

国外

可燃气体制造及气体净化方法

工艺手册



化工部氮肥设计技术中心
化工部第四设计院

一九八三年十二月·武汉

028.2

译 稿 说 明

《可燃气体制造及气体净化方法工艺手册》是译自烃加工杂志(Hydrocarbon Processing) 1982年版发表的气体加工手册(Gas Processing Handbook)，该手册所介绍的可燃气体的净化和以液体、固体为原料的各种造气等方法为国际上不断发展的最新工艺。每种方法都附有流程图和原料产品、生产方法简述、操作条件、经济性、参考文献、专利所有者等说明。对从事合成氨、城市煤气、石油化工、炼油、合成气等工艺设计人员，生产厂工程技术人员，进行新厂设计和采用新技术进行老厂技术改造，选择先进生产方法是一本很好的参考资料，还可供科研人员开发新技术参考。

参加本手册翻译人员有刘镜远、陈以标、唐礼民、陈增湖、陈立新、汪清裕、张敏等同志，并由李庆春、杨文藻、王治国等同志进行校对，最后由《氮肥设计》编辑部王正喜、李首庆等同志协助编辑和出版发行。

译文中各种生产方法名称、撰稿者、专利所有者目前国内译文尚未统一，除尽量选用通用译法外，还将原文列入供对照。

由于译者水平有限，难免有不妥之处，请读者批评指正。

译 者

一九八四年元月

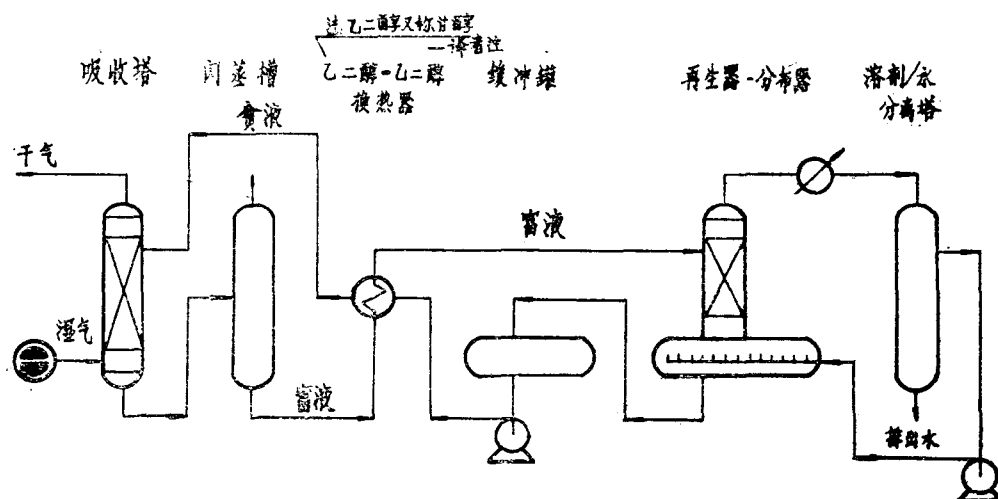
目 录

一、脱水	(1)
1. 三甘醇脱水法	(Drizo dehydration) (1)
2. 注入甘醇脱水法	(Glycol injection) (2)
3. 高露点降脱水法	(High dewpoint depression dehydration) (3)
4. 固体干燥剂脱水法	(Solid desiccant) (4)
二、酸性气处理	(5)
5. 醇胺法	(Alkanolamine) (5)
6. 有机碱法	(Alkazid) (6)
7. 常温甲醇法	(A misol) (7)
8. 苯菲尔法	(Benfield) (8)
9. 卡特卡伯法	(Catacarb CO ₂ and H ₂ S removal) (9)
10. G—V法脱碳	[Giam marco-vetrocoke (sweetening)] (11)
11. 汞的脱除	(Mercury removal) (12)
12. 分子筛	(Molecular sieve) (13)
13. N—甲基吡咯烷酮法	(Purisol) (14)
14. 低温甲醇法	(Rectisol) (15)
15. 选择性胺吸收DD法	(Selectamine DD) (17)
16. 聚乙二醇二甲醚法	(Selexol Solvent) (18)
17. 环丁砜法	(Sulfinol) (19)
三、天然气凝析液回收	(20)
18. 回收乙烷/排除氮气	(Ethane recovery/nitrogen rejection) (20)
19. 提取氦气和排除氮气	(Helium extraction & nitrogen rejection) (21)
20. 液化石油气的回收	(LPG recovery) (22)
21. 透平-膨胀机	(NGL Turbo expander) (23)
22. 氮气的脱除	(Nitrogen removal) (24)
四、硫回收	(26)
23. 阿莫科法回收硫	(Amoco sulfur recovery) (26)
24. 克劳斯法	(Claus) (27)
25. G—V法脱硫	[Giammarco-vetrocoke(sulfur)] (28)
26. MCRC法回收硫	(MCRC Sulfur recovery) (29)
27. ADA法脱硫	(Stretford) (30)

28. 络合铁脱硫法	(Sulfint)	(31)
五、尾气净化		(32)
29. 比文法回收硫	[Beavon sulfur recovery(BSRP)]	(32)
30. 催化焚烧法	(Catalytic incineration)	(33)
31. 冷床吸附法回收硫	(CBA)	(34)
32. 克劳斯波尔1500法回收硫	(Clauspol 1500)	(35)
33. 石灰乳脱除硫	(MCRC limestone slurry sulfur recovery)	(36)
34. 选择性氧化法回收硫	(Selectox)	(37)
35. Transox法回收硫	(Transox)	(38)
36. 尤尼撒夫法回收硫	(Unisulf)	(39)
37. W-L法回收SO ₂	(W-L SO ₂ recovery)	(40)
38. 本得尔法脱硫	(Bender)	(41)
39. 梅洛克斯法脱硫	(Merox)	(42)
40. 赛来克斯和赛来克斯/蓝金法脱硫(Thiolex and Thiolex/regen)		(43)
六、液体原料气化		(44)
41. CRG系列(A)城市煤气	(CRG series(A)town gas)	(44)
42. CRG加氢气化	(CRG hydrogasification)	(45)
43. 流动床氢化器	[Fluidized bed hydrogenator(FBH)]	(46)
44. 合成气	(Gasyntan)	(47)
45. 气体循环氢化器	[Gas recycle hydrogenator (GRH)]	(48)
46. 富甲烷气法	[JGC methane-rich gas (MRG)]	(49)
47. 谢尔气化法	(Shell gasification)	(50)
七、固体原料气化		(52)
48. 鲁奇熔渣气化炉	(BGC-Lnrgi slagging gasifier)	(52)
49. CO ₂ 接受体法	(CO ₂ acceptor)	(53)
50. COGAS法		(54)
51. 埃克森催化煤气化	(Exxon catalytic coal gasification)	(55)
52. FW—Stoic二段气化炉		(56)
53. GI二段煤气发生炉		(57)
54. HYGAS法		(58)
55. 柯拍斯—托切克法	(Koppers-totzek)	(59)
56. 鲁奇—加压煤气化	(Lurgi-pressure gasification of coal)	(60)
57. 泥煤煤气化	(Peatgas)	(61)
58. S—O气化法	(Saarberg/Otto)	(62)
59. 谢尔煤气化法	(Shell coal gasification)	(63)
60. 德士古煤气化法	(Texaco coal gasification)	(64)
61. 托斯克催化焦炭气化	(Tosco catalytic coke gasification)	(66)

