

化学肥料译丛

HUAXUE FEILIAO YICONG

第五輯

化学工业部图书編輯室編

中国工业出版社

化 学 肥 料 译 丛

第 五 輯

化 学 工 业 部 图 书 編 輯 室 編

中 國 鋁 冶 煉 出 版 社

本书为化学肥料译丛第五辑，前四辑已于1960年以前由原化学工业出版社出版，自第五辑起改由中国工业出版社陆续出版。

本辑内容分为两部份：一部份为氮肥，包括有关脱除原料气中二氧化碳的方法、氮合成过程的经验方程式的研究、氮合成动力学的研究及触媒还原条件对其活度的影响等七篇文章；一部份为磷肥，包括脱氟熔融和碱熔磷肥、镁硅磷肥及水热法处理磷灰石的研究等三篇文章。

本书为上海化工研究院（冯秉中、平成舫、陈嘉楨、屠益笙等同志）及方文骥、虞和锡同志等翻译。可供从事化肥生产、研究及设计工作的技术人员阅读，也可供大专院校的师生参考。

化 学 肥 料 译 丛

第 五 辑

*

化学工业部图书编辑室编辑（北京安定门外和平北路四号楼）

中国工业出版社出版（北京佟麟阁路丙10号）

（北京市书刊出版事业许可证出字第110号）

中国工业出版社第四印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·各地新华书店经售

*

开本 $850 \times 1168^{1/32}$ ·印张 $4^{9/16}$ ·字数114,000

1962年11月北京第一版·1963年7月北京第二次印刷

印数1,897—2,546·定价(10-6)0.72元

*

统一书号：15165 1704(化工-114)

目 录

第一部份 氮肥	1
G-V法脱除酸性气体	1
热碱法脱除二氧化碳装置的操作	16
碳酸钾溶液吸收二氧化碳的洗气法	37
脱除氮氢混合气中的 CO_2 和制取碳酸盐的碳化过程	45
氨合成过程的经验方程式及其应用	55
氨合成动力学在工艺计算中的应用	61
工业用氨合成触媒的还原条件对其单位活度的影响	72
第二部份 磷肥	84
脱氟、熔融和碱熔磷肥	84
镁硅磷肥	105
水热法处理磷灰石过程的研究	125

第一部份 氮 肥

G-V 法脫除酸性气体

F.C.里森費耳德和 J.F.默洛內

最近意大利佛特罗科克公司(SPA Vetrocoke)的 G·吉阿馬科 (Giammarco) 所創立的吉阿馬科-佛特罗科克法 (Giammarco-Vetrocoke 法, 簡称G-V法), 在气体淨化技术方面是一項重要的发展。G-V 法分两种: 一种系用来从几乎不含有硫化氢的气体中脫除二氧化碳, 另一种則系用来选择脫除硫化氢。这些方法的操作原理均基于以含有无机或有机添加物的碱溶液吸收酸性气体。在吸收二氧化碳过程中所采用的典型无机添加物为氧化砷和亚硒酸及亚碲酸。

添加物的效果主要是在于提高二氧化碳的吸收和解吸速度, 从而大大地节省工厂生产成本和消耗費用。脫除硫化氢的过程中則采用含有三价和五价砷的碳酸鈉或碳酸鉀溶液作脫硫剂。在气体中含有二氧化碳的場合下, 这个方法能够在現行的各种工艺方法所办不到的溫度和压力的条件下, 完全选择性地脫除硫化氢。

G-V 法已經在欧洲的若干工业装置中, 应用于焦爐气和合成气的淨化。

1. 脫除二氧化碳的过程

此工艺过程中采用的淨化剂为热的碱金属碳酸盐溶液, 以少量有机物或以大量无机物提高其活性。溶液中活性吸收剂物料的浓度系与設計良好的工厂中所采用的热碳酸鉀溶液相等。在大部分的工业装置中采用三氧化砷作活性剂。吸收溶液中具有大量的三氧化砷可以显著地提高吸收和解吸二氧化碳的速度。这一情况

