# 炭浆提金工艺与实践

TANJIANG TIJIN GONGYI YU SHIJIAN

王俊 张全祯 编著

顶级地质论坛 地质测绘论坛 BBS.3s001.com

23

冶金工业出版社

# 炭浆提金工艺与实践

王　俊　张全祯　编著

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM bbs.3s001.com/

北　京
冶　金　工　业　出　版　社
2000

# 内 容 提 要

炭浆提金是生产黄金的重要方法之一。十多年的生产实践表明，炭浆提金工艺在我国必将得到进一步发展和完善，本书正是为了适应这一要求而出版发行的。书中内容包括氰化浸出、炭吸附、金的回收、炭再生、工艺设备的选择与计算、炭浆提金工艺发展动态和国内外生产实例。在各章节内容安排上力求做到理论联系实际，包括工艺原理、热力学和动力学分析及其影响因素、工艺设备、药剂以及操作和管理。对一些国内目前尚无统一标准的性能指标检测方法也进行了探讨。

本书适合于炭浆厂操作人员、管理人员以及从事炭浆提金工艺的工程技术人员阅读，也是大中专学生的参考读物。

**图书在版编目（CIP）数据**

炭浆提金工艺与实践/王俊，张全祯编著．—北京：冶金工业出版社，2000.4
ISBN 7-5024-2545-4

Ⅰ.炭… Ⅱ.①王…②张… Ⅲ.炼金-矿浆萃取
藏 Ⅳ.TF831.042

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2000）第 14361 号

出版人 卿启云（北京沙滩嵩祝院北巷 39 号，邮编 100009）
责任编辑 戴 群 美术编辑 熊晓梅 责任校对 符燕蓉 责任印制 李王山
北京梨园彩印厂印刷；冶金工业出版社发行，各地新华书店经销
2000 年 4 月第 1 版，2000 年 4 月第 1 次印刷
850mm×1168mm 1/32，7.75 印张；207 千字，235 页；1-3000 册
20.00 元
冶金工业出版社发行部 电话：（010）64044283 传真：（010）64044283
冶金书店 地址：北京东四西大街 46 号（100711） 电话：（010）65289081
（本社图书如有印装质量问题，本社发行部负责退换）

# 序

炭浆法提金工艺自1973年在美国霍姆斯特克金矿成功地转化为现代黄金生产力以来，其提金机理、工艺、设备以及不同规模的炭浆厂发展迅猛，该法很快成为美国、南非、澳大利亚等主要产金国以及中国，乃至全世界主要的提金方法之一，到90年代末，该法的产金量已占全世界黄金总产量的一半以上。

中国在80年代初自行研究设计的灵湖金矿和赤尾沟金矿两座小型炭浆厂的建成，尤其是1986年由北京有色冶金设计研究总院倡导，国家黄金总局批准，引进美国当代最新提金技术，与美国戴维·麦基工程公司合作设计、建成的张家口金矿大型现代化炭浆厂投产，有效地解决了我国含泥氧化金矿石的提金技术难题，不但使我国的提金技术跨入国际先进水平，而且使我国的黄金产量持续高速发展。到1998年底，我国投入运营的炭浆厂多达100个以上。特别是近年来，由于富氧炭浸提金工艺（CILO）的推动，炭浆法提金技术在国内外的发展势头更为强劲。

王俊、张全祯两位作者长期在黄金生产一线工作，他们都具有扎实的理论基础知识、系统的专业技术知识、丰富的炭浆法提金实践经验、广博的黄金科技信息和科学的技术总结才能。《炭浆提金工艺与实践》涉及炭浆法提金技术的各个方面，为读者展现了炭浆法提金过程的本质行为及其各主要工艺的原理、特征、设备、参数、指标以及过程控制和操作要领，其中有许多是两位作者的研究成果和工作结晶。该书的出版，对总结已有炭浆法提金技术的经验、丰富黄金科技宝库、推动黄金技术进步和黄金生产的持续发展都将起到积极的作用。同时本书也是从事黄金技术开发、设计、生产和管理人员以及大专院校矿物工程专业师生很有价值的参考书。

两位作者是我国跨世纪青年黄金技术专家，在炭浆法提金领域的技术开发与生产实践中成绩突出。我们相信，随着《炭浆提

金工艺与实践》的出版，作者的潜能将进一步发挥，并将为我国提金技术和黄金工业的发展做出新的贡献。

张家口金矿矿长　常金钵

北京有色冶金设计研究总院副总工程师　陈登文

北京有色冶金设计研究总院教授级高工　吴振祥

1999 年 11 月

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM bbs.3s001.com/

# 前　言

自 1973 年美国南达科他州利德（Lead）霍姆斯特克建成的第一座炭浆厂投产成功之后，炭浆提金工艺在南非、美国、加拿大、澳大利亚等国迅速得到推广。自 1984 年至今，我国建成生产的各种规模炭浆厂已愈百座。由此可见，国内炭浆提金工艺的发展也是相当快的。据有关文献资料统计，目前世界产金总量的一半以上是经炭浆工艺提取的。

《炭浆提金工艺与实践》一书着重总结了炭浆法的技术应用和生产实践经验，并反映了该工艺问世以来生产、科研和设计等方面的一些发展和成果。在内容安排上具有理论联系实际的鲜明特点，各章都从基本原理入手，逐步向生产管理和操作程序过渡，有较强的实用性。书中除编进必要的基本知识外，还汇编了一些应用实例以及消除常见故障的措施。另外，还相应介绍了一些该工艺的发展动态。本书适于从事黄金生产管理、科研、设计、生产的工程技术人员以及大专院校教学人员阅读，并为选矿、冶金专业的学生提供了有价值的参考资料。

由于编者水平所限，书中难免有疏漏和不妥之处，敬请读者批评指正。

作者

1999 年 10 月

# 目　录


1　氰化浸出 …… (1)

1.1　氰化浸出的基本原理 …… (1)

1.1.1　金浸出的化学反应式 …… (1)

1.1.2　简单电化学机理 …… (1)

1.1.3　浸出热力学分析 …… (2)

1.1.4　浸出过程动力学 …… (8)

1.2　影响浸出速度的因素 …… (12)

1.2.1　外部环境因素的影响 …… (12)

1.2.2　金表面生成的薄膜对浸出的影响 …… (16)

1.2.3　矿石性质及伴生矿物对浸出的影响 …… (20)

1.3　浸出设备 …… (28)

1.3.1　机械搅拌浸出槽 …… (28)

1.3.2　空气搅拌浸出槽 …… (28)

1.3.3　双叶轮节能浸出槽 …… (29)

1.4　浸出药剂 …… (30)

1.4.1　氰化物 …… (30)

1.4.2　保护碱 …… (32)

1.5　浸出工艺的准备作业及操作规程 …… (34)

1.5.1　浸出前的准备作业 …… (34)

1.5.2　浸出工艺技术操作规程 …… (36)

2　活性炭吸附 …… (40)

2.1　活性炭的基本结构和化学性质 …… (40)

2.1.1　基本结构和孔隙结构 …… (40)

2.1.2　活性炭表面的化学性质 …… (43)

2.2　活性炭吸附原理 …… (46)

2.2.1　吸附机理 …… (46)

2.2.2　吸附平衡 …… (47)

2.2.3 吸附速度 …… (52)
2.3 提金活性炭的性能测定及炭的选择 …… (54)
2.3.1 提金活性炭的性能 …… (54)
2.3.2 提金活性炭的性能测定方法及指标 …… (56)
2.3.3 提金活性炭性能之间的关系 …… (59)
2.3.4 活性炭的选择 …… (61)
2.4 炭吸附设备 …… (62)
2.4.1 吸附槽搅拌器 …… (62)
2.4.2 吸附槽 …… (64)
2.4.3 级间筛 …… (65)
2.4.4 提炭设备 …… (66)
2.5 影响炭吸附的因素 …… (67)
2.5.1 活性炭性质的影响 …… (67)
2.5.2 矿浆性质的影响 …… (73)
2.5.3 操作参数的影响 …… (75)
2.6 吸附工艺及操作 …… (79)
2.6.1 吸附工艺 …… (79)
2.6.2 工艺操作 …… (81)
2.7 炭的管理 …… (85)
2.7.1 炭平衡 …… (85)
**3 金的回收** …… (92)
3.1 解吸 …… (92)
3.1.1 简单机理 …… (92)
3.1.2 解吸工艺 …… (93)
3.1.3 解吸设备 …… (96)
3.1.4 影响解吸效果的因素 …… (99)
3.1.5 操作管理 …… (102)
3.2 电解沉积 …… (104)
3.2.1 电积反应 …… (106)
3.2.2 电积过程简单机理 …… (106)

3.2.3 电积条件及作业指标 …… (110)
3.2.4 影响电解沉积的因素 …… (111)
3.2.5 电积槽 …… (115)
3.2.6 操作管理 …… (117)
3.3 熔炼 …… (118)
3.3.1 金银分离 …… (118)
3.3.2 银的回收 …… (120)
3.3.3 熔炼 …… (122)
3.3.4 中频感应电炉在金银冶炼中的应用 …… (124)
4 炭再生 …… (127)
4.1 炭再生的重要性 …… (127)
4.2 炭再生工艺 …… (128)
4.2.1 酸洗 …… (129)
4.2.2 加热再生 …… (130)
4.3 加热再生条件 …… (132)
4.3.1 再生温度 …… (132)
4.3.2 再生时间 …… (133)
4.3.3 再生气体 …… (134)
4.3.4 杂质含量 …… (135)
4.3.5 再生次数 …… (135)
4.4 加热再生设备 …… (137)
4.5 炭再生评价 …… (139)
4.5.1 再生方法 …… (139)
4.5.2 再生效果 …… (139)
4.5.3 炭再生的经济性 …… (140)
5 冶炼 …… (142)
5.1 工艺流程 …… (142)
5.2 影响金银分离的因素及操作注意事项 …… (143)
5.3 银的回收 …… (145)
5.4 药剂 …… (147)

5.5 设备 …… (148)
5.6 精炼 …… (149)
5.6.1 部分金泥熔化泼珠-硝酸金银分离法 …… (149)
5.6.2 王水精炼法 …… (150)
5.6.3 电解精炼法 …… (151)
5.6.4 湿式氯化精炼法 …… (152)
6 污水处理 …… (154)
6.1 碱氯法 …… (155)
6.2 尾矿库自净-排液循环法 …… (159)
6.3 尾矿库自净-活性炭吸附法 …… (160)
7 工艺设备的选择与计算 …… (162)
7.1 浸出吸附设备 …… (162)
7.1.1 浸出槽 …… (162)
7.1.2 吸附槽 …… (164)
7.1.3 提炭装置 …… (166)
7.2 解吸、电积设备 …… (167)
7.2.1 解吸柱 …… (167)
7.2.2 热交换器 …… (169)
7.2.3 电加热器 …… (171)
7.2.4 电积槽 …… (172)
7.2.5 过滤器 …… (174)
7.3 酸洗与炭再生设备 …… (174)
7.3.1 酸洗槽 …… (174)
7.3.2 炭再生窑 …… (175)
7.4 冶炼设备 …… (176)
7.4.1 坩埚装料量 …… (176)
7.4.2 坩埚容积 …… (176)
7.5 其他设备 …… (177)
7.5.1 直线振动筛 …… (177)
8 炭浆提金工艺发展动态 …… (178)

8.1 浸出工艺的发展 …… (178)
8.1.1 富氧浸出 …… (178)
8.1.2 超声波助浸 …… (184)
8.2 炭吸附工艺的发展 …… (186)
8.2.1 磁性炭吸附 …… (186)
8.2.2 炭柱法 …… (188)
8.2.3 炭吸附设备 …… (189)
8.3 电积工艺的发展 …… (193)
8.3.1 碳纤维电积法 …… (193)
8.3.2 含金氰化溶液直接电积提金新工艺 …… (195)
8.4 再生工艺的发展 …… (198)
8.4.1 Rintoul 电阻加热炉 …… (198)
**9 生产实例** …… (201)
9.1 国外生产实例 …… (201)
9.1.1 美国霍姆斯特克（Homestake）矿业公司克里德（Creede）炭浆厂 …… (201)
9.1.2 南非普勒西德特·布兰德（President Brand）焙砂炭浆厂 …… (203)
9.1.3 贝萨（Beisa）铀金矿炭浆厂 …… (205)
9.1.4 美国金色阳光（Golden Sunlight）金矿炭浆厂 …… (206)
9.1.5 美国自由港黄金公司杰瑞特·坎尤（Freeport Gold Co. Jerritt Canyon）金矿炭浆厂 …… (209)
9.1.6 格蒂矿山公司莫克金矿（Getty Mining Company Mercur Gold Project）炭浆厂 …… (210)
9.2 国内生产实例 …… (214)
9.2.1 张家口金矿炭浆厂 …… (214)
9.2.2 张全庄金矿炭浆厂 …… (216)
9.2.3 夹皮沟金矿炭浆厂 …… (217)
9.2.4 灵湖金矿炭浆厂 …… (219)
9.2.5 铜陵黄金选冶厂 …… (220)

9.2.6 红花沟金矿炭浆厂 …… (222)
9.2.7 五龙金矿炭浆厂 …… (224)
9.2.8 可移动式炭浆厂 …… (226)
9.2.9 用炭浆法处理碳质矿石的实践 …… (229)
9.2.10 炭纤维的应用实践 …… (232)
**参考文献** …… (234)

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM http://bbs.3s001.com/

# 1 氰化浸出

## 1.1 氰化浸出的基本原理

### 1.1.1 金浸出的化学反应式

金的化学性质非常稳定，一般不被普通氧化剂所氧化，但可溶解于有氧存在的氰化物水溶液中。金溶解于氰化物溶液中的反应式为：

$$4Au+8CN^-+O_2+2H_2O \longrightarrow 4Au(CN)_2^-+4OH^- \quad (1.1\text{-}1)$$

也有人认为金的溶解分两步进行：

$$2Au+4CN^-+O_2+2H_2O \longrightarrow 2Au(CN)_2^-+H_2O_2+2OH^- \quad (1.1\text{-}2)$$

$$2Au+4CN^-+H_2O_2 \longrightarrow 2Au(CN)_2^-+2OH^- \quad (1.1\text{-}3)$$

反应式（1.1-2）与式（1.1-3）之和便是式（1.1-1）。过氧化氢是溶解氧发生还原作用而生成的。

### 1.1.2 简单电化学机理

金在氰化物溶液中的溶解本质上是个电化学腐蚀过程。图1.1-1是金在氰化物溶液中的溶解机理。根据扩散理论，金浸入氰化物溶液时，金的表面便立刻溶解，金失去电子以金氰络离子状态进入溶液，并在金表面的溶液中形成一个饱和层。同时，金的溶解耗去了金表面附近溶液中的氧和氰化物，使其浓度急剧下降。金表面附近这层含有饱和金氰络离子和低氧、低氰化物的溶液层被称之为能斯特（Nernst）界面层。界面层中饱和的金氰络合离子逐渐向溶液内部扩散，同时，溶液中的氧和氰化物也向界面层内扩散，这样，界面层内本已饱和的金氰络合离子浓度下降，而消耗了的氧和氰化物又得到补充，金又进一步溶解。金的溶解过程就是这样逐渐进行的。

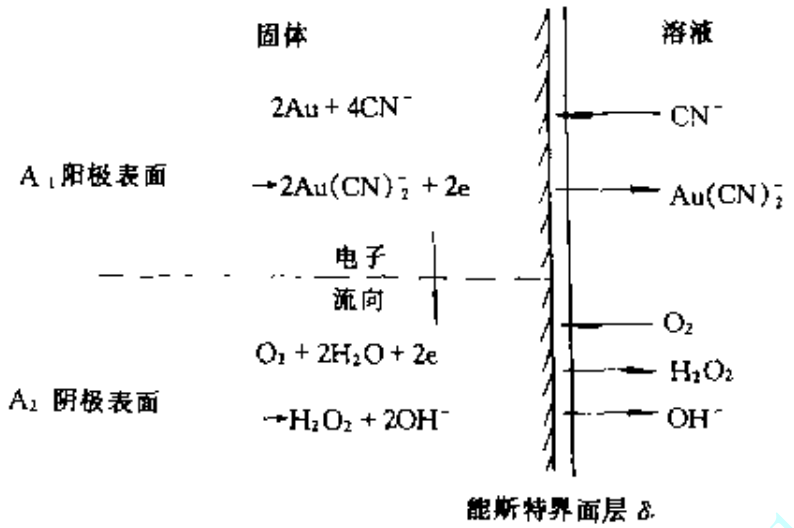



图 1.1.1　金表面与含氧氰化物溶液
接触时的局部腐蚀电池示意图

### 1.1.3　浸出热力学分析

一价金在 25 C还原为金的反应式为

$$Au^{+}+e \rightleftharpoons Au \tag{1.1-4}$$

按照能斯特（Nernst）方程式，其电极电位为

$$E=E^{\circ}\text{❶}+\frac{RT}{nF}\lg\,[Au^{+}]=1.68+0.059\lg\,[Au^{+}] \tag{1.1-5}$$

该反应标准电位数值较大，用很弱的还原剂即可将金沉淀。

金的氰化浸出是在水溶液中进行的，水溶液中存在的 $H^{+}$、$OH^{-}$和 $H_2O$ 能被还原和氧化，伴随析出气态的氢和氧。

在水介质中，如果有氧化剂或还原剂存在，那么，它们在一定条件下可以使 $OH^{-}$或 $H_2O$ 氧化成气态氧，或者使 $H^{+}$或 $H_2O$ 还原为气态氢。

在给定条件下，如果溶液中有电极电位比氢电极电位更负电性的还原剂存在，还原过程就可能发生。在酸性介质中，电化学反应为

---

❶ 本书 $E^{\circ}$值均取自广西人民出版社《简明化学手册》，1978 年版。

$$2H^+ + 2e \rightleftharpoons H_2 \tag{1.1-6}$$

在碱性介质中，电化学反应为

$$2H_2O + 2e \rightleftharpoons H_2 + 2OH^- \tag{1.1-7}$$

温度为25℃时，氢电极电位为

$$E = E^\circ - \frac{RT}{nF}\ln\frac{p_{H_2}}{[H^+]^2} = -0.059pH - 0.0295\lg p_{H_2} \tag{1.1-8}$$

在给定条件下，如果溶液中有电极电位比氧电极电位更正电性的氧化剂存在，水的氧化过程就可能发生。在酸性介质中，电化学反应为

$$O_2 + 4H^+ + 4e \rightleftharpoons 2H_2O \tag{1.1-9}$$

在碱性介质中，电化学反应为

$$O_2 + 2H_2O + 4e \rightleftharpoons 4OH^- \tag{1.1-10}$$

温度为25℃时，氧电极电位为

$$E = E^\circ - \frac{RT}{nF}\ln\frac{1}{p_{O_2}[H^+]^4} = 1.229 - 0.059pH + 0.0148\lg p_{O_2} \tag{1.1-11}$$

由此可见，有水或由其电离而来的离子参与的各种氧化-还原过程，与水溶液的pH值有密切的关系。这个关系可用$E$-pH图表示出来。在25℃下，这个关系如图1.1-2所示。图中直线①和②是由方程（1.1-8）和（1.1-11）作出的。这两条直线把整个$E$-pH图划分为Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ三个区域。

由图1.1-2可得出如下结论：

（1）凡位于区域Ⅰ中，其电极电位高于氧电极电位的氧化剂都会使水分解而析出氧气。如图中$a$线反应

$$4Au^{3+} + 6H_2O \longrightarrow 4Au + 3O_2 + 12H^+ \tag{1.1-12}$$

这个过程将一直进行到氧化剂由于活度减小电位降低以及氧电极由于介质酸度增加而电位升高，最终达到两个电极电位值相等时为止。

（2）凡位于区域Ⅲ中，其电极电位低于氢电极电位的还原剂在酸性溶液中能使氢离子还原而析出氢气。如图中$e$线反应

$$Zn+2H^+ \longrightarrow Zn^{2+}+H_2 \qquad (1.1\text{-}13)$$

这个过程将一直进行到还原剂随着它的消耗而电位升高以及氢电极由于介质酸度降低而电位降低，最终导致两个电极电位值相等时为止。

（3）$d$ 线所示的 $Ni^{2+}/Ni$ 体系及其他类似的体系，即可与水处于平衡，也可使水分解而析出氢，这要看介质的酸度如何而定。

（4）原则上讲，氧化-还原体系与水之间的平衡仅在区域Ⅰ中才有可能。例如 $Fe^{3+}/Fe^{2+}$ 体系或 $Cu^{2+}/Cu$ 体系就可以与水的离子或分子平衡共存。

（5）由①线和②线围成的区域Ⅱ就是水的热力学稳定区。

（6）电位在区域Ⅰ之内的一切体系，从它们不与水的离子或分子相互作用这个意义来说，是稳定的。但是，如果在压力下使这些体系饱和，以气态氧或气态氢形式存在，那么它们仍然可以被氧氧化或被氢还原。因此，从对气态氧或气态氢的作用来说，这些体系又是不稳定的。相反，那些电极电位在氧电极线①以上的体系不会与气态氧发生反应，而那些电极电位在氢电极线②以下的体系也不会与气态氢发生作用。

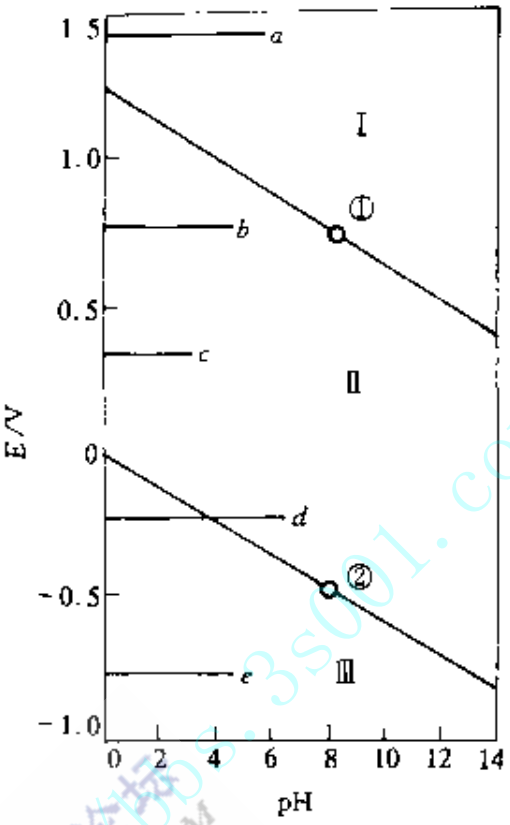



图 1.1-2 水溶液稳定存在的区域

①—$p_{O_2}$为大气压力时氧电极电位随 pH 的变化；

②—$p_{H_2}$为大气压力时氢电极电位随 pH 的变化

$a$—$Au^{3+}/Au$；$b$—$Fe^{3+}/Fe^{2+}$；

$c$ $Cu^{2+}/Cu$；$d$ $Ni^{2+}/Ni$；

$e$—$Zn^{2+}/Zn$

在水的热力学稳定区，金的稳定形态是金属，在所有 pH 值范围内，金不能被溶解的氧所氧化，也不能被强酸或强碱侵蚀。

在金的浸出过程中，必须将金氧化为易溶物质，要求该物质

在含有溶解氧的溶液中不被还原。只有产物的还原电位小于被溶解的氧的还原电位，浸出液才能充分氧化金属金。在溶液中若一价金离子或三价金离子的还原电位被减小到氧还原电位之下，这些条件才能被满足。按照式（1.1-5）做成 $Au^+/Au$ 电池，同样的道理也可做成 $Au^{3+}/Au$ 电池。可以看出，降低电池的还原电位 $E$ 值，只有使有关简单离子 $Au^+$ 或 $Au^{3+}$ 保持适当的低浓度才有效果。使氧化所得的最初产品 $Au^+$ 或 $Au^{3+}$ 转变为易溶的络离子是引起简单离子浓度降低的有效方法。

在氰化过程中，用氰化物离子作为络合剂。该离子与 $Au^+$ 和 $Au^{3+}$ 生成络离子，由于在正常浸出条件下前者占优势，其络合系数为 $10^{38}$，我们只讨论前者。形成一价金氰络离子可描述如下：

$$Au^+ + 2CN^- \rightleftharpoons Au(CN)_2^-$$

$$\beta = \frac{1}{K} = \frac{1}{5.0\times10^{-39}} = 2\times10^{38}\text{❶} \qquad (1.1\text{-}14)$$

在典型的浸出液中，氰化物有效浓度一般为 $[CN^-] = 10^{-3}$ mol/L，则

$$[Au(CN)_2^-] / [Au^+] = 10^{-6}\beta = 2\times10^{32} \qquad (1.1\text{-}15)$$

由此可见，在浸出溶液中加入氰化物，金离子 $Au^+$ 的浓度将大幅度降低。按照方程（1.1-5），减小 $Au^+$ 浓度将使 $E$ 降低约 $0.059\lg 2\times10^{32} = 1.91$V。使用其他络合剂也可达到同样的效果，只是由于稳定常数的不同，$Au^+$ 浓度和还原电位降低的程度不同而已。

图 1.1-3 是有氰化物存在的金-水系 $E$-pH 图。络合剂和易溶金产物的浓度，都选择在实际的浸出过程范围内。图中线③表示 $Au(CN)_2^-/Au$ 反应的还原电位随 pH 变化的情况：

$$Au(CN)_2^- + e \rightleftharpoons Au + 2CN^-$$

$$E = 0.6 + 0.059\lg[Au(CN)_2^-] - 0.118\lg([CN^-]_{总} - 2[Au(CN)_2^-])$$

---

❶ $K$ 值取自广西人民出版社《简明化学手册》，1978 年版。

$$+ 0.118\lg(4.93 \times 10^{-10} + [H^+]) \qquad (1.1\text{-}16)$$

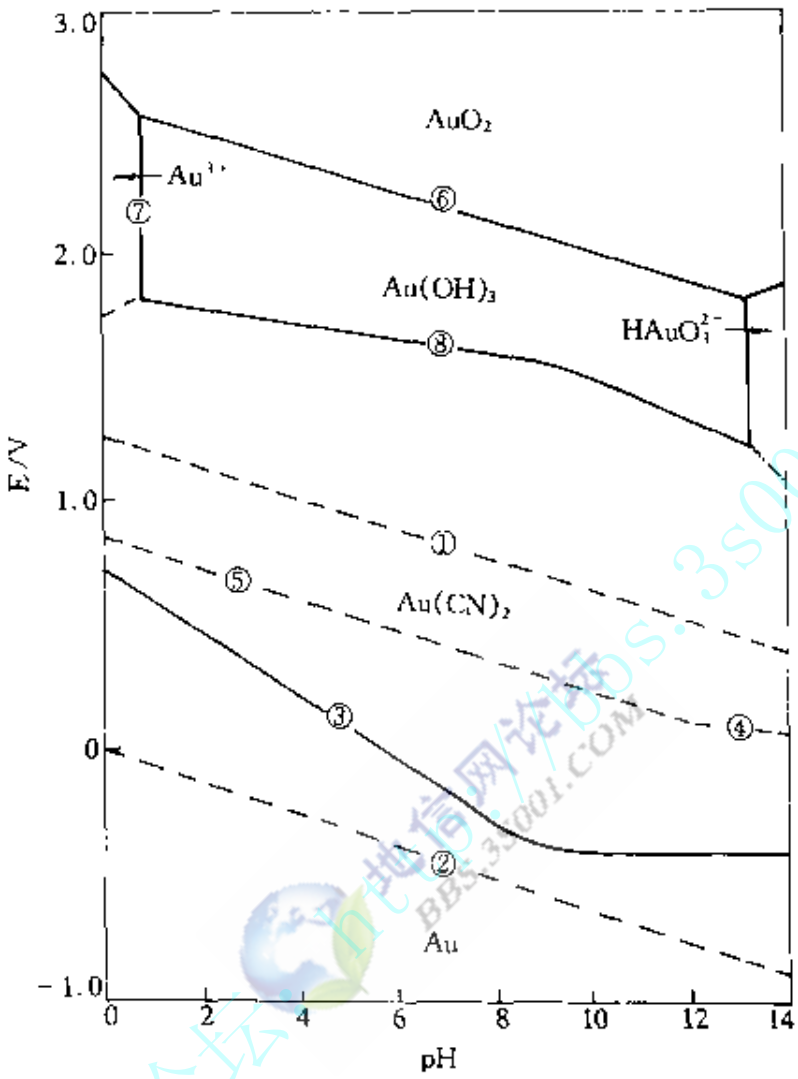



图 1.1-3　Au-$H_2O$-$CN^-$ 系 25 C $E$-pH 图

各种可溶金物质浓度为 $10^{-4}$mol/L.

$[CN^-]_总 = 10^{-3}$mol/L　$p_{O_2} = p_H = 1.013 \times 10^5$Pa

式中　$[CN^-]_总$—— 加入溶液中的氰化物总量。

因为氰氢酸是很弱的酸，其离解常数 $K_a = 4.93 \times 10^{-10}$❶。HCN 水解时对以游离氰离子存在的氰化物总量有显著影响，而 $[CN^-]_总$ 对反应(1.1-16)有促进作用。只有氰化物水解才使还原电位随 pH

❶ 广西人民出版社《简明化学手册》，1978 年版。

变化。pH 值低，游离 $CN^-$ 浓度是很低的，因此反应（1.1-16）向正方向进行，而且还原电位高。相反，增加 pH 值，游离氰浓度增加，还原电位降低，则对逆向反应即浸出反应转为有利。pH 值稍大于 $p_{K_a}$，几乎全部呈游离的 $CN^-$ 状态，$E$ 几乎不随 pH 而变化。同理，氰化物离子的水解，也影响三价金氢氧化物与氰化物之间反应的还原电位的变化。

$$Au(OH)_3 + 2CN^- + 2e + 3H^+ \rightleftharpoons Au(CN)_2^- + 3H_2O \quad (1.1\text{-}17)$$

比较图 1.1-2 和图 1.1-3，可明显看出，增加氰化物会导致金的电极电位降低，而且使金能较易溶解并留于溶液之中。pH 值由 0 到 14 的整个范围内，线③总是在线①之下，因而 $O_2/OH^-$ 电对是推动反应（1.1-16）向左进行的十分强的氧化剂。从而使金溶解或者阻碍 $Au(CN)_2^-$ 还原。

在金溶解过程中，金表面的氧被还原成过氧化物：

$$O_2 + 2H^+ + 2e \rightleftharpoons H_2O_2 \quad (1.1\text{-}18)$$

$$O_2 + H^+ + 2e \rightleftharpoons HO_2^- \quad (1.1\text{-}19)$$

线④和线⑤是依据（1.1-18）式及（1.1-19）式划出的。

金氧化成三价金氰络离子的 $E$-pH 线也容易计算。在氰化溶液中，在不同氰化物和金的浓度下，$Au(CN)_4^-$ 电位 pH 线大部分落在线①、④和⑤所限制的范围内。这表明三价金氰络离子比一价金氰络离子不稳定，而在含氧溶液中将是稳定的。还表明氧/过氧化氢电对对金氧化为三价金氰络离子的影响不是十分强的。这说明了当含氧的氰化溶液与金反应时为什么仅能生成一价金的络离子。

线③与电位轴相交的位置取决于溶液中 $Au(CN^-)_2^-$ 和氰化物总量的浓度。当〔$Au(CN)_2^-$〕降低或〔$CN^-$〕$_{总}$ 增加时，线③向 $E$ 值较低的方向移动，但仍保持相同的形式。显然这些图解表明，仅在一定条件下，线③将与线②相交，并且在一定的 pH 范围内它才位于下面。在这样的条件下，金在含游离氧的氰化物溶液中被溶解并放出氢气：

$$2Au+4CN^-+2H^+ \longrightarrow 2Au(CN)_2^- + H_2 \quad (1.1\text{-}20)$$

在所有其他条件下，氢分子将还原 $Au(CN)_2^-$ 成为金。

图 1.1-3 又指出，由固态三价金氢氧化物及易溶的 $Au^{3+}$ 和 $HAuO_3^{2-}$ 所形成的稳定性区域，随氰化物的加入而减小。

### 1.1.4 浸出过程动力学

热力学研究了浸出反应能否自动进行，但没有说明系统逼近平衡状态时的速度。反应速度与以最低成本获得最大限度的回收价值这一目标有很大关系，所以应该很好地研究缓慢达到平衡的反应。

浸出过程中，固体和液体之间的反应机理涉及五个主要步骤：

(1) 溶剂分子向矿粒表面扩散；

(2) 溶剂分子在矿粒表面吸附；

(3) 溶剂与矿粒中的金在表面发生化学反应，生成可溶性的化合物 $Au(CN)_2^-$；

(4) 生成的 $Au(CN)_2^-$ 从固体表面解吸；

(5) 可溶性化合物 $Au(CN)_2^-$ 向溶液中扩散。

一般来说，在常温操作下，溶剂与矿粒中金的化学反应进行得较快，而溶剂分子或离子向面体表面扩散的速度很慢，所以，扩散速度是影响浸出速度的决定因素，金的浸出属于扩散控制反应。根据菲克 (Fick) 定律：

$$\frac{d[O_2]}{dt} = \frac{D_{O_2}}{\delta} A_1 \{ [O_2] - [O_2]_i \} \quad (1.1\text{-}21)$$

$$\frac{d[CN^-]}{dt} = \frac{D_{CN^-}}{\delta} A_2 \{ [CN^-] - [CN^-]_i \} \quad (1.1\text{-}22)$$

式中 $\frac{d[O_2]}{dt}$ 和 $\frac{d[CN^-]}{dt}$ ——$O_2$ 和 $CN^-$ 的扩散速度，mol/s；

$D_{O_2}$ 和 $D_{CN^-}$ ——溶解氧和氰化物的扩散系数，$cm^2/s$；

$[O_2]$ 和 $[CN^-]$ ——溶液中 $O_2$ 和 $CN^-$ 的浓度，mol/ml；

$[O_2]_i$ 和 $[CN^-]_i$——界面层处 $O_2$ 和 $CN^-$ 的浓度，mol/ml；

$A_1$ 和 $A_2$——发生阴极和阳极反应的表面积，$cm^2$；

$\delta$——界面层厚度，cm。

如上所述，金表面的化学反应速度比 CN 和 $O_2$ 通过界面层的扩散速度快得多，所以在界面层内 $CN^-$ 和 $O_2$ 刚到达金表面便立即被消耗掉。

即 $[O_2]_i=0$，$[CN^-]_i=0$

因此式（1.1-21）和式（1.1-22）可简化为：

$$\frac{d[O_2]}{dt}=\frac{D_{O_2}}{\delta}A_1[O_2] \tag{1.1-23}$$

$$\frac{d[CN^-]}{dt}=\frac{D_{CN^-}}{\delta}A_2[CN^-] \tag{1.1-24}$$

根据反应式(1.1-2)可知，金溶解速度是氧消耗速度的两倍，是氰化物消耗速度的一半，所以达平衡时金的溶解速度 $v_{Au}$ 应为：

$$v_{Au}=2\frac{D_{O_2}}{\delta}A_1[O_2]=\frac{1}{2}\frac{D_{CN}}{\delta}A_2[CN^-]$$

因为和液相接触的金属总面积为 $A=A_1+A_2$，所以：

$$v_{Au}=\frac{2A\cdot D_{CN^-}D_{O_2}[CN^-][O_2]}{\delta\{D_{CN^-}[CN^-]+4D_{O_2}[O_2]\}} \tag{1.1-25}$$

当溶液中氰化物浓度极低时，分母中的第一项和第二项相比可忽略不计，因此（1.1-25）式可以简化为：

$$v_{Au}=\frac{1}{2}\frac{A\cdot D_{CN}}{\delta}[CN^-]=K_1[CN^-] \tag{1.1-26}$$

同样，当溶液中氰化物浓度较高时，分母的第二项也可忽略不计，则（1.1-25）式可简化为：

$$v_{Au}=\frac{2A\cdot D_{O_2}}{\delta}[O_2]=K_2[O_2] \tag{1.1-27}$$

式(1.1-26)和式(1.1-27)充分说明：当溶液中的氰化物浓度低时，金的溶解速度仅取决于氰化物浓度；而当溶液中氰化物浓度高时，金的溶解速度仅取决于溶液中氧的浓度。这和试验结果是一致的，见图 1.1-4。

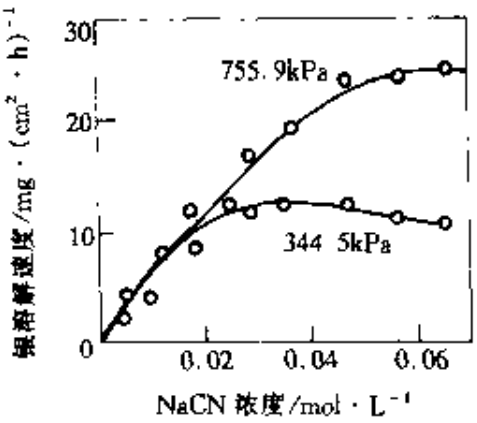



图 1.1-4 在不同氧压力和 NaCN 浓度下银的溶解速度（24℃）

反应达平衡时，由式（1.1-26）和式（1.1-27）还可以导出下面的关系：

$$D_{CN^-}\ [CN^-] = 4D_{O_2}\ [O_2]$$

即当 $\frac{[CN^-]}{[O_2]} = 4\frac{D_{O_2}}{D_{CN^-}}$ 时，溶解速度达到极限值。

表 1.1-1 是氰化钾与氧的扩散系数。由表中查得扩散系数的平均值为：

$$D_{O_2} = 2.76\times10^{-5}\text{cm}^2/\text{s}$$

$$D_{KCN} = 1.83\times10^{-5}\text{cm}^2/\text{s}$$

**表 1.1-1 氰化钾与氧的扩散系数**

| 温度/℃ | $K_{CN}$/% | $D_{KCN}$/cm²·s⁻¹ | $D_{O_2}$/cm²·s⁻¹ | $\frac{D_{O_2}}{D_{KCN}}$ |
|---|---|---|---|---|
| 18 | | $1.72\times10^{-5}$ | $2.54\times10^{-5}$ | 1.48 |
| 25 | 0.03 | $2.01\times10^{-5}$ | $3.54\times10^{-5}$ | 1.76 |
| 27 | 0.0175 | $1.75\times10^{-5}$ | $2.20\times10^{-5}$ | 1.28 |
| 平均 | | $1.83\times10^{-5}$ | $2.76\times10^{-5}$ | 1.50 |

其比值为 $\frac{D_{O_2}}{D_{KCN}} = 1.5$，所以，当 $\frac{[CN^-]}{[O_2]} = 6$ 时，金的溶解速度最快。此速度称为极限溶解速度。

表 1.1-2 是试验所得的金银极限溶解速度。表中所示的 $\frac{[CN^-]}{[O_2]}$ 值在 4.6～7.4 之间，这与理论值是吻合的。

**表 1.1-2 金银在不同 〔CN⁻〕和〔$O_2$〕下的极限溶解速度**

| 金属 | 温度/℃ | $p_{O_2}$/kPa | 溶液中〔$O_2$〕/mol·$L^{-1}$ | 溶液中〔$CN^-$〕/mol·$L^{-1}$ | $\frac{[CN^-]}{[O_2]}$ |
|---|---|---|---|---|---|
| Au | 25 | 1.00×101.325 | $1.28\times10^{-3}$ | $6.0\times10^{-3}$ | 4.69 |
| | 25 | 0.21×101.325 | $0.27\times10^{-3}$ | $1.3\times10^{-3}$ | 4.85 |
| | 35 | 1.00×101.325 | $1.10\times10^{-3}$ | $5.1\times10^{-3}$ | 4.62 |
| | 25 | 1.00×101.325 | $1.28\times10^{-3}$ | $8.8\times10^{-3}$ | 6.80 |
| | 25 | 0.21×101.325 | $0.27\times10^{-3}$ | $1.7\times10^{-3}$ | 6.30 |
| Ag | 24 | 7.48×101.325 | $9.55\times10^{-3}$ | $56.0\times10^{-3}$ | 5.85 |
| | 24 | 3.40×101.325 | $4.35\times10^{-3}$ | $25.0\times10^{-3}$ | 5.75 |
| | 35 | 2.70×101.325 | $2.96\times10^{-3}$ | $22.0\times10^{-3}$ | 7.40 |
| | 25 | 1.00×101.325 | $1.28\times10^{-3}$ | $9.4\times10^{-3}$ | 7.35 |
| | 35 | 1.00×101.325 | $1.10\times10^{-3}$ | $8.1\times10^{-3}$ | 7.35 |
| | 25 | 0.21×101.325 | $0.27\times10^{-3}$ | $2.0\times10^{-3}$ | 7.40 |

应用方程式（1.1-25）时，将其式中代入扩散系数值后，根据试验数据可求得 $\delta$ 值。该值波动在 $2\times10^{-3}$～$9\times10^{-3}$cm 之间。它表示在扩散控制中界面层的厚度取决于搅拌速度和搅拌方法。

在室温和大气压力下，氧在水中的溶解量为 8.2mg/L，相当于 $0.27\times10^{-3}$mol/L。因此，在此条件下，金银的极限溶解速度出现在〔KCN〕$=6\times0.27\times10^{-3}$mol/L 或 0.01%的溶液中。

从以上分析得出，金银在氰化物溶液中的溶解速度取决于溶液中〔$CN^-$〕和〔$O_2$〕两者的比值，任何片面强调一种条件面忽视另一种条件的做法均不能达到最佳浸出效果。这就要求管理和操作人员在生产中要严格控制溶液中氰化物与氧的浓度比，使其始终保持在 6 左右，此时金的浸出速度最快。

## 1.2 影响浸出速度的因素

### 1.2.1 外部环境因素的影响

这类因素是可通过操作管理加以控制的，包括氰化物及氧的浓度、pH 值、矿浆浓度、矿泥含量、浸出时间、温度及搅拌强度等。

#### 1.2.1.1 氰化物及氧浓度的影响

氰化物和氧的浓度是决定金溶解速度的主要因素之一。金银的溶解速度与氰化物浓度的关系如图 1.2-1 所示。

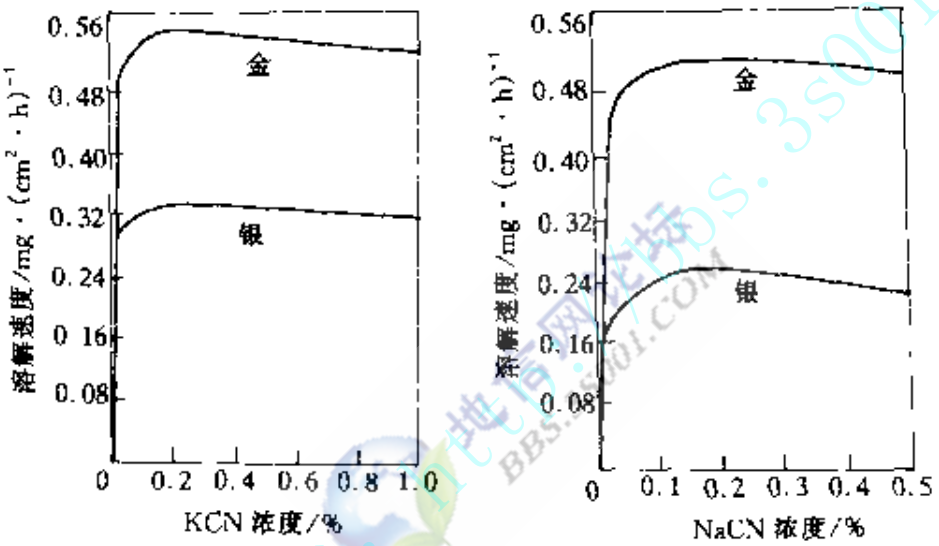



图 1.2 1 氰化物浓度对金银溶解速度的影响

从图 1.2-1 看出，当氰化物浓度在 0.05%以下时，金的溶解速度随溶液中氰化物浓度的增大而直线增加到最大值，以后则随氰化物浓度的增大而缓慢上升，直至氰化物浓度增大到 0.15%时为止。此后再继续增大氰化物浓度，金银的溶解速度反而略有下降。

出现这种现象的原因，正如前面式（1.1-26）和式（1.1-27）所指出的那样，当溶液中氰化物浓度低时，金银的溶解速度仅取决于氰化物浓度；而当溶液中氰化物浓度高时，金银的溶解速度则取决于溶液中氧的浓度。在低浓度氰化物溶液中，氧的溶解度

几乎恒定不变，同氰化物浓度相比，溶液中有足够的氧参加反应，$CN^-$与$O_2$的浓度比远远低于6，所以增加氰化物浓度，浸出速度就直线上升。当溶液中氰化物浓度高时（0.05%～0.15%），溶液中溶解氧的浓度基本上能满足参加反应所必须的氧量，此时增加氰化物浓度，金银浸出速度也提高，只是上升比较缓慢。另外，在低浓度氰化物溶液中，各种非贵金属的溶解度很小，对溶解氧的消耗量也很少。当溶液中氰化物浓度超过0.15%时，溶液中〔$CN^-$〕与〔$O_2$〕的比值远远大于6，金银的溶解速度取决于氧的浓度。此时再增加氰化物浓度对浸出无任何益处。相反，由于在高浓度氰化物溶液中，矿石中的大量贱金属矿物参加反应，消耗掉大量的溶解氧，更加恶化了〔$CN^-$〕/〔$O_2$〕的比例关系，导致金银溶解速度降低。

在氰化浸出过程中，任何引起溶液中氧浓度降低的因素都将导致金银浸出速度的降低。例如，在某些矿石中伴生的大部分白铁矿、磁黄铁矿及部分黄铁矿很容易氧化，以致消耗氰化溶液中大量的氧，使金的溶解速度降低。为防止这些有害杂质的影响，往往在氰化浸出之前向碱性矿浆中通入空气进行强烈搅拌，以使硫化铁矿物氧化为$Fe(OH)_3$沉淀。$Fe(OH)_3$不与氰化物发生作用，亦不再消耗溶液中的氧，有利于提高浸出指标。

在生产现场中，氰化溶液中的$CN^-$浓度一般都偏高，因此强化金溶解的基本因素就是提高溶液中的溶解氧含量。这可以用渗氧溶液或在高压下氰化实现。有人实验当空气压力达到0.7MPa时，金的溶解速度可提高到通常条件下的10倍或20倍，甚至30倍，并能提高金回收率约15%。

富氧浸出是一项新技术，该工艺简单易行，效果显著，已应用于工业生产。某炭浆厂进行的工业试验表明，对现行敞开式浸出槽采取充氧措施后，氰化溶液中的溶解氧浓度由$8\times10^{-6}$提高到了$20\times10^{-6}$，金浸出速度提高一倍以上。这项新技术用于新建氰化厂可显著节约投资，用于对老氰化厂进行改造，可在不增加氰化设备的情况下扩大生产能力，因而具有广阔的应用前景，受

到国内外研究和生产领域的普遍重视。

实际生产中，氰化物浓度的控制要视矿石性质的不同而确定。全泥氰化时，一般控制在0.01%～0.03%，对金精矿氰化来说，一般控制在0.04%～0.1%之间。

1.2.1.2 温度的影响

金的溶解速度随矿浆温度的升高而增加，见表1.2-1。

表1.2-1 温度对氰化浸出的影响（KCN 0.2%）

| 指标 | 温度/℃ | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 0.1 | 5 | 10 | 15 | 20 | 25 | 30 |
| 溶解氧含量/mg·L$^{-1}$ | 9.81 | 9.1 | 8.4 | 7.8 | 7.2 | 6.7 | 6.3 |
| KCN消耗量/g·t$^{-1}$ | 254 | 250 | 280 | 320 | 360 | 430 | 480 |
| 形成HCN/% | 0.0 | 0.001 | 0.002 | 0.003 | 0.004 | 0.004 | 0.005 |
| 保护碱浓度/% | 0.017 | 0.016 | 0.016 | 0.0155 | 0.015 | 0.015 | 0.015 |
| 12h金溶解量/% | 51.7 | 53.3 | 56.7 | 66.1 | 68.9 | 71.7 | 74.4 |
| 30min金沉淀量/% | 10 | 40 | 54 | 68 | 80 | 85 | 90 |

| 指标 | 温度/℃ | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 85 | 90 | 100 |
| 溶解氧含量/mg·L$^{-1}$ | 5.4 | 4.6 | 3.7 | 3.0 | 2.4 | - | 1.7 | 1.1 |
| KCN消耗量/g·t$^{-1}$ | 520 | 680 | 900 | 1450 | 2150 | 2600 | 4000 | — |
| 形成HCN/% | 0.0055 | 0.006 | 0.007 | 0.01 | 0.014 | 0.016 | 0.08 | — |
| 保护碱浓度/% | 0.0145 | 0.014 | 0.013 | 0.012 | 0.009 | 0.004 | 0.001 | — |
| 12h金溶解量/% | 77.2 | 80.0 | 82.0 | 83.7 | 85.0 | 83.7 | 81.2 | — |
| 30min金沉淀量/% | 100 | | | | | | | |

由表1.2-1看出：

（1）金的溶解速度随温度的升高而增大，在80℃左右时达最大值；

（2）氧在溶液中的溶解度随温度的升高而下降，在这种情况

下，氧所起的作用与过去在极化作用强烈的情况下所起的作用是不同的；

(3) 氰化物的水解作用随温度升高而增加，大量 HCN 气体挥发，氰化物耗量增加；

(4) 随着温度升高，矿石中贱金属与氰化物的作用增强，导致氰化物消耗大量增加；

(5) 保护碱的浓度随温度升高而降低，这是由于 $Ca(OH)_2$ 的溶解度随温度升高而降低所致；

(6) 随着温度的升高，已溶金的沉淀作用增强。

综上所述，温度是影响金浸出的重要因素。但在工业上一般不采用加热矿浆的方法处理矿石，因为使金提取率的提高和处理时间的缩短补偿不了加温费用。冬季只在寒冷地区的氰化厂采取保温取暖措施。矿浆温度一般维持在 15～20℃为宜。

1.2.1.3 矿浆浓度和矿泥量的影响

矿浆浓度和含泥量直接影响矿浆的粘度，从而会影响 $CN^-$ 和 $O_2$ 以及 $Au(CN)_2^-$ 在矿浆中的扩散速度，最终影响金的浸出速度。另外，随着矿浆浓度的提高，溶液中溶解氧的含量降低，见表 1.2-2。

**表 1.2-2 矿浆浓度与氧含量的关系**

| 矿浆液固比 | 3∶1 | 2∶1 | 1∶1 |
|---|---|---|---|
| 溶解氧含量/mg·L$^{-1}$ | 3.7 | 2.2 | 1.2 |

降低矿浆浓度，矿浆粘度随之减小，有利于溶液中 $CN^-$ 和 $O_2$ 向金粒表面扩散，从而可提高金的浸出速度和浸出率。但采用低浓度矿浆浸出时，虽然会相对缩短浸出时间，但必须增大设备容积，浸出添加剂也要成比例增加，以保证必要的浸出时间和药剂浓度。另外，矿浆浓度对以后的炭吸附工艺也有重大影响，因此矿浆浓度的确定须全面考虑。最适宜的矿浆浓度应通过试验确定，并综合考虑整个工艺的要求。一般来说，适宜于炭浆工艺的矿浆

浓度为 35～45%。

1.2.1.4　浮选药剂的影响

对金精矿氰化来说，浮选药剂对浸出的影响是不容忽视的。在浮选过程中，金与矿石中的硫化物一同被回收，因而在其表面吸附了一层疏水性的药物薄膜或沉积物。这类药物通常是硫醇类捕收剂，如黄药、连二磷酸盐等。硫醇是氰化反应的强抑制剂，其抑制作用随捕收剂的浓度和它的非极性基长度的增加而增加，随氰化物浓度的增加而降低。起泡剂对氰化浸出也是不利的，常在充气时产生大量气泡，给生产带来许多麻烦。因此，在浮选金矿浸出之前，要对其进行尽可能彻底的脱药处理。

1.2.1.5　浸出时间的影响

随着浸出时间的延长，金的浸出率逐渐提高，但由于金表面的饱和溶液层厚度逐渐增大，使得浸出速度逐渐降低，直至最终速度为零。这是因为随着时间延长，金不断被溶解，可溶金的量不断减少，已溶金的量不断增加，溶液中 $CN^-$、$O_2$ 和 $Au(CN)_2^-$ 的扩散距离越来越长，另外，溶液中各种杂质的含量也不断增加，阻碍金的溶解。

1.2.1.6　搅拌对浸出的影响

搅拌有助于破坏金表面的饱和溶液层，有利于加速 $CN^-$、$O_2$ 和 $Au(CN)_2^-$ 的扩散，从而有利于加快金的浸出速度。搅拌强度越大，对金的浸出越有利，但能耗也随之增大。实践证明，搅拌强度应保持在不使固体颗粒沉淀的水平，既能满足浸出的要求，又不致使能耗太高。所以低转速双叶轮节能搅拌器越来越受到生产矿山的欢迎。

### 1.2.2　金表面生成的薄膜对浸出的影响

1.2.2.1　硫化物薄膜

在氰化溶液中，硫离子浓度只要达到 $0.5\times10^{-6}$ 就会降低金的溶解速度，见图 1.2-2。这是因为在金的表面生成了一层不溶的硫化亚金薄膜，阻碍金的继续溶解。

1.2.2.2　过氧化物薄膜

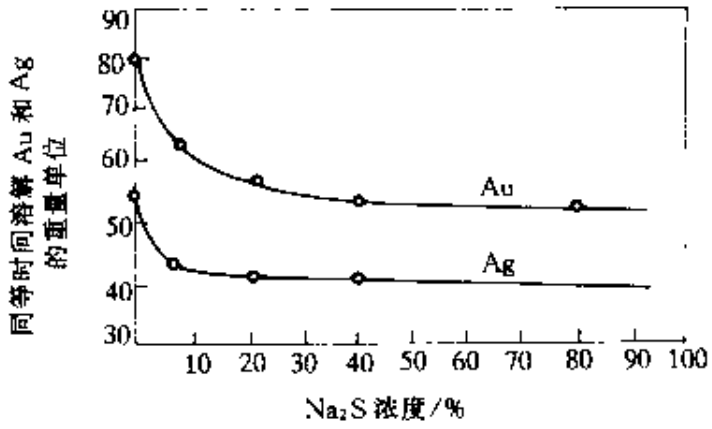



图 1.2-2　在 0.25%KCN 溶液中 $Na_2S$ 对金、银溶解速度的影响

用 $Ca(OH)_2$ 作为保护碱使矿浆 pH>11.5 时，比用 NaOH 和 KOH 作保护碱对金的溶解有显著的阻碍作用，见图 1.2-3。这是由于在金的表面生成了过氧化钙薄膜，从而阻碍了金与氰化物的作用。过氧化钙被认为是由溶液中高浓度钙离子与积累的过氧化氢作用生成的。

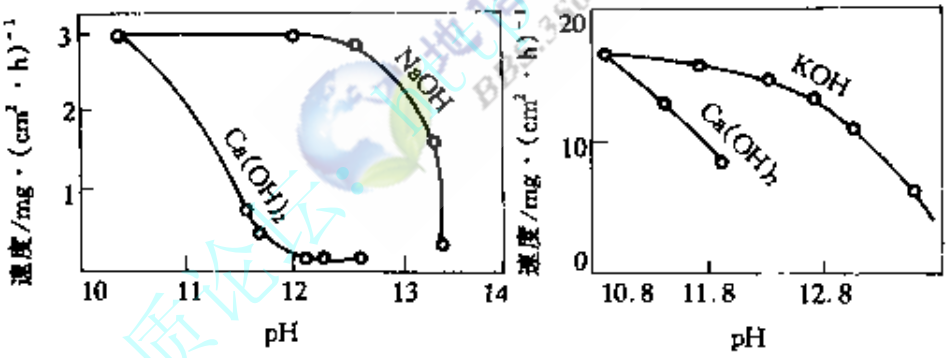



图 1.2-3　高碱性中钙离子引起的阻滞效应

从电化学观点看，在 pH 值为 12 时，氰化物溶液中金的阳极极化曲线有三个特殊的钝化区，其电流峰值约在 −0.35V、0.35V 和 0.75V 处，见图 1.2-4。金在进入或脱离钝化区时表面反射能力的变化证明，钝化是由于形成了表面薄膜。观察金在氰化物溶液中加过氧化氢时溶解的钝化作用，发现当速度降低时，在金表面出现略带红棕色的膜。

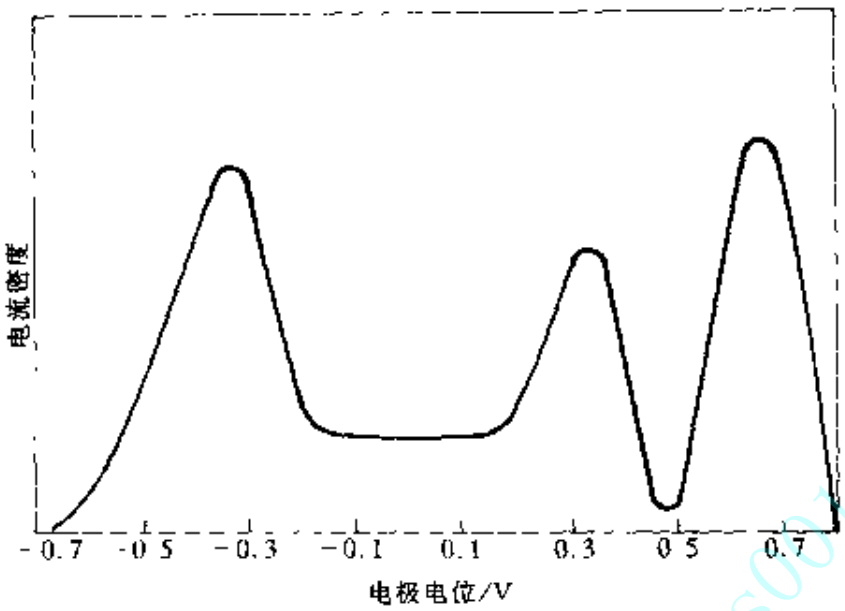



图 1.2-4　在氰化物溶液中，金电极显示钝化的极化曲线

三个钝化区中仅负数的绝对值最大的那个与在氧作用下的氰化物溶液中金的溶解有关。图 1.2-5 给出在这个区域中阴极和阳

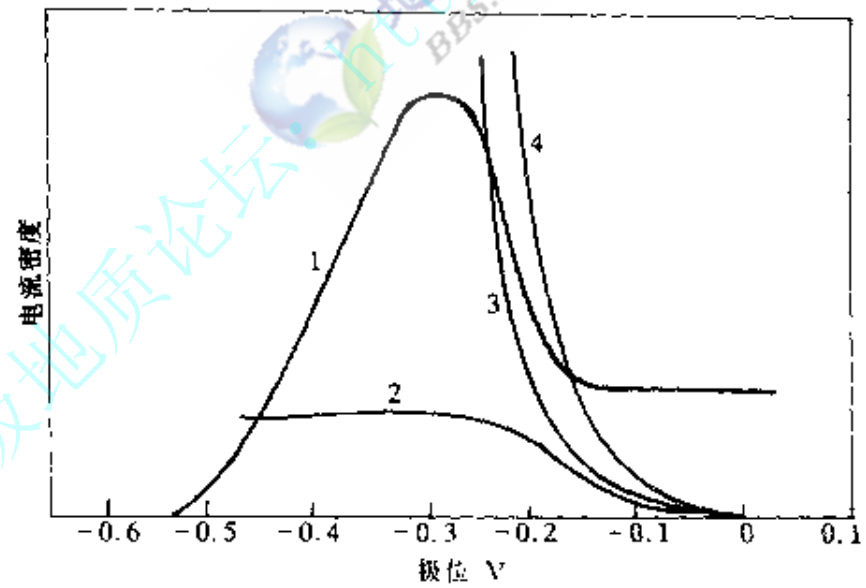



图 1.2-5　在氧影响下金在氰化物溶液中溶解的钝化效应（用极化曲线表示）

1—在氰化物溶液中金的阳极极化；

2、3、4—在含氧浓度增加的溶液中金的阴极极化

极的极化曲线。可以看出氧浓度低时，阴极曲线与阳极曲线相交处的电位较钝化开始，即在“活性”区时低，金溶解速度受氧的扩散控制，且随氧浓度增大而上升，直到阴极曲线与阳极曲线相交于钝化区。这时，溶解速度转而受阴极和钝化阳极反应的速度控制，溶解速度随氧浓度的增加而下降。