62. U—Gas法	(67)
63. W-D/IGI法煤气化	(68)
64. 维尔曼—格留沙法煤气化 (Wellman-Galusha)	(69)
65. 威斯汀豪斯煤气化 (Westinghouse coal gasification)	(71)
66. 温克勒气化 (Winkler gasification)	(72)
八、变换和甲烷化	(73)
67. Cono—甲烷化	(73)
68. CRG甲烷化	(74)
69. 耐硫变换 (SSK) [Sulfur tolerant shift(SSK)]	(75)
70. Super-甲烷化	(76)
71. Tremp-甲烷化	(77)
九、制氢	(78)
72. 自热转化法 (Autothermal reforming)	(78)
73. 深冷提纯 (Cryogenic upgrading)	(79)
74. 深冷提纯 (Cryogenic upgrading)	(80)
75. 氢气提纯 (Hydrogen purification)	(81)
76. 制氢—林德法 (Hydrogen-Linde)	(82)
77. 制氢蒸汽转化法 (Hydrogen, steam reforming)	(84)
78. 制氢—托普索法 (Hydrogen-Topsoc)	(85)
十、液化天然气	(86)
79. MCR—液化天然气 (MCR liquefaction)	(86)

一、脱水



1. 三甘醇脱水法 (Drizo dehydration)

用途: 天然气、裂解气、氮气、二氧化碳气、烟道气和合成天然气的脱水。特别适用于需要大幅度降低露点的场合。

产品: 产品气的温度可降至 -100°F ，含水量为 $1 \sim 5 \text{ ppm}$ 。

简述: 加工的气体连续送入吸收塔与高浓度的甘醇逆流相接触。各种甘醇溶液都能使用，但以三甘醇 (TEG) 为最好。湿甘醇 (富) 闪蒸后送入传统的蒸馏塔中。在常压下沸点为 400°F 时，可使甘醇再浓缩到 $98.5 \sim 99\%$ 。然后使用共沸点技术再生。在低于再沸器液位处，注入合适的溶剂，诸如异辛烷。此异辛烷与剩余的水形成一种非均匀共沸混合物，此混合物被汽化并从顶部排出。蒸汽被冷凝，并在一台合适的两组澄清槽中进行分离。水由槽底排出，而异辛烷再返回再沸器。用此工艺时甘醇的浓度可达 99.99% 。高度浓缩的甘醇再在甘醇/甘醇换热器中冷却，并再循环返回到吸收塔。

本工艺与传统的方法比较其优点在于唯一需要的热量只是汽化共沸点溶剂。此值低于或接近于最大能量消耗的 20% 。

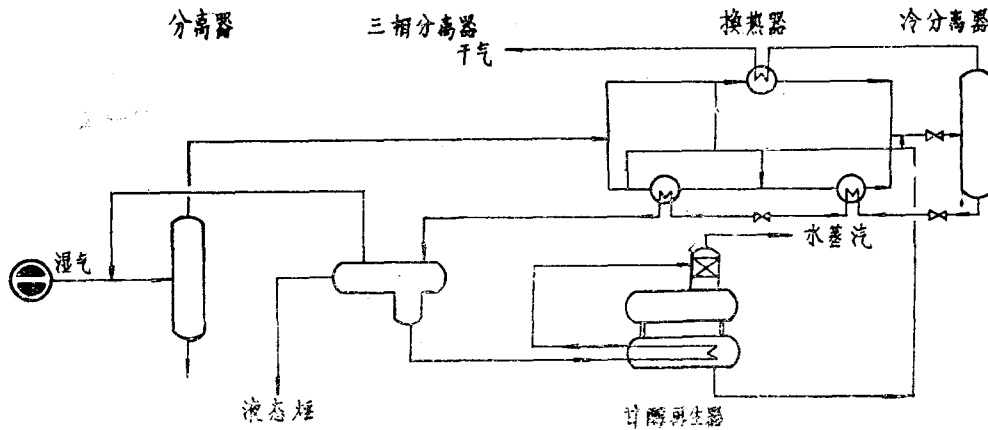
操作条件: 实质上任何气体在温度由 $50 \sim 150^{\circ}\text{F}$ 和压力从 $0 \sim 2000$ 磅/英寸² (绝) 或更高的范围内都能脱水。每脱除 1 磅水，甘醇的循环量为 $1 \sim 3$ 加仑及每加仑甘醇使用的溶剂量为 0.2 或小于 0.2 加仑。没有各种废气 (汽提气) 排出，不会污染大气。

经济性: 以日处理一百万磅裂解气，将乙烯干燥的投资费低至 $69,000$ 美元。

裂解气系统的操作费用为 180 万英热单位/百万磅。此系统能脱水到 $1 \sim 5 \text{ ppm}$ 的出口气 [500 磅/英寸² (绝) $\cdot 65^{\circ}\text{F}$]。

一套处理 2000 万标英尺³/日的天然气的典型脱水装置采用 99.99% 三甘醇作吸收剂能取得露点为 -40°F 的气体，其能量消耗低于 6.3 万英热单位/百万标英尺³ [进口气在 1000 磅/英寸² (绝) 和 100°F 条件下]。

将干燥剂 (TEG) 由 98.5% 再浓缩到 99.99% 的操作费用，按每加仑循环的甘醇能量消耗为 200 英热单位。



2. 注入甘醇脱水法(Glycol injection)

用途: 天然气的脱水, 烃类露点温度的控制和液态烃的回收。

原料: 天然气。

产品: 脱水的贫气和液态烃。

简述: 在气体输送管网中对水和烃类露点的技术要求十分严格。这些技术要求能阻止气体的自动冷冻作用(焦耳汤姆逊效应和工艺气流间热交换的结合)及在气体换热器和节流阀之前, 向高压气流中注入浓甘醇溶液。