06792

可从图1看出,图中曲线系表示在分压为1大气压及温度为室温的条件下,以40%碳酸钾溶液和G-V法所采用的一种典型溶液吸收二氧化碳时速度的比较。

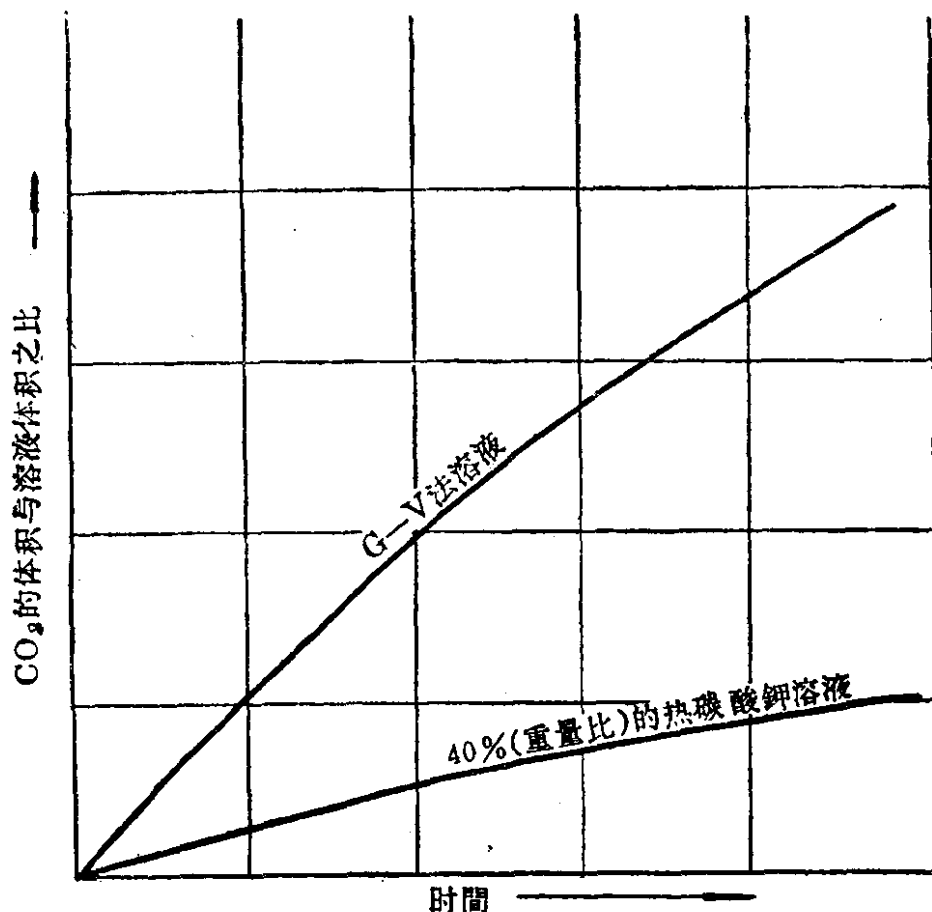


图1 以G-V法溶液和热碳酸钾溶液吸收二氧化碳的速度

蒸汽需要量较少 由于G-V法中吸收和解吸二氧化碳的速度比一般热碳酸钾法高得多,因此吸收塔和汽提塔所需的高度可以降低一些。也由于活性剂溶液比一般热碳酸钾溶液更容易再生,因此再生所需的蒸汽量可以大大减少。再生过程也可以采用空气作为汽提用的气体,这样就更进一步降低了蒸汽的需要量。在压力下再生也是可能的,在加压下回收的二氧化碳还可用于其他工艺过程的场合。

操 作 过 程

脱除二氧化碳车间的典型工艺流程见图2。这是一个处理只含有二氧化碳的气流的典型例子,溶液以蒸汽再生。含有二氧化

4536

碳的气体自吸收塔的底部进入，净化后的气体自吸收塔的顶部导出。吸收塔可以是任何种接触装置，但应能保证气体和液体之间的密切逆流接触。再生后的贫溶液自吸收塔的顶端进入，再自塔底流入闪蒸罐，在此处减压后即有颇多的二氧化碳释出。部分解吸的溶液自闪蒸罐的底部流出，经过热交换器与再生溶液换热而被加热，然后进入再生塔的顶部，在塔内剩余的二氧化碳即从溶液中解吸出来。在再生塔底部以间接蒸汽补给热量。再生后的贫溶液离开再生塔的底部，与进入热交换器的富溶液换热后流回吸收塔的顶部。

