

西 德 魯 奇 公 司

硫酸技术交流资料

化学工业部科学技术情报研究所

一九八〇年十一月

前 言

1979年8月27日~29日西德鲁奇公司代表团来华进行硫酸技术交流，共座谈三天。这次西德鲁奇公司来华参加交流都是一些从事硫酸工作多年的技术专家。

西德鲁奇公司自五十年代后期开发硫酸技术以来，至今已有二十多年。在利用各种含硫原料制取硫酸方面拥有丰富的经验，技术新颖，特别擅长于冶炼烟气和硫铁矿制酸。在硫磺制酸技术也是独具特色的。鲁奇已为世界各国设计和承包建设的硫酸装置约有400套以上，目前世界上最大的一座铜冶炼气为原料、双接触法硫酸厂，就是由鲁奇公司设计的，该厂建在美国，其单系列能力为2200短吨/天，共建2套。

为使这次交流资料能得到充分利用和交流，现已由南京化工设计院、化工部规划局、化工部情报所等单位翻译整理出来，以供从事硫酸工作同志参考。

化工部科学技术情报研究所

目 录

一、焙烧工艺.....	(1)
二、硫磺处理和燃烧系统.....	(9)
三、硫酸工艺和排放控制.....	(12)
四、从铜冶炼气制取硫酸.....	(30)
五、加工低浓度SO ₂ 气体制取硫酸	(45)
六、现代硫酸厂中的废热回收问题.....	(56)
七、硫酸生产的炉气处理及净化.....	(64)
八、磷酸生产中的能量节约和生态学.....	(74)

