

化学肥料译丛

HUAXUE FEILIAO YICONG

第四辑

(脱 硫 专 辑)

化学工业出版社

化学肥料譯丛从第三輯开始每輯按氮、磷、鉀肥三方面的有关問題作集中报导。其选题、組稿及大部分材料的翻譯等工作由化学工业部上海化学工业研究院第七研究室負責；选题的最后决定，譯稿的加工及出版工作则由化学工业出版社負責。

第四輯是合成氨用原料气的脫硫专輯。收集了苏联、民主德国、西德、英、美、日本等用氨水脫硫、活性炭脫硫、神碱脫硫、接融氧化法脫硫及其他用于脫除合成氨原料气、石油用原料气、城市煤气中硫化物的方法有关文献18篇。

化学肥料譯丛

第四輯

·脫硫专輯·

化学工业部上海化学工业研究院第七研究室 譯

化学工业出版社出版 北京安定門外和平街

北京市书刊出版业营业許可証出字第092号

化学工业出版社印刷厂印刷 新华书店发行

开本：850×1168毫米1/32 1960年6月第1版

印张：5 $\frac{3}{4}$

1960年6月第1版第1次印刷

字数：118千字

印数：1—3,100

定价：(10)0.90元

书号：15063·0665

目 录

用氨脫除焦炉气中的硫化氢	1
氨水催化法脫除焦炉气中的硫化氢	12
活性炭脫除水煤气中硫化合物的工艺方法	23
砷碱法脫硫車間设备的腐蚀及防腐措施	37
砷碱法脫硫碱消耗量增加的原因	45
接触氧化脫除煤气中的有机硫	50
气体的净化	61
合成气脫硫	69
氨水回收气体中的硫化氢	86
精脫气体中硫化氢的液体脫硫剂	112
城市煤气的脫硫	122
一种有机导氧剂的气体净化	140
“加斯特克涅克”法净化煤气和硫的回收	143
阿普耳比法	153
乙醇胺净化中的若干操作問題	156
分子篩脫硫	167
以高轉效迴轉吸收器提高焦炉气脫硫过程的强度	173
强化传热和传质过程的新设备	182

用氨脫除焦爐氣中的硫化氫

B. Л. 格沃捷耶夫

(伊万諾夫化工學院)

焦炉气中硫化氢的氨淨化法远在 1868 年已为希納¹所提出。按照最初的方案， H_2S 与 CO_2 是同时除去的，这就需要消耗大量的氨，因而降低了此法的实用价值。人們已經发现， H_2S 的吸收进行得很快，它在氨溶液中的含量很快就可达到最大值；而 CO_2 在氨溶液中的浓度却增长得比較緩慢，但是硫化氢随着它的增加，渐渐地开始被排代出来，同时减少了游离氨的含量。提高吸收液中的氨的浓度，可以补偿由于与 CO_2 化合而引起的氨量的减少。但是在常压及常溫 ($20 \sim 25^\circ C$) 下，溶液中氨的平衡含量約为 1.0%，而进一步提高氨浓度，必然会引起平衡的破坏，且使氨从溶液中轉移到气相中去，然后再必須将它进一步除去。

在很短的接触時間下，可以观察到：硫化氢被优先（选择）吸收。这一现象可以解释为：一方面是由于氨溶液与硫化氢以及与二氧化碳之間的反应速度不同；而另一方面当在巨大的接触相表而积之下，或者較后者的反应速度大了約84倍。

这一现象也就成为今后以氨溶液来除去煤气中硫化氢的方法的基础，上述方法已命名为短時間选择洗滌法。

近年来进行过的工作結果业已确定^{1,2} 这一方法的基本要点是：
1) 有尽可能大的接触表面，(2) 液层表面的剧烈更新，对上述要求面言则是接触時間愈短愈好。气体的淨化率則与一系列的因素有关，如吸收剂中的氨浓度，它的单位消耗量，接触時間、操作溫度、气体处理的段数，吸收剂的分布情况，而与压力 ($5 \sim 10$ 絕对大气压之間) 很少有关或完全无关。

03704

接触時間及氨的浓度

表 1 中列举了常压下在泡罩式及填充式吸收塔内进行短時間选择净化焦炉气中硫化氢的数据，接触時間从 5 到 30 秒，而吸收液中的氨含量为 5.0~39.6 克/升。