从分离器来的高压气体分成二支, 并分别在换热器中被冷溶液和冷气流所冷却。在这些换热器前, 先注入贫甘醇到冷气流中以避免水合物的形成。两股冷气流汇合在一起, 在通过节流阀前先注入更贫的甘醇, 通过节流阀的冷气流在冷分离器中进行分离。在液态流体中允许更多的压力降, 以便在两台运转中的换热器内提供更多的致冷效应。从冷分离器中分离出的气体亦与高压分支气流进行热交换。

加热的液态流体在三相分离器中进行闪蒸, 同时从富甘醇中分离出液态烃并回收。蒸汽返回到高压分离器入口, 在冷冻器中除去富甘醇中的水份, 贫甘醇液冷却后再注入到工艺气流中。

操作条件:

工艺气: 温度 = 60~80°F; 压力 ≈ 1000磅/英寸² (绝)。

冷分离器: 压力 ≈ 500~700磅/英寸² (绝); 温度 = 0~-20°F

三相分离器, 压力 = 50~250磅/英寸² (绝)

经济性: 处理2.5亿标英尺³/日天然气的装置投资费从100万美元到250万美元不等。

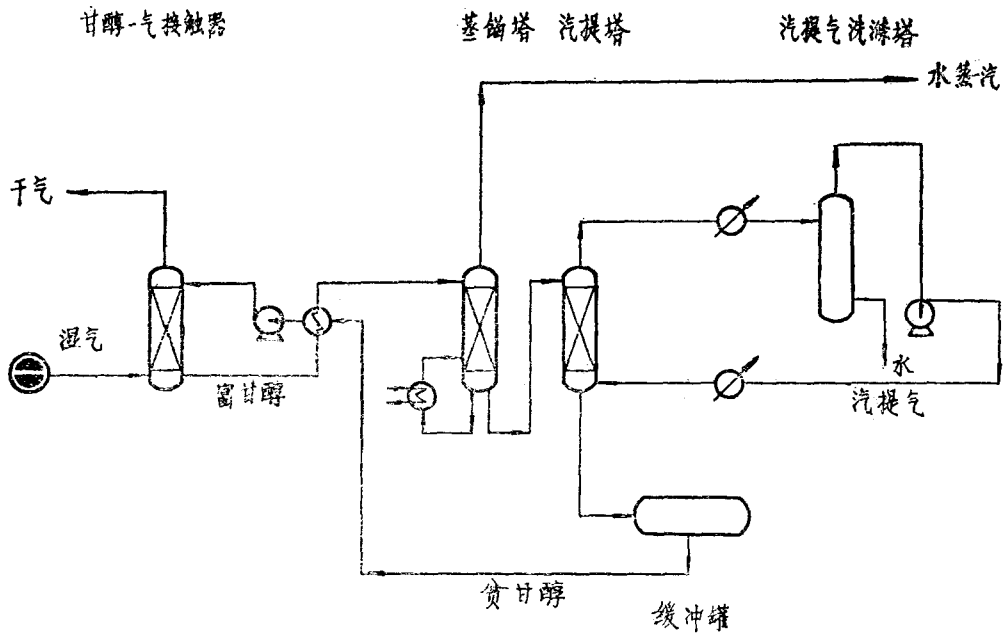
工业化装置: 包括海面上的装置在内的各种规模的装置现在都在世界各地运转中。

撰稿者: Badger America, Inc.

工业化装置: 正在运转中的合成天然气装置, 其综合能力大于1.6亿标英尺³/日和6亿标英尺³/日的天然气, 进料能力为1亿标英尺³/日的透平膨胀装置和日产1000吨的CO₂干燥装置。

参考文献: Hydrocarbon Processing, No.12, P.79, 1972.

专利所有者: The Dow Chemical Co.



3. 高露点降脱水法(High dewpoint depression dehydration)

用途: 用于天然气、各种烃类气体、压缩空气、二氧化碳、合成气、烟道气、氮气、裂解气的脱水。酸性气体可用适当的抗腐蚀措施进行加工处理。

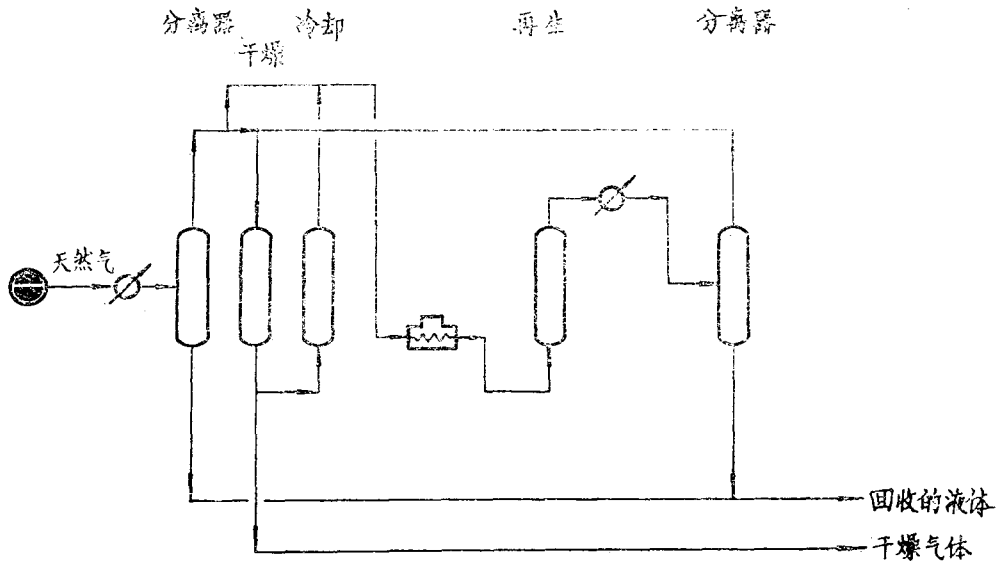
产品: 脱水后的出口气体,可使水的露点低至 -150°F 。在洗涤器,凝聚器和吸附器后,出口气体中甘醇含量可降至略而不计。

简述: 在填料或泡罩塔中用高浓度甘醇溶液与加工工艺气逆流接触,连续吸收气体中的水份。二甘醇、三甘醇和四甘醇都是合适的吸收剂,但大多数情况下优先采用三甘醇。富甘醇液流到组合的甘醇精馏塔和再沸器中,在 400°F 沸点(常压)下将甘醇提浓到约99%。然后部分再生的甘醇在甘醇汽提塔中与 400°F 的汽提气逆流相接触。汽提气可取自脱水的工艺气流或取自辅助供应的燃料气,氮气等。汽提气逆流通过部分再生的甘醇溶液后,离开汽提塔后气体经冷却、洗涤、压缩、加热和再循环。汽提可使甘醇浓度高达99.995%(重量),汽提速率为6标英尺³/加仑或更低。高浓度甘醇通过甘醇/甘醇热回收换热器,经溶液泵返回到接触塔中。