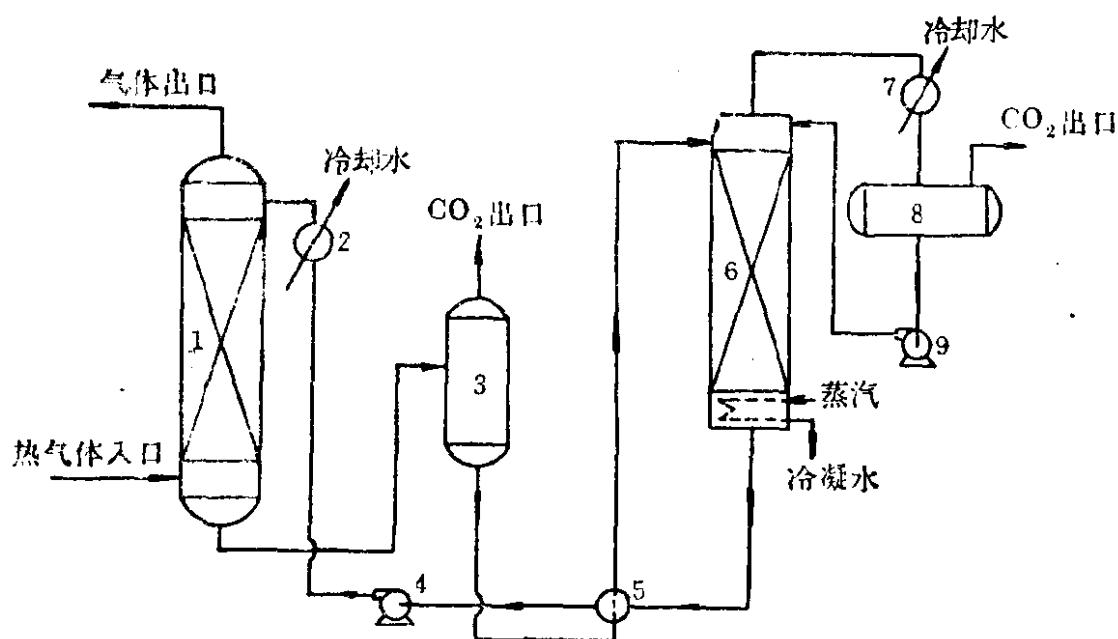


图 2 G-V 法以蒸汽再生的脱除二氧化碳的工艺流程

1—CO₂吸收塔；2—溶液冷却器；3—闪蒸罐；4—溶液泵；5—热交换器；6—再生塔；7—冷却器；8—回流液储罐；9—回流液泵

空气再生 以空气再生的净化工艺流程见图 3，这是一个处理含有硫化氢和二氧化碳的气流的典型工艺流程图。气体首先在一个吸收塔中脱去硫化氢，然后进入二氧化碳脱除工段的吸收塔。脱除硫化氢的过程将在本文下一节中详加讨论。脱除二氧化碳部分的工艺流程大致与上文所述相同。再生后的贫溶液进入吸收塔的顶端，二氧化碳为逆流吸收操作所脱除。富溶液自吸收塔底部流出，在进入闪蒸罐之前先行加热，部分解吸后的溶液出闪

蒸罐而流入再生塔的頂部。

預热过的并且飽和了蒸汽的空气流送入再生塔的底部，与溶液逆流接触，完成最后的解吸操作。为了回收热量和冷凝气流中所含的水分，将自再生塔頂部逸出的二氧化碳和空气的混合气送入减湿器以冷水洗滌。冷却了的空气和二氧化碳的混合气自减湿器頂端逸出放空。减湿器底部排出的水流，在預飽和器中用以預先飽和并預热进入的新鮮空气。这样，可使回收的热量达到最高，水量的損失降至最低。

与其他方法的比較

G-V 法的优点可从表 1 的比較看出。以两种类型的气体作为对象，一种是典型的氨合成气，另一种是天然气，两者所含的二氧化碳浓度均很高。表中又对以空气再生的 G-V 法、以蒸汽再生的 G-V 法、以蒸汽再生的热碳酸鉀法和采用 20% 一乙醇胺溶液的乙醇胺法等四法作了比較。在以蒸汽再生的 G-V 法中所列入的出口气中二氧化碳含量的数值是相当保守的。目前在一設計得合理的装置中有效的操作数据說明 0.05% (体积) 的二氧化碳浓度是可达到的。与热碳酸鉀和一乙醇胺溶液系統相較，此工艺流程最显著的特色是在于它能大大地节省蒸汽的消耗量。

簡化了精炼过程 在制备合成气的条件下，無論是从热碳酸鉀法車間或 G-V 法車間出来的气体，都必須进一步加以处理，以达到氨合成所要求的最終的二氧化碳浓度，即 10~25 p.p.m。但 G-V 法所需的精炼車間要比热碳酸鉀法小得多。在处理天然气时，只要使其二氧化碳浓度降低至 0.5% (体积)，即可以满足公用事业的需要，因此采用 G-V 法就毋需进一步将气体精炼。再者，由于 G-V 法采用的溶液对氧气的溶解度特別低，因此可以采用空气来进行解吸，这样就能够完全發揮節約热量的优点。

无腐蝕性 用作处理的溶液沒有腐蝕性是此法的一个重要优点。在这类車間所处的各种操作条件下，三价砷显然是一种非常有力的阻止腐蝕的物質。現有的一些工业装置全部都是碳素鋼制

成的,經過多年的实际操作,从来没有发生过設備因腐蝕而失灵的例子。

存在于气体中的氧气、硫氧化碳、二硫化碳、硫醇和氰化氢等杂质,对溶液均无多大不利影响,少量不希望有的副反应生成物只需用非常简单的方法就能从溶液中除去。

脫除二氧化碳过程中典型的操作数据比較

表 1

合 成 气

工 艺 方 法	G-V法 (蒸汽解吸)	G-V法 (空气解吸)	热碳酸钾法 (蒸汽解吸)	一乙醇胺法 (20%溶液)
压力, 磅/平方吋	350	350	350	350
进口气体温度, °F	280	280	280	100
进口 CO ₂ , %(体积)	34.3	34.3	34.3	34.3
出口 CO ₂ , %(体积)	0.2	0.5	2.0	10 25p.p.m.
相对的溶液吸收能力	1.0	0.7	0.6	0.7
相对的蒸汽消耗量	1.0	0.3	1.7	3.0