一、焙 烧 工 艺

学位 工程师 Jörg Thomas

1、焙烧工艺

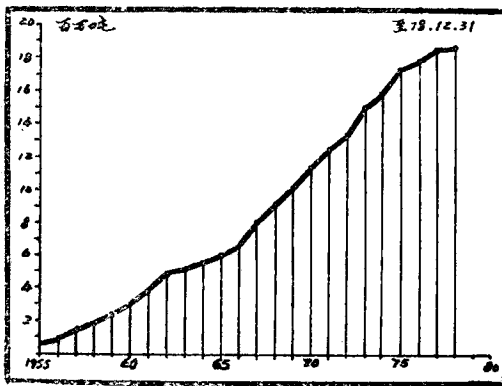
焙烧工艺是用加热方法于温度大约1100℃时处理固体物料。

到1950年止，焙烧大多采用多段炉和转炉。由于采用沸腾床技术，焙烧方法及其装备有了显著的改进。

沸腾床焙烧的主要优点是：

- 高速反应
- 每米³炉容积的单位产率高
- 有效回收反应热
- 反应区无动态部件
- 气密设备符合环境保护要求
- 操作费用和维持费用低
- 投资省

鲁奇建的沸腾床焙烧工厂的装置总能力约18640000吨。



这18640000吨硫化矿分配如下：

硫铁矿和磁硫铁矿	36.1%
锌精矿	34.1%
铜精矿和其它	9.8%

图1 黄铁矿和硫化矿在鲁奇型沸腾

床焙烧工厂里的年生产能力

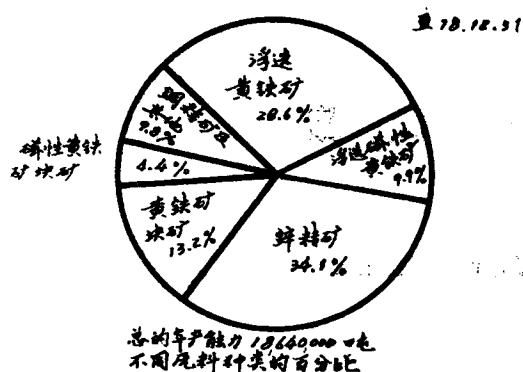


图2 鲁奇型沸腾床焙烧工厂

下面叙述的是鲁奇在焙烧技术广泛的工作中选择的主要二氧化硫焙烧过程：

1.1 硫铁矿的焙烧

如果硫铁矿不含砷或烧渣不需要处理应用，则采用完全焙烧法。

硫化铁转变成氧化铁。

第一图表示沸腾焙烧车间焙烧硫铁矿的典型流程图。

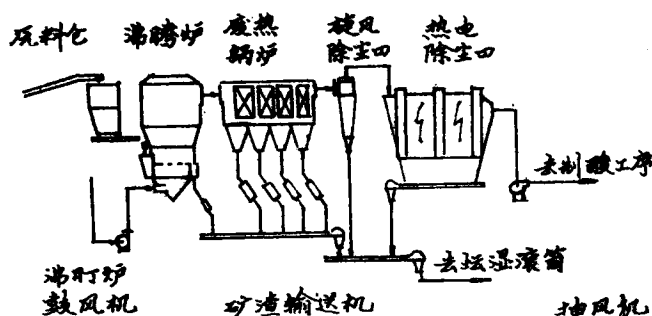


图3 沸腾床焙烧精选黄铁矿流程图

焙烧车间采用典型的设备配置：沸腾炉，废热锅炉，旋风除尘器，热电除尘器，硫铁矿和烧渣的处理输送设备。

沸腾炉内装有冷却管束，冷却管和La Mont型废热锅炉的供水管线

相连接。在炉篦端动层上于800℃至900℃温度之间及惰性物质存在时构成完全焙烧。硫铁矿用一般的加料装置连续地加到沸腾炉中。对应于工艺条件的特定空气量通过耐热篦进入炉中，以维持沸腾床物料的流态化。

根据物料颗粒大小和湿含量留在沸腾床的加入物料的一部分要以烧渣形态通过溢流装置连续不断地排出来，以保持恒定的床层阻力。

一部分烧渣与含二氧化硫的气体一同进入废热锅炉，旋风除尘器和热电除尘器，在那里回收供进一步处理。

鲁奇焙烧炉的上部是扩大型，尤其对处理磨得很细的精选矿，提供最终燃烧的足够反应容积，这是鲁奇设计的一个特点。

每个沸腾炉设计生产能力为每天50至1000吨。

焙烧硫铁矿时，可以获得体积浓度10—14%的二氧化硫的炉气，烧渣残硫一般为0.1~1%。

每吨硫铁矿产生大约1.5~1.8吨饱和蒸汽，每吨硫铁矿动力消耗大约是20~25度。

1.2 焙烧脱砷

含砷硫铁矿在强氧化气氛中进行完全焙烧时,大部分砷以 Fe_4AsO_4 的形式存留于烧渣中,平均70~80%的砷残留在渣里,这对进一步加工并回收金属是不适用的,也就是说如果渣中含砷高于0.06%的情况。

鲁奇能提供两种含砷硫铁矿脱砷焙烧方法。这方法是:

Boliden一步法和BASF两步法。

两种方法都在沸腾炉中进行。基本原理是,在高温贫氧气氛中,用挥发的方法除去三价砷化物。在这条件下,不生成三氧化二铁,避免了它与砷化物起反应。

为了防止砷与矿渣在低温下再反应,矿渣通过安装在沸腾炉之后的几个高温旋风,直接从含砷气体中分离出去。挥发性的砷化物和炉气一块被冷却、冷凝和分别处理。

1.2.1 Boliden一步法

下图表示硫精砂焙烧工艺流程图

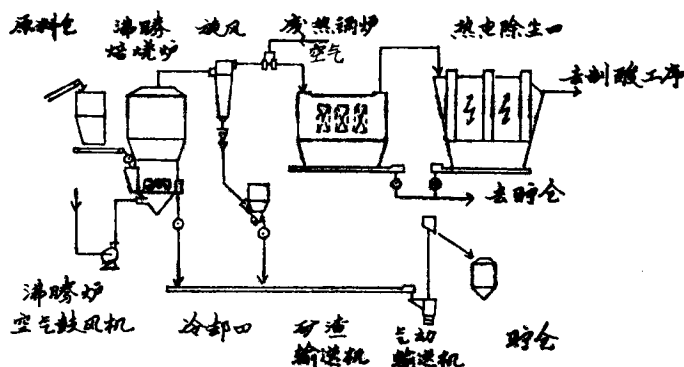


图4 浮选黄铁矿用沸腾床脱砷焙烧流程图 (Boliden方法)

调节焙烧过的硫铁矿同加料的重量比使得炉气中实际上是没有氧。沸腾床由于缺氧主要生成 Fe_3O_4 。

砷化物和少量元素硫从硫铁矿中挥发出来。由炉气带出来的矿灰在沸腾炉后的高效热旋风中被分离出。来自沸腾炉和热旋风除尘器的热灰渣在特殊的沸腾冷却器或其他设备里被冷却,矿灰主要形式是磁性 Fe_3O_4 ,含砷量很低。

如果需要灰渣呈赤铁矿(Fe_2O_3)形式,供进一步加工,可以把磁性氧化铁放在沸腾床调节器中最终氧化成三氧化二铁。

离开旋风除尘器的热炉气含有二氧化硫、砷化物和一些元素硫。为氧化这些化合物,在进入废热锅炉之前,加入二次空气氧化燃烧。

下图表示根据Boliden法焙烧500吨/天硫精砂沸腾焙烧车间的炉子建筑视图。

硫铁矿典型的化学分析是:

51%硫

44%铁

0.7% 砷

烧渣的化学分析是 0.8% 硫及 0.06% 残余砷。

1.2.2 BASF 两部法

下图是 BASF 两部法焙烧车间流程图

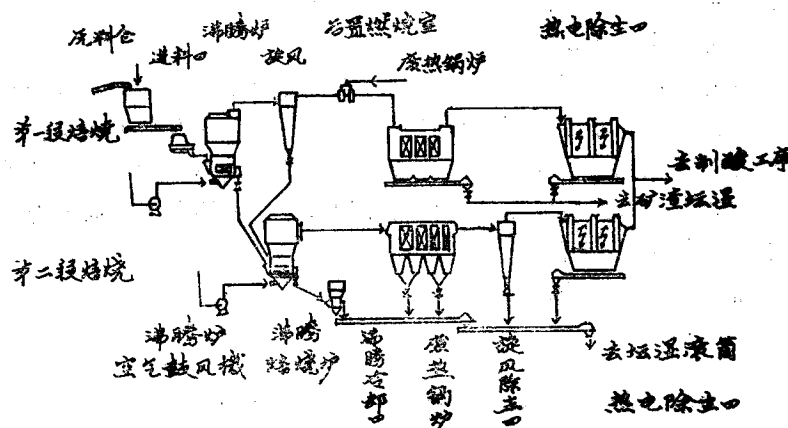


图 5 沸腾床脱砷焙烧黄铁矿块矿流程图
(BASF 两段焙烧方法)

车间由两段焙烧组成，每一段焙烧都单独配有一个沸腾焙烧炉，废热锅炉和热电除尘器。

在第一段，粗的硫铁矿在 6 毫米以内进行部分焙烧到矿渣的化学组成接近于 FeS 。砷化物和一些硫被一同挥发出来。

自第一段的沸腾炉和热旋风下来的固体矿灰在热的条件下直接进入第二段沸腾炉，并在过氧的条件下进行完全燃烧。从第二段出来的矿渣和灰尘是以 Fe_2O_3 的形式存在，含砷低。

从第一段焙烧系统出来的炉气，通过后置燃烧室，加入二次空气燃烧元素硫，砷化物和少量的矿灰离开了热旋风器。

炉气在废热锅炉中冷却并在热电除尘器除去灰尘，来自两段的炉气汇总在一起，在气体净化车间进一步处理。

在第一段焙烧系统中，废热锅炉和热电除尘器收集的矿灰含砷和铅很高，因此与第二段焙烧系统中来的含砷低的矿灰分别加工处理。

按两段法在焙烧车间里处理硫铁矿的典型分析数据为

硫铁矿：45.5% S

39.7% Fe

0.5% As

矿渣的典型分析数据为：

矿渣：1% S

53.6% Fe

0.05%As

2、锌精矿的焙烧

1964年鲁奇从比利时 Vieille Montagne 引进了锌精矿焙烧工艺。

图C76—1033表示锌精矿焙烧流程

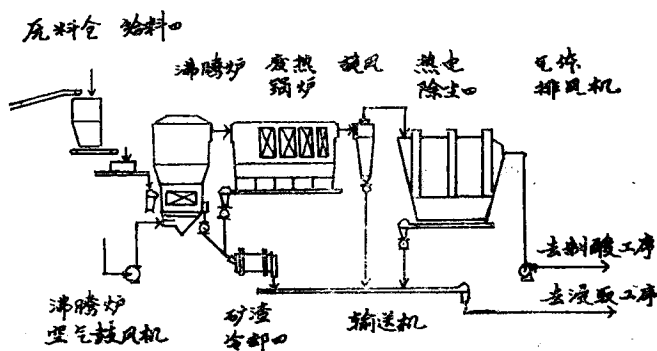


图6 沸腾床焙烧
锌精矿流程图

锌精矿焙烧炉是适应于硫化锌氧化反应速度低的特点，锌精矿的焙烧强度比硫铁矿低，加料是靠抛料机撒布在湍动床上。

此外，炉上部燃烧室比硫铁矿沸腾炉的燃烧室更大些，用冷却蛇管间接地控制焙烧温度和直接喷水控制温度或用两者之一来控制温度。

这种方法的主要特点和优点是：

- 加入干燥的锌精矿，通常湿含量6~10%，
- 可以焙烧所有类型的锌精矿，与其化学物理的组成无关，
- 焙烧能力高达1000吨/天，
- 在沸腾床中采用冷却蛇管和特殊设计的废热锅炉，热量回收率高，
- 焙烧期间除去了来自锌精矿中的氯、汞和氟。