此工艺的优点: 极低的露点。以前只能在采用干式干燥剂的吸附装置中才能达到;甘醇吸收剂的正常消耗量低于0.1加仑/百万标英尺³(加工气)(如采用辅助的回收设备时则更低);低的溶液循环量。在进口气体中每一磅水蒸汽所需溶液量少于4加仑;提供完整的洗涤设备,能处理进口气体中含有的液体;可以重复使用汽提气;低的公用工程消耗指标;连续操作,单系列压力容器,不需要复杂的仪表或控制阀门系统;低压力降,大部分装置低于5磅/英寸²(绝)。

操作条件: 加工气体基本上可在从常压到3000磅/英寸²(绝)或更高的压力下操作。一套单系列装置加工气体的流量从10万标英尺³/日到5亿标英尺³/日。被加工气体的温度可从50到 150°F 。饱和和不饱和的气体都能加工处理。

经济性: 设备费用1100~12000美元百万标英尺³/日,操作费用:美元/百万标英尺³(2亿标英尺³/日的能力,并在600磅/英寸²(绝)和 90°F 条件下),燃料和补充汽提气,0.393美元;电力,0.33美元。与传统的脱水法比较净节约的公用工程消耗费用:燃料0.396美元,电



4. 固体干燥剂脱水法(Solid desiccant)

用途: 天然气的脱水, 烃类露点温度的控制和液态烃的回收。

原料: 天然气。

产品: 脱水的气体能满足水和烃类露点及液态烃的技术要求。

简述: 气体在低温操作和长距离管道输送时对其脱水要求十分严格。在管道输送气体时, 除了对水的露点技术要求外, 一般也必须满足对烃类的露点的技术要求。低温操作时, 对气体中水的露点的技术要求十分严格。

采用如硅胶和分子筛联合固体干燥剂来吸附重烃类和水份, 得到很低的烃类和水露点。

通常选择使用三个塔(见流程图), 塔顶装填硅胶, 塔底装填分子筛的工艺流程。其中两个塔经常处在干燥阶段, 而第三个塔处在再生或冷却循环阶段。

工艺气体被冷却, 并在入口分离器中脱除游离的液体。由入口分离器出来的气体从顶部经底部通过吸附塔, 在此藉硅胶和分子筛联合干燥剂, 将重烃类和水蒸汽吸附。虽然硅胶在饱和气体条件下对水蒸汽有很高的亲和力, 但对重烃类更具有优先的亲合力。使用硅胶的真正优点在于对分子筛起保护作用。

采用热气体通过床层进行干燥剂的再生。再生期间从吸附塔排出的气体经过冷却。被吸附的水和重烃类呈液体状态被回收, 而气体则再循环到吸附塔。以干燥气体的一股副线支流用来对塔的冷却。

操作条件: 操作条件可有很大范围的变化, 典型的操作条件是:

工艺气体, 温度 $60\sim 150^{\circ}\text{F}$; 压力 $250\sim 1000$ 磅/英寸 2 (绝)。

再生气体, 温度 $500\sim 600^{\circ}\text{F}$ 。

经济性: 一套处理1亿标英尺 3 /日气体的吸附装置, 需要的基建投资约 $0.5\sim 1.0$ 百万美元。

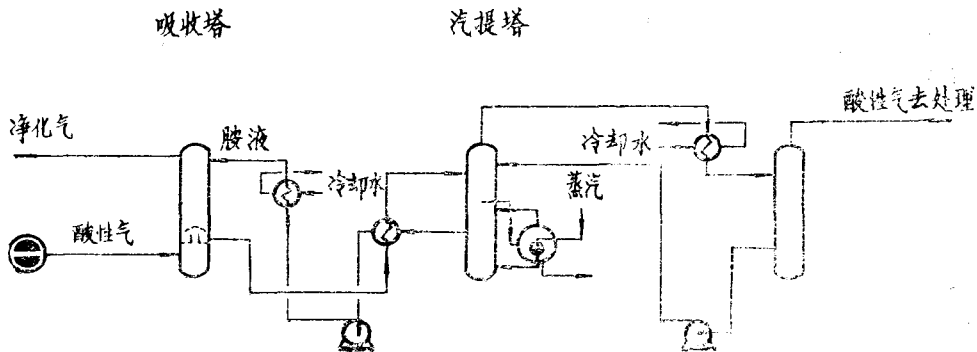
撰稿者: Badger America, Inc.

力0.044美元。

工业化装置: 从1957年采用高浓度甘醇再生法以来, 世界各地已安装数百套这样的装置。

专利所有者: Black, Sivalls & Bryson, Inc.

二、酸性气处理



5. 醇胺法 (Alkanolamine)

用途: 醇胺类溶液能脱除酸性气体中的 H_2S 、 CO_2 、 COS 和 CS_2 。可以采用的醇胺类有一乙醇胺 (MEA)，二乙醇胺 (DEA)，三乙醇胺 (TEA)，二异丙醇胺 (DIPA)，甲基二乙醇胺 (MDEA) 和二甘醇胺 (DGA)。

每一种醇胺至少有一个羟基和一个胺基。可以认为羟基能降低蒸汽分压和增加水的溶解度，而胺基可形成砒性，导致酸性气体的吸收。

简述: 醇胺类吸收酸性气体的基本流程都是类似的。被净化的气体由下向上通过吸收塔与溶液逆流相接触。经用汽提塔底部排出的贫液来加热吸收塔底部排出的富液，然后送入汽提塔顶部。在换热器中部分被冷却后的贫液用水或空气再进一步冷却，并送到吸收塔的顶部，以完成一个循环。将从汽提塔溶液中脱出的酸性气体进行冷却，同时大部分水蒸汽被冷凝，这些冷凝液再送回到系统中，以防止胺液变得越来越浓缩。