接觸時間及氨含量对 H_2S 脫除率的影响

表 1

吸收塔的类型	气体在吸收塔中的停留时间, 秒	吸收液中的氨含量, 克/升	对原始气体含量而言的脫除率, %	
			H_2S	CO_2
泡罩吸收塔	20	5.0	15.0	12.0
同 上	10	5.0	28.0	4.2
" "	7.0	5.0	36.0	1.2
" "	5.7	5.0	35.0	0.9
" "	7.0	15.0	61.0	2.1
" "	7.0	20.0	69.0	2.6
" "	7.0	25.0	74.0	2.8
" "	7.0	30.1	78.0	3.1
" "	7.0	39.6	86.0	3.8
装有拉西环的填料吸收塔	30	25.0	65.0	22.0
同 上	5	25.0	81.0	7.0

设备的特性如表 2 所述。

泡罩与填料吸收塔工作的比較表

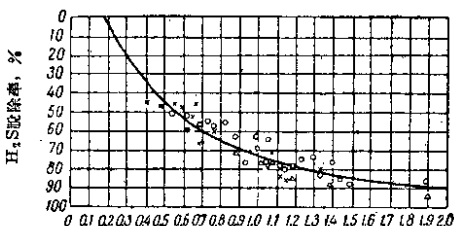
表 2

项 目	栅 板 填 料 塔	泡 罩 塔
吸收塔直径, 米	3.2	3.2
吸收塔高度, 米	30	15
接触時間, 秒	47.8	15
水的供給量, 米 ³ /小时	12.0	10.5
从吸收塔流出的溶液采样分析, 克/升		
NH_3	8.8	9.8
H_2S	2.2	6.7
CO_2	10.6	3.4
对 H_2S 的选择性, %	21.1	72.0
煤气的脫硫率, %	16.0	42.7

当溶液中氨浓度与气相氨浓度相对应时，则除去煤气中 H_2S 的决定性因素是接触时间。例如在填料吸收塔内，当吸收液的氨含量为25克/升时，将接触时间从30秒减少到5秒，则 H_2S 的脱除率能够从15%提高到81%。这种情况在泡罩吸收塔内同样也可以看到，此时如将接触时间从20秒缩短到7秒（氨浓度 $-x_{NH_3} = 5$ 克/升），则脱硫率可以从15%增大到36%。

但是为了取得最大的净化效果，同样也必需使溶液中的氨浓度一定。实际上，在同一接触时间下，当 $x_{NH_3} = 15$ 克/升时，被吸收的 H_2S 量为61.0%；而当 $x_{NH_3} = 39.6$ 克/升时，则为86.0%。因此在给定的短時間接触条件下，对于泡罩式的设备，无论在常压或在加压下，决定气体净化率的主要因素是吸收液中的氨与被处理气体中含有的硫化氢二者之间的对比关系。

在常压下，当吸收剂的单位消耗量为1升/标准米³时，硫化氢脱除率与比例 $H_2S:NH_3 = 1:x$ 之间的关系如图1所示。从图表中可以看出，接触时间及设备的负荷约增减一倍，而对于煤气脱硫的完善程度影响较小，但是 $H_2S:NH_3$ 的大小却是决定性的量值。当 $NH_3 = 0.5 H_2S$ 时，硫化氢的脱除率为45%；而当 $NH_3 = 2 H_2S$ 时，则为90%。



煤气中的 H_2S 与洗涤液中的 NH_3 之比 $=1:x$

图1 在泡罩洗涤塔中进行短时间选择净化时， H_2S 脱除率与比例 $H_2S:NH_3 = 1:x$ 二者之间的关系。吸收剂的单位消耗量为1升/米³， H_2S 及 NH_3 均以公斤/米³煤气计

符 号	洗滌塔的处理量, 米 ³ /小时	煤气速度,米/秒	气体与洗滌液的接触 时间,秒
×	3000	0.26	15.7
○	4000	0.35	11.6
△	5000	0.44	9.7
□	6000	0.53	7.8
●	7000	0.62	6.7

当从焦炉气中同时捕集硫化氢与氨时，若 $H_2S:NH_3=1:(0.6\sim0.9)$ ，则可以除去全部 H_2S 的40~55%；为了取得80%的脱硫率， $H_2S:NH_3$ 的比值应当较1:1.2为大，而为了取得90%以上的脱硫率，则氨量应当较煤气中的硫化氢含量大1~3倍。因此当煤气中的氨浓度较小时，必须以气体状态（在吸收塔前），或者以氨水状态的方式直接向吸收塔补充导入氨。净化气体中的 H_2S 与氨含量则可用变更吸收剂加入量的方法控制之。