天 然 气

压力, 磅/平方吋	1,000	1,000	1,000	1,000
进口气体温度, °F	100	100	100	100
进口 CO ₂ , %(体积)	28.0	28.0	28.0	28.0
出口 CO ₂ , %(体积)	0.1	0.5	2.0	10~25p.p.m.
相对的溶液吸收能力	1.0	0.7	0.75	0.65
相对的蒸汽消耗量	1.0	0.25	1.9	3.0

2. 脫除硫化氢的过程

此法系以含有碱性砷酸盐和碱性亚砷酸盐混合物的溶液吸收硫化氢为基础的。它具有相当灵活性,只要适当地选择亚砷酸盐和砷酸盐的比例以及 pH 值,就可以达到选择性地吸收硫化氢,或者同时吸收二氧化碳和硫化氢的目的。工艺过程中的化学问题是相当复杂的;然而,吸收-再生循环的整个反应机理可以为几个同时发生的或者是几个相继发生的步骤所代表。

工艺过程的程序

首先硫化氢与亚砷酸盐起反应而被吸收，生成的化合物随即与砷酸盐反应轉化成一硫代砷酸盐。由于亚砷酸与砷酸盐的結合作用，因此硫化氢能够很快地而且很完全地被吸收。硫化氢在一硫代砷酸盐上的蒸汽压力特別低，这就能保証处理后的气体中硫化氢含量达到极低值——小于 1 p.p.m.，即使工艺过程是在高温和低压下进行也是这样。

一硫代砷酸盐与亚砷酸盐的結合以及所采用的操作条件使这个方法得以应用于处理含二氧化碳非常高的气体。而且，副反应可减至极少，經過长期操作后只有极微量的硫代硫酸盐积聚于溶液之中。

其次，降低溶液的 pH 值，使一硫代砷酸盐分解成元素硫和亚砷酸盐。要达到这个目的，可根据溶液的組成和操作条件采用几种不同的方法。对 pH 值相当高的溶液而言，在压力下使溶液与二氧化碳接触是一种值得推荐的方法。在这一操作过程中，溶液中所含的碳酸盐完全轉化为酸性碳酸盐，从而降低了 pH 值，并分离出元素硫。在吸收阶段，即使被处理气体的二氧化碳含量非常高，碳酸盐也从来不会完全轉化，因而元素硫不会沉淀下来。

最后，生成的三价砷以空气或氧气再氧化而成为五价砷，然后溶液再循环至吸收塔。此法的另一种方案中(当所用的溶液 pH 值相当低时)，溶液的酸化是随着三价砷氧化为五价砷而同时实现的。因为砷酸与亚砷酸相比較，毕竟多少强一些，因此氧化的結果，溶液的 pH 值下降，元素硫沉淀下来。

元素硫可用过滤的方法从系統中排出，也可象有些工业装置那样，以在氧化器中漂浮的方法排出。元素硫一般用水洗滌，所得产品的純度相当高，含砷量仅千分之几。純度更高的硫，可以在一般的設備中再結晶制得。

操作过程

此法的示意流程见图3及图4。图3所示流程包括在压力下以二氧化碳酸化的过程，而在图4中则略去了此步骤。从图3可以看到含有硫化氢的气体系从吸收塔的底部进入，吸收塔也同样可以是任何类型的有效的的气液相接触装置，就在该装置中气体与进入塔顶部的贫溶液逆流接触。富溶液在吸收塔底部排出，而流入一中間罐，即所謂蒸煮器中，至此硫代亚砷酸盐变成一硫代砷酸盐的相当緩慢的轉化反应始告完成。然后，使此溶液流入酸化器以二氧化碳气流进行处理。图3所示流程中二氧化碳系取自脫除二氧化碳工段的閃蒸罐，二氧化碳脫除工段紧接于硫化氢脫除

