫醇为主, COS 含量甚微, 如表 1 所示。为使净化气总硫含量达到 ≤ 250 mg/m³ 的目标, 在 20 世

纪 70 年代中期原石油工业部曾组织进行了脱有机硫攻关会战, 其时所用脱硫溶液为 MEA-环丁砵(砵胺 I 型)溶液^[5]。

然而, 如表 2 所示, 近期在我国川东北地区所开发的气田普遍含有相当量的 COS, 多数含量在 100~300 mg/m³ 之间, 也有高达 500 mg/m³ 以上的数据。因此, 在川东北地区新建的一些天然气净化厂将可能需要面对将 COS 脱除使净化气总硫含量达标的问题。

表 2 川东北地区天然气中的 COS 含量

气田 ^①	COS ^② mg/m ³	RSH ^② mg/m ³	CS ₂ ^② mg/m ³	H ₂ S %	CO ₂ %	C ₁ %	C ₂ %	C ₃ ⁺ %
罗家寨	86.4~341.3	0.3~58.2	0~38.9					
(平均)	214.7	22.2	3.5	9.23	7.08	83.05	0.06	0
铁山坡	194.530.6	-	-					
(平均)	362.3	-	-	15.02	8.86	75.70	0.05	0.02
渡口河	282.8~338.7	27.3~35.2	0~2.1					
(平均)	302.5	30.5	0.4	15.83	8.87	74.69	0.04	0.02
七里峡	64.6~177.3							
(平均)	118.0	11.5	6.0	9.69	3.30	-	1.2	0
金珠坪	17.2	-	-	6.52	1.35	90.70	0.25	0
黄龙场	281.5	119.3	16.4	13.56	10.53	75.37	0.04	0.01

① 平均值系多口井、多次测定的算术平均值;

② 均以硫计。

有鉴于此, 本文将从各种胺法及砵胺法脱除 COS 的工业经验及一些醇胺与 COS 反应的实验室研究成果等材料出发, 讨论天然气中 COS 的脱除问题, 并就川东北地区净化厂为此可采取的措施及可能带来的问题展开讨论, 以供有关方面参考。

此外,国内外均已开发了常温下脱除 COS 的固体脱硫剂^[6],但它们均用于天然气化工利用的精脱硫过程,本文不拟涉及。

2 COS 的物理及化学性质

2.1 COS 的物理性质

从表 3 可见, COS 的沸点与丙烷及丙烯相近,因此对于含有 COS 的富气,当回收 NGL 时,它将主要存在于 LPG 中的丙烷馏分中。对于贫气及无 NGL 回收工序的天然气, COS 自然仍存在于气流中。

表 3 COS 及相关组分的沸点

组 分	COS	CH ₃ SH	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₃ H ₈	C ₃ H ₆
相对分子质量	60.07	48.10	30.07	28.05	44.09	42.08
沸点 ^① , °C	-50.3	5.8	-88.6	-103.7	-42.2	-47.7

① 101.3 kPa 下。

COS 在水中的溶解度比较低,仅为 1.254 g/L,但在醇、醚及环丁砜等有机溶剂中则有较高的溶解度。表 4 给出了它在不同环丁砜含量的砜水体系中的溶解度变化情况^[7]。

表 4 环丁砜含量对 COS 溶解的影响 (25°C)

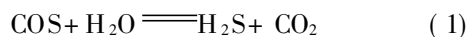
体系	水	环丁砜 - 水体系中的环丁砜浓度, w, %					
		3.6	11.1	19.5	39.4	65.4	89.8
m _{COS} ^①	0.511	0.513	0.546	0.663	0.898	1.549	3.275

① 为平衡条件下液相中 COS 浓度与气相中 COS 浓度的比值。

从表 4 可见,在砜水体系中当环丁砜浓度从 0% 升至 40% ~ 50% 时, m_{COS} 值升高约一倍,即在相同的气相分压下, COS 在液相中的溶解度升高一倍。

2.2 COS 的水解反应

COS 的分子结构与 CO₂ 相似,亦为线性分子,它可以水解,但由于其酸性远弱于 CO₂,其反应速率亦甚低。如式 (1) 所示,当 COS 水解成为 H₂S 及 CO₂ 时,就容易脱除了。



就热力学而言, COS 水解在低温下有很高的平衡常数,如表 5 所示^[3]。

然而,低温下 COS 水解的反应速率颇慢, 25°C 下的拟一级反应速率常数仅有 0.0011 s⁻¹,而 CO₂ 水化的拟一级反应速率常数则是 0.025 s⁻¹^[3],约为

前者的 23 倍。

表 5 COS 水解的平衡常数

温度, °C	20	100	200	300	400
K _p ^①	7.25 × 10 ⁵	3.16 × 10 ⁴	2.75 × 10 ³	556	185

① K_p = P_{H₂S} · P_{CO₂} / (P_{COS} P_{H₂O})。

布氏 (Br nsted) 碱可催化 COS 的水解反应但其作用亦颇有限。例如, 25°C 下 COS 与 OH⁻ 反应的二级反应速率常数为 12 L/(mol · s), 而 CO₂ 与 OH⁻ 的二级反应速率常数是 10⁴ L/(mol · s), 相差三个数量级^[8]。

2.3 COS 与伯胺及仲胺的反应

20 世纪 60 年代 Sharma 等通过对 37 种有机胺等与 COS 及 CO₂ 反应动力学的研究,得到如下的经验式^[8]:

$$\log_{10} k_{\text{am-COS}} \approx \log_{10} k_{\text{am-CO}_2} - 2 \quad (2)$$

式中: k_{am-COS} 及 k_{am-CO₂} 分别为 COS 及 CO₂ 与有机胺反应的拟一级反应速率常数。

从式 (2) 可见,两者的反应速率常数大体上相差两个数量级。表 6 选择给出了 Sharma 等所测定

表 6 几种醇胺的 k_{am-COS} 及 k_{am-CO₂} 值 (25°C)