1.2.2.3　氧化物薄膜

臭氧对金的氰化作用与过氧化氢相似。低浓度臭氧可加速金的溶解，浓度过高时，它在金表面产生微红色薄膜，反而使溶解速度变得缓慢。其他低浓度氧化剂，如高锰酸钾、次氯酸钠和氯酸钠等，在抵消硫离子和有机物质的有害作用方面是有效的，但较高浓度的氧化剂将使氰化物遭到破坏而失去作用。

1.2.2.4　不溶氰化物薄膜

铅离子对金的溶解过程起一种独特的作用。加入适量铅盐时，对金的溶解有增速效应，见图1.2-6。汞、铋和铊等金属对金的溶解也有增速效应。增速效应的原理是铅与金构成原电池，金为阳极，从而促进金的溶解。反之，当铅盐过量时，在金表面就会沉积一层不溶的 $Pb(CN)_2$ 薄膜，引起阻滞效应。因此，使用铅盐时（硝酸铅、醋酸铅）必须通过试验确定其最佳用量。

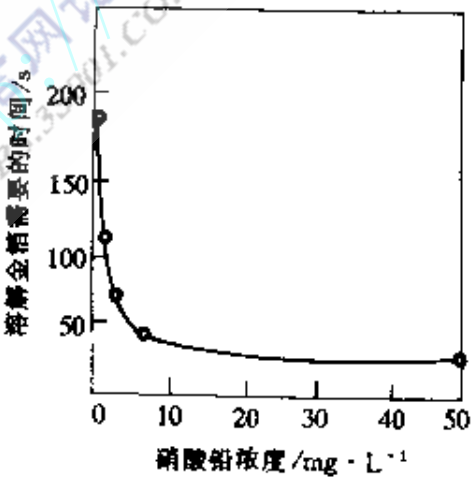



图1.2-6　在0.1%NaCN溶液中铅离子对金溶解的影响

1.2.2.5　黄原酸金薄膜

对浮选精矿进行氰化时，当氰化溶液中乙基黄药的浓度超过0.4mg/L时，金的溶解速度就显著降低。这是因为浮选过程中所用的捕收剂（通常是硫醇型的）与金一同进入金精矿，因而在其表面沉积了一层疏水性的黄原酸金薄膜，阻碍金的溶解。硫醇是氰化反应的强抑制剂，其作用随捕收剂的浓度和它的非极性基长度的增大而增强，随氰化物浓度的增大而降低。

### 1.2.3 矿石性质及伴生矿物对浸出的影响

#### 1.2.3.1 金粒大小及形状对浸出的影响

金粒大小是决定金溶解速度的一个很主要的因素。金粒越大，其与氰化溶液接触的比表面积越小，溶解速度越慢。

根据金粒在氰化工艺过程中的行为，其粒度基本上可分为三种：粗粒金（大于0.07mm）、细粒金（0.001～0.07mm）和微粒金（小于0.001mm）。大多数情况下，矿石中的金主要呈细粒和微粒存在，但也有部分金粒是较粗的。粗粒金在氰化溶液中溶解很慢，但用重选法却较容易回收。因此，这类矿石的加工工艺一般采用重选＋氰化。

细粒金磨矿后一部分呈游离状态存在，另一部分则与其他矿物呈连生体状态存在。这两种状态的细粒金在氰化过程中都会很好地被溶解。

微粒金在磨矿后被离解的并不多，其大部分仍将处于矿物包裹中，即使经过最强烈的磨矿，也不能使其完全暴露出来。这类矿石可根据矿石性质采用重选、浮选、焙烧、熔炼等方法加以回收。

金粒的形状对金的溶解速度也有重大影响。薄片状金粒溶解速度比较快、而球状金粒溶解速度较慢。具有内孔穴的金粒因其溶解表面积逐渐扩大，溶解速度也逐渐加快。

#### 1.2.3.2 铁矿物对浸出的影响

铁矿物在矿石中可分为两大类：一类是氧化铁矿物，如赤铁矿（$Fe_2O_3$）、磁铁矿（$Fe_3O_4$）、针铁矿（$Fe_2O_3 \cdot 2H_2O$）和菱铁矿（$FeCO_3$）等；另一类是硫化铁矿物，如黄铁矿（$FeS_2$）、白铁矿（$FeS_2$，结晶形式与黄铁矿不同）和磁黄铁矿（$Fe_5S_6$-$Fe_{16}S_{17}$）等。氧化铁矿物化学性质稳定，在浸出过程中不参加反应。硫化铁矿物化学性质活泼，能与氰化溶液发生反应，而且硫化铁矿物的氧化产物也能与氰化溶液发生反应。

黄铁矿、白铁矿和磁黄铁矿是金矿石中常见的矿物。在有空气的碱性氰化物溶液中，它们与氰化物的反应能力顺序为：磁黄

铁矿＞白铁矿＞黄铁矿。黄铁矿和白铁矿的氧化过程分为下列几个阶段：

（1）$FeS_2$ 因风化作用或在湿式磨矿时部分分解为 FeS 和 S；

（2）游离的 S 氧化生成 $H_2SO_3$ 和 $H_2SO_4$，而 FeS 则氧化生成 $FeSO_4$；

（3）$FeSO_4$ 氧化生成 $Fe_2(SO_4)_3$；

（4）$Fe_2(SO_4)_3$ 进一步氧化生成不溶性的碱式硫酸铁 $2Fe_2O_3 \cdot SO_3$；

（5）$2Fe_2O_3 \cdot SO_3$ 再继续氧化，最后生成 $Fe(OH)_3$。

上述各种氧化产物都能与氰化物发生反应，使氰化物消耗量增大：

$$S+NaCN=NaCNS \tag{1.2-1}$$

$$FeS_2+NaCN=FeS+NaCNS \tag{1.2-2}$$

$$FeS+7NaCN+\frac{1}{2}O_2+H_2O=Na_4Fe(CN)_6+NaCNS+2NaOH \tag{1.2-3}$$

当保护碱不足时，硫化铁矿氧化生成的酸将氰化物分解为氢氰酸：

$$H_2SO_3+2NaCN=Na_2SO_3+2HCN\uparrow \tag{1.2-4}$$

$$H_2SO_4+2NaCN=Na_2SO_4+2HCN\uparrow \tag{1.2-5}$$

有碱度时，亚铁化合物反应如下：

$$FeSO_4+2NaOH=Fe(OH)_2+Na_2SO_4 \tag{1.2-6}$$

$$FeSO_4+6NaCN=Na_4Fe(CN)_6+Na_2SO_4 \tag{1.2-7}$$

$$Fe(OH)_2+2NaCN=Fe(CN)_2+2NaOH \tag{1.2-8}$$

$$Fe(CN)_2+4NaCN=Na_4Fe(CN)_6 \tag{1.2-9}$$

$$3Na_4Fe(CN)_6+2Fe_2(SO_4)_3=Fe_4[Fe(CN)_6]_3+6Na_2SO_4 \tag{1.2-10}$$

磁黄铁矿在有水和空气的条件下很容易分解成硫酸、硫酸亚铁、碱式硫酸铁、碳酸亚铁和氢氧化亚铁等。这与黄铁矿、白铁矿相似，但磁黄铁矿的特点是分解速度极快，生成的硫酸盐最多，

氧的消耗也最大。在这种情况下，对易氧化的硫化铁矿在氰化之前应实行氧化焙烧和洗矿，对难氧化的硫化铁矿则应先用碱液浸出，使亚铁变成 $Fe(OH)_3$ 沉淀。

1.2.3.3 铜矿物对浸出的影响

金矿石中常见的铜矿物有：黄铜矿、斑铜矿、辉铜矿、蓝铜矿、孔雀石和自然铜等。铜矿物因其种类不同对浸出过程影响的程度也不相同，见表 1.2-3。

**表 1.2-3 各种铜矿物的浸出率**

| 矿物名称 | 分 子 式 | 铜溶解率/% | |
|---|---|---|---|
| | | 23℃ | 15℃ |
| 自然铜 | Cu | 90.0 | 100.0 |
| 蓝铜矿 | $2CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$ | 94.5 | 100.0 |
| 赤铜矿 | $Cu_2O$ | 85.5 | 100.0 |
| 硅孔雀石 | $CuSiO_3$ | 11.8 | 15.11 |
| 辉铜矿 | $Cu_2S$ | 90.2 | 100.0 |
| 黄铜矿 | $CuFeS_2$ | 5.6 | 8.2 |
| 斑铜矿 | $FeS \cdot 2Cu_2S \cdot CuS$ | 70.0 | 100.0 |
| 孔雀石 | $CuCO_3 \cdot Cu(OH)_2$ | 90.2 | 100.0 |
| 硫砷铜矿 | $3CuS \cdot As_2S_5$ | 65.8 | 75.1 |
| 黝铜矿 | $4Cu_2S \cdot Sb_2S_3$ | 21.9 | 43.7 |

注：浸出条件：温度 23℃、45℃；液固比 10∶1；
氰化物浓度 0.1%；CaO 用量 5kg/t；浸出时间 24h。

从表 1.2-3 看出，蓝铜矿、辉铜矿、孔雀石、赤铜矿、斑铜矿和自然铜等较容易被氰化物溶解，而且相当完全。黄铜矿和硅孔雀石等溶解得很少，硫砷铜矿和黝铜矿因含有砷、锑，消耗大量的氰化物。不同铜矿物消耗氰化物的量是不同的。

硫化铜矿物在氧化作用下极易生成 $CuSO_4$。一价铜在氰化物溶液中生成一系列非常稳定的可溶性络离子。在水溶液中，二价铜离子能迅速转变为一价铜：

$$Cu^{2+} + 2CN^- \longrightarrow Cu(CN)_2 \qquad (1.2\text{-}11)$$

$$2Cu(CN)_2 \longrightarrow 2CuCN + (CN)_2 \quad (1.2\text{-}12)$$

$$CuCN + nCN^- \longrightarrow Cu(CN)_{n+1}^{n-} \quad (1.2\text{-}13)$$

据此，$CuSO_4$ 与氰化物的反应为

$$2CuSO_4 + 4NaCN = 2CuCN + 2Na_2SO_4 + (CN)_2\uparrow \quad (1.2\text{-}14)$$

$$CuCN + 2NaCN = Na_2Cu(CN)_3 \quad (1.2\text{-}15)$$

孔雀石中的 $CuCO_3$ 和 $Cu(OH)_2$ 与氰化物的反应：

$$2CuCO_3 + 8NaCN = 2Na_2Cu(CN)_3 + 2Na_2CO_3 + (CN)_2\uparrow \quad (1.2\text{-}16)$$

$$2Cu(OH)_2 + 8NaCN = 2Na_2Cu(CN)_3 + 4NaOH + (CN)_2\uparrow \quad (1.2\text{-}17)$$

$(CN)_2$ 在碱溶液中生成氰酸盐：

$$(CN)_2 + 2NaOH = NaOCN + NaCN + H_2O \quad (1.2\text{-}18)$$

辉铜矿与氰化物的反应为：

$$2Cu_2S + 4NaCN + 2H_2O + O_2 = 2CuCN + Cu_2(CNS)_2 + 4NaOH \quad (1.2\text{-}19)$$

$$CuCN + 2NaCN = Na_2Cu(CN)_3 \quad (1.2\text{-}20)$$

$$Cu_2(CNS)_2 + 6NaCN = 2Na_3Cu(CNS)\cdot(CN)_3 \quad (1.2\text{-}21)$$

铜矿物的溶解度随温度降低而下降。

由于氰化物与许多铜矿物之间作用非常强烈，因此，当有过量的铜矿物存在时，氰化很难进行。但是，当氰化物浓度降低时，铜矿物与氰化溶液之间的作用程度就急剧减弱。因此工业生产中一般采用低浓度氰化物溶液处理含铜金矿石。为使氰化顺利进行，生产过程中应将原矿含铜量控制在 0.1%以下。

1.2.3.4　锌矿物对浸出的影响

一般在金矿石中锌的含量较低。氧化的锌矿物很容易溶解于氰化物溶液中，硫化锌与氰化物溶液发生轻微作用生成氰酸盐及硫氰酸盐。各种锌矿物在氰化溶液中的溶解率见表 1.2-4。锌矿物对金溶解的影响不如铜矿物强烈，但已溶锌在氰化溶液中的含量大于 0.03%～0.1%时，则对金银浸出有较大的影响。

表 1.2-4　锌矿物在氰化溶液中的溶解率

| 矿物名称 | 分　子　式 | 锌含量/% | | 溶解率/% |
|---|---|---|---|---|
| | | 原矿 | 浸渣 | |
| 闪锌矿 | ZnS | 1.36 | 1.11 | 18.4 |
| 硅锌矿 | $Zn_2SiO_4$ | 1.22 | 1.06 | 13.1 |
| 水锌矿 | $3ZnCO_3 \cdot 2H_2O$ | 1.36 | 0.78 | 35.1 |
| 异极矿 | $H_2Zn_2SiO_5(Fe,Mn,Zn)O$ | 1.19 | 1.03 | 13.4 |
| 锌铁尖晶石 | $(Zn,Mn)Fe_2O_4$ | 1.19 | 0.95 | 20.2 |
| 红锌矿 | ZnO | 1.22 | 0.79 | 35.2 |
| 菱锌矿 | $ZnCO_3$ | 1.22 | 0.73 | 40.2 |

闪锌矿在氰化溶液中溶解时为可逆反应：

$$ZnS+4NaCN \rightleftharpoons Na_2Zn(CN)_4+Na_2S \quad (1.2\text{-}22)$$

无氧时，反应向右进行的程度与氰化物浓度成正比。硫化钠遇水分解成硫氢化钠和氢氧化钠：

$$Na_2S+H_2O \rightleftharpoons NaHS+NaOH \quad (1.2\text{-}23)$$

有氧时，NaHS 和 $Na_2S$ 与氧及氰化物作用生成硫代硫酸钠和硫氰酸钠：

$$2Na_2S+2O_2+H_2O=Na_2S_2O_3+2NaOH \quad (1.2\text{-}24)$$

$$2NaHS+2O_2=Na_2S_2O_3+H_2O \quad (1.2\text{-}25)$$

$$2Na_2S+2NaCN+2H_2O+O_2=2NaCNS+4NaOH \quad (1.2\text{-}26)$$

$$2NaHS+2NaCN+O_2=2NaCNS+2NaOH \quad (1.2\text{-}27)$$

上述反应表明，闪锌矿在氰化溶液中溶解时，也会消耗氧及氰化物，影响金银浸出。

锌的氧化矿物在氰化溶液中的反应较简单：

$$ZnO+4NaCN+H_2O=Na_2Zn(CN)_4+2NaOH \quad (1.2\text{-}28)$$

$$ZnCO_3+4NaCN=Na_2Zn(CN)_4+Na_2CO_3 \quad (1.2\text{-}29)$$

$$Zn_2SiO_4+8NaCN+H_2O=2Na_2Zn(CN)_4+Na_2SiO_3+2NaOH \quad (1.2\text{-}30)$$

可见，锌的氧化物也会使氰化物消耗增加。

1.2.3.5　汞及铅矿物对浸出的影响

金属汞在氰化物溶液中溶解得很慢，但其化合物却溶解得很快：

$$Hg+4NaCN+H_2O+\frac{1}{2}O_2=Na_2Hg(CN)_4+2NaOH \quad (1.2\text{-}31)$$

$$HgO+4NaCN+H_2O=Na_2Hg(CN)_4+2NaOH \quad (1.2\text{-}32)$$

$$HgCl_2+4NaCN=Na_2Hg(CN)_4+2NaCl \quad (1.2\text{-}33)$$

在浸出过程中，一价汞的氯化物有一半被还原为金属汞：

$$2HgCl+4NaCN=Hg+Na_2Hg(CN)_4+2NaCl \quad (1.2\text{-}34)$$

金矿石中常见的铅矿物是方铅矿（PbS），在其未被氧化的情况下与氰化物的作用很弱，但长时间接触能生成 NaCNS 和 $Na_2PbO_2$。亚铅酸盐及汞的化合物对氰化作业有积极作用，它们可以从溶液中消除碱金属硫化物。白铅矿（$PbCO_3$）可被碱溶解为 $CaPbO_2$，$CaPbO_2$ 与可溶性硫化物作用生成 PbS 沉淀。

应当注意矿浆中过量的铅对金的浸出会产生不利影响，这在用石灰作保护碱时表现更为强烈，见表 1.2-5。

**表 1.2-5　铅盐在不同石灰浓度下对金溶解的影响**

| CaO 用量 /kg·t$^{-1}$ | $PbCO_3$ | | $PbSO_4$ | | PbO | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | NaCN 消耗 /kg·t$^{-1}$ | 金的溶解 /% | NaCN 消耗 /kg·t$^{-1}$ | 金的溶解 /% | NaCN 消耗 /kg·t$^{-1}$ | 金的溶解 /% |
| 0 | 0.28 | 94 | 0.68 | 96.4 | 0.28 | 99.4 |
| 1 | 0.06 | 57.5 | 0.08 | 56.2 | 0.04 | 61.4 |
| 2 | 0.04 | 57.4 | 0.04 | 49.7 | 0.04 | 35.2 |
| 4 | 0.08 | 65.8 | 0.04 | 52.4 | 0.04 | 47.8 |

1.2.3.6　砷锑矿物对浸出的影响

金矿石中的砷多以硫化物（雄黄、雌黄、毒砂等）形式存在，砷矿物对金银浸出极为有害，有时使其无法进行。雄黄（$As_2S_3$）、雌黄（$As_2S_2$）极易溶于碱性氰化物溶液中：

$$2As_2S_3+6Ca(OH)_2=Ca_3(AsO_3)_2+Ca_3(AsS_3)_2+6H_2O \quad (1.2\text{-}35)$$

$$Ca_3(AsS_4)_2+6Ca(OH)_2=Ca_3(AsO_3)_2+6CaS+6H_2O \quad (1.2\text{-}36)$$

$$2CaS+2O_2+H_2O=CaS_2O_3+Ca(OH)_2 \quad (1.2\text{-}37)$$

$$2CaS+2NaCN+O_2+2H_2O=2NaCNS+2Ca(OH)_2 \quad (1.2\text{-}38)$$

$$Ca_3(AsS_3)_2+6NaCN+3O_2=6NaCNS+Ca_3(AsO_4)_2 \quad (1.2\text{-}39)$$

$$As_2S_3+3CaS=Ca_3(AsS_3)_2 \quad (1.2\text{-}40)$$

$$6As_2S_2+3O_2=2As_2O_3+4As_2S_3 \quad (1.2\text{-}41)$$

$$6As_2S_2+3O_2+18Ca(OH)_2=4Ca_3(AsO_3)_2+2Ca_3(AsS_3)_2+18H_2O \quad (1.2\text{-}42)$$

毒砂在氰化溶液中很难溶解，但它氧化时生成 $Fe(SO_4)_3$、$As(OH)_3$ 和 $As_2O_3$ 等，$As_2O_3$ 在缺乏游离碱的情况下能与氰化物作用生成 HCN：

$$As_2O_3+6NaCN+3H_2O=2Na_3AsO_3+6HCN\uparrow \quad (1.2\text{-}43)$$

溶液中的砷酸盐和硫代砷酸盐能在金银表面形成覆盖膜，阻碍金银的溶解。所以，含砷矿石是很难直接氰化浸出的。

辉锑矿是金-锑矿石中常见的锑矿物，它不直接与氰化物作用，但能很好地溶于碱，生成亚锑酸盐以及硫代亚锑酸盐：

$$Sb_2S_3+6NaOH=Na_3SbS_3+Na_3SbO_3+3H_2O \quad (1.2\text{-}44)$$

$$2Na_3SbS_3+3NaCN+3H_2O+1\frac{1}{2}O_2=Sb_2S_3+3NaCNS+6NaOH \quad (1.2\text{-}45)$$

锑的硫化物又重新溶于碱，进一步吸收氧。只有当全部锑的

硫化物变为氧化物后，这些反应才能结束。

亚锑酸盐和硫代亚锑酸盐也能在金银表面上生成薄膜，阻碍金银的溶解。因此，金锑矿石也极难直接用氰化浸出处理，一般对这种矿石需先进行氧化焙烧处理，然后再氰化浸出。

1.2.3.7　硒、碲矿物对浸出的影响

硒的化合物可溶于氰化溶液中：

$$Me_2Se+5NaCN+H_2O+\frac{1}{2}O_2=2NaMe(CN)_2+NaCNSe+2NaOH \quad (1.2\text{-}46)$$

矿石中的硒对金的浸出直接影响不大，但能增加氰化物的消耗。

碲矿物在氰化溶液中很难溶解，但若以微粒状态存在于碱和氧充足的溶液中也能溶解，生成碲化碱（$Na_2Te$），继而生成亚碲酸盐，使氰化物分解并吸收溶液中的氧，因而不利于氰化浸出。

实际生产中，为减少硒、碲矿物对氰化浸出的影响，可以采用提高碱度使其溶解或预先氧化焙烧使其挥发的方法进行处理。

1.2.3.8　含碳矿物对浸出的影响

矿石中的含碳矿物对已溶金银有吸附作用，使得本已溶解了的金银又重新从溶液中回到了固体上，严重影响浸出结果，增加金银流失。

消除碳对浸出过程的不良影响，可采用下述方法：

（1）在氰化之前对原矿进行氧化焙烧；

（2）预先对矿石进行次氯酸钠处理，条件为：在碱性介质中，次氯酸钠用量为 9kg/t 左右，温度 50～60℃，时间 3～4h。

炭浆法以外的其他氰化工艺，也可采用加入少量煤油、煤焦油等的办法，使其在碳表面形成一层薄膜阻碍已溶金银吸附。但炭浆法不可这样做，因为这类药剂在浸出后的炭吸附工艺中会严重污染活性炭，降低吸附指标。

## 1.3 浸出设备

通常所说的浸出指的是搅拌浸出，所以浸出的主要设备是搅拌浸出槽。

### 1.3.1 机械搅拌浸出槽

这种浸出槽的基本结构如图1.3-1所示。在搅拌槽的中央装有中空筒3，其上有给矿管2和矿浆循环管4，中空筒的下端与盖板7相连并依靠支架11稳固在槽体1上。中空轴中间装有传动轴6，下端与叶轮8相连，上端通过大小皮带轮13、14与电动机5相连。

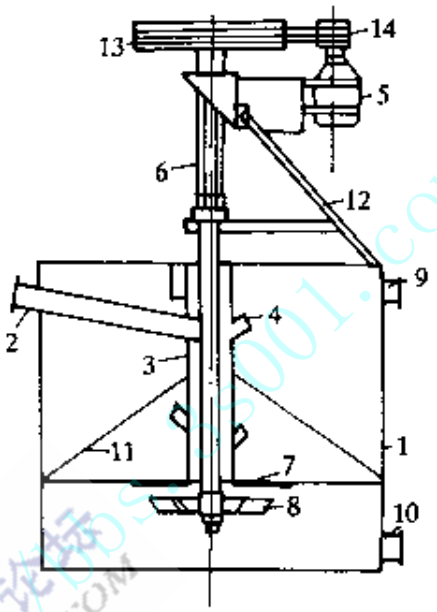



图1.3-1 机械搅拌浸出槽
1—槽体；2 给矿管；3—中空筒；4—循环管；5—电机；6 传动轴；7 盖板；8—叶轮；9 -排矿口；10—放矿口；11 中空筒支架；12—电机支架；13—大皮带轮；14—小皮带轮

其工作原理是，当电机带动叶轮快速转动时，叶轮周围的矿浆被抛向槽壁，并在叶轮上部的中空筒中造成负压，在压力作用下，槽内矿浆经矿浆循环筒进入中空筒，然后被快速旋转的叶轮再次抛向槽壁，从而形成了矿浆在槽内的连续循环。与此同时，由于中空筒内负压以及矿浆在叶轮搅拌下的旋转作用，在中空筒上部及其周围的矿浆面上形成旋涡，空气被吸入旋涡中去，增加了矿浆中的溶解氧量，有利于浸出顺利进行。

这种浸出槽的特点是能强烈地搅拌矿浆，适应性强，适于颗粒粗、密度大、浓度低的矿浆，在我国中小型氰化厂中应用早且比较广泛。其缺点是动力消耗大，维修工作量也比较大。

### 1.3.2 空气搅拌浸出槽

这种浸出槽是以压缩空气为动力搅拌矿浆的，结构如图1.3-2所示。其工作原理是依靠安装在底部的空气提升器来搅拌矿浆

的。这种浸出槽的优点是结构简单，可在矿山就地制造安装，设备本身没有运动部件，在运行过程中故障较少，矿浆溶解氧含量高，操作简便，适应于长期连续工作，维护费用低。缺点是必须使用空气压缩设备为其供气，能耗高。这种搅拌槽适合处理粒度细、比重小、浓度低的矿浆。否则，沿高度方向上的固体颗粒容易按粒度分层，造成粗颗粒沉淀，堵塞搅拌槽。这类浸出槽在我国应用较少。

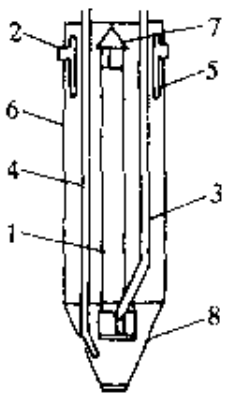



图 1.3-2　空气搅拌浸出槽

1—中心循环筒；2—给矿管；3—主风管；4—辅助风管；5—排矿管；6—槽体；7—防溅帽；8—锥底

### 1.3.3　双叶轮节能浸出槽

这种浸出槽是 80 年代从国外引进的，现已在我国定型生产。它最大的优点是节能效果显著，因而受到使用矿山的普遍欢迎。其基本结构如图 1.3-3 所示。槽体 4 上装有给矿管 5、排矿跌落箱 6、放矿管 11 及紊流板 12 等部件。电机 1 通过传动变速机构 2 与竖轴 7 相连，竖轴上装有叶轮 8 及风孔 9、10，竖轴顶部是压缩空气入口 3。

其工作原理是，电机通过传动变速机构和竖轴带动叶轮低速旋转，同时压缩空气由充气风头通过竖轴压入槽中。由于风孔是随竖轴一起旋转的，所以充气方向也不断变化。矿浆在叶轮和压缩空气的双重作用下实现槽内循环，达到搅拌和充氧的目的。由于压缩空气具有搅拌和充氧的双重作用，加之叶轮直径大、转速低，因此节电效果极为

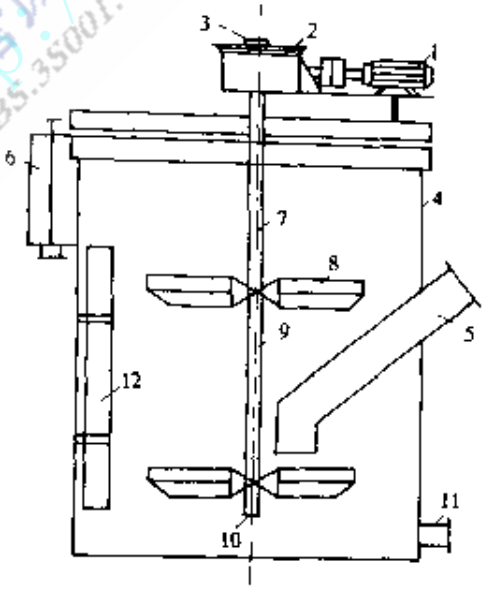



图 1.3-3　双叶轮节能浸出槽

1—电机；2—减速机；3—充气风头；4—槽体；5—给矿口；6—排矿口；7—中空轴；8—叶轮；9—上风口；10—下风口；11—放矿管；12—紊流板

显著。其耗电量是常规机械搅拌浸出槽的25%以下。应当注意的是这种浸出槽叶片直径大，启动阻力也比较大，因此，带负荷启动时须先充气，然后点车启动。

## 1.4 浸出药剂

### 1.4.1 氰化物

凡分子中含有氰基（—C≡N）的化合物统称为氰化物，它分为无机氰化物和有机氰化物两大类。常见的无机氰化物有氰化钾、氰化钠、氰化钙和氰化铵等；有机氰化物也称为腈，常见的有粗乳腈、纯乳腈和扁桃乳腈等。所有氰化物的分子中都含有一个或几个氰基，它在溶液中能与金、银等金属形成稳定的络合物而使金属溶于水中，所以氰化物作为金、银的良好溶剂而广泛应用于提金工艺中。

选用氰化物时必须考虑氰化物对金的相对溶解能力、稳定性、价格以及所含杂质对金溶解的影响。氰化物对金的相对溶解能力取决于单位质量氰化物中氰根的含量，也取决于氰化物中金属的原子价与氰化物的分子量，见表1.4-1。

**表1.4-1 氰化物的相对溶解能力**

| 分子式 | 分子量 | 金属原子价 | 获得同等溶解能力时的相对消耗量 | 对KCN的相对溶解能力（以KCN为100计） |
|---|---|---|---|---|
| $NH_4CN$ | 44 | 1 | 44 | 147.7 |
| NaCN | 49 | 1 | 49 | 132.6 |
| KCN | 65 | 1 | 65 | 100.0 |
| $Ca(CN)_2$ | 92 | 2 | 46 | 141.3 |

表1.4-1中四种氰化物在含有$CO_2$的空气中的稳定性大小为：KCN>NaCN>$NH_4CN$>$Ca(CN)_2$。其价格排列也是这个顺序。在实际生产中，因氰化钠溶金能力强、价格合理、使用方便，

所以其应用最为广泛。近年来，液体氰化钠因具有价格便宜的优点而受到越来越多氰化厂的欢迎。

固体氰化钠为白色立方结晶颗粒或粉末状，含杂质较少，纯度达 94%～98%，易溶于水，在潮湿的空气中潮解放出氨气：

$$NaCN+2H_2O+\frac{1}{2}O_2=NaHCO_3+NH_3\uparrow \qquad (1.4\text{-}1)$$

遇酸放出氰化氢气体：

$$CN^-+H^+\rightleftharpoons HCN\uparrow \qquad (1.4\text{-}2)$$

因此，在氰化钠的运输、储存过程中要注意密封、干燥，保持通风良好，不能与酸性物质放在一起。

使用时常把氰化钠配制成 20%左右的水溶液。氰化钠溶液的制备必须在独立的药剂制备室内进行。氰化钠在水溶液中可以水解，生成氰化氢气体：

$$NaCN+H_2O\rightleftharpoons HCN\uparrow+NaOH \qquad (1.4\text{-}3)$$

水解的程度与溶液 pH 值有关。当 pH 值低于 7 时，几乎所有的氰化物都以 HCN 形式存在。而当 pH 高于 12 时，几乎所有氰化物都以 $CN^-$ 形式存在。因此，在制备氰化钠溶液时，必须先往水中加碱，提高 pH 值，然后才能将氰化钠加入水中搅拌。

有些氰化厂采用一种称为氰熔体的药剂进行氰化浸出，它是由氰化物、食盐和焦炭等组成的混合体，主要成分是氰化钙（$Ca(CN)_2$），含量约为 45%。氰熔体含有一些对氰出过程不利的杂质，如可溶性硫化物、碳等。氰熔体在使用之前，须先向其溶液中强烈充气，以破坏可溶性硫化物，或者往溶液中添加铅盐（醋酸铅、硝酸铅和一氧化铅等），使可溶性硫化物转变为硫化铅（PbS）沉淀。

氰熔体按下面的反应溶解金：

$$2Au+2Ca(CN)_2+\frac{1}{2}O_2+H_2O=Ca\,[Au\,(CN)_2]_2+Ca\,(OH)_2 \qquad (1.4\text{-}4)$$

使用氰熔体时，其耗量约为氰化钠的 2～2.5 倍，但因其价格

很低，总的看仍可降低氰化成本。

根据金溶解的基本反应式，理论上氰化物的消耗是很低的，溶解1g金只需0.49g氰化钠，但实际生产中氰化物的消耗量是理论耗量的20～200倍。这样大的消耗量是由于工艺过程中氰化物溶液的泄漏损失、尾矿中氰化物的残留损失以及矿石中相对含量大得多的各种矿物及其分解产物与氰化物相互作用所造成的结果。

### 1.4.2 保护碱

在氰化浸出系统中添加碱，可防止氰化物水解。氰化钾的水解反应平衡常数为：

$$K=\frac{[KOH][HCN]}{[KCN]} \tag{1.4-5}$$

已知 $K_{18℃}=2.54\times10^{-5}$，从而可计算出不同KCN浓度水解的数量。例如，溶液中含有0.016%KCN时，其水解程度为10%，当溶液中含有浓度为 $\alpha$ 的碱时，可将式（1.4-5）改写为：

$$[HCN]=\frac{2.54\times10^{-5}[KCN]}{[KOH+\alpha]} \tag{1.4-6}$$

如果溶液中含有0.004%NaOH，含0.016%KCN溶液的KCN水解程度可降低至2.41%，而含有0.008%NaOH时，KCN的水解程度则可降至1.2%，使溶液含有0.01%NaOH，即可以防止氰化物水解。表1.4-2是氧化钙和氢氧化钠对氰化钾水解的影响。

表1.4-2 保护碱对氰化物水解的影响

| CaO/% | NaOH/% | KCN水解/% |
|---|---|---|
| 0 | 0 | 10 |
| 0.01 | 0.004 | 2.41 |
| 0.02 | 0.008 | 1.20 |
| 0.025 | 0.010 | 微 |

在氰化物溶液中加碱除可防止氰化物水解外，还能中和溶于水中的二氧化碳及硫化物氧化所生成的酸（$H_2SO_4$），以防止氰化物被分解：

$$H_2CO_3+Ca(OH)_2=CaCO_3+2H_2O \qquad (1.4\text{-}7)$$

$$H_2SO_4+Ca(OH)_2-CaSO_4+2H_2O \qquad (1.4\text{-}8)$$

黄铁矿氧化时，还会生成硫酸亚铁（$FeSO_4$），它也可与氰化物作用使其损耗：

$$FeSO_4+6KCN=K_4Fe(CN)_6+K_2SO_4 \qquad (1.4\text{-}9)$$

溶液中加碱并充氧后，$FeSO_4$ 被氧化为硫酸铁（$Fe_2(SO_4)_3$），$Fe_2(SO_4)_3$ 再与碱作用生成 $Fe(OH)_3$ 沉淀。$Fe(OH)_3$ 不与氰化物发生作用。

由以上论述可见，加碱于氰化溶液，可防止氰化物水解，亦可防止氰化物与 $CO_2$、硫化物的氧化产物发生作用，即可以保护氰化物免受损失。所以把加入氰化溶液中的碱称之为保护碱。

对氰化浸出来说，加保护碱是必要的，但碱度过高会降低金银的浸出速度，见图 1.4-1。还可增加氰化溶液对某些矿物的活度，促使这些矿物分解，消耗氰化物和氧。因此必须用试验方法确定最适宜的碱度，以获得金和银的最大溶解速度。

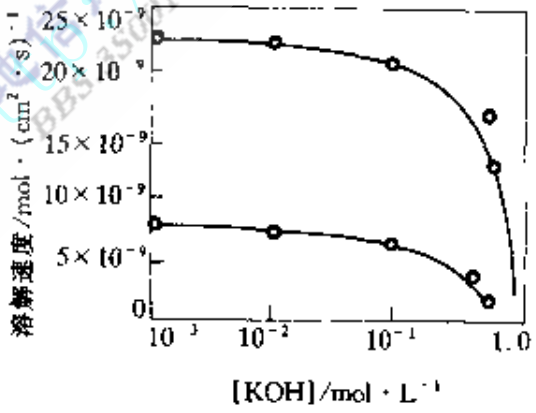



图 1.4-1　pH 对金和银在 KCN 溶液中溶解速度的影响

在实际生产中，一般把 pH 值控制在 10.5～11.0 范围内，并主要用石灰作保护碱，因为它比 KOH 和 NaOH 便宜。石灰的主要成分是氧化钙（CaO），由石灰石煅烧而成。氧化钙为白色立方晶体或粉末，露置于空气中会慢慢吸收 $CO_2$ 而变成碳酸钙。与水反应生成氢氧化钙，并放出大量的热：

$$CaO+H_2O=Ca(OH)_2+热 \qquad (1.4\text{-}10)$$

氢氧化钙是强碱。固体氢氧化钙为白色粉末，能吸收空气中的二氧化碳变为碳酸钙。

石灰的添加方式有两种，一种是把干石灰预先制备成石灰乳，然后加入氰化溶液中，另一种是将干石灰按一定比例加入磨矿系统的给料中。

## 1.5 浸出工艺的准备作业及操作规程

### 1.5.1 浸出前的准备作业

#### 1.5.1.1 磨矿

金在矿石中一般与脉石矿物呈包裹或连生状态存在，而氰化浸出则要求金粒达到单体解离或充分暴露，以便与溶液中的氰化物和氧充分接触，这样浸出反应才能顺利进行。通常金在矿石中的嵌布粒度很细，要达到氰化浸出的要求，必须有很高的磨矿细度。一般来说，全泥氰化要达到 85%～95%－200 目，浮选精矿氰化则要达到 99%－300 目以上。

在磨矿过程中，随着矿石颗粒的不断磨细，部分金颗粒也在变小，同时金的形状也由粒状、柱状变为片状，增加了金的比表面积，从而增加了金与氰化物及氧接触的机会，有利于提高金的浸出速度。另外，金粒在不断变形、变细的过程中，也不断暴露出新鲜表面，去掉了对氰化浸出不利的薄膜，也有利于提高金的浸出速度。

在磨矿系统中加碱，使某些矿物受到碱浸作用，有助于消除矿浆中有害杂质对浸出的不利影响。在磨矿系统中添加氰化物，由于与氰化物和氧接触的金粒表面多为新鲜表面，所以金的浸出速度往往很高。磨矿系统中的浸出率一般在 50%以上。

适宜的磨矿细度要通过试验确定。磨矿细度过低，矿石中的金颗粒不能充分解离或暴露，影响金的浸出。磨矿细度过高，不但增加磨矿成本，而且会使矿浆粘度增大，降低浸出溶液中 $Au(CN)_2^-$、$CN^-$ 和 $O_2$ 的扩散速度，从而降低浸出速度，而且还会给后续的浸前浓缩、炭吸附等作业带来不利影响。因此，磨矿细度

必须严格控制。

1.5.1.2　脱药与浸前浓缩

对浮选精矿的氰化来说，因其含有大量的浮选药剂，对金的浸出非常不利。实践证明，金精矿中浮选药剂含量越大，对金浸出的阻碍作用就越明显。因此，在浸出之前必须将金精矿中所含的浮选药剂尽可能地彻底脱除。脱药设备一般用浓密机或过滤机。生产中因经济、工艺和操作管理的需要，多采用浓密机。

不论是全泥氰化还是金精矿氰化，原矿在进入浸出作业之前，矿浆浓度一般都很低，因此必须浓缩矿浆，该工序称之为浸前浓缩。浓缩后的矿浆浓度一方面要符合浸出工艺的要求，另一方面必须考虑活性炭吸附作业对矿浆浓度的要求。为提高浓缩效率，在浸前浓缩作业一般都添加絮凝剂以提高固体沉降速度。应当注意，絮凝剂用量不可过大，否则将增加矿浆粘度，对浸出、吸附作业产生不利影响。

1.5.1.3　碱浸

对一些难浸矿石，在浸出之前采用碱浸的办法可消除某些杂质对浸出产生不利影响。所谓碱浸就是在碱性条件下向矿浆中充氧，并进行强烈搅拌，使某些杂质因氧化而沉淀或溶解，消除其对浸出的影响。例如，矿石中的磁黄铁矿和白铁矿，通过碱浸就会转化为 $Fe(OH)_3$ 沉淀，从而减少浸出过程中氰化物和氧的消耗。又如，含砷、锑的金矿石通过碱浸，矿石中的雄黄、雌黄、辉锑矿等会生成可溶性的 $Na_3AsO_3$ 以及 $Na_3SbO_3$ 等，然后通过脱水作业除去这些杂质。

在实际生产中，有许多厂矿直接把石灰加到球磨机中，这样磨矿和碱浸过程同时进行。

碱浸过程中，同样要注意控制碱度。碱度过低，不能达到碱浸的目的，碱度过高则会影响金的浸出效果。用石灰进行碱浸时，这种影响更为明显。生产中应尽可能采用 pH 自动控制系统控制碱度，这样可保证碱浸过程中碱度的准确性和稳定性。

1.5.1.4　焙烧

对某些含砷、锑的金矿石，用常规的浸出方法很难得到好的浸出指标，需在磨矿之前对其进行焙烧处理，使其中影响金浸出的砷、锑生成氧化物挥发并加以回收，然后再进行磨矿和氰化浸出。

在焙烧过程中，大量含金硫化物，如黄铁矿、磁黄铁矿等也受到强烈的热化学作用而分解，以气态组分向外扩散，从而使矿石颗粒形成大量的微观裂隙小孔，这些小孔即使在焙砂冷却之后也仍然存在。同时，在加热焙烧时，由于矿石颗粒本身膨胀的结果，自身发生碎裂。焙烧过程中发生的这些物理化学变化，为氰化物向矿石颗粒内部渗透、扩散创造了有利的条件。

一般情况下，焙烧温度越高，金的损失就越大。因此，最适宜的焙烧温度要根据矿石性质，通过试验确定。

### 1.5.2 浸出工艺技术操作规程

浸出过程是一个复杂的化学变化过程，浸出操作者的责任就是通过人为的控制，使各种设备处于完好的运行状态；使各项工艺条件处于最适宜于浸出的状态，最终使浸出过程顺利、彻底地进行。

1.5.2.1 开车程序

(1) 配制好氰化物溶液和石灰乳，氰化物溶液浓度一般为20%左右，石灰乳浓度一般为10%左右；

(2) 检查各浸出槽之间的管路，确保畅通；

(3) 检查浸出作业前后各工序，确认他们已做好开车准备；

(4) 启动石灰乳输送系统和充气供风系统；

(5) 启动各槽搅拌器（如果搅拌器是处于停止运行状态的话）；

(6) 检查、调整pH值和各槽充气情况，保证pH达到10.5～11.0，而且充气效果良好；

(7) 启动氰化物溶液输送系统；

(8) 开始给矿，并调整矿浆浓度和流量；

(9) 添加氰化物溶液；

(10) 测定各槽氰化物浓度、pH值、溶解氧浓度，并根据需

要分别调整加药量和充气量。

1.5.2.2 停车程序

(1) 与上下工序联系好以后方可停车；

(2) 关闭氰化物溶液输送和添加系统；

(3) 停止给矿；

(4) 关闭石灰乳输送、添加系统。

除非必要，浸出系统停车期间一般不排放槽内矿浆，也不关闭搅拌器和停止向槽内供风。

在整个浸出系统中，任何一个浸出槽都应该能够单独停车检修，而不影响其他浸出槽的正常运行，这可以通过旁通的办法实现。

1.5.2.3 操作注意事项

(1) 严格控制氰化物浓度。氰化物溶液一般是分多点加入浸出系统的，大部分加入1号浸出槽，其后各点作少量补充。氰化物是非常昂贵的药剂。如前所述，在能满足浸出要求的前提下，过量添加氰化物对浸出并无益处，只会造成浪费。因此氰化物添加量必须严加控制，即要满足达到最佳浸出效果的要求，又要防止浪费。为此，操作人员必须定时测定各槽溶液中氰化物的浓度，并及时进行调整。

(2) 严格控制pH值。生产中一般用石灰乳调整pH值，多加入磨矿回路中。这样做的作用很多：调整pH值、进行碱浸，而且对浸前浓缩也非常有利。正常情况下，浸出系统中的石灰乳添加点只作为补充。当pH低于10时，溶液中会放出HCN气体，而pH高于11时，氰化物会与矿浆中的硫化物发生作用，增加其消耗。因此溶液pH值也必须定时测定，及时调整。传统的测定方法是用滴定法测定CaO含量，现在可用pH计直接测定pH值。有条件的厂矿最好采用pH自动控制回路控制石灰乳添加量。

(3) 严格控制矿浆浓度和充气效果。

如前所述，矿浆浓度和溶液中溶解氧含量是影响金溶解速度的两个重要因素，因此必须严加控制。浓度一般在入浸之前就已

经调整好了，需要注意的是在浸出过程中要防止加入新水，保持矿浆浓度稳定，尤其在打扫卫生时，不能用过多水冲洗操作台，以免稀释矿浆。供风管路内常常会积存一些油类、水及其他杂质，造成管路堵塞；插入矿浆中的风管则容易被矿浆堵塞；有的管路由于腐蚀会造成局部漏风。上述情况都会造成充气不足，影响浸出效果。因此必须经常检查各槽充气情况，及时发现并解决问题，确保充氧效果。现在已有市售的测氧仪，包括便携式和固定式两种，有条件的矿山应该配备，以便于平衡各浸出槽的充氧并对整个浸出系统的充氧状况进行评价。

(4) 按照技术要求，按时测定各项工艺条件并做好原始记录，这是生产指挥的依据。经常检查设备运行情况和润滑情况，保证生产过程的连续性和稳定性。

1.5.2.4　安全防护

在浸化氰出中，氰化物和石灰都是危毒品，操作人员应该熟知其安全防护知识，尤其要严格遵守针对氰化物的预防措施：

(1) 氰化物溶液制备间的工作人员必须戴好防毒面具、防尘帽、防护眼镜，身穿雨衣、雨裤和雨鞋，防止吸入氰化物粉尘，防止氰化物与皮肤直接接触；

(2) 氰化物可以通过皮肤渗入体内，引起中毒，因此禁止皮肤与氰化物溶液直接接触。尤其外露伤口或擦伤部位更不能与氰化物溶液接触。操作人员工作时必须穿好工作服，戴上乳胶手套；

(3) 氰化物是碱性物质，如果进入眼睛内会很快造成损伤。因此操作人员必须戴好防护眼镜；

(4) 溢出到地面的氰化物必须及时回收，并用次氯酸盐或过氧化氢等溶液进行处理，最后把地面冲洗干净，以消除污染；

(5) 氰化物不能与酸性或弱碱性物质一起存放，以免发生事故；

(6) 不能在有大量氰化物的地方吃饭、喝水和吸烟，更不能存放食品、饮料。操作人员饭前必须将手洗干净；

(7) 氰化物必须存放在干燥、通风处，容器必须密封良好，内

部干燥；

（8）有氰化物的地方着火，不能用二氧化碳灭火器救火，否则会产生有毒、易燃的 HCN 气体；

（9）HCN 主要通过呼吸道进入体内，也容易被皮肤吸收。因此，操作中必须严格控制工艺条件，杜绝 HCN 气体的产生。HCN 中毒的症状为：头晕、痉挛、头痛、呕吐等。管理和操作人员必须对此熟知，提高防护能力。

急救措施：

（1）当皮肤不慎粘上氰化物时，要及时用肥皂水洗干净。衣服上溅有氰化物时，要洗干净再穿；

（2）如果氰化物不慎进入眼内，要立即用水冲洗 30min 以上，眼睛内外都要冲洗干净。没有医生指示，不能往眼内加任何药物；

（3）当氰化物由口而入时（吸入或吞入），须立即将受害者移至空气清新处，使其服催吐剂，反复多次，吐净为止。如果受害者已停止呼吸应马上进行人工呼吸。如受害者不能呼吸，要注射戊基亚硝酸盐 15～30 次/min，同时交替输氧。

顶级地质论坛 BBS.5001.COM

# 2　活性炭吸附

## 2.1　活性炭的基本结构和化学性质

### 2.1.1　基本结构和孔隙结构

#### 2.1.1.1　基本晶体结构

活性炭属于无定形炭或微晶形炭，其结构与石墨相类似，是由多环芳香族环组成的层面晶格，见图 2.1-1。

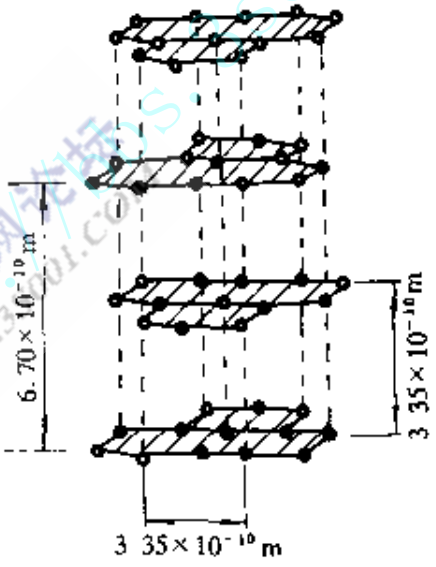


图 2.1-1　石墨的结晶构造

微晶形炭的结构比石墨缺乏完整性，在微晶形炭中有两种不同的结构，一种是和石墨类似的二元结构，这种结构网平面平行，形成相等的间隔，而层平面在垂直方向上取向不完全，层与层之间的排列也不规则。这就是所谓的乱层结构，见图 2.1-2。由具有乱层结构的炭排列成一个单位，称作一个基本结晶，这个基本结晶的大小随炭化温度而变化。基本结晶间的错动便形成孔隙，这是起吸附作用的部位。另一种是由炭六角形不规则交叉连接而成的空间格子所组成，石墨层平面中有歪斜现象。可以把这种结构看作是由于有像氧那样的不同原子侵入的结果。这种不同原子的存在对活性炭的化学吸附和催化作用有较大影响。

除金刚石之外的炭素物质可分为易石墨化炭素和难石墨化炭素，见图 2.1-3。图中（$a$）是软的，（$b$）是硬的。据认为，易石墨化炭素可能是由乱层结构组成的，而难石墨化炭素可能是由具有交叉连接的晶格结构所构成。基于微晶形炭的软硬差异，可以推断活性炭等微晶形炭存在着两种类型的混合结构。

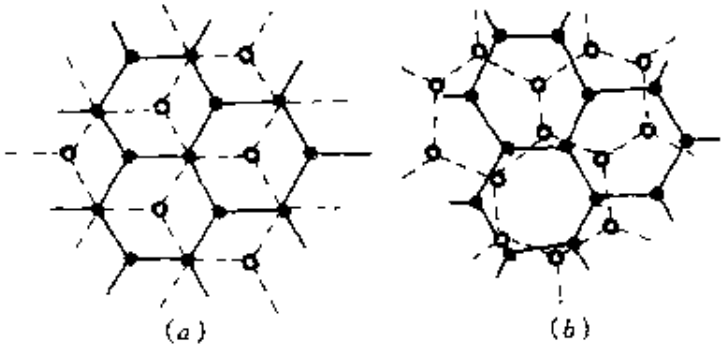



图 2.1-2　石墨的层结构与微晶形炭的乱层结构对比




图 2.1-3　石墨化和非石墨化炭素的结晶模型

(a) 石墨化炭素的结晶模型；(b) 非石墨化炭素的结晶模型

活性炭基本结晶的大小和长度随原料和活化条件而不同。可分为类似炭黑那样的软结构和类似木炭那样的硬结构。软结构由于结晶是由比较简单的连锁集合而成，容易氧化分解，硬结构由于结晶互相交叉连锁结合而成，难以氧化。以氯化锌活化的炭，属炭黑式的结构多一些，而以水蒸气活化的炭则以木炭式结构多一些，特别是粒状活性炭，这种结构的倾向性就更大一些。

2.1.1.2　孔隙结构

活性炭的孔隙是由于炭在活化过程中无组织的炭素和炭成分被消耗后，在基本微晶间（非晶部分）留下的空间。只要活化方

法适当，可以形成非常多的孔隙，其孔隙壁的总面积，即通常所说的表面积一般可达到 500～1700$m^2/g$，这就是活性炭显示出大吸附容量的主要原因。相同表面积的活性炭，其吸附容量相差悬殊的现象也存在，这与孔隙的形状、孔隙分布的不同有关，也与表面化学性质不同有关。

关于孔隙的形状很难取得一致的认识，一般情况下，多采用假定的圆筒形。此外，不同的研究方法所采用的形状也不相同，例如瓶颈形、两端开放的毛细管形、一端闭塞的毛细管形、两个平面形成的平板形、V 字形和圆锥形等。计算上一般是将孔隙假定为圆筒形毛细管状。

杜比宁（Dubinin）将活性炭的孔隙分布分为三个系列，按照孔隙的大小分为以下类别：

| | | |
|---|---|---|
| 大孔 | 半径 | （1000～100000）$\times10^{-10}m$ |
| 过渡（中）孔 | 半径 | （20～1000）$\times10^{-10}m$ |
| 微孔 | 半径 | $<20\times10^{-10}m$ |

由于活性炭的种类不同，其微孔容积约在 0.15～0.9ml/g 之间，它占单位重量活性炭总面积的 95%以上。从这个数字来看，与其他吸附剂相比，活性炭具有微孔特别发达的特性。

过渡孔的容积通常为 0.02～0.1mg/L，比表面积不超过总面积的 5%。但是，采取特殊的活化方法，在特殊的活化条件（延长活化时间、减缓升温速度，使用药品活化，如氯化锌活化或磷酸活化等）下能够制造出过渡孔发达的活性炭。其容积可达 0.3～0.9ml/g，表面积可达到或超过 200$m^2/g$。

大孔容积为 0.2～0.5ml/g，其表面积较小，一般不超过 0.5～2.0$m^2/g$。

活性炭的三种孔隙都有各自的吸附特性，而对吸附起决定作用的则是微孔。但是，直接分布在活性炭外表面上的微孔是很少的，通常由大孔中分出过渡孔，进面再由过渡孔分出微孔，见图 2.1-4。因此，吸附质要吸附于微孔中，必须先经过大孔和过渡孔。另外，在液相吸附中，分子直径大的吸附质很难进入微孔中，于

是便吸附于过渡孔中，因此一定程度的过渡孔是必要的。大孔的表面积占总表面积的比例很小，对吸附量没有很大影响，但当活性炭作为催化剂载体使用时，其作用就显得重要了。

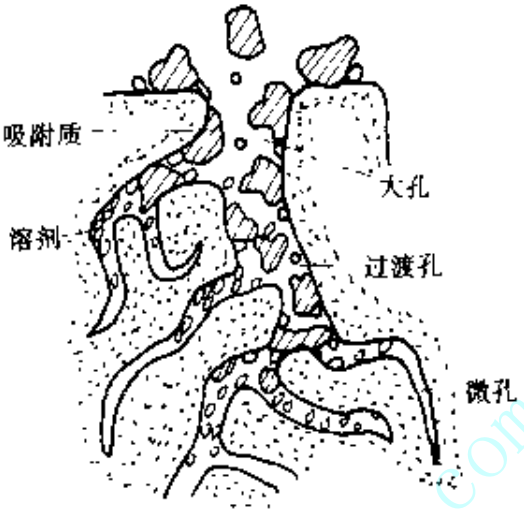


图 2.1.4　活性炭孔隙分布

孔隙分布对吸附容量有很大影响，其原因是因为存在着分子筛作用。这是由于一定尺寸的吸附质分子不能进入比其直径小的孔隙，究竟能允许多大的分子进入，按照立体效应，大约是孔径的$\frac{1}{2}\sim\frac{1}{10}$。此外，在液相吸附中还存在着吸附质分子的溶剂效应等影响，在液相中吸附质的表观分子直径变大了，直径小的孔隙往往进不去。

总之，孔隙分布是对活性炭吸附具有很大影响的物理因素。由于在孔隙或表面积测定方法中存在着各种各样的问题，因此就吸附和孔隙分布的关系进行理论解析是困难的。一般来讲，粉状活性炭大孔较多，而粒状活性炭微孔发达。

### 2.1.2　活性炭表面的化学性质

#### 2.1.2.1　活性炭的元素组成

活性炭的吸附特性，不仅受其孔隙结构的影响，同时也受其化学组成的制约。结构非常规则的石墨表面的吸附力，主要是范德华力中的色散力起作用。产生的现象为物理吸附。炭素的基本微晶结构是不规则的，明显改变了炭素骨架上的电子云的构成，其结果产生了不饱和原子价或不成对电子，因此活性炭对极性物质具有较强的吸附力。基本结构不规则的另一个原因是由于杂原子的存在。各种各样的杂原子或由杂原子形成的官能团存在于炭的基本结构中，对炭素表面进行“修饰”，从而改变了炭的吸附特性。

活性炭除炭素外，还含有其他两种混合物。其一是化学结合

的元素，这些以氧或氢为代表。在原料中，存在着不完全的炭化，以石墨化的状态存在于活性炭的结构中，或者在活化时，在表面形成了化学结合或由于氧或水蒸气在炭素表面以氧化的形式存在。另一种混合物是灰分，它可以构成活性炭的无机成分。灰分的含量及组成随活性炭的种类而异。如椰壳活性炭的灰分含量为3.5%左右，0.1%的钾、铝、硅、钠、氧化铁及少量的镁、钙、硼、铜、银、锌、锡和痕迹程度的锂、铷、锶和铅等。用砂糖能制造出灰分非常低的活性炭。几乎不含灰分的活性炭可以用聚氯乙烯或酚醛树脂制造，其灰分可达0.01%以下。表2.1-1是几种活性炭的元素组成。

**表2.1-1　活性炭的元素组成**

| 炭的种类 | C | H | S | O | 灰分 |
|---|---|---|---|---|---|
| A | 93.31 | 0.93 | 0.00 | 3.25 | 2.51 |
| B | 91.12 | 0.68 | 0.02 | 4.48 | 3.70 |
| C | 90.88 | 1.55 | 0.00 | 6.27 | 1.30 |
| D | 93.88 | 1.71 | 0.00 | 4.37 | 0.05 |
| E | 92.20 | 1.66 | 1.21 | 5.61 | 0.04 |

由此可见，活性炭中除去无机性的灼烧残渣（灰分）外，炭大体上占90%～94%，氧和氢则占了其余的大部分；除特殊的含硫炭外，活性炭几乎不含硫；此外，对氮分析的结果只是呈痕迹。活性炭中灰分的比例随原料的炭化和活化程度的加深而增加。