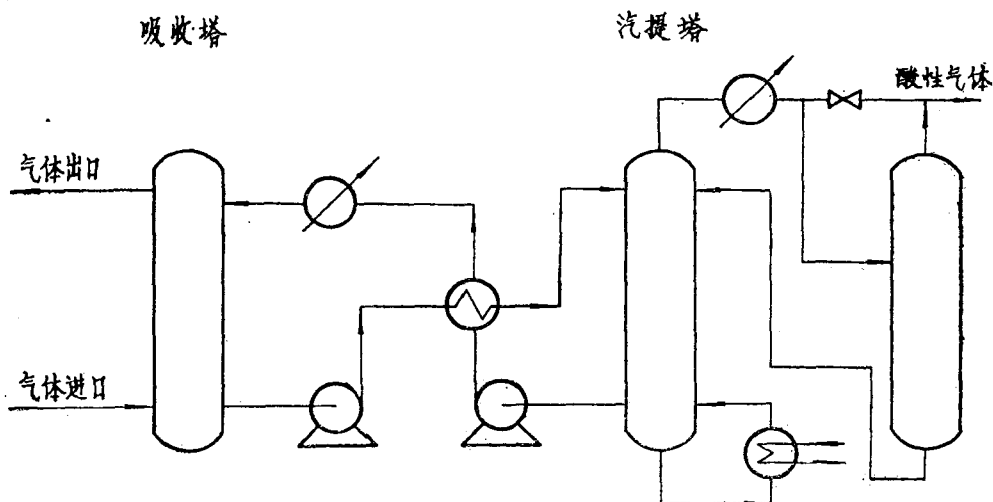
性能: 最广泛使用的胺类是MEA，DEA和DGA。在采用较低的吸收塔分压下，同时需要在残余气体中 H_2S 和 CO_2 的浓度较低时，采用MEA最为合适。MEA中的胺具有最大活性。其缺点是对 H_2S 和 CO_2 的选择性差；对 COS 和 CS_2 的不可逆反应、高的公用工程消耗，脱除硫醇效果差以及较大的蒸发损失。

由于气体中 COS 和 CS_2 的存在，曾使用DEA来处理炼厂气中酸性气的脱除。与MEA相比，DEA的优点是能抵制 COS 和 CS_2 的降解，较低的蒸发损失，较低的循环量和较低的热耗。

与MEA相比，DGA的优点是较低的公用工程消耗，较低的循环量，低的冰点，并具有脱除 COS ， CS_2 和少量硫醇及稍微的脱水能力。

设备结构的材料: 在一乙醇胺系统的实际操作条件下对腐蚀的研究证明，装置中所有的容器和换热器的壳侧部分都能采用碳钢制造。然而胺液换热器温度最高的通道部分，包括再沸器，胺液冷却器，胺液回收器和部分管道。推荐使用304型不锈钢。

撰稿者: McDermott Marine Engineering,



6. 有机碱法 (Alkazid)

用途: 常压或较高压力下选择性吸收 H_2S 和同时脱除 H_2S 和 CO_2 。

给料: 从煤气化, 合成天然气, 炼厂来的原料气和烟道气, 液态烃。

简述: 在本工艺过程中使用两种类型的吸附剂。

1) 有机碱 'M' (甲基氨基丙酸钾盐的水溶液), 用于从原料气中单独脱除 CO_2 或同时脱除 CO_2 和 H_2S 。

2) 有机碱 'DIK' (二甲基氨基醋酸钾盐), 用于选择性吸收 H_2S 。

原料气进入吸收塔底部与砷性溶液逆流接触。净化气由塔顶排出。富液通过一台溶液/溶液换热器后进入汽提塔, 在该塔流下的溶液被蒸汽加热, 并汽提出酸性气体。从汽提塔顶部排出的酸性气体和水蒸汽用空气或水进行冷却; 冷凝液回流到汽提塔。冷却的酸性气体用于进一步加工。汽提塔底部排出的再生溶液通过溶液/溶液换热器和溶液冷却器再返回到吸收塔。

操作数据: 所获得的最终气体的净化度取决于诸如压力、温度、原料气中 H_2S 和 CO_2 之间的比例以及为进一步加工所要求的酸性气体组份等因素。

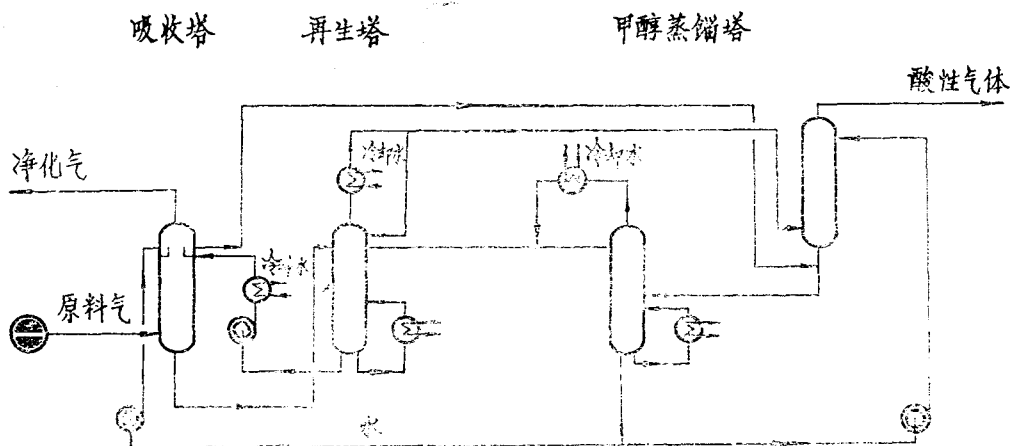
在低压下净化不含有 CO_2 的原料气时, 所生产的气体含 H_2S 为 4-grains (格令) $H_2S/100$ 标英尺³。在低压和高含量的 CO_2 时, 如回收的酸性气体用克劳斯法回收硫磺, 所生产的气体含 H_2S 为 20 格令 $H_2S/100$ 标英尺³。当回收的酸性气体用来加工硫酸时, 则气体中 H_2S/CO_2 之比可稍小, 选择性吸收的程度也允许偏小点, 则在高压下操作时也能获得较高的净化度, 即 H_2S 含量小于 0.5 格令 $H_2S/100$ 标英尺³的气体。

有机碱溶液没有腐蚀性, 其蒸汽分压也低, 因此溶液损失极小。因烃类在有机碱溶液中的溶解度小, 因此烃类的损失也极小, 从而赋予本工艺较物理溶剂吸收为好的优点。

经济性: 每天处理 1 亿标英尺³ 含 CO_2 21%, H_2S 0.8%, 并净化至含 H_2S 100ppm 的原料气的 Alkazid 法装置, 其界区内的投资约为 1200 万美元 (1979 年西欧基准)。

工业化装置: 约有 100 套, 其中包括煤气化装置。

撰稿者: Davy McKee.