醇 胺 ^①	pK _a ^②	k _{am-COS}	k _{am-CO₂}	$\frac{k_{\text{am-CO}_2}}{k_{\text{am-COS}}}$
一乙醇胺 (MEA) HOCH ₂ CH ₂ NH ₂	9.5	15.9	7590	477
二乙醇胺 (DEA) HOCH ₂ CH ₂ < NH HOCH ₂ CH ₂	8.88	11.0	1480	135
一异丙醇胺 (MIPA) CH ₃ -C(OH)(H)-CH ₂ NH ₂	9.35	17.0	6610	389
二异丙醇胺 (DIPA) CH ₃ -C(OH)(H)-CH ₂ < NH CH ₃ -C(OH)(H)-CH ₂	9.5	5.6	398	71
甲基一乙醇胺 (MMEA) CH ₃ -N(H)-CH ₂ CH ₂ OH	9.7	219	31620	144
乙基一乙醇胺 (EMEA) C ₂ H ₅ N(H)-CH ₂ CH ₂ OH	9.8	251	14450	58
叔丁醇胺 ^② (AMP) CH ₃ -C(CH ₃) ₂ -NH ₂ CH ₃ OH	9.7	4.5	1047	233

① 醇胺浓度均为 1000 mol/m³; ② 学名 2- amine- 2- methyl- 1- propanol

的 5 种常见的烷醇胺及一种位阻胺的相关数据。遗憾的是, 他们所研究的 37 种有机胺中没有甲基二乙醇胺 (MDEA), 但有其同系物甲基一乙醇胺 (MMEA) 及乙基一乙醇胺 (EMEA), 还有后来颇受关注的位阻胺叔丁醇胺 (AMP)。

表 6 数据说明, 伯胺与 COS 的反应速率高于相应的仲胺, 如 MEA 高于 DEA, MIPA 也高于 DIPA, 大约相差 1.5~3 倍。但值得注意的是, 作为仲胺的 MMEA 及 EMEA, k_{am-cos} 值却高于伯胺 MEA 及 MIPA, 当然它们不是同系物。此外, 位阻胺 AMP 也是一个伯胺, 其 k_{am-cos} 值甚至还低于 DEA 及 DIPA。

20 世纪 90 年代, Little 等^[9]更细致地研究了不同温度及不同胺液浓度下 COS 与几种伯胺和仲胺的反应动力学及反应机理。他们所测得的、可资与 Shama 数据比较的 k_{am-cos} 值示于表 7。将表 7 与表 6 的数据对比, 可见两组测定结果大体上是吻合的, 由此也可认为他们的测定数据是可信的。

表 7 Little 等测得的 k_{am-cos} 值
(30°C, 胺液浓度 100 mol/m³)

醇胺	MEA	DEA	DIPA	MMEA	AMP
k_{am-cos} , s ⁻¹	18.2	7.6	3.5	182	1.1

还值得注意的是, 对于所有醇胺, Little 等的测定数据表明, k_{am-cos} 值不仅随温度的上升而升高, 而且随胺液浓度的增加而上升, 如图 1 所示^[9]。例如, 当 DIPA 浓度从 20% 升至 50% 时, k_{am-cos} 值约提高了 3 倍以上。

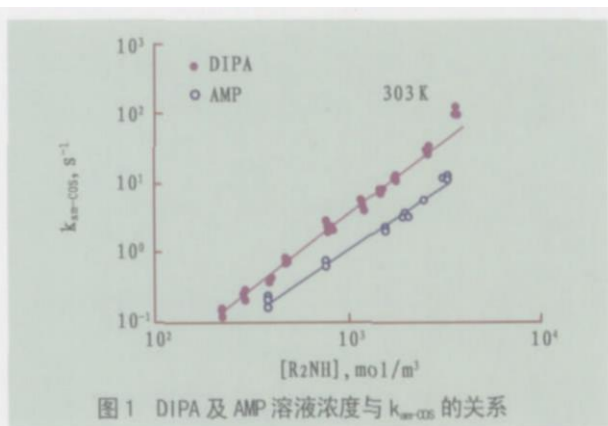
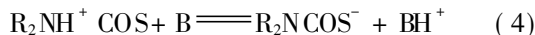


图 1 DIPA 及 AMP 溶液浓度与 k_{am-cos} 的关系

在动力学测定的基础上, Little 等提出伯胺或仲胺与 COS 的反应系经由一个两性离子阶段的两步

反应而形成硫代氨基甲酸盐, 如下式所示 (以仲胺为例):



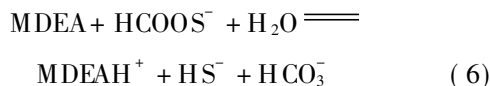
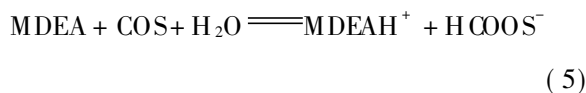
式中: B 为溶液中的布氏碱 (包括醇胺在内)。

对于大多数醇胺, 尤其是仲胺, 总反应速率是由第二步, 即碱催化下的两性离子去质子化反应所决定的。

应当指出, DEA 及 DIPA 等仲胺生成的硫代氨基甲酸盐将会水解而不致产生降解反应。但 MEA 及 DGA 等伯胺生成的硫代氨基甲酸盐既可能水解, 也会有一部分产生降解反应^[10]。

2.4 COS 与 MDEA 的反应^[11, 12]

对于 MDEA 之类的叔胺, 由于分子中的 N 无活性氢连接, 因此不可能生成硫代氨基甲酸盐。Little 等采用核磁共振 (NMR) 研究 MDEA 与 COS 的反应, 发现 MDEA 除质子化外无其他反应。当使用纯的 MDEA 溶剂时, 即体系中不存在水, 虽有 COS 溶解, 但 MDEA 与 COS 间未发生反应。当使用 MDEA 水溶液时, 出现了 COS 的水解及 MDEA 的质子化。为此, 他们提出的 MDEA - COS 反应机理是一个有别于式 (3) 及式 (4) 的两步反应, 事实上是 MDEA 催化 COS 水解的反应。



Little 等的研究说明, 反应 (5) 的正反应速率常数 k_{s1} 与温度及溶液的 pKa 值有关, 如下式所示:

$$\ln k_{s1} = -10896/T + 1.765 \text{ pKa} + 10.37 \quad (7)$$

式中: T 为温度, K; pKa 为溶液酸式离解常数的负对数。

表 8 给出了不同温度及不同 MDEA 浓度下反应 (5) 及 (6) 的正、逆反应速率常数。由此可见, 当温度由 293K (即 20°C) 升至 323K (即 50°C) 时, k_{s1} 值提高 10 倍多, 而其逆反应 k_{s2} 值仅提高至 5 倍。此外, 反应 (6) 的 k_{s1} 值也大幅升高。可见较高的反应温度对 MDEA - COS 反应有利。