用氢氟酸、盐酸、硝酸或混酸可以除去活性炭中的灰分，但是，氢氟酸将使炭的孔隙发生变化，对活性炭表面氧化物的生成起催化作用。同样，盐酸也能使炭增加表面氧化物。

灰分在水蒸气活化时具有催化作用，铁及其他组分在炭和二氧化碳的反应中显示出强烈的催化作用。灰分往往使吸附受到影响，一些极性物质在活性炭上的吸附因灰分而增加，原因是灰分引起了活性炭基本构造的缺陷，而缺陷部分对氧产生化学吸附。

2.1.2.2　活性炭的表面氧化物

影响活性炭吸附或其他性质的主要因素是氧和氢的存在。这些元素和炭原子发生化学结合，形成了和灰分不同的活性炭的有机部分。根据固体表面不均匀理论，炭素物质中的氧或氢及其他异原子，处于石墨微晶的端部或晶格缺陷处和炭原子相结合。这些原子的原子价随周围炭原子是否充分饱和而异，所以反应性相差悬殊。

希洛夫（Sohilow）在活性炭表面氧化物的研究中，推论炭-氧化物以表面氧化物 A、B、C 三种状态存在。图 2.1-5 表示表面氧化物的模型，氧化物 A 在 700℃以上的温度下生成，氧化物 B 在 300℃以上生成，在 700℃以上时和 $CO_2$ 反应放出 CO。在 300～850℃范围内，氧化物 B 的一部分转化为氧化物 C。在一般活性炭中，表面氧化物多以“B”的形式存在。氧化物 A 和 B 在液相吸附中吸附酸面不吸附碱，而氧化物 C 在压力稳定时吸附碱。所以氧化物 A 和 B 是碱性氧化物，而氧化物 C 则是酸性氧化物。

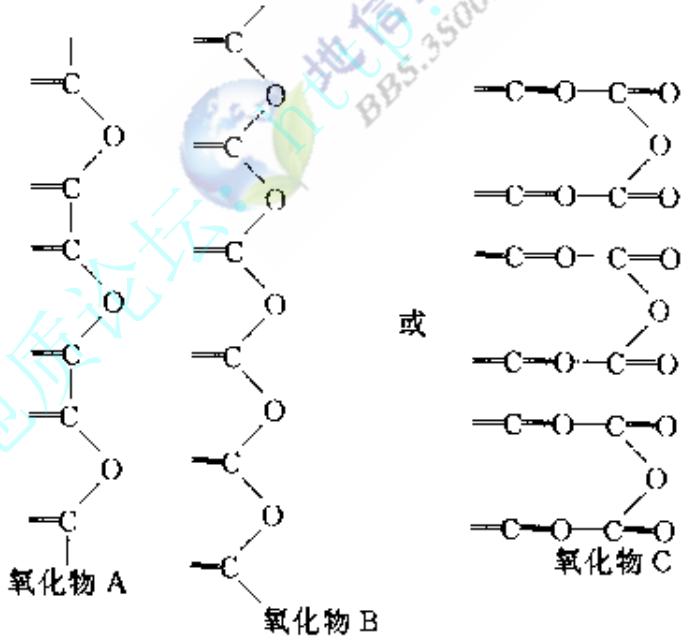



图 2.1-5　氧化物 A、B、C 的模型

将炭素物质加热炭化时，炭以外的元素，如氧、氢等依次脱离炭的构造，由于加热或炭化条件不同，因而在炭表面形成各种

有机官能团。在活性炭表面已检测出的有机官能团有：羧基、酚型氢氧基、醌型羰基、醚类、过氧化物、酯类、荧光素、炭酸酐、环状过氧化物等。

对炭化物进行热处理，最终可看作是炭-炭结合依次向石墨结晶过渡，其中间产物是非石墨质炭，随着温度由低到高，氧、氢等元素相继离开。这时表面氧化物的形式是：低温时是含氧多的—COOH，然后—OH 存在多，高温状态下—COOH 减少，而 $\rangle C{=}O$ 增多。

## 2.2 活性炭吸附原理

### 2.2.1 吸附机理

活性炭的基本活化过程包括炭化和氧化。

如前所述，由于活化条件不同，在活性炭表面形成了各种含氧官能团，这在吸附过程中将起到非常重要的作用。

金和银在活性炭上的吸附是靠离子交换发生的。吸附热力学和动力学研究数据表明，溶液中的正离子（如钠离子和钙离子等）有利于金银络离子的吸附，而游离氰离子却降低吸附。吸附机理是建立在双电层理论基础上的。

(1) $Au(CN)_2^-$ 与活性炭微孔表面的氧化活性中心（氧化活性点）的阴离子发生交换反应，从而使 $Au(CN)_2^-$ 吸附于活性炭微孔表面。图 2.2-1 是 $Au(CN)_2^-$ 的离子交换吸附模型。

由于以这种离子交换方式吸附，载金炭上的金仍以 Au

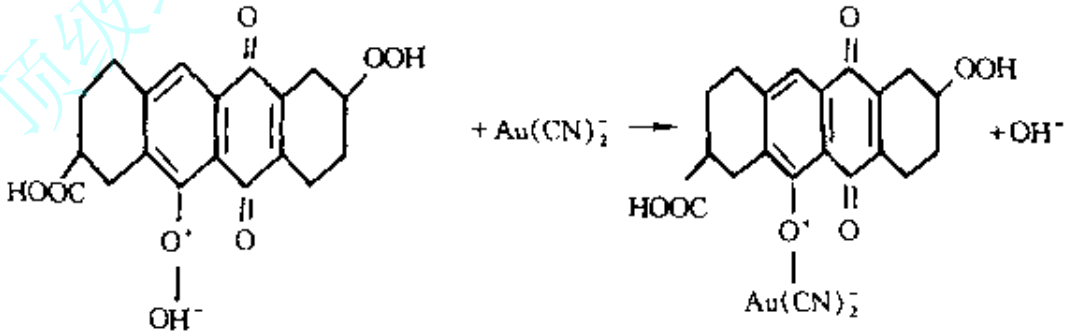



图 2.2-1 $Au(CN)_2^-$ 与 $OH^-$ 交换的模型

$(CN)_2^-$ 的形式存在。所以，活性炭对金的吸附是物理吸附，而非化学吸附。

(2) $Au(CN)_2^-$ 在活性炭表面吸附后，形成局部负电荷，在静电作用下，溶液内的正离子 $Mn^+$（如 $Na^+$、$Mg^{++}$、$Ca^{++}$ 等）产生定向运动，并与 $Au(CN)_2^-$ 形成双电层，见图 2.2-2。

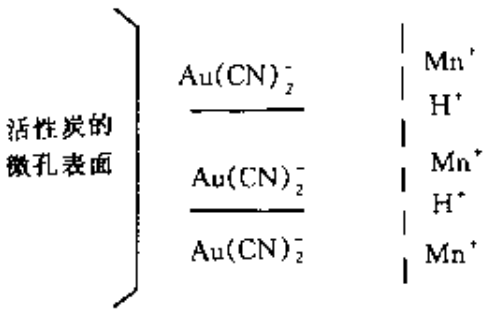



图 2.2-2 双电层的形成

溶液中的正离子只有在 $Au(CN)_2^-$ 存在时才吸附，因此它们被吸附在扩散层。

(3) 当存在附加的 $Au(CN)_2^-$ 时，又可以被吸附在扩散层上。

(4) 溶液中的游离氰化物（$CN^-$）也可在活性炭表面的氧化活性中心发生离子交换反应，因而与 $Au(CN)_2^-$ 争夺吸附位置，降低金、银吸附。

吸附模型见图 2.2-3。

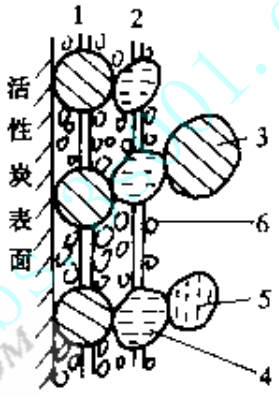



图 2.2-3 吸附模型

1—抗衡离子固定层；
2—抗衡离子外扩散层；
3—$Au(CN)_2^-$；
4 $Na^+$、$Mg^{++}$、$Ca^{++}$等；
5—$CN^-$；6—$H_2O$

### 2.2.2 吸附平衡

活性炭与含金氰化溶液呈吸附平衡时，金在活性炭上的吸附量与溶液含金浓度、溶液的温度、pH 值以及活性炭本身的性质等因素有关：

$$q = f\ (T \cdot C) \qquad (2.2\text{-}1)$$

式中 $C$—— 金平衡浓度；

$q$—— 对应于平衡浓度 $C$ 的平衡吸附量；

$T$——绝对温度。

当温度（$T$）一定时，得到平衡浓度（$C$）与平衡吸附量（$q$）之间的关系，这种关系称为吸附平衡等温线，一般用弗累因德利希（Freundlich）公式表示：

$$q = KC^{\frac{1}{n}} \qquad (2.2\text{-}2)$$

式中 $K$ 和 $\frac{1}{n}$ 都是根据吸附系统确定的常数。通过这两个常数可以掌握吸附性能。$K$ 值越大，$\frac{1}{n}$ 值越小，说明吸附可以在相当宽的浓度范围内进行。

式（2.2-2）两边取对数得：

$$\lg q = \lg K + \frac{1}{n}\lg C \qquad (2.2\text{-}3)$$

用弗累因德利希公式求出的吸附平衡等温线一般都近似于直线，见图 2.2-4 及图 2.2-5。图中直线的截距为 $\lg K$，斜率为 $\frac{1}{n}$。

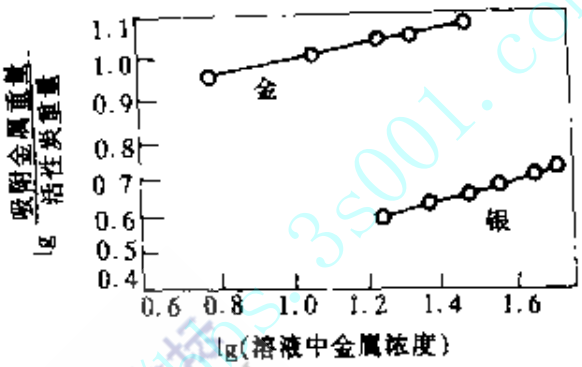



图 2.2-4　金银在活性炭上的吸附等温线

不同种类的活性炭，其吸附平衡等温线是不同的。因此可以依据吸附等温线的形状比较各种活性炭的特性。

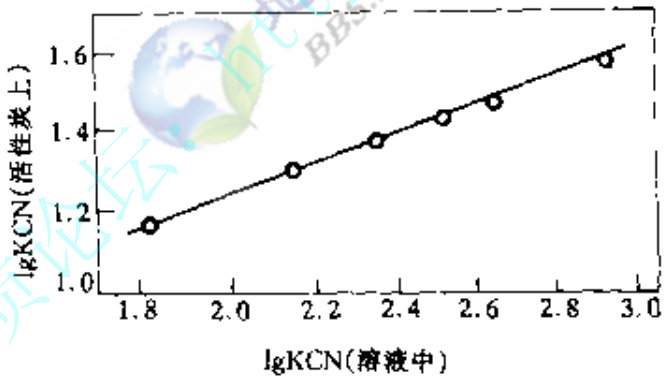



图 2.2-5　KCN 在活性炭上的吸附等温线

图 2.2-6（$a$）中两种活性炭的吸附平衡等温线的斜率 $\frac{1}{n}$ 相近，但 $K$ 值不同，说明活性炭 A 的吸附容量大于活性炭 B。即在相同作业条件下，要达到相同的吸附效果，用炭 A 比炭 B 所需活性炭的投入量要小。图 2.2-6（$b$）中两种活性炭的吸附平衡等温线的

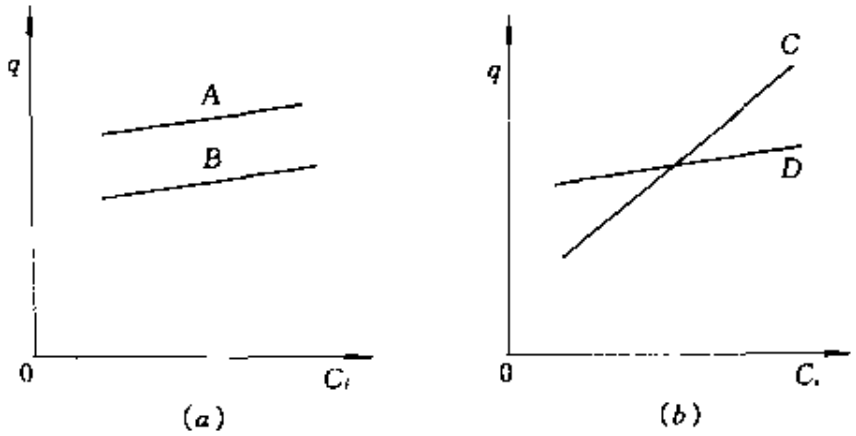



图 2.2-6　各种活性炭的吸附等温线

斜率相差较大，炭 C 的斜率大于炭 D 的斜率，说明炭 C 的吸附容量随平衡浓度变化而变化的幅度比较大，在低浓度区，其吸附容量小于炭 D，但在高浓度区，其吸附容量又远远高于炭 D。可见，曲线平缓，$\frac{1}{n}$值小，炭吸附容量随平衡浓度的变化较小，曲线位置越高，炭吸附容量越大。曲线越陡，$\frac{1}{n}$值越大，随着平衡浓度的改变，活性炭吸附容量变化显著。这种活性炭适用于逆流多级吸附。以上说明吸附平衡等温线能够清楚地表达 $Au(CN)_2^-$ 在活性炭和溶液之间的分配情况。

吸附平衡等温线的绘制程序为：

(1) 取含金溶液样品（原液）。首先从氰化浸出矿浆流中取样，然后进行固液分离，取上 50ml 的清液 4～5 份作为试液。亦可在矿浆中直接加炭试验。如果用配制成的标准溶液进行试验，对溶液的 pH 值、杂质含量和含金浓度等要进行调整，使其尽可能接近实际溶液；

(2) 称取 1g 活性炭，测出其水分。取不同重量的活性炭 4～5 份，分别加入上述试液中；

(3) 在相同的操作条件下，进行搅拌吸附，并隔一段时间取溶液样分析余液含金浓度，以判定平衡点的浓度 $C$ 值；

(4) 根据 $C$ 值计算平衡吸附量 $q$ 值；

（5）根据 $q$ 值和 $C$ 值绘制吸附平衡等温线。可绘制对数坐标曲线，如图 2.2-6，亦可绘制算术坐标曲线，如图 2.2-7。

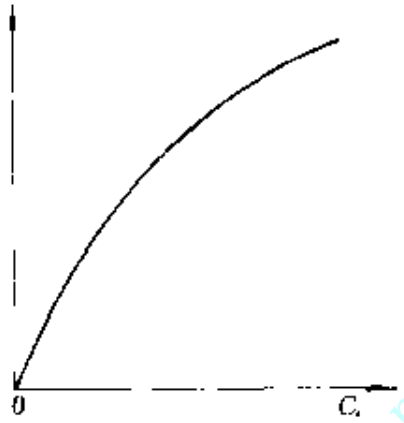


图 2.2-7 算术坐标吸附平衡等温线

活性炭与氰化含金溶液接触，达平衡时吸附量为：

$$q=\frac{Q}{M}=V\ (C_0-C_f)\ /M \qquad (2.2\text{-}4)$$

式中 $Q$- —被吸附金的总重量，g；

$M$- —活性炭投入量，t；

$V$ — 含金溶液体积，$m^3$；

$C_0$— 氰化浸出原液金品位，$g/m^3$；

$C_f$- —吸附余液金品位，$g/m^3$。

绘出吸附平衡等温线之后，即可用上式计算出活性炭的需用量。

应用吸附平衡等温线，也可对实际生产进行检验。例如，某炭浆厂测得吸附平衡数据如表 2.2-1 所示，用双对数坐标作图，使 $\lg\frac{Q}{M}$ 与 $\lg C_f$ 之间相关，从而获得近似于直线的吸附平衡等温线，见图 2.2-8。

**表 2.2-1 某炭浆厂吸附平衡数据**

| 吸附槽 | 活性炭投入量 /t | 含金溶液吸附平衡浓度 /g·m$^{-3}$ | Q/M/g·t$^{-1}$ |
|---|---|---|---|
| | | 2.15 | |
| No.1 | 1.83 | 0.54 | 5086 |
| No.2 | 0.44 | 0.31 | 2897 |
| No.3 | 1.11 | 0.07 | 1122 |
| No.4 | 1.32 | 0.03 | 708 |
| No.5 | 2.93 | 0.016 | 451 |
| No.6 | 1.93 | 0.01 | 233 |
| No.7 | 1.33 | 0.006 | 206 |

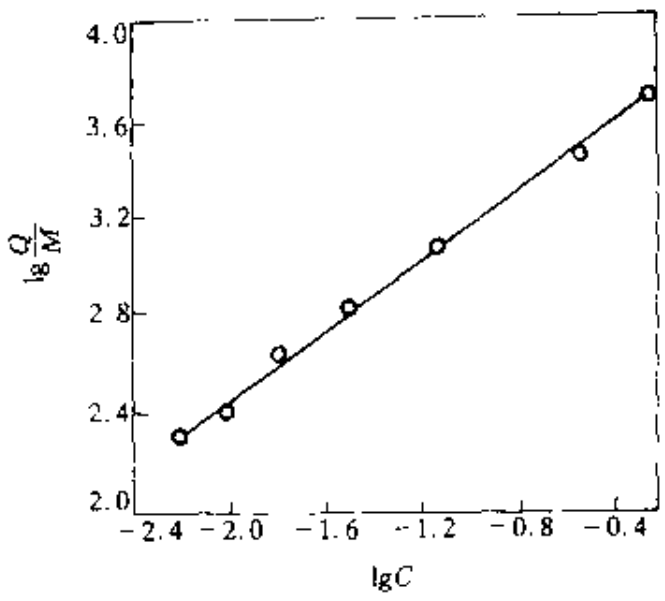



图 2.2-8　某炭浆厂吸附平衡等温线

该炭浆厂设计吸附率为 99.7%，$C_0=2.15\text{g/m}^3$，则 $C_f=0.0065\text{g/m}^3$。根据图 2.2-8，通过 $0.0065\text{g/m}^3$ 的吸附等温线求出 $Q/M$ 值为 211g/t。该炭浆厂为 7 段吸附，每段含金溶液体积为 $108\text{m}^3$，含金溶液总体积为 $756\text{m}^3$，因此活性炭需用量为

$$211\ (\text{g/t})=756\ (\text{m}^3)\ (2.15-0.0065)\ (\text{g/m}^3)\ /M\ (\text{t})$$

$$M=7.68\ (\text{t})$$

所以，要达到 99.7%的吸附率，需要 7.68t 活性炭，否则将达不到设计指标。这样，活性炭在吸附矿浆中的浓度为 10g/L，这是活性炭吸附作业的重要操作参数之一。实际生产中，考虑到其他干扰因素的影响，活性炭浓度应稍高于计算值。该炭浆厂总投入炭量保持在 10t 左右，活性炭浓度控制在 10～15g/L 范围内。

根据公式（2.2-2），可求出 $K$ 值和 $\frac{1}{n}$ 值分别为：

$$K=6918,\ \frac{1}{n}=0.693$$

这里 $\frac{1}{n}$ 值比较大，吸附等温线较陡。如前所述，该炭浆厂选用的活性炭适用于多级逆流吸附。正符合炭浆工艺的需要。

### 2.2.3 吸附速度

活性炭从溶液中吸附金银的动力学也遵守气相吸附方程式：

$$q=K\cdot \lg t \tag{2.2-5}$$

式中 $q$——活性炭对金的吸附容量；

$K$——常数；

$t$——吸附时间。

即活性炭对金的吸附容量 $q$ 与吸附时间的对数 $\lg t$ 成直线关系。

就具体的吸附过程而言，$Au(CN)_2^-$ 在活性炭微孔表面的吸附包括三个步骤：

(1) $Au(CN)_2^-$ 在活性炭颗粒外膜的外扩散；

(2) $Au(CN)_2^-$ 在活性炭颗粒微孔内的内扩散；

(3) $Au(CN)_2^-$ 在活性炭孔隙表面上吸附。

三个步骤中，过程 (3) 的吸附速度很快，因此很快在孔隙表面的各点达到吸附平衡，总的吸附速度取决于过程 (1) 和过程 (2)。

$Au(CN)_2^-$ 在活性炭颗粒外的扩散受界面膜内外的浓度差控制。若溶液本体中 $Au(CN)_2^-$ 的平均浓度为 $C_0$ (g/ml)，炭颗粒外表面 $Au(CN)_2^-$ 的浓度为 $C_t$ (g/ml)，则 $Au(CN)_2^-$ 在界面膜内的外扩散速度与 $C_0-C_t$ 成正比：

$$N=K_f\ (C_0-C_t) \tag{2.2-6}$$

式中 $N$ —$Au(CN)_2^-$ 在界面膜内的外扩散速度，($g/cm^2\cdot s$)；

$K_f$ —传质系数，cm/s。

传质系数与许多因素有关，如流体的流速、流体粘度、流体密度、吸附质 ($Au(CN)_2^-$) 的扩散系数、吸附剂 (活性炭) 的粒径等。

另外，$Au(CN)_2^-$ 的外扩散速度与炭颗粒界面膜 (很薄的流层) 的厚度 $\delta$ 有关。$\delta$ 越大，阻力亦越大，$Au(CN)_2^-$ 的扩散速度越小，见图 2.2-9。炭颗粒界面膜的厚度可通过搅拌减弱，从而加快 $Au(CN)_2^-$ 的外扩散速度。

已经到达活性炭颗粒外表面的 $Au(CN)_2^-$ 将通过炭颗粒内的大孔和过渡孔，最后进入微孔内，这个过程称为内扩散。内扩散主要由表面扩散（孔隙表面吸附质的扩散）和孔隙扩散（孔隙内的液相扩散）两种形式完成。其各自的扩散速度为：

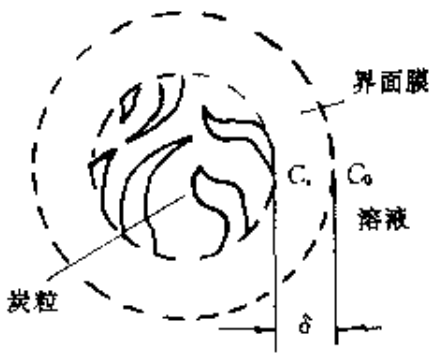



图 2.2 9 $Au(CN)_2^-$ 的外扩散过程

$$N_s = -\rho D_s \left(\partial q/\partial r\right) \quad (2.2\text{-}7)$$

$$N_p = -D_p \left(\partial C/\partial r\right) \quad (2.2\text{-}8)$$

式中 $N_s$ —— 表面扩散速度，$g/cm^2 \cdot s$；

$N_p$ —— 孔隙扩散速度，$g/cm^2 \cdot s$；

$D_s$ —— 表面扩散系数，$cm^2/s$；

$D_p$ —— 孔隙扩散系数，$cm^2/s$；

$q$ —— 吸附量，g/g；

$C$ —— $Au(CN)_2^-$ 浓度，$g/cm^3$；

$\rho$ —— 活性炭颗粒的表观密度，$g/cm^3$；

$r$ —— 距离，cm。

如表面扩散和孔隙扩散同时进行，则炭颗粒内的扩散速度 $N$ 可用下式表示：

$$N = -D_p \left(\partial C/\partial r\right) - \rho D_s \left(\partial q/\partial r\right) \quad (2.2\text{-}9)$$

在液相吸附中尚不能明确区别扩散机理，即使上述两个机理同时起作用，要区别 $D_s$ 和 $D_p$ 也是很困难的。因此，假定颗粒内部的扩散速度和 $Au(CN)_2^-$ 的浓度梯度 $\partial C/\partial r$ 成比例，并把这个比例定义为：以浓度为基准的颗粒内扩散系数 $D_{ic}$；或者假定颗粒内部的扩散速度和 $Au(CN)_2^-$ 的吸附量梯度 $\partial q/\partial r$ 成比例，并把这个比例定义为：以吸附量为基准的颗粒内的扩散系数 $D_{iq}$。从而 $D_{ic}$ 与 $D_p$ 相互对应，$D_{iq}$ 与 $D_s$ 相互对应。当采用 $D_{ic}$ 或 $D_{iq}$ 时，内扩散速度 $N$ 用下式表示：

$$N = -D_{ic} \left(\partial C/\partial r\right) = -\rho D_{iq} \left(\partial q/\partial r\right) \quad (2.2\text{-}10)$$

当局部达到平衡时：

由于 $$\partial q/\partial r = (\partial C/\partial r)(\mathrm{d}q/\mathrm{d}C) \tag{2.2-11}$$

因此有： $$D_{iC} = D_{iq}\rho(\mathrm{d}q/\mathrm{d}C) \tag{2.2-12}$$

由于 $D_{iC}$ 和 $D_{iq}$ 之间在数值上有很大差别，所以必须注意已发表的颗粒内部的扩散系数是 $D_{iC}$ 还是 $D_{iq}$。

液相中颗粒内部的扩散速度的研究起步较晚，故当前要求得各种情况下的炭颗粒内部的扩散系数，只有进行实际测定。测定方法可以用搅拌槽的间断实验法，也可以用固定床的流通实验法。

炭浆法提金工艺由于其工艺要求的特殊性，采用专门的标准评价和专门的方法测定活性炭对金银的吸附速度。所测定的实际上是在扩散速度占控制地位时的表观吸附速度。

## 2.3 提金活性炭的性能测定及炭的选择

### 2.3.1 提金活性炭的性能

粒状活性炭有许多属性。用于炭浆提金工艺的活性炭，一般用以下参数评价其性能：

（1）吸附容量；

（2）吸附速度；

（3）炭的强度；

（4）炭的密度；

（5）炭的粒度；

（6）炭的灰分；

（7）炭的水分；

（8）筛下粒级含量。

吸附容量和吸附速度是表征炭的活性的指标，强度表征活性炭在炭浆工艺回路中抗磨损的能力，密度和灰分是与活性有关的参数，粒度与筛下粒级含量是与工艺有关的参数。各种参数之间，尤其是活性参数与抗磨力、密度、灰分之间关系密切。

吸附容量指活性炭对金的最大荷载能力。不同的活性炭吸附容量不同，同一种活性炭的载金量大小又随吸附溶液中金的含量而变化。为了比较不同种类活性炭的载金能力，必须制定出统一的

标准。Calgon 试验法将吸附容量定义为炭与 $1\times10^{-6}$的含金均衡溶液❶接触达平衡状态时炭上的载金量，用 $K$ 值表示。南非则定义为炭与 $1\times10^{-6}$的含金均衡溶液接触 24h 后炭上的载金量。

吸附速度指活性炭对溶液中的金吸附的快慢程度。炭对金的吸附速度也与溶液含金量有密切关系，因此也须对其进行定义。Calgon 试验法将吸附速度定义为炭与 $5\times10^{-6}$的含金溶液接触，并依据吸附动力学方程式 $q=K\cdot\lg t$ 绘制时间与吸附容量之间的关系曲线，在标定时间开始时，吸附容量坐标的截距 $X$ 的倒数用来表示吸附速度，用 $R$ 值表示，$R=\dfrac{1}{X|_{t=0}}$，见图 2.3-1。

南非将吸附速度定义为炭在 $10\times10^{-6}$的含金溶液中搅动吸附 60min，这段时间内炭对金的吸附百分率。



图 2.3-1　吸附动力学曲线

强度表征活性炭的抗磨损能力。活性炭的强度大小取决于生产炭的原料性质和加工方法及配料，一般用椰壳、果核等原料生产的活性炭较耐磨。

采用固定床（吸附柱）吸附时，炭的磨损较小，强度要求不高。但在炭浆法工艺中，由于炭粒之间、炭粒与机械部件之间以及炭粒与管道之间的相互碰撞和剧烈摩擦，炭的磨损损失比较大。所以，选择活性炭时必须重视强度。

美国用炭的专门标准硬度值表示活性炭的抗磨损能力。南非则按规定强度对炭研磨一段时间后，测定炭的磨损损失率。这个损失率即表示炭的抗磨能力。

密度、粒度、灰分、水分以及筛下粒级含量是活性炭本身的物理化学属性，对炭的活性及其工艺应用状况有很大影响。活性炭的密度有三种表示法：填充密度（堆积密度）、真密度和表观密度。

---

❶ 含金均衡溶液指在吸附过程中，含金溶液的金品位变化不大，即吸附平衡浓度与原液浓度相当。

对炭浆法提金工艺来说，在上述诸性能参数中，最主要的性能参数只有三个，即：吸附速度、吸附容量和强度。

### 2.3.2 提金活性炭的性能测定方法及指标

目前，我国生产提金活性炭的原料有椰子壳、杏核、野核桃壳、核桃壳、桃核、山楂核等，活化方式也各不相同，致使各种活性炭的性能相差甚远，评价活性炭性能的技术指标也不完全统一。为使各种活性炭的性能具有可比性，必须统一测定方法。目前，除金的吸附容量和吸附速度之外，其他各项性能的测定方法均有国家标准。

在炭浆法提金工艺中，活性炭与含金溶液的接触都是以多段逆流的方式进行的。每一个吸附槽中溶液中的金在被活性炭吸附的同时，也能够得到补充，这种补充或来自前一段吸附槽，或来自固体金的继续溶解。因此，在每一个吸附槽中，溶液的含金品位是相对稳定的，也就是说，每个吸附槽实际上都是一个相对独立的平衡体系。根据炭浆法的这一特点，笔者认为，用 Calgon 试验法测定炭的吸附容量比较接近生产实际。用 $R$ 值表征活性炭对金的吸附速度，虽然建立在吸附动力学的基础之上，但使用上不够直观。南非的定义相对直观些，操作也比较简单。因此，下面重点就这两种测定方法进行说明。

#### 2.3.2.1 吸附容量的测定

(1) 方法提要：1g 干活性炭与 $1\times10^{-6}$的含金均衡溶液接触，搅动吸附达平衡状态时，炭上的载金量即为活性炭的金吸附容量。

(2) 试剂：试剂金（99.99%）、硝酸（分析纯）、盐酸（分析纯）、草酸（分析纯）、氢氧化钠（分析纯）、氰化钠（工业纯）。

(3) 设备及仪器：烘箱（0～200℃），天平（感量 0.0001g 和 0.001g）、1.0L 实验室型浸出搅拌机、原子吸收分析仪。

(4) 操作步骤：

1) 配制金标准溶液。用精度为 0.0001g 的天平准确称取纯金后溶于王水中，加热赶净硝酸，然后用草酸溶液将氯化金还原成金粉，在 pH＝11 的氰化物溶液中将金粉溶解，制成 $1\times10^{-6}$的含

金溶液。使用时用原子吸收仪分析溶液金品位。

2）炭样处理。经过预处理的活性炭在110～120℃烘箱中干燥至恒重，用精度为0.001g的天平准确称取活性炭1.0g。

3）取$1\times10^{-6}$含金标准溶液500ml，加入1g干活性炭，在浸出搅拌机中搅动吸附，达平衡后取出活性炭，另取500ml含金标准溶液，将炭加入新的标准溶液中继续吸附。如此反复进行，直至最终达到平衡后，含金标准溶液的平衡浓度仍为$1\times10^{-6}$时为止。此时炭上的载金量即为吸附容量。搅拌时，叶轮的线速度最好不超过1.6m/s。

4）吸附结束后，将载金炭烘干至恒重，分别分析载金炭和溶液的金品位，对试验的全过程进行记录。吸附容量也可从试验全过程的数据中计算出来。

2.3.2.2　吸附速度的测定

（1）方法提要：1g干活性炭与$10\times10^{-6}$的含金溶液接触，搅动吸附60min，这段时间内活性炭对溶液中金的吸附百分率即为活性炭的金吸附速度。测定吸附速度时，要求活性炭颗粒尺寸即能代表试验炭的粒度特性，又要尽可能保持均匀。

（2）试剂：同吸附容量的测定。

（3）设备及仪器：同吸附容量的测定。

（4）操作步骤：

1）按吸附容量测定法中的方法配制$10\times10^{-6}$的含金标准溶液。使用时分析溶液金品位。

2）用精度为0.001g的天平准确称取经预处理和干燥过的活性炭1g；

3）将活性炭放在浸出搅拌机中，加入500ml $10\times10^{-6}$含金标准溶液，搅动吸附60min，然后取样分析溶液金品位。搅动时，叶轮线速度不高于1.6m/s。

4）结果计算：

$$V=(G-P)/G\times100\% \qquad (2.3\text{-}1)$$

式中　$V$—　活性炭的金吸附速度，%；

$G$—吸附前溶液金品位，$\times 10^{-6}$，$G=10\times 10^{-6}$；

$P$—吸附后溶液金品位，$\times 10^{-6}$。

2.3.2.3 强度的测定

按 GB/T 12496.22—90《木质活性炭检验方法——强度测定》，采用1号筒，内壁表面粗糙度 6.3。

2.3.2.4 充填密度的测定

按 GB/T 12496.18—90《木质活性炭检验方法——充填密度》进行。

2.3.2.5 粒度的测定

按GB/T 12496.19—90《木质活性炭检验方法——粒度》进行。

2.3.2.6 灰分的测定

按 GB/T 12496.11—90《木质活性炭检验方法——灼烧残渣》进行。

2.3.2.7 水分的测定

按 GB/T 12496.21—90《木质活性炭检验方法——干燥减量》进行。

在炭浆提金工艺中使用的活性炭比其他用途的活性炭所处的条件恶劣的多，因此对活性炭性能的要求也严格的多。除应具备吸附容量大、吸附速度快的能力外，还应具备机械强度高、粒度均匀等性能。表 2.3-1 给出了提金活性炭应该达到的技术指标。

**表 2.3-1 提金活性炭的技术指标**

| 项　目 | 技术指标 | 备　注 |
|---|---|---|
| 吸附容量/kg·t$^{-1}$ | ≥25 | 采用本书给定的测定方法。 |
| 吸附速度/% | ≥60 | 同上。 |
| 强度/% | ≥95 | 同上。 |
| 充填密度/kg·m$^{-3}$ | 440～480 | 同上。 |
| 粒度/目 | 6～16 | 同上。 |
| 灰分/% | ≤4 | 同上。 |
| 水分/% | ≤5 | 同上。 |
| 筛下粒级含量/% | ≤3 | −16 目含量。 |

### 2.3.3 提金活性炭性能之间的关系

活性炭是非均匀产品。炭的各种性能参数之间有着密切的关系。

2.3.3.1 强度变化对炭的吸附活性的影响

炭的吸附活性随强度的增加而降低。就是说，活性炭的吸附容量和吸附速度与强度是互相矛盾、互相制约的。表 2.3-2 是三种活性炭强度与吸附活性的对比。

**表 2.3-2 活性炭强度与吸附活性的对比**

| 活性炭 | 强度/% | 吸附容量/kg·t$^{-1}$ | 吸附速度/% |
|---|---|---|---|
| A | 98.4 | 1.059 | 43.57 |
| B | 98.5 | 1.051 | 49.31 |
| C | 97.3 | 1.057 | 57.37 |

注：(1) 三种炭粒度均为 6～16 目，A、B 炭为椰壳炭，C 炭为杏核炭。

(2) 测试条件是非标准的，故表中数据只是在相同条件下测得的相对值，只用来比较炭的性能，不能作为选择炭的依据。

表 2.3-2 表明，三种活性炭的金吸附容量相近，C 炭抗磨损能力低，但吸附速度比较高。而 A、B 两种炭抗磨损能力高，吸附速度却相对较低。

即使同一种活性炭，其强度和活性也不是恒定不变的。活性炭在工艺流程中经过剧烈的磨损作用后，炭上较软的高活性组分逐渐损失掉，而较硬的低活性组分留下来，因此，随着炭在工艺流程中逐工序向前移动，炭的活性逐渐降低，强度则逐渐增大。表 2.3-3 是某炭浆厂生产中各阶段活性炭强度与活性之间的关系。

**表 2.3-3 现场生产各阶段活性炭强度与活性之间的关系**

| 活性炭 | 强度/% | 吸附容量/kg·t$^{-1}$ | 吸附速度/% |
|---|---|---|---|
| 新炭 | 98.4 | 1.053 | 45.32 |
| 解吸炭 | 98.79 | 1.032 | 38.69 |
| 再生炭 | 97.69 | 1.058 | 44.22 |

注：表中数据的测定同表 2.3-2。

活性炭在炭浆工艺流程中经过长期剧烈的磨损后洗提出来，炭的抗磨损能力明显增加，而活性则显著降低。经过再生后活性得到明显恢复，而抗磨损能力却降低了。产生上述现象的原因在于：不同活性炭强度与活性之间的差异是由于炭的微孔结构及表面活性中心发育程度不同的缘故，而同种活性炭强度和活性随着炭在工艺流程中的移动而变化则主要是由于炭的微孔结构因磨损而发生变化所致。

当解吸炭被再生到具有太高的活性时，其抗磨损能力就太低了，这是因为再生炭上产生了新的微孔结构。把这种高度活化的炭重新加入炭浆工艺流程中，将会导致炭磨损量增加，炭的高活性也会因此而很快丧失。

活性炭因其结构的非均匀性，在使用过程中其活性较高的组分首先损失掉。炭的活性因物理损失而降低（不包括污染因素造成的活性降低）。新鲜活性炭经研磨后活性也会发生明显的变化，见表 2.3-4。

**表 2.3-4　新活性炭研磨前后的活性变化**

| 活性炭 | 研磨前 | | 研磨后 | |
|---|---|---|---|---|
| | 吸附容量/kg·t$^{-1}$ | 吸附速度/% | 吸附容量/kg·t$^{-1}$ | 吸附速度/% |
| A | 23.2 | 70.9 | 19.9 | 54.6 |
| B | 23.3 | 68.8 | 21.4 | 49.6 |
| C | 24.2 | 67.5 | 21.3 | 42.4 |
| D | 24.9 | 65.4 | 23.2 | 51.3 |
| E | 22.1 | 64.2 | 20.5 | 47.8 |
| F | 25.7 | 60.8 | 23.0 | 49.4 |
| G | 25.1 | 60.5 | 24.5 | 53.3 |

2.3.3.2　密度变化对炭活性的影响

活性炭的密度与强度、活性之间有着非常密切的关系。密度

小的炭（轻炭）微孔发达，吸附速度比较高，但强度却较低。密度大的炭则相反。然而，重炭和轻炭的吸附容量却相差不大。图 2.3-2 是不同密度的两种活性炭吸附速度和吸附容量曲线。

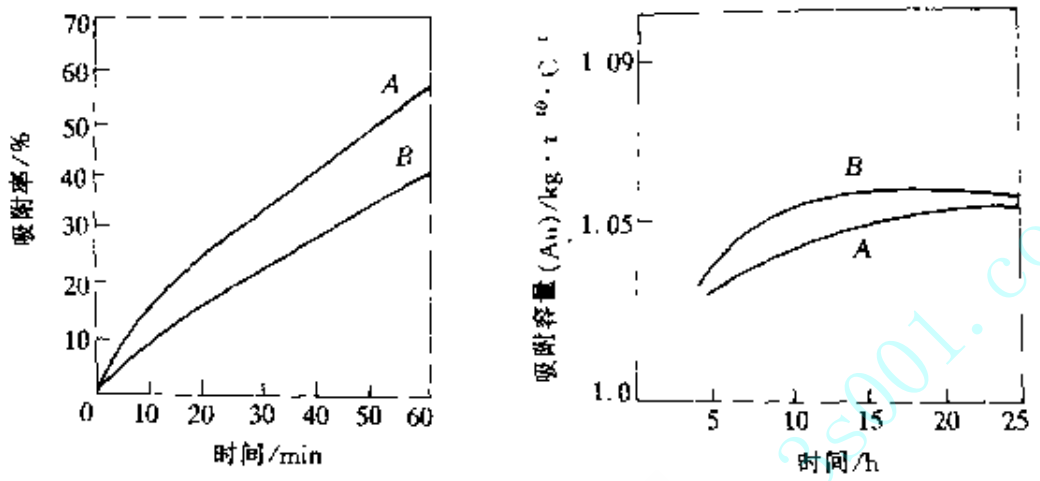



图 2.3-2　两种不同密度的活性炭吸附速度和吸附容量曲线

A—充填密度 341.3kg/m³　B—充填密度 465.12kg/m³

同一批活性炭不同密度级别的性能也有上述关系。对同一批炭中的轻重级别进行研磨对比试验，结果表明，随着研磨时间的延长，炭的磨损损失差异增大，见图 2.3-3。

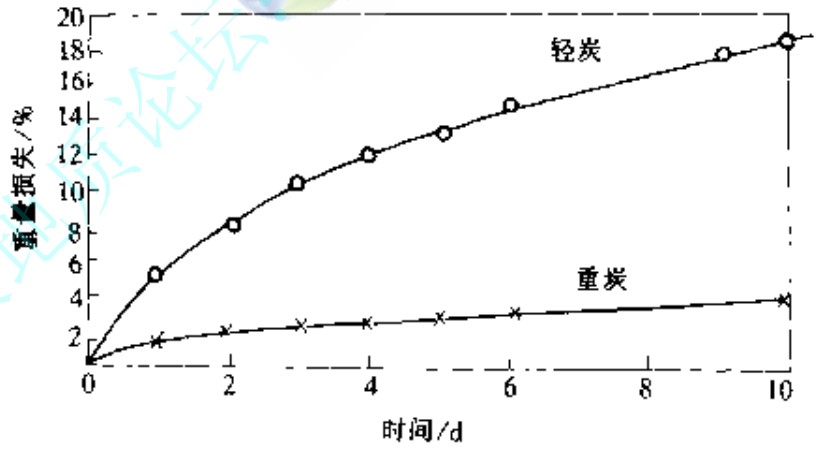



图 2.3-3　磨损时间与重量损失率的关系

### 2.3.4　活性炭的选择

为了从溶液中最有效地回收金，必须选择具有足够活性的炭：

为了使炭能够经得起炭浆工艺流程中剧烈的磨损作用，要求活性炭必须具备足够强的抗磨损能力。为了能够正确选择适合于炭浆工艺流程的活性炭，必须对炭进行试验和评价。

高活性的炭用于炭浆工艺流程中，其活性随炭的磨损而迅速降低，结果回路中炭的活性只是较硬组分的活性。这表明，把活性非常高的炭用于炭浆工艺流程中不是最佳策略。因此要防止只重视炭的活性而忽视其强度的倾向。

评价炭的活性高低，基本前提是这种炭要与生产中使用的已经证明具有足够抗磨能力的炭具有相当的强度。选择活性炭时，应首先做抗磨力试验，试验条件要非常严格。然后对研磨过的炭测定其吸附速度和吸附容量。这样做的目的是使所选择的炭在投入使用后其性能更接近选择炭时所依据的参数。在多种炭中进行选择或评价时，当然应该选择经过抗磨试验后仍具有较高活性的炭。

选择活性炭的原则是：即要保证炭具有较高的活性，又要保证炭具有足够的强度，同时要兼顾炭的密度、粒度等因素。高活性仍然是需要的，在重视炭的强度的同时，要防止选用硬炭的倾向，避免使炭的活性大幅度降低。

## 2.4 炭吸附设备

### 2.4.1 吸附槽搅拌器

在活性炭吸附过程中，搅拌器必须完成下述任务：使固体矿石和活性炭均匀地悬浮；使吸附质 $Au(CN)_2^-$ 最充分地传递到炭上；有较高的容积效率；停车后再启动时，沉积物能够迅速再悬浮；活性炭的磨损损失小。

#### 2.4.1.1 固体悬浮

吸附槽搅拌器设计的基础是固体颗粒的干涉沉降速度。为达到规定的悬浮要求，必须有足够的搅拌力以克服沉降力。沉降力与所要求的搅拌动力之比取决于叶轮的类型、安装位置、几何形状以及槽体的尺寸。固体悬浮的均匀程度可以用从同一吸附槽内不同点取样测定矿浆密度、活性炭浓度及颗粒分布情况的办法确定。

2.4.1.2　质量传递

影响质量传递的因素有：固体颗粒大小，浓度差和传质系数。固体颗粒尺寸和传质系数是定数，而浓度差则可以通过加强搅拌缩小其梯度。

2.4.1.3　容积效率

确定容积效率有两个因素：停留时间分布和沉积层的形成。

停留时间分布由搅拌时间和停留时间之比来确定。搅拌时间规定为使所加入的少量溶液均匀分布所需要的时间。根据经验，如果停留时间与搅拌时间之比大于 20，就认为搅拌情况很好。

矿浆中总会含有一定量大于 200 目的粗砂颗粒，它们总是趋于沉积。如果搅拌器的设计不考虑这些粗颗粒，那么在槽底就会产生沉积层，严重时沉积量可达槽容积的 30%。容积的减小会提高特定输入功率。搅拌器到槽底距离的缩短将导致槽底速度过高。

2.4.1.4　再悬浮

吸附槽内的固体在沉积期间有三个不同的阶段：表现为假塑性行为的相对快的沉积阶段、沉积物开始趋于致密的阶段和沉积物已经致密的阶段。

由于电力中断或设备检修等原因造成的短时间停车（一般在 3h 之内），都在非致密沉积阶段内，重新启动使沉积物再悬浮并不困难。更长时间的停车，就有可能达到致密沉积阶段。重新起动时可采用间断开动搅拌器的方法。为防止达到致密沉积阶段，也可采用间断开动搅拌器的方法，这样做可使动力消耗降低到正常值的 12.5%，用柴油机提供必要的电力。生产实践证明，这种方法是非常可靠的。

炭浆厂中主要采用三种类型的机械搅拌器，即轴流管搅拌器、敞开式搅拌器和 INTERMIG 搅拌器。后一种是 70 年代发展起来的搅拌系统，其结构特点是具有内外叶轮，它主要产生轴流，还具有反向涡流的特点，使槽内矿浆在涡流系统中均匀地重叠，从而使能量在槽内达到几乎均匀的扩散。对三种搅拌器的能量扩散进行测定，表明有如下差别：

INTERMIG 搅拌器的能量扩散几乎均匀，局部能量扩散率的最大值与最小值相差 10 倍（图 2.4-1）。敞开式搅拌器能量扩散欠均匀，局部能量扩散率的最大值与最小值相差 30 倍（图 2.4-2）。轴流筒搅拌器叶轮附近能量扩散率出现高峰，局部能量扩散率的最大值与最小值相差 100 倍（图 2.4-3）。

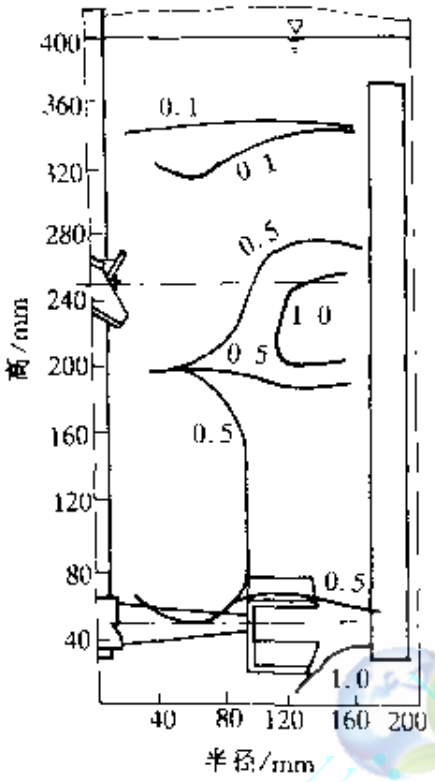



图 2.4-1 用等能区表示的能量扩散比较—INTERMIG 搅拌器

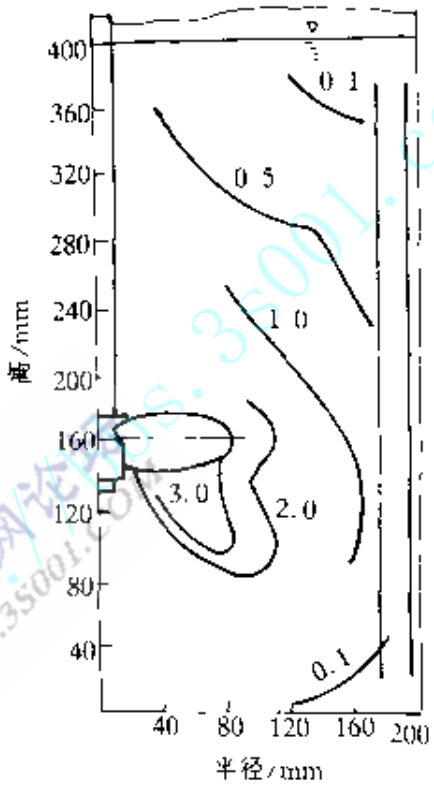



图 2.4-2 用等能区表示的能量扩散比较--敞开式搅拌器

不同搅拌系统相比较，INTERMIG 搅拌器具有固体悬浮及炭颗粒分布均匀、容积效率高等优点，尤其用于大容积的浸出吸附槽优点更显著。国内炭浆厂多使用敞开式搅拌器。INTERMIG 搅拌器在国外大容积（4000m³ 以上）炭浸槽的应用非常成功。

### 2.4.2 吸附槽

吸附槽按其所处的工艺流程有两个名称。在先浸出后吸附流程（CIP）中的称为吸附槽，在边浸出边吸附流程（CIL）中的称为炭浸槽。两种称谓只是为了说明流程结构的不同，吸附槽本身

结构并无区别。

图 2.4-4 是机械搅拌吸附槽示意图。这是目前国内使用最多的吸附槽。槽体 1 为圆柱形，可用金属板加工，也可用水泥制作。级间筛 2 的作用是允许矿浆通过筛孔流到下一槽，而把炭留在槽内。筛孔尺寸根据活性炭的粒度确定。主轴上部与传动装置 3 连接，中部和下部装有两组敞开式叶轮搅拌器 4。搅拌器的转速对吸附作业有很大影响。即要有足够大的搅动力，保证槽内固体均匀悬浮；使吸附质（$Au(CN)_2^-$）能迅速传递到活性炭上；有较高的容积效率，又要使炭的磨损减到最小。因此，双叶轮低转速搅拌器很受使用厂家欢迎。空气通过充气风头 6 充入槽内，均匀地弥散在矿浆中。进浆管 7 把上一槽的矿浆从吸附槽底部给入，排矿口 8 在吸附槽上部，这样可防止流体短路。

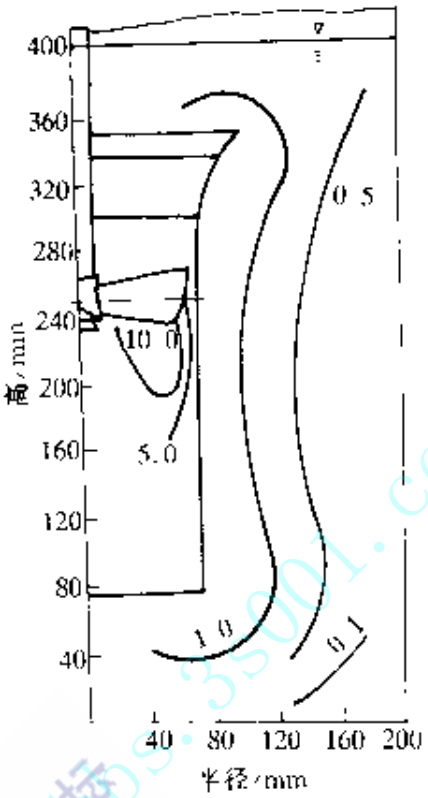



图 2.4-3 用等能区表示的能量扩散比较—轴流管搅拌器

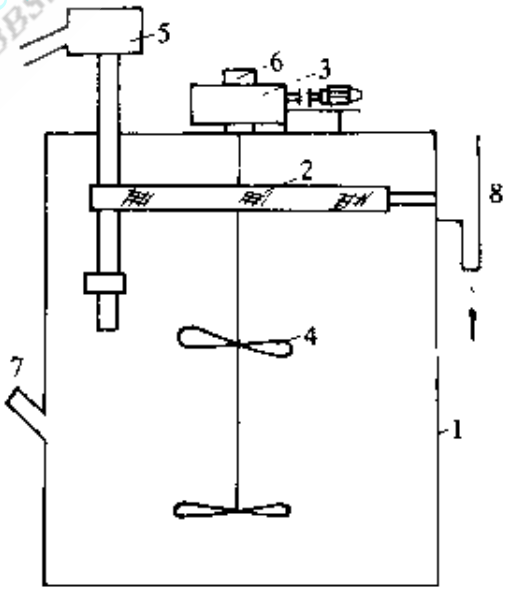



图 2.4-4 吸附槽示意图

1—槽体；2—级间筛；3—传动装置；4—叶轮；5—提炭设备；6—充气风头；7—进浆管；8—排矿箱

### 2.4.3 级间筛

级间筛的作用是与吸附槽、提炭设备一起实现逆流吸附。最初的炭浆工艺使用槽外振动筛，对炭的磨损比较严重。80 年代初开始使用溜槽筛，这种筛需用空气清扫筛面，以防炭粒堵塞筛网。筛网的后面有溢流堰，其作用是降低筛网两边的矿浆对筛

BBS.350101.com

网施加的压力差，见图 2.4-5。国内大多数炭浆厂使用溜槽筛。溜槽筛也叫桥式筛，在吸附槽内的布置见图 2.4-6。国内使用较多的还有一种圆桶筛，它具有结构简单、安装灵活等优点。

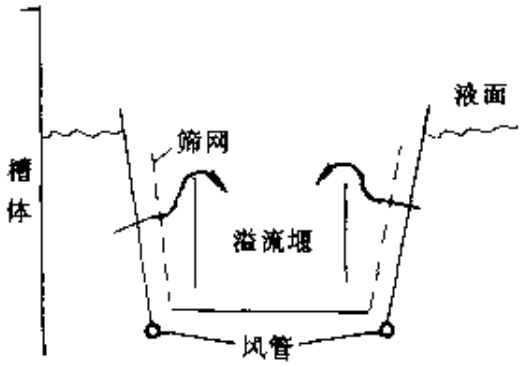



图 2.4 5　溜槽筛断面

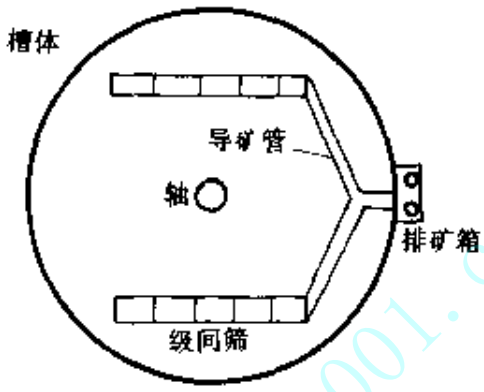



图 2.4-6　桥式筛布置示意图

澳大利亚和南非普遍使用 Kambalda 筛，这种筛子在水平筛面底部装了一个刮板清扫器以清除附在筛面的炭粒，见图 2.4-7。

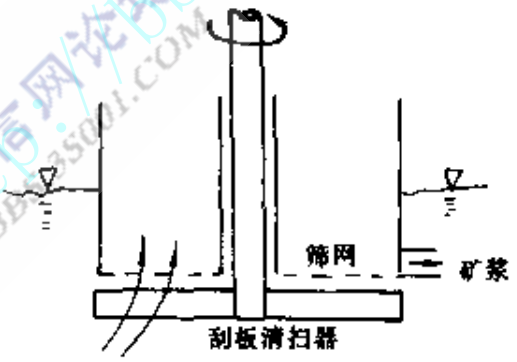



图 2.4-7　Kambalda 筛

美国近年来使用一种级间振动筛，见图 2.4-8。这种筛子放在吸附槽里，矿浆通过闸门流到安装在一个钢制槽子里的筛面上，在振动作用下，炭沿倾斜筛面向上运动，从端部返回吸附槽，矿浆则穿过筛面沿管路流到下一槽。

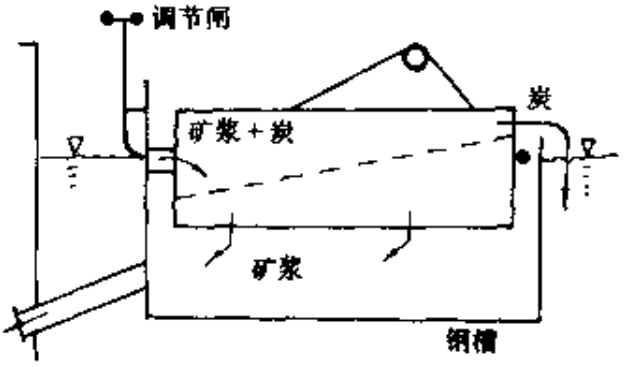



图 2.4-8　级间振动筛

### 2.4.4　提炭设备

提炭设备的作用是将矿浆和炭沿与矿浆流向相反的方向逐槽往前提升，炭在级间筛作

用下留在前一槽，矿浆则自流返回本槽，从而达到逆流串炭的目的。国内较早的炭浆厂普遍使用空气提升器串炭，见图2.4-9。其工作过程为：0.2～0.4MPa的压缩空气经风管4压入混合室2，在混合室内空气与矿浆混合，由于压力比较高，混合室内的矿浆和空气沿矿浆提升管6向压力较低的分离室3上升，同时混合室外的矿浆从下部进入室内。在分离室中，空气与矿浆分离，空气从顶部排出，矿浆沿卸矿管5流入前一槽。

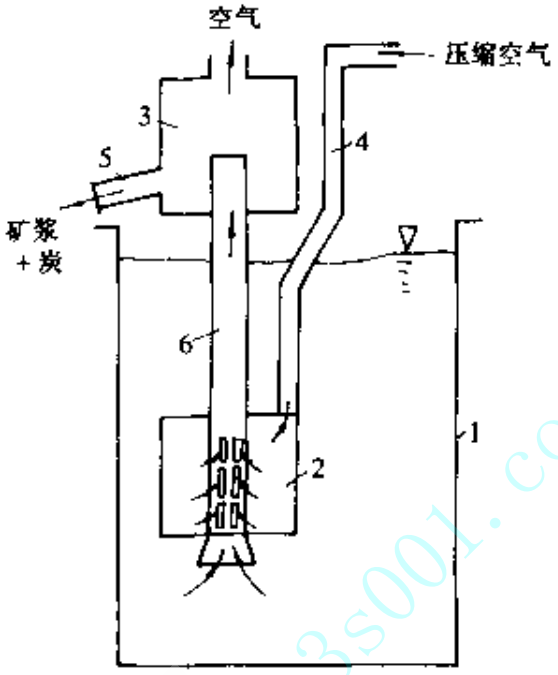



图2.4-9　空气提升器

1—吸附槽；2—混合室；3—分离室；4—压风管；5—卸浆管；6　矿浆提升管

后来的炭浆厂使用一种离心提炭泵，这种泵的叶轮短而且矮，叶片在泵室的上部，隐没在一个凹形腔内。这种泵的效率很低，只有10%左右，由于叶轮隐蔽起来，很少与炭直接碰撞，因而对炭的磨损非常小，见图2.4-10。