7. 常温甲醇法(Amisol)

用途: 用于从合成气、转化气或从含有少量到中等 CO_2 和 H_2S 的天然气进行选择性的脱硫或全部脱除 CO_2 、 H_2S 、 COS 和其他有机硫化物。所获得的净化度可达到含硫为 0.1ppm ， CO_2 为 5ppm 。采用再选择性吸收，可使酸性气体中的 H_2S 含量浓缩到约60%（体积）。

简述: 以醇胺类（MEA，DEA）溶液的混合物或含有甲醇的仲烷基胺溶液作为溶剂。在常温下进行吸收，并在低于 100°C 温度下进行再生操作。主要的吸收反应是可逆的化学反应。

在吸收塔中原料气与溶剂逆流相接触。吸收了富酸性气体的溶液，不需要加热就送入常压再生塔中，在此用甲醇蒸汽汽提使酸性气组份，从塔顶脱出。再生溶液用冷却水冷却后再返回到吸收塔。在再生塔底部的再沸器中加热溶剂溶液以产生甲醇汽提气。甲醇蒸汽在再生塔顶部用冷却水冷凝后被从酸性气体中分离。净化气和酸性气中含有的甲醇蒸汽用水洗涤回收。所产生的甲醇与水混合液用蒸馏方法加以分离。

可以利用其他装置中拟用冷却水除去的废热来加热再生溶液和甲醇/水分离塔溶液。

经济性: 典型的用途是净化以渣油为原料；以部分氧化法所产生的用于合成甲醇的原料气。

	原料气(%, 体积)	净化气(ppm, 体积)
H_2S	1.46	}0.1
COS	0.06	
CO_2	4.58	5

公用工程消耗（以 $100,000$ 标米³原料气为基准）

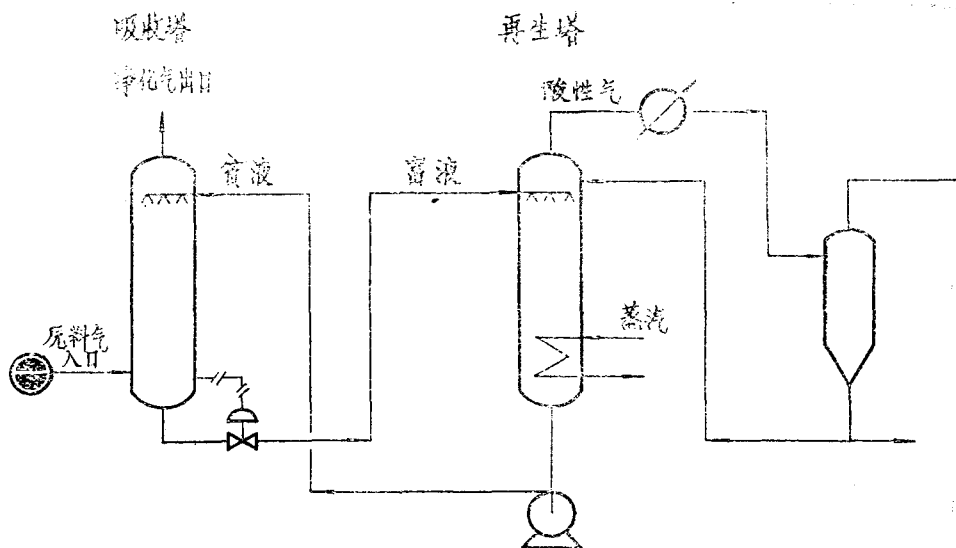
电, (千瓦小时)	700
冷却水, 百万千焦耳	25
热量, 百万千焦耳	53 (用于低温的工艺气体)

或40(用8 bar蒸汽为18; 用低位能废热为22。)

工业化装置: 一套装置正在运转, 二套装置正在建设中, 其总能力为 7300 万标英尺³/日。

参考文献: Hydrocarbon Processing, No. 4, P.78, 1974.

专利所有者: Lurgi Kohle and Mineralöltechnik GmbH.



8. 苯菲尔法(Benfield)

用途: 从酸性天然气中和以煤或油部分氧化及以石脑油或气体蒸汽转化制造代用天然气所产生的粗气中脱除 CO_2 、 H_2S 和 COS 。从 CO_2 和 H_2S 混合气中进行 H_2S 选择性脱除，并提供富 H_2S 的气体以适应元素硫的回收。

给料: 含有 CO_2 或 CO_2 和 H_2S 混合的酸性天然气；或由部分氧化或蒸汽转化法产生的含有 CO_2 （有时有 H_2S ）的合成气。

产品: 净化气中的 H_2S 含量可降低到符合管道煤气输送纯度的技术要求及 CO_2 可脱除到几个ppm。

简述: 在吸收塔内（填料或塔盘），在一定压力下（100~2000磅/英寸²（表））原料气与含有苯菲尔添加剂的碳酸钾溶液相接触，此时酸性组份（ CO_2 和 H_2S ）被吸收。富液压力下降至接近常压，并在再生塔中汽提以释放出被吸收的酸性气体，再生后的贫液再循环到吸收塔。工艺条件和流程根据各种原料气组份和所要求的产品气的规格不同而变化。

操作条件: 吸收压力——通常为100~2000磅/英寸²（表），吸收压力没有上限要求；

原料气组份—— CO_2 和 H_2S 的分压越高，经济效益越好。在一般使用条件下， CO_2 或 CO_2 和 H_2S 浓度的范围由5~50%。原料气可能被水蒸汽所饱和并可能含有大量的高烃类；

原料气温度——一般由常温到400°F。原料气中夹带的热量可用于提供工艺所需的全部或部分热量；

再生压力——接近常压。

经济性: 大型装置典型的投资费用，每脱除1000标英尺³/日的 $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$ 为150美元。每脱除1000标英尺³的 $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$ 所需的典型公用工程消耗。