表 8 MDEA - COS 反应动力学研究结果

序 号	1	2	3	4
MDEA 浓度, mol/m ³	153~ 1011	101~ 803	152~ 803	99~ 798
pK _a	8.73	8.53	8.34	8.16
COS 浓度, mol/m ³	89~ 125	22~ 129	90~ 103	79~ 106
温度, K	293	303	313	323
k _{s1} , 10 ⁵ m ³ /(mol·s)	1.25	2.59	5.80	14.1
k _{s2} , 10 ⁵ m ³ /(mol·s)	2.96	2.55	5.20	14.8
k _{a1} , 10 ⁵ m ³ /(mol·s)	2.14	0.97	1.40	4.77
试验次数	10	27	9	8

表 9 MDEA 浓度及温度对增强因子的影响

MDEA 浓度 1259mol/m ³					
温度, K	293	298	303	308	313
增强因子	1.417	1.455	1.504	1.534	1.593
MDEA 浓度 1714mol/m ³					
温度, K	293	298	303	308	313
增强因子	1.591	1.652	1.708	1.733	1.837
MDEA 浓度 2599mol/m ³					
温度, K	293	298	303	308	313
增强因子	2.007	2.085	2.246	2.268	2.509

表 9 给出了不同的 MDEA 浓度及不同温度下所测定的吸收 COS 的增强因子。可见 MDEA 水溶液吸收 COS 的增强因子随反应温度上升及胺液浓度的上升而升高, 其数值从 MDEA 浓度 1 259 mol/m³ 及 293K 下的 1.417 升至 2 599 mol/m³ 及 313K 下的 2.509 为前者的 1.77 倍。

还应当指出的是, 如表 9 所示, 提高溶液浓度对增强因子的贡献较升高温度更为显著; 而且, 升高温度可提高反应速率, 但对 COS 的溶解有不利影响。

3 胺液及砒胺液脱除 COS 的工业数据

迄今为止, 笔者尚未见到 MDEA 溶液脱除 COS 的工业运行数据。以下将就文献中所见到的各种胺液以及砒胺液脱除 COS 的工业运行数据分别予以介绍。在此基础上, 对 MDEA 溶液可能达到的脱除 COS 的效率作一估计。

3.1 二异丙醇胺 (DIPA) 法

DIPA 法被视为脱除 COS 较为有效的方法, 特别是用于 LPG。表 10 给出了国外一些工业装置的运行结果^[13 14]

表 10 DIPA 法脱除 COS 工业运行结果

序 号	1	2	3	4	5 ^①	6 ^①
原料 COS 10 ⁻⁶	430	200	10	30	100	18
RSH, mg/m ³	-	-	60	20	-	-
H ₂ S %	0.84	0.5	25	0.15	0.5	2.4
CO ₂ %	6.6	5.5	-	-	-	-
处理量, m ³ /h	4600	20000	4200	16700	400t/d	70t/d
吸收压力, MPa	6.6	2.5	0.15	1.0	1.4	2.0
吸收温度, °C	-	40	-	-	40	-
出料 COS 10 ⁻⁶	260	100	< 1	1	5	2
RSH, mg/m ³	-	-	15	2	-	-
H ₂ S 10 ⁻⁶	1	2	< 50	1	< 13	1
CO ₂ %	3.2	1.5	-	-	-	-
COS 脱除率, %	44.6	52.3	> 90	> 97	95	95
CO ₂ 共吸收率, %	53.6	74.0	-	-	-	-

① 原料为 LPG。

从表 10 可见, 当 DIPA 溶液用于处理气体物料时 (表中序号 1 及序号 2), COS 脱除率约在 50% 左右; 而用于处理 LPG (表中序号 5 及序号 6) 时, 由于系液液萃取, 物流接触时间长而反应更为充分, COS 脱除率可高达 95%。至于表 10 中序号 3 及序号 4 虽系以 m³/h 计量, 笔者颇怀疑所处理的物料亦是 LPG (原料不含 CO₂), 才能有超过 90% 的 COS 脱除率。

3.2 二乙醇胺 (DEA) 法

使用 DEA 溶液, 未见有脱除 COS 的具体数据报导。如表 1 所示, 法国 Lacq 天然气含 COS 285 mg/m³、硫醇 1 070 mg/m³ (均以硫计), 所用脱硫工艺为 SNPA - DEA 法^[15], 估计使用 30% DEA 溶液, 未见其净化气质量数据。按法国商品天然气的质量标准, 总硫含量应低于 30 mg/m³。笔者认为, 仅依靠 SNPA - DEA 法, 不可能将 COS 及硫醇等脱除至低于 30 mg/m³ 的严格指标。估计其后应有第二级脱除有机硫的装置, 有可能是碱洗。

20 世纪 70 年代在卧龙河成套净化装置的引进谈判中, 建议采用 SNPA - DEA 法脱硫的法国 Tedenp 公司认为 COS 脱除率应在 60% 左右。笔者认为, 这一估计是合理的。

值得指出的是, 类似于 DIPA, DEA 溶液除脱 COS 不会导致其产生降解。有试验表明, 它所吸收的 COS 有 94.5% 发生水解, 而有 5.5% 则仍以 COS

的形态出现于溶液再生所得到的酸气中^[16]。

3.3 一乙醇胺 (MEA) 法

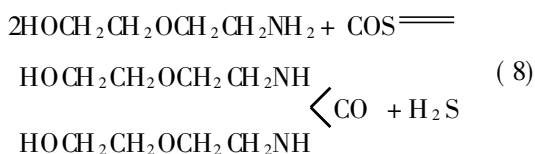
MEA 溶液的碱性强于 DEA 及 DIPA 溶液, 其脱除 COS 的能力也应当更好一些; 但文献中未能查得 MEA 法脱除 COS 的可靠工业运行结果。笔者估计, MEA 法的 COS 脱除效率可达 70% 以上, 甚至达到 80%。

然而应当注意, COS 可导致 MEA 降解。有试验表明, MEA 溶液吸收的 COS 有 17.7% 使其发生降解^[16]。

3.4 二甘醇胺 (DGA) 法

作为一个伯胺, DGA 与 COS 的反应性能可能与 MEA 类似; 考虑到 DGA 溶液的常用浓度高达 60%, 故其实际的 COS 脱除率也有可能优于 MEA 溶液。