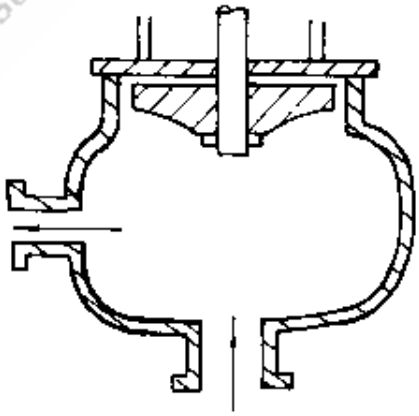


图2.4-10　离心提炭泵

不论使用何种提炭设备，为减少对炭的磨损，炭输送管路应符合下述要求：管路磨擦系数小；尽可能不用或少用阀门，禁止用阀门控制流量；弯头曲率半径应尽可能大。

## 2.5　影响炭吸附的因素

### 2.5.1　活性炭性质的影响

不同种类的活性炭由于其制造原料和活化方式等的不同，其

微孔结构也不相同，表现在与吸附金有关的性能方面也存在着非常大的差异。因此，采用何种活性炭作为炭浆工艺的吸附剂，关系到整个炭浆工艺的技术经济指标。

2.5.1.1 炭的吸附能力的影响

活性炭对金的吸附能力包括吸附容量和吸附速度。吸附容量决定着生产中使用活性炭量的大小以及金回收系统的规模和操作要求。吸附容量大的炭，达到同样生产指标所需的炭量较少，吸附系统中活性炭的浓度可控制的小一些，有利于炭吸附系统流程的畅通，减少炭和金属量的损失。另外，吸附容量大的炭，载金炭品位可以控制得高些，因此解吸设备可设计的相应小些。炭吸附流程的长短取决于活性炭的吸附速度。一般认为，炭的吸附速度是比吸附容量更为重要的活性指标。

实际生产中选用活性炭，通常按照规定的项目进行包括吸附容量和吸附速度在内的指标测定，然后再决定炭的品种，这是目前常用的也是较可靠的办法。测定活性炭的相对吸附效率(RE)也可用来评价各种活性炭的相对吸附能力。所谓相对吸附效率是从含有一定浓度 $Au(CN)_2^-$ 的溶液中吸附，使尾液浓度降到一定数值时，所需要的试验炭量与基准炭量之比：

$$RE = M_1/M \tag{2.5-1}$$

式中 $RE$——活性炭的相对吸附效率；

$M_1$——试验炭量；

$M$——基准炭量。

举具体实例说明如下：

(1) 批量试验。

吸附原液(矿浆或溶液)品位为 $3g/m^3$，活性炭颗粒粒度为 6～16 目，在常温常压下用低速搅拌槽进行吸附。溶液量 $Q$ 与炭量 $M$ 之比分别定为 5000、2000、1000 和 200，活性炭种类取用椰壳炭(Ⅰ)、杏核炭(Ⅱ)、煤质炭(Ⅲ)和焦炭性活性炭 RF01(Ⅳ)。

依据试验记录绘制出各种活性炭吸附时间与余液品位的关系曲线，见图 2.5-1、图 2.5-2、图 2.5-3 和图 2.5-4。

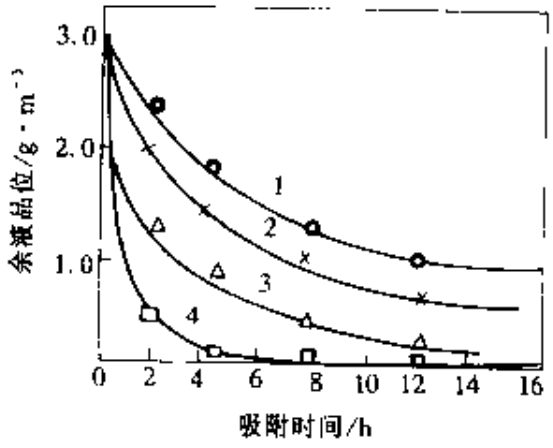



图 2.5-1 椰壳活性炭吸附时间与吸余液品位的关系

1—$\frac{Q}{M}=5000$；2—$\frac{Q}{M}=2000$；

3—$\frac{Q}{M}=1000$；4—$\frac{Q}{M}=200$

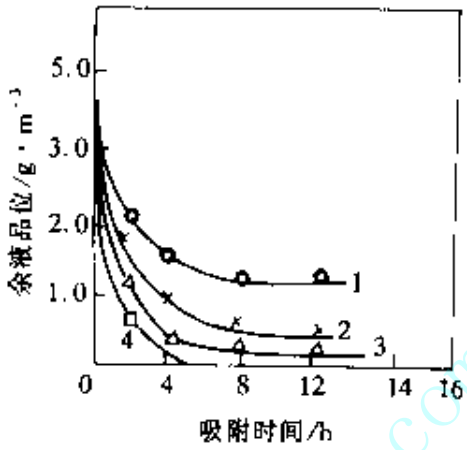



图 2.5 2 杏核炭吸附时间与余液品位的关系

1 $\frac{Q}{M}=5000$；2—$\frac{Q}{M}=2000$；

3—$\frac{Q}{M}=1000$；4 $\frac{Q}{M}=200$

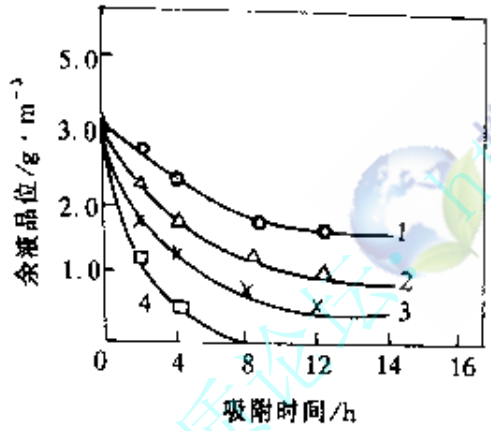



图 2.5-3 煤质炭吸附时间与余液品位的关系

1—$\frac{Q}{M}=5000$；2—$\frac{Q}{M}=2000$；

3—$\frac{Q}{M}=1000$；4—$\frac{Q}{M}=200$

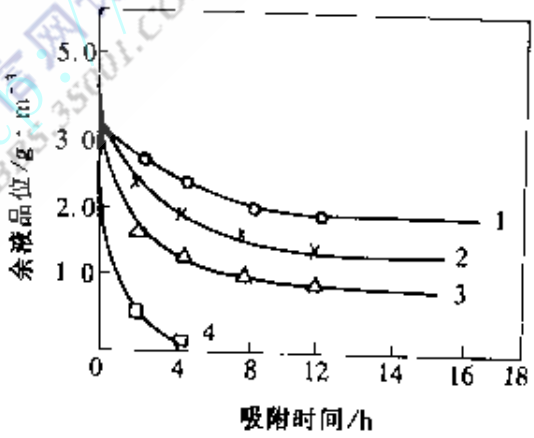



图 2.5-4 RF01 焦质炭吸附时间与余液品位的关系

1—$\frac{Q}{M}=5000$；2—$\frac{Q}{M}=2000$；

3—$\frac{Q}{M}=1000$；4—$\frac{Q}{M}=200$

依图得到各种活性炭批量试验的平衡品位（浓度）$C_f$ 值，列于表 2.5-I。

将 $C_f$ 值代入下式：

$$q = \frac{Q}{M}(C_0 - C_f) = \frac{Q}{M}(3 - C_f) \qquad (2.5\text{-}1)$$

计算出各种活性炭的平衡吸附量，列于表 2.5-2。

**表 2.5-1　各种活性炭的平衡品位**

| 活性炭 | $Q/M$ | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 5000 | 2000 | 1000 | 200 |
| | 吸余液品位 $C_f$ | | | |
| Ⅰ | 0.90 | 0.53 | 0.18 | 0.03 |
| Ⅱ | 1.20 | 0.50 | 0.19 | 0.08 |
| Ⅲ | 1.60 | 0.89 | 0.49 | 0.14 |
| Ⅳ | 1.90 | 1.15 | 1.03 | 0.08 |

**表 2.5-2　各种活性炭的平衡吸附量**

| 活性炭 | $Q/M$ | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 5000 | 2000 | 1000 | 200 |
| | 平衡吸附量 $q$ | | | |
| Ⅰ | 10500 | 4940 | 2820 | 594 |
| Ⅱ | 9000 | 5000 | 2810 | 598.4 |
| Ⅲ | 7000 | 4220 | 2510 | 572 |
| Ⅳ | 5500 | 3700 | 1970 | 584 |

（2）各种活性炭的弗累因德利希（Freundlich）吸附方程式的建立。

根据吸附平衡点的 $C_f$ 和 $q$ 值绘制出各种炭的对数坐标吸附平衡曲线，见图 2.5-5。

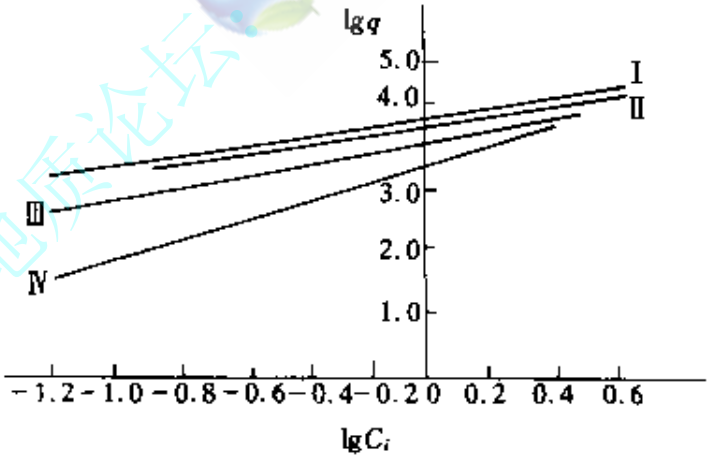



图 2.5-5　各种炭的对数坐标吸附平衡曲线

由图 2.5-5 得出：

$$K_1 = 10232.9, \frac{1}{n_1} = 0.746;$$

$$K_{\text{I}} = 7943.3, \frac{1}{n_{\text{I}}} = 0.726;$$

$$K_{\text{II}} = 4466.8, \frac{1}{n_{\text{II}}} = 0.823;$$

$$K_{\text{IV}} = 1995.2, \frac{1}{n_{\text{IV}}} = 1.30。$$

从而，可列出各种活性炭对原液（$C_0=3.0\text{g/m}^3$）的弗累因德利希（Freundlich）方程式：

$$q_{\text{I}} = 10232.9C_f^{0.746};$$

$$q_{\text{I}} = 7943.3C_f^{0.726};$$

$$q_{\text{II}} = 4466.8C_f^{0.823};$$

$$q_{\text{IV}} = 1995.2C_f^{1.30}。$$

（3）各种炭的相对吸附效率（$RE$）值的计算。

按照惯例，通常把最终尾液品位定为原液品位的十分之一。这样，当尾液品位降至 $0.3\text{g/m}^3$ 时，各种炭的平衡吸附量为：

$$q_{\text{I}} = 10232.9 \times 0.3^{0.746} = 4159.02\text{g/t};$$

$$q_{\text{I}} = 7943.3 \times 0.3^{0.726} = 3314.73\text{g/t};$$

$$q_{\text{II}} = 4466.8 \times 0.3^{0.823} = 1658.6\text{g/t};$$

$$q_{\text{IV}} = 1995.2 \times 0.3^{1.30} = 417.20\text{g/t}。$$

以椰壳活性炭为基准，各种炭的相对吸附效率（$RE$）值可间接依据 $q_{\text{I}}$、$q_{\text{I}}$、$q_{\text{II}}$、$q_{\text{IV}}$ 的值计算出来：

$$(RE)_{\text{I}} = \frac{M_{\text{I}}}{M_{\text{I}}} = 1;$$

$$(RE)_{\text{II}} = \frac{M_{\text{II}}}{M_{\text{I}}} = \frac{q_{\text{I}}}{q_{\text{II}}} = 1.25;$$

$$(RE)_{\text{II}} = \frac{M_{\text{II}}}{M_{\text{I}}} = \frac{q_{\text{I}}}{q_{\text{II}}} = 2.50;$$

$$(RE)_{\text{IV}} = \frac{M_{\text{IV}}}{M_{\text{I}}} = \frac{q_{\text{I}}}{q_{\text{IV}}} = 9.96。$$

上述计算充分说明，各种活性炭对 $Au(CN)_2^-$ 的吸附能力极不相同。椰壳炭、杏核炭对 $Au(CN)_2^-$ 的吸附特性远优于煤质炭

和焦炭质活性炭。

2.5.1.2 炭强度的影响

如前所述，强度是评价活性炭性能优劣的重要指标之一。强度与炭的活性关系密切。吸附能力稍低的活性炭一般强度较大，这种炭在炭浆工艺流程中往往表现出较大的抗磨损能力，使得活性炭在强烈的撞击、研磨作用下能够保持较低的损失。活性炭在炭浆工艺流程中随着所处工艺阶段的不同，载金量也是不同的，而且随着炭颗粒逐渐变细，载金量不断升高。因磨损而变细的活性炭极易穿过级间筛随尾矿一同流失。这不仅仅是炭的损失，更大的损失是炭上吸附着大量的金银。因此，千方百计减少活性炭的损失是炭浆工艺管理中一项长期的重要的工作。首先，选择活性炭时，不能只简单地依据其吸附能力评价炭的性能，而要充分重视炭的强度，以使炭的磨损和金属流失降到最低限度。其次，在生产中为防止小于级间筛孔的细粒炭随尾矿流失，一般在吸附系统之后装备一台筛，称之为安全筛，其作用是回收从吸附系统中流失的细粒炭。安全筛的筛孔尺寸总是小于级间筛网，但必须保证矿浆能够顺利通过。尽管如此，仍有少量细炭会通过安全筛流失掉。有些炭浆厂为了更多回收细炭，安装两段安全筛。第三，努力减少活性炭的损失不能只局限于吸附系统，而要贯穿于整个工艺流程的始末。

2.5.1.3 炭粒度的影响

炭浆提金工艺对活性炭的粒度有严格要求。理论上，活性炭粒度越大，其比表面积就越小、活性越低、吸附效率越差。相反，粒度小的活性炭比表面积相对较大、活性较高、吸附能力较强。生产中的细粒活性炭大多是从粗颗粒炭上磨损下来的。如前所述，这部分炭具有高活性、低强度的特点，在流程中继续磨损，很容易随尾矿流失。在工艺上，活性炭与矿浆呈逆向流动，这种流动方式是依靠级间筛和提炭设备实现的。粒度过细的炭容易堵塞筛网，造成流程不畅通。粒度过粗的炭通过提炭设备和管路时，产生的磨损量相对较大。

炭在矿浆中要达到好的吸附效果，必须使炭与矿浆充分接触。如果炭的粒度不均匀，容易在矿浆中发生偏析，从而会严重影响串炭的均匀性，使不同粒度的炭与矿浆接触的时间不均衡，降低吸附效果。因此，提金用活性炭粒度不能过大，也不能过小，而且要尽可能均匀。生产中一般用6～16目的活性炭，筛上和筛下级别的含量均小于3%。

为保证炭的粒度特性，从安全筛上回收的细炭不宜返回炭吸附系统使用。再生后的炭中含有大量细炭，再生炭加入吸附系统之前必须将这部分细炭筛分出去。

### 2.5.2 矿浆性质的影响

#### 2.5.2.1 粗砂和木屑的影响

虽然进入炭吸附系统的矿石磨矿细度很高，一般达到90%-200目以上，但矿浆中不可避免地会混有少量大于级间筛孔尺寸的粗砂粒。如果不预先将其除去，将会积存在吸附槽内，加剧活性炭的磨损，增大炭和金属流失。当粗砂粒在吸附槽内累积到一定量时，就会形成槽底沉积层，降低吸附槽的容积效率。由于粗砂粒在第一个吸附槽内积存的量相对最大，因此极有可能随载金炭一起被提到金回收系统，沉入解吸柱底部，堵塞底部筛，给金回收作业造成困难。而且在炭输送过程中会增大炭的磨损。

矿石中的木屑和塑料导爆管随矿石一起进入磨矿系统，并在研磨作用下变得很细。木屑进入炭吸附系统是非常有害的。首先，木屑对溶液中的 $Au(CN)_2^-$ 也有很强的吸附能力，细木屑载金后随尾矿流失，增大金属损失。其次，大量的木屑极易使筛网、管路堵塞，造成流程不畅通。导爆管一般较粗，大部分积存于第一个吸附槽内，并随载金炭一起进入金回收系统。进入金回收系统的木屑和导爆管，由于其比重较炭小，进入解吸柱后在上升解吸液流的作用下，木屑和导爆管总是浮在炭床的上部，粘附于解吸柱出口筛筛面上，造成堵塞。更为严重的是由于高温，导爆管会软化并糊在出口筛网上，很难清除掉，造成解吸柱压力升高，严重时会使解吸作业被迫中断。

综上所述，矿浆中的粗砂、木屑和导爆管对整个工艺都是有害的，在矿浆进入炭吸附系统之前就必须把它们清除掉。一般在磨矿系统和浓缩作业之前进行两次除屑、除屑方法多为筛分，除屑筛种类有平面固定筛、直线振动筛和螺旋筛等。除屑效率是比较高的，尽管如此，仍有少部分磨得很细的木屑会透过筛网进入炭吸附系统，积存于流程中。在炭的循环过程中，木屑含量过高时，可通过加热再生的办法使木屑灰化除去。

2.5.2.2　矿浆浓度和粘度的影响

矿浆浓度的大小决定了矿浆的比重和流动性能。活性炭在矿浆中弥散的均匀与否是影响炭吸附效果的一个重要因素。保持活性炭在矿浆中充分弥散的条件是矿浆比重与活性炭比重相等。生产中，活性炭是选定的，其性能也是确定的，要使炭和矿浆比重最大限度地接近，只有通过调整矿浆浓度实现。矿浆浓度过大，其比重大于活性炭的比重，这使活性炭漂浮于矿浆表面。相反，矿浆浓度过小，其比重小于活性炭的比重，造成活性炭沉于吸附槽的底部。这两种情况都严重破坏了炭与矿浆的充分接触，降低吸附效率。生产中矿浆浓度一般控制在40%～45%，炭比重大时，浓度控制得高些，反之，浓度控制得低一些。

矿浆中的含泥量和浓缩作业中絮凝剂的添加量对矿浆粘度有决定性影响。粘度大的矿浆流动性差，容易造成吸附流程中筛网和管道堵塞。另外，粘度大的矿浆会降低 $Au(CN)_2^-$ 向活性炭表面扩散（外扩散）的速度，从面降低总的吸附速度。因此，生产中必须防止矿石过磨和絮凝剂添加量过大。

2.5.2.3　矿浆中有机物含量的影响

由于矿石、外部环境和工艺过程等的影响，矿浆中会含有一定量的有机物，如机械油、腐植酸、浮选药剂、絮凝剂等。这些有机物会被活性炭吸附，占据炭的细孔内表面，降低吸附效率。腐植酸与 $Au(CN)_2^-$ 发生反应，还会降低 $Au(CN)_2^-$ 向活性炭表面的扩散速度；另外，它们会使活性炭的细孔中毒，降低活性炭的吸附性能。

生产中必须注意防止各类机械油混入矿浆中；对浮选精矿进行炭浆法处理必须事先脱药；浓缩作业中絮凝剂的用量应在满足生产要求的条件下尽可能少加；对炭浆厂使用的回水，应进行分析和控制，降低腐植酸、絮凝剂等的含量，以防止各种有机物对炭吸附作业的有害影响。

2.5.2.4　矿浆 pH 值的影响

pH 值对 $Au(CN)_2^-$ 及其配对阳离子在活性炭上的吸附都有影响。楚斯尼特（Tsucnida）等人于 1985 年研究证明，当 pH>10 时，活性炭对氰亚金酸盐吸附较少，而对阳离子吸附较多。$Ca^{2+}$、$Mg^{2+}$ 在活性炭上的吸附提供了过量的正电荷。因此，在有 $Ca^{2+}$ 或 $Mg^{2+}$ 存在时，氰亚金酸盐可作为离子对被更多地吸附于活性炭上。生产中，pH 值为 11 左右时吸附效果较好。

2.5.2.5　碳质矿石的影响

某些金矿石中，含有一定数量的碳质物料，这些碳质物料在炭浆工艺中的存在会吸附已溶解的金，并随尾矿一起流失，降低金回收率。南非 Mintek（政府冶金研究所）进行了一系列研究，试图通过添加某种试剂（如陈旧汽车油、胺类、烷基或芳基磷酸等），使矿石中的碳在氰化浸出之前有效地钝化，使之不再吸附溶解金。研究表明，采用这种方法效果不是很明显。尤其对炭浆工艺来说，不适宜采用这种方法。因为能使矿石中碳质物料钝化的试剂会使吸附系统中的活性炭严重中毒，从而降低活性炭的吸附能力。美国 Territt Canyon 选矿厂用两个平行的炭浆法系列分别处理氧化矿石和碳质矿石，在处理碳质矿石的流程中，原矿在氰化浸出之前先经过加热氧化和氯化两步预处理。据报道，两个系列的技术指标几乎相同，但处理碳质矿石的流程生产成本非常高。

### 2.5.3　操作参数的影响

2.5.3.1　充气量的影响

一般来讲，金的氰化浸出速度比活性炭吸附速度慢，因此，在炭浆工艺中，不论是 CIP 流程还是 CIL 流程，在吸附系统中浸出作用仍在继续进行，都需要充气。

过量的空气鼓入炭吸附系统会产生一些不良的副作用。空气中的$CO_2$气体进入矿浆，产生$CO_3^{2-}$，进而与溶液中的$Ca^{2+}$、$Mg^{2+}$等金属离子生成$CaCO_3$和$MgCO_3$等盐类。新生碳酸盐沉积物沉淀到活性炭颗粒上，会堵塞炭的微孔，降低活性炭的吸附能力。另外，碳酸盐沉积物可在级间筛和管道中结垢，造成堵塞或跑槽。新生的碳酸盐如果遇到$BaSO_4$会迅速形成混合石膏沉积物，对吸附系统造成更为不利的影响。

如果炭吸附系统中含氧浓度过高，由于活性炭具有催化作用，将使溶液中的$CN^-$分解，降低$CN^-$浓度，进而降低浸出率。根据Murdoch大学的研究，矿浆中同时存在活性炭、$CN^-$和过量的氧时，在18℃温度下，$CN^-$的分解反应速度就已经很快了，24h内$CN^-$的损失高达50%。有铜离子存在时$CN^-$的分解更快：

$$CN^- + Y_2O_2 \xrightarrow[\text{活性炭}]{} \underset{\text{氰酸盐}}{CNO} \xrightarrow{H_2O} CO_3^{2-} + NH_4^+ \quad \text{（氧化分解）} \tag{2.5-2}$$

$$CN^- + 2H_2O \longrightarrow HCOONH_4 \longrightarrow CO_3^{2-} + NH_4^+ \quad \text{（水解反应）} \tag{2.5-3}$$

在炭浆工艺中，以氧化分解为主，水解反应较少。另外，鼓风量过大，溶液中的部分$CN^-$可能以HCN气体的形式被空气带走。

2.5.3.2　充气方式的影响

在氰化厂中，常用的充气方式有两种，一种是经由中空轴中心充气，另一种由轴外管道充气，见图2.5-6。中心充气时，充气管出口处气流方向与矿浆流动方向一致，空气在矿浆中弥散均匀，损失量小，而且气流对矿浆产生辅助搅拌作用。轴外充气管道一般沿槽体周边布置，充气管出口处气流方向与矿浆流动方向相反，空气弥散性差，直接逸散量大，因而损失量大。此外充气管出口容易堵塞。所以，现在炭浆厂多采用中心充气。

2.5.3.3　氰化物浓度的影响

氰化物浓度是对炭吸附影响较大的参数之一。氰化物浓度过

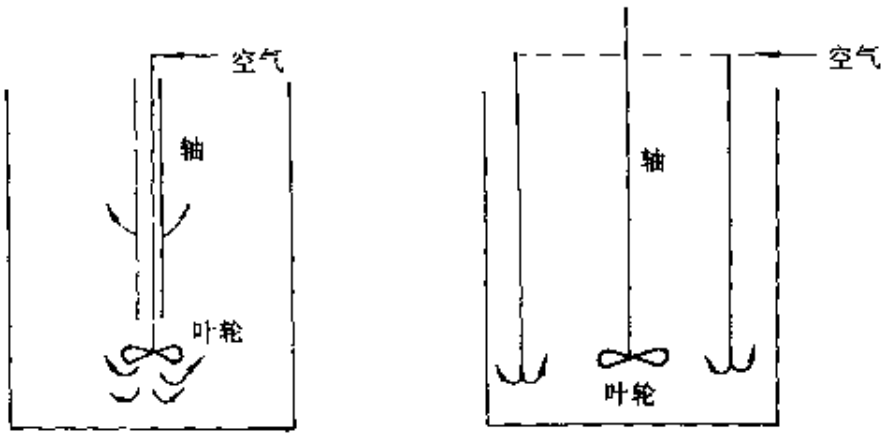



图 2.5-6　两种充气方式

高，一些难浸的其他金属也被溶解并被活性炭吸附，不但影响炭对 $Au(CN)_2^-$ 的吸附，而且载金炭含杂质和氰化物消耗的量都会增大，同时会加重环境污染。另外，过量的游离氰化物会与 $Au(CN)_2^-$ 争夺活性炭表面的吸附位置，降低吸附率。氰化物浓度过低，会降低金的浸出率，尤其对 CIL 流程，这种影响更大。因此，保持稳定适宜的氰化物浓度是非常重要的。实际生产中，吸附系统的氰化物浓度一般保持在 0.02%～0.05%。

2.5.3.4　流程中存炭量的影响

流程中的存炭量不仅要考虑吸附量和吸附率，而且还要考虑物料消耗等因素。通常用炭密度来衡量流程中的存炭量和活性炭在流程中的分布情况。所谓炭密度是指单位体积吸附介质中活性炭的重量，一般以 g/L 表示。不同的矿石性质、流程结构和活性炭种类，应采用不同的炭密度。一般来说，为提高载金炭品位，减少金属从溶液中流失，各吸附槽的炭密度要成一定的梯度，沿流程从前到后，炭密度逐级增大，最后一级的炭密度要控制在第一级的 2～3 倍。这样的分布即有利于提高载金炭品位，也有利于提高吸附率。适宜的炭密度必须根据生产实践确定和调整，所依据的原则是保证有较高的载金炭品位，并最大限度地提高吸附率。生产中，吸附流程前部炭密度一般控制在 5～15g/L，后部炭密度控制在 20～40g/L。

各吸附槽的炭密度也可依据吸附时间和炭的串动速度来计算。

(1) 各级吸附时间。

某级吸附时间（矿浆在该级的滞留时间）按下式计算：

$$t_i = \overline{K}^{-1} \ln \frac{C_i - C_i^*}{C_{i-1} - C_{i-1}^*} \tag{2.5-4}$$

式中 $t_i$——某级吸附时间；

$\overline{K}$ $Au(CN)_2^-$ 的平均总传质系数，可由炭吸附 $Au(CN)_2^-$ 的批量试验确定；

$C_i^*$ 和 $C_{i-1}^*$ 分别为 $C_i$ 和 $C_{i-1}$ 的对应平衡浓度，可用图 2.5-7 所示的方法求得。

(2) 炭的串动速度。

设矿浆流速为 $v_s$，浸出原液品位为 $C_0$，吸附后尾液品位为 $C_b$，载金炭上金吸附量为 $q$，解吸炭上金吸附量为 $q_e$，根据数量平衡关系有：

$$v_s(C_0 - C_b) = v_c(q - q_e) \tag{2.5-5}$$

式中 $v_c$——炭的串动速度。

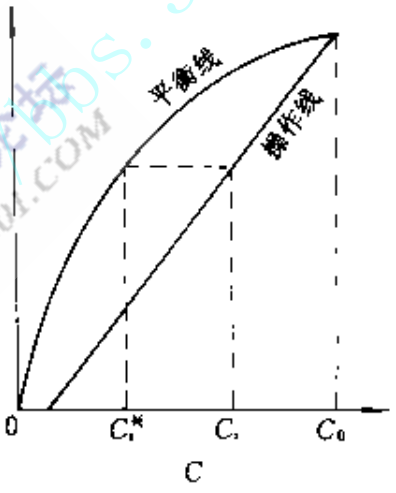



图 2.5-7 $C_i$ 与 $C_i^*$ 的关系图

实际生产中，$C_b \ll C_0$，$q_e \ll q$，所以上式可改写为：

$$v_s C_0 = v_c q \tag{2.5-6}$$

对于具体炭浆厂，$v_s$、$C_0$ 和 $q$ 都是可以事先确定的，因此活性炭串炭速度 $v_c$ 随之而定。需说明的是，$v_c$ 的计算是以串炭连续进行为前提的，但实际生产中都采用间断串炭法，且串炭速度可根据需要随时调整。

(3) 炭的密度。

$$M_i = v_c \cdot t_i \tag{2.5-7}$$

式中 $M_i$——$i$ 级吸附槽的活性炭数量。

显然，炭量 $M_i$ 与吸附槽有效容积之比即为该级炭密度。

## 2.6 吸附工艺及操作

### 2.6.1 吸附工艺

活性炭吸附是炭浆提金工艺的主要作业。在工艺结构上，有两种流程配置形式，一种是先浸出后吸附流程（Carbon in Pulp），简称为 CIP 流程，另一种是边浸出边吸附流程（Carbon in Leach），简称为 CIL 流程。见图 2.6-1 和图 2.6-2。

在 CIP 流程中，浸出和吸附是两个各自独立的作业。在吸附作业中，浸出过程已基本完成，吸附槽的大小、数量和作业条件

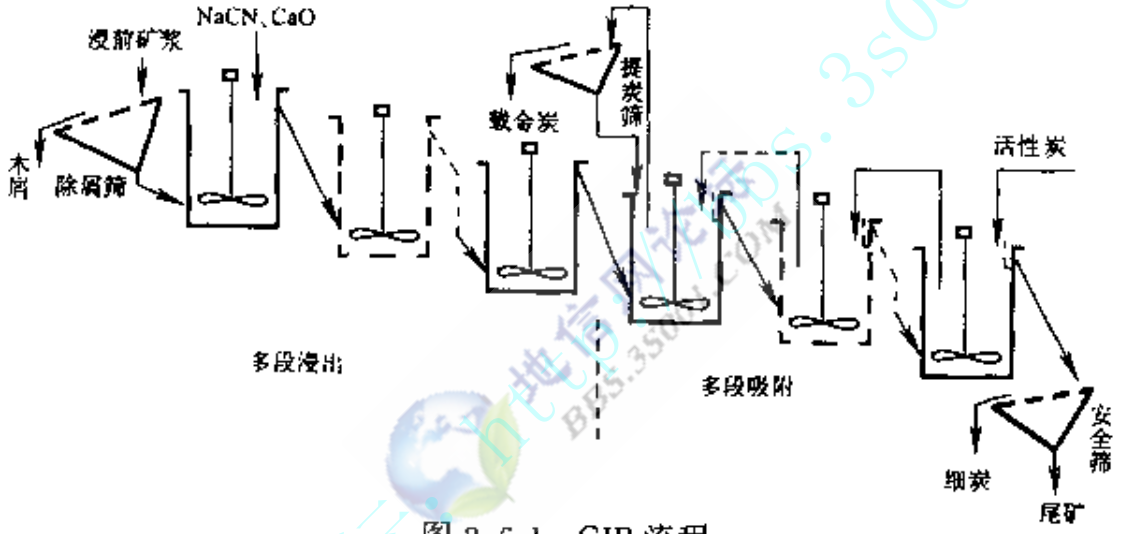



图 2.6-1 CIP 流程

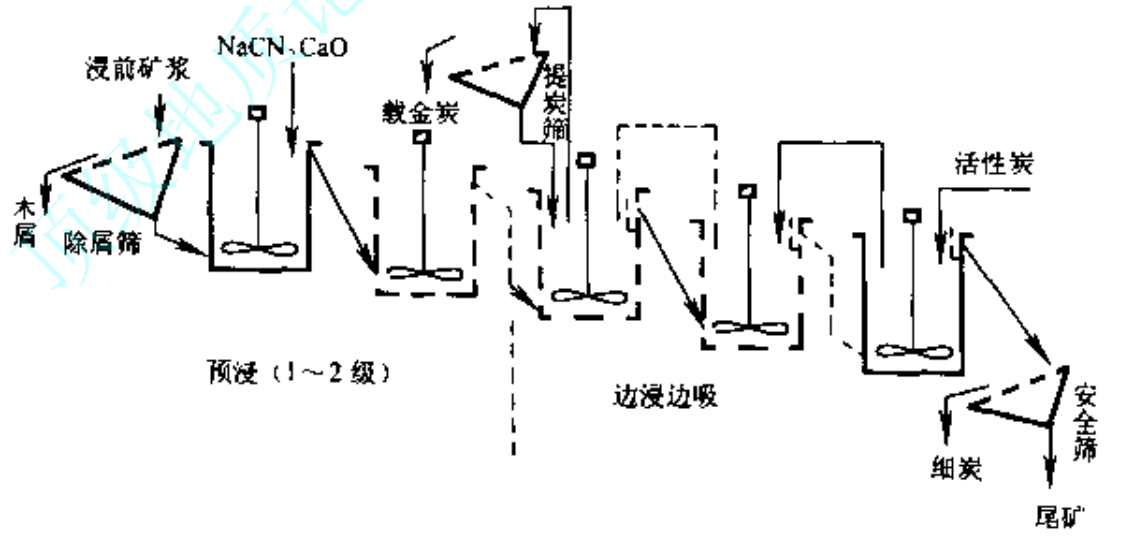



图 2.6-2 CIL 流程

均由吸附参数确定。在CIL流程中，浸出和吸附作业同时进行。一般来说，浸出作业较吸附作业需要的时间长，因此槽子的大小、充气和加药由浸出参数确定，而矿浆浓度、炭浓度和串炭速度等则由吸附参数确定。由于吸附速度是溶液中已溶金浓度的函数，为了提高前部吸附槽中已溶金的浓度，也为了增加浸出时间，CIL流程中通常在边浸边吸前面加1～2级预浸。

CIP流程和CIL流程在流程长度、流程中的存炭量、炭浓度、吸附槽容积、为串炭而需输送的矿浆量以及流程中积压的金属量等方面都存在着较大的差别，见表2.6-1。

**表2.6-1 CIP流程与CIL流程参数比较**

**（以2000t/日规模的设计参数为依据）**

| 流程 | 矿浆给入速度 /$m^3 \cdot h^{-1}$ | 浸出级数 | 单个浸出槽容积 /$m^3$ | 吸附级数 | 单个吸附槽容积 /$m^3$ | 存炭量 /t |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CIP | 188.5 | 9 | 698.4 | 7 | 127.4 | 17.84 |
| CIL | 188.5 | 2 | 698.4 | 7 | 698.4 | 24.14 |

| 流程 | 串炭速度 /$kg \cdot h^{-1}$ | 串炭需输送的矿浆量 /$m^3 \cdot h^{-1}$ | 流程中积压金属量/kg | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | 存炭中 | 溶液中 | 矿石中 | 总积压量 |
| CIP | 136.37 | 6.8 | 32.24 | 34.75 | 2.04 | 69.03 |
| CIL | 136.37 | 27.62 | 42.9 | 8.4 | 2.04 | 53.34 |

从表2.6-1看出，CIP流程较CIL流程长，但CIL流程中存炭量大、炭浓度低，为串炭而需输送的矿浆量是CIP流程的4倍。CIP流程积压的金属量比较大，两种流程积压金属量的分布不同。CIP流程中积压金属在活性炭上和溶液中的分布基本相当，但在CIL流程中，金属主要积存在活性炭上。流程中溶液的含金量也不相同，见表2.6-2。CIL比CIP流程溶液含金品位高，这是由流程结构决定的。CIL流程是边浸出边吸附，不断有新的溶解金进入溶

液，所以溶液中的金不断得到补充，溶液含金量相对较高。CIP 流程是单一吸附，溶液中已溶金的补充量很小，所以金的品位较低些。

表 2.6-2　CIP 与 CIL 流程溶液含金量比较

| 吸附级 | CIL 流程 | CIP 流程 |
|---|---|---|
| 1 | 3.11 | 2.48 |
| 2 | 1.19 | 0.88 |
| 3 | 0.46 | 0.32 |
| 4 | 0.18 | 0.13 |
| 5 | 0.07 | 0.05 |
| 6 | 0.03 | 0.02 |
| 7 | 0.01 | 0.01 |

### 2.6.2　工艺操作

2.6.2.1　开车顺序

除设备检修和迫不得已的原因外，吸附槽一般不停车。即使流程中没有矿浆通过，吸附槽也应保持运行状态。一个完全停车的吸附回路（除吸附槽外）开车时按下述步骤进行：

（1）与吸附作业前后各工序联系，确保其已做好开车准备；

（2）起动为级间筛供风的鼓风机，并调整吹筛风量；

（3）检查各吸附槽的级间筛，确保筛网完好；

（4）起动安全筛及筛下排矿泵，准备受矿；

（5）检查各吸附槽矿浆浓度、炭浓度、pH 值、充气量等，并进行相应的调整；

（6）起动串炭装置，根据各槽炭浓度设定串炭周期。

2.6.2.2　停车顺序

（1）给矿停止后，停串炭装置；

（2）允许槽内矿浆继续沿流程自流，矿浆达到槽内溢流水位时，关闭连接各槽的矿浆管阀。

附非必要，吸附槽一般不停车，槽内矿浆不排放；

(3) 停安全筛；

(4) 冲洗尾矿排矿泵及泵池，停排矿泵；

(5) 矿浆停流后，停止吹筛鼓风机，除非必要，槽内充气不关闭；

(6) 停车后检查桥筛是否有破损，必要时进行修补或更换。

2.6.2.3 旁通

吸附槽一般都安装有旁通管，生产中如果某一槽发生故障，可使其旁通后检修，而其他槽则继续作业。一个槽的旁通顺序如下：

(1) 打开需旁通槽的上一级吸附槽的旁通管阀，使矿浆由上一槽不经旁通槽而直接流到下一级吸附槽；

(2) 关闭旁通槽的正常给矿管阀；

(3) 停旁通槽的串炭装置；

(4) 使旁通槽下一槽串炭装置的排料直接给到旁通槽的上一槽；

(5) 无矿浆流动后，关闭吹筛风管阀；

(6) 旁通完毕，处理故障。

旁通槽返回流程时，按相反的顺序进行。

2.6.2.4 操作注意事项

(1) 矿浆 pH 值和游离氰化物浓度的控制。

矿浆 pH 值的大小对活性炭吸附 $Au(CN)_2^-$ 有明显的影响。实践证明，pH 值大于 11 时吸附量下降。在 CIP 流程的吸附过程中，虽仍有浸出反应继续发生，但吸附作用是主要的。在 CIL 流程中，浸出作用和吸附作用同时发生，矿浆 pH 值即影响浸出效果又影响吸附效果，因此，CIL 流程比 CIP 流程要更加严格地控制矿浆 pH 值。生产中一般矿浆 pH 值控制在 10～11，每小时测定一次，以便及时调整。

如前所述，溶液中的游离氰化物 ($CN^-$) 会与 $Au(CN)_2^-$ 争夺活性炭上的吸附活性位置，因此在吸附过程中要防止氰化物浓度过高。生产中一般不采取专门措施降低吸附溶液中的氰化物浓度。在 CIP 流程中，吸附溶液中的游离氰浓度就是浸出过程的剩余氰

化物。在CIL流程中，由于浸出的需要，有时在吸附作业的前部要补加少量氰化物，因此游离氰浓度要高于CIP流程。实际操作中，一般的操作人员为提高浸出指标都有添加过量氰化物的习惯，这种操作习惯实际上是不正确的。

（2）活性炭浓度的控制。

活性炭在矿浆中的浓度以单位体积矿浆中含干炭的重量表示。吸附系统中活性炭的浓度一般控制在10～20g/L，有些炭浆厂高达40g/L。应该控制在什么范围要根据具体情况，通过试验和实践确定，原则是以较低的炭量取得较高的吸附指标。

生产实践中，各级吸附槽溶液中的含金品位是不同的。一般情况下，流程前部溶液含金量较高，后部较低。根据这一特点，为了有利于提高吸附指标，活性炭在流程中的分布要倾斜，流程后部炭浓度应该高些，前部炭浓度则可以低些。这样既有利于控制尾液品位，又可以提高载金炭品位。各槽之间应取多大浓度梯度，要根据实际情况确定。

影响炭浓度稳定的因素比较多，各吸附槽的炭浓度实际上经常在变化，因此操作人员必须定期测定各槽炭浓度，并分析浓度变化的原因，采取相应措施进行调整。常见影响炭浓度的因素有：各级吸附槽串炭速度不同、级间筛破损、矿浆浓度过低或过高等。

随着载金炭不断从第一级吸附槽提出，吸附系统中活性炭的总量不断减少。为保持炭量稳定和炭浓度的均衡，要适时从最末一级吸附槽补加活性炭。一般情况下补加再生炭，以维持炭量平衡。当系统内平均炭浓度低于需要值，即总炭量不足时，就要补加新炭。新炭在补加到吸附系统之前，要预先进行处理，除去细炭，去掉炭颗粒上的尖锐棱角。预处理方法是将炭加入清水中，在搅拌槽内搅拌0.5h左右，然后筛分去掉细炭即可。

（3）串炭速度和周期的控制。

串炭的方向是由最末一槽开始，逐级往上串，最后由第一级吸附槽提出载金炭，并在最末一级吸附槽补加新炭或再生炭。一般来讲，一个炭浆厂各吸附槽所装备的串炭设备是同一类型的，提

取载金炭的第一级和第二级吸附槽的提炭能力稍大些，其余各槽提炭能力基本相同且稍小些。尽管如此，由于机械磨损、串炭装置及管路堵塞等因素的影响，各级吸附槽串炭设备的能力还是存在着或大或小的差异。因此，经过较长时间的运行之后，各槽活性炭浓度就可能产生较大的差别，破坏炭在各槽内的均衡分布。这就要求操作人员必须掌握提炭规律，通过对串炭时间的调整来控制活性炭的均衡分布。

串炭设备一般都是间断运行的。串炭周期是指单位时间内串炭设备运行时间的长短。生产中不宜对串炭周期作硬性规定，而要根据炭在吸附系统中分布的实际情况确定。各级吸附槽的串炭周期可以相同，也可以不同，掌握的原则是保持各级吸附槽的炭浓度相对均衡、稳定，并有一定的梯度。

（4）级间筛和安全筛的管理。

级间筛是实现活性炭与矿浆逆向流动的重要装置之一，其常见故障是筛网堵塞和破损。筛网堵塞将造成流程不畅通，吸附槽跑槽，导致金属流失。筛网堵塞的原因有：筛网结垢、矿浆粘度过大、活性炭浓度过高、矿浆浓度过低造成炭漂浮以及吹筛风管堵塞等。筛网堵塞的明显特征是吸附槽内矿浆液位升高、后面流程的矿浆流量减小，严重时造成吸附槽跑槽。操作人员要坚持巡回检查，注意观察槽内液位、矿浆流量以及吹筛风量的变化情况。发现堵筛后要立即分析原因，及时采取相应措施处理。对于无吹筛风管的筒筛，应安装振动电机，定期振动，去掉筛网上附着的炭层。

筛网破损将导致活性炭与矿浆一起顺流而下，降低槽内的炭浓度，破坏活性炭的分布平衡。筛网破损的原因主要是磨损。有吹筛风管的级间筛，在正对风管喷嘴处筛网最容易破损。无吹筛风管的筒筛破损率较低，但振动电机不宜连续运转，否则会降低筛体和筛网的使用寿命。检查筛网破损的方法是用与级间筛网同样网目的筛网制做一个笊篱，在筛网外侧或吸附槽溢流口处截取矿浆，如果截取到粗炭粒，说明筛网有破损，再进一步确定破损的具体位置，然后进行更换或修补。

安全筛是位于吸附作业之后用来回收因磨损而随矿浆一起穿过级间筛的细粒载金炭的。筛孔尺寸小于级间筛。安全筛多采用振动筛或螺旋筛。由于连续运转，筛子前端受矿处的筛网不断受到矿浆的冲刷磨损，筛网最容易破漏。而在筛子后端，由于筛网和矿浆及空气交替接触，很容易结垢堵塞。生产中，为了减小矿浆对筛网的冲击和磨损，一般在前端受矿处的筛网上面铺一块薄铁板，这样可延长筛网的使用寿命。另外，还需常备一把钢丝刷，随时清除筛网后部的结垢，以防堵塞。

操作人员应经常检查筛子的运行情况和筛网是否有堵塞和破损，尤其对最后一级吸附槽的级间筛和安全筛更需精心。因为此处筛网破损后，载金的活性炭将很快流失掉。安全筛是回收炭的最后一关，筛网破损将导致活性炭直接损失于尾矿中。因此发现问题要立即采取处理措施。

(5) 按照技术要求定时测定各项工艺条件，并做好原始记录。经常检查整个吸附系统的设备运行和润滑情况，防止设备磨损和机械油泄漏到吸附矿浆中，保证生产正常进行。

## 2.7 炭的管理

活性炭的管理包括炭平衡和各环节的管理两部分内容。

### 2.7.1 炭平衡

炭平衡是炭浆厂金属平衡工作的重要组成部分。它通过活性炭在炭浆工艺各回路中的分布情况而反映金、银在生产过程中的定量分布情况，查明炭在循环回路中的分布和损失，也就掌握了金、银随炭分布和流失的情况。因此搞好炭平衡工作对稳定生产操作、降低生产成本、提高黄金产量和技术经济指标、提高企业管理水平有着极为重要的作用。

要搞好炭平衡工作难度很大，关键是要认真对待，持之以恒。有些炭浆厂实际上并未进行炭平衡工作，从而使得炭浆工艺生产中这一很重要的环节处于放任状态。为及时掌握金银及炭平衡的动向，揭露生产中的薄弱环节，以便及时采取措施、降低炭的消

耗、减少金属流失，必须搞好炭平衡工作。

2.7.1.1 炭平衡的计算

(1) 炭平衡计算。

炭平衡的计算包括整个炭浆工艺过程中（炭吸附、解吸、酸洗、炭再生等作业，各种炭储槽及碎炭回收作业）炭量的平衡和金属量平衡。

$$\delta = \frac{M_1 - M_2}{M} \times 100\% \qquad (2.7\text{-}1)$$

$$\Delta = \frac{Q_1 - Q_2}{Q} \times 100\% \qquad (2.7\text{-}2)$$

式中 $\delta$ —— 炭量平衡误差，%；

$M_1$ —— 本期（月、季、年）炭量，t；

$M_2$ —— 上期（月、季、年）炭量，t；

$M$ —— 标准底炭量，t；

$\Delta$ —— 炭上金属量平衡误差，%；

$Q_1$ —— 本期（月、季、年）炭上金属量，g；

$Q_2$ —— 上期（月、季、年）炭上金属量，g；

$Q$ —— 标准底炭上金属量，g。

式 (2.7-1) 和式 (2.7-2) 中炭量和炭上金属量指整个工艺过程中各作业点、储槽及回收的炭量和金属量的总和：

$$M = \Sigma M_i(\mathrm{t}) \qquad (2.7\text{-}3)$$

$$Q = \Sigma M_i \beta_i(\mathrm{g}) \qquad (2.7\text{-}4)$$

式中 $M_i$ —— 不同作业点的炭量，t；

$\beta_i$ —— 不同作业点炭的含金量，g/t。

标准底炭量根据各炭浆厂的具体技术标准而定。

(2) 各作业点炭量及金属量的计算。

吸附槽中炭量(t) = 矿浆体积($m^3$) × 炭密度($kg/m^3$)/1000

储槽中炭量(t) = 炭体积($m^3$) × 炭湿密度($t/m^3$) × (1 − 炭水分)

炭上金属量(kg) = 炭量(t) × 炭上金品位(kg/t)

（3）各作业点炭量及金属量的检测。

吸附槽内炭量及金属量的检测：

按吸附槽径向和深度布置若干取样点，分别测定矿浆浓度、炭密度并分析炭上金品位，然后计算炭量和金属量。若槽内矿浆和活性炭比重接近，炭在槽内分布比较均匀，为简便起见，可不必按规定布置取样点，任意取几个样即能基本代表整个槽内的实际情况。否则，必须严格按规定布置取样点进行检测，然后计算出各点的平均值。

储槽中炭量和金属量的检测：

直接测定炭体积，取样分析金品位。

送分析的炭样取样量为10～20g。

取样点分布见图2.7-1。

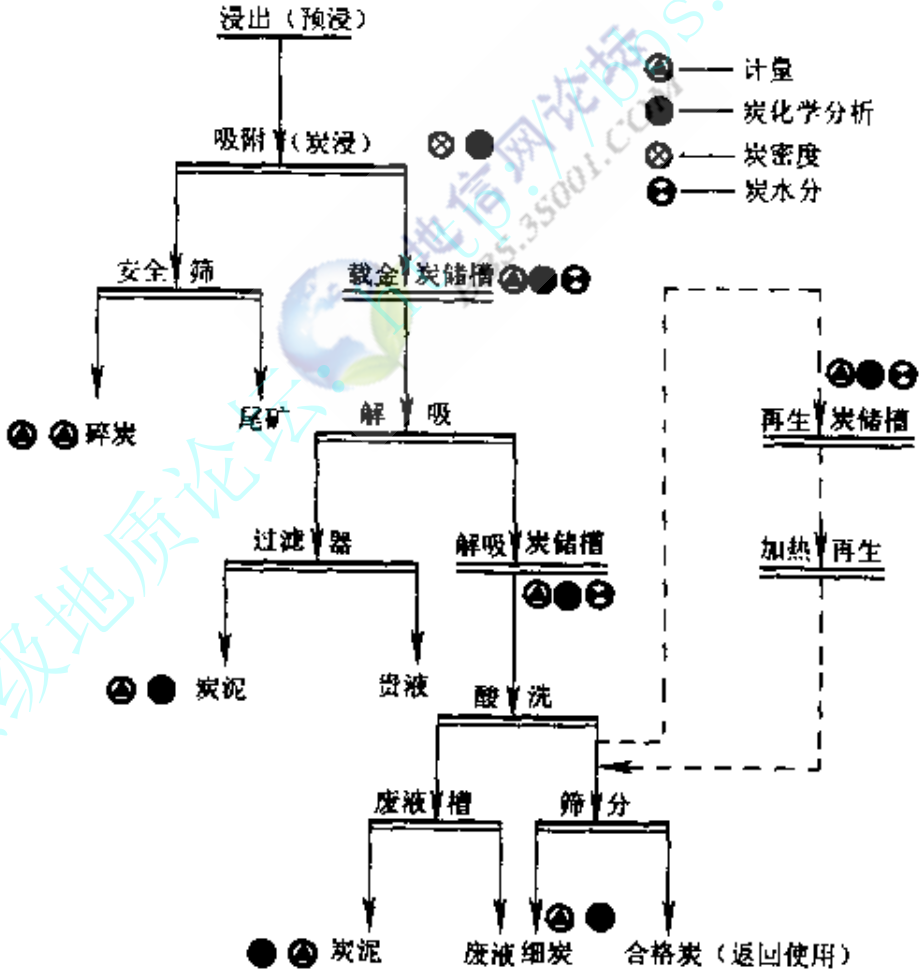



图2.7-1　炭量、金属量检测取样点分布

顶级地质论坛 地信网论坛 bbs.3s001.com

（4）炭平衡表的编制。

炭平衡表须与金属平衡表一起按月、季、年依规定格式编制，见表 2.7-1。表中炭量及金属量以炭循环回路中的干炭量及其金属量为准。由于炭浆提金工艺中活性炭是连续循环使用的，不易调查清楚，炭的平衡相对来说困难较大，所以，炭平衡误差允许范围也比较宽：月度≤±12%，季度≤±10%，年度≤±8%；炭上金属量平衡误差允许范围为：月度≤±8%，季度≤±5%，年度≤±3%。

炭浆提金工艺中的炭量和金属量在短期内往往难以平衡，其主要原因是取样测定的准确性不够。为使炭平衡误差不超过规定允许范围，需对影响差值的诸因素进行局部或全部调查分析，如计量、取样、加工及化学分析等，并根据调查结果进行改进、完善和调整。

2.7.1.2 炭平衡各环节的管理：

炭平衡中各环节的活性炭管理是一项重要而繁琐的工作，它贯穿于整个活性炭循环回路之中，包括吸附、解吸、再生作业及炭输送等。实际上，在炭尚未进入使用循环系统之前，这项工作就已经开始了，如炭的选择、预处理等。

（1）炭的选择。参见 2.3.4 节。

（2）炭的预处理。在 2.6.2 节中已简单叙述了活性炭预处理的目的和方法。此外，活性炭经过预处理也使得炭平衡工作的难度大为降低，因为它可在很大程度上消除一些难以计量的炭损失。要做到既充分消除炭上的尖锐棱角，又要防止炭及其活性大量损失，需要认真找出最佳预处理条件。对符合提金活性炭性能的椰壳活性炭来说，可参考采用下面的工艺条件：炭浓度 10%；搅拌时间 30min～1.0h；搅拌速度，转速 300V/min 左右，线速度 150～200m/min，重要的不是转速，而是线速度。

新炭经过预处理后，炭损失约 5%～10%，合格炭加入炭循环系统后产生的磨损是有限的。据报道，新炭经过 4h 强烈搅拌后，加入炭浆流程中几乎不产生炭磨损，对此说的利弊尚待研究。

**表 2.7-1　炭浆厂炭平衡表(月、季、年)**

| 平衡时间 | 项目 | 标准底炭量/t | 炭量/t | | | 炭平衡误差/% | | | 标准底炭含金属量/kg | 金属量/kg | | | 金属量平衡误差/% | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | 本月 | 季平均 | 年平均 | 本月 | 季累积 | 年累积 | | 本月 | 季平均 | 年平均 | 本月 | 季累积 | 年累积 |
| 本月 | 吸附流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 解吸流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 再生流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 酸洗流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 回收炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 合计 | | | | | | | | | | | | | | |
| 上月 | 吸附流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 解吸流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 再生流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 酸洗流程中炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 回收炭 | | | | | | | | | | | | | | |
| | 合计 | | | | | | | | | | | | | | |
| 本月与上月合计之差 | | | | | | | | | | | | | | | |
| 分析说明 | | | | | | | | | | | | | | | |

顶级地质论坛 bbs.3s001.com

(3) 炭吸附系统中的管理。

关于吸附系统中的活性炭管理，在2.6中已有叙述。炭浆工艺中的炭损失约50%～70%是在该系统中产生的。炭损失的主要途径是：磨损、跑槽、因筛网破损而流失等。炭的污染也是不容忽视的间接因素，如果污染严重，则炭需要频繁再生，这势必增大炭的损失。串炭管路是造成炭磨损的又一重要环节。应选择表面光滑、磨擦系数小的管材作串炭管路，管跑要尽可能短，减少接头，少装或不装阀门，尤其不能用阀门控制流量，管路弯头弯度应尽可能大。采用整条软塑料管作串炭管路可满足上述要求。安全筛一般都备有旁通管，以备更换筛网时使用。更换筛网时，应准备一块临时筛（固定筛即可），使旁通的矿浆通过，以减少炭流失。

测定吸附槽内的炭量时，必须调整好矿浆浓度，使矿浆和炭的比重尽可能接近，防止炭因比重差而漂浮或沉降，造成炭偏析。无论发生哪种情况，炭密度的测定都不会准确，从而直接影响炭平衡数据的准确性，并给生产指挥和管理提供错误的信息。

对安全筛上回收的炭，要进行筛分，其中合格粒级的返回流程使用，碎炭妥善保存，集中处理，回收炭上荷载的金。

(4) 解吸系统中的管理。

解吸作业对炭的磨损约占损失总量的5%～10%。

载金炭分离筛筛孔尺寸一般应小于吸附系统的级间筛孔，起到即可使全部矿浆返回吸附作业，确保载金炭干净，又能最大限度地将细粒载金炭留在解吸作业的作用，防止细炭返回吸附作业随矿浆流失。

载金炭应尽可能减少杂质，保持干净，防止造成管路和设备堵塞，因为拆卸堵塞的管路和设备必然会造成炭的大量损失。

解吸作业中的炭磨损大部分发生在输送管道中。对输炭管路的要求除材料内表面光洁、弯头平滑外，要尽可能少安装管件，管路连接尽可能采用焊接，接头要尽可能少，管路配置应尽可能短。在炭输送过程中禁止用阀门控制炭流量。

解吸作业结束后，炭中必然会产生一些新生细炭，因此要对每批解吸炭进行筛分，回收细炭。过滤器中回收的细炭量较小，也应计入炭平衡。解吸车间地面上难免会流失一些载金炭或解吸炭，要及时清理、回收。

（5）酸洗过程中的管理。

酸洗是为了去除炭上吸附的无机化合物及其他杂质。一般用硝酸或盐酸洗涤。两种酸洗涤效果无明显差别，但据报道，长期使用硝酸可能会使活性炭逐渐氧化变软，增大损失。究竟用哪种酸好，有待实践检验。用硝酸时必须注意控制好浓度，一般以5%为宜，不可过高，酸洗时间一般控制在30min以内，不宜过长，具体条件应根据生产情况确定。但要防止使炭变得过“软”。

酸洗后的废液中含有大量细炭泥，应定期回收，不能随废液排弃。酸洗作业中同样要注意配管问题，减少炭磨损。

（6）加热再生中的管理。

加热再生是恢复炭活性的主要手段。活性炭经过加热再生后无疑会产生损失，这部分炭损失约占总损失炭量的20%～30%。影响再生效果并对炭的损失有重大影响的因素包括再生温度、滞留时间、再生气氛及再生炭冷却方式和再生设备等。将在4中详细叙述。

顶级地质论坛

# 3 金的回收

大约在1880年，人们就已经知道了用活性炭从溶液中回收金的方法。但是无法解决从炭上把金解吸下来的问题，为回收金，必须焙烧活性炭，而活性炭是非常昂贵的。这样就极大地制约了炭浆提金工艺的发展。直到本世纪70年代，从载金炭上回收金的方法得到发展，使活性炭能够重复使用，从而使得炭浆法提金工艺得到了突飞猛进地发展。从载金炭上回收金包括三个步骤：第一步，从载金炭上解吸金　解吸；第二步，从含金溶液中沉积金　电积；第三步，熔炼金泥。