因此增加吸收剂中的氨浓度，就能够强化脱硫过程，这一点特别在加压条件下更为重要。

利用Э.Я. 屠尔汉³公式，可以得到决定饱和溶液中氨浓度与气体的工作压力（ $P_{总}$ ）及气体中的氨含量的关系式：

$$x_{NH_3} = \frac{A}{2.29 \times 10^6} (P_{总} \cdot y_{NH_3})^{0.91} \text{ 仟克分子/米}^3 \quad (1)$$

式中

$$\log A = \frac{1590}{T} \quad T \text{——绝对温度，}^\circ K;$$

$P_{总}$ ——气体压力，毫米水银柱；

y_{NH_3} ——煤气中的氨含量，克分子/克分子。

为建立使 H_2S 平衡所必需的接触时间也很短，例如，在10绝对大气压下与气速为6.67米/秒时，也不过等于0.03秒⁴。

如假定：1) 煤气与吸收剂短时间相互作用时，被吸收的二氧化碳量不大以及它未显示出气体中的硫化氢分压（ P_{H_2S} ）有显著影响，所以不致使 H_2S 从溶液中排代出来，而只是减少了氨的浓度而已。

2) 由于 H_2S 的二级离解常数很小（ 10^{-15} 左右⁴），因此形成中性硫

化鉍的反应很小，被吸收的硫化氢则在溶液中全部化合成硫氢化鉍。此时可以按下式计算出净化气中 H_2S 与 NH_3 的含量¹，

$$P_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{S^2}{(A_1 - S)k} \quad (2)$$

$$\text{及 } P_{\text{NH}_3} = \frac{A_1 - S}{H_{\text{NH}_3}} \quad (3)$$

式中 $\log k = a + 0.089S$;

A_1 ——氨的浓度，克分子/升；

S ——硫化氢的浓度，克分子/升；

H ——亨利常数， a ——常数（当 $t = 20^\circ\text{C}$ 时， $a = -1.1$ ；当 $t = 40^\circ\text{C}$ 时， $a = -1.7$ ）。

虽然溶液吸收硫化氢的能力，随着压力的增加而加大；但是由于与压力增加的同时， CO_2 的吸收也随之增高，因此能够与硫化氢化合的游离 NH_3 含量就相对减少。在一般情况下（假如不缩短接触时间）溶液在饱和时约可以含有等量的 CO_2 与 H_2S 。

在这些条件下，显然可以由下述方程式来定出溶液上的硫化氢压力⁵。

$$P_{\text{H}_2\text{S}} = P_{\text{NH}_3} \frac{(C + S) \cdot S}{H_{\text{NH}_3} \cdot k} \quad (4)$$

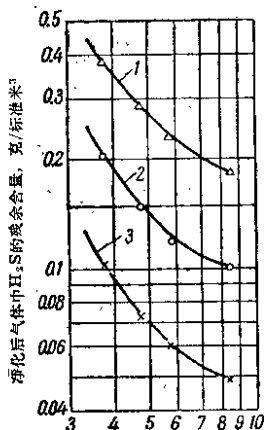
式中 C ——在溶液中的 CO_2 含量，克分子/升；

$\log k_1 = a + 0.089S + mc$ ， m ——常数。当 $t = 20^\circ\text{C}$ 时， $m = 0.089$ ；

$t = 40^\circ\text{C}$ 时， $m = 0.210$ 。其余符号同方程式（2）与（3）。

在加压下，净化气中 H_2S 的残余含量与溶液中的氨浓度（ x_{NH_3} ）以及与吸收剂的单位消耗量（ l 升/标准米³）之间的关系如图 2 所示。从图中可以看出，增加 x_{NH_3} 及 l ，将减低净化气中的硫化氢含量。因而当 H_2S 的原始浓度相同（10 克/米³）及 $x_{\text{NH}_3} = 5\%$ 时，为了使 99.5% 的 H_2S 得以除去，则吸收剂的单位消耗量应当是 0.48 升/米³，它可以按下式计算之：

$$l'' = l' \sqrt{\frac{x'_{\text{NH}_3}}{x''_{\text{NH}_3}}} \quad (5)$$



饱和溶液中的氨含量, 重量%

图2 洗涤液中 NH_3 浓度对于脱除硫化氢的影响

1—当 NH_3 溶液消耗量为0.5升/标准米³煤气时; 2—当 NH_3 溶液消耗量为0.7升/标准米³煤气时; 3—当 NH_3 溶液消耗量为1.0升/标准米³煤气时