一种被称为 Malaprop 的工艺使用 DGA 溶液脱除丙烷中的 COS, 据称 COS 含量可从 0.4% 降至 2 mg/m³, COS 脱除率超过 99.9%^[17]。其主反应式如下:



这实际上是将 COS 水解了, 但所生成的二甘醇胺乃是 DGA 的降解产物, 它在常规条件下无法再生, 而需要在 160°C ~ 170°C 及残压 67.7 ~ 84.6 kPa 的条件下复活^[18]。

3.5 砜胺法

与各种胺法相比, 砜胺法由于溶液中含有有机溶剂环丁砜, 如表 4 所示, COS 的溶解度大幅上升, 从而使其在处理含有 COS 的原料天然气时, COS 脱除率可升至 90%。

应当指出, 砜胺法有三种类型。砜胺 - I 型为 MEA - 环丁砜溶液; 砜胺 - II 型为 DIPA - 环丁砜溶液, 国外称为 Sulfinol 或 Sulfinol - D; 砜胺 - III 型为 MDEA - 环丁砜溶液, 国外称为 New Sulfinol 或 Sulfinol - M。因所用醇胺不同, COS 脱除率也会有些差别。

表 11 给出了国外 Sulfinol - D 工业装置脱除 COS 的运行数据^[19, 20]。

在卧龙河成套净化装置的引进谈判中, 日本千代田等公司推荐采用 Sulfinol 法脱硫, 所给出的 COS 脱除率在 94% 以上, 如表 12 所示^[21]。

关于 MDEA - 环丁砜溶液, 即 Sulfinol - M 或砜胺 - III 型脱除 COS 的效率, 未见有数据发表。据笔者估计, 虽然 MDEA 与 COS 的反应能力弱于 DIPA, 但因环丁砜对 COS 有良好的溶解能力, 砜胺 - III 溶液对 COS 的脱除率亦应可以达到 80% ~ 90%。

表 11 Sulfinol - D 法脱除 COS 工业运行数据

序号	1	2	3	4	5
气体	天然气	天然气	合成气	合成气	合成气
原料气 COS, 10 ⁻⁶	500	705	125	155	270
H ₂ S, %	34	34.4	0.36	0.87	0.79
CO ₂ , %	9	7.7	5.20	5.20	5.40
处理量, 10 ⁴ m ³ /d	283	14~300	36.7	12	141.6
吸收压力, MPa	-	-	4.0	3.3	3.0
吸收温度, °C	38	57~66	40	49	-
吸收塔板数, 块	-	-	30	45	-
净化气 COS, 10 ⁻⁶	70	15	0.3	5	5
H ₂ S, 10 ⁻⁶	8	1	0.5	2	1
CO ₂ , 10 ⁻⁶	-	200	25	-	<200
COS 脱除率, %	92	>98	>99	97	>99

表 12 卧引谈判中预期 Sulfinol 法脱除 COS 效果

原料气 COS 含量, mg/m ³	18	36	54	72
净化气 COS 含量, mg/m ³	<1	<1	<1	<1
COS 除脱率, %	>94	>97	>98	~99

3.6 MDEA 法脱除 COS 效率的估计

迄今为止, 笔者尚未在文献中见到 MDEA 法脱除 COS 的工业运行数据。如有可能, 建议有关方面对渠县、长寿、磨溪及忠县等 MDEA 装置脱除有机硫的情况进行一次细致考察。

就 MDEA 溶液的碱性较 DIPA 及 DEA 溶液为弱而言, 其脱除 COS 的效率也会差一些。有专利提供的数据说明, MDEA 溶液的 COS 脱除率不到 30%, 但所用溶液浓度为 20%^[22]。

考虑到川东北地区的天然气净化厂, 如罗家寨净化厂脱硫装置的操作压力高达 7.0 MPa, 其 MDEA 溶液的浓度为 50%; 且由于相当高的溶液酸气负荷, 吸收塔底温度高达 65°C ~ 70°C。如前所述, 较高的溶液浓度、较高的温度以及压力对 COS 的脱除应当是有利的。因此可以推断, 这些 MDEA

法脱硫装置的 COS 脱除率有可能达到 40%，甚至更高一些。

3.7 胺法及砜胺法脱除 COS 效率小结

综合以上各种胺法及砜胺法脱除 COS 的性能，可作如下归纳：

(1) 常规胺法脱除 COS 的能力依伯胺、仲胺及叔胺的顺序而递减。MEA 及 DGA 之类的伯胺 COS 脱除率可达 70% 以上，但存在因 COS 导致的降解问题。DIPA 及 DEA 之类的仲胺在处理天然气时 COS 脱除率为 50% ~ 60%；而 DIPA 用于 LPG 时，因系液液萃取反应，COS 脱除率可高达 90%。至于 MDEA，用于处理天然气时的 COS 脱除率约为 40% 左右；

(2) 砜胺法由于溶液中有优良的物理溶剂环丁砜，各种型号的砜胺法处理天然气对于 COS 的脱除均可取得良好效果。砜胺 - II 型 (Sulfinol-D) 的 COS 脱除率可达 95% 以上，砜胺 - III 型 (Sulfinol-M) 的 COS 脱除率亦应可以达到 85% ~ 90%；

(3) 就工艺条件而言，较高的溶液浓度、较高的压力及较长的气液接触时间均有助于 COS 的脱除。温度的影响则要复杂一些，较高的温度对 COS 的溶解是不利的，但却加快了醇胺与 COS 的反应；根据研究，总起来说升高温度对 COS 的脱除是有利的；

(4) 实验室的初步研究表明 (见表 6)，甲基一乙醇胺 (MMEA) 及乙基一乙醇胺 (EMEA) 具有优良的脱除 COS 的能力，其反应速率常数较 MEA、DEA 及 DIPA 等常用醇胺高 1~2 个数量级，值得予以重视。至于位阻胺 AMP，其脱除能力较差，不适用于需脱除 COS 的工况。

4 川东北地区净化厂可采取的应对措施

我国川东北地区的一些气藏，早期即发现天然气中除含有相当高浓度的 H_2S 及 CO_2 外，也含有一定量的有机硫，主要是 COS，但其含量低于我国天然气气质标准的要求。