下图表示鲁奇迄今已建成最大的800吨/天锌精矿焙烧炉。这种炉炉篦子面积为123米²，容积约2700米³。

锌精矿焙烧炉的主要工艺数据：

焙烧温度	900~1000℃
炉气中SO ₂ 含量(干基)	10~12%(体积)
单机设备能力	100~1000吨/天锌精矿
蒸汽产量	0.9~1.2吨/吨锌精矿
焙烧强度	约6.5吨/天·米 ² 炉篦表面
空气速率	约500~600标米 ³ /时·米 ²
矿渣残硫	
硫化物形态硫	0.1~0.3%

硫酸盐形态硫 1.0~2.2%

灰渣的分布:

炉子 20~50%

锅炉 30~40%

旋风器 20~30%

除尘器 1~5%

操作数据:

动力消耗

(包括锅炉,

电除尘器,

锌精矿和矿渣处理): 36—42 瓩时/吨精矿

水消耗

(锅炉给水

和冷却水): 7 米³/吨精矿

焙烧的锌精矿是浮选物, 其中有些磨得很细, 焙烧精矿可细到80~95%小于44微米, 通常精矿细度大约是85%低于75微米。

市场上大多数的精矿化学组成在下列范围内:

47—61% Zn	平均值	53%
28—34% S		31.5%
2—13% Fe		9%
0.1—5% Pb		2%
0.1—0.2% Cd		0.2%
0.05—1.5% Cu		0.3%
0.01—0.15% Cl		0.02%
0.01—0.2% F		0.05%
5—10% H ₂ O	正常	7—9%

3 · 铜精矿

焙烧铜精矿有三种不同方法:

——完全焙烧

——硫酸化焙烧

——部分焙烧

3 · 1 完全焙烧法

当采用完全的焙烧铜精矿时, 硫化物完全变成氧化物, 然后氧化铜渣再加焦炭还原成金属铜。

流程表示完全的焙烧铜精矿的焙烧车间。它由沸腾炉、旋风除尘器、气体冷却器、

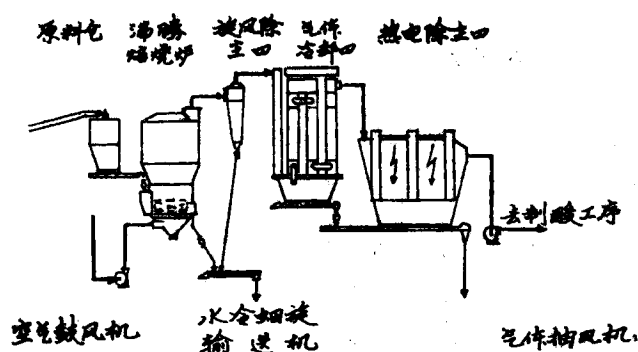


图7 沸腾床完全焙烧铜精矿流程图

热电除尘器、精矿和烧渣处理设备组成。对规模较大的焙烧系统多采用废热锅炉来代替气体冷却器。

一些技术数据

生产能力, 50~600吨/天; 炉气中 SO_2 浓度, 12~14% (体积);
焙烧温度, 750~850℃。

3.2 硫酸化焙烧

不含贵重的金属的铜精矿采用硫酸化焙烧, 它是把硫化铜转变成水溶性的硫酸铜, 把硫化铁转变成不溶性的氧化铁。直到现在, 含二氧化硫炉气大多数在洗涤后排入大气。由于环境保护要求的更严格, 这些二氧化硫气体将来一定要用来做硫酸。