式中 l' ——当氨浓度为 x'_{NH_3} 时吸收剂的单位消耗量,
 l'' ——当氨浓度为 x''_{NH_3} 时(在同一 H_2S 脱除率时)吸收剂的单位消耗量。

操作过程的温度

图3表明了净化气体中的 H_2S 含量与操作温度的关系。显然, 脱硫率随着温度的升高而降低。这是由于平衡破坏, 因而促使溶液中的 NH_3 浓度下降与 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 的比值变化〔见方程式(1)及图2〕。

设备型式

人们可以极有兴趣地将同样条件的泡罩与填料吸收塔的工作效果加以比较。表2中则列举了在气体

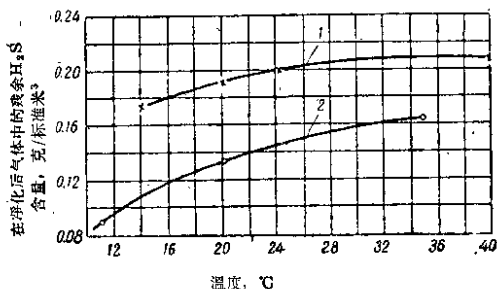


图3 在10绝对大气压时, 温度对于脱硫过程的影响

1—4% NH_3 溶液46升/100标准米³煤气; 2—4% NH_3 溶液55升/100标准米³煤气

处理量 (18000 米³/小时), 压力 (1.1 绝对大气压和以自由截面计算的气体速度 (0.63 米/秒)、煤气的原始组成相同时, 这两类设备的技术指标: NH_3 —5.8 克/米³; H_2S —9.1 克/米³; CO_2 —53.0 克/米³ 及 $\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3=1:0.635$ 。

从表 2 可以看出: 1) 当 H_2S 的脱除率相同时, 泡罩吸收塔的尺寸 (即金属容积) 得较填料设备为小, 因而可以减少投资费用; 2) 由于泡罩吸收塔的高度较低, 此时气体与液体之间的接触时间, 较填料吸收塔缩短两倍, 与其相对应的是同时使煤气的净化率, 对 H_2S 的选择性以及吸收剂被硫化氢饱和的量都增加了若干倍。

当设计吸收塔时, 最重要的是决定有关为达到已定 H_2S 脱除率时所需的洗涤段数或塔板数等诸问题。装有 7 块与 4 块塔板的吸收塔, 其工作指标如表 3 所示。

塔板数目对煤气净化率的影响

表 3

项 目	塔 板 数	
	7*	4
$\text{H}_2\text{S}:\text{NH}_3$ 的比例	1:3.2	1:2.7
吸收剂的单位消耗量, 升/米 ³	0.805	0.786
H_2S 的含量, 克/米 ³		
入口气体	8.33	8.19
净化后气体	1.11	2.70
H_2S 的脱除率, %	86.8	67.0
对于 H_2S 的选择性, %		
经 7 块塔板后	80.5	76.5**
经 5 块塔板后	82.5	77.6***

* 接触时间为 9.4 秒。

** 经 4 块塔板后。

*** 经 3 块塔板后。

从表 3 可以看出, 采用 7 块塔板时的脱硫率较 4 块塔板时大 30%; 而对硫化氢的选择性, 在同一试验条件下, 则随着塔板数的增加而下降。

在加压下工作时, 洗涤的段数也影响煤气中的残余 H_2S 含量。以装有两段喷嘴的洗涤塔试验证明¹, 当 H_2S 的原始含量为 10 克/

米³、吸收剂的单位消耗量为 0.2 升/米³ ($x_{\text{NH}_3} = 4\%$) 时, 第一段的脱硫率等于 75.4%, 而第二段则为 95.2%, 总的脱硫率为 98.8% (每 1 米³ 煤气中, H₂S 的残余含量为 0.12 克)。当吸收剂的单位消耗量为 0.4 升/米³ 并以一段洗涤时, 它的脱硫率就下降到 94%。因此脱硫率是随着气体处理段数的增加而提高; 但是在加压下操作时, 为了得到良好的脱硫结果, 而所需的洗涤段数只要很少便已足够了。