随着气田开发的进展，出现了一些 COS 含量更高的气井，如表 2 所示，对于净化厂而言，将面临如何解决 COS 的脱除问题。

4.1 不同原料气总硫含量下的应达脱除率

按照我国天然气国家标准 (GB17820-1999)，一类气总硫含量应低于 100 mg/m^3 ，二类气应低于 200 mg/m^3 (均以硫计)。净化厂为了稳定达标，通常应留有适当余地，例如分别达到 80 或 160 mg/m^3 的指标。

表 13 给出了在不同的原料气总有机硫含量的条件下，为使净化气达到一类气或二类气质量标准时所需的有机硫脱除率。

装置如使用 50% MDEA 溶液，其 COS 脱除率约在 40% 左右。

从表 13 可见，当原料气以 COS 为主的总有机硫含量为 150 mg/m^3 时，净化气可达一类气指标；超过 150 mg/m^3 达到 200 mg/m^3 或更高时，净化气则无法达到一类气指标，需另寻办法。当然，如产品气按二类气指标控制则相应宽松一些，在原料气总有机硫含量低于 350 mg/m^3 时均可达标，高于此值则需另寻办法。

表 13 不同条件下应达的有机硫脱除率^①

原料气 总有机硫 mg/m^3	应达的有机硫脱除率			
	净化气总硫 $\leq 100 \text{ mg/m}^3$		净化气总硫 $\leq 200 \text{ mg/m}^3$	
	$\leq 100 \text{ mg/m}^3$	$\leq 80 \text{ mg/m}^3$	$\leq 200 \text{ mg/m}^3$	$\leq 160 \text{ mg/m}^3$
100	0	≥ 20	0	0
150	≥ 34	≥ 47	0	0
200	≥ 50	≥ 60	0	≥ 20
250	≥ 60	≥ 68	≥ 20	≥ 36
300	≥ 67	≥ 73	≥ 33	≥ 47
400	≥ 75	≥ 80	≥ 50	≥ 60
500	≥ 80	≥ 84	≥ 60	≥ 68
600	≥ 83	≥ 87	≥ 67	≥ 73
800	≥ 88	≥ 90	≥ 75	≥ 80
1000	≥ 90	≥ 92	≥ 80	≥ 84

①表中含量均以硫计。

4.2 提高 COS 脱除率的措施

依据现有文献所能收集到的材料以及笔者经验，下面就川东北地区净化厂可能采取的提高以 COS 为主的有机硫脱除率而使净化气总硫达标的措施作一介绍，并讨论所采取的措施对已建或已设计的装置所带来的问题。

4.2.1 向 MDEA 溶液中添加仲胺

向 MDEA 溶液中添加某些仲烷醇胺可显著提高 COS 脱除率。

有专利^[21]称 DIPA 为“COS 的有机液体吸收剂”，称向 MDEA 溶液中加入少量 DIPA 后可将 COS 脱除率从 30% 升至 80%，其所提供的数据示于表 14。

表 14 MDEA 溶液添加 DIPA 的脱除 COS 效果

编 号	1	2	3
溶液中 MDEA 浓度, %	20	20	50
溶液中 DIPA 浓度, %	0	2	2
溶液循环量, m ³ /h	268	268	105
原料 COS 含量, 10 ⁻⁶	3	3	3
出料 COS 含量, 10 ⁻⁶	2	1	1

该专利未说明原料性质及其处理量, 笔者估计所处理的原料应是 LPG; 从溶液循环量看应是工业装置数据。

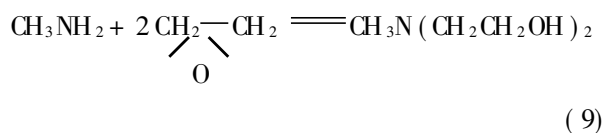
此外, 从另外的文献材料也可以获得 MDEA 溶液中含有少量仲胺时 COS 脱除率可显著提高的旁证。

从表 6 可见, 关于醇胺与 CO₂ 及 COS 的拟一级反应速度常数的比值 (k_{am-CO₂}/k_{am-COS}), MEA 为 477, DEA 为 135, DIPA 为 71。关于 MDEA, 根据 Shama 的经验式即本文中的 (2) 式, 此值可合理估计为 100 左右。

A I- Ghawas 等^[23]所进行的 MDEA 水溶液同时吸收 H₂S、CO₂ 及 COS 的研究中, 得到的 MDEA 与 CO₂ 及 COS 的反应速率常数的比值约为 5 左右。然而, Little 等^[12]进行的类似研究表明这一比值要大得多, 应当是数量级的差别, 而与 Shama 的认识一致。据此, Little 等认为, A I- Ghawas 等的试验结果系由于其所使用的 MDEA 含有小量迅速与 COS 反应的杂质而产生的偏差。笔者亦认同此一观点。

那么, MDEA 中何种杂质会导致上述结果呢? 笔者试作分析如下。

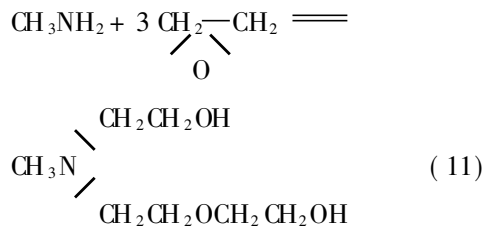
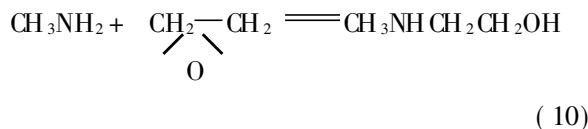
通常, 合成 MDEA 的原料为一甲胺与环氧乙烷, 其反应为:



这是一个原子经济型反应。

合成过程中可能产生的副反应有式 (10)、(11)

等等:



笔者认为, 有助于提高 MDEA 体系 COS 反应性能的杂质很可能是甲基-乙醇胺 (MMEA), 即式 (10) 的反应产物, 它也是一种仲胺, 表 6 中 MMEA 的 k_{am-COS} 值甚至比 MEA 高一个数量级。