下图示出铜精矿硫酸化焙烧流程图。在这情况采用湿法加料。

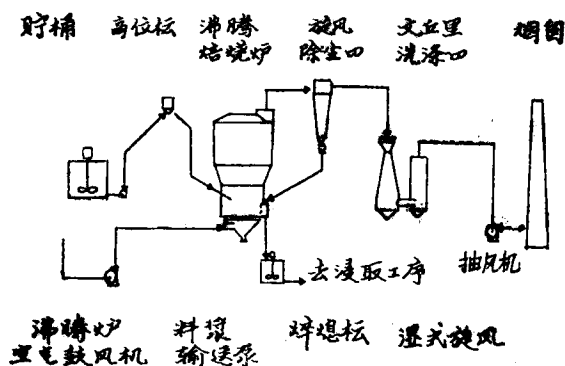


图8 沸腾床硫酸化焙烧铜精矿流程图

一些技术数据

生产能力 50~500吨/天; 炉气中 SO_2 浓度 5~10%; 焙烧温度 680~710℃。

3.3 部分焙烧

部分焙烧即精矿中仅将硫部分氧化成二氧化硫。它的量随着精矿的品位和冰铜质量要求而定。

图9是典型车间的流程图

原料仓 给料口 沸腾炉

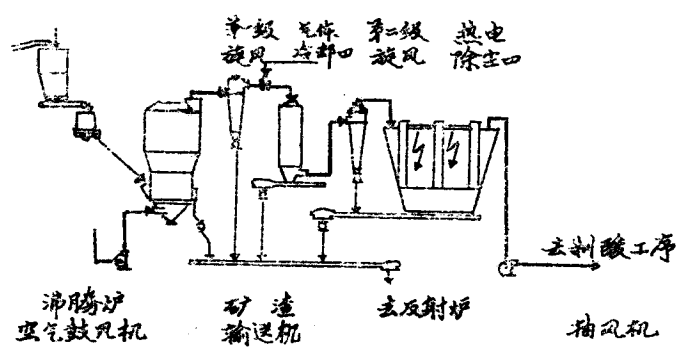


图9 沸腾床部分焙烧锡精矿流程图

4·在多

膛炉焙烧

为特殊用途还在采用多膛炉，例如焙烧锡精矿和钽渣的碱性焙烧。

4·1 锡精矿

在正常的氧化焙烧、氯化焙烧

(混合氯化钠)或还原焙烧(加焦)相结合下将锡精矿焙烧以消除硫、砷和铋。

下图表示多膛焙烧炉焙烧锡精砂流程图

喂料斗 多层机械炉 气体冷却器 布袋

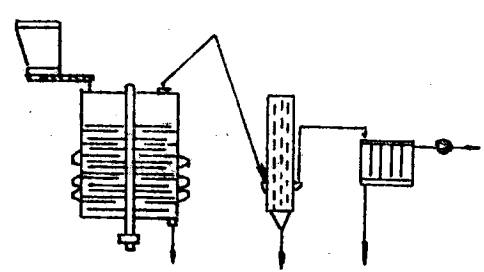


图10 多层机械炉焙烧锡精矿流程图

鲁奇最近建厂的一些数据是：

生产能力

30吨/天锡精矿

锡精砂：

5% Sn, 4—6% S

0.4% Bi, 0.3% As

烧渣：

0.2% S, 0.01% Bi

0.05% As

4·2 钽渣的碱性焙烧

多膛焙烧炉的另一个特殊应用是钽渣的碱性焙烧，这是一个吸热过程。下图表示一个典型流程：

喂料制备 多层机械炉 电除尘

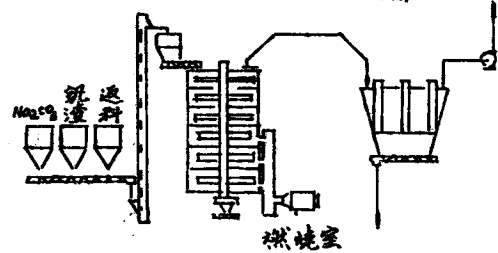


图11 多层机械炉焙烧钽渣流程图

在钽渣加入焙烧炉之前先与纯碱混合，为了避免钽渣、纯碱混合物的局部过热，安设了两个燃烧室并使燃烧气体进入焙烧炉中能完全控制住温度，这样就避免了渣混合物的溶化或烧结。

5·进一步加工作业

下面叙述鲁奇广泛应用焙烧技术的进一步加工作业。

- 在沸腾层焙烧炉中加入硫铁矿、煤和燃料油或两者之一来分解硫酸亚铁。
- 用煤气或油燃烧器供给所需热量分解废酸，在这样情况下，废酸是喷进空的炉子里。
- 在沸腾焙烧炉中燃烧油页岩或低级燃料以生产动力。

(金嗣昌译, 李兆禧校)

二、硫磺处理和燃烧系统

学位 工程师 Jörg Thoms

硫磺处理和燃烧系统

硫磺的主要用途之一是制造硫酸，而硫酸仍然是最重要的生产广泛化学品的中间产品之一。

到目前为止，鲁奇建造了硫磺燃烧系统总装置能力超过480万吨硫磺。

下面将介绍鲁奇采用的硫磺站处理系统和硫磺燃烧系统。

1·硫磺处理

硫磺消费者拿到的是大批的固体硫磺或液体硫磺。因为液体硫磺的贮运很便利，在欧洲日益为用户所采用。大批的固体硫磺在某些中心站被接受熔融和精制到99.99%，然后再分配给消费者。