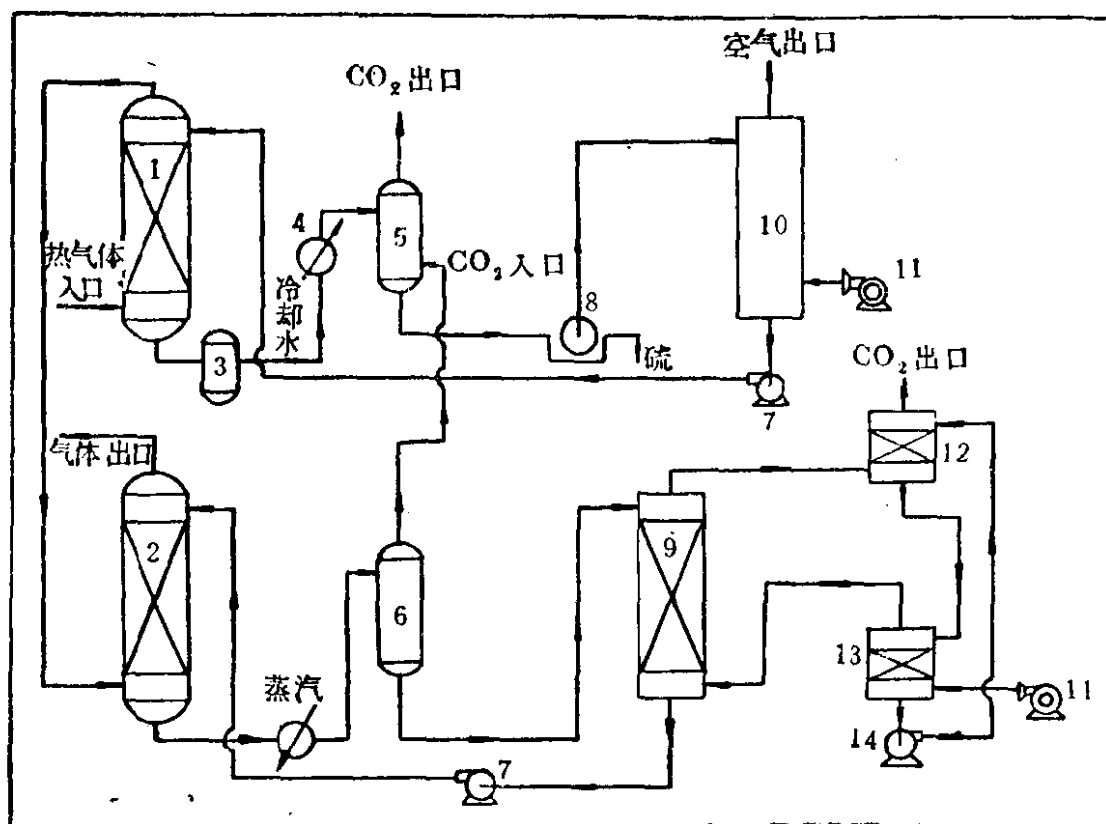


图3 G-V法脫除硫化氢和二氧化碳的工艺流程(包括空气再生)

1— H_2S 吸收塔；2— CO_2 吸收塔；3—蒸煮器；4—溶液冷却器；5—酸化器；6—閃蒸罐；7—溶液泵；8—硫磺过滤器；9—再生塔；10—溶液再生塔；11—空气鼓风机；12—減湿器；13—預飽和槽；14—循环水泵

工段之后。含有元素硫的浆液从酸化器排出，元素硫用过滤法除去，溶液则注入氧化器的顶部，在器内溶液与空气接触，三价砷再氧化而成五价砷。

图4所示的流程除了没有酸化器以外，其余部分都与图3十分相似。溶液离开蒸煮器后直接注入氧化器顶部。在器内，溶液中的三价砷转化为五价砷，同时释出元素硫，后者以漂浮法自溶液中排出。