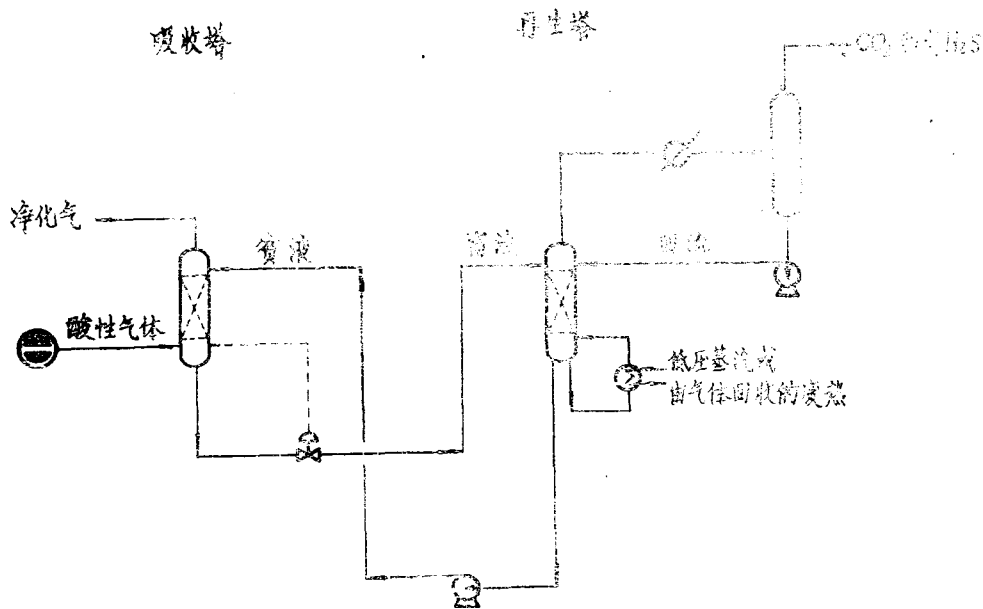
再生所需热量 50,000~130,000英热单位；

电（泵用） 1~2千瓦小时；

总冷却负荷 50,000~100,000英热单位；

化学品消耗 仅考虑机械损耗的溶液补充量——溶液的降解可略而不计。

工业化装置: 现有运转中的装置超过500个，其中包括30多套天然气脱硫装置和210多套



9. 卡特卡伯法 (Catacarb CO₂ and H₂S removal)

用途: 从气体中脱除CO₂、H₂S和COS。典型的应用范围: 管道天然气或液化天然气; 代用天然气; 改善煤气化气体的热值; 重油提级(动态裂解等); 环氧乙烷循环气; 氨合成气; 甲醇合成气; 氢气; 增强油回收(EOR)的烟道气。

产品: 含有小于4 ppm的H₂S和含有50ppm到2%CO₂的净化气。不含H₂S的CO₂气体适用于食物或饮料的制造以及用于EOR工艺中。酸性气体中的H₂S能加工成元素硫。

简述: 在填料或盘式吸收塔中用含有阻蚀剂, 活性好且稳定, 并含有无毒催化剂的钾盐溶液洗涤原料气。当需要高度净化时, 可使用二段吸收。富液经闪蒸后送到再生塔顶, 用蒸汽提来脱出CO₂和H₂S。再生的溶液再循环到吸收塔。按照气体组份、压力、净化气的技术要求和低位能余热的利用程度, 以及热量的价值来选择流程、工艺条件及溶液的组份。新Catacarb法把传统的技术与低能耗技术结合起来, 可以获得显著的节能效果。

操作条件: 吸收压力——一般为50~1500磅/英寸²(表);

气体组份——通常使用的原料气中酸性气体含量为3~50%的变化范围。高烃类不会造成露点问题也不会被大量地吸收;

气体温度——常温到450°F。热的气体可用于提供全部或部分溶液所需的再生热量;

再生压力——常压到30磅/英寸²(表)。

经济性: 投资费用及公用工程的消耗量取决于气体的组份和压力的不同。新设计的Catacarb装置较传统的装置的热量消耗可节约25~60%。以每天处理9000万标英尺³的制H₂装置为例, 进行新旧两种装置的比较, 其CO₂脱除量从20.5~0.15%。

代用天然气, 蒸汽转化气和部分氧化气的净化装置。

参考文献: Hydrocarbon Processing, No. 4, P.81--82, 1974.

专利所有者: Union Carbide Corp.

	传统方法	新Catacarb法	
		情况 1	情况 2
1981年投资费, 百万美元	5.8	5.8	6.2
从气体中得到的废热, 百万热单位/小时	101	101	74
蒸汽, (二次或三次利用), 千磅/小时	34	0	0
电, 千瓦小时	750	750	1640
冷却水(温升25°F), 千加仑/小时	590	343	317
输出蒸汽, 50磅/英寸 ² (表) (不包括锅炉的消耗)	0	0	38000磅/小时

工业化装置: 超过100个装置。

参考文献: Encyclopedia of Chemical Processing & Design, Vol. 6, Chapter on CO₂ Removal, PP.292~310, Marcel Dekker, New York.

专利所有者: Eickmeyer & Associates.

(上接第20页)

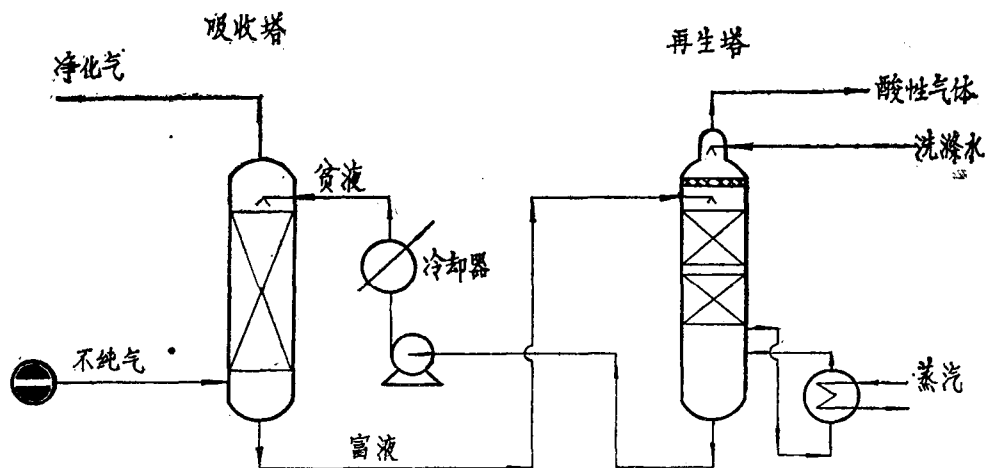
近期——高氮原料气(流量单位: 磅分子/小时)

	原料气	液化石油气	氮气	低压燃料	高压燃料
N ₂	4484.9	—	4440.0		44.9
CH ₄	1587.2	6.3	44.4		1536.5
C ₂ H ₆	412.2	315.8	—		96.4
C ₃ ⁺	281.8	280.5	—		1.3
H ₂	119.3	—	119.3		—
Ar	56.3	—	27.6		28.7
CO	36.0	—	30.1		5.9
总计	6977.7	602.6	4661.4		1713.7
压力磅/英寸 ² (绝)	920	1013	15		45

工业化装置: 一个装置在建设中, 于Crane Country, Texas ARCO Oil and Gas Co.