现在将介绍硫磺熔融和分配中心站的情况。

固体硫磺用船运到硫磺集中站。该站包括：一方面是固体硫磺运输和贮存系统，另一方面是精制、熔融、过滤和贮存液体硫磺的设施（图C72—35，C72—34）。

贮料堆在堆满时大约有13米高100000吨的硫磺。硫磺根据精制的需要用装料机装入可移动料斗依次喂入输送系统。

贮料堆的表面要定期地喷洒液体硫磺，以防粉尘从堆顶飞扬损失。

固体硫磺通过可移动料斗送到熔融槽熔化，熔融槽用蒸汽间接加热，在加热面之间有快速搅拌器强化熔融过程。熔融的硫磺后来通过用一象硅藻土做助滤剂的板式过滤器

过滤。(图C72—39)。

液体硫磺贮存在三个槽里,每个槽贮量是15000吨,槽的直径是40米、高8米。在每个槽底部有蒸汽盘管加热,以防液硫凝结(图C72—38)。

固体硫磺输送系统的能力是1200吨/天硫磺。液体硫磺泵站的运出能力是600吨/时。液体硫磺用管线从槽打到码头。从这码头分配给用户的。

液体硫磺的贮运提供了很多方便,例如:

- 易处理
- 节省人力
- 没有粉尘损失和有害物质
- 极纯净的硫磺
- 达到使用条件

由于特殊的加热槽和所需的集中站设备,在有些情况下,这个系统会导致一些不灵活性。鲁奇因此开发了“造粒过程”。按水淬硫磺的方法在硫磺生产厂的一旁进行生产。采用这种加工方法或用高效破碎,生产坚硬、质密的小球或制疏松的品级较差的农用颗粒硫磺。

2·硫磺燃烧

2·1 鲁若LURO烧咀

鲁奇采用转杯式雾化技术燃烧硫磺并发展了专利的鲁若烧咀。鲁若烧咀由于它的可靠性和燃烧质量比其它类型者为好。

这项技术的优越性在于它的适应性,允许的调节比例为正常负荷的110—50%,而无需改变烧咀的部件。

大约140℃的液体硫磺在低压下进入烧咀。转杯高速旋转,使硫磺完全雾化,硫磺与空气很好地混合,结果形成强烈的短火焰,使硫磺燃烧完全。(图C69—165)。

鲁若烧咀允许焚硫炉的容积热强度高达200万大卡/米³·时和制得高浓度的二氧化硫。与一般压力烧咀相比,其容积热强度仅约30万大卡/米³·时。

炉子的预热用同样的鲁若烧咀烧气油来实现的,无需更改任何部件。用这种方法可很容易把油切换为硫磺。

鲁若烧咀的能力是5—400吨/天硫磺。

到现在为止,用鲁若烧咀的燃烧硫磺厂的生产能力超过280万吨/年硫磺。

2·2 燃烧硫磺制约10.5%的二氧化硫

传统的燃烧硫磺厂正在使用超量的大约10.5%二氧化硫制酸。相应地焚硫炉出口操作温度大约是1000℃。

根据在这个温度下的气态组分的平衡,仅有少量的氧化氮生成,少于20毫克/标米³,这对后面的硫酸厂进一步处理SO₂气体是够低的。(图C76—189)

这样的厂配置是:

——带有鲁若烧咀堆焚硫炉

——废热锅炉冷却二氧化硫气体到约 440°C ，这是转化器第一段的操作温度。

——液体硫磺处理设备。

产生的蒸汽大约是 $1.2\text{吨}/\text{吨}100\%\text{H}_2\text{SO}_4$ 。

2·3 燃烧硫磺制18%二氧化硫

有些生产过程例如纤维素生产厂需要二氧化硫浓度高达18%，相应的燃烧温度大约是 1500°C （图C75—2）。

这样的厂的正常配置是：

——带有鲁若烧咀的焚硫炉

——废热锅炉

——气体冷却器

——使气体冷却到 30°C — 50°C 的间接气体冷却器产生的蒸汽是 $2.8\sim 3.2\text{吨蒸汽}/\text{吨硫磺}$ 。

2·4 贫氧燃烧

氧化氮的生成是与燃烧温度成比例的，间接地与二氧化硫浓度成比例。

18%二氧化硫相应的燃烧温度大约是 1500°C ，导致大约每标准米³气体中有100毫克一氧化氮生成。

下图表示氮氧化物的生成随着燃烧气体中二氧化硫浓度而变化的情况。

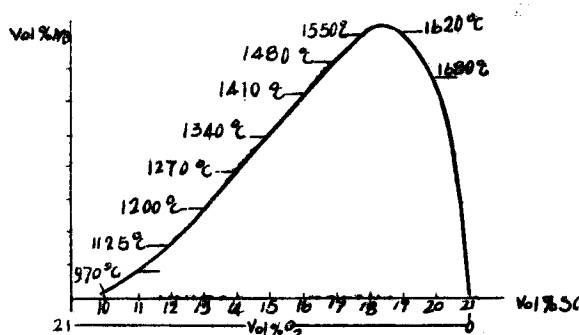


图1 在硫磺正常燃烧情况下NO生成量与温度和 SO_2 浓度成比例

在硫酸厂的吸收系统中， NO_x 化合物产生了亚硝基硫酸，降低了成品酸和尾气的质量。

因此鲁奇发展并成功地应用贫氧燃烧法来避免生产18%二氧化硫气体时大量产生 NO_x 。

根据这个方法，大约加入炉中的94%硫酸燃烧成二氧化硫。燃烧

气中除含有 SO_2 和 N_2 以外也含约20克/标米³硫磺蒸汽。这部分硫磺在废热锅炉之后的后燃烧室中与空气一起燃烧。由于在废热锅炉之后温度低于 650°C ，所以实际上没有氮氧化物生成。