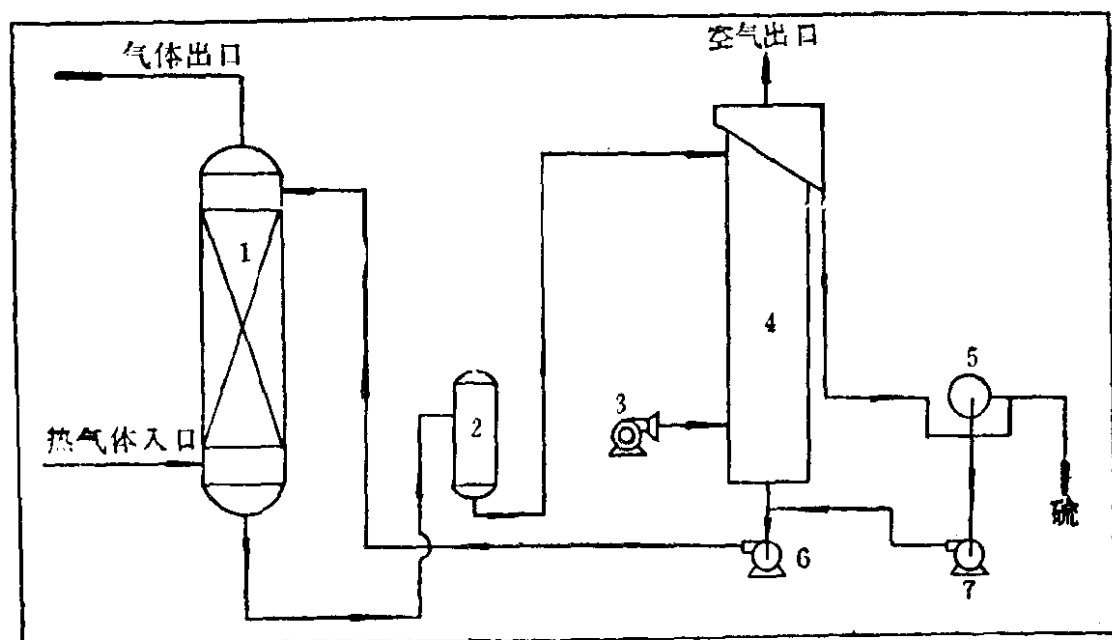


图4 G-V法以空气再生的脱除硫化氢的工艺流程

1—H₂S吸收塔；2—蒸煮器；3—空气鼓风机；4—再生塔；5—硫磺过滤器；6—溶液泵；7—滤液泵

与其他工艺方法的比较

G-V法脱除硫化氢工艺过程的某些典型操作特性与其他工业上已采用的脱除硫化氢工艺过程的比较列于表2。比较中包括三种液相氧化法，即赛洛克斯（Thylox）法、费鲁克斯（Ferrox）法和曼彻斯特（Manchester）法以及三种基于酸-碱反应的吸收硫化氢的方法。在二氧化碳存在的情况下，氧化法的工艺过程对硫化氢是有选择性的，而在其他方法中仅仅磷酸三钾法略有选择性。在采用一乙醇胺和二乙醇胺的醇胺法中，为了获得最大的脱硫率，必须把气体中所含的全部二氧化碳吸收掉。采用甲基二乙

醇胺和三乙醇胺的醇胺法略具有选择性，然而，由于无从取得工业方面的操作数据，所以这些方法在表 2 中从略了。氧化法的工艺过程通常系用来在几近常压下处理煤气。为了使这一比较基础比较接近，因此在醇胺法和磷酸三钾法中也选用了相当低的压力。

操作温度 G-V 法的优点是十分明显的。所有其他脱硫方法的标准吸收操作温度都在 100° F 左右。所以要采用这样的吸收温度是因为硫化氢在这些吸收溶液上的蒸气压力很高，而这是足以决定处理后的气体所能达到的纯净度的。G-V 法可以在 70° F 至 300° F 的温度范围内操作，这首先是因为溶液上面的硫化氢蒸气压力特别低，其次是因为吸收硫化氢的速度非常快。在工业装置中，在温度约为 250° F 的情况下操作，可使处理后的气体中硫化氢含量低于百万分之一。

几种脱除硫化氢工艺方法的典型操作数据比较 表 2

工 艺 方 法	G-V法	赛洛克 斯 法	费鲁克 斯 法	曼彻斯 特 法	磷酸三 钾 法	一乙醇胺法 (20%溶液)	二乙醇胺法 (20%溶液)
压力, 磅/平方吋	大气压	大气压	大气压	大气压	400	65	65
进口气体温度, ° F	100 ~ 300	100	100	100	100	100	100
进口硫化氢含量, 格令/100标准立方呎	300 ~ 500	300 ~ 500	300 ~ 500	500 ~ 1000	450	2000	2000
出口硫化氢含量, 格令/100标准立方呎	< 0.1*	10**	5	0.25***	5 ~ 10	1 ~ 5	10 ~ 20
溶液的吸收能力, 格令/加仑	600	40	70	10	470	2100****	1200****

注：*——一步吸收；**——二步吸收，据称吸收过程达到 0.25 格令/100 标准立方呎；
——六步吸收，每步吸收都使用新鲜溶液；*——此数值仅适用于进口气体中只含有硫化氢；当进口气体中二氧化碳对硫化氢之比增加时，此值成比例下降。

硫容量较高 G-V 法的吸收溶液的硫容量比赛洛克斯法、费鲁克斯法、曼彻斯特法和磷酸三钾法都要高一些。表 2 中所示的数字还是保守的。因为曾经得到过更高的硫容量值。两种胺类溶液的吸收能力比 G-V 法溶液要高一些；但必须记住，一乙醇

胺和二乙醇胺会同时吸收硫化氢与二氧化碳，因此溶液吸收硫化氢的能力随着进口气体中二氧化碳对硫化氢之比的增加而成正比地下降。

在气体中同时存在硫化氢与二氧化碳的情况下，根据图 3 所示的两段处理法可以产生十分纯净的二氧化碳气流，这是因为在第一步操作处理中已将硫化氢充分脱除的缘故。

副反应发生得最少 大部分氧化法工艺过程中令人感到麻烦的事是在循环溶液中存在着相当数量的不希望有的副反应产物。这种情况在费鲁克斯法和赛洛克斯法中特别明显。是时，有颇大一部分硫转化成硫代硫酸盐，后者在溶液的再生过程中就不会恢复成元素硫状态。**G-V** 法中这种副反应大部分被遏止了，经过长时期的操作，才有为量甚微的硫代硫酸盐生成。大部分煤气和合成气所含有的氰化氢为溶液所吸收，最后与元素硫反应而转化成硫代氰酸盐。许多煤气脱硫法的腐蚀问题主要是硫代氰酸盐引起的，但是多年的工业经验证明这种化合物并没有在 **G-V** 法的溶液中积聚起来，因此它在 **G-V** 法中就不成其为问题了。此法最后一个非常重要的优点是整个系统的任何部分都未发生腐蚀现象。在几年的工业操作中，碳素钢制的设备未曾因腐蚀而发生故障。