参考文献: "Designing the Block 31 Nitrogen Rejection Facility," Gas Processors Association, Houston, November 20, 1981.

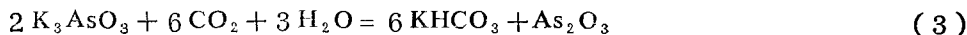
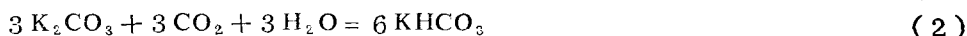
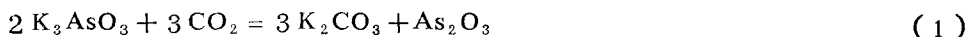
专利所有者: Koch process Systems, Inc.



10. G—V法脱碳〔Giammarco—Vetrocoke (sweetening)〕

用途：从天然气、合成气及重烃和CO₂混合气中连续脱除和回收二氧化碳。

简述：G—V法脱CO₂工艺具有部分或全部回收CO₂的能力。诸如碱性碳酸盐，通常采用碳酸钾作为吸收剂。在碳酸盐溶液中加入三氧化二砷或氨基乙酸（最通常是三氧化二砷）的添加剂使溶液活化，可提高吸收效率和经济效益。当使用添加剂时其吸收和解吸率是其他热碳酸盐工艺的2～3倍。产生的可逆反应如下：



反应进行的方向取决于温度和压力条件。操作是连续的。Vetrocoke溶液在50～100℃的温度下和75大气压（表）或更高的压力下进入吸收塔，此参数取决于气体的条件。在塔中CO₂在逆向气流中被溶液吸收。离开吸收塔底部的富液进入再生塔中，再生在近于常压下操作。并用蒸汽汽提进行溶液的再生，然后再用于吸收。为再生目的所用蒸汽用于加热再沸器，使溶液沸腾。二氧化碳在塔顶经洗涤，冷却后去进一步加工或排入大气。

尤其适合偏僻地区在使用抽气式蒸汽透平驱动主溶液泵，将排出的蒸汽用于加热溶液再沸器。

操作条件：溶液中碳酸盐和三氧化二砷的相对含量将随着进口气体中二氧化碳分压和所需的净化度而变化。

砷盐能抑制与碳酸盐溶液相接触的设备所造成的腐蚀。故可用碳钢制造。由于溶液的不挥发性，故溶液的补充量最小。

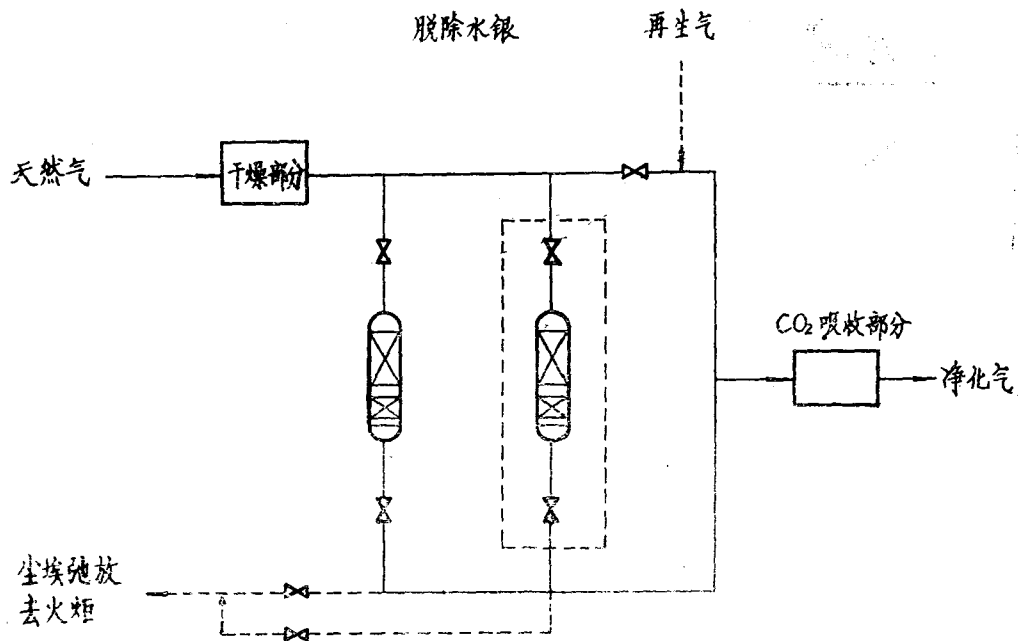
另外，由于高浓度无机盐的存在，从而降低烃类气体的溶解度。

经济性：处理6400万标英尺³/日，CO₂脱除量由48%到3%，界区内的装置投资费用（英国）约为500万美元；装置的公用工程费用约为20美分/百万英热单位的处理气体。

工业化装置：超过200个装置。

参考文献：Oil and Gas Journal, Vol.66, No.4, P.91—94, 1968

撰稿者：Davy McKee.



11. 汞的脱除 (Mercury removal)

用途: 从气体中脱除汞的工艺用于二个主要的领域: 即脱除天然气中的汞; 脱除由电解槽产生的氢气中的汞。

给料: 主要用于天然气的液化工艺中。由于天然气含有少量的汞, 在液化工艺的设备中会引起急剧的腐蚀问题。

简述: 本工艺主要包括位于天然气干燥部分下工序和CO₂吸收部分上工序的一系列并联催化反应器。反应器的个数(一或二个)由压力降来确定。大部分情况下仅需要一个反应器。本工艺是以汞与硫及它的化合物具有高的反应率为基础的。

特性: 在高空速时, 可获得小于10毫克/标米³的脱汞效率。汞的回收率极高。

C₊ 烃类和水的冷凝化合物的存在, 对脱汞能力没有影响。

使用一种破碎强度高和抗腐蚀性的固体吸附剂可减少反应器中的阻力降。

催化剂寿命高(五年)。

操作条件: 天然气脱汞的典型操作数据。

温度: 5~80℃; 压力: 30~80巴;

催化剂6H5V: 10,000~20,000气体体积/(反应器体积)(小时)。

经济性: 对于一套处理385,000标米³/小时(3.45亿标英尺³/日)能力的天然气装置, 采用二套并联的催化反应器, 其投资费用为50万美元(界区内), 第一次充填的催化剂费用为20万美元(法国马赛(Marseille)离岸价格)。

工业化装置: 一套装置正处于开车阶段。

参考文献: Revue de l'Institut Francais du Pétrole, 1977, Vol XXXII, No. 1, PP.89—101.

专利所有者: Institut Francais du Pétrole.