## 3.1 解吸

### 3.1.1 简单机理

解吸技术是菲克（Fick）第一定律的一种现象的应用。金在活性炭上的吸附过程中，炭表面上金与溶液中的金之间建立了可逆平衡状态，在$Au(CN)_2^-$浓度一定的情况下，无论其浓度是从高处还是从低处达平衡时，金的数量都是相同的。炭对金的吸附量与许多因素有关，理论研究和生产实践已经证明，随着温度、压力、介质pH值和氰根浓度的提高，吸附量明显降低。$Au(CN)_2^-$被吸附时，$CN^-$、$HS^-$和$OH^-$等也被炭吸附了。可见，解吸与吸附是一对矛盾，只要采取有效方法，提供适宜的条件，载金炭上的金就会重新回到溶液中去。

当解吸液中含有不只一种阴离子（如$CN^-$、$HS^-$或$OH^-$）时，从炭上解吸金更有效。这些阴离子在活性炭上很容易吸附，置换出$Au(CN)_2^-$。因此，解吸液的解吸效率随碱浓度增加而提高，加入氰化物或有机溶剂效率更高。此外，解吸效率随温度和压力的升高而提高。解吸过程中离子交换机理如图3.1-1所示。

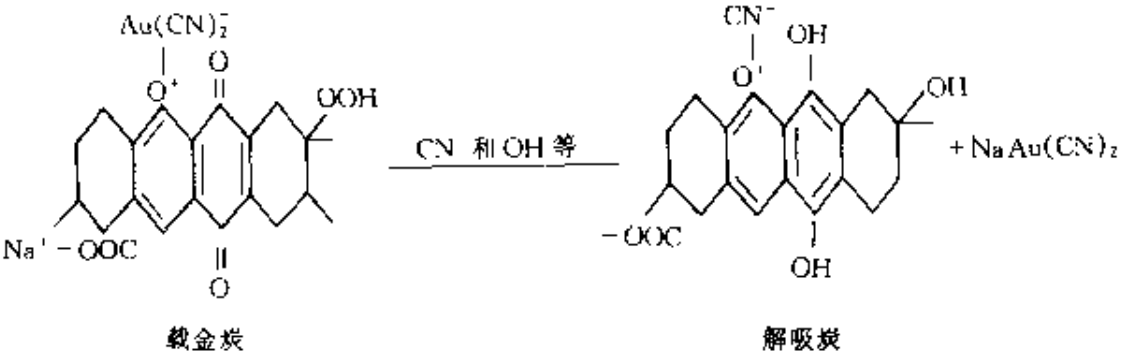



图 3.1-1　解吸机理

### 3.1.2　解吸工艺

用水溶液解吸剂从载金炭上解吸金的方法按溶液成分分为两大类，一种是用氰化物和氢氧化物溶液作为解吸剂，另一种是用有机溶剂作为解吸剂。根据具体工艺参数的不同，又分为以下几种解吸方法。

3.1.2.1　常规扎德拉（Zadra）解吸法

在 85℃～95℃的温度范围内，用 0.1% NaCN＋1.0% NaOH 水溶液在圆锥形钢桶内进行解吸。解吸是在沸点以下进行的，因此，不需要高压。该法所需设备少，投资低，生产成本也不高。其主要缺点是解吸时间长。大约需要 28～70h 才能解吸完一批炭。该法适用于小规模炭浆厂。

3.1.2.2　高温高压解吸法

用 0.1% NaCN＋（0.4%～1.0%）NaOH 水溶液，温度控制在 150～170℃之间，压力控制在 0.35MPa，持续解吸 4～6h 即可达到工艺要求。该法可大幅度降低药剂消耗，氢氧化钠消耗可减少三分之一。解吸速度快，炭循环周期短。适用于大规模炭浆厂生产。主要缺点是采用了高压，解吸贵液排出之前，必须冷却，以防沸腾、喷溅。

3.1.2.3　英美研究所实验室（AARL）解吸法

用 5% NaCN＋1.0% NaOH 溶液，在 90℃对载金炭预先浸泡 0.5～1.0h，然后再用 5 倍载金炭床体积的热水解吸炭（解吸液

流速为每小时 3 倍床体积），作业温度为 110℃，操作压力为 0.05～0.10MPa，总解吸时间为 9～12h。此法成本较低，但热水须采用去离子水，且工艺较复杂。

3.1.2.4 Micron 乙醇解吸法

用有机溶剂从载金炭上解吸金的方法已引起了广泛重视。已报道了三个这样的溶剂系统：（1）海宁（Heinen）等人发明的乙醇/水系统；（2）格利芬（Griffin）等人发明的 Micron 乙醇解吸法；（3）米尔（Muir）等人发明的乙腈/水系统。在乙醇/水系统中，一般含乙醇 20%，工艺中的热解吸剂直接给入电积槽，而不是事先除掉其中极易挥发的乙醇成分。因此在电积系统中容易发生火灾。Micron 乙醇工艺基本上不至于发生火灾，因为解吸贵液在进入电积槽之前已除去了全部乙醇。Micron 工艺包括四个独立工序：

（1）预浸。解吸前，载金炭在室温下，最好是在低温强碱性氰化物溶液中预浸，使铜等贱金属最大限度地进入废预浸液。预浸后的载金炭要将多余的水分排干净。

（2）解吸。解吸条件：温度 80℃，常压，解吸液成分 0.1% NaCN＋1.0% NaOH＋20% $C_2H_6O$，解吸时间 5～6h。将载金炭放入蒸馏塔中，使乙醇/水混合物从蒸馏塔的下部给入，载金炭作为一种分馏介质迅速把乙醇/水混合物分离成各自的成分，纯乙醇蒸气通过蒸馏塔上升，随后进行部分冷凝。金则从炭上解吸下来进入蒸馏器的下部。当操作温度达到 100℃时，蒸馏器中的贵液里已不残留乙醇。

（3）乙醇回收和炭的活化。当解吸完成，即蒸馏器中的贵液金浓度达到一个稳定值时，乙醇从系统中蒸馏出来，同时从蒸馏器中排出贵液，然后继续蒸发炭，进一步回收乙醇并恢复炭的活性。

（4）金的回收。通常用电积法回收金。

Micron 工艺能产生体积小、浓度高的解吸贵液。这种高浓度的解吸贵液不含乙醇，正常的浓度为载金炭的 2～3 倍，比其他解吸工艺得到的贵液浓度大 1～2 个数量级，类似镀金工业用的溶液

浓度。

3.1.2.5　整体压力解吸系统（IPS）

IPS 是一种从载金炭上回收金的高效解吸系统，其基本流程与高温高压解吸法相似，但由于电积作业也处于压力系统之内，不存在沸腾和喷溅的问题，解吸贵液给入电积作业时无需冷却，因此系统中没有热交换装置。

工艺参数：解吸温度 150℃；解吸压力 0.5MPa；解吸液 5% NaOH；解吸时间 6～8h；电积电压 2.4～3.0V；电积电流 250A。

该系统具有如下优点：

（1）解吸电积周期短；

（2）解吸率高，解吸炭金品位在 30～50g/t；

（3）解吸液成分简单，无剧毒和易燃成分。

（4）解吸电积作业均处于密闭压力系统之中，产品管理安全可靠，车间内无刺激性气体逸出，工作条件好，劳动强度低；

（5）系统操作条件控制严格，生产技术指标稳定。

该系统具有经济上合理，技术上先进的特点，发展前景广阔，已在工业生产中应用。

解吸方法虽然比较多，但目前国内普遍采用前两种工艺。我们只就高温高压解吸法的具体过程叙述如下（见图 3.1-2）：

从吸附系统中提出的炭浆混合物首先经过洗炭筛进行炭浆分

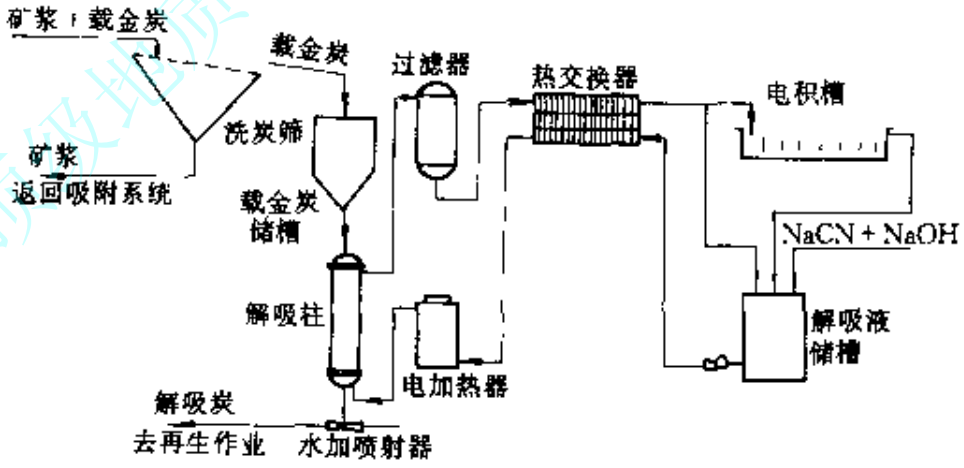



图 3.1-2　高温高压解吸工艺流程图

离，分离出的矿浆返回吸附系统，载金炭用水冲洗干净后送入解吸设备内。有些矿山为了除去炭上吸附的无机堵塞物和贱金属，在解吸前先对载金炭进行酸洗。按要求配制好解吸液，然后用泵扬送，使之通过热交换器、加热器，从解吸柱底部给入，从顶部排出，再经过滤器除去溶液中的粉炭、细泥后，通过热交换器降温，最后返回解吸液槽。如此不断循环，解吸系统逐渐升温。这一循环过程叫做小循环，其目的是使解吸系统预热，并使解吸液含金浓度不断提高。经过一定时间后，解吸系统的温度、压力、贵液品位等条件达到要求时，将电积作业置于循环系统。此时，由解吸设备排出的贵液经过滤和换热降温后给入电积作业，金在电积槽内沉积在阴极上，电积贫液返回解吸液槽，继续循环解吸。这一循环过程叫做大循环。大循环持续的时间视解吸效果而定。

解吸结束后，贫液含金一般低于10mg/L，解吸炭含金一般低于100g/t。解吸炭在排出解吸柱之前要先降温、泄压，并用清水将炭洗至中性，然后排出进行再生处理。

### 3.1.3 解吸设备

#### 3.1.3.1 解吸柱

解吸柱是解吸作业的主要设备，其结构随解吸方法不同而异。目前常用的有加压解吸柱和常压解吸柱。加压解吸柱用1Cr18Ni9Ti不锈钢焊接而成，具有很高的强度和耐腐蚀性。柱体为圆柱形，上下端盖均为球面形（图3.1-3）。

解吸柱的几何尺寸在工艺上是有要求的。筒体直径与柱高度之比一般要求在1：（4～6）。上端盖上有载金炭进口、压力表接口和压力安全装置接口等，下端盖上有排炭口、解吸

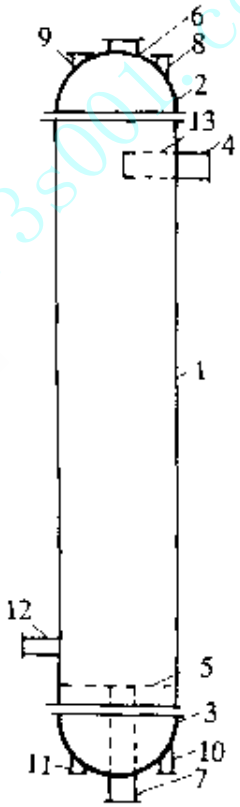



图3.1.3 解吸柱
1—柱体；2—上端盖；3—下端盖；4—贵液出口；5—底部筛；6—装炭口；7—排炭口；8—压力表接口；9—压力安全装置接口；10—解吸液进口；11—排液口；12—温度计接口；13—出口筛

液进口和贫液排放口等。上下端盖与柱体用大法兰连接，其他进出口短管也用法兰与外部管路或仪表连接。在柱体上部装有管式筛，与贵液出口相连，也叫出口筛，其作用是防止载金炭随贵液从管路流出。柱体下部装有平面筛，也叫底部筛，其作用是防止炭进入解吸液管路。解吸柱的机械强度要符合部颁“石油化工压力容器设计规定”的要求。为了减少热损耗和保护操作人员的安全，整个解吸系统的设备和管路都要采取保温措施，一般的保温措施是在设备和管路外抹一层 50～100mm 厚的石棉灰，或者包裹一层泡沫石棉材料。

常压解吸柱的结构与加压解吸柱大体相似，只是强度要求不很严格，可用 $A_3$ 钢板焊制。解吸液加热一般也采用专门的加热器，但在一些较小的解吸柱上自带电加热器。根据电阻丝安装位置不同，分为内加热和外加热两种方式，由于内加热方式热量损失较小，因此被广为采用。

3.1.3.2　过滤器

从解吸柱排出的贵液中含有少量粉炭和矿泥，为防止这些固体颗粒堵塞管路和设备，或进入电积槽降低金泥成色，必须对贵液进行过滤。

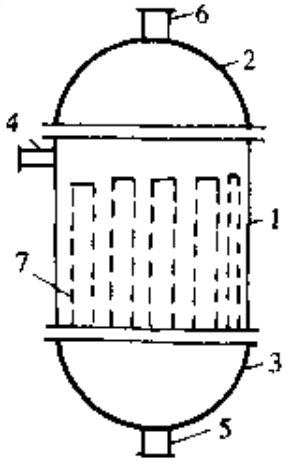



图 3.1-4　过滤器
1—筒体；2—上端盖；3—下端盖；4　贵液进口；5—贵液出口；6　排气口；7—滤芯

加压加温解吸常用的过滤器为管式过滤器，它由圆柱形筒体、滤芯、上下端盖等部件组成，见图 3.1-4。除滤芯外，各部件均采用不锈钢材料，强度要求和解吸柱相同。滤芯的数量和规格由所需过滤面积确定。滤芯上均布 0.05mm 以下的微孔，使贵液容易通过。贵液从筒体侧壁进入过滤器，通过滤芯从底部排出，固体颗粒则留在过滤器内。滤芯材料一般采用刚玉，但在加温加压解吸系统中，这种滤芯很容易破碎。有些炭浆厂采用不锈钢管钻孔后作骨架，外包不锈钢筛网，在筛网和骨架中间充填钢棉，以此代替刚玉滤芯。经

实践证明，这种滤芯使用效果非常好。

3.1.3.3　热交换器

在加温加压解吸中，贵液温度一般在100℃以上，解吸与电积之间用管路直接连接，中间不设贵液贮槽，这样，给入电积作业的贵液温度就比较高，当贵液温度高于90℃时，会对电积作业产生不利影响。另外，电积贫液温度一般低于90℃，在给入解吸柱之前须加热至100℃以上。热交换器的作用就是把贵液的热量传递给贫液，同时完成贵液降温和贫液预热两项任务，降低加热解吸液所消耗的电能。

常用的热交换器有板式和管式两种。板式热交换器换热效率比较高，缺点是容易泄漏；管式热交换器安全可靠，但换热效率低。板式热交换器由一系列不同形式的换热板根据需要可组成各种流程，使冷热液体流动的方向不同，但必须保证每片换热板的两面流过冷热不同的液体，从而达到热量充分交换的目的。

板式热交换器由换热板、压紧板、框架、定位滑道及压紧螺栓等组成，换热板多用不锈钢板制成，两板之间用胶条密封，见图3.1-5。管式热交换器结构简单，由头盖、壳体、后盖和管束等

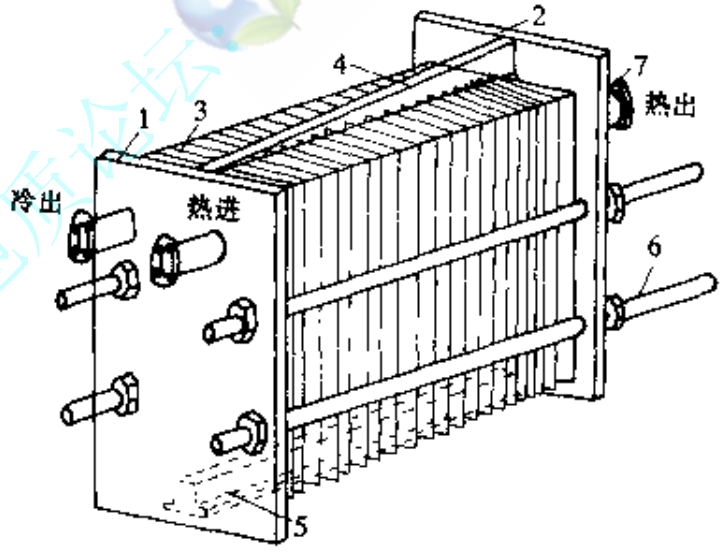



图3.1-5　板式热交换器

1—固定板；2—压紧板；3—换热板；4—框架；5—定位滑道；6—压紧螺栓；7—冷、热液进、出口（4个）

组成。依据工艺需要可采用双管程或四管程结构。见图 3.1-6。

3.1.3.4　电加热器

解吸液加温多采用电加热器。可用不锈钢板焊接而成，制作时强度要求与解吸柱相同，另外还需附设温度控制和流量保护装置，以保证解吸液温度稳定，并防止电阻丝因断流而烧毁。

电加热器由筒体、电阻丝、接线盒等组成。见图 3.1-7。

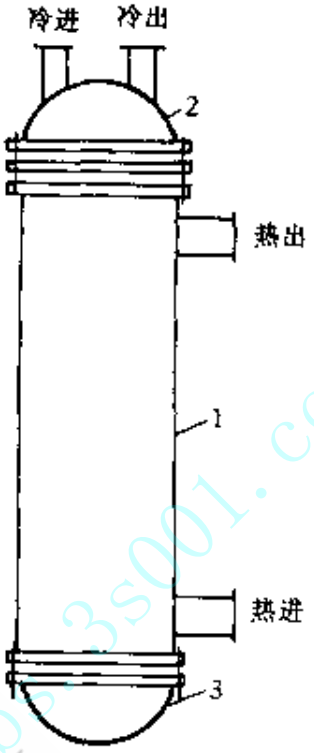



图 3.1-6　管式热交换器
1—壳体；2－头盖；3—后盖

### 3.1.4　影响解吸效果的因素

目前国内普遍采用前两种解吸工艺，因此，以前两种工艺为主进行讨论。

3.1.4.1　解吸柱的几何尺寸

解吸柱一般呈圆柱形，其长度与直径之比称为长径比。长径比的大小直接影响解吸效果。实践证明，长径比大于 6 时解吸液流速对解吸效果影响不明显。就是说，适当增加长径比，可方便操作和缩短解吸时间。长径比最小极限为 6。

3.1.4.2　解吸柱内解吸液的流态

炭在解吸柱内受解吸液上升流的作用，体积会有一定膨胀，膨胀的程度与解吸液流量有关。解吸液流量过小，呈滞流状态，炭膨胀程度小，在横断面上流速分布不均，炭与解吸液接触不好。解吸液流量增大，解吸柱内呈活塞流状态，横断面上流速分布较均匀，炭

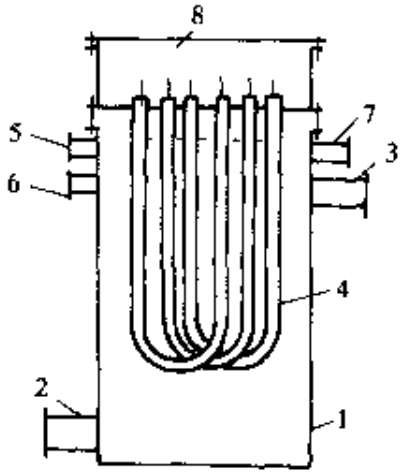



图 3.1-7　电加热器
1—筒体；2—液体进口；3—液体出口；4—电阻丝；5－温度计接口；6—压力表接口；7—安全阀接口；8－接线盒

的膨胀程度增大，与解吸液接触较好，解吸效率比较高。

解吸液在解吸柱内的流动状态除受流量影响外，还与载金炭在柱内的充填特性有关。如果载金炭各处充填不均匀，或载金炭中含有矿泥和木屑结成的大块，极容易产生沟流，破坏炭与解吸液的充分接触，导致解吸效率下降。另外，解吸柱底部筛网堵塞，也会产生上述不良后果。因此，解吸柱内的硬块要及时清除，筛网要定时清理。

3.1.4.3　解吸时间

解吸液的含金品位和解吸率是解吸时间的函数，见图 3.1-8 和图 3.1-9。

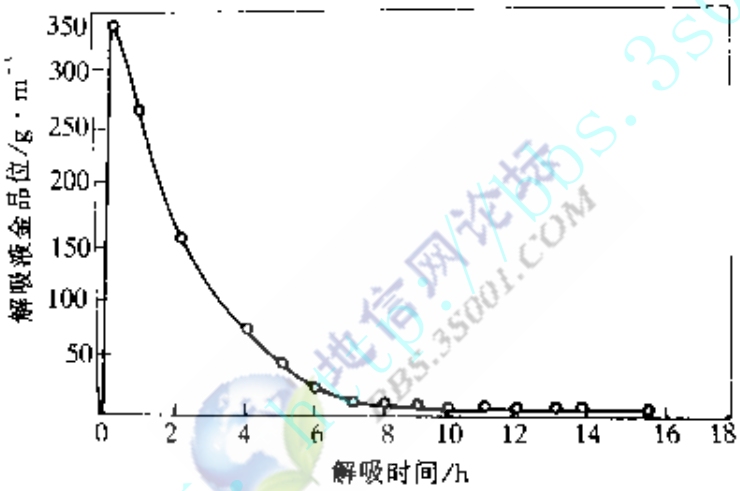



图 3.1-8　解吸液含金品位与时间的关系

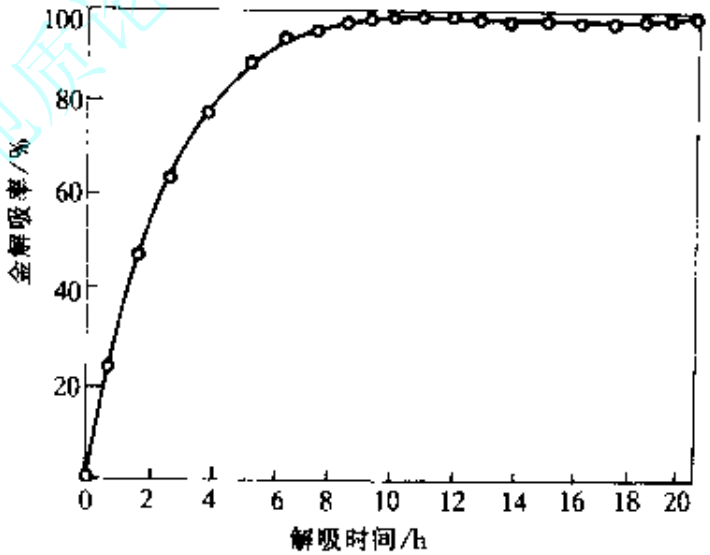



图 3.1-9　解吸率与时间的关系

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM

当解吸液流经解吸柱时，会在解吸柱入口处比较狭窄的范围内产生迅速而有效的解吸作用。在解吸液继续前进的过程中，由于含金品位不断升高，解吸作用逐渐减弱。随着解吸液不断输入，入口处的炭含金与解吸液含金逐渐趋向平衡状态，迅速而有效的解吸作用逐渐向出口方向移动，其移动速度与解吸条件有关，但比解吸柱内流体线速度慢得多。当强解吸作用到达出口时，贵液品位急剧下降，直至与贫液品位相当为止。此时解吸到达终点。到达终点所需的时间即为解吸时间。解吸时间因解吸方法、载金炭品位、平衡关系、炭粒的内扩散速度和操作条件等不同而变化，需根据实际情况严格而灵活地掌握。时间过短则降低解吸率，时间过长则增加成本、降低设备利用率。

3.1.4.4　解吸温度

温度是解吸过程中的重要因素。它影响 $Au(CN)_2^-$ 的可溶性，温度越高，$Au(CN)_2^-$ 的溶解度越大；温度高低又有效地影响解吸液中 $CN^-$ 的活度和水分子的能量。温度增高时，$CN^-$ 的水化膜变薄，其本身活度增大，从炭粒微孔中交换 $Au(CN)_2^-$ 的能力增强，解吸效率提高。

解吸柱内各点温度要求均匀，温差越小越好。因此解吸柱外部必须保温。

但是，温度过高将会导致解吸液中 $CN^-$ 被分解，反应式如下：

$$CN^- + \frac{1}{2}O_2 + 2H_2O = NH_3 + HCO_3^- \qquad (3.1\text{-}1)$$

这将使氰化物的消耗大量增加。因此必须经常分析解吸贫液中氰化物和氢氧化物的浓度，必要时及时补加。试验表明，$CN^-$ 的分解速度在 120℃以下时比较小，超过 130℃时分解速度直线上升，有时 $CN^-$ 损耗率高达 50%，这种情况在氰化物用量低时尤为明显。

3.1.4.5　解吸液成分

在解吸溶液中，一般都含有 NaOH 和 NaCN 成分。当 NaOH 浓度一定时，氰化物宜选用较高浓度，以缓冲 $CN^-$ 被氧化或聚合

而对解吸产生的不利影响，保证实现理想的解吸效果。同样，当NaCN浓度一定时，NaOH浓度降低，也会降低解吸效率。解吸液将出现黄棕色，严重时变成淡蓝色。

解吸液中各种成分的适宜浓度因解吸工艺和操作条件的不同而变化。生产中应根据实际情况按技术要求配制和补充。

3.1.4.6　解吸液流量

解吸液流量一般用单位时间内通过解吸柱的炭床体积数表示。适当的解吸液流量与解吸柱的长径比有关。长径比小的解吸柱（短柱）流量应大些，而长径比大的解吸柱（长柱）流量可小些，这是为了保持一个相对适宜的流体线速度。实验证明长径比大于6的解吸柱，解吸液流量在每小时1～5个炭床体积范围内，解吸率波动较小。如果解吸作业控制在8h完成，则每小时2～3个炭床体积的流量效果较好。

3.1.4.7　载金炭

一般地，载金炭不是很干净的，炭中常含有一些杂质，如木屑、矿泥、塑料导爆管等。木屑在解吸作业升温过程中将被活化，增加吸附金的能力，并携金流失；塑料导爆管在高温解吸中会受热变软，粘在出口筛网上，或与炭粒结成团块，造成流程堵塞；载金炭中未洗干净的矿粒等可能在解吸过程中产生硅酸盐，增加解吸液中碱的消耗。

载金炭微孔的形状对解吸效率影响很大。瓶颈状的微孔，孔内金不易解吸下来，所以，这种微孔含量较多的炭，解吸率比较低。

### 3.1.5　操作管理

3.1.5.1　操作程序

解吸作业是批量进行的，每个批量由下列工序组成：

（1）载金炭装入解吸柱；

（2）解吸液制备；

（3）解吸电积循环；

（4）解吸炭排出解吸柱。

载金炭一般靠自流由载金炭贮槽装入解吸柱。装炭前应检查解吸柱内各部件是否正常，重点检查出口筛。装炭过程中要注意炭的质量，防止大块物料混入。炭中矿泥和木屑含量如果较大，必须仔细清理和冲洗。装炭过程中要避免频繁开闭阀门，防止炭被挤碎。

当一个解吸批量完成后，应当排出一部分解吸液，并按技术要求重新制备相同体积的解吸液，没有必要每批都完全换用新制备的解吸液。但要注意定期检查解吸液成分，各种有用成分与技术要求差距较大时，要在补充新解吸液时进行调整。如果有害成分（如重金属离子等）含量较高，要增大换用新解吸液的比例，必要时可以全部更换。

解吸和电积循环开始运行之前，除解吸电积回路外，其他所有阀门都应该关闭。解吸液一般用计量泵输送，以便在循环过程中根据需要随时调整解吸系统的压力和流量。解吸初期，贵液温度和品位都比较低，这时进行“小循环”，当各项条件都达到电积要求后，将电积槽置于循环回路中，开始进行“大循环”。

解吸电积循环结束后，须用冷却水使解吸柱内温度降至90℃以下，然后打开解吸柱上部通风阀降压，解吸炭通过水力喷射器输送到解吸炭贮槽。至此，一个批量作业就完成了。

3.1.5.2　操作注意事项

(1) 载金炭筛上的冲洗水很重要。水量过少，载金炭上粘附的细泥会进入解吸电积系统，引起炭在柱内结块；水量过大，大量的水随矿浆一起返回吸附系统，降低矿浆浓度。为保证即能将载金炭冲洗干净，又不使大量水返回吸附系统，有的炭浆厂在载金炭筛底部漏斗中间加一块隔板，将冲洗水与矿浆分开并分别排出，效果很好。

(2) 解吸柱内载金炭的装入量对解吸影响也很大。设计中，解吸炭的床层位置一般总是低于柱内出口筛，在解吸过程中，如果载金炭中夹杂的木屑等杂物过多，很容易在上升解吸液流的带动下集中于溶液出口处，造成出口筛堵塞。实际生产中，有些炭浆

厂将柱内炭的床层位置控制在刚好没过上部出口筛网，这样，木屑等比重小的杂物总是处在出口筛上部的表面或区域，不会堵塞筛网。但要防止装炭量过多，造成炭的膨胀体积减小，影响炭与解吸液的接触，最终影响解吸率。

（3）载金炭中总是含有少量粉炭和矿泥，在解吸过程中，这些固体杂质会通过解吸柱出口筛网进入贵液。为了保证电积金泥的质量，贵液过滤器的有效运行就显得至关重要。滤芯必须符合技术要求。另外，当过滤器内积存了大量杂质后，滤芯会被堵塞。因此必须定期清理过滤器内的杂质，必要时更换滤芯。一般每月清理一次过滤器，3～4 个月更换一次滤芯。对解吸柱出口筛网也需每月清理一次。

（4）解吸液是高碱度介质，在高温条件下，管路和设备极易结垢，严重时会造成流程堵塞，因此必须定期清洗，一般每 6 个月清洗一次即可。清洗溶液用 5%～10%的稀硝酸。清洗方法为用泵输送稀硝酸溶液，使之循环通过需清洗的回路。需注意的是解吸柱、热交换器及易腐蚀的设备、仪表和管路不能置于清洗回路中，必要时须单独处理。

（5）采用加压解吸时，必须随时注意观察整个解吸系统的压力情况，并根据生产要求和压力变化随时调整解吸液输送泵和压力控制阀，以保证整个系统压力稳定，防止发生安全事故。如果系统或局部设备、管路压力突然升高，应立即停车检查，消除故障后再重新开车。解吸系统容易发生堵塞故障的部位有：解吸柱出口筛网、过滤器、热交换器、管路和阀门等。

## 3.2 电解沉积

电解过程分为两种，一种是可溶阳极电解，即阴极上析出之金属来源于阳极板，电解液只起导电作用，此种电解又称为电解精炼，常用于金银提纯。另一种是不可溶阳极电解，就是说阴极上析出之金属不是来源于阳极板，而是来自于电解液中的金属离子（或络离子）。把电解液中的金属沉积在阴极表面上，从而达到

回收金属的目的，这种电解又称为电解沉积。解吸贵液中含有 $Au(CN)_2^-$ 和 $Ag(CN)_2^-$，在电积槽中将其中的金银回收的过程属于电解沉积，简称电积。

### 3.2.1 电积反应

在电积过程中，贵液中的 $Au(CN)_2^-$ 和 $Ag(CN)_2^-$ 在电极作用下被还原，金属金、银沉积在阴极上成为产品，同时在阴极还有氢气产生。在阳极和主体溶液中则有氧、二氧化碳和氨等气体产生，见图 3.2-1。

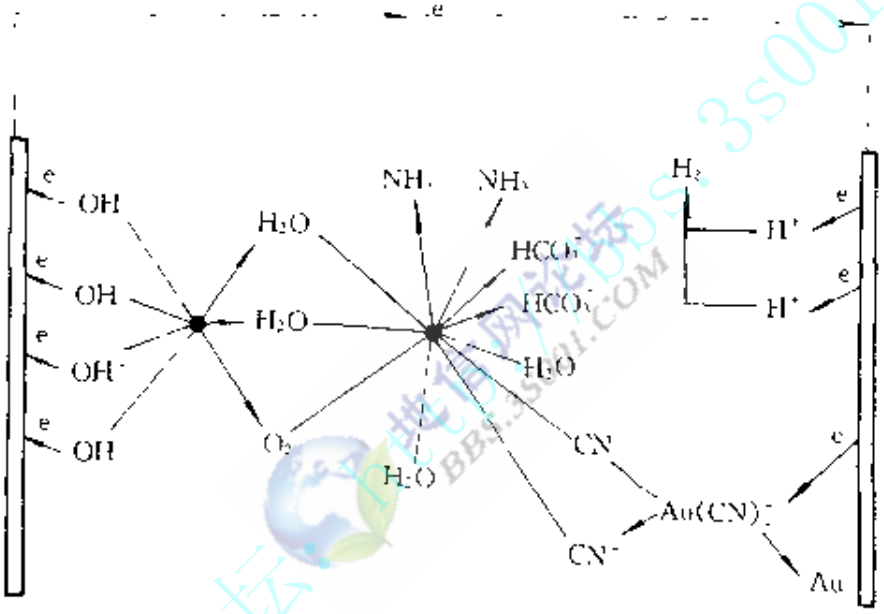



图 3.2-1 电积过程示意图

(1) 阴极反应：

$$Au(CN)_2^- + e \longrightarrow Au\downarrow + 2CN^- \qquad (3.2\text{-}1)$$

$$Ag(CN)_2^- + e \longrightarrow Ag\downarrow + 2CN \qquad (3.2\text{-}2)$$

$$2H^+ + 2e \longrightarrow H_2\uparrow \qquad (3.2\text{-}3)$$

由于 $Au^+$、$Ag^+$ 的放电电位高，所以阴极上首先发生 $Au^+$、$Ag^+$ 的还原反应。在金银电解沉积的条件下，$H^+$ 在阴极放电的反应实际上很难发生。

(2) 阳极反应：

$$2OH^- \longrightarrow H_2O + \frac{1}{2}O_2\uparrow + 2e \qquad (3.2\text{-}4)$$

综合阴极和阳极反应，总的电化学反应为：

$$2Au(CN)_2^- + 3H_2O \longrightarrow 2Au\downarrow + \frac{1}{2}O_2\uparrow + 4HCN + 2OH^- \qquad (3.2\text{-}5)$$

$$2Ag(CN)_2^- + 3H_2O \longrightarrow 2Ag\downarrow + \frac{1}{2}O_2\uparrow + 4HCN + 2OH^- \qquad (3.2\text{-}6)$$

（3）主体溶液中的反应：

$$2CN^- + O_2 + 4H_2O \longrightarrow 2NH_3 + 2HCO_3^- \qquad (3.2\text{-}7)$$

$$OH^- + H^+ \longrightarrow H_2O \qquad (3.2\text{-}8)$$

$$HCO_3^- + OH^- \longrightarrow H_2O + CO_3^{2-} \qquad (3.2\text{-}9)$$

电积过程中还伴有其他化学反应发生，如在电积后期，$Au(CN)_2^-$、$Ag(CN)_2^-$ 浓度逐渐降低，$Cu^{++}$ 还原电位有可能高于金银离子还原的电极电位而在阴极上析出。

### 3.2.2 电积过程简单机理

金属电沉积过程的界面反应包括两个连续进行的步骤，即金属离子或它们的络离子的阴极还原和金属原子在电极上的结晶。

#### 3.2.2.1 络离子的放电机理

本节只讨论络离子的放电机理，而不涉及金属离子在阴极的沉积过程。

早期认为络离子先解离成简单离子，然后简单离子在电极上放电。但是，通过简单计算就可以说明这种可能性是极小的。因为一般络合物的稳定常数都很小，解离出的简单金属离子浓度很低。例如，络离子 $Ag(CN)_2^-$ 的不稳定常数为 $8.0\times10^{-22}$，如果在 1mol/L KCN 溶液中加入 0.1mol/L $Ag^+$，则极据下面的解离平衡：

$$Ag(CN)_2^- \rightleftharpoons Ag^+ + 2CN^- \qquad (3.2\text{-}10)$$

算得：

$$C_{Ag^+} = \frac{K_{不} \cdot C_{Ag(CN)_2^-}}{C_{CN^-}^{\ 2}}$$

$$= \frac{8.0 \times 10^{-22} \times 0.1}{(1 - 2 \times 0.1)^2} \approx 12.5 \times 10^{-23} \quad \text{mol(离子)/L}$$

这就是说，每升溶液中只有 75 个游离的 $Ag^+$ 存在（$12.5 \times 10^{-23} \times 6.023 \times 10^{23} \approx 75$），因此 $Ag^+$ 直接在电极上放电的可能性几乎是不存在的。

现在一般认为络离子不一定要通过解离成简单离子，它本身就可以直接在电极上放电，并同时释放出配位离子。例如，金氰络离子的放电是通过如下的过程进行的：

$$Au(CN)_2^- + e \longrightarrow Au + 2CN^- \qquad (3.2\text{-}11)$$

如果溶液中存在着不同配位数的络离子，一般配位数高的络离子能量低，比较稳定，在电极上直接放电的可能性小，而配位数低的络离子有比较高的能量，因而最有可能在电极上放电。例如在氰化物溶液中，$Ag(CN)_2^-$ 比 $Ag(CN)_3^{2-}$ 放电的可能性大。

从这种放电机理看出，影响络离子放电过程的不是溶液中游离金属离子的多少，而是溶液中配位数较低的络离子的多少以及这些络离子在电极上放电时所产生的极化的大小。产生极化的主要原因是：

（1）中心离子要摆脱配位体的吸引；

（2）由于络离子多数带负电，它受到电极上的负电荷或吸附在电极表面的阴离子的同性排斥作用；

（3）络离子往往比简单离子大，因而中心离子离开电极表面较远，受到的电场作用较弱。

应当指出，$CN^-$ 不仅是很强的络合剂，也是很强的表面活性物质，当它被吸附在电极-溶液界面上时，可以使界面状态的电化学性质发生改变，从而使阴极极化提高。对这一点必须予以充分注意。

3.2.2.2　金属原子在电极上结晶

金属沉积物常为结晶形态，但结晶粒度可由大粒的粗糙附着沉积物变动至细粒的松散附着粉末。沉积物结晶形态和许多因素有关。电解沉积时常有两个过程发生：一个是成核过程，另一个是晶体成长过程。结晶颗粒的大小取决于这两种过程的速度之比。如果成核速度远远大于晶体成长速度，产物将为细粒粉末；反之，如果晶体成长速度远远大于成核速度，产物将呈粗晶粒状。当界面上金属离子浓度趋近于0时，过程为扩散控制，成核速度远大于晶体成长速度，有利于沉积出粉末；当电极过程处于化学控制时便沉积出粗晶粒。生产中这两种情况都会出现。

3.2.2.3 动力学

电极上发生的反应是多相反应，它不同于其他多相反应的地方在于有电流通过固-液界面，与其他多相反应相似的地方是在电极界面上也有附面层存在。由于附面层存在的结果，扩散过程便叠加在电极过程中。例如，$Au(CN)_2^-$ 在阴极的放电可用下述步骤表示：

(1) 离子通过附面层的扩散；

(2) 离子放电；

(3) 络离子配位体脱离络合中心；

(4) 金原子沉积在阴极上；

(5) 游离 $CN^-$ 从阴极扩散离去。

这些步骤中任何一步都可能是速度控制步骤。因为第一和最后的步骤都是扩散控制，所以电极过程也和多相反应一样，可能是扩散控制的、化学控制的或中间控制的。

电极过程和其他多相反应的不同之处在于其速度与电流成正比。根据法拉第（Faraday）电解定律，在电极上起反应的物质的克当量数为：

$$n = \frac{It}{F} \tag{3.2-12}$$

式中 $I$ —— 电流强度，A；

$t$ —— 时间，s；

$F$——法拉第常数，$F=96500$，C。

上式可改写为：

$$\frac{n}{t}=\frac{I}{F}$$

微分后得：

$$\frac{\mathrm{d}n}{\mathrm{d}t}=\frac{I}{F}$$

等式左右各除以电极面积 $A$，则得：

$$\frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}n}{\mathrm{d}t}=\frac{I}{AF}$$

上式左边代表在单位时间内单位电极表面上沉积的金属克当量数的增加，此即多相反应的反应速度的定义，因此有

$$R=\frac{I}{AF} \tag{3.2-13}$$

或

$$i=\frac{I}{A}=FR=F\frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}n}{\mathrm{d}t}$$

此式表明可以用电流密度 $i$ 来表示电极反应的速度。

电极过程区别于一般的化学过程就在于它的速度受着电极电位的直接影响。采用电极电位与电流密度之间的关系来描述电极反应的动力学规律性，是电极过程动力学的主要内容。

对阴极上有氢析出的电极反应，氢过电位与电流密度的对数呈直线关系：

$$\eta_{活}=a+b\ln i \tag{3.2-14}$$

式中 $\eta_{活}$——氢的活化过电位；

$i$——电流密度；

$a$——经验常数，代表 $i=1\mathrm{A/cm^2}$ 时的过电位数值；

$b$——直线斜率，对大多数金属，$b$ 的数值很接近，在室温下约为 50mV。

式（3.2-14）是根据氢过电位的数据总结得出的，但实践证明它对许多阴极过程和阳极过程都是适用的，因此，它是电极过程的一个极为重要的公式。

### 3.2.3 电积条件及作业指标

电积作业分为加温电积和常温电积。加温电积常与加温加压解吸配套使用，常温电积多与常规扎德拉解吸工艺相配套。加温电积温度为60～90℃，槽电压为1.5～3.0V，电流密度一般为10～30A/m²，电积循环时间为14～20h。常温电积温度为20～45℃，槽电压为3.0～3.5V，电流密度为10～15A/m²，电积循环时间为8～12h。贵液在电积槽内的滞留时间由试验确定，一般为0.5～1.0h。国内炭浆厂多使用常温电积。

电积贵液金品位一般为300～600mg/L，贫液金品位可降至1.0mg/L以下。电积金泥含金量一般在30%～40%。电积作业回收率可达99.5%以上。

除作业回收率外，下面两项也是评价电积作业效果的重要指标：

(1) 电流效率。

电流效率又称阴极效率，是阴极上实际析出金的重量与按法拉第定律计算应析出金的重量(理论析出金量)之比的百分数，即：

$$\eta_i = \frac{\text{阴极实际析出金的重量}}{\text{理论析出金量}} \times 100\% = \frac{C}{Q \cdot I \cdot t} \times 100\% \tag{3.2-15}$$

式中 $\eta_i$——电流效率，%；

$C$——阴极上析出的金量，g；

$Q$——金的电化当量，g/A·h；$Q=2.454$g/A·h；

$I$——电流强度，A；

$t$——电积时间，h。

在实际生产中，由于阴、阳极之间产生短路、电积设备漏电、阴极金银的化学溶解等原因，使部分电流消耗于克服电阻而变成热，部分电流消耗于其他副反应，所以并不是全部电流都用于生产上，造成实际析出的金、银数量往往少于理论析出量。

(2) 电能消耗。

常用电能消耗来说明电积过程中电能的利用情况。它以析出

一吨金实际消耗的电量来衡量电积作业的经济效果。

$$W_e = \frac{\text{实际消耗的电量}}{\text{实际析出的金属重量}} = \frac{E_{槽} \cdot I \cdot t}{Q \cdot I \cdot t \cdot \eta_i} \times 1000 = \frac{1000E_{槽}}{Q \cdot \eta_i} \tag{3.2-16}$$

式中 $W_e$——电能消耗，kW·h/t；

$E_{槽}$——槽电压，V。

不难看出，设法降低槽电压 $E_{槽}$ 和提高电流效率 $\eta_i$ 是减少电能消耗、降低电积成本的必然途径。

有时，也用电能效率来衡量电能的利用情况：

$$\text{电能效率} = \frac{\text{理论上所需的电能}}{\text{实际消耗的电能}} \times 100\% = \text{电流效率} \times \text{电压效率}$$

### 3.2.4 影响电解沉积的因素

电解沉积是电能转化为化学能的过程，在生产中，使溶液中的金银有效地在阴极上析出，提高金属沉积回收率，减少金银损失，同时提高电流效率，降低电能消耗，是电积工作人员的重要职责。影响电积作业的因素比较多，与操作和管理关系密切的主要有以下几个：

(1) 电积贵液。

含金贵液是 $NaAu(CN)_2$、$NaAg(CN)_2$、NaCN、NaOH 等的水溶液。随着电解沉积的进行，溶液中金、银含量逐渐降低。一般来说，电流效率随电积贵液中金、银浓度的减少而降低。为提高电流效率，可采用 2～3 个电积槽串联的形式。另外，当贵液中的金、银络离子浓度降低到一定程度后，溶液中的金银络离子不能及时补充到阴极，使阴极附近的金、银离子浓度显著小于主体溶液中的浓度，阴极的电极电位因此而显著变负，产生浓差极化现象。浓差极化现象的产生将导致一些较负电性的杂质离子在阴极上沉积，降低阴极金泥的质量。为减小浓差极化，生产中通常采用加强电积溶液循环速度或适当提高溶液温度等办法，以提高金、银络离子的扩散速度，减小浓差。

电积溶液中含有一定量的NaOH，它的作用是改善电积贵液的导电性，保持溶液的碱度。如果碱度低，贵液中的氰化物会水解，产生氰化氢气体，污染环境，降低溶液中氰化钠的浓度，相应地降低氰化物对金、银的络合能力，在电积溶液中产生不良反应。此外，由于电积作业多与解吸作业构成闭路循环，溶液中氰化物浓度降低会直接影响解吸效率，降低金银回收率。

贵液中含有一定量的杂质，如铜、锌等，在贵液中以 $Zn(CN)_4^{2-}$、$Cu(CN)_4^{2}$ 形式存在。就电极电位而论，$Zn(CN)_4^{2-}$ 一般不会在阴极还原，而 $Cu(CN)_4^{4-}$ 则有可能还原成金属铜，这要视这些离子的浓度而定。在电积末期，溶液中的锌、铜离子浓度有可能比金、银高出很多，因而就可能会在阴极上析出。

此外，工艺流程中如有混汞作业，汞会与金一起进入整个金回收系统。某些金精矿含有少量杂质汞，也会进入金回收系统。金在阴极沉积之前，电积贵液中的汞会定量沉积，降低电积金泥的质量，也会给熔炼作业带来麻烦。

(2) 槽电压。

槽电压是电积槽内阴、阳极之间的电位差，可用电压表直接测量，也可由下式计算：

$$E_{槽} = \frac{V_1 - V_2}{N} \tag{3.2-17}$$

式中 $V_1$——电积槽的总电压，V；

$V_2$——导电母线上的电压降，V；

$N$——串联电积槽的个数。

槽电压包括理论分解电压、电积过程的超电压、电积贵液的电压降、金属导体的电压降以及接触点的电压降等，可表示为：

$$E_{槽} = E_{分解} + \Sigma IR \tag{3.2-18}$$

式中 $E_{分解}$ 是理论分解电压，$\Sigma IR$ 则包括其余各项的分压。

理论分解电压是施加于电积槽外部的，能产生电积作用的最小电源电压，它由阴极产物决定，对金电解沉积过程来说是一个定值。

任何一个电极反应，在一定的溶液浓度下都有一定的离子析出电位，但是，离子在电极上析出的实际电位要超过平衡电极电位。这个电位差值表明电积过程存在着一种与浓差极化不同的阻力。这种阻力是电极反应在电极表面进行时所遇到的，所以称为电化学极化。由此而产生的超电压称为电化学极化超电压，简称为超电压。超电压与温度、电流密度、溶液组成、电极材料等许多因素有关。生产中必须使氢的析出具有较高的超电压，尽可能减少其在阴极上析出的可能性，以保证金、银析出时有较高的电流效率。另外，选择合适的电极材料、控制适宜的电流密度也是非常重要的。

电积贵液的电压降与溶液的比电阻、相邻阴阳极的极间距以及极板上的电流密度有关：

$$E_R = D \cdot r \cdot L \qquad (3.2\text{-}19)$$

式中 $E_R$ ——电积贵液的电压降，V；

$D$——极板上的电流密度，$A/cm^2$；

$r$——电积贵液的比电阻，$\Omega \cdot cm$；

$L$——相邻阴阳极之间的距离，cm。

要降低 $E_R$，除控制极板上的电流密度外，还要想法减小电积贵液的比电阻，并在不发生极间短路的原则下尽量缩短极间距离。

金属导体电压降和接触点电压降一般都很小，约 0.1V。但接触点表面因腐蚀和污染会造成接触不良，因而大大增加接触点的电压降，故须及时检查处理。

(3) 温度。

电积贵液的电阻随其温度升高而降低。温度升高，贵液中的各种离子运动速度增大。所以在较高温度下进行电积，能够降低槽电压并减小浓差极化现象。但如果温度过高，贵液中的氯化氢蒸发量增大，即造成药剂消耗增大，又污染环境，并对电积作业产生不良影响。一般电积作业在常压下进行时，温度控制在 60～90℃，若电积作业在压力条件下进行，温度可控制得高一些。

(4) 电流密度。

电流密度是阴极或阳极单位有效面积上通过的电流强度。电流密度用下列公式表示：

$$D_0 = I/F \qquad (3.2\text{-}20)$$

式中 $D_0$—— 阴极电流密度，$A/cm^2$；

$I$ —— 电流强度，A；

$F$—— 每个电积槽内的阴极总面积，$cm^2$。

根据法拉第（Faraday）定律，在电积过程中，阴极产量与通过的电流成正比。提高电流密度就能相应地提高金属沉积产量，缩短电积时间。另一方面，由于电流密度提高，使阴极附近电积溶液的含金量贫化加剧，若金、银离子得不到及时补充，浓差极化程度就会增加，可能会电解产生氢。氢气阻碍银在阴极上粘附，使银呈海绵体脱落并堆积在槽底，情况严重时会造成阴、阳极短路。生产中，电流密度应根据电积贵液中金、银的含量而变化。例如，在解吸与电积构成闭路的流程中，电积初期，贵液含金品位较高，阴极电流密度应适当提高，到电积末期，贵液含金品位降低，阴极电流密度也要适当降低。有些炭浆厂，冬季电流密度控制得较低，而夏季则控制得较高，这是根据贵液含金量和温度而变化的。

（5）电积时间。

图 3.2-2 是电积过程中溶液含金量与电积时间的关系。图中曲线表明，在一定条件下溶液含金量与电积时间近似成直线关系。电流密度越大，直线斜率越大；电积时间越长，溶液中的含金量越低。因此，增加电积时间，能够提高金银回收率。但时间过长，电流效率会降低，电耗增大。一般情况下，电积贫液都返回解

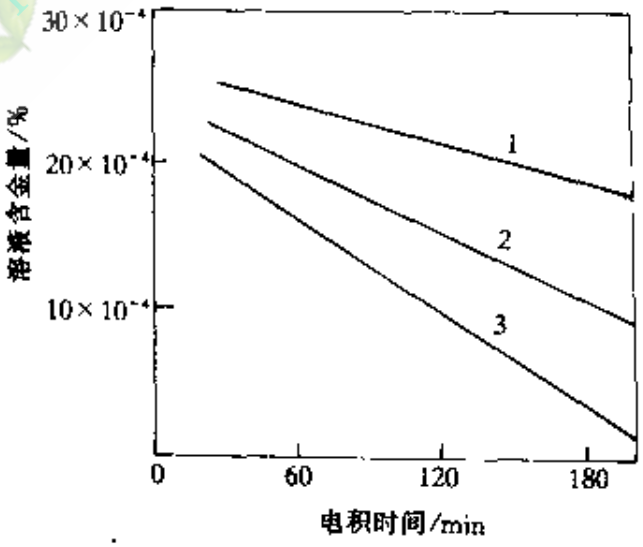



图 3.2-2 电积过程中溶液含金量与电积时间的关系

阴极电流密度：1— 20A/m²；2— 45A/m²；3 —70A/m²

吸系统循环使用，而排出电积系统的贫液则返回吸附系统，因此电积贫液中的金银直接损失很少，可以根据经济指标核算适当缩短电积时间。

### 3.2.5 电积槽

目前，工业电解沉积采用的电积槽从结构上可分为矩形和圆柱形两类。圆柱形电积槽与矩形电积槽相比，具有贵液流动均匀，不容易形成短路，电积效率高等优点。矩形电积槽中贵液多沿槽边流动，容易形成溶液短路，另外槽底易堆积沉积产物，容易造成电路短路。但矩形槽具有检修方便，载金阴极可以串动，有利于对各阴极沉积情况进行平衡等优点。

从型式上分，目前使用的电积槽主要有四种：美国矿物局发明的扎德拉(Zadra)电积槽、平行板电积槽、南非英美公司发明的 AARL 电积槽和南非矿业协会发明的 NIM 石墨屑电积槽，见图 3.2-3。

Zadra 电积槽有圆形和矩形两种，阴极框是用带孔的塑料板制作的，没有离子隔膜，成本较低。缺点是电流效率低，贫液含金量稍高。在工业生产中，由于采用解吸-电积闭路循环流程，因此对金、银总回收率不会有很大影响。

AARL 型电积槽采用同心圆结构，用半渗透性的阳离子交换膜将阴极液（电积贵液）与阳极液（24%的氢氧化钠溶液）隔离开。这种电积槽回收率很高，缺点是结构复杂，电解液温度太高时槽体容易变形，离子交换膜是固定在槽体框架上的，容易因槽体变形而断裂。

NIM 型电积槽也使用半渗透性的阳离子交换膜将阴极液和阳极液分开。阴极材料采用石墨屑，阴极液从电积槽底部给入，贫液从上部排出。同 AARL 型电积槽相比较，NIM 型电积槽具有更高的电积回收率。据试验，在相同条件下，AARL 型电积槽能使电积溶液含金量从 $500\times10^{-6}\sim600\times10^{-6}$ 降至 $10\times10^{-6}\sim20\times10^{-6}$，而 NIM 型电积槽则能降至 $5\times10^{-6}$ 以下。

电积槽的槽体材料最初采用聚乙烯，这种材料在较高温度下容易变形。后来采用玻璃钢或聚丙烯制作电积槽的槽体和阴极框。

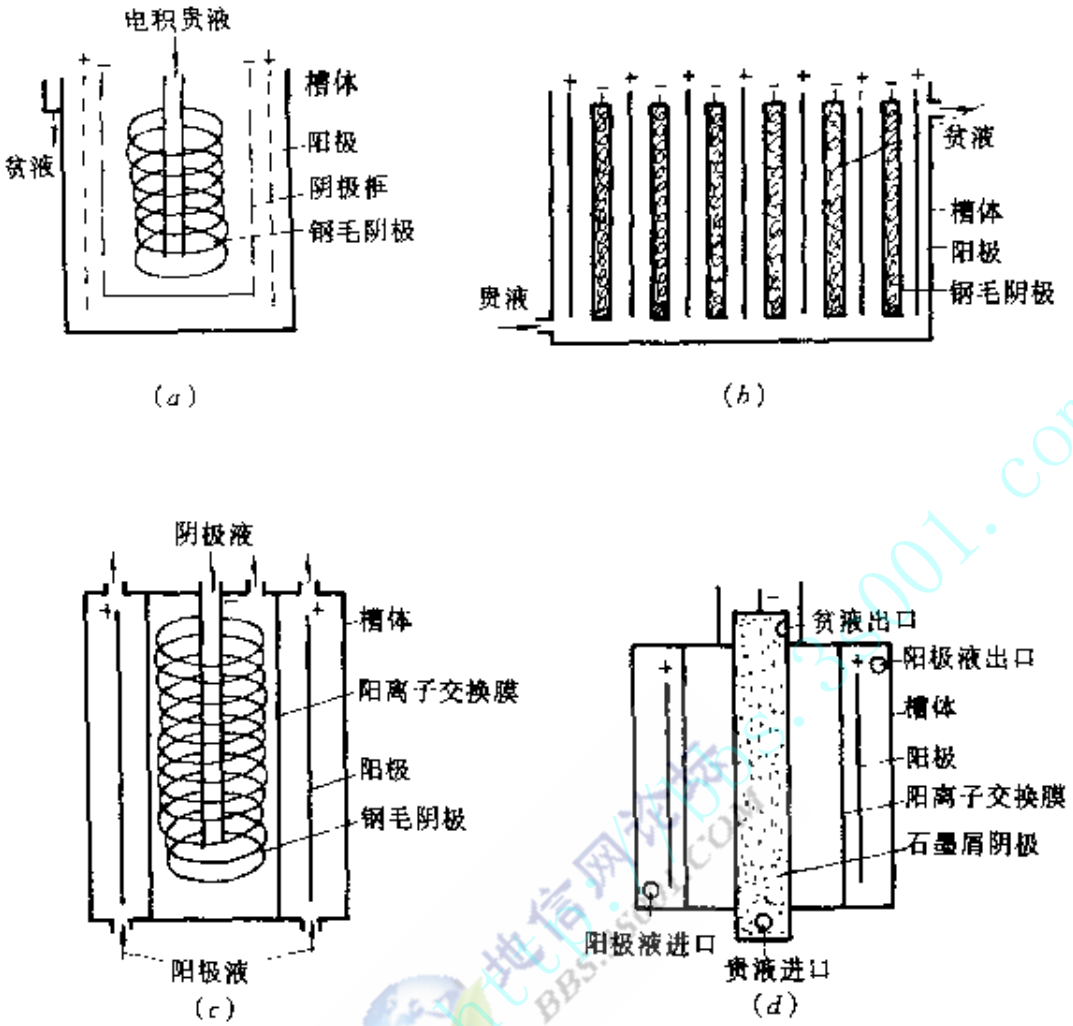



图 3.2-3　电积槽的型式

聚丙烯塑料在 90℃温度下仍保持足够的机械强度，变形较小。尽管如此，为进一步增加强度，减小变形，制作电积槽时须配金属骨架。值得注意的是电积槽的进液口和出液口，由于应力集中且经常受热胀冷缩作用，接口极易开裂，造成贵液泄漏。为解决这个问题，可将进液管、出液管与槽体进行弹性连接。有的炭浆厂使进液管从槽体上部进入槽内，不与槽体直接对接，效果更好。

阳极一般用不锈钢板制作，也有用石墨的。用不锈钢板时，板厚 1.5～2.0mm，板面均布 $\phi$5mm 的孔，呈筛板状，以保证电积液能均匀通过。

阴极材料一般用钢毛，也有用石墨屑的。钢毛最适宜于金电

积，它比表面积大，电流密度小，容量大，易于洗脱电积金泥，价格便宜。钢毛材质最好采用纯铁，不锈钢毛不宜用作电积阴极材料，因为它含其他元素较多，会给以后的熔炼作业带来麻烦。此外，还有用活性炭纤维作阴极材料的，这种材料的特点是电积金泥不用洗脱，可直接燃烧熔炼；对电流密度的要求不很严格。