3. 工艺过程的经济问题

在研究 **G-V** 法的经济问题时曾经把此法与那些脱除气体中高浓度二氧化碳的几种工艺方法作了比较。研究对象为下述两气流：

1. 1200 万立方呎/天的标准合成氨原料气，含 34% (体积) 二氧化碳，压力为 350 磅/平方吋。处理后的气体合平氨合成的要求，含二氧化碳 10~20 p.p.m. 列入比较的各种工艺流程见表 3。这一比较是根据 J.F. 謬路内氏 (Mulhoney) [8] 以前所做的工作加以增订而成。

2. 9000 万立方呎/天的天然气，含有 28% (体积) 二氧化碳，每 100 标准立方呎气体含 2 格令的硫化氢，在压力为 1000

經濟比較中所涉及的各种工艺流程(以合成气为对象) 表 3

各工艺流程代号和所用方法:

- I、G-V法(空气再生)—20%的一乙醇胺水溶液。
- II、热碳酸钾—20%的一乙醇胺水溶液。
- III、20%的一乙醇胺水溶液。
- IV、热碳酸钾—氨水—氢氧化钠。
- V、水洗—20%的一乙醇胺水溶液。

磅/平方吋及温度为100°F 的情况下操作。处理后的气体中含二氧化碳量视采用的工艺方法而异, 为10~20 p.p.m.至2.0%(体积)(见表1)。在各种场合下硫化氢的含量都小于0.25格令/100标准立方呎, 符合管线的要求。比较中所涉及的工艺方法见表4。

經濟比較中所涉及的各种工艺流程(以天然气为对象) 表 4

- I、G-V法(空气再生)。
- II、G-V法(水蒸汽再生)。
- III、热碳酸钾法。
- IV、20%的一乙醇胺水溶液法。

为了取得典型車間的真实投資費用, 对每一种场合都作了过程的比較計算, 并且所有的主要設備如吸收塔、解吸塔、热交換器、儲液器、分离器、泵、儲藏設備等等都根据其实际尺寸計算。近似的安裝費用系以經驗系数乘全部設備費用求得。所有設備均根据若干基本数据而定其大小。例如, 在所有的情况下, 对热交換器所用的温度都是相同的。如有必要, 在特殊的腐蝕条件下, 采用特种合金鋼材。

操作費用都根据消耗費用和人工費用进行估算。消耗費用包括对投資費的支出以及維持設備正常操作所需的費用。

估算操作費的基准
直接費用 表 5

- 水蒸汽: 每1000磅0.55美元
- 电力: 每仟瓦小时0.01美元
- 冷却水: 每1000加仑0.02美元
- 工艺过程用水: 每1000加仑0.10美元
- 气体損失費: 合成气每1000标准立方呎价值0.50美元;
天然气每1000标准立方呎价值0.20美元