因此, 在 MDEA 溶液中添加适量 MMEA 将较 DIPA 更有力地提高 COS 脱除率, 但 MMEA 尚无工业应用的报导, 本文稍后将进一步讨论。

在 MDEA 溶液中添加适量 DIPA, 预期以 COS 为主的有机硫脱除率可升高 10% 而达到 50%。这样, 如原料气总有机硫含量在 150~200 mg/m³ 间, 可保净化气总硫含量达到一类气指标, 即 < 100 mg/m³; 原料气总有机硫含量在 350~400 mg/m³ 间, 可保净化气总硫含量达到二类气指标, 即 < 200 mg/m³。

在添加适量 DIPA 改善 MDEA 溶液脱除 COS 效率的同时, 对系统 H₂S 净化度的保证应有正面影响; CO₂ 共吸收率会有所增加而使净化气 CO₂ 含量降低; 对装置能耗的影响估计颇为有限; 预期对装置的腐蚀、溶剂损耗等问题亦无大的影响。

4.2.2 调整为砒胺-III 型溶液

当进厂原料气中以 COS 为主的总有机硫含量大大超过预期值时, 例如, 超过 300 mg/m³ 而要净化达到一类气指标, 此时有机硫脱除率需达到 70% 或更高; 为达到二类气指标而原料气总有机硫含量超过 500 mg/m³; 等等。为了使出厂产品气总硫含量达标而不再增设其它设施, 可采取的措施是向 MDEA 溶液中加入环丁砒, 使之成为砒胺-III 型溶液。可资考虑的溶液组成为 MDEA: 环丁砒: 水 = 50: 35: 15 如果原料气总有机硫含量甚高, 也可考虑进一步提高溶液中环丁砒的浓度, 采用 45: 40: 15 或

40: 45: 15 的比例, 但相应地需增加溶液循环量。

众所周知, 砒胺法是一类不宜用于处理富气的脱硫工艺; 值得庆幸的是, 如表 2 所示, 川东北地区的高硫天然气均是贫气。

在将 MDEA 溶液调整为砒胺 - III 型溶液后, 预计所产生的影响如下:

(1) 以 COS 为主的有机硫脱除率可达到 85% 以上, 即原料气总有机硫 $500 \sim 600 \text{ mg/m}^3$ 时净化气可达一类气指标; 总有机硫 $1\,000 \text{ mg/m}^3$ 时净化气也可达二类气指标;

(2) H_2S 净化度更有保证, 但 CO_2 共吸收率上升不仅使净化气 CO_2 含量下降而且使酸气中 CO_2 浓度上升, 从而对后续硫磺回收及尾气处理装置带来不利影响。如工厂 MDEA 溶液系串联流程则影响更大一些;

(3) 脱硫溶液溶解的烃量将有所上升; 好在一方面进厂原料气并非富含重烃的气流, 应当问题不大; 另一方面, 因溶液比热容降低、富液温度有所上升而更有利于烃类在闪蒸罐内解析出来;

(4) 关于溶液循环量问题, 因富液温度有所上升, 对吸收塔底平衡有不利影响; 但考虑到砒胺 - III 型溶液在 H_2S 分压较高的条件下将有一定的物理溶解量, 估计对溶液循环量影响不大, 具体需作核算;

(5) 砒胺 - III 型溶液的相对密度均高于 MDEA 水溶液, 因此冷换设备的传热系数可能有所下降, 需予注意; 好在前者的再生能耗低于后者, 估计问题不大, 必要时应作核算。此外, 溶液加入环丁砒后表面张力下降, 较不容易发泡; 装置的处理能力可望提高;

(6) 因溶液比热容降低, 估计以重沸器蒸汽量为中心的能耗将显著下降;

(7) 再生塔顶及重沸器的溶液温度将从 120°C 升至 130°C , 预计 MDEA 的降解及溶液腐蚀性会有所加剧, 但根据现有装置的运行经验, 不是大问题;

(8) 溶剂损耗导致费用相应上升。

4.3 研究使用甲基 - 乙醇胺的可能性

前已述及, MMEA 及 EMEA 与 COS 反应的速率常数较常用醇胺 MEA、DEA 及 DIPA 等要高 1~2 个

数量级。如将其用于脱除 COS, 其脱除效率将高得多。

还应当指出, MMEA 是生产 MDEA 时的副产物, 如欲生产 MMEA, 只需适当降低环氧乙烷与一甲胺的配比。因此, MMEA 是容易得到的, 其价格似也不应高于 MDEA。

事实上, 国外已有一些专利提出了使用或添加 MMEA 以脱除气体中 COS 的方法。

Ems^[24] 使用 MDEA - MMEA 混合溶液脱除合成气中的 COS; MDEA 浓度 3.25 mol/l , MMEA 0.25 mol/l , COS 可由 200 ml/m^3 降至 1 ml/m^3 , 脱除率达到 99% 以上, 详情示于表 15。

表 15 MDEA - MMEA 混合溶液脱除 COS

参 数	处理量 $10^4 \text{ m}^3/\text{h}$	压力 MPa	温度 $^\circ\text{C}$	H_2S %	COS %	CO_2 %
原料气 ^①	16	4.0	70	0.02	0.02	5.80
净化气				0.0002	0.0001	0.01

① 含 CO 45.27%、 H_2 47.42%、 CH_4 0.59%、 N_2 0.62%。

值得注意的是贫液入塔温度为 70°C 。

Honsberg^[25] 则系使用 MMEA、MEA、DEA 及 EMEA 在较高温度下分别间歇式水解 COS, 发现 MMEA 有很好的水解 COS 能力, 其效率大大优于 MEA 和 DEA, 也优于 EMEA。随温度上升而 COS 水解率升高, 反应时间也可大大缩短。值得注意的是 MEA 的 COS 水解率很低, 也许是大量 COS 使 MEA 降解所致。其详细试验结果示于表 16。

表 16 MMEA 等水解 COS 结果

醇胺及用量 g	COS 量 ^① g	温度 $^\circ\text{C}$	时间 h	COS 水解率 ^② %
MMEA 225	76	110	2	83.9
	36	110	2	90.9
	76	150	2.5	96.8~98.4
	138	150	0.4	98.5
EMEA 267	76	150	1.4	90~93.7
DEA 315	76	110	1.3	37.5~47.4
	76	150	1	71.4~77.3
MEA 183	76	150	2	7.4~16.7

① COS 水解所需水量按化学计量逐步加入; ② COS 水解率系笔者按排放气中 CO_2/COS 比值计算出来的。

但迄今为止, 尚未见到 MMEA 实际工业应用的报导, 据笔者分析, 可能有以下原因:

(1) MMEA的沸点为 160℃, 甚至较 MEA 的沸点 (170.4℃) 还要低, 因此在实际使用中的挥发损失较高。笔者认为, 可考虑在塔顶增加一块水洗塔板以降低其损失;

(2) Littell 等认为 MMEA 在脱除 COS 过程中发生了降解, 但他们并未能鉴定出降解产物^[9]。笔者认为, 作为一个仲胺, 其降解的可能性应当不大。如展开研究, 应注意考察;

(3) 两篇专利均使用了较高温度, COS 脱除率亦很高。需研究其在常温下的脱除 COS 性能, 好在就天然气脱硫而言, 并不需要极高的 COS 脱除率。

笔者认为, 为应对脱除 COS 问题, MMEA 是一个值得开展研究的醇胺。

5 结 语

本文在综合了 COS 的物理及化学反应性质, 特别是它与一些醇胺反应动力学研究数据的基础上, 着重收集了一些胺法和砵胺法工业装置脱除 COS 的实际数据。

根据以上材料, 提出了川东北地区天然气净化厂采用 MDEA 法的脱硫装置为使净化气总硫含量达标而可采用的提高 COS 脱除率的措施并分析了可能带来的问题。这些措施包括:

(1) 向 MDEA 溶液中添加 DIPA, COS 脱除率可从 40% 升至 50% 左右。

(2) 向 MDEA 溶液中加入环丁砵, 使之成为砵胺-III 型溶液, COS 脱除率可由 40% 升至 85% 以上, 但有一系列问题需要仔细评估。

(3) MMEA 与 COS 的反应速率常数较 MEA、DEA 及 DIPA 等要高 1~2 个数量级, 建议开展在 MDEA 溶液中添加 MMEA 脱除 COS 的研究。

参 考 文 献

- 1 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 3
- 2 王开岳. 关于脱除天然气中有机硫化物方法的评述, 气体净化资料 (七), 天然气中有机硫化物的脱除. 四川石油管理局天然气研究所, 1976. 1. 49~68
- 3 王开岳. 液化石油气中 COS 的脱除. 石油与天然气化工, 1987, 16 (3): 17~22
- 4 王开岳. 克劳斯过程中的有机硫问题. 石油与天然气化工, 1993, 22 (4): 215~220
- 5 脱有机硫攻关组 (王开岳执笔). 脱硫厂生产装置脱有机硫试验报告, 气体净化资料 (七), 天然气中有机硫化物的脱除. 四川石油管理局天然气研究所, 1976. 1. 1~11

- 6 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 250
- 7 Littell R J et al, Solubility and diffusivity data for the absorption of COS, CO₂ and N₂O in amine solutions J Chem. Eng Data 1992. 37 (1): 49~55
- 8 Shama M M et al, Kinetics of reactions of COS and CO₂ with amines and catalysis by Brønsted bases of the hydrolysis of COS, Trans Faraday Soc., 1965, 61 (4): 681~687
- 9 Littell R J et al, Kinetics of COS with primary and secondary amines in aqueous solutions AIChE J., 1992. 38(2): 244~250
- 10 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 48
- 11 Littell R J et al, Kinetics study of COS with tertiary amines (I) Experiments in an Intensely stirred batch reaction Ind Eng Chem. Res., 1992, 31 (5): 1262~1269
- 12 Littell R J et al Kinetics study of COS with tertiary amines (II) modelling and experiments in a stirred cell reactor Ind Eng Chem. Res., 1992, 31 (5): 1269~1274
- 13 Bally A P, Auswaschung von schwefelwasserstoff und carbonylsulfid nach dem shell-adip verfahren, Erdöl und Kohle 1961, 14 (11): 921~923
- 14 Klein J P, New Erfahrungen mit dem adip und dem sulfinol verfahren, Erdöl und Kohle 1970. 23(2): 84~86
- 15 Dailey L W, Status of SNPA-DEA, Oil Gas J., 1970. 68 (18): 136~141
- 16 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 48~49
- 17 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 43
- 18 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 51
- 19 王开岳. 国外 Sulfinol 装置操作及设计数据表. 石油与天然气化工, 1980. 9(2): 61~63
- 20 William G JD et al, Das shell-sulfinol verfahren Erdöl und Kohle 1966, 19 (6): 404~407
- 21 王开岳 主编. 天然气净化工艺. 北京: 石油工业出版社, 2005. 7. 176
- 22 Pearce R L et al, Sulfur removal from hydrocarbons U. S. P., 4808765 1989-02-28
- 23 H. A. Al-Ghawas et al, Simultaneous absorption of CO₂, COS and H₂S in aqueous MDEA Chem. Eng. Sci., 1991. 46(2): 665~676
- 24 Emst B, Removal of acid components from gases Ger Offen 1904428, 1970-08-13
- 25 Honsberg W., Absorption and hydrolysis of carbon oxysulfide U. S. P. 3660017, 1972-05-02

致谢: 迟永杰提供了川东北气田有机硫组分资料, 钟国利及龙晓达复制了文献, 王劲松复制了三份专利说明书, 作者对他们的帮助表示感谢。

作 者 简 介

王开岳: 男, 教授级高级工程师。主持编写了《天然气净化工艺》及《天然气综合利用》, 参与编写了《天然气利用手册》及《天然气矿场集输和处理》等著作。发表论文百余篇。现为中石油西南油气田公司天然气研究院退休职工。

收稿日期: 2006-09-07

编辑: 杨 兰

pared by the metal chelated - gel method. During the process the citric acid, sucrose, cellulose and glucose were used as chelating agent respectively. The chemical and physical properties of catalysts affected by different chelating agent were investigated by means of XRD, BET and XPS techniques. The results showed that the catalyst with good crystallinity was obtained after calcination under oxygen at 1200°C. The catalyst obtained from the sucrose which was used as chelating agent exhibited higher catalytic activity in methane combustion. The catalyst stability test during 100 h at 800°C was carried out and the test results showed that the catalytic activity from methane combustion was maintained.