阴极框一般用聚丙烯制造，框的侧面均布小孔，以保证电积液能均匀通过。为便于装填和取出阴极材料和金泥，阴极框应至少有一个侧面是可拆卸的。

此外，澳大利亚发明了一种 Micron 矩形试验电积槽，用铝箔作阴极，金在铝箔上沉积，电积后的铝箔阴极用酸或碱溶液洗涤，将铝溶解，得到相当纯的金片。

### 3.2.6 操作管理

在电解沉积的操作管理中，除对电积贵液的成分、槽电压、电积温度、流量、电流密度等进行定时测定、调整外，还要注意做好以下工作。

(1) 阴极的移动。国内炭浆厂多使用平行板电积槽，这种电积槽的特点之一是阴极含金量由进液端向出液端逐渐降低。阴极的载金量是有限的，当达到容量极限时，就会降低电积效果。另外，阴极上充满了沉积的金泥后，也会阻碍电积溶液的均匀通过。因此，阴极上沉积金泥达到一定程度后，要及时取出，并补充新的阴极，以保证电积作业继续正常进行。

一般地，每公斤钢毛阴极可载 7kg 金和银。生产中可计算或根据经验确定提取阴极的时间和提取数量。提取的程序为先从进液端提出若干个旧阴极，然后将剩余阴极逐级往前串动，最后在排液端补充相同数量的新阴极。提取旧阴极时，除考虑载金量外，还要看钢毛的状况。有些情况下，钢毛因腐蚀和其他原因会溶解，可视具体情况补充或更换新钢毛。

(2) 清理槽底沉积物。在电积槽的底部，往往沉积着许多脱落的金泥，这是由于阴极负载量过大或银在阴极上沉积不牢脱落的。当沉积物太多时，可能会在槽底将阴极和阳极连接起来，造

成极间短路。因此要经常检查槽底沉积物的情况，沉积物太多时要及时清理。此外，要保证电积槽前的过滤器正常工作，防止载金炭中的矿泥和粉炭随贵液进入电积槽。

(3) 电接点检查。阴极和阳极一般是用软连导线与母线板连接的。由于电积贵液具有很强的腐蚀性，很容易造成电接点腐蚀，大大增加接点处的电压降，降低电积效率。因此，必须定期检查各接触点，并及时消除腐蚀和虚接。此外，在阴极框中，钢毛与阴极探棒接触，阴极探棒长期处于强碱性的热溶液中，容易结垢，也会大幅度增加阴极与探棒之间的接触电压降。因此必须定期清洗阴极探棒表面，改善其与钢毛的接触性能。

## 3.3 熔炼

电解沉积的金泥含金量比锌粉置换金泥高，约为 30%～50%，还含有相当数量的银和少量贱金属、石英砂、炭泥等杂物。电积产品除金泥外，还有少量碎钢毛，约占含金量的 5%～20%。为了充分回收金泥中的银，并去除贱金属杂质，电积金泥和钢毛在熔炼前须先进行酸洗，以分离金银。

### 3.3.1 金银分离

金银分离采用硝酸法，其基本原理是使银及其他贱金属与硝酸反应，生成可溶性的硝酸盐，而金不与硝酸反应，沉积在反应容器底部，从而达到金银分离的目的。

对一般金银合金锭进行硝酸法分离时，要求银的含量必须大于 75%，以防止颗粒表面被致密的金膜包裹而影响反应顺利进行。但对电积金泥而言，由于金银在还原过程中沉积速度和在阴极上吸附性能不同，形成的产物比较松散，颗粒细小，很少存在银被金包裹的状态。因此，用硝酸法对电积金泥或载金钢毛进行分银时，对银的含量要求并不严格，直接用硝酸法分离，同样可达到精炼的目的。

在电积产出的金泥和钢毛中，含有较高浓度的氰化物和氢氧化物及少量氯离子（来自氢氧化钠中），在分银前，必须先用水对

金泥进行反复洗涤，以防加酸时产生HCN气体危及人身、污染环境，影响金银分离效果。

水洗后的金泥在反应容器中所占的容积不能太大，以20%为宜。在初始阶段，由于硝酸与金泥反应非常剧烈，要求加酸遵循少量勤加的原则，不能一次加量过多，以防跑槽造成金属流失。初始阶段也不能加热搅拌。待反应平稳后方可进行加热和搅拌，以提高反应速度。加酸量和加水量根据反应情况灵活掌握，一般调整液固比为3∶1。

对于载金钢毛，可预先用10%～15%的硝酸（用热水配制）将其溶解，然后与电积金泥一并处理。也可将载金钢毛烘干后配以一定量的硝石、石英砂和硼砂混合熔炼，然后泼珠进行金银分离。

用硝酸法进行金银分离是分阶段进行的。每一阶段反应完后，将溶液与沉淀物分离，并用热水洗涤沉淀物2～3次，使已溶银及其他贱金属与金充分分离，并克服银表面的钝化现象，以利于下阶段反应的顺利进行。

添加硝酸时，开始应加稀硝酸，随着反应的进行，硝酸浓度逐步提高。这样不仅可节省硝酸用量，而且能使反应进行得比较彻底。一般地，在初始阶段，硝酸∶水为1∶（4～8），反应后期，硝酸∶水为1∶（2～4）。这是因为在初始阶段，银及其他贱金属的含量比较大，尤其是载金钢毛形成的金泥，含铁量比较大，只有加稀硝酸，才能使银、铁等得到充分的浸溶，并避免三价铁离子的产生，以免给后续作业带来麻烦。从下面的反应式也可看出，采用稀硝酸与浓硝酸会产生不同的耗酸量，这是由于浓硝酸与稀硝酸在反应过程中被还原为不同的产物所致。

$$Ag + 2HNO_3(浓) = AgNO_3 + NO_2\uparrow + H_2O \quad (3.3\text{-}1)$$

$$3Ag + 4HNO_3(稀) = 3AgNO_3 + NO\uparrow + 2H_2O \quad (3.3\text{-}2)$$

$$Cu + 4HNO_3(浓) = Cu(NO_3)_2 + 2NO_2\uparrow + 2H_2O \quad (3.3\text{-}3)$$

$$3Cu + 8HNO_3(稀) = 3Cu(NO_3)_2 + 2NO\uparrow + 4H_2O \quad (3.3\text{-}4)$$

$$4Zn + 10HNO_3(很稀) = 4Zn(NO_3)_2 + NH_4NO_3 + 3H_2O \quad (3.3\text{-}5)$$

在金银分离反应后期，银及其他贱金属的含量已很少，而金的含量则高达90%左右，此时只有加入较浓的硝酸并加强搅拌，才能使银及其他贱金属充分溶解，进一步提高金泥质量。

实践证明，在硝酸法分银过程中，对反应物进行加热是非常必要的。一般反应温度控制在90℃左右为宜，温度太低，反应速度慢，温度过高，操作难以控制，且硝酸分解严重。

金银分离反应结束后，用热水对沉淀的金泥进行充分的洗涤，如用开水浸煮洗涤效果更好。洗涤后的溶液要确保呈中性，并且加入食盐水后不再出现白色沉淀。经硝酸法处理后的金泥品位一般可达90%以上，经过滤、烘干后即可熔炼。

### 3.3.2 银的回收

硝酸法分离出的溶液中，除含有硝酸银及其他贱金属硝酸盐外，还含有少量的微细粒金泥，因此在处理溶液之前，必须通过沉淀或过滤的方法加以回收，以减少金的损失。

往溶液中缓慢地添加食盐水或盐酸并进行搅拌，得到氯化银沉淀。直至加入食盐水后不再出现白色沉淀为止。反应如下：

$$AgNO_3 + NaCl = AgCl\downarrow + NaNO_3 \quad (3.3\text{-}6)$$

添加食盐水或盐酸时，必须严格掌握添加量和添加速度。如果添加过量，生成氯化银沉淀的反应进行得是完全的，但过量的氯离子会产生氯化银络合物，使银反溶：

$$AgCl(固) + Cl^- \rightleftharpoons [AgCl_2]^- \quad (3.3\text{-}7)$$

有时溶液中形成氯化银微粒，长时间不能沉淀，此时可加热水稀释，溶液即可很快沉清。但有时溶液发生浑浊现象，一般是由于溶液含$Fe^{3+}$较多所致。这种情况下，加稀释水或絮凝剂都不能使溶液澄清。此时可加火碱溶液，使溶液中的各种金属以氧化物或氢氧化物的形式沉淀：

$$2Ag^+ + 2OH^- = 2AgOH = Ag_2O\downarrow + H_2O \quad (3.3\text{-}8)$$

$$Fe^{3+} + 3OH^- = Fe(OH)_3\downarrow \quad (3.3\text{-}9)$$

应当指出，这种情况下银是以氧化银形式沉淀的，由于一些贱金属氧化物或氢氧化物也同时沉淀，冶炼后银的质量将会受到较大影响。

对于氯化银有多种处理方法。有些厂矿将氯化银洗至中性，烘干后与碳酸钠混合熔炼。由于氯化银在高温下（750℃以上）具有猛烈的挥发性，将增大银的损失。同时对坩埚腐蚀性也比较大，因此处理大批量氯化银时不宜采用此法。国外有些厂矿将氯化银熔铸成扁锭再分层加入细铁丝和5%的稀盐酸进行置换，得到海绵银后再进行熔炼：

$$AgCl + Fe + Cl^- = Ag + FeCl_2 \qquad (3.3\text{-}10)$$

将氯化银用氨水浸出，得到氯化银氨络合物溶液，然后用20%的水合肼将银还原，经洗涤、烘干后熔炼：

$$AgCl + 2NH_3 \cdot H_2O = Ag(NH_3)_2Cl + 2H_2O \qquad (3.3\text{-}11)$$

$$4Ag(NH_3)_2Cl + N_2H_4 \cdot H_2O = 4Ag\downarrow + N_2\uparrow + 4NH_3\uparrow + 4NH_4Cl + H_2O \qquad (3.3\text{-}12)$$

这种方法成本相对较高，尚未普遍推广。

锌粉置换是比较成熟的一种方法，应用很广泛。所得银的品位和回收率都比较高：

$$2AgCl + Zn = 2Ag + ZnCl_2 \qquad (3.3\text{-}13)$$

$$AgCl + Zn + H_2O = Ag\downarrow + Zn(OH)Cl + \frac{1}{2}H_2\uparrow \qquad (3.3\text{-}14)$$

在锌粉置换前，要预先用热水将氯化银洗涤4～5次，使之呈弱酸性。氯化银锌粉置换是放热反应，如果水太少，会产生喷溅现象，而且反应不彻底；若加水太多，锌粉耗量大。一般加锌粉前将氯化银液固比调至2∶1为宜。

添加锌粉应缓慢连续进行，且需加强搅拌。反应结束后再用热水洗涤银泥5～6次，除净可溶性的及其他盐类。最后将银泥过滤、烘干后加熔剂熔炼。

### 3.3.3 熔炼

金银分离后的金泥、银泥中，杂质含量明显降低，纯度大幅度提高。可作为熔炼原料直接熔炼铸锭。熔炼大致可分为两个过程，一是贱金属的氧化造渣，二是渣相与金属相的分离。熔炼最重要的任务是选择良好的渣相，使金、银完全从渣中脱离出来。对炉渣成分及性质的控制是通过选配炉料实现的。配料时根据金泥或银泥的成分、渣的成分及渣量，确定加入溶剂的品种和数量。炉渣成分的选择原则是：炉渣熔点要高于贵金属合金的熔点，一般在1100℃；渣量要少，比重要小，流动性要好，对贵金属的溶解能力要低。

炼金过程常用的熔剂分为三大类。一是造渣熔剂，主要有硼砂（$Na_2B_4O_7$）、石英（$SiO_2$）、碳酸钠（$Na_2CO_3$）和萤石（$CaF_2$）等。其作用是与贱金属氧化物进行造渣反应生成炉渣；二是氧化熔剂，主要有硝石（$KNO_3$）、二氧化锰（$MnO_2$）。其作用是提供氧，使炉料中的贱金属和硫化物氧化以便造渣；三是还原熔剂，主要是铁屑和焦炭粉。其作用是还原贱金属氧化物，主要还原氧化铅。

炼金炉料的合理配制是炼金过程顺利进行的保证。配剂的方法可以采用理论计算，也可根据经验配料。生产中这两种方法经常互为补充。

进行理论计算必须首先弄清氧系数和熔剂系数。氧系数是氧化单位量金属或硫所需氧的单位数。例如：

$$\underset{65}{Zn}+\underset{16}{O_2}+\text{热}\longrightarrow ZnO_2$$

式中 65 和 16 分别为锌和氧的原子量。

锌的氧系数为：$\frac{16}{65}=0.246$。

熔剂系数是单位量的金属或硫氧化时所需某种氧化熔剂的量。如：

$$\underset{32}{S}+\underset{2\times 85}{2NaNO_3}+\text{热}\longrightarrow Na_2O+2NO+SO_3$$

硫的硝石系数为：$\frac{170}{32}=5.3$。

通过上述计算，可以得到各种物质的氧系数和熔剂系数，据此就可知道氧化单位量的金属或硫所需氧的单位数和氧化熔剂的单位数。表 3.3-1 是各种物质的氧系数和熔剂系数。

**表 3.3-1　各种物质的氧系数和熔剂系数**

| 物质名称 | 相对原子质量或相对分子质量 | 氧化物 | 氧系数 | | 熔剂系数 | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | 酸 | 碱 | $NaNO_3$ | $MnO_2$ |
| Cu(一价) | 63 | $Cu_2O$ | | 0.127 | 0.46 | 0.70 |
| Zn | 65 | ZnO | | 0.246 | 0.87 | 1.35 |
| Pb | 207 | PbO | | 0.077 | 0.28 | 0.43 |
| Fe | 56 | FeO | | 0.285 | 1.01 | 1.57 |
| S | 32 | $SO_3$ | | | 5.30 | 8.30 |
| CaO | 56 | CaO | | 0.285 | | |
| $NaNO_3$ | 85 | $Na_2O$ | | 0.094 | | |
| $MnO_2$ | 87 | MnO | | 0.184 | | |
| $Na_2CO_3$ | 100 | $Na_2O$ | | 0.151 | | |
| $Na_2O$ | 62 | $Na_2O$ | | 0.258 | | |
| $SiO_2$ | 60 | $SiO_2$ | 0.534 | | | |
| $NaB_4O_7$ | 202 | $2B_2O_3 \cdot Na_2O$ | 0.477 | 0.079 | | |

理论计算是以金泥的组成为依据的，因此必须有金泥的成分分析资料。渣的硅酸度不同，需要的熔剂量也不同，因此要首先确定炉渣的硅酸度。金银分离后的金泥，熔炼时一般控制硅酸度为 1.4～1.6，银泥熔炼时一般控制炉渣硅酸度为 1.2～1.4。实践证明，金泥或银泥中含锌量高时（大于 15%），熔剂中硼砂与石英的比例以 2∶1 为好，反之，含锌量低时，以 1∶1 为宜。

炼金是在 1200～1300 C的高温下进行的，影响熔炼的因素比较多，主要的有温度、熔剂加入量及熔炼时间等。

(1) 温度的影响。金的熔点为1064℃，熔炼造出渣的熔点要求大于1100℃左右，因此温度是熔炼过程中最主要的控制因素之一。一般地，熔炼的温度高于炉渣的熔点，温度控制得越高，贱金属氧化得越完全，金的纯度越高，金从渣中分离得越完全，金在渣中的损失越少。但是，金的挥发随温度升高而增加，这个因素不容忽视。在1300℃以下，金的挥发很小，可忽略不计，超过1300℃时，金的蒸汽压明显升高，挥发损失显著增大。一般炼金温度控制在1250～1300℃。

(2) 熔剂加入量的影响。从热力学观点看，加入的氧化剂越多，分解出的氧就越多，贱金属的氧化反应进行得越完全，金的纯度就越高。但是，大量加入氧化剂对坩埚和炉子的耐火材料腐蚀严重，特别是使用石墨坩埚时，极易造成坩埚氧化穿孔，致使金属流失。一般来说，造渣剂加入的量大，造成的渣比重小，流动性好、金在渣中的损失小，且熔点又符合要求。但加入量太大会造成不必要的消耗，提高冶炼成本。

(3) 熔炼时间的影响。从广义上讲，熔炼时间长，造渣彻底，炼出的成品金质量好。但是，时间过长，能量消耗大，坩埚使用寿命缩短，金的挥发损失相应增大。因此，熔炼时间的确定须慎重考虑。

熔炼产物除成品金银外，还有炉渣、冰铜等。炉渣中含金银不多，一般在100g/t以下。大多数炭浆厂将炉渣返回氰化系统处理，以充分回收渣中的金银。也有用重选法回收金银的，但必须充分磨细，而且重选后的渣含一些微细粒金银，仍不能废弃，还需返回氰化系统。也可把炉渣积存起来，销售给冶炼厂。

### 3.3.4 中频感应电炉在金银冶炼中的应用

以往的金银冶炼多采用焦炭炉、油炉或箱式电炉，近年来，中频感应电炉广泛地应用于金银冶炼，并且在生产中越来越显示出其重要性。

中频感应电炉由炉体1、液压倾斜装置2、感应线圈3、坩埚4、炉嘴6和炉盖7等组成，见图3.3-1。

中频感应电炉使用石墨坩埚或碳化硅坩埚，坩埚本身属中性材料，抗药性较好，能够适应各种金银原料的熔炼，而且具有操作方便、热辐射小、劳动强度小、工作环境好等优点。使用中频感应电炉需注意以下几点：

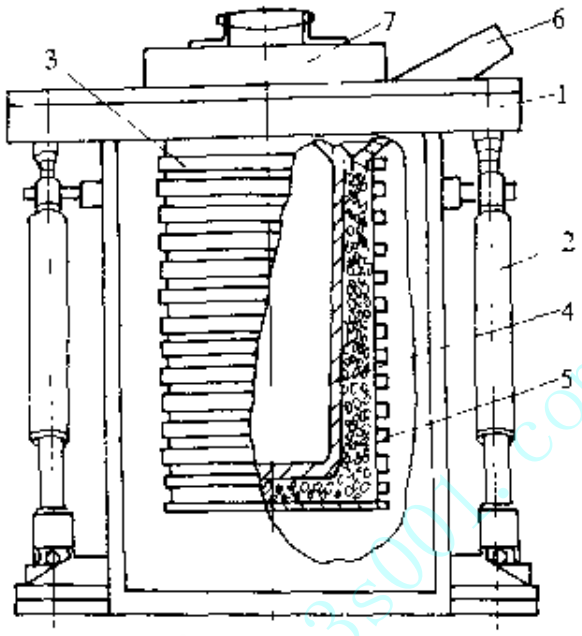



图 3.3-1　中频感应电炉示意图

1—炉体；2—液压倾斜装置；3—感应线圈；4—坩埚；5—充填物；6—炉嘴；7—炉盖

（1）筑炉。坩埚在使用前要用筑炉充填料筑在感应线圈内。筑炉时，要求筑炉充填料（石英砂）内不含有导电性杂质，坩埚应放置在线圈内正中央，坩埚底部应高于底部线圈 1.5～2.5 匝。石英砂用 5%～10%的水玻璃拌匀，坩埚底部和侧面充填较粗粒级的石英砂。水玻璃用量应尽可能少，以用手攥后不散团、不出水为宜。

（2）添加炉料时，应戴上绝缘手套，用小铲从电炉侧后部缓慢均匀添加。炉料不宜太干，以免造成微细粒金泥飞扬损失，也不宜太湿，以免引起坩埚内“放炮”现象及能量消耗增加。

（3）熔炼过程中，必须保证感应线圈内的冷却水畅通。经常检查炉体和线圈，防止发生短路。坩埚使用后期，要密切注意其状况，如发现有砂眼、破损或壁厚不够尺寸等，必须及时更换。

（4）连续熔炼时，中间空埚时间不宜太长，以免缩短坩埚使用寿命、增加电耗。熔炼结束后，应用炉盖将坩埚盖好。停炉后，感应线圈内的冷却水不要立即关闭，应保持到炉体冷却后再关闭。

（5）熔炼过程中，如发现坩埚有小砂眼或小面积破损，为了继续维持使用，可用熔化的沥青和以石墨粉进行简单修补。修补

后经烧结即可重新使用。

（6）石墨坩埚在熔炼时本身具有一定的还原作用，因此在熔剂的使用和配比方面应与普通粘土坩埚区别对待。

顶级地质论坛 www.bbs.3s001.com/

# 4 炭 再 生

## 4.1 炭再生的重要性

活性炭再生是当活性炭吸附了大量杂质后降低或失去了吸附能力，为除去这些被吸附的杂质，使炭重新恢复吸附活性所采取的技术措施。在炭浆法工艺中，炭吸附系统是一个多组分共存的复杂体系，活性炭在该体系中除对金银有选择性吸附外，对各种有机物（主要是润滑油、挥发油以及絮凝剂和浮选药剂等各类化学药剂）和贱金属氧化物（主要是 $CaCO_3$、$MgCO_3$、$Fe(OH)_3$、$SiO_2$ 等）也有很强的吸附能力。这些物质在解吸系统中很难被除去。随着活性炭不断循环使用，这类物质在炭上不断积累，炭的微孔内就会积存大量杂质，减小可利用的微孔表面，甚至会造成微孔堵塞，从而使炭对贵金属的吸附活性降低甚至丧失。

同一种活性炭在工艺流程中各点的活性是不同的，随着活性炭在吸附流程中滞留时间的延长，其吸附活性逐渐降低。图 4.4-1 是从工艺流程中各点取出炭样，进行动力学活性分析，并与新鲜活性炭的吸附活性相比较所绘制的典型动力学活性曲线。

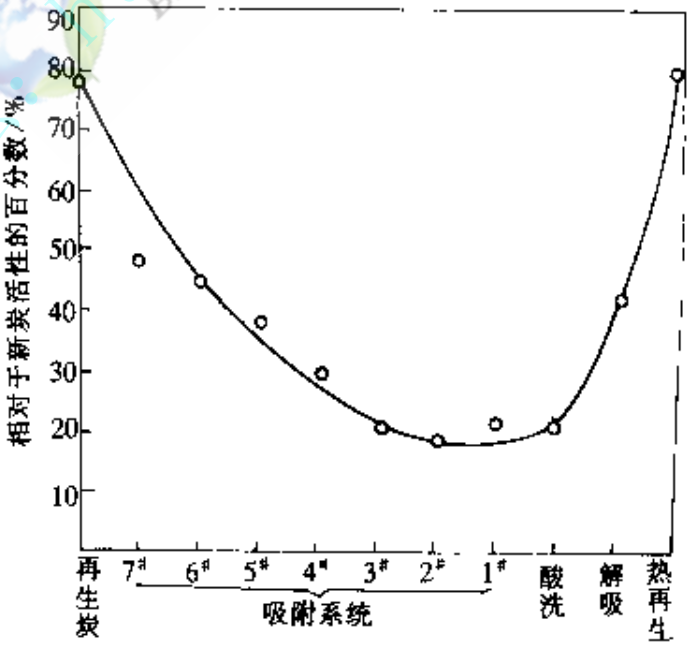



图 4.1-1 工艺流程各点活性炭的动力活性曲线

活性炭吸附活性降低的原因是复杂的，可归纳为以下几点：

(1)无机物污染。当矿浆 pH 值偏高时，矿浆中形成的 $CaCO_3$、$MgCO_3$ 等，沉积物很容易沉积于炭表面；矿浆中含有石英微粒、粘土或焙砂（主要含 $SiO_2$、赤铁矿等）之类的物质，也会粘附于炭表面，堵塞活性炭的微孔通道，从而降低其吸附活性。

(2)有机物污染。矿浆中有时会混有各种油类（如机械油、挥发油等）和有机化学药剂（如洗涤剂、絮凝剂、浮选药剂等），活性炭的外表面很容易被这些有机物覆盖，堵塞微孔入口，微孔的内表面也很容易吸附这些物质，从而极大地影响炭的吸附活性。

(3)炭中含有未活化的木屑和塑料粉末等，降低炭的活性。

(4)活性炭细孔内的活性点减少以及炭的微孔发生变形（微孔扩大，表面积减小）。

综上所述，在吸附系统中的活性炭会因污染和磨损而迅速降低其活性。如不及时进行再生以恢复其活性，正常的生产将无法维持。

## 4.2 炭再生工艺

活性炭再生包括酸洗和加热再生两部分。国内常用炭再生流程示于图 4.2-1。酸洗的目的是为了除去活性炭上吸附的贱金属

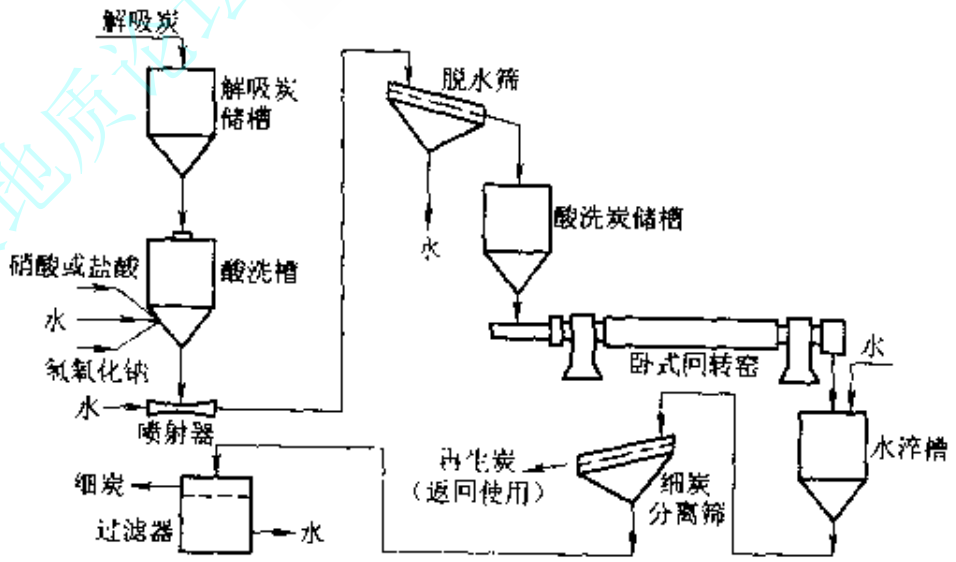



图 4.2-1 国内常用炭再生流程

氧化物，位于加热再生之前。这是为了防止贱金属氧化物在加热再生过程中对炭的燃烧起催化作用。酸洗可以用盐酸，也可以用硝酸。可以在解吸作业前进行，也可以在解吸作业后进行。国内炭浆厂多在解吸作业后进行。国内外生产实践表明，酸洗只能除去炭上吸附的无机化合物的一部分，只能恢复活性炭的碘值和四氯化碳值，降低炭的无机灰分，对炭的吸附容量和吸附速度改善不完全。而加热再生则可以除去炭上吸附的有机灰分，并能使大部分无机灰分受热分解。经过加热再生后，炭的吸附容量和吸附速度得到充分恢复，吸附活性可达到或接近新炭水平。因此，加热再生是炭再生过程的主要和必要手段。

### 4.2.1 酸洗

酸洗作业通常在常温下进行。以一定床体积（一般为2倍炭床体积）的稀酸溶液（硝酸或盐酸）及水、稀苛性钠溶液（一般为1%左右）各对解吸炭浸泡一段时间（0.5～1.0h）。每种溶液浸泡前都须将前面用的溶液排尽，然后用2～3倍炭床体积的水冲洗，除去溶解物，并使炭恢复中性。

当酸洗在解吸作业前进行时，有的炭浆厂不另设酸洗槽，酸洗在解吸柱内进行。酸洗的过程与在酸洗槽内相同。但须注意，由于解吸柱多用不锈钢制作，在解吸柱内进行酸洗只能用硝酸，不能用盐酸，以防解吸柱及管路遭腐蚀。正常生产中，为了设备安全，提高工作效率，酸洗作业最好在专用酸洗槽内进行。

酸洗时，酸浓度不宜过大，因为浓酸（尤其是浓硝酸）对活性炭有软化作用，使活性炭变得软而易碎。也不宜过小，否则达不到酸洗的目的。一般情况下，酸浓度控制在5%左右。酸洗以浸泡为主，不宜进行强烈搅拌，否则会产生过多细炭，增大炭损失，并使酸洗反应变得过于激烈而难以控制。酸洗过程中加稀苛性钠溶液的目的一方面是为了中和被炭吸附的余酸，另一方面可溶解炭上吸附的碱溶性物质。

使用硝酸和盐酸都能改变炭的表观密度，降低灰分，提高吸附速度。用两种酸洗涤的效果差别不大。

酸洗时间取决于反应的完全程度，与酸溶液浓度、炭上无机物的含量以及杂质在炭上的分布等因素有关。图4.2-2为用5%硝酸溶液对某炭浆厂解吸炭进行酸洗的结果，由图中看出，有效洗涤时间为30min左右，前10min洗涤速度非常快，超过40min以后，炭的重量渐趋恒定，无机物溶解速度极慢。

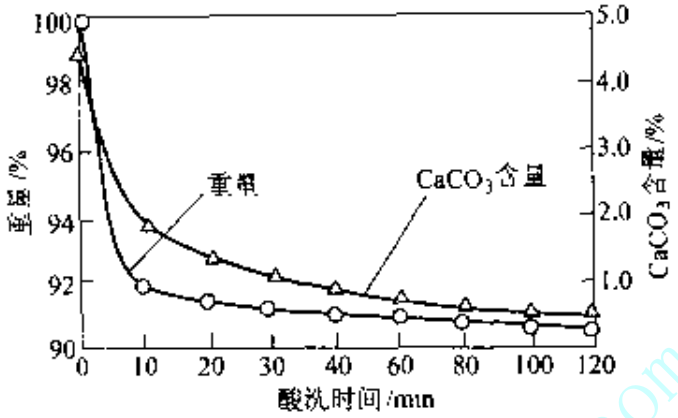



图4.2-2 时间对酸洗效果的影响

经过酸洗后，炭的各有关性能指标都会得到改善，如$CaCO_3$含量、表观密度、灰分等，吸附活性可恢复到新炭的30%～50%。表4.2-1是某炭浆厂解吸炭经过酸洗后与新炭的对比结果。

表4.2-1 某炭浆厂解吸炭酸洗结果

| 活性炭 | $CaCO_3$含量/% | 表观密度/kg·m$^{-3}$ | 灰分/% | 吸附速度/% |
|---|---|---|---|---|
| 解吸炭 | 4.05 | 625 | 12.4 | 6.86 |
| 酸洗炭 | 1.36 | 588 | 6.4 | 21.30 |
| 新炭 | 0.36 | 476 | 0.6 | 63.27 |

注：吸附速度测定：1g活性炭在$1.64\times10^{-6}$的原液中搅拌吸附60min，活性炭对溶液中金的吸附百分数。

### 4.2.2 加热再生

加热再生过程包括四个步骤：干燥、炭化、炭化物的去除、冷却。其基本原理如图4.2-3所示。

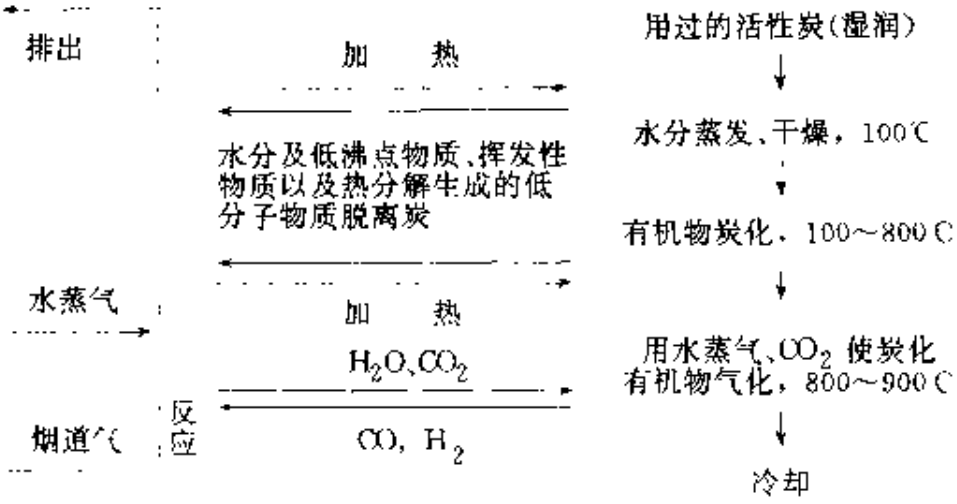



图 4.2-3 加热再生原理示意图

4.2.2.1 干燥

给入再生设备的炭含水量一般在 40%～50%。干燥过程的主要目的是使炭微孔内的水分蒸发掉。温度在 100～150℃。在此温度下，一少部分物质受热分解，或因水蒸气的蒸馏作用而被除去。

4.2.2.2 炭化

干燥脱水后的活性炭继续加热至 700℃左右，在加温过程中，沸点较低的组分相继挥发脱附，处于吸附状态的高沸点组分受热分解，生成的低分子物质一部分脱附，残留物则炭化。这部分炭化物有可能引起活性炭微孔堵塞和变形，从而降低炭的有效表面积。

4.2.2.3 炭化物的去除

炭化了的有机物必须用水蒸气、二氧化碳和氧等气体使之气化，并从微孔中除去。在此过程中最重要的是只让附着在活性炭上的有机炭化物汽化，而保证活性炭本身的基质不受损失。这需要严格控制再生温度和再生气氛。用于炭再生的气体中，氧对炭的基质损害最大，因此对其含量必须严格控制，一般不能超过 2%。生产实践中，一般用干蒸气作为汽化气体，这是因为水蒸气比较易得，在炭的干燥阶段，活性炭被干燥的同时，也产生了作为汽化气体的水蒸气。若用其他气体，则需另外输入。此外，水

蒸气可保护炭少受损失。

加热再生的化学反应基本属于水煤气反应。用水蒸气汽化时，不可避免地会有氧渗入再生窑，参加反应。反应式为：

$$2C + O_2 + H_2O \longrightarrow CO\uparrow + CO_2\uparrow + H_2\uparrow \quad (4.2\text{-}1)$$

$$C - H_2O \longrightarrow H_2\uparrow + CO\uparrow - 130.377J(\text{无氧时}) \quad (4.2\text{-}2)$$

如果用二氧化碳作为汽化气体，反应式为：

$$C + CO_2 \longrightarrow 2CO\uparrow - 170.781J \quad (4.2\text{-}3)$$

4.2.2.4　冷却

从再生设备中排出的再生炭，可以水淬冷却，也可在空气中自然冷却。水冷可使炭的机械强度有所增加，但活性稍有降低。空气中冷却的再生炭机械强度比较低，炭的损失较大，但活性较水冷炭稍高一些。这是因为目前常用的卧式再生窑排出的再生炭温度比较高，一般在750～800℃左右，呈微红热状态，进入空气中遇氧产生燃烧反应，从而改变炭的孔隙结构，导致上述结果。

## 4.3　加热再生条件

再生效果的好坏取决于再生作业条件的控制。最佳再生条件的制定受多种因素的影响，如活性炭类型、炭被污染的程度、再生设备的性能等。因此不可能制定出一个通用的标准。不过，活性炭再生作业原则上应达到下述目的：再生过程中炭的损失最小，再生炭具有较高的吸附活性和抗磨损能力。但炭的吸附活性与抗磨损能力是相互制约的两项指标，即吸附能力越高的活性炭，其抗磨损能力相对越低，反之亦然。因此，必须兼顾各项指标，综合考虑，确定出最佳再生条件。

### 4.3.1　再生温度

温度是加热再生的重要条件。随着温度升高，活性炭的灰分降低，磨损损失增大，抗磨能力降低，吸附速度加快，活性增加，见表4.3-1。

表 4.3-1　温度对炭再生效果的影响

| 再生温度 /℃ | 表观密度 /kg·m⁻³ | 灰　分 /% | 磨损损失 /% | 吸附速度 /% |
|---|---|---|---|---|
| 650 | 650 | 17.3 | 0.55 | 35.92 |
| 700 | 650 | 16.2 | 0.62 | 36.84 |
| 750 | 650 | 14.8 | 0.67 | 36.91 |
| 810 | 630 | 14.4 | 1.07 | 40.02 |

注：1. 活性炭在再生窑内滞留时间 30min；　2. 给炭含水 39%；
3. 测定条件是非标准的，表中数据为相对值。

在干燥、炭化阶段，升温不宜太快。特别是炭化阶段，如果升温太快，对活性炭的活化会产生极坏的影响。在 815℃以上的温度进行活化时，活性炭本身不可避免地要被烧失，这种烧失还受活性炭内部浸入的水蒸气和二氧化碳气体多少的影响。在高温加热再生时，这种损失占活性炭损失量的大部分。因此，实践中干燥和炭化阶段的温度一般控制在 400～700℃以下，活化阶段的温度控制在 650～800℃。实际上，由于水蒸气和炭的吸热作用，实际温度一般在 750℃左右。

### 4.3.2　再生时间

所谓再生时间是指在活化阶段水蒸气与活性炭反应的时间。延长再生时间，产生与表 4.3-1 同样的规律。目前无法准确给定再生时间，实践中一般控制炭在再生窑内的滞留时间。滞留时间对再生效果的影响见表 4.3-2。生产中最佳滞留时间由试验确定，通常控制在 20～30min。再生时间过长不仅会增加炭的损失率，严重时还会使已经恢复的吸附活性再次失掉。

表 4.3-2　滞留时间对再生效果的影响

| 滞留时间 /min | 表观密度 /kg·m⁻³ | 灰　分 /% | 磨损损失 /% | 吸附速度 /% |
|---|---|---|---|---|
| 20 | 630 | 14.5 | 0.14 | 38.14 |
| 30 | 630 | 14.5 | 0.27 | 39.19 |
| 40 | 610 | 14.2 | 0.39 | 43.08 |
| 50 | 600 | 13.5 | 0.41 | 43.86 |

### 4.3.3 再生气体

可用于活性炭再生的气体有水蒸气、二氧化碳（$CO_2$）和烟道气等。上述气体和炭（包括活性炭基质和炭化物中的炭）的反应为：

$$H_2O + C \longrightarrow CO\uparrow + H_2\uparrow - 130.379J \qquad (4.3\text{-}1)$$

$$CO_2 + C \longrightarrow 2CO\uparrow - 170.781J \qquad (4.3\text{-}2)$$

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2\uparrow + 393.685J \qquad (4.3\text{-}3)$$

$$C + \frac{1}{2}O_2 \longrightarrow CO\uparrow + 110.353J \qquad (4.3\text{-}4)$$

由反应式发现，水蒸汽及二氧化碳与活性炭的反应为吸热反应，而氧与活性炭的反应则为放热过程。氧在再生气体中的含量对活性炭再生的产出率影响极大。因为氧可使活性炭燃烧，并放出大量热能，使再生窑内温度难以控制。严重时，可使活性炭损失率达50%之高。

实践中，水蒸气或二氧化碳都是单独使用的。它们与炭之间的反应均为吸热过程，所以再生窑内温度易于从外部控制，便于实现恒温。用水蒸气作为再生气体时，其再生反应速度比用二氧化碳快得多。以石墨与水蒸气或二氧化碳在950℃的反应为例。如图4.3-1所示，在同样分压下，用水蒸气汽化速度比用二氧化碳快7倍左右。另外，哥林(Goring)等人发现，用低温煤生产的活性炭在800℃和0.01MPa气

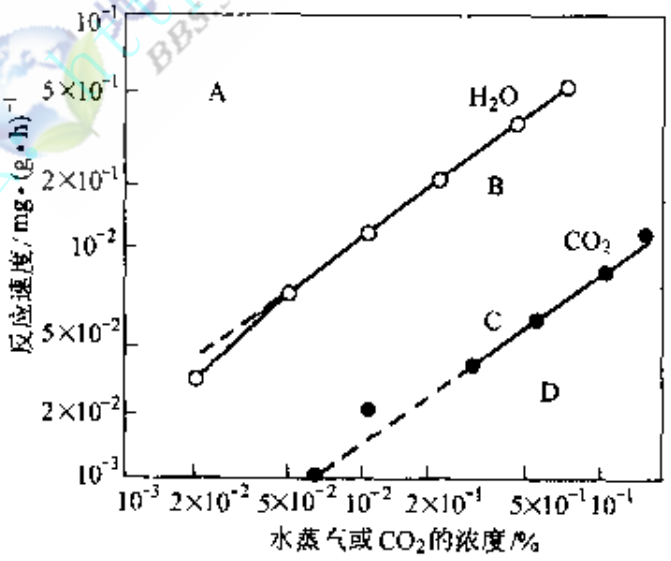



图4.3-1 石墨与水蒸汽或二氧化碳在950℃的反应速度

A—速度（mg/g·h）$=4\times10^{-4}C_{H_2O}^{0.72}$（$\times10^{-6}$）

B—斜率=0.72；C—斜率=0.7；

D 速度（mg/g·h）$=5\times10^{-5}C_{CO_2}^{0.7}$（$\times10^{-6}$）

压下，水蒸气比二氧化碳的再生速度快3倍。

用不同的再生气体，再生炭上所产生的微孔形状也是千差万别的。卡德莱克（kadlec）等人认为，用水蒸气活化的活性炭微孔形状近似于圆筒形，这种形状对载金炭的解吸是有利的。

再生气体的量对再生效果的影响也很大。气体量过小，炭的活性恢复不充分，气体量过大，炭的损失率增大，而且已活化了的微孔及活性点也会遭到破坏。所以，不同规格的再生窑应由试验确定适宜的再生气体通入量。

由上述可见，用水蒸气作为再生气体比较好。实际上，绝大多数炭浆厂采用水蒸气再生法。水蒸气一般是由炭把水分带入再生窑内，经过加温蒸发产生的，也有另外补加水蒸气的，这要根据再生需要确定。水蒸气的通入量一般控制在炭：水为1：1左右。

#### 4.3.4 杂质含量

炭上吸附的有机物及无机物含量、残留金属及其化合物对炭再生也有很大影响。炭上吸附的无机物除硅酸盐外，其他物质容易在酸洗作业中洗脱。$Ca^{2+}$、$Mg^{2+}$等离子含量较小的情况下，对再生效果影响较小。但含量大时，可能使炭粒内原有的微孔变大，降低炭粒的总表面积，从而降低其吸附活性。硅酸盐的存在，无论多少，对再生效果都无好处，它们直接的害处主要是堵塞微孔通路。炭上吸附的有机物质包括微细木屑和塑料、各种油类、化学药剂等。油类和药剂类在升温到700℃左右时，基本上可以脱附和炭化，其影响较小。微细的木屑和塑料被炭化后，有可能堵塞和破坏微孔形状。因此，在炭浆工艺的各环节中都要重视除屑。

炭上吸附的碱金属氧化物，在再生过程中会对炭的氧化起催化作用，助长活性炭基质的燃烧，增大炭损失，并使炭粒内微孔扩大，降低炭的强度。因此，加热再生前的酸洗必须彻底，尽可能完全地除去碱金属氧化物。

#### 4.3.5 再生次数

在炭浆法提金工艺中，活性炭是循环使用的。炭投入流程后，使用的时间越长，炭所经历的再生次数就越多。而再生后循环使

用的活性炭的一些性能，如粒度、比表面积和吸附活性等的变化与再生次数密切相关。

4.3.5.1　炭粒度的变化

活性炭在工艺流程中经过吸附——解吸-　再生——吸附等工序称为一个循环周期。在每个周期的各个工序，包括炭的输送和筛分等，都有粉炭产生，炭的粒度随循环周期的增加而逐渐变细。各环节中尤以加热再生对炭的粒度影响最大。图 4.3-2 是活性炭平均粒径与再生次数的关系。从图中看到，活性炭投入使用初期，随着再生次数的增加，炭的粒径迅速减小，经过多次再生后，粒度减小逐渐变缓。椰壳炭或杏核炭的粒径大约在经过 5～6 次再生后渐趋稳定。生产实践中，新炭投入工艺之前，先进行预处理，除去炭颗粒上易损失的棱角部分，目的就是要求得一个相对稳定的炭损失速度。

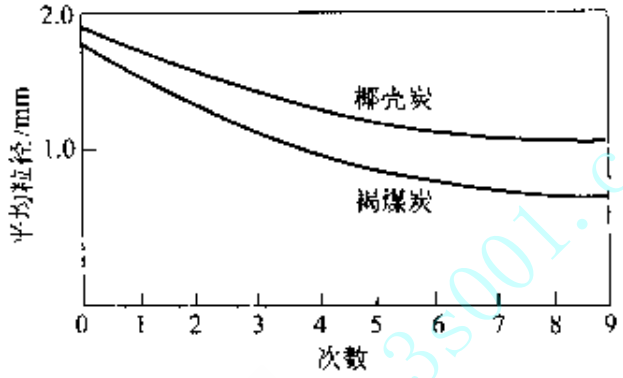



图 4.3 2　炭平均粒径与再生次数的关系

4.3.5.2　比表面积的变化

炭的比表面积随再生次数的变化有与粒度变化相同的规律。见图 4.3-3。由图可见，最初几次再生时，炭的比表面积减小较快，大约经过 5～8 次再生后，比表面积渐趋稳定。

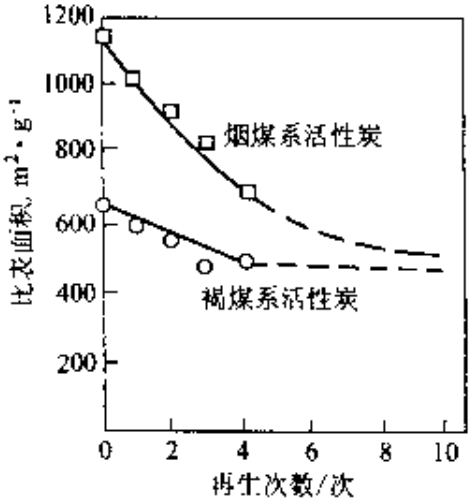



图 4.3-3　再生次数对炭比表面积的影响

4.3.5.3　吸附活性的变化

吸附活性的高低取决于比表面积的大小和微孔内活性点的多少。试验数据表明，经再生 5～6 次以后的再生炭，其吸附活性稳定

为新炭的 80%～95%。

综上所述，选定最合适的再生条件应遵循下面的一般原则：

（1）根据吸附物质的种类、吸附量和活性炭种类的不同，再生温度可以在很大范围内变化，一般在 650～800℃范围内进行再生较好。

（2）根据再生温度或再生气体的量以及气体组成情况确定再生加热时间，使之在较短时间内完成活化。加热时间越长，活性炭基质消耗越大。除有特殊要求外，再生加热时间一般控制在 20～40min。

（3）再生气体以水蒸气最为适宜。水蒸气用量一般控制在炭：水为 1：1 左右。也可以采取从外部直接添加高温水蒸气的办法，这样再生效果可能会更好，但无疑会提高成本。再生气体中的含氧量要严格控制，以减少炭的燃烧损失。

（4）水冷会使炭的活性稍有降低，但国内炭浆厂大多使用水冷。原因是再生炭从窑内排出时，一般温度都很高，不宜采用空气冷却，以免再生炭燃烧。

## 4.4 加热再生设备

加热再生设备类型较多，主要有回转窑、多层炉、移动床炉和流态化床炉等。国内炭浆厂多用国产卧式回转窑。这种回转窑由回转筒体、保温炉体、加料螺旋、头部罩、冷却出料器、炉体倾斜度调节器和电气控制箱等组成。见图 4.4-1。

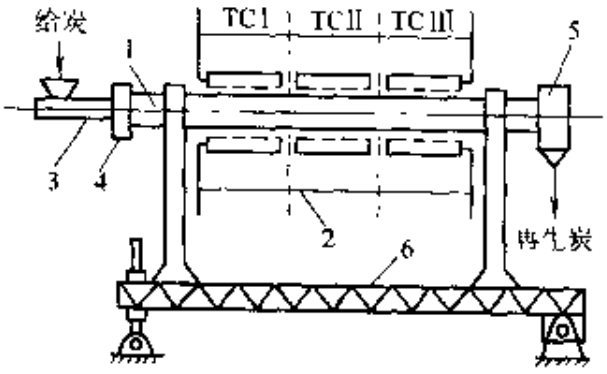



图 4.4-1 国产卧式回转再生窑

1—回转筒体；2—保温炉体；3—给料螺旋；4—头部罩；5—冷却出料器；6—炉体倾斜度调节器

再生回转窑按加热方式分为内热式（炉内反应气体兼作加热介质）和外热式（从外部由电加热或

燃料加热）两种。

回转筒体的头部和尾部分别插入头部罩和冷却出料器，其结合部分采用端面密封，以保证筒体的气密性。加料螺旋的叶片是不连续的，以保证螺旋筒内挤满活性炭，使回转筒体内部不与外界相通，目的也是保证筒体的气密性。

保温炉体由上、下炉壳、炉体盖及耐火砖、电热体组成。整个炉体分为三个加热区。加热温度是自动控制的，以保证三个区内的温度符合工艺要求。

回转窑筒体内的温度是不均匀的，由给料端向筒体中部温度逐渐升高，中部是再生活化区，温度最高。由中部向排料端温度又逐渐降低。但筒体内各点的炭和气体的温度却差别甚小。温度沿回转筒体长度的变化如图 4.4-2 所示。

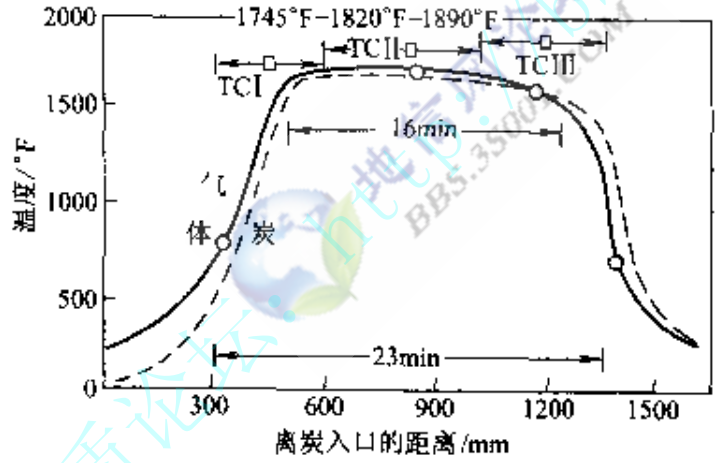



图 4.4-2　回转筒体内的温度分布（滞留时间 23min）

再生回转窑操作时须注意以下几点：

（1）给料水分必须符合工艺要求，一般控制在 45%～50%；

（2）运转中的回转筒体，在突然停电或故障停车时，应立即开动备用电源，无备用电源时可用人工盘车，使筒体转动，以防筒体在高温下发生弯曲变形；

（3）正常开车时，先开动传动机构，待筒体转动正常后，开始送电加热炉窑。温度达到工艺要求时，再开始给料。停车顺序

与此相反。应特别注意，停车时必须在筒体温度降到100℃以下方可停止筒体转动；

(4) 回转筒体加温时，先将温度加到150℃，温度达到后，稳定10min左右，以防发生热振荡。然后按50℃的增量缓慢增加温度，直至最后达到工艺要求的温度。每个升温增量达到后都要稳定几分钟，然后再开始下一个升温增量。筒体降温也按50℃的增量逐步降低。

## 4.5 炭再生评价

### 4.5.1 再生方法

酸洗是炭再生的主要措施，对于除去被吸附的无机物是有效的。生产中对每批解吸炭都应进行酸洗。在解吸作业前酸洗，可预先除去大量贱金属离子，对解吸-电积作业有利。但如果控制得不好，会使解吸-电积回路中的设备和管件遭到腐蚀。使用盐酸与硝酸处理效果差别不明显，但盐酸会使不锈钢容器和管路腐蚀。酸洗时间和酸、碱溶液的浓度应根据生产情况确定。

加热再生是使活性炭恢复活性的重要手段。再生效果的好坏主要看再生条件是否得当。过高的再生温度和过长的再生时间都会导致活性炭大量损失。用水蒸气作为再生气体，可在较低温度下、较短时间内使炭的活性得到充分恢复。水冷对炭的活性稍有降低，但可提高再生炭的强度。

酸洗虽然可以除去炭上吸附的无机灰分，但不能充分改善炭的活性参数，因此，要使炭的活性得到充分恢复必须进行加热再生。此外，观察再生后的炭，发现有大量灰白色灰烬，这是炭中木屑燃烧的结果。这对除去流程中的木屑、减少金属流失是有利的。

### 4.5.2 再生效果

评价炭再生效果的习惯性做法是比较再生炭与新炭的活性。然而，如果炭被再生到具有极高的活性，其抗磨能力必然很低，这也是不合适的。这样将会使炭颗粒内产生新的微孔结构，结果炭的磨损相当快，其高活性也会很快丧失。也就是说，仅凭活性高

低评价炭的再生效果是不恰当的。评价炭的再生效果，不但要考虑其活性恢复的程度，而且必须考虑再生炭的抗磨损能力。评价再生效果的指标应包括吸附容量、吸附速度、抗磨强度以及灰分、表观密度等。

吸附速度是比吸附容量更为重要的一个参数。吸附容量、吸附速度和抗磨强度直观且具体地描述出再生炭的质量高低。但按标准测定这些参数比较复杂，生产中可在实验室非标准条件下对再生炭与新炭的对应指标进行测定，比较其相对值，以确定再生效果。灰分和表观密度间接反映了再生效果的好坏，较易测定，可常用来间接衡量炭的再生效果。

目前，国产再生设备存在的问题是：能耗大、再生效率不高、易出机械故障、炭损失较大，需继续研究改进。

### 4.5.3 炭再生的经济性

活性炭的吸附能力是有限的，价格也很昂贵，必须反复再生，重复使用，才具有经济效益。但是，活性炭经过再生后，尤其是经过加热再生后无疑会产生损失。而且，愈是在有利于提高再生炭吸附活性的条件下，再生过程中炭的损失愈大。表 4.5-1 是某炭浆厂对解吸炭加热再生后进行的粒度对比分析。结果表明，解吸炭经过加热再生后炭的粒度逐渐变细，小于 1.0mm 的不合格粒级由再生前的 1.41%增加到 2.31%。这部分细炭是载金的。必须采取有效措施加以回收，防止造成金属流失和炭量不平衡。

**表 4.5-1 解吸炭加热再生前后粒度变化**

| 粒度 | 加热再生前 | | 加热再生后 | |
|---|---|---|---|---|
| | 重量/g | 占有率/% | 重量/g | 占有率/% |
| +2.62 | 64.8 | 7.5 | 8 | 1.01 |
| −2.62+1.0 | 780.0 | 91.03 | 765.0 | 96.68 |
| −1.0+0.83 | 7.1 | 0.83 | 7.9 | 1.0 |
| −0.83 | 5.0 | 0.58 | 10.4 | 1.31 |
| 合计 | 856.9 | 100.00 | 791.3 | 100.00 |

为了避免活性炭大量损失和降低炭再生成本，在炭的吸附活性降低不明显的情况下，解吸炭无需连续加热再生，只需经过酸洗就可返回吸附系统使用。这对吸附指标不会造成很大影响。国内外生产实践证实了这一结论。但是，必须经常检查炭的吸附活性，监督其活性变化情况，以便在活性降低较大时能及时发现并进行加热再生。加热再生间隔时间的长短应根据实际情况确定。

活性炭再生费用与炭浆厂的生产规模密切相关。生产规模越大，再生费用越低。鉴于目前我国再生设备的规格种类不多，小规模炭浆厂可以不装备再生设备，活性炭再生可委托规模较大的炭浆厂进行，这样行业总体经济效益可能更好。另外，必须不断研究开发费用低、效率高、损失小的新型再生设备。

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM

# 5 冶　　炼

炭浆厂冶炼作业的原料是由解吸电积工序提供的，包括电积金泥和载金钢毛两部分。电积金泥的主要成分是金和银，其中含金约30%～45%，含银约20%～30%，其他多为石英砂和细炭泥，另外还含有极少量的Pb、Cu、Fe、$Al_2O_3$、Zn、Mn等贱金属。载金钢毛的产出量比较少，就金属量而言，约占炭浆厂产金总量的10%～20%。其金品位一般为10%～20%，银品位约10%～15%，杂质成分主要是铁。

## 5.1　工艺流程

炭浆厂处理电积金泥和载金钢毛多采用金银分离-熔炼铸锭工艺，见图5.1-1。

银及其他贱金属能够与硝酸反应，生成可溶性的硝酸盐进入溶液，而金不与硝酸反应，以固态沉积在反应容器底部。利用金与银及其他贱金属的这一化学性质，可以很容易地将金银分离，并将贱金属杂质从金泥中除去。主要反应方程式如下：

$$Ag + 2HNO_3(浓) = AgNO_3 + NO_2\uparrow + H_2O \quad (5.1\text{-}1)$$

$$3Ag + 4HNO_3(稀) = 3AgNO_3 + NO\uparrow + 2H_2O \quad (5.1\text{-}2)$$

$$Cu + 4HNO_3(浓) = Cu(NO_3)_2 + 2NO_2\uparrow + 2H_2O \quad (5.1\text{-}3)$$

$$3Cu + 8HNO_3(稀) = 3Cu(NO_3)_2 + 2NO\uparrow + 2H_2O \quad (5.1\text{-}4)$$

$$4Fe + 10HNO_3(稀) = 4Fe(NO_3)_2 + NH_4NO_3 + 3H_2O \quad (5.1\text{-}5)$$

由上述反应式看出，加入的硝酸浓度不同，反应产物也不同。据此，在反应的不同阶段，控制硝酸浓度不同，可达到节约硝酸

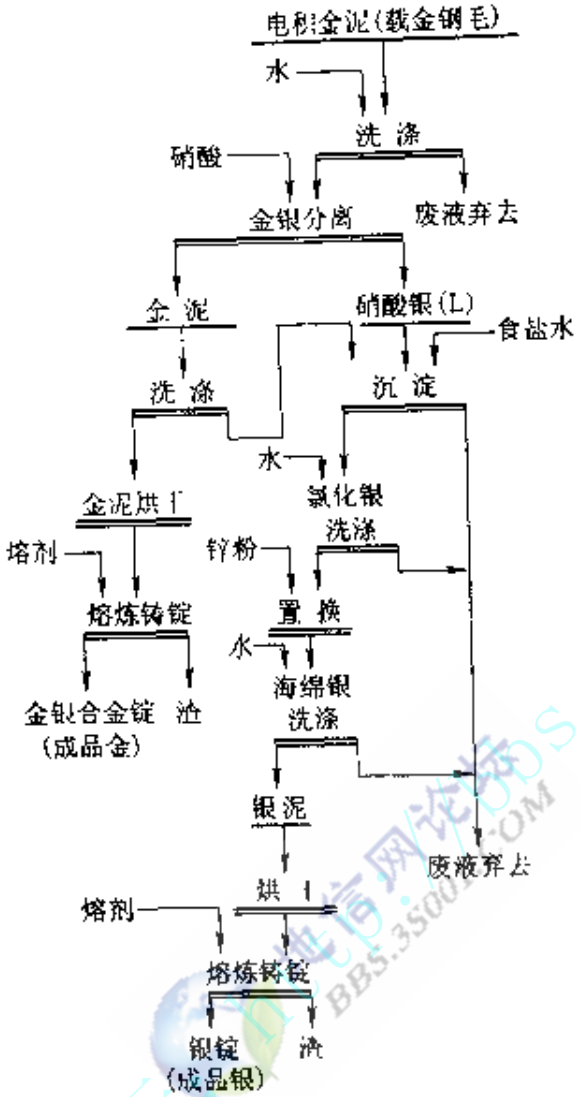



图 5.1-1　电积金泥及载金钢毛冶炼工艺流程

用量、使反应进行完全的目的。

## 5.2　影响金银分离的因素及操作注意事项

在解吸电积生产工序中，使用氰化钠和氢氧化钠作介质，因此产出的金泥和载金钢毛含有较高浓度的氰化钠、氢氧化钠及少量的氯离子（氯离子来自氢氧化钠中）。氰化钠遇酸会分解出剧毒的氰化氢气体，使操作人员中毒。氢氧化钠会中和硝酸，造成硝酸大量浪费。氯离子进入金银分离工序后，遇硝酸可能造成金溶解，随贱金属一起流失。因此，电积金泥及载金钢毛在进入金银