在采用上述方法时, 于任何情况下都应当保证气体在高速度的同时有足够大的接触表面。在无填料的设备中它是借喷嘴分布吸收剂来达到这一目的的。

将泡罩, 填料及无填料的吸收塔之间进行比较时, 应当指出, 在任何情况下, 由于填料塔的总体积庞大, 重量巨大以及必需建筑笨重的基础, 采用它要算是最不合理的了。在这样的吸收塔内, 当吸收剂消耗量较少时, 填料不能达到良好的润湿, 因为在它单体上形成的液体薄膜极不稳定, 并且在表面张力作用之下很容易受到破坏。正如研究指出那样⁶, 膜的厚度取决于气体速度, 当其值不大时约为 50×10^{-6} 米; 而当速度超过 10 米/秒时, 膜就变得稳定起来且其厚度减到 10×10^{-6} 米。由于氨法脱硫需要有巨大的物质传递表面及短的接触时间, 所有这些都是对它有利的。但是在这样的速度下, 填料塔的阻力可以增加到这种程度, 使得因输送气体而消耗的能量, 变得极为显著, 而在经济上不能与其它型式的吸收塔相抗衡。接触时间要推填料塔最长。

带有泡罩板的吸收塔, 可以保证有极大的相接触表面, 这对于短时间选择洗涤法是很有意义的, 但是考虑到气体必需要有较高的速度——这就增加了设备的阻力, 因而不能推广到用于常压下操作。

在常压下, 最适宜的是采用无填料吸收塔, 它的阻力要较上述两种设备小很多倍。为了均匀分布气流, 在无填料吸收塔的底部, 需要预先砌置不高的填料层; 而为了预防液滴被带走, 则需要有相应的液滴分离器。这种设备的主要优点就是能够用耐腐蚀材料制造⁵。

加压下工作时的喷淋密度总是较常压下为低，正因为这个缘故，无填料吸收塔的工作效果就会显著减低。为了保持无填料吸收塔有很高的效果，必须将吸收溶液喷洒成为极小尺寸的液滴，但这是很难办到的，因为需要装置特殊结构的喷嘴；除此之外还会引起被出口气体带走大量吸收剂。带出物的强度系随着压力的增加（特别是在较高的气体速度下）而增加。而在较小的喷淋密度下，却不易控制加入的溶液量。

因此在上述情况下，采用泡罩式吸收塔最为合理，因为它能够在任意吸收剂的单位消耗量下进行工作，即使那时有些压力损失（约1%），也并不成为什么重大障碍。

在常压下的脱硫

在英国哥比（Корби）焦化工厂中所建成的装置是可以作为该方法工业上应用的范例⁷。其生产能力为每小时41200米³煤气，当气体中的平均含量为： H_2S —12.9克/米³， NH_3 —6.2克/米³时，则硫化氢的脱除率为80%。只要利用湿法催化方法就可把分离出来的硫化氢制成硫酸，每昼夜可制得40吨浓度为60 Bé（波美度）的 H_2SO_4 。

这个工厂脱硫的工艺流程如前所述^①。

表4列举了该装置的操作指标，从表中可以看出，提馏塔（再生塔）的操作对于煤气中脱除硫化氢的完善程度有着重大影响；当再生出口液中的 H_2S 浓度由1.0增高到1.9克/升时，脱硫率从78%下降到72.5%。 $H_2S:NH_3$ 的平均比值为1:1.48。按照图1标出的曲线，在所指出的比例下，则预期能脱除83.0%的硫化氢，而实际上它达到的值约75%，显然这个差别是由于无填料吸收塔比泡罩吸收塔效果较差之故。为了得到更高的气体净化率，有时应当增加溶液中的氨浓度，有时也可增加吸收剂的单位消耗量。由于采用的氨浓度对气相而言已经是平衡浓度，因此前一种情况就不可能做到，而后者因为必然会增高提馏塔的蒸汽消耗量及输送溶液的电能消耗

① 见Жоке и Химия, 1957, №10, СТР.61~62.