图2是贫氧燃烧硫磺的流程图。

通过调整后燃烧室的空气量来调节需要的二氧化硫浓度，就是从炉子送一部分硫磺到锅炉出口燃烧。

采用贫氧燃烧法可制得18%二氧化硫气体，最大含20毫克/标米³ NO 。（图C72—

141, C72—142)

在这篇论文中,主要想简单地说明在过去的几年中建起的一些鲁奇工厂的硫磺处理和燃烧技术。

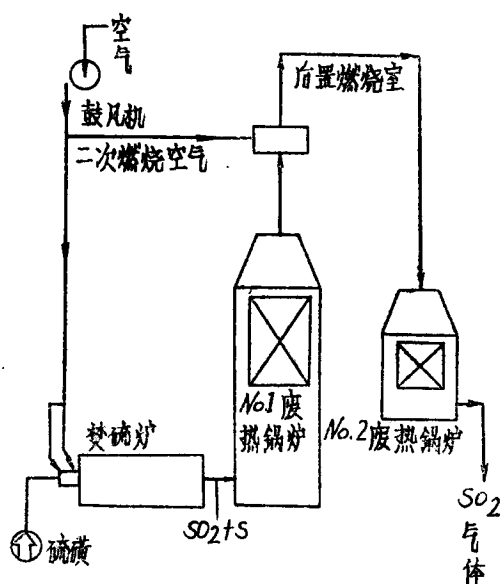


图2 用鲁奇方法贫氧燃烧硫磺流程图

(金明昌译, 李兆禧校)

三、硫酸工艺和排放控制

学位 工程师

Karl—Heinz Dorr

博 士

Ulrich Sander

摘要:

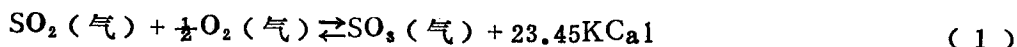
对于双接触法工厂可能达到的 SO_2 转化率就 SO_2 原料气组成和实际的设计参数,如比触媒用量以及转化器的段数进行探讨。转化率进一步提高的可能性和限度,是通过对不同的方案,包括鲁奇过氧硫酸法进行经济比较得出的。介绍鲁奇公司根据各种不同原料设计的典型双接触工艺的实例。

为着提高现有的单接触法工厂的转化率,曾探讨过不同的方案,如改变成双接触法和尾气处理,如氨洗涤以及苏法赛德法。专门为排放控制而开发的鲁奇康开特法,是硫酸工艺的又一个例子。

接触法工艺的理论

在历史上接触法工艺的发展,围绕着世纪的转变,是与热力学和气体动力学的基础知识的建立紧密地联系在一起。二氧化硫(SO_2)与空气中氧的氧化作用,在触媒存在

下生成三氧化硫 (SO_3)，实际上正如众所周知，是一个放热的可逆气体反应的典型例子：



在 SO_2 和 SO_3 之间的化学平衡，一方面取决于浓度，即气相内各反应组份的分压 (PSO_2 , PO_2 和 PSO_3)，另一方面还取决于与化学物质作用定律相应的平衡常数 K_p (2)。

$$K_p = \frac{\text{PSO}_3}{\text{PSO}_2 \cdot \text{PO}_2^{\frac{1}{2}}}$$

在每种情况下，进气中氧的浓度，对 SO_2 转化也是一个决定性的因素，而原料气中氧的浓度又与焙烧炉气以及燃烧硫气体中的 SO_2 浓度有关。

虽然从化学计算观点来看， O_2/SO_2 比率为 0.5 : 1，似乎已足够，但从物质作用定律考虑，很明显过剩氧对 SO_3 的生成是有利的。实际上进入转化器的 SO_2 气体中的氧含量，一般至少相当于理论需要量的一倍。较高的 O_2/SO_2 比率对氧化还原电势和触媒的活性，也有好的影响。