分离之前，必须进行认真充分的洗涤，去除上述有害成分，不会在加酸时造成危险和影响分银效果。

进行金银分离的容器一般用不锈钢桶或搪瓷反应釜。为了便于搅拌，避免反应时产生的大量气泡造成溶液溢出，原料加入量不应超过容器容积的 20%。

分银初始阶段，加入硝酸后反应非常剧烈，因此必须非常小心地控制加酸量，而且此时不能加热和搅拌，以防反应物溢出容器。同时，生产现场要准备足够的冷水，以便在反应过于剧烈时降温和稀释。待反应平稳后进行加热和搅拌，并根据具体情况加酸和加水，调整液固比为 3∶1。

对于载金钢毛，可预先用 10%～15%的硝酸（用热水配制），将其溶解后再与电积金泥一并处理；也可将载金钢毛烘干后与一定量的硝石、石英砂、硼砂混合熔炼，然后再进行泼珠、分银。

添加硝酸是金银分离的重要环节。硝酸要根据反应情况分阶段加入。在每一阶段加酸之前，都要对前一阶段反应的产物用热水洗涤 2～3 次，降低溶液中已溶物的离子浓度，并使银及其他贱金属的新鲜表面充分暴露出来，以利于下一阶段反应充分进行。

加酸浓度随着反应的进行由稀变浓。在反应初始阶段，添加硝酸∶水为 1∶（4～8）的稀酸，因为此时银及其他贱金属的含量较大，反应容易进行，加稀酸可节约硝酸用量，由反应式 5.1-1 至 5.1-4 看出，用稀硝酸比用浓硝酸节约三分之一的耗酸量。另外，对于载金钢毛形成的金泥，因为有大量铁存在，只有添加稀硝酸，才能避免三价铁离子的产生，使铁得到充分的浸溶。

随着反应的进行，金泥中银和其他贱金属的含量逐渐降低，临近反应结束时，金的含量已达 90%以上，此时，只有加入浓度较高的硝酸（一般硝酸∶水为 1∶（2～4）），并加大搅拌强度，才能使残余的银及其他贱金属充分溶解。

实践证明，在硝酸分银过程中，对反应进行加热是分银彻底与否的关键。一般地，反应温度控制在 90℃左右为宜。温度过低，反应速度太慢，温度过高，反应剧烈，不宜控制。当温度达到 350℃

以上且硝酸浓度达到70%以上时对金会产生腐蚀，同时硝酸分解速度加快，降低其利用率。

如果使用不锈钢桶作反应容器，用电炉子加热，在反应临近终点时要特别注意加强搅拌，因为此时酸浓度较高，反应进行缓慢，容器底部金泥沉积实密，局部温度高，与酸接触不充分，金泥容易在底部结块并熔结在桶底上。

硝酸法分离金银一般需要浸洗3～4批次，每批次3～5h。可以根据金泥的颜色掌握反应终点，一般金泥呈红黄色即可。也可根据反应情况确定，当加入硝酸5min后，在加热条件下（温度80℃以上），液面没有明显翻动，面且不再产生黄色烟雾即达终点。对于经验不足者来说，最好根据浸出溶液中银离子的浓度确定终点。

反应结束后，对沉积金泥用热水进行充分的洗涤和过滤，洗至滤液中加入食盐水不再出现白色沉淀，并确保最终洗涤液呈中性。洗涤后的金泥烘干后即可熔炼。

电积金泥经硝酸分银提纯后，含金量一般在90%以上，熔炼时熔剂添加总量为金泥重量的三分之一，并且根据具体情况适当调整硼砂、碳酸钠和硝石的比例，控制炉渣硅酸度在1.4～1.6之间。这种情况下，渣的熔点在1100℃左右，其流动性良好。冶炼过程中，所有金泥熔化后应保温0.5h，使金与杂质充分分离，然后铸锭。这样铸出之金锭表面光洁完整，渣中不含明显的金属颗粒，渣含金在90g/t以下。

## 5.3 银的回收

由硝酸分银过程产出的溶液中，含有硝酸银及其他贱金属硝酸盐，同时还含有少量的微细粒金泥，因此，在回收银之前必须先经过冷却、沉淀，回收沉积物。

缓慢地往硝酸银溶液中加入食盐水或稀盐酸，并进行搅拌，得到白色氯化银沉淀，直至白色沉淀不再出现时为止。

$$AgNO_3 + NaCl = AgCl\downarrow + NaNO_3 \qquad (5.3\text{-}1)$$

稍过量的食盐水有利于沉淀反应进行完全，但过量太多可能会产生高价氯化银络合物，使银反溶。有时操作不当，会形成氯化银胶体，氯化银微粒长时间不能沉淀，此时可加热水稀释，溶液即可马上沉清。沉清液中的其他金属若无回收价值即可排弃。

需要指出，有时硝酸银溶液中会出现浑浊的红汤现象，影响沉淀反应的进行。这主要是溶液中含有大量 $Fe^{3+}$ 的缘故。$Fe^{3+}$ 的产生一般是在硝酸分银过程中用了较高浓度的硝酸（一般在50%以上）在较高温度条件下长时间溶解载金钢毛造成的。遇到这种情况，一般的处理方法是添加氢氧化钠溶液，使银及铁等生成氢氧化物沉淀，然后加以回收。加碱后银以氧化银的形式沉淀。

$$AgNO_3 + NaOH = AgOH + NaNO_3 \quad (5.3\text{-}2)$$

$$AgOH \longrightarrow AgO\downarrow + H_2O \quad (5.3\text{-}3)$$

应当指出，这种情况下得到的银由于夹杂了大量的贱金属，成色是比较低的。

处理氯化银的方法有多种。有些厂矿将氯化银洗至中性，烘干后与碳酸钠混合直接熔炼。其反应式为：

$$2AgCl + Na_2CO_3 = 2Ag + 2NaCl + CO_2\uparrow + \frac{1}{2}O_2\uparrow \quad (5.3\text{-}4)$$

由于氯化银在高温下（750℃以上）具有强烈的挥发性，直接熔炼将造成银大量损失，同时对坩埚腐蚀也非常大，劳动条件非常恶劣。因此处理大批量氯化银时不宜直接熔炼。国外有些厂矿将氯化银制成氯化银扁锭，再分层加入细铁丝、添加5%的稀盐酸进行置换，得到海绵银后再进行熔炼，这种方法银的损失也较大，其反应式为：

$$2AgCl + Fe \xrightarrow{\text{稀盐酸}} 2Ag + FeCl_2 \quad (5.3\text{-}5)$$

另一种方法是将氯化银用氨水浸出，得到氯化银氨络合物溶液，然后用浓度为20%的水合肼还原得银，经洗涤、烘干后进行熔炼。反应式为：

$$AgCl + 2NH_3 \cdot H_2O = Ag(NH_3)_2Cl + 2H_2O \quad (5.3\text{-}6)$$

$$4Ag(NH_3)_2Cl + N_2H_4 \cdot H_2O = 4Ag\downarrow + N_2\uparrow + 4NH_3\uparrow + 4NH_4Cl + H_2O \quad (5.3\text{-}7)$$

这种方法较前两种稍好，但成本较高，且水合肼是毒性物质，易造成环境污染。

用锌粉或铁粉直接从氯化银中置换银是比较成熟的一种方法，所得银品位在99%以上，银回收率也在99%以上。

在用锌粉或铁粉置换前，为了不至消耗大量的置换剂，又能使反应充分进行，应预先用热水将氯化银洗涤4～5次，使之稍呈弱酸性即可。该置换反应是放热反应，为防止反应剧烈时造成喷溅和反应物溢出，添加置换剂应该缓慢连续地进行，同时加强搅拌。氯化银液固比一般控制在2∶1为宜，浓度太低影响反应的彻底性，反应时间长，置换剂耗量大。浓度太高则不易搅拌，散热不好，也影响反应的彻底性。

该置换反应速度很快，初始阶段反应剧烈，随着氯化银的减少，反应速度渐慢，整个反应过程约需半小时左右，反应式为：

$$2AgCl + Zn = 2Ag\downarrow + ZnCl_2 \quad (5.3\text{-}8)$$

$$AgCl + Zn + H_2O = Ag\downarrow + Zn(OH)Cl + \frac{1}{2}H_2\uparrow \quad (5.3\text{-}9)$$

反应得到的银泥中含有少量的过量置换剂，对银的熔炼不利，可加入适量盐酸使之溶解。然后用热水对银泥进行充分洗涤，除去可溶性的盐类，最后将银泥过滤烘干后加熔剂熔炼。

## 5.4 药剂

在电解沉积产物中，主要成分为金和银，其次是铁，其他杂质较少。实际生产中各种药剂的消耗量可根据理论计算量再进行适当调整。一般地，就银而言可按下列经验数据掌握：

银∶硝酸∶食盐∶锌粉＝1∶3.0∶1∶0.3

金银熔炼时，对于熔剂的配比可参考下列原则：

(1) 最终金泥、银泥含杂质较少，熔剂比一般金泥（或银

泥）：熔剂为 1.0：0.3。

（2）熔炼金时控制炉渣硅酸度为 1.4～1.6；熔炼银时控制炉渣硅酸度为 1.2～1.4。

（3）主要熔剂为纯碱、硼砂及硝石。纯碱和硼砂因产地不同其效果差异较大，因此应视具体情况掌握，还要充分考虑到炉料水分含量的影响。熔炼温度和熔炼时间直接影响造渣情况，因此掌握好熔炼温度和时间极为重要。硝石为强氧化剂，对坩埚腐蚀性较强，其用量不宜过多，一般控制为炉料的 5%左右。但熔炼载金钢毛或其他含铁及贱金属较多的复杂原料时，要适当提高硝石配比。熔炼银时，若杂质含量较少，可不使用硝石。

## 5.5 设备

目前尚无专门用于金泥酸浸处理的配套设备，用搪瓷玻璃反应釜作为代用设备也存在一些缺陷。实际生产中，一般用不锈钢桶作反应容器，电炉子加热，用塑料容器处理银物料。这种设施劳动强度大、条件差，而且不安全。有些厂矿自行设计制造的非标准不锈钢反应釜用于酸浸金泥效果很好。

中频感应电炉是近十几年来广泛用于金银冶炼的熔炼设备，它不仅用于金银熔铸，用于低品位金泥熔化泼珠也极为方便。

中频感应电炉多使用导电性能较好的石墨坩埚或碳化硅坩埚，坩埚本身属中性材料，因此抗药性较好，能够适应各种金银原料的熔炼。其优点是操作方便、热辐射小，劳动条件较好。

使用中频感应电炉一般需注意以下几点：

（1）筑炉时，坩埚应置于线圈的正中央，筑炉材料中不含导电杂质。坩埚底部应高于线圈底部 1.5～2.5 匝。坩埚底部及周围用石英砂充填。

（2）添加炉料必须缓慢进行。炉料含水要适中，炉料太干容易在加料过程中造成微细粒炉料飞扬，炉料太湿则容易造成“放炮”现象。

（3）熔炼时，必须保证感应线圈冷却水畅通无阻，不允许炉

体或线圈匝间有短路现象。

（4）连续熔炼时，两炉之间不可使坩埚空埚太久，因为石墨坩埚处在红热状态下，没有保护气氛，氧化速度非常快，会缩短坩埚使用寿命。另外，两炉间连续紧凑对提高效率、节约耗电都是有利的。熔炼完毕后，应用炉盖将坩埚盖好，切忌一停炉就关闭线圈冷却水。

## 5.6 精炼

硝酸法金银分离属于湿法精炼的一种，类似的方法还有硫酸法。但就炭浆厂生产的电积金泥而言，由于在电解沉积过程中金银交替沉积，可能产生金包裹银的现象。此外如果电积电压、电流控制不当，载金钢毛表面可能会产生一层金镀层。这种情况下用上述两种方法都只能得到含金90%左右的金锭。为适应市场需求，必须进一步除去杂质，提高成品金成色。下面介绍几种适合于处理炭浆厂金泥。可获得不同成色成品金的方法。

### 5.6.1 部分金泥熔化泼珠——硝酸金银分离法

这种方法的原理仍然是硝酸法分离金银，与直接硝酸法的区别是把金泥总量的$\frac{1}{3}\sim\frac{1}{2}$用中频电炉熔化泼珠，部分地消除电解沉积过程中形成的“金银合金”对金银分离造成的不利影响。后续的金银分离步骤与本章前述程序基本相同，但泼珠作业对金银分离效果影响很大。泼珠部分所占比例越大，所得成品金成色就越高，相应地，工作量和成本也将成比例上升。一般地，泼珠金泥量占金泥总量的30%～50%，成品金含金可达96%以上。该法生产的成品金完全可满足人民银行对企业交售金的要求。

金泥熔化泼珠过程中应注意以下几点：

（1）根据金泥含银量，按金：银＝1.0：（2.7～3.3）的比例补加足够量的银一起熔化。

（2）泼珠时，金银熔融物的温度不宜过高或过低。温度太高时，泼出的珠子为粒状，比表面积较小，不利于反应进行。温度

太低时，泼出的珠子容易粘成坨。一般泼珠温度应控制在1150℃左右，此时泼出的珠子为细碎的薄片状。

(3) 泼珠时，水的温度不能高于35℃。一般采用冷水管边泼边浇，同时加强对水的搅动。

(4) 泼珠时，熔融合金从炉内流出的流量要控制的细而均匀，防止泼出的珠子形成大块。

### 5.6.2 王水精炼法

该法比较适合处理炭浆厂生产的金泥。用王水处理时，金以$AuCl_4$形态溶解，而银则生成氯化银沉淀，从而达到金银分离的目的。

王水可预先配制好，也可在溶金时分别加入盐酸和硝酸。配制王水用耐热瓷缸或耐烧玻璃容器，配制时先加入3～4份盐酸，再在搅拌下缓慢加入1份硝酸，随着反应的剧烈进行，大量的热和氧化氮气体放出，溶液颜色逐渐变为桔红色。

王水精炼工艺包括浸出和还原两部分，见图5.6-1。作业时先将原料置于玻璃或陶瓷器皿中，按每份金分数次加入3～4份王水加热溶解，为最大限度地使金溶解，王水溶解作业可反复进行2～3次，也可补加其他氧化剂促进金的溶解。溶解完成后，过滤溶液，然后用还原剂将滤液中的金还原成海绵金沉淀。可作为还原剂的药剂很多，有二氧化硫、草酸、氯化亚铁及其他还原剂。海绵金经过滤、洗涤、烘干后即可熔铸，得到

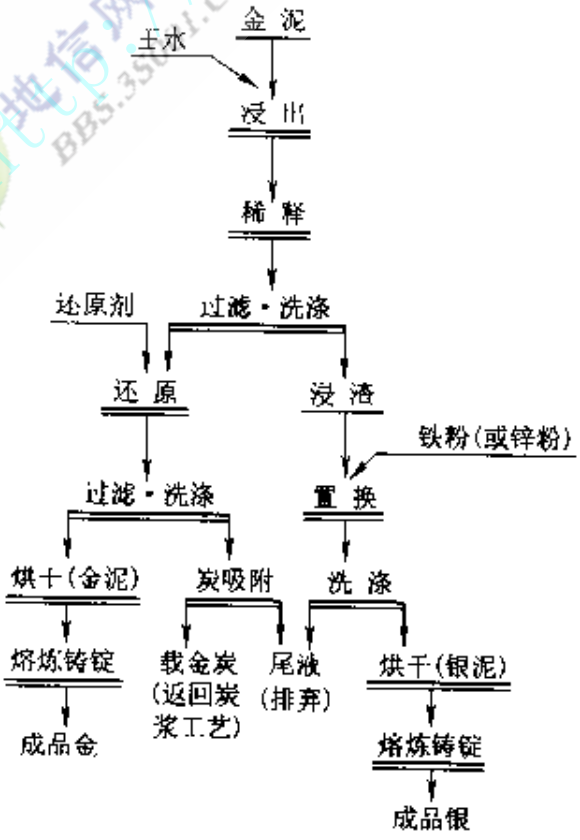



图5.6-1 王水精炼工艺流程

的成品金含金达 99.9%以上。

氯化银沉淀用铁粉或锌粉置换回收银。

### 5.6.3 电解精炼法

电解精炼法是目前使用最广、最为完善的精炼方法，通常包括银电解精炼和金电解精炼两部分。银电解精炼是将欲提纯的原料制成阳极，电解过程中银沉积在阴极上，而金则进入阳极泥中；金电解精炼是将银电解产出的阳极泥熔铸成阳极，电解过程中金沉积在阴极上而获得 99.99%的高纯金。

#### 5.6.3.1 银电解精炼

银电解精炼阳极板的制作要求金银总量不低于 98%，铜含量不大于 5%，而且其中金含量占总量的三分之一。电解时阴极可用银板、铝板、钛板或不锈钢板制作。电解液组成一般为：硝酸 3～5g/L、银 120～160g/L、铜不高于 80g/L。在室温下进行。硝酸银电解液用含银 99.5%～99.9%的电解银粉和工业硝酸制备。

电解条件：槽电压 1.5～2.5V，阴极电流密度 250～450 $A/m^2$，同极中心距 100～160mm，电解液循环速度 0.5～1.0L/min。

电解过程中，阳极不断溶解，银、铜、铅、铋等进入溶液，金及铂族金属、硒、碲、硫等不溶，以粉末状阳极泥形态沉淀。进入溶液中的银以疏松大颗粒结晶状沉积于阴极上，这种沉积物易于从阴极上脱落下来。为避免纯银沉积物与阳极泥混在一起，常将阳极装在致密的涤纶布袋内，以收集含金阳极泥。电解结束时，从阳极布袋中取出阳极泥，从电解槽底部取出纯银沉积物。熔铸纯银沉积物得含银 99.5%～99.9%的高纯银。阳极泥含金量高于 80%时，熔铸成阳极进行金电解，低于 80%时，可用硝酸溶去其中的银等杂质，也可按比例再次配入纯银，铸成含金 35%的阳极进行二次银电解，以获得含金高于 80%的阳极泥。

当电解液中铜的含量达到 4%时，应更换新电解液，废电解液经过处理回收银、铜等有价金属。

#### 5.6.3.2 金电解精炼

金电解精炼以粗金板作阳极，以纯金板作阴极，在盐酸介质

中进行电解，产出含金高于99.95%的电解金。

粗金板用含银不超过10%的银电解阳极泥配入少量硼砂、硝石及玻璃粉，在1200～1300℃下熔炼造渣，铸成含金90%以上的阳极板。

电解液制备有王水法和电解法两种。王水造液法是将纯金粉溶于王水中，待金完全溶解后，加热赶硝以除去溶液中的硝酸。此法的缺点是赶硝困难。

电解造液法近年来得到广泛应用。电解造液均使用隔膜电解法。电解条件基本与金电解相同，以粗金板作阳极，电解槽内加入化学纯或分析纯的稀盐酸，所不同的是纯金阴极是装在未上釉的耐酸素烧陶瓷隔膜坩埚内。当使用25%～30%的盐酸液，在电流密度1000～1500A/m$^2$和槽电压3～4V的条件下，可制备出含金380～450g/L的电解液。

金电解的技术条件多不一致，一般为：电解液含金60～120g/L，盐酸50～200g/L，阴极电流密度200～700A/m$^2$，槽电压0.4～1.0V，同极中心距80～120mm，电解液温度50～75℃。电解液不循环，采用空气搅拌。为防氯化银覆盖于阳极表面造成阳极钝化，在向电解槽通入直流电的同时供入交流电，交流电流强度和直流电流强度之比为（1.5～2.0）：1.0。

电解过程中，每8h应取出阳极除去覆盖于其表面的氯化银泥后再入槽继续电解。金电解阳极泥中含有90%左右的氯化银和1.0%～10.0%的金，通常铸成阳极板返回银电解。电解80～100h后取出阴极并更换一块新阴极继续电解。取出之金泥用水洗去表面电解液，于稀氨水中浸煮4h，洗净，再用稀硝酸浸煮8h，洗净后熔铸金锭。

更换出的电解废液过滤除去阳极泥后，通入二氧化硫气体或用亚铁盐还原回收其中的金。如果废液中含有铂族金属，可加锌屑置换回收。

### 5.6.4 湿式氯化精炼法

与传统的精炼技术相比，该法具有效率高、产品成色高、积

压金属少等明显优势，因此在世界上得到越来越广泛的应用。

南非自由邦（Free State）的 Harmony 黄金采矿公司采用溶剂萃取技术从氯化物介质中化学提炼金。其工艺流程见图 5.6-2。

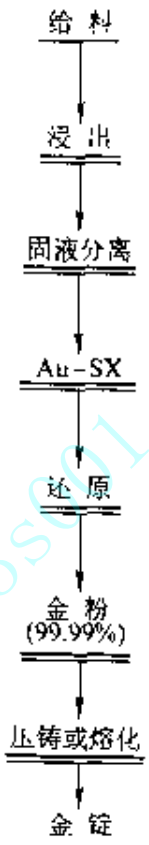



图 5.6-2 南非 Harmony 公司工艺流程

这种工艺包括三部分，即给料的氧化浸出，然后是从浸出溶液中采用选择性萃取的方法提取金，最后还原沉淀出高品位金粉末。浸出是在氧化条件下采用传统技术在盐酸中进行的。在溶剂萃取中，金被选择性提取到有机相中，而其他可溶性离子保留在提余液中。还原沉淀是用二氧化硫直接从负载了金的提取溶液中以金属粉末的形式回收金。

这一工艺非常适合于小规模提炼，小型厂矿可采用这一技术，而且这一技术还可以用来提炼银。

瑞典波立登（Boliden）公司的金精炼技术与南非有所不同，它省去了溶剂萃取工序，其技术关键在于分步还原沉淀。大部分在第一步沉淀，然后溶化铸锭，得到纯度达 99.99%以上的精炼金。其余金在后续步骤中进一步沉淀回收。

目前，国内也有一些厂矿在应用湿法氯化提金技术，但所得到的产品成色都不高，一般在 99.9%以下。利用湿法氯化精炼技术生产 99.99%以上高纯金的研究与开发工作目前正在国内紧张进行，不久将投入生产应用。

# 6 污水处理

氰化物是炭浆提金工艺的主要污染物，是很难处理的。一般情况下，炭浆厂要处理的污水量是原矿量的2倍左右，处理对象是矿浆而不是溶液，处理成本比较高。

黄金矿山氰化厂产生的污水按含氰浓度高低分为三类：高浓度含氰废水，一般是由浮选金精矿氰化产生的氰化物浓度在350mg/L以上的污水；中等浓度含氰污水，是由组成比较复杂的矿石（如含Cu、S较高）全泥氰化产生的氰化物浓度在150～350mg/L的废水；低浓度含氰废水，是由处理组成简单的氧化矿石的氰化厂产生的氰化物浓度在150mg/L以下的污水。

我国目前使用的处理含氰污水的方法主要有氯氧化法（也称碱氯法）、酸化回收法、二氧化硫-空气法、活性炭氧化法、尾矿库自净-排水循环法等。

酸化回收法处理后废水中氰化物含量不能达标，必须进行二次处理，只适用于高浓度氰化物废水处理。二氧化硫-空气法是最近十几年才用于生产的，适于处理亚铁氰化物含量高的含氰废水，其缺陷是不能氧化硫氰化物，因此其应用范围受到限制。活性炭催化氧化法投资少，费用低，但不能处理矿浆，只适用于处理组成简单、氰化物浓度低的废水。活性炭吸附法只适用于作为深度处理时的最后一级处理方法，投资小，成本低、易操作。不但能吸附和氧化废水中的氰化物，还可回收废水中的贵金属。废水循环法包括贫液循环法和尾矿库废水循环法（包括氰尾过滤——滤液循环法）。碱氯法是一种比较成熟、比较完善的方法，既能处理废液，又能处理矿浆，而且适用于处理各种浓度的氰化物废水，具有投资少、成本较低、操作简便等优点，在国内外得到广泛应用。

每种方法都有其适用性，只有根据废水的特点选择合适的处理方法才能兼顾环境效益、经济效益和社会效益。根据炭浆提金

工艺所产生的含氰废水的特点，大多数炭浆厂采用碱氯法作为废水处理工艺。此外，活性炭吸附法、尾矿库废水循环法等对处理炭浆厂废水也是适用的，在一些矿山已得到实际应用。

## 6.1 碱氯法

碱氯法的基本原理：在碱性介质中，氯气（$Cl_2$）将氰化物氧化成氰酸盐（$CNO^-$），此过程为局部氧化阶段，反应如下：

$$NaCN + Cl_2 = CNCl + NaCl \qquad (6.1\text{-}1)$$

$$2CNCl + 2Ca(OH)_2 = Ca(CNO)_2 + CaCl_2 + 2H_2O \qquad (6.1\text{-}2)$$

反应 6.1-1 为瞬时反应，与 pH 值无关。反应 6.1-2 则对 pH 值非常敏感。当 pH＝10～11 时，反应在 5～7min 完成，pH＜8.5 时，反应时间就会增加到 10～30min。在此条件下，反应 6.1-1 生成的剧毒性气体氯化氰（CNCl）逸出矿浆的机会大为增加，因此，pH 值要控制在 10 以上。

局部氧化阶段的理论需氯比为 $CN^-$ ：$Cl_2$ 等于 1：2.73。

在 pH＝7 左右，氯（$Cl_2$）进一步将氰酸盐（$CNO^-$）氧化成氮气（$N_2$）和碳酸氢盐（$HCO_3^-$）。此过程为完全氧化阶段，反应如下：

$$Ca(CNO)_2 + 3Cl_2 + 4H_2O = 3Cl_2 + (NH_4)_2CO_3 + CaCO_3 \qquad (6.1\text{-}3)$$

$$(NH_4)_2CO_3 + 3Cl_2 + 3Ca(OH)_2 + CaCO_3 = Ca(HCO_3)_2 + N_2\uparrow + 3CaCl_2 + 6H_2O \qquad (6.1\text{-}4)$$

反应 6.1-3 将氰酸盐（$CNO^-$）转变成铵（$NH_4^+$）和碳酸盐（$CO_3^{2-}$），反应受 pH 值影响，在 pH＝7 时，反应进行得最快。完全氧化阶段的理论需氯比为 $CN^-$ ：$Cl_2$ 等于 1：4.1。

总反应式为：

$$2NaCN + 5Cl_2 + 5Ca(OH)_2 = Ca(HCO_3)_2 + N_2\uparrow + 4CaCl_2 + 2NaCl + 4H_2O \qquad (6.1\text{-}5)$$

理论总需氯比为 $CN^-$ ：$Cl_2$ 等于 1：6.83

在加氯过程中，会有少量氯气（$Cl_2$）逸出矿浆，因此碱氯法

一般要设置氯气洗涤器以回收氯气。将逸出矿浆的氯气收集于洗涤器中，与氢氧化钠溶液反应，生成次氯酸钠（NaClO）溶液：

$$Cl_2 + 2NaOH = NaClO + NaCl + H_2O \quad (6.1\ 6)$$

次氯酸钠溶液返回废水处理工艺，继续氧化氰化物：

$$NaCN + NaClO + H_2O = CNCl + 2NaOH \quad (6.1\text{-}7)$$

$$CNCl + 2NaOH = NaCNO + NaCl + H_2O \quad (6.1\ 8)$$

$$2NaCNO + 3NaClO + H_2O = 2NaHCO_3 + N_2\uparrow + 3NaCl \quad (6.1\text{-}9)$$

原则工艺流程见图6.1-1。

实际生产中，各厂矿根据自身的特点，又演化出了多种结构不同的流程配置和辅助设施。例如，张家口金矿原设计生产流程如图6.1 2所示。改造后生产流程见图6.1-3。原设计生产流程存在着运行不稳定，氰气逸出的矿浆污染操作环

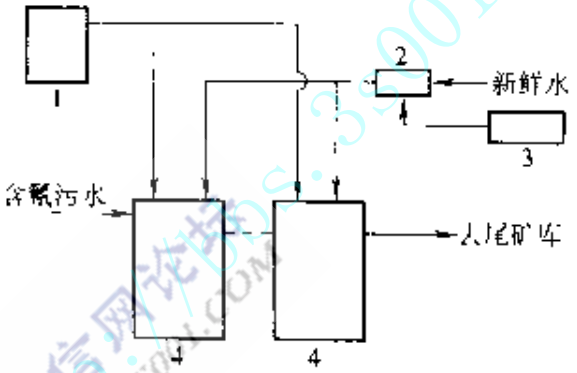



图6.1 1 碱氯法原则工艺流程

1—石灰乳槽；2—加氯机；3 液氯瓶；4 反应槽

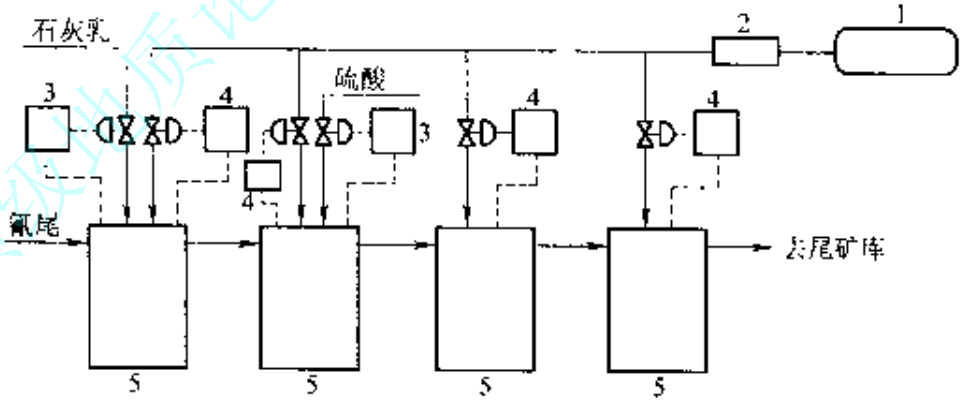



图6.1 2 张家口金矿设计生产流程

1 液氯瓶；2 氯蒸发器；3—pH 调整控制器；

4—氧化还原电位控制器；5 反应槽

境、腐蚀设备、耗氯量大、成本高等问题。针对这些问题，该矿进行了以下技术改造：

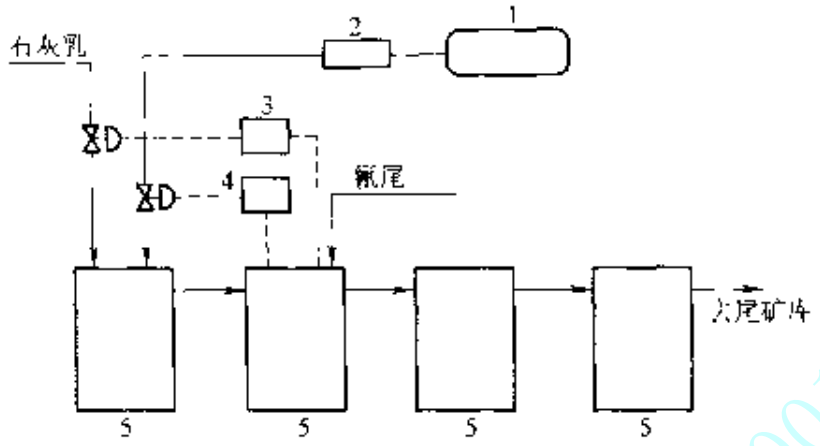



图 6.1-3　张家口金矿改造后污水处理流程

1－液氯瓶；2－氯蒸发器；3—pH 调整控制器；
4—氧化还原电位控制器；5－反应槽

（1）缩短反应时间；

（2）改变加氯方式，由四点向矿浆中加氯改为一点向石灰乳中加氯，制备次氯酸钙溶液［$Ca(ClO)_2$］；

（3）氰尾矿浆直接注入第二反应槽，氯气以次氯酸钙溶液的形式加入矿浆中；

（4）取消氯气洗涤设备，不消耗氢氧化钠，降低运行及维修费用；

（5）仪表控制回路由 6 套减少为 2 套。

经过以上改造，取得了明显的经济效益。年节约污水处理费用达 64 万元。同时，这一成功的改造推动了碱氯法工艺的发展，尤其是先把氯气吸收在石灰乳中，制备为次氯酸钙溶液，然后再进行氯氧化氰化物的反应，避免了氯气及氯化氰的逸出，张家口金矿在国内是第一家。后来，华尖金矿应用了此工艺，也取得了良好的效果。这一工艺值得全面推广。

又如，金厂峪金矿最初使用漂白粉处理含氰污水，1972 年改

为以液氯为原料的碱氯法，工艺流程见图 6.1-4。实践证明，该流程存在以下问题：

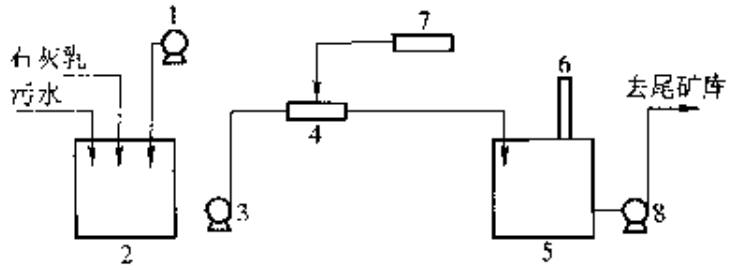



图 6.1-4　金厂峪金矿碱氯法工艺流程

1　鼓风机；2　调浆池；3 -泵；4— 加氯机；

5　反应池；6　排气管；7—液氯瓶；8—泵

（1）由于采用开路处理，反应不完全，氧化效率低，车间排水不能达标；

（2）使用鼓风机调浆，无机械搅拌装置，大量石灰沉积，pH 值难以控制平稳，造成氯气、氯化氰逸出，污染操作环境；

（3）加氯机负压小，加氯量不足，影响处理效果。

针对上述问题，该矿从 1979 年开始对污水处理工艺进行了两次大胆改造，形成了在酸性条件下进行不完全氧化反应，在碱性条件下进行完全氧化反应的新工艺，达到了提高反应、氰化物去除率高、氯耗量小、成本低、不污染操作环境等目的。流程图见图 6.1-5。

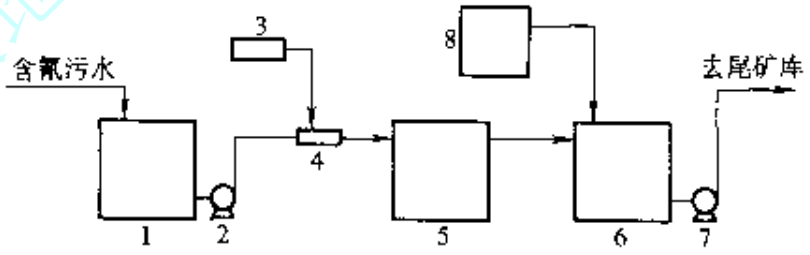



图 6.1-5　金厂峪金矿改造后污水处理工艺流程

1—水池；2—泵；3—液氯瓶；4—加氯机；

5　酸性反应器；6—碱性反应器；7　泵；8—石灰乳槽

碱氯法处理后，氰化物含量完全可以达到工业废水排放标准（$CN^-$不大于0.5mg/L），甚至达到生活饮用水标准（TCN不大于0.05mg/L）也是没有问题的。但是，碱氯法处理后的尾矿中含有较高浓度的游离氯，有时高达50mg/L。当对废水含氯量要求标准较高时，尾矿浆在排放之前必须除氯。除氯一般采用硫氢化钠（NaHS）法。该法关键技术条件是控制氧化还原电位。处理后的废水含氯量可达到低于0.3mg/L的标准。

如果废水中含有重金属离子和亚铁氰酸盐（$Fe(CN)_6^{4-}$）等物质，可在碱氯法之后采用活性炭或树脂进行吸附处理。

## 6.2 尾矿库自净——排液循环法

这种方法是将不经处理的氰化尾矿直接排入尾矿库自然净化，尾矿库沉清水返回氰化工艺循环使用。采用这种方法是有严格的前提条件和要求的。首先，必须保证尾矿库不能渗漏；其次必须保证循环水不能影响氰化工艺指标。对于那些矿石组成复杂的炭浆厂来说，由于氰化尾液中有害于金氰化浸出的杂质在尾矿库内自净效果有限，尾矿水循环使用后，杂质浓度会随废水循环次数的增加而不断增加，对金的氰化产生严重影响。因此，这类矿石不适合采用尾矿库自然净化——排液循环工艺。对于尾矿库地质结构松散、透水性强、未经过任何防渗处理的矿山来说，绝对不能采用这种工艺。但对于那些矿石组成简单，尾矿库不渗漏或已采取了防渗措施、干旱地区水资源紧张的矿山来讲，采用这一方法具有非常显著的优越性：

（1）无需进行污水处理，节约污水处理费用；

（2）随着尾矿水的循环使用，尾液中未得到回收的已溶金也随循环水得到回收；

（3）尾矿库中未被分解净化的氰化物随循环水返回氰化工艺，可显著节约氰化物的用量；

（4）干旱地区可解决水资源紧张问题。

河北省赤城县金矿炭浆厂（50t/d）原设计采用碱氯法处理含

氰尾矿，尾矿库溢流水循环使用。1989年4月，该矿开始进行尾矿库自然净化——排液循环使用工业试验，经过20次含氰废水循环试验，发现循环废水中有害杂质并无明显积累，这是因为该矿矿石性质简单，而且尾矿库自净过程对杂质有一定的去除能力。

该矿尾矿库区地层由黄土状亚粘土、砾石土、卵石土及砂土组成，在20.85m钻孔深度内未发现地下水。黄土状亚粘土和亚粘土层厚度为2～6.5m。由于其透水性差，含氰废水在这样厚的粘土中得到较完全的截流。为了检查地下水是否受到污染，在尾矿库下游300m处打了一眼机井，该机井是下游距尾矿库最近的地下水源，井口比尾矿库坝基的相对标高低7.0m，机井水位为23.0m，是观察地下水污染情况的理想监测点。监测结果表明，尾矿库中氰化物渗透到机井中的时间为30d。地下水中氰化物浓度随时间积累会有非常缓慢的上升，机井中氰化物浓度的增加速度为每月0.00041mg/L，根据计算，地下水中氰化物浓度上升到饮用水标准0.05mg/L所需的时间为10.16年，这段时间已经超过了该尾矿库的服务年限，因此，该矿采用尾矿库自净——排液循环法是安全的。

为了随时掌握地下水中氰化物浓度的变化，以便及时发现问题，采取应急措施，该矿规定每半月监测一次。此外，为了保证雨季产生的外排废水不污染环境，该矿保留了原碱氯法工艺设备，以便在雨季有外排水时使用。

自1989年4月采用尾矿库自然净化——排液循环法以来，该矿取得了显著的经济效益：每月从尾矿循环水中回收黄金200g以上；月平均节约污水处理费用8900元；月节约新水1364$m^3$；月节约氰化钠10～20kg。

## 6.3 尾矿库自净——活性炭吸附法

黑龙江省乌拉嘎氰化厂原生产能力为500t/d，采用全泥氰化工艺。原设计污水处理系统为碱氯法，年污水处理费用67.89万元，处理后的废矿浆由管道输送到3500m外的尾矿库，尾矿库澄

清水经溢流井外排到小河中。

该矿尾矿库建在山谷中，容积较大，上部澄清水深 2.0m，设计废水停留时间为 25d，因此尾矿库有较强的自净能力。为降低处理费用，提高经济效益，该矿进行了大量的研究论证工作，提出尾矿库自净　　活性炭吸附新工艺。新工艺用泵把外排水输送到两台串联的活性炭吸附柱中，氰化物和重金属吸附在活性炭上，达到除氰的目的。同时，废水中的溶解金也吸附到炭上，达到提高回收率的目的。载金炭焚烧后经火法冶炼产出合质金。实践证明，新工艺符合化害为利、保护环境的治理方针，具有良好的社会效益、环境效益和经济效益。

1988 年共投入活性炭 11.5t，回收黄金 7.218kg，节约污水处理费用 70.62 万元，年增效益 100 万元以上。排放废水含氰浓度低于 0.1mg/L。

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM

# 7 工艺设备的选择与计算

炭浆提金工艺是一项选冶新技术，许多设备尚处于研制阶段，现用生产设备有待进一步改进和完善。

## 7.1 浸出吸附设备

### 7.1.1 浸出槽

选择浸出槽要考虑矿山规模、磨矿细度、矿石比重、矿浆浓度、动力消耗及操作维修等因素。目前，多采用双叶轮低转速节能型浸出槽。表 7.1-1 为国产 SJ 型双叶轮低转速节能搅拌槽的技术性能。

表 7.1-1 SJ 型双叶轮搅拌槽技术性能

| 规格<br>直径×高度/mm×mm | 有效容积<br>/m³ | 叶轮直径<br>/mm | 叶轮转速<br>/r·min⁻¹ | 电机功率<br>/kW | 设备重量<br>/kg |
|---|---|---|---|---|---|
| φ2000×2500 | 6 | 710 | 73 | 1.5 | 2800 |
| φ2500×3150 | 13 | 925 | 57 | 2.2 | 3371 |
| φ3150×3550 | 21 | 1160 | 47 | 3.0 | 5628 |
| φ3550×4000 | 31 | 1320 | 41 | 4.0 | 6646 |
| φ4000×4500 | 48 | 1550 | 36 | 5.5 | 8285 |
| φ4500×5000 | 72 | 1750 | 31 | 7.5 | 10803 |
| φ5000×5600 | 98 | 1900 | 28 | 7.5 | 14430 |

计算浸出槽时，须先确定以下条件：

(1) 浸出时间；

(2) 日处理矿量；

(3) 矿石比重；

(4) 矿浆液固比。

根据上述已知条件，可计算出保证浸出时间所需的浸出槽总容积，然后据此选择浸出槽规格，最后计算出浸出槽台数。

浸出槽总容积由下式计算：

$$V = Q\left(\frac{1}{\delta} + R\right) \cdot \frac{t}{24\varphi} \qquad (7.1\text{-}1)$$

式中 $V$ —— 浸出槽总容积，$m^3$；

$Q$ —— 日处理矿量，t/d；

$\delta$ —— 矿石比重，$t/m^3$；

$R$ —— 矿浆液固比（按重量计）；

$t$ —— 需要的浸出时间（由试验确定），h；

$\varphi$ —— 浸出槽容积利用系数，见表 7.1-2。

**表 7.1-2 浸出槽容积利用系数 $\varphi$**

| 浸出槽规格 | 浮选金精矿浸出 | 全泥浸出 | 备注 |
|---|---|---|---|
| ≤φ2500 | 0.8～0.83 | ≤0.92 | 金精矿浆为 |
| φ3000 | 0.83～0.86 | 0.92～0.93 | 浮选泡沫产品时 |
| ≥φ3500 | 0.86～0.88 | 0.93～0.95 | φ应取下限 |

根据计算出的总容积，选择浸出槽规格。应该指出，在实际选择时，为防止矿浆短路，浸出槽台数不应少于 4 台。一般浸出流程为 4～8 级。

浸出槽台数按下式计算：

$$n = V/V' \qquad (7.1\text{-}2)$$

式中 $n$ —— 所需浸出槽台数；

$V$ —— 浸出槽总容积，$m^3$；

$V'$ —— 所选择浸出槽的单台有效容积，$m^3$。

浸出槽充气量与压风机的选择：

根据浸出槽充气量定额和风压计算总风量，然后根据总风量选择压风机的类型和台数。浸出槽充气量和风压列于表 7.1-3。

表 7.1.3　浸出槽充气量和风压

| 浸出槽形式 | 充气量 | | 计算压力/kPa |
|---|---|---|---|
| | 按槽表面积 $/m^3(m^2 \cdot min)^{-1}$ | 按槽容积 $/m^3(m^3 \cdot min)^{-1}$ | |
| 机械搅拌槽 | 0.1～0.2 | | 60～147 |
| 空气搅拌槽 | 0.15～0.2 | 0.013～0.025 | 245～343 |
| 双叶轮中空轴进气搅拌槽 | | 0.002 | 100 |

### 7.1.2　吸附槽

吸附槽在结构上与浸出槽的不同之处是吸附槽有级间筛。此外，吸附槽的选择还要考虑炭的磨损、炭的提升以及炭与矿浆的分离等。这与吸附槽的搅拌速度、级间筛结构、矿浆粘度等因素有关。

7.1.2.1　级间筛的选择与计算

级间筛有振动筛、弧形筛、周边筛和桥式筛等。振动筛对炭的磨损比较大，弧形筛容易堵塞，目前普遍采用桥式筛。根据筛网形状的不同，桥式筛又分为溜槽平面筛、梯形筛和圆桶筛等。

通过桥筛的矿浆流量与筛网面积有关，但实际生产中，筛网与矿浆接触的深度一般近似定值，因此实践中只是选择筛网的长度。每个吸附槽所需筛网总长度为：

$$L = Q/Q_0 \tag{7.1-3}$$

式中　$L$——每个吸附槽所需筛网总长度，m；

$Q$——矿浆流量，$m^3/h$；

$Q_0$——每米筛网长度所能通过的矿浆量，$m^3/m \cdot h$。

一般情况下，24 目筛网的桥筛与矿浆接触深度为 100～200mm，单位筛网长度矿浆流量为 15～25$m^3/m \cdot h$。

为便于操作维修，每个槽的桥筛筛网一般分为若干块，按下式计算：

$$n = L/L_0 \tag{7.1-4}$$

式中　$n$——每个吸附槽所需桥筛筛网数，块；

$L_0$——选用的每块桥筛长度，m。

为防止更换筛网时活性炭大量流失，每个吸附槽桥筛筛网数一般不少于4块。

若采用周边筛，要求筛网长度不小于吸附槽周长的15%。

为保证矿浆自流畅通，桥筛溜槽必须有10%以上的坡度。

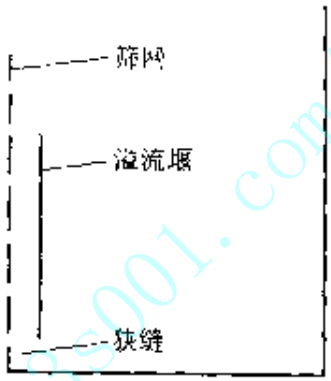


图7.1-1 桥筛溢流堰

实践中，一般在桥筛的溜槽内靠近筛网处安装溢流堰，见图7.1-1。以减小筛网两侧矿浆的压力差，防止筛网堵塞，延长筛网的使用寿命。溢流堰底部有一个2～3mm的狭缝，使通过筛网的矿浆大部分从狭缝流出，另一部分从溢流堰顶部溢出。溢流堰是可调的，使得狭缝的宽度可根据矿浆流量进行调整。溢流堰的高度取决于筛网与矿浆接触的深度，一般为100～200mm，也可按下式计算：

$$H = KV^2/2g \tag{7.1-5}$$

$$v = 2Q/3A \tag{7.1-6}$$

式中 $H$——溢流堰高度，m；

$K$——水头损失系数，一般取1.5；

$v$——狭缝矿浆流速，m/s；

$g$——重力加速度，m/s²；

$Q$——通过筛网的矿浆流量，m³/s；

$A$——狭缝面积，m²。

桥筛需用低压风清扫筛面，以防活性炭紧贴筛网造成堵塞。低压风的计算压力一般为35kPa左右。根据经验，单位长度筛网所需低压风量为1.0m³/m·min。据此可算出标准状态下所需要的总风量，按换算公式换算成计算压力下的风量，然后选择低压风机。

7.1.2.2 吸附槽的搅拌装置

关于吸附槽的搅拌器，在2.4.1中已有详细叙述。本节着重

讨论搅拌装置的材质。选择材质要考虑的最重要因素是对炭的磨损问题。如前所述，活性炭在矿浆中的磨损是不容忽视的。因此，要求搅拌装置各连接部位及设备内表面要尽可能平滑，搅拌装置的叶片一般用耐磨橡胶包裹，这样对炭的磨损就小多了。

生产中，绝大多数炭浆厂选用的是双叶轮、低转速的高效节能搅拌槽。

### 7.1.3 提炭装置

提炭装置是炭浆厂的重要设备。提炭装置种类较多，有空气提升器、水力喷射器、隔膜泵以及离心提炭泵等。炭浆厂可根据要求和技术条件进行选择。在炭浆提金工艺的发展中，各种提炭装置在不同阶段都发挥过重要作用，相比之下，隐没式离心提炭泵具有结构简单、节省能源、对活性炭磨损小、工作可靠等优点，受到普遍欢迎。其技术性能见表 7.1-4。

表 7.1-4 隐没式离心提炭泵技术性能

| 排出管径 | 主轴转速 | 扬程 | 流量 | 电机 | | | 重量 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| /mm | /r·min$^{-1}$ | /m | /L·s$^{-1}$ | 型号 | 功率/kW | 转速/r·min$^{-1}$ | /kg |
| 50 | 516 | 3 | ~1.6 | y100L-4 | 2.2 | 1420 | |
| 60 | 817 | 7 | ~1.6 | y112M-4 | 4.0 | 1120 | 640 |

离心提炭泵的计算：

(1) 提升矿浆量。

$$Q = Q_c \times 10^3/24 \times 60 \cdot K \cdot t \qquad (7.1\text{-}7)$$

式中 $Q$——提升矿浆量，L/s；

$Q_c$——每日需提升的炭量，kg/d；

$K$——吸附槽中炭的浓度，g/L；

$t$——提炭泵每小时内的工作时间，min。

(2) 提升扬程。

根据需要的矿浆总扬程，折合为清水总扬程。

$$H = H_0 \cdot \delta_n \qquad (7.1\text{-}8)$$

式中 $H$ ——清水总扬程，m；

$H_0$ ——输送矿浆的总扬程，m；

$\delta_n$ ——矿浆密度。

计算出 $Q$ 和 $H$ 后，即可选择提炭泵。

## 7.2 解吸、电积设备

### 7.2.1 解吸柱

解吸柱有加压与常压两种。随着炭浆工艺的发展和矿山规模的扩大，越来越多的炭浆厂采用加压解吸柱。其技术性能见表7.2-1。

加压解吸柱的计算：

表 7.2-1 解吸柱技术性能

| 直径×高度/mm×mm | 容积/$m^3$ | 设计压力/kPa | 设计温度/℃ | 制做材料 |
|---|---|---|---|---|
| φ300×1200 | 0.1 | 100 | 100 | Q235 |
| φ500×2500 | 0.5 | 100 | 100 | Q235 |
| φ700×3800 | 1.0 | 100 | 100 | Q235 |
| φ700×4800 | 1.5 | 250 | 100 | Q235 |
| φ800×3650 | 1.85 | 750 | 135 | 1Cr18Ni9Ti |
| φ900×4700 | 3.0 | 500 | 135 | 1Cr18Ni9Ti |

解吸柱规格根据处理一批载金炭的床体积和通过载金炭床层的解吸液流速确定。

(1) 处理一批载金炭的床体积。

$$V = W/\delta \qquad (7.2\text{-}1)$$

式中 $V$ ——载金炭床体积，$m^3$；

$W$ ——一批载金炭的质量，kg；

$\delta$ ——载金炭视密度，$kg/m^3$。

(2) 解吸液流量。

通过载金炭床层的解吸液流量一般为每小时 2 倍床体积左右。

$$Q = 2V \qquad (7.2\text{-}2)$$

式中 $Q$ ——解吸液流量，$m^3/h$；

(3) 载金炭处于膨胀时的炭床体积。

载金炭在解吸液流作用下会膨胀，膨胀率一般为 2%～5%。

$$V_E = \lambda \cdot V \qquad (7.2\text{-}3)$$

式中 $V_E$——膨胀后的炭床体积，$m^3$；

$\lambda$——炭的热膨胀系数，$\lambda = 1.02 \sim 1.05$。

(4) 解吸柱的几何尺寸，见图 7.2-1。

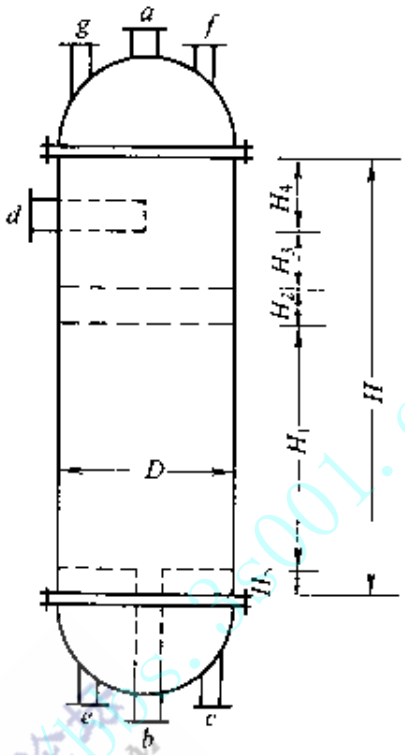



图 7.2-1 解吸柱几何尺寸

a—载金炭入口；b—解吸炭出口；c—解吸液入口；d—解吸液出口；e—排液口；f—压力指示器接口；g—安全装置接口

1) 解吸柱直径和炭床层高度：

根据经验，解吸柱内炭的床层高度与直径之比约为 6，则炭床体积为：

$$V = \frac{\pi}{4}D^2 \cdot H_1 = \frac{3}{2}\pi \cdot D^3 \qquad (7.2\text{-}4)$$

式中 $D$——解吸柱直径，m；

$H_1$——载金炭床层高度，m。

依次可计算出 $D$ 和 $H_1$。

2) 解吸柱高度；

解吸柱截面积：

$$A = \frac{\pi}{4}D^2 \qquad (7.2\text{-}5)$$

解吸柱高度：

$$H = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 \qquad (7.2\text{-}6)$$

式中 $H$——解吸柱高度，m；

$H_1$——炭床层高度，m。$H_1 = \dfrac{V}{A}$；

$H_2$——炭的膨胀高度，m。$H_2 = \dfrac{V_E - V}{A}$；

$H_3$——载金炭膨胀后的炭床顶面距解吸液出口管的安全距离，一般取 $H_3 = H_2$ 或 $H_3$ 略大于 $H_2$；

$H_4$——解吸液出口管距顶部封头的距离，一般取 $H_4 = 0.15 \sim 0.3$m；

$H_5$——底部筛距底部封头的距离，一般取 $H_5 = 0.1 \sim 0.15$m。

(5) 验算解吸液在解吸柱内的线速度：

$$v = Q / A \qquad (7.2\text{-}7)$$

式中 $v$——解吸液在解吸柱内的线速度，mm/s。

在正常工作状态下，解吸液在解吸柱内的线速度应满足既使载金炭适当悬浮、膨松，又不使炭颗粒被解吸液冲起的要求。适宜的解吸液线速度与载金炭比重有关。一般情况下，解吸液线速度应低于 3.4mm/s。

### 7.2.2 热交换器

热交换器有管式和板式两种，目前，炭浆厂多用板式热交换器。

板式热交换器的计算。

(1) 冷热液体的热传递速度。

假定无热量损失，则热液失去的热量与冷液获得的热量相等。

$$Q = M_H \cdot C_P \cdot \Delta T_H \qquad (7.2\text{-}8)$$

式中 $Q$——流体热传递速度，kJ/h；

$M_H$——流体流量，kg/h；

$C_P$——流体定压比热，kJ/kg·℃，解吸液一般取 $C_P =$

4.18kJ/kg·℃；

$\Delta T_H$— 流体进出口温度差，℃；

$\Delta T_H$=流体进口温度－流体出口温度。

（2）热交换器的面积。

$$A = \frac{Q}{F_1 \cdot u \cdot \Delta T_m} \tag{7.2-9}$$

式中 $A$— 所需热交换器的面积，$m^2$；

$F_1$ —温度修正系数，取0.5～0.9；

$u$ — 热交换器表面传热系数，为热交换器给定的参数，$kJ/m^2 \cdot h \cdot ℃$；

$\Delta T_m$ 对数平均温差，℃，按牛顿冷却定律计算：

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \tag{7.2-10}$$

式中 $\Delta T_1$— 热交换器热进口与冷出口温度差，℃；

$\Delta T_2$— 热交换器热出口与冷进口温度差，℃。

如果 $\Delta T_1$ 与 $\Delta T_2$ 或相差不大于1倍，则其平均温差可按算术平均值计算：

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} \tag{7.2-11}$$

根据计算出的换热面积，选择热交换器型号和板片数量。国内生产的BR系列板式热交换器技术性能见表7.2-2，BR020型号板式热交换器的板片数量见表7.2-3。

**表7.2-2 BR系列板式热交换器技术性能**

| 型号 | 单片传热面积/$m^2$ | 最大组合面积/$m^2$ | 最高使用温度/℃ | 最高工作压力/kPa | 传热系数（水—水）/$kJ(m^2 \cdot h \cdot ℃)^{-1}$ | 最大处理能力/$m^3 \cdot h^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| BR020 | 0.20 | 30 | 150 | 600 | 12600～21000 | 80 |
| BR084 | 0.84 | 200 | 150 | 600 | 12600～23100 | 300 |

表 7.2-3　BR020 型板式热交换器板片数量

| 序号 | 系列型号 | 换热面积/m² | 板片数量/片 | 板片材料 | 重量/kg |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | BR02 $\frac{6}{150}$ 3 | 3 | 16 | 钛板或不锈钢板 | 326 |
| 2 | BR02 $\frac{6}{150}$ 5 | 5 | 26 | 钛板或不锈钢板 | 341 |
| 3 | BR02 $\frac{6}{150}$ 7 | 7 | 36 | 钛板或不锈钢板 | 358 |
| 4 | BR02 $\frac{6}{150}$ 10 | 10 | 51 | 钛板或不锈钢板 | 380 |
| 5 | BR02 $\frac{6}{150}$-15 | 15 | 76 | 钛板或不锈钢板 | 426 |
| 6 | BR02 $\frac{6}{150}$-20 | 20 | 101 | 钛板或不锈钢板 | 460 |
| 7 | BR02 $\frac{6}{150}$ 25 | 25 | 126 | 钛板或不锈钢板 | 501 |
| 8 | BR02 $\frac{6}{150}$-30 | 30 | 151 | 钛板或不锈钢板 | 558 |

### 7.2.3　电加热器

计算电加热器的功率，需先确定通过电加热器的解吸液流量以及进出电加热器的解吸液温度。

$$q = M \cdot C_P \cdot \Delta T \qquad (7.2\text{-}12)$$

式中　$q$——电加热器功率，kW；

$M$——通过电加热器的解吸液流量，kg/s；

$C_P$——解吸液定压比热容，取 $C_P$=4.18kJ/kg·℃；

$\Delta T$——进入电加热器的解吸液温度与需要的解吸温度之差，℃。

北京有色冶金设计研究总院设计的电加热器技术性能见表 7.2-4。

一般地，在解吸作业正常进行中，进入电加热器的解吸液温度与需要的解吸温度相差不大，所消耗的功率只相当于解吸作业开始时的三分之一左右。因此，应选择 2～3 台电加热器串联使用，