工业装置的操作指标

表 4

煤气温度 ℃	煤气中的组成,克/米 ³			吸收液的 单位消耗 量,升/标准 米 ³	吸收液的 温度,℃	吸收液中的组成, 克/升			煤气的净 化率%
	NH ₃	H ₂ S				NH ₃	H ₂ S		
		洗塔 前	洗塔 后				洗塔 前	洗塔 后	
21.5	5.7	12.8	2.8	1.47	24.5	11.7	1.0	7.2	78.0
21.5	6.5	15.3	3.8	1.44	22.5	13.3	1.2	8.5	75.0
19.0	7.2	14.8	3.9	1.47	22.5	15.0	1.2	9.3	73.5
22.0	5.8	12.8	3.2	1.47	24.0	11.7	1.3	8.2	75.0
19.0	6.1	11.8	3.1	1.42	21.5	14.6	1.5	8.3	74.0
21.0	5.3	14.9	4.1	1.51	22.0	12.2	1.9	9.4	72.5

量, 所以也不是我们希望的。正因为如此, 对于大多数传统应用的氨法脱硫装置, 在常压操作下的煤气脱硫率不超过70~80%。

加压下的氨净化法

在加压下操作时, 由于吸收液中NH₃的浓度较高, 故煤气中的硫化氢就可以取得较高(95~99.5%)的脱除率。在8~10绝对大气压下, 以氨水循环法脱除煤气中硫的工艺流程, 如图4¹所示, 其生产能力为14500米³/小时。

经冷却器2与3冷却过的以及在电过滤器4中除去焦油的焦炉气, 经压缩机5压缩后及冷却器(在流程中未画出)冷却后进入两段式洗涤塔6、7中, 使95~99.5%的H₂S及全部氨在塔中被净化, 气体通过苯洗涤塔8, 及于法脱硫塔9后即送至使用部门。洗涤塔的第一段6吸收H₂S时, 系用4~6%的稀氨水进行喷洒; 而在第二段7则安装成泡罩板。将含有少量CO₂与NH₃的稀氨水, 从第二段送往贮槽1。而从第一段出来的被硫化氢、二氧化碳及HCN饱和的氨溶液则进入分解器10。

“再生”了的溶液经过换热器及冷却器即进入洗涤塔的第一段6作为喷淋之用。

由压缩机后冷却器中排出的凝缩液含有10~15%氨, 经分出苯与苯族碳氢化合物之后, 仍可将其部分加入循环吸收液中, 以补充少量的NH₃损失; 或者单独地加以利用。

氨水催化法脫除焦爐氣中的硫化氫

H. 布魯默和 W. 洛爾著

工业和城市用的焦炉气不仅須預先把焦油和氨分离，并須除去硫化氫和氰化氫。在炼焦业中最初用沼鉄矿或洛克斯(Luxmasse)吸收剂^①进行干法淨化，以脫除焦炉气中的硫，其中含硫量約为煤总硫量的27%。但由于硫含量高，在淨化器方面曾做了改进，即以塔式代替习用的箱式。为充分利用起见，人們曾将旧脫硫剂中的硫，用二硫化碳进行溶解；但这种脫硫法成本过高，因而研究以湿法代替干法。

在气体的湿法脫硫上，人們曾創造了許多方法。一九三一年第一个以硫代砷酸鉍溶液洗滌气体的砷氨法装置(Phyloxanlage)建立于依尔赛德冶金工厂(Ilseder Hütte)。硫化氫被洗滌液化学吸收，吹加空气后，元素硫由洗滌液中分离出。再生洗液可重新用来洗滌硫化氫。此砷氨法已陆續为魯尔区的若干炼焦厂和国外所采用，并在連續操作中曾长期地显示出它是唯一良好的湿式淨化法；尤其值得注意的为其操作成本較低。于一九三六年第一个以鉀碱溶液的被压縮过的煤气脫硫装置建成，直到二次大战結束时，这两个唯一的气体湿式淨化法，都为許多炼焦厂大规模地采用着。

近年来砷氨法获得了进一步的发展。鑑于应用含砷溶液的缺点，在于所得硫磺中含有微量砷，虽然对于各方面的应用來說并无重大影响，但在实际估价时，这种硫磺的价格就略低于不含砷的硫磺。此外，战后能量費的上涨速度大大地超过了工資費(砷氨法須消耗大量电力——譯者注)。再者，应用砷氨法时，为使富液被加热到反应溫度来再生就需要蒸汽；为进行氧化还需要比較多的压縮空气。这就使砷氨法失去了經濟上的优越性。另一方面，提取純元素