平衡常数 K_p 在假设为常压下是温度的直接函数，可从下列经验公式 (3) 中看出：

$$K_p = \frac{5186.5}{T} + 0.611 \log T - 6.75 \quad (3)$$

所以，对于每种气体组成，可根据起始的 SO_2 和 O_2 的浓度，建立一个温度—平衡—转化函数。

但是要考虑到热力学函数仅仅和化学平衡条件有关。实际上在工业条件下，仅能达到理论值的某些近似值。

除了气相热力学以外，多相催化中间反应的动力学，对于达到最佳的 SO_2 转化，至少同样起决定作用。总的反应速度，实际上指的是接近于化学平衡的速度，在很大程度上是取决于所用的触媒的特殊活性。每种触媒随着气体和工艺条件而变化的情况，要由实验来确定。

特定触媒的修正函数，同时包括对于工业装置设计的重要参数，如气体流速和停留时间或触媒床空速。这和触媒的起燃特性一起，对于进口温度范围较低的气体，都是一个决定性的极限条件。

借助于适当的电算机程序，理论热力学的温度—转化—平衡函数可校正为实际的温度—转化—平衡函数。如图 1 所表示的实况。

在 SO_2 氧化反应中所释出的反应热 (1)，在绝热条件下，导致气体通过触媒层时，当量温度上升。在每一段触媒层所能够达到的最高转化率是受着触媒仍能热稳定操作的气体进口温度的限制，同时还受着由气体起始组份决定的温度转化函数的限制。

就获取总的 SO_2 转化率而言，必需将 SO_2 催化氧化分成几段进行，同时将气体在进入下一段触媒层前，冷却至最有利的温度。

图1表示在所谓标准的转化,即单接触法工厂内, SO_2 转化的典型的发展,在那里 SO_3 的吸收是在最末一段触媒层之后进行的。在四段转化器设计里, SO_2 最终转化率一般可达98%左右,从图中可看出,增加更多的触媒层,转化率没有希望有实质性的提高。

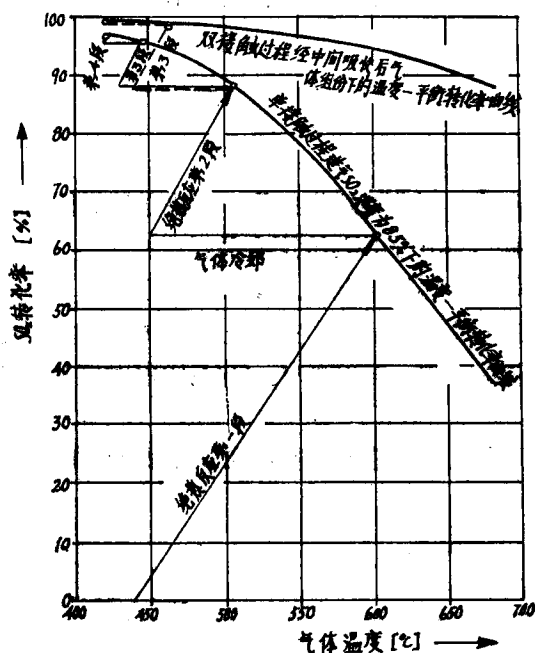


图1 单接触和双接触过程的温度转化率图

SO_2 转化率。因此,虽然与标准的催化工艺相比,都采用同样的触媒段数,在即使原料气中 O_2/SO_2 比率为1.0~1.2,亦能够达到更高的 SO_2 最终转化率在99.5~99.7%范围。在单接触法工厂为了达到98%的转化率, O_2/SO_2 比率一般要高于1.4,这个意思是 SO_2 原料气浓度要降低很多。

最优惠的比触媒用量

除了上述热力学和反应动力学外,各种物理工艺参数,如气体速度,气体分布和停留时间或空速,特别在工业装置中,在达到最佳转化方面起着决定性的作用。

转化器各段的气体分布,基本上是取决于气速和触媒层高度,以及由此引起的压力降。气体在触媒层的停留时间,或它的倒数所谓空速,是最大的接近于理论温度—转化—平衡曲线实际可达到的转化率的决定性因素。

实际上,所需要的比触媒用量是规定为工厂生产能力每天产1吨 H_2SO_4 Mh(Mh=一水合物=100% H_2SO_4)所用触媒的立升数。

图2表示用(2+2)转化器系统的双接触法工厂用计算机程序算出来的 SO_2 最终转化率,随着比触媒用量变化的例子。虽然这个函数对于每种触媒类型可能有所不同,

双接触法的原理

双接触法原理的理论基础相当简单,也可从物质作用定律推导出来(2)。在达到规定的初步的 SO_2 转化之后,例如经过头两段触媒层后,将所生成的 SO_3 用中间吸收除去,因此反应平衡就向有利于 SO_3 生成的方向转移。

更有利的 O_2/SO_2 比率和除去 SO_3 后的剩余气体中更低浓度的 SO_2 ,导致新的温度—转化—函数,它最终确定了所能达到的总的