Keywords methane, catalytic combustion, sol-gel method, hexaaluminate, chelating agent

The Analysis and Improvement Measures on the Ice Jam at Light Hydrocarbon Recovery Unit at Qilin

Ren Xiang, Li Yun (Natural Gas Purification Plant of Central Sichuan Oil and Gas District, PetroChina Southwest Oil and Gasfield Company). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS*, VOL. 36 NO. 1, pp14~17, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)

Abstract For the light hydrocarbon recovery unit at Qilin, ice jam has occurred many times since August 22, 2002 and has brought many troubles to normal production. After careful analysis of the operation conditions and the existed problems, improvement was obtained by adjusting the molecular sieve regenerated flow diagram, regenerated temperature, regenerated flow and switch cycle. As a result, the ice jam phenomenon was eliminated.

Keywords light hydrocarbon, molecular sieve, ice jam, regeneration

Simulation Analysis of Four Towers Flowsheet in Methanol Distillation Process

Huang Fenglin^{1,2}, Xiang Xiaofeng² (1. Energy and Power School of Xi'an Jiaotong University; 2. Chemical Engineering School of Xi'an Shiyou University). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS*, VOL. 36 NO. 1, pp18~21, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)

(NESE)

Abstract The four-tower methanol distillation was done by using the chemical process simulation package PRO/II in which alcohol and water were considered as key components. ALCO and NRTL thermodynamic models were selected for pre-distilling column, recovery column, atmospheric column and pressure column. By calculating feed location, reflux ratio and the number of theoretical plates for each tower, the feed temperature and operational pressure were optimized. The results indicated that the quality of methanol meet the requirement of GB338-04 and AA level of USA, and four towers have superiority in terms of energy consumption, operation stability and flexibility.

Keywords methanol, PRO/II distillation, flow of four tower, simulation analysis

Study on the Additives for FCC Gasoline Olefins Reducing

Cui Libo, Xiao Li, Shi Li (East China University of Science and Technology). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS*, VOL. 36 NO. 1, pp24~27, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)

Abstract The additives with different ratio of Mg/Al/Nb were prepared by sol-gel and mixed with fluid catalytic cracking catalyst after calcinated at 600°C. Their olefins-reducing effects in FCC gasoline were studied in micro reactor. Results showed that the best ratio of Mg and Al for reaction activity is 1:1. The conversion of olefins increased 40% by adding 2% niobium. The reaction conditions were also tested and the result showed that the better reaction temperature is at 400°C with space velocity of 14.0 h⁻¹.

Keywords FCC, olefins reducing, additive, sol-gel

Removal of COS in Natural Gas

Wang Kaiyue (RNGT, PetroChina Southwest Oil & Gasfield Company). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS*, VOL. 36 NO. 1, pp28~36, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)

Abstract The physical and chemical properties of COS, the industrial experience and laboratory re-

search results in the removal of COS by amine processes and sulfinol processes were reviewed in this paper. In order to meet the total sulfur specification in the sweetened gas for the raw natural gas containing COS, we can take some measures such as adding some DIPA to MDEA solution (the COS removal rate from about 40% to 50%) or adding sulfoane to MDEA solution (the COS removal rate from about 40% to 85% or higher). In addition, methylmonoethanolamine should be used to conduct some research work in removing of COS.

Keywords sour gas treating carbonyl sulfur; MDEA, sulfinol process

The Synthesis and Properties Evaluation of A Depressant AMV for Crude Oil

Hu Zhongqian, Ma Xiping, Li Yongqiang (The Chemistry and Chemical Engineering College of Southwest Petroleum University, Sichuan Chengdu). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS, VOL. 36 NO. 1, pp37~38, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)*

Abstract In this paper, first octadecyl acrylate was synthesized from acrylic acid and octadecyl alcohol without water-carrying reagent. The optimum condition was that octadecyl alcohol is 10% (0.4 mol), the molar rate of octadecyl alcohol to acrylic acid is 1.0:1.2, the amount of p-methyl benzene sulfonic acid is 1.0% (according to the mass of octadecyl acrylate and acrylic acid), the amount of hydroquin is 0.7% (according to the mass of octadecyl acrylate and acrylic acid), the reaction temperature is 135°C, the reaction time is 6h. Second, AMV was synthesized by free radical copolymerization reactions of octadecyl acrylate, maleic anhydride and vinylacetate. The synthesized depressant (AMV) has an optimum effect of pour point depressing for the waxy crude oil when it was synthesized under the conditions of that the mole ratio of octadecyl acrylate, maleic anhydride and vinylacetate was 8:1:1, mass fraction of azobisisobutyronitrile (AIBN) was 0.5, reaction temperature was 90°C, reaction time was 6h. When 0.5% (w) of the depressant (AMV) was added into crude oil, the pour point of the waxy crude oil was reduced by 10°C, the apparent vis-

cosity was lowered by 73% at 50°C.

Keywords octadecyl acrylate, maleic anhydride, vinylacetate, pour point depressant, waxy crude oil

The Industrial Application of Sulphur Recovery Catalyst CT6-7

Tang Rongwu (Chongqing Natural Gas Purification Plant General, PetroChina Southwest Oil and Gasfield Company). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS, VOL. 36 NO. 1, pp39~41, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)*

Abstract With the significant drop of the acid gas and the content of H₂S in sulphur recovery unit of Yinjin plant in Chongqing Natural Gas Purification Plant General, the temperature in the reaction furnace was descended and flame became instable. The content of organic sulphur was obviously increased. After the application of catalyst CT6-7 with highly hydrolysis ability of organic sulphur, higher sulphur recovery rate was obtained in the unit.

Keywords sulphur recovery catalyst CT6-7, organic sulphur, sulphur recovery rate

Corrosion and Corrosion Protection for Regeneration System of Direct Distillation Gasoline Aromatization Unit

Yang Qianglong¹, Yang Ming² (1. Nanchong Refining and Chemical General Plant of PetroChina Southwest Oil and Gasfield Company; 2. Northern Sichuan Gas Production and Transmission Management Division of Sinopec Southwest Branch Company). *CHEMICAL ENGINEERING OF OIL & GAS, VOL. 36 NO. 1, pp42~45, 2007 (ISSN 1007-3426 IN CHINESE)*

Abstract The sulfur corrosion condition and its harmness to the regeneration system for distilled gasoline aromatization unit were reviewed. The cause of corrosion was analyzed, and a corrosion control method was proposed. Through practical application, system corrosion has been preferably controlled.

Keywords distilled gasoline aromatization, fixed bed catalyst regeneration, sulfur corrosion, caustic wash, desulfuration