① Luxmasse是氧化鉄为主体的硫磺固定剂，系制鋁工业的废物——譯者。

硫尤其是用清淨洗液操作时又是一个极精细的洗涤过程。

对发展方向来说，人们根据催化氧化原理，将与碱性洗涤液化合的硫化氢加以氧化。这项工作在战争时期就已开始，战后迅速发展，因而于一九五〇年第一个氨水催化法(Peroxverfahren)车间在一个日生产能力为300,000标准米³焦炉气的迈恩茨(Mainz)炼焦厂中建成。值得注意的是，应用氨水催化法时，可全部除去焦炉气中的硫化氢，所得的硫不含有砷，因而此法毋须再洗涤砷。由于催化剂的高度活性，氧化所消耗的空气比砷氨法少。氨水催化法也适用于其他工厂，并且对单独砷氨车间而言，可全部或部分加以改建。因而缪尔海姆·麦德里许(Mülheim-Meiderich AG)有限公司的铁工厂于一九五四年在其缪尔海姆的炼焦厂中建立了一个氨水催化法车间。净化后的焦炉气部分作为本企业炼钢厂与翻砂厂用，另一部分供给缪尔海姆城市和凤凰-莱茵钢管(Phoenix-Rheinrohr AG)有限公司的缪尔海姆工厂用。对于供应缪尔海姆城市用的焦炉必须脱去硫化氢；对于工业用的焦炉气脱硫要求虽然不高，但无论如何氨水催化法是适合的。

图1为氨水催化法的工艺流程。为使压缩热降到室外温度，将含有硫化氢的焦炉气经过排气机透入最终冷却器冷却。气体中一部分苯由冷却水吸收。为使此苯从冷却水中脱去，将焦油置于冷却器的底部。气体冷却后，冷却水流经焦油槽，从而使已被吸收过的苯

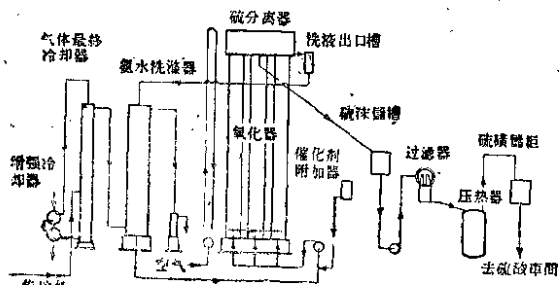


图1 氨水催化法脱硫的工艺流程

溶于焦油中。冷却后的气体还含有全部氨和硫化氢，将其送入木格式构成的并以对流处理的氨水催化洗涤器中。气体由洗涤器下部进入并由上部离去。洗液是氨性的能结合气体的酸性组成，特别是硫化氢、氰化氢和一些二氧化碳。在此操作过程中硫化氢完全从气体中脱去，而氰化氢则大部分被脱去。经过氨水催化洗涤后，从不含硫化氢的气体中按习用的方法回收氨和苯。

图2为含有硫化氢的洗液在氧化器中再生的外景。洗液与压缩空气并流由氧化器下部进入。在催化剂的作用下，空气中的氧把大

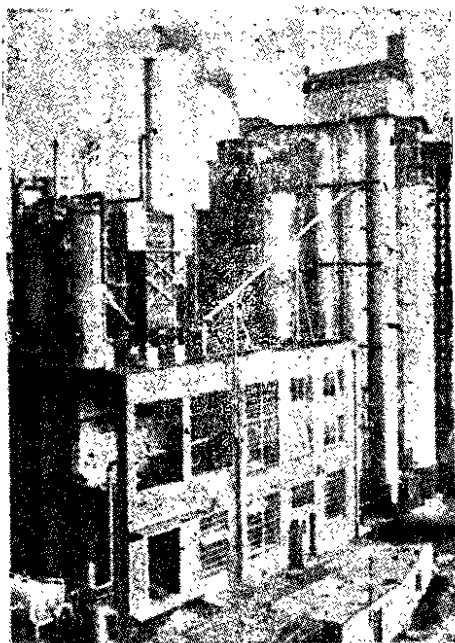


图2 穆尔海姆·麦德里许公司的铁工厂的硫酸车间(左方)
和氨水催化脱硫车间(右方)