化学品損失：按成本計

操作人工費：工長每小時 3.5 美元；操作工每小時 2.75 美元，并加

22% 的附加費，包括假期工資、社會保險和其他福利費

維修費：每年按車間投資費的 4 % 計算，其中 60 % 為人工費和 40 %

為材料費

車間經費：每年按全部直接人工費的 40 % 計算，包括停工期間費用

并包括車間管理費

開工時間：各例均以 360 天/年計算

間 接 費 用

折舊費：每年按車間投資費的 10 % 計算

稅金和保險費：每年按車間投資費的 2.5 % 計算

利潤*（抽所得稅之前）：每年按車間投資費的 25 % 計算

附注：*包括所得稅、投資的紅利等等。

以合成氣和天然氣為對象所作經濟比較結果分別如表 6 及表 7 所示。不同的示意工藝流程見圖 2 至圖 5。

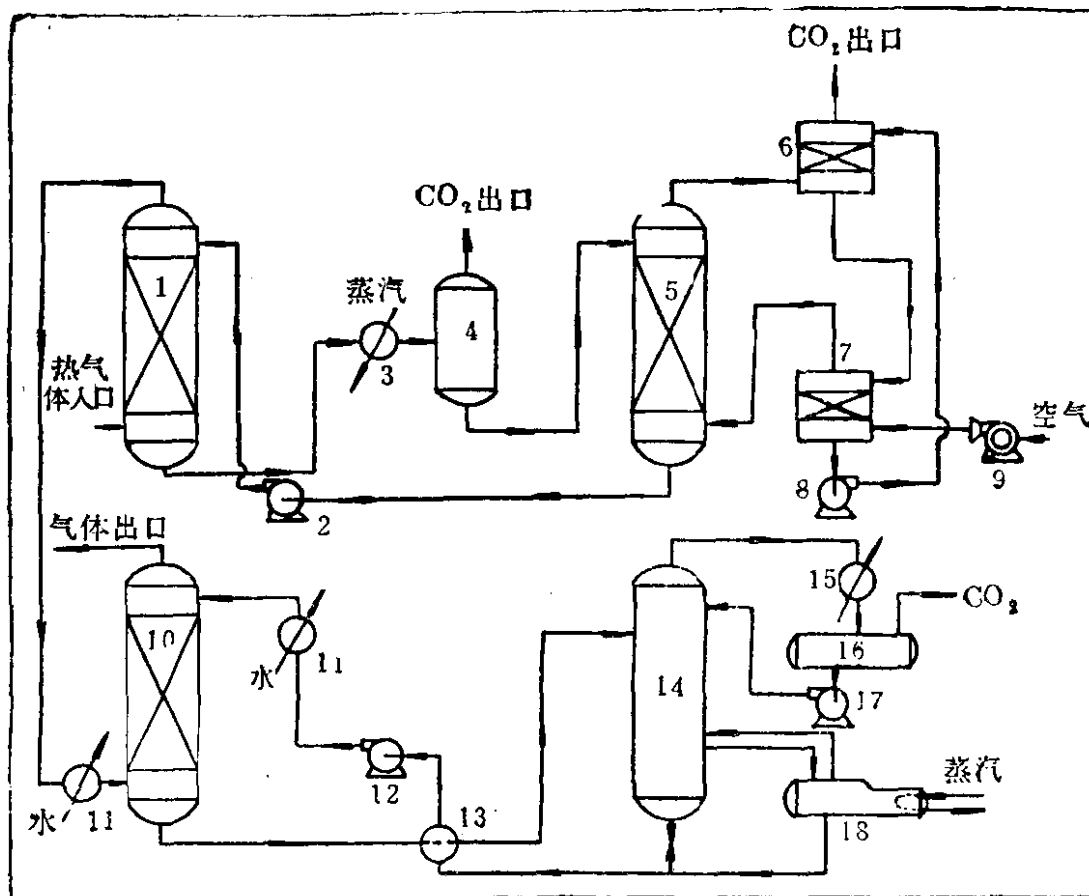


圖 5 G-V法和一乙醇胺法流程（第一種流程）

- 1—G-V法溶液吸收塔；2—溶液泵；3—溶液加熱器；4—閃蒸罐；5—再生塔；
6—減濕器；7—預飽和器；8—循環水泵；9—空氣鼓風機；10—一乙醇胺溶液吸收塔；11—冷卻器；12—溶液泵；13—熱交換器；14—再生塔；15—冷凝器；
16—回流液儲槽；17—回流液泵；18—再蒸器

表 6 及表 7 中 I ~ V 流程見参考文献 8。

处理合成气的經濟比較

表 6

流 程 代 号	I	I	II	IV	V
采 用 的 方 法	G-V法 ——乙醇 胺法	热碳酸钾 ——乙醇 胺法	一乙醇胺 法	热碳酸钾 ——氨水—— 氢氧化钠 法	水洗—— 乙醇胺法
車間投資費, 美元	372,000	545,000	760,000	619,000	778,000
直接操作費用					
消耗費用, 美元/年					
蒸汽: 单价0.55美元/1000磅	23,000	93,000	262,000	96,000	10,000
电力: 单价0.01美元/仟瓦小时	25,000	19,000	19,000	21,000	41,000
冷却水: 单价0.02美元/1000加仑	4,000	18,000	32,000	19,000	7,000
工艺过程用水: 单价0.10美元/1000加仑	—	—	—	1,000	—
气体损失: 单价0.50美元/1000 标准立方呎	6,000	7,000	4,000	5,000	37,000
化学品损失(按成本計)	7,000	11,000	2,000	26,000	2,000
—	—	—	—	—	—
小 計	65,000	148,000	319,000	168,000	97,000
操作人工費	47,000	47,000	47,000	66,000	47,000
維修費: 按 4 %車間投資費計	15,000	22,000	24,000	25,000	31,000
車間經費	18,000	20,000	21,000	27,000	22,000
—	—	—	—	—	—
小 計	80,000	89,000	92,000	118,000	100,000
—	—	—	—	—	—
全部直接費用	145,000	237,000	411,000	286,000	197,000
間接操作費用, 美元/年					
折旧費: 按車間投資費10%計	37,000	55,000	61,000	62,000	78,000
稅金和保險費	9,000	14,000	15,000	15,000	19,000
—	—	—	—	—	—
全部間接費用	46,000	69,000	76,000	77,000	97,000
—	—	—	—	—	—
全部操作費用	191,000	306,000	487,000	363,000	294,000
利潤(抽所得稅前)按25%車間投資 費計	93,000	136,000	152,000	155,000	195,000
—	—	—	—	—	—
总的处理費用: 美元/年	284,000	442,000	639,000	518,000	489,000
处理費用——					
美元/1000标准立方呎处理气体	0.07	0.11	0.15	0.12	0.12