以节省电能。另外，电加热器很容易因溶液断流而烧毁，因此还应加装温度控制系统和流量保护系统。

表 7.2.4 电加热器技术性能

| 规格(直径×高度)/mm×mm | 有效容积/m³ | 功率/kW | 设计压力/kPa | 设计温度/℃ | 筒体材料 |
|---|---|---|---|---|---|
| | 0.05 | 20 | 98.1 | 100 | Q235 |
| φ400×1200 | 0.10 | 24 | 98.1 | 100 | Q235 |
| φ412×1613 | 0.16 | 36 | 98.2 | 180 | 1Cr18Ni9Ti |

### 7.2.4 电积槽

国产电积槽技术性能见表 7.2.5。

表 7.2-5 电积槽技术性能

| 规格(长×宽×高)/mm×mm×mm | 电解液流量/L·s⁻¹ | 电流密度/A·m⁻² | 槽电压/V | 槽体材料 |
|---|---|---|---|---|
| 680×250×300 | 0.03 | 10～15 | 3.0～3.5 | 聚丙烯塑料 |
| 1250×330×510 | | 10～15 | 3.0～3.5 | 聚丙烯塑料 |
| 2240×750×610 | 0.45 | 15～20 | 1.5～3.0 | 聚丙烯塑料 |
| 3340×1094×812 | | 15～20 | 1.5～3.0 | 聚丙烯塑料 |

电积槽的计算：

(1) 电解沉积一批贵液所需的总电量。

$$Q_T = Q_{Au} + Q_{Ag} = \frac{m_1 \cdot F \cdot V_1}{M_1} + \frac{m_2 \cdot F \cdot V_2}{M_2} \quad (7.2\text{-}13)$$

式中 $Q_T$——电积一批贵液所需的总电量，C；

$Q_{Au}$——电积一批贵液中的金所需的电量，C；

$Q_{Ag}$——电积一批贵液中的银所需的电量，C；

$m_1$、$m_2$——一批贵液中的金、银含量，kg；

$F$——法拉第电解常数，$F=9.65\times10^7$C；

$V_1$、$V_2$——Au 和 Ag 的化合价，$V=1$；

$M_1$、$M_2$　　金和银的原子量，Au（196.97），Ag（107.90）。

（2）电积槽所需的电流。

$$I = Q_T/3600 \cdot t \tag{7.2-14}$$

式中　$I$　　电积槽所需的有效电流，A；

$t$　　完成一批电积作业所需的时间，h。

（3）直流电源电流。

实际电积过程中，各种反应是复杂的，很大一部分电能消耗于做无用功，只有一小部分电能用于金银的沉积。考虑电流效率后直流电源输出的总电流为：

$$I' = \frac{I}{\eta} \tag{7.2-15}$$

式中　$I'$——直流电源输出电流，A；

$\eta$——电流效率，一般取3%～6%。

（4）槽电压及极间距。

整流装置输出电压一般为0～6V，电积槽槽电压一般为1.5～3.5V，极间距为20～40mm。

（5）阴极面积及钢棉装填量。

所需阴极面积：

$$A = \frac{I'}{D_K} \tag{7.2-16}$$

式中　$A$　——所需阴极面积，$m^2$；

$D_K$——电流密度，取10～20A/$m^2$。

钢棉装填量：

$$W = A/A' \tag{7.2-17}$$

式中　$W$——钢棉装填量，kg；

$A'$——钢棉比表面积。根据钢棉规格不同变化很大，一般为2～8$m^2$/kg。

（6）阴极框数量。

$$n = W \cdot \rho \cdot V \tag{7.2-18}$$

式中　$n$——槽内阴极框数，个；

$\rho$ ——钢棉在阴极框内的装填密度，一般为 20～50kg/m³；

$V$ —— 每个阴极框的有效容积，m³。

### 7.2.5 过滤器

炭浆厂解吸电积回路中常用的过滤器为管式过滤器。北京有色冶金设计研究总院设计的 $\phi$600 管式过滤器技术性能见表 7.2-6。过滤器外壳用 1Cr18Ni9Ti 不锈钢板制作，滤芯采用高强度、耐腐蚀的刚玉微孔过滤管。

表 7.2-6 $\phi$600 管式过滤器技术性能

| 操作压力 /kPa | 操作温度 /℃ | 反吹风压力 /kPa | 过滤面积 /m² | 平均过滤速度 /m³·(m²·h)⁻¹ | 设备重量 /kg |
|---|---|---|---|---|---|
| ≤500 | ≤135 | ≤250 | 2 | 1 | 347 |

这种过滤器可在加温加压解吸回路中使用，常温常压解吸时可用普通钢板焊制过滤器外壳，用微孔陶瓷材料做滤芯。

## 7.3 酸洗与炭再生设备

### 7.3.1 酸洗槽

酸洗槽不仅可用于酸洗作业，也可用于新炭预处理。槽体和搅拌器的轴及叶轮用 1Cr18Ni9Ti 不锈钢材料制造。

酸洗槽的计算

酸洗槽槽体断面尺寸如图 7.3-1 所示。

酸洗槽结构为上部圆柱体，下部圆锥体。

(1) 酸洗槽直径。

设炭的安息角为 45°，

$$h_2 = h_3 = \frac{D}{2}$$

酸洗一批炭的体积为：

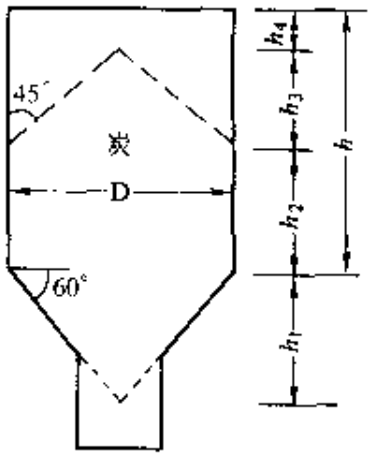



图 7.3-1 酸洗槽断面尺寸

$$V_c = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_1 + \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_2 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 \cdot h_3 = 0.75 D^3 \tag{7.3-1}$$

式中 $V_c$——一批炭的体积，$m^3$；

$D$——酸洗槽直径，m。

一批炭的干重为：

$$Q = V_c \cdot \delta \tag{7.3-2}$$

式中 $Q$ 一批炭的干重，kg；

$\delta$——活性炭的视密度，$kg/m^3$。

选择酸洗槽时，需要的槽容积一般取炭体积的 1.5 倍。

$$D = \sqrt[4]{\frac{1.5V_c}{0.75}} = \sqrt[3]{2V_c} = \sqrt[3]{2Q/\delta}$$

（2）酸洗槽圆柱形槽体高度。

$$H = h_2 + h_3 + h_4 = D + h_4 \tag{7.3-3}$$

式中 $H$ 酸洗槽圆柱形槽体部分高度，m；

$h_4$ 酸洗槽预留高度，m。一般取 $h_4 = 0.3m$。

（3）酸洗槽容积。

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H + \frac{\pi}{24} D^3 \cdot \tan 60° \tag{7.3-4}$$

式中 $V$——酸洗槽容积，$m^3$。

（4）搅拌器。

酸洗槽内搅拌器是用来对新炭进行预处理的。搅拌器转速一般为 300r/min。但是，重要的不是转速，而是搅拌器的线速度，一般为 150～200m/min。新炭预处理时，搅拌速度和搅拌时间须依炭的种类和酸洗槽内炭的浓度而定。一般情况下，经过预处理后，炭的损失率为 5%～10%。

### 7.3.2 炭再生窑

目前，我国炭浆厂使用的炭再生窑一般为卧式外部电加热回转窑，筒体由锅炉钢板制成，转速为 1.0～3.5r/min，最高工作温度为 700～800℃，现有两种规格，一种功率为 30kW，处理能力

为 10～20kg/h，另一种功率为 81kW，处理能力可达 20～40kg/h。

## 7.4 冶炼设备

炭浆厂电积槽产出的高品位金泥多采用中频感应电炉冶炼。

### 7.4.1 坩埚装料量

$$Q = 1.1(q_1 + q_2) + q_3 \tag{7.4-1}$$

式中 $Q$——坩埚装料量，kg；

$q_1$——每炉贵金属量，kg；

$q_2$——每炉熔剂量，kg；

$q_3$——每炉钢毛量，kg。

实践中，可按每周炼一炉计算贵金属量。贵金属、钢毛与熔剂的参考比例为：贵金属量：熔剂量＝1：1，钢毛量：熔剂量＝1：5。

### 7.4.2 坩埚容积

$$V = Q/\delta \tag{7.4-2}$$

式中 $V$——坩埚容积，$m^3$；

$\delta$——炉料视密度，$kg/m^3$。对于炭浆厂电积槽产出的金泥，炉料视密度约为 $1500kg/m^3$。

计算出每炉装料量和坩埚容积后，即可选择电炉。国产部分中频感应电炉技术规格见表 7.4-1。

表 7.4-1 中频感应电炉技术规格

| 型号 | 功率/kW | 感应器电压/V | 频率(单项)/Hz | 工作温度/℃ | 额定容积（相当于含金物料）/kg | 冶炼容积/L | 熔炼时间/h |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| GGW-0.06 | 50 | 750 | 2000 | 1600 | | | 1.0 |
| GWLJ-10-30/1.5 | 30 | 750 | 1500 | 1600 | 30 | 10 | 3.0 |
| GWLJ-15-50/1.5 | 50 | 750 | 1500 | 1600 | 40 | 15 | 2.5 |
| GWLJ-35-100/1.5 | 100 | 750 | 1500 | 1600 | 100 | 35 | 2.0 |

## 7.5 其他设备

### 7.5.1 直线振动筛

直线振动筛在炭浆厂应用非常广泛，可用于浸前矿浆除屑、浸渣安全检查、载金炭分离、解吸炭脱水、再生炭及新炭分级等作业。北京有色冶金设计研究总院设计的 ZS 系列直线振动筛技术性能见表 7.5-1。

**表 7.5-1 ZS 系列直线振动筛技术性能**

| 规格型号 | 筛分面积 /$m^2$ | 振幅 /mm | 振次 /次·$min^{-1}$ | 电机功率 /kW | 重量 /kg |
|---|---|---|---|---|---|
| ZS-400×1500 | 0.6 | 3 | 930 | 0.4 | 940 |
| ZS-700×1800 | 1.26 | 3 | 930 | 0.4 | 1531 |
| ZS-850×2400 | 2.04 | 3 | 930 | 0.8 | 1740 |

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM

# 8 炭浆提金工艺发展动态

## 8.1 浸出工艺的发展

### 8.1.1 富氧浸出

传统浸出工艺多采用充入压缩空气的方法为浸出过程提供氧，这种方法最主要的缺陷是气态氧通过液相时溶解效率太低，即使猛烈充气也只能在矿浆中产生很低的溶解氧浓度。因而氰化作用不得不在低氧浓度下进行，极大地限制了浸出动力学，导致金银产量减少。近年来的研究结果表明，在适当条件下，强氧化剂可用于提高金银浸出速度而对氰化物并无不利影响。从而使得这项技术在黄金生产中得到迅速推广应用。

8.1.1.1 富氧浸出的优越性

(1) 传统氰化浸出工艺现状。

目前，绝大多数氰化浸出工艺采用充入压缩空气的方法提供浸出过程所需要的氧。但对各氰化厂进行的大量调查表明，浸出过程中的含氧量往往明显低于饱和极限（约 $8\times10^{-6}$）。造成这种状况的原因很多：矿石中耗氧活性矿物的存在使矿浆中溶解氧的实际含量显著减少，如有机物、二价铁、磁黄铁矿、砷黄铁矿、辉锑矿和辉铜矿及其他活性硫化物等；有些地区生产用水中含盐量很高，也会降低氧的溶解度；但是，造成溶液中溶解氧含量过低的最主要原因是充空气法本身的缺陷，因为气态氧通过相界面进入液相的效率是很低的。调查还发现，大多数氰化厂浸出过程是在高氰化物浓度下进行的。我们知道，要使金的溶解速度达到极限，氰化物浓度〔$CN^-$〕与氧浓度〔$O_2$〕之比须保持在 6 左右。实际生产中由于溶解氧浓度太低，这个比值远远高于 6，从而导致金的溶解速度缓慢。

试验表明，金在纯水的空气饱和溶液中（溶解氧浓度约为 9.0

$\times 10^{-6}$）溶解时，NaCN 浓度超过 $125\times10^{-6}$对浸出并无益处。如果溶解氧的浓度很低，即使用少量的氰化物，金的溶解速度也不会受很大影响。尼克尔（Nicol）、弗莱明（Fleming）和保尔（Paul）(1987)以金在干净的溶液中溶解时发生的阴极和阳极反应为基础计算出了对应于给定氰化物含量的最大有效氧浓度，见表 8.11。这样就有可能根据氰化厂的实际氰化物浓度增加溶解氧浓度，以提高金的溶解速度。

**表 8.11　与不同氰化物浓度相对应的最大有效氧浓度**

| NaCN 浓度/mg·L$^{-1}$ | 氧浓度/mg·L$^{-1}$ |
|---|---|
| 50 | 3.2 |
| 100 | 6.5 |
| 200 | 13.1 |
| 300 | 19.6 |
| 400 | 26.1 |

（2）富氧浸出的优点。

1）富氧浸出的主要优点是加速浸出动力学、减少浸出时间，有时会增加金银浸出回收率。这意味着：对新建氰化厂来说，采用富氧浸出工艺有节约投资的潜力；将正在生产中的氰化厂改造为富氧浸出工艺，可在不增加浸出设备的情况下成倍地扩大生产规模。这两种措施都会带来可观的经济效益。

不是所有氰化厂采用富氧浸出工艺后都能提高金银浸出率。生产和试验表明，浸出率能否提高以及提高的幅度与矿石性质有关。一般地，难浸矿石（如高硫、含砷、含铜等矿石）采用富氧浸出工艺能够不同程度地提高浸出率，而易浸矿石只能增加浸出速度。

2）可降低氰化物消耗。氰化物在浸出过程中与金、银溶解无关的消耗主要有两部分，一部分是以挥发 HCN 气体的形式随空

气从溶液中损失掉。这部分损失随充气量的增加而增大。另一部分是被矿石中的耗氧物质消耗掉的。这部分损失与矿石性质有关。采用富氧浸出工艺后，由于与溶液接触的气体量非常小，因而从溶液中挥发出去的 HCN 的量也大幅度减小。此外，在富氧条件下，溶液中的溶解氧含量很高，氧化能力很强，使矿石中的耗氧物质被氧化，溶液中游离的硫化物及其他耗氧离子大幅度减少，并使活性硫化矿物得到抑制，从而使氰化物的耗量显著下降。据报道，加拿大某氰化厂用充纯氧代替充空气后，氰化物消耗降低了25%。

3）富氧浸出处理细磨矿石效果更好。试验表明，对同样的矿石，采用充空气搅拌的方法时，细磨矿石金的浸出动力学比粗磨矿石更慢，这是因为细磨矿石有更大的表面积，对氰化物、氧和石灰的消耗量都会增加。测定结果显示，对细磨矿石充空气，24h 后溶解氧浓度才能达到 $15\times10^{-6}$，而充氧气则可在 4h 内达到 $14\times10^{-6}$，在短时间内就能有足够的氧可利用细磨矿石较大的表面积，从而可提高浸出速度，降低氰化物和石灰消耗。

4）有些文献资料建议在炭吸附系统中保持和控制溶解氧浓度与电位（$E_h$）将有助于提高炭对金的吸附速度、吸附选择性和最终载金量。理论上，这与通过控制电位和调整混合金属络合物系统比例的方法来保持金氰络合物的稳定性有部分关系。但尚无可靠的数据资料证实氧对炭荷载金的改善，不过这种可能性是令人感兴趣的。

8.1.1.2　氧化剂

（1）常用氧化剂。

氰化浸出工艺需用的氧通常由下列几种氧化剂提供：空气、氧气、过氧化氢和过氧化钙。表 8.1.2 列出了不同氧化剂在浸出过程中的作用和特性。

（2）氧化剂的选择。

当氧的需要速度很低（低于 0.05mg·l·min）时，浸出槽表面溶解的氧可能就足够了，否则就要考虑补加氧化剂。

表 8.1-2　不同氧化剂在浸出过程中的作用和特性

| | |
|---|---|
| 空气 | 最大氧浓度 $9\times10^{-6}$<br>会从溶液中挥发出 HCN 气体 |
| 氧气 | 最大氧浓度 $40\times10^{-6}$<br>加速浸出动力学；有活性硫化物等存在时可节省氰化物；减少 $Pb(NO_3)_2$ 用量 |
| $H_2O_2$ | 最大氧浓度 $40\times10^{-6}$<br>加速浸出动力学；溶液中无 HCN 挥发；用量 0.2～0.5kg/t；减少氰化物用量；提高金回收率 |
| $CaO_2$ | 最大氧浓度 $40\times10^{-6}$<br>提高金回收率；加速浸出动力学；溶液中无 HCN 挥发；释放有效氧的速度缓和，有效作用时间长；用量 0.1～0.8kg/t |

如果对氧化剂的需求量不是很高，最便宜的氧化剂是选择压缩空气。槽内气体喷射器的位置对空气的利用效率会产生很大影响。为了使氧充分溶解，空气喷射须在高压区进行。高压区处在叶轮片翼尖的旋涡中心，在那里混合作用最强。与从叶片下面的低压区充气相比较，这样获得的氧溶解效率高得多。充空气的局限是：随着氧化剂需用量的增加，氰化物以挥发 HCN 气体的形式从溶液中损失的量也增大，尤其在低 pH 值、高含盐量的条件下，氰化物损失更大。

如果对氧的需要量较大，用氧气比较合适。由于与溶液接触的气体体积大量减少，从溶液中挥发出 HCN 的量也大为减少，所以氰化物消耗显著降低。用氧气与用压缩空气在投资成本和效益方面可能产生矛盾，但相对于氧气费用增加来说，由于浸出速度大幅度缩短、金回收率提高以及氰化物消耗降低所产生的效益将更大。

许多地处偏僻而需氧量又高的氰化厂可补加过氧化氢。使用过氧化氢避免了氧溶解的工程问题以及溶液中 HCN 挥发的问题。典型的过氧化氢助浸工艺（PAL）$H_2O_2$ 添加量约为 0.2～0.5kg/t。在第一个浸出槽最好安装测氧探头以控制 $H_2O_2$ 添加量。添加 $H_2O_2$ 主要是增加浸出速度，在 2～6h 内完成金的溶解，在有些氰化厂还可提高金回收率。Lee 等人（1989）报道在 Pine

Creek（N·T）使用 0.55kg/t $H_2O_2$，金回收率提高 7%，氰化物消耗从 1.7kg/t 降低到 1.1kg/t。南非的 Fairview 矿由于矿浆中含有机物，溶解氧浓度很低，应用 PAL 工艺后，金浸出率从 61% 提高到 73%，回收率增加的价值比 PAL 工艺成本的提高大 6 倍。

如果要求从添加的氧化剂中缓慢释放氧，使用过氧化钙可获得这样的效果。过氧化钙的这一特性在堆浸中可发挥极大作用。据报道，过氧化钙用于堆浸至少可以持续 20d 连续释放氧。添加过氧化钙增加的仍是浸出速度，最终回收率不一定提高，但可降低氰化物消耗。

（3）溶解氧的测定。

离子选择电极测定仪极大地简化了溶解氧的测定工作，并使测定可在现场进行，而不必依靠实验室的比色法。现在用的电极有电流探头和极谱探头两种，不论哪种电极都以电流大小作为电解质溶液中溶解氧含量的量度。

塑料（聚四氟乙烯）氧渗透薄膜减少了溶液中其他成分对测定的干扰，但其机械强度较差。测定系统需要经常定期标定，标定物一般为已知溶解氧含量的溶液或空气，也可用含氧量为零的溶液标定（通常为亚硫酸钠溶液）。

离子选择性溶解氧测定仪有固定式和便携式两种，可供用户按需要选择。需要说明的是这种仪表可以有效地给出相对于氧饱和状态的指示，但对温度、压力、含盐量以及矿浆粘度等因素变化的敏感性比较差，因此，尽管采用了各种校正措施，所测定的实际溶解氧含量误差仍较大。

8.1.1.3　富氧浸出试验及应用情况

（1）南非 Welkom 金选冶厂强化浸出试验。

氰化原矿为皮带重选精矿。浸出结果示于表 8.1-3。

如果以 90%浸出率作为比较基础，这些数据表明，充空气浸出所需要的时间是用氧气时的 3～4 倍。这一点的重要意义在于对给定规格的浸出容器来说，用氧气做氧化剂时，设备的生产能力将是充空气时的 3～4 倍。

表 8.1-3　南非 Welkom 金选冶厂强化浸出试验结果

| 金　属 | 氧化剂 | 浸出时间/h | | 初始浸出速度 /%·h$^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|
| | | 浸出 90% | 浸出 100% | |
| 金 | 氧气 | 3.0 | 1.5 | 37.0 |
| | 空气 | 13.5 | 20.0 | 27.5 |
| 银 | 氧气 | 3.5 | 7.5 | 36.4 |
| | 空气 | 11.0 | 20.0 | 20.9 |

（2）澳大利亚昆士兰州 Selwyn 矿。

Selwyn 是一个铜-金选冶厂，其工艺流程是由铜浮选和炭浆（CIL）回路组成的联合流程。添加过氧化氢后，使得该厂的金浸出率显著提高，见图 8.1-1。

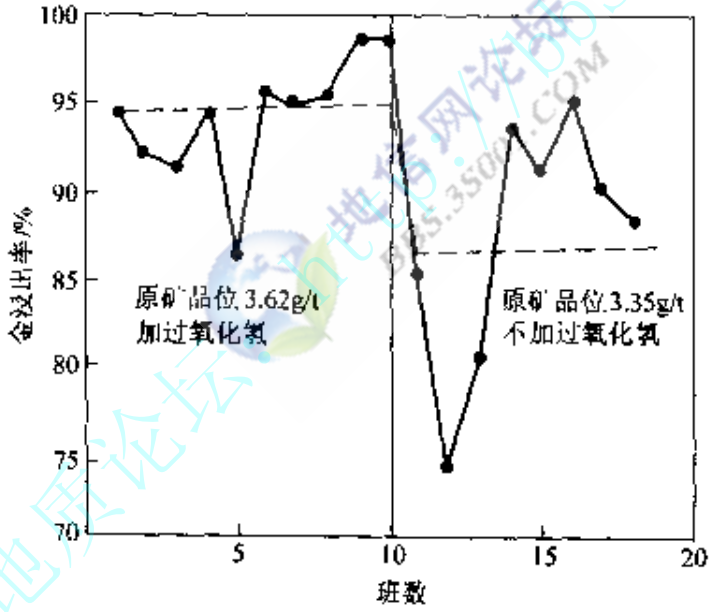



图 8.1-1　添加过氧化氢对 Selwyn 矿石金浸出率的影响

（3）东坪金矿。

东坪金矿选冶厂于 1994 年 9 月份将传统充空气浸出工艺改造为富氧浸出，氧化剂是由变压吸附制氧（PASO）设备提供的含氧量大于 90%的富氧气体。改造后，由于浸出速度的提高，使原设备生产能力提高了一倍，生产指标见表 8.1-4。

表 8.1-4　东坪金矿选冶厂充空气浸出与富氧浸出生产指标对比

| 工艺 | 时　间 | 处理量 /t·d$^{-1}$ | 浸出时间 /h | 氰原品位 /g·t$^{-1}$ | 氰渣品位 /g·t$^{-1}$ | 浸出率 /% |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 充空气 | 1993 年 1～12 月 | 330 | | 3.88 | 0.43 | 88.92 |
| 浸出 | 1994 年 1～6 月 | 355 | | 3.56 | 0.38 | 89.33 |
| 富氧 | 1994 年 10～12 月 | 546 | | 2.55 | 0.32 | 87.53 |
| 浸出 | 1995 年 1～8 月 | 569 | | 1.95 | 0.25 | 87.03 |

据该矿考察和计算，采用富氧浸出后设备生产能力由 300t/d 增加到 600t/d，相当于又建设了一个同等规模的氰化系统。比较用两种工艺将生产规模从 300t/d 扩大到 600t/d，采用富氧浸出可节约建设投资 216.5 万元。生产成本节约也很可观：节约电费 114.3 万元/年，节约人工费 36.0 万元/年，节约氰化物费用 10.5 万元/年。因回收率提高年创效益 54.0 万元。

（4）张家口金矿

张家口金矿与北京有色冶金设计研究总院合作，于 1991 年～1993 年经过一年半时间进行了富氧浸出小型试验和半工业试验，探索了富氧浸出技术对贫硫化物含金氧化矿石的适应性。

小型试验结果表明，富氧浸出技术应用于贫硫化物含金氧化矿石可使浸出速度提高一倍，浸出率比常规氰化提高约 2%。半工业试验印证了同样的结果。

### 8.1.2　超声波助浸

超声波强化氰化浸出技术为快速浸出开辟了一条新的途径。

#### 8.1.2.1　超声波助浸机理

超声波助浸的前提是浸出速度受扩散控制。固体金在氰化物溶液中溶解时，金表面很快生成络合离子 $Au(CN)_2^-$，并在表面附近形成 $Au(CN)_2^-$ 的饱和溶液层，饱和层内 $O_2$ 和 $CN^-$ 急剧下降。饱和层的形成阻碍了金的溶解速度。为使金能够进一步溶解，就要不断地破坏饱和层，加速金表面的 $Au(CN)_2^-$ 向溶液中和溶液中的 $O_2$ 及 $CN^-$ 向金表面的扩散速度。常规的搅拌氰化浸出在加速离子扩散速度方面的强度是有限的，因此浸出速度比较慢。对

于金粒表面已形成钝化膜的矿石来说，浸出更为困难，不但浸出时间长，而且浸出率低。超声波助浸正是针对上述存在的问题，采用流体力学和声化学技术迅速消除阻碍金在氰化物溶液中继续溶解的饱和层和钝化膜，加速金的浸出。

超声波助浸的关键设备是三个发生器，A 型和 R 型发生器以分布式射流的方式将压缩空气射入矿浆中，这样不但可以提高 $O_2$ 在溶液中的溶解度和分布均匀性，而且在强射流作用下使矿石颗粒产生自磨，迅速破坏饱和层和钝化膜。S 型发生器主要是利用声能产生“空化”作用，“空化”消失可以在瞬间产生高温和高压，在固体表面形成一种冲击微射流，其射流速度可达 1000m/ns 以上，使固体表面发生局部强剥蚀，强化了传质效应，从而使固体表面保持高度的反应活性，不但极大地提高反应速度，而且使难浸金矿石浸出率得以提高。

8.1.2.2　工艺要点

超声波助浸并不改变正常的氰化提金工艺流程，只是在常规氰化浸出之前增加一套强化反应系统，使进入浸出系统的全部矿浆通过强化反应系统，然后再进行正常的浸出。强化反应系统主要包括强化反应釜和 S 型发声器。强化反应釜由 R 型发生器、A 型发生器、气水分离器和釜体等组成。它的作用是通过射流方式提高矿浆中溶解氧的含量、使充气分布均匀、使矿粒产生自磨，从而达到破坏固体表面饱和层和钝化膜、增加扩散速度的目的。S 型发生器由大功率单头超声波发声器、大功率能量转换器和变幅杆等组成。它的作用是通过超声波产生的冲击微射流使固体表面产生局部侵蚀或剥蚀，改善传质效应，提高固体表面的反应活度，达到增加反应速度的目的。

8.1.2.3　工业试验情况

内蒙古赤峰市东风金矿热水炭浆厂于 1990 年 11 月～12 月进行了技术改造，生产规模为 100t/d。浸出原矿有两种，一种是矿山开采的原矿，称之为原矿，另一种为难浸金精矿与该原矿按 1∶1 配成的混合金矿石，称之为混合矿。试验结果表明，采用超

声波助浸工艺后，对原矿，浸出时间由常规氰化浸出的 20～22h 缩短到 24～30min，反应速度提高 40 倍。浸出率提高 4%～5%。对混合矿，浸出时间减少同样的幅度，浸出率可提高 21%～24%。说明超声波助浸工艺对难浸矿效果更显著。

## 8.2 炭吸附工艺的发展

### 8.2.1 磁性炭吸附

常规炭浆法的基本流程是：将粒度较粗的粒状活性炭投入经过细磨后的矿浆中，炭窜动和载金炭的提取通过筛分的方法（采用筛孔尺寸小于活性炭粒度的筛网）使炭与矿浆分离。采用这种工艺必须满足下列严格的条件：

(1)活性炭的粒度必须远远大于欲用于炭浆分离的筛孔尺寸；

(2) 活性炭必须具有足够大的强度，能够经得起多次通过筛网所引起的磨蚀；

(3) 矿石必须磨细到基本上全部小于筛孔尺寸，即使贵金属在较粗粒度已被单体解离亦不例外；

(4) 必须采取措施消除超粗颗粒，如木屑、粗砂等。

#### 8.2.1.1 磁性炭

磁性活性炭的制造方法有两种。最早是用粘合剂将磁性粒子与炭粒粘结在一起。这种磁性炭由于使用了较多的粘合剂，造成活性炭的孔隙大量堵塞，严重影响了炭的吸附活性，难以广泛应用。后来使用果壳（多为椰壳）为原料，在生产炭的时候就将磁性物包含在炭粒中，将其均匀磁化，并经化学热处理，形成磁性结构，得到内外一致的软磁性能。为了控制炭的质量，在使用前，可用干式磁选法剔除弱磁性的炭颗粒。磁性炭的粒度可以在很宽的范围内变化。通常情况下，粒度可以远小于用筛子使炭与矿浆分离的流程所需的粒度。

#### 8.2.1.2 使用磁性炭的优缺点

使用磁性炭代替普通活性炭并不改变炭浆工艺流程，只不过用磁选机代替细筛。磁性炭在工艺流程中具有以下优点：

（1）活性炭的粒度可以制造得比较小，而且还可以处理粗磨矿石。这对某些易单体解离的矿石来说，意味着可以大量减小磨矿能耗和钢耗；

（2）用磁选法回收炭，可以防止磨细的炭随尾矿流失，从而避免了金随碎炭流失；

（3）载金炭比较干净。木屑和粗砂等非磁性物不会混入磁性载金炭中；

（4）由于磁性炭粒度小，而表面积比较大，可提高金、银吸附速度和吸附容量，缩短吸附时间；

（5）与细筛相比较，磁选机具有不怕堵塞、对炭磨损小、维护量小、维修成本低等优点。

使用磁性炭的主要缺点是：磁选机的投资比筛子高；磁性炭价格比普通活性炭高。

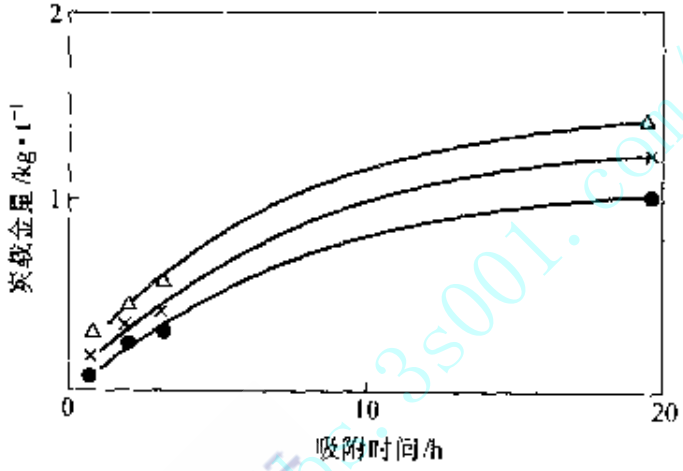



图 8.2-1 炭在 $4\times10^{-6}$ 贵液中的吸附速度（间断搅拌）

·—椰壳炭 ×- 磁性炭 MAC-10

△—磁性炭 MAC-15

8.2.1.3 试验情况

中科院金属研究所用 MAC-10 和 MAC-15 两种磁性炭（均由椰壳制成）进行的吸附试验结果表明，与普通椰壳炭相比较，磁性活性炭具有更高的吸附速度（快 5%～20%）和吸附容量，见图 8.2-1、图 8.2-2 和表 8.2-1。

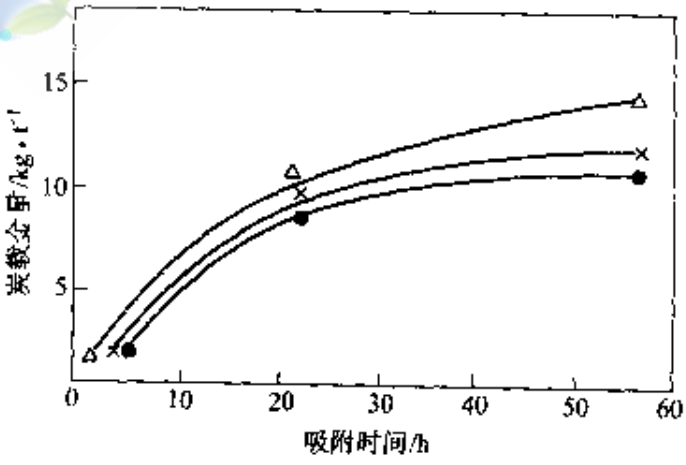



图 8.2-2 炭在 $11.2\times10^{-6}$ 贵液中的吸附速度（连续搅拌）

·—椰壳炭 ×- 磁性炭 MAC-10

△—磁性炭 MAC-15

表 8.2-1　椰壳炭与磁性炭载金量、解吸情况比较

| 内　　容 | 椰　壳　炭 | 磁性炭 MAC-10 |
|---|---|---|
| 吸附后载金量/kg·t$^{-1}$ | 11.2 | 14.6 |
| 解吸后含金量/kg·t$^{-1}$ | 0.13 | 0.73 |
| 解吸率/% | 96 | 95 |

表 8.2-1 数据表明，磁性载金炭的解吸也是很容易的，解吸率与椰壳活性炭相近。

8.2.1.4　使用注意事项

由于大多数矿石都含有一些磁性矿物，因此，在进入炭吸附之前，必须从矿浆中将天然磁性矿物除掉，同时也必须将磨矿过程中产生的铁粉除去，防止对载金炭品位造成贫化和增加浸出药剂消耗。这一步骤相当于普通炭浆法的浸前除屑。

### 8.2.2　炭柱法

炭柱法是一种从溶液中回收金氰络合物的方法。把活性炭放进几个串联的槽中，溶液向上流过炭层，见图 8.2-3。使用喷射器

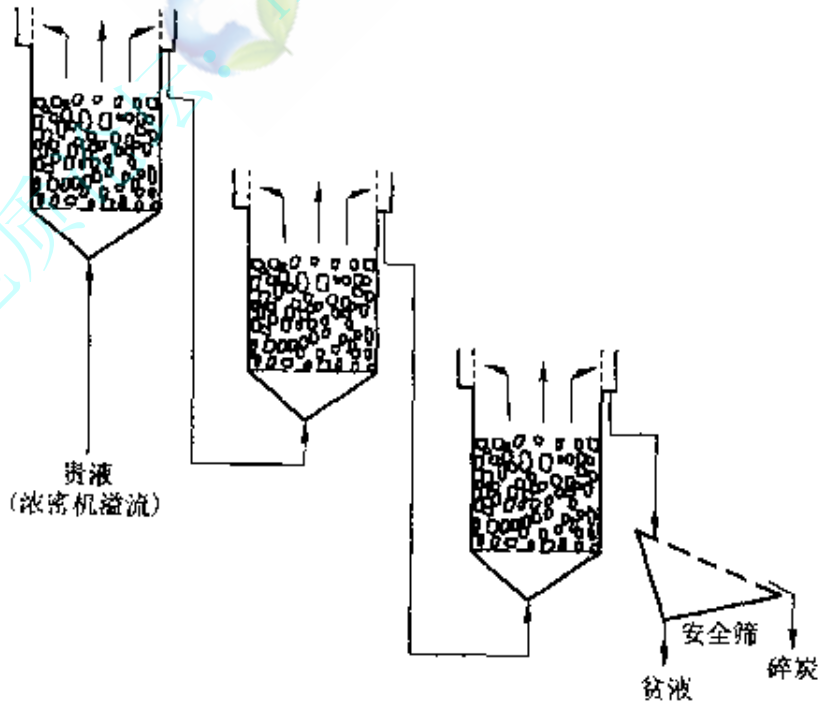



图 8.2-3　炭吸附柱

串炭，这种串炭方法比用隐没式叶轮泵更好。

金氰络合物的这种回收方法已用于磨矿氰化。氰化物与矿石一起给入磨矿回路。由于在磨矿回路中，金粒表面总是新鲜的，具有很高的反应活性，各种离子在矿浆中的扩散速度也很高，因此金的溶解速度相当快，金在磨矿回路的浸出率可达50%以上。炭柱法就是从磨矿回路的浓密机溢流中回收这部分已溶金的。这种方法的优点是：由于不受搅拌和矿浆的研磨作用，炭的损失非常低；由于溶液中的质量传递比在矿浆中快，因而炭的吸附速度和载金量会更高。如果炭柱法与炭浆法吸附时间相同，炭柱法排出的尾液会更低。

大多数炭柱法都是一段吸附。柱内是悬浮床层，正研究使用固定床层。

炭柱法的一项改革是使用可动式炭吸附柱。这种吸附柱的串炭方式是移动吸附柱，而不是把炭从一个吸附柱输送到另一个吸附柱。最后载金炭连同吸附柱一起移动到解吸和酸洗作业。这样就把炭的磨损减小到了最低限度。

### 8.2.3 炭吸附设备

#### 8.2.3.1 炭吸附槽

一般来说，常规炭吸附槽的炭浓度在10～25g/L之间，每级矿浆滞留时间在1h以上，这使炭吸附槽的体积比较大。为了减小吸附槽尺寸并降低生产成本，英国戴维·麦基公司发明了一种新型的炭浆吸附槽。如图8.2-4所示。这种吸附槽使多级吸附成为一体，对级间筛结构进行了改进，使得小吸附槽在高炭浓度条件下

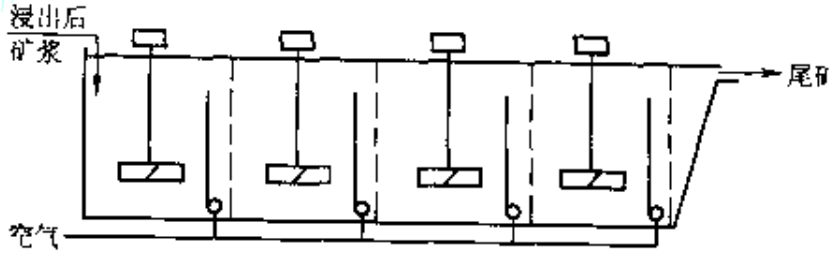



图8.2-4 戴维·麦基炭浆吸附槽

运行，而炭对金的吸附量、金的吸附率和存炭量保持不变。改进的要点是增大级间筛的面积和结构。对于大规模炭浆厂来说，筛子可面定在吸附槽的边上，而对于较小的炭浆厂，筛子可作为级间壁的一部分。用传统的方法（即用空气提升器或提炭泵）使炭与矿浆逆流。

深浸没式空气清扫筛在叶轮作用范围内运行。为防止搅拌器破坏筛子的空气幕，采用了特殊设计的筛子挡板和叶轮，从而在筛面形成了稳定的空气幕，使得吸附槽可以在高炭浓度下运行而不会堵塞筛网和减小矿浆流量。通过筛子的流动方向示于图 8.2-5。

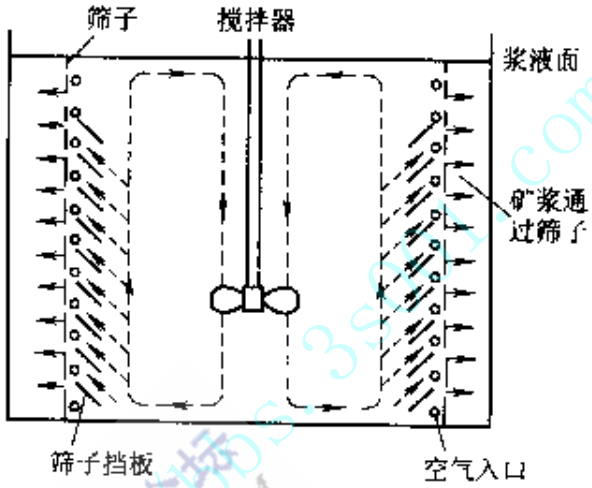



图 8.2-5　炭浆吸附槽中的流动方向

这种新型炭浆吸附槽可在高炭浓度下吸附，炭浓度可以从传统吸附槽的 25g/L 增加到 125g/L，从而可以使每级吸附槽的容积减小 80%。吸附槽尺寸的减小除可降低经营费用外，还可降低炭浆厂的厂房高度。图 8.2-6

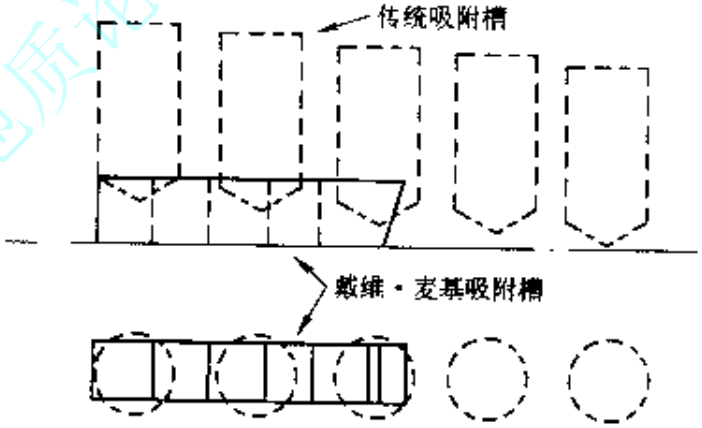



图 8.2-6　对于月处理 10 万 t 矿石的炭浆厂，用传统吸附槽与戴维·麦基吸附槽相比较

是戴维·麦基吸附槽与传统炭浆吸附槽的比较。可以看出，工厂的高度和占地面积都明显减小。对一个月处理 10 万 t 矿石的炭浆厂来说，使用戴维·麦基吸附槽比传统吸附槽可节约投资 44%。另外，降低总体高度的炭浆厂不再要求级间有较大的高差，这使操作和控制变得简单了。而对于分隔的单级吸附槽来说，这个高差确是需要的。操作费用的节省，来自于减少搅拌器功率消耗及整个设备作业及维修的简化。

8.2.3.2　线性筛

所有炭浆厂的矿浆中都有一定量的夹杂过大颗粒，包括木纤维和粗砂粒等。如前所述，这些夹杂物会对活性炭吸附、流程畅通性、解吸作业和炭输送等产生极为不利的影响。目前炭浆厂使用的除屑设备主要是振动筛。调查表明，采取 3 台振动筛串联除屑的措施，只能达到 53%左右的除屑率，剩余木纤维全部进入了炭吸附系统，给炭浆厂带来许多问题。为从矿浆中较彻底地除去木纤维和粗砂粒，南非 Delkor 工艺有限公司研制出了线性筛，见图 8.2-7。它主要由机架、给料箱、筛布、驱动装置、底盘和皮带辊等组成。矿浆给入给料箱，通过分布板孔流到运动的单丝布带上，筛下物料通过筛布带自流到底盘上排出，筛上物从驱动轮的

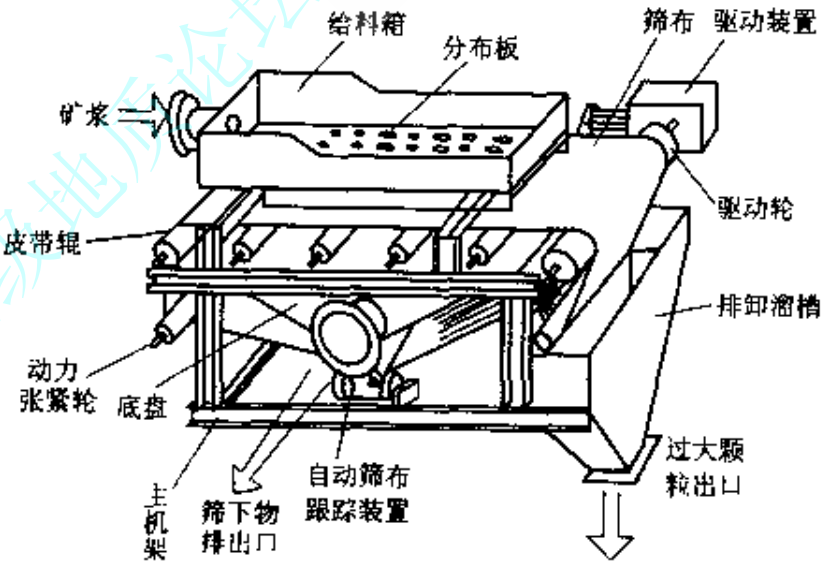


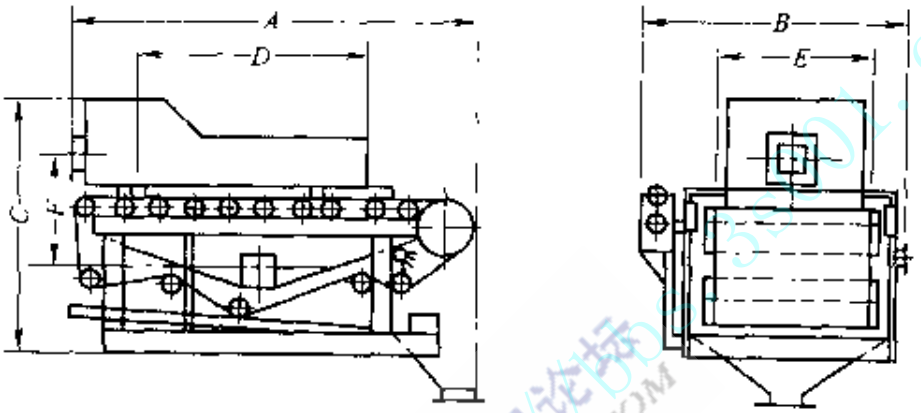

图 8.2-7　线性筛示意图

筛布带上用水洗的方法卸下。

这种筛具有以下优点：

（1）无振动、支撑结构重量小；（2）噪音小；（3）动力消耗低，约为振动筛的20%；（4）维修成本低；（5）给料箱、卸料溜槽和底盘构成整体结构；（6）有效工作时间长，超过70%；（7）在运动的筛布上无钙积累。

图8.2-8是一般线性筛的规格尺寸。




| 型　号 | 面积/m² | A | B | C | D | E | F |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 09C/06-09S | 0.5 | 2000 | 1455 | 2000 | 900 | 900 | |
| 14C/10-15S | 1.5 | 2875 | 2100 | 2150 | 1500 | 1400 | 975 |
| 19C/15-20S | 3.0 | 4500 | 2905 | 3025 | 2000 | 1900 | 1075 |
| 25C/20-30S | 6.0 | 5250 | 3405 | 3025 | 3000 | 2500 | 1325 |
| 35C/30-40S | 12.0 | 6050 | 4405 | 3025 | 4000 | 3500 | 1325 |
| 45C/40-50S | 20.0 | 7200 | 5465 | 3025 | 5000 | 4500 | 1400 |

图8.2-8　线性筛规格

线性筛除可用于浸前矿浆除屑外，用作安全筛也是非常理想的。南非兰德金矿的$RM_3$厂安装了一台6m²的线性筛代替6台Derrick振动筛，使大于0.6mm的碎炭从尾矿中收回来。筛布的作业寿命在140d以上（约处理150万t矿石）。筛布丝直径因磨损减小50%就要更换筛布。筛布成本为振动筛网的三分之一，维修

费用也低于振动筛。

再生时，炭中混入的木纤维产生碳质灰。线性筛可用于处理再生炭，以便有效地除去碳质灰和细炭。

线性筛还可用于磨矿系统，把旋流器溢流中的粗粒部分返回磨机。线性筛还可以高效地把磨矿产品分级，分级效果超过水力旋流器。

## 8.3 电积工艺的发展

### 8.3.1 碳纤维电积法

目前，炭浆厂的载金炭都是送往解吸电积车间回收金，电解沉积多采用钢毛作阴极。一般钢毛只能用2～3次，消耗量大，获得的金泥品位较低，夹杂大量碎钢毛，处理时消耗药剂多，操作条件较差。沈阳黄金学院研究开发的碳纤维电积法作为替代工艺可有效地解决上述问题。该法用碳纤维代替钢毛作为电积阴极，具有操作简便、性能可靠、阴极载金容量大、使用寿命长、金电积率高、材料及冶炼熔剂消耗低、操作过程少、人为损失小等优点。已用于工业生产。

阴极材料碳纤维是用聚丙烯腈短纤维为原料，经过严格的预氧化和碳化处理而成。国内已有生产，性能良好，可满足供应。已知的技术性能指标是：拉伸强度大于3kg/cm$^2$，密度为0.1～0.2g/cm$^3$，碳含量大于86%，灰分小于1.5%。这种碳纤维具有巨大的比表面积、高度的表面活性、良好的导电性以及在水溶液中极好的化学稳定性，是一种良好的电极材料。

碳纤维电积法的工艺过程分为正向电积和反向电解两部分。正向电积和钢毛电积法一样，是把贵液中的金沉积在阴极上，其技术操作条件与钢毛阴极电积时一样。反向电解是使金从碳纤维阴极上解吸下来并沉积于特种物质制做的阴极板上的过程。反向电解时，槽电压为3.0～5.0V，阴极电流密度15～24A/m$^2$，电解液中NaCN浓度1.5%左右，电解周期10～20h，视载金碳纤维脱金效果而定。

在某金矿进行的工业试验结果表明，用2～3个碳纤维电积槽串联使用，可达到6个同样容积的钢毛电积槽的处理能力，并保证电积率达到99%以上。碳纤维阴极的载金容量可达自重的9倍，此项指标优于钢毛。试验中，碳纤维经历了7次电积和6次反向电解后，理化性能未见改变，其外形、强度、弹性、导电性和渗透性均保持不变．电积效率也未下降，且基本无损耗，而同样条件下钢毛只能用2～3次。

除上述优点外，碳纤维电积法由于反向电解使阴极产物沉积于特种阴极板上，其产物特征与钢毛电积法不同，钢毛电积法得到的阴极产物是金泥，碳纤维电积法得到的却是致密、高品位的片状合质金（Au＋Ag＞95%），因此金的熔炼直收率也有所提高。另外还省去了手搓钢毛的工序和酸浸钢毛的作业。

用碳纤维作电极材料，取代传统的钢毛电极，从解吸贵液中电解沉积金银，技术经济指标可大为改善，在贵液品位相同的情况下，电积时间可缩短到1.5h，贫液品位可降至0.5g/m$^3$，电积率可达99%以上，阴极电流效率达7%～11%，碳纤维电极寿命达3个月以上，可产出高品位（Au＋Ag≈95%～99%）的合质金片，单位面积阴极处理贵液量达1.0～1.3m$^3$/m$^2$·d。该法与钢毛电积法的技术经济指标对比见表8.3-1。

**表8.3-1　碳纤维与钢毛电积法指标对比**

| 指　标 | 碳纤维 | 钢　毛 |
|---|---|---|
| 槽电压/V | 3～5 | 3～4 |
| 电流密度/A·m$^{-2}$ | 20（还可提高） | 20（不能再高） |
| 电解液流速/l·m$^{-2}$·min$^{-1}$ | 18 | 18 |
| 单槽电积效率/% | 70～80 | 约50 |
| 阴极电流效率/% | 7～11 | 2.6 |
| 阴极单耗/（g·g$^{-1}$Au） | ～ | 1.27 |
| 贵液品位/g·m$^{-3}$ | 55～180 | 55～180 |

续表 8.3-1

| 指　　标 | 碳纤维 | 钢　　毛 |
|---|---|---|
| 贫液品位/g·m$^{-3}$ | <0.5 | <1.0 |
| 电积时间/h | 1.5 | 3.0 |
| 阴极寿命 | >3个月 | 2周 |
| 处理能力/m$^3$·m$^{-2}$·d$^{-1}$ | 1.0~1.3 | 0.5~1.0 |
| 产品质量/% | 合质金<br>Au+Ag≈95~99 | 金泥<br>Au+Ag≈ |

用碳纤维代替钢毛进行电积，可减少电积槽，节省投资，阴极消耗也可大幅度减小，此外还省去了钢毛酸洗处理溶剂及碎钢毛处理，效益可观。

### 8.3.2　含金氰化溶液直接电积提金新工艺

早在氰化工艺问世之时，就产生了从低浓度含金氰化溶液中直接电积提金的设想，但由于受到一些技术条件的限制，如电流效率低、电沉积速度慢、电积设备处理量小等，使得这项技术长期得不到实际应用。针对这些问题，美国、英国、南非、加拿大、德国等国家都在进行研究，并取得了一定的进展。近年来，我国也开始了这一领域的研究工作。

#### 8.3.2.1　理论依据及研究状况

金在氰化溶液中的溶解过程实质上是电化学过程，其阳极反应为：

$$Au \longrightarrow Au^{+} + e \qquad (8.3\text{-}1)$$

$$Au^{+} + 2CN^{-} \longrightarrow Au(CN)_2^{-} \qquad (8.3\text{-}2)$$

金的电沉积反应为：

$$Au(CN)_2^{-} + e \longrightarrow Au + 2CN^{-} \qquad (8.3\text{-}3)$$

由于同为电化学反应，加之反应物相互对应，可以认为是两个互逆反应。依照化学平衡的观点，在阴极上，这两个互逆反应必然存在着一个动态平衡（一定的电场条件下）：

$$Au(\text{金属态}) \underset{\text{电沉积}}{\overset{\text{溶解}}{\rightleftharpoons}} Au(CN)_2^-(\text{络离子态}) \quad (8.3\text{-}4)$$

两个互逆反应竞争的结果，使电解尾液金浓度保持一个相对稳定值，如果能够适当地抑制金的阴极溶解反应，就能在相当电场条件下大幅度提高金的回收率。这就是直接电积提金的理论依据。但该工艺长期以来一直停留于实验室阶段而不能推广应用于实际生产，其主要原因是固液分离采用洗水比大的多层浓密机逆流洗涤，使氰化溶液贫化，溶液体积成倍增大。直接电积必然会导致电流效率和电积率大幅度降低。

中国科学院金属研究所从理论上探讨了低浓度碱性氰化浸出液直接电积提金的主要影响因素，如 pH 大于或等于 13 时，贫液的含金量降得很低；使用 I 号调整剂可在较低的 pH 值下获得满意的回收率。研究结果发现，随着 NaCN 浓度的增加，同样电积条件下金回收率从 97%降至 81%左右。当 $CN^-$ 在 $100\sim200\times10^{-6}$ 范围内变化时，溶液中金浓度下降得非常快。他们自行设计的 L-L 型实验室电积槽，选择了一种新型电极材料 TS 作阴极，在不影响贫液返回使用的前提下，使用 I 号调整剂处理氰化贵液，使得电积效率大为提高。处理低浓度（$3\times10^{-6}\sim10\times10^{-6}$）碱性氰化贵液，单槽处理量可达 24L/h，平均提金电耗为 350kW·h/kg·Au，可使贫液含金降至 $0.03\sim0.1\times10^{-6}$ 以下，回收率达到 99%。

长春黄金研究所提出了含金品位在 $10\times10^{-6}$ 以上的氰化浸出液直接电积提金的依据，并通过试验加以证实，将其应用于某堆浸厂的浸出液直接电积，在适宜条件下，电积率可达 98%左右。同时将“一步电积”法与炭吸附、解吸电积工艺进行了经济效益对比，证明“一步电积”法是可行的。

1991 年，浙江省诸暨黄金公司与浙江省冶金研究所、杭州大学共同研究，在我国首次把直接电积提金工艺应用于工业生产，并获得成功。标志着该新工艺已开始进入推广应用阶段。实践证明，直接电积提金工艺的成败，关键在于选定适合于工业生产要求的电积工艺参数和采用高效固液分离设备，以保证浸出液中金浸络

离子的原始浓度。试验规模为 200m³/d，贵液品位稳定在 $15\times10^{-6}$ 左右，槽电压 3.5～4.0V，电流密度 15～20A/m²，贵液流速 150～160L/h，直接电积回收率为 96%以上。由于贫液全部闭路循环，实际电积回收率超过 99%。说明金精矿氰化贵液直接电积提金工艺在技术上是可行的。

8.3.2.2 优点

直接电积提金工艺具有以下优点：

(1) 简化了工艺流程，缩短了黄金生产周期，经济效益显著；

(2) 回收过程无其他物质污染，浸液可闭路循环，减少环境污染；

(3) 反应速度快且具可调性；

(4) 一步提金，损失环节少，总回收率高，适用矿石种类广；

(5) 选择性好，同时回收多种贵金属，阴极沉积物易于精炼；

(6) 节约设备投资与生产消耗，提高 $CN^-$ 的利用率；

(7) 该工艺存在问题及研究动向。

存在问题：

(1) 如何提高电流效率和增加电积槽的处理能力；

(2) 如何保持原始氰化贵液含金浓度不致大量降低；

(3) 如何消除细磨物料中大量矿泥给浸出矿浆的过滤、洗涤作业带来的麻烦。

研究动向：

(1) 研制高洗涤率的固液分离设备和新型过滤机非常重要；

(2) 研制高效能电积槽，增加电积槽的处理能力。美国已在做这方面的研究；

(3) 为解决电流利用率问题，沈阳黄金学院研制了一种特殊电极，它不仅具有很好的吸附性能，面且导电，可作电极用。当氰化贵液通过电极时，金被吸附。含金溶液穿过几个电极后，贫液含金降至 $1.0\times10^{-6}$ 以下，吸附率可达 99.9%。电极上吸附的金达饱和时，把它作阳极，另按阴极进行电沉积，电积回收率可达 99.9%。

从含金氰化溶液中直接电积提金新工艺是一种可替代炭浆法和锌粉置换工艺的有前途的方法，目前正处在继续研究和推广阶段。从较高浓度（含金 $10\times10^{-6}$以上）的氰化溶液中直接电积提金在国内外均有工业应用的报道，而从低浓度（含金 $10\times10^{-6}$以下）的氰化溶液中直接电积提金尚需进一步研究完善，可望在不远的将来在工业生产中获得推广。

## 8.4 再生工艺的发展

### 8.4.1 Rintoul 电阻加热炉

大多数炭浆厂所用的再生设备都是电间接加热式回转窑，有卧式和立式两种。在某些情况下，这种回转窑效率不高，且容易出机械故障。南非矿物工艺协会（Mintek）研制的一种新型再生炉（Rintoul 炉）利用炭本身固有的电阻直接加热，使固定炭床的温度升高到一定值并保持恒定，并让热蒸汽向上通过炭床以完成再生过程，见图 8.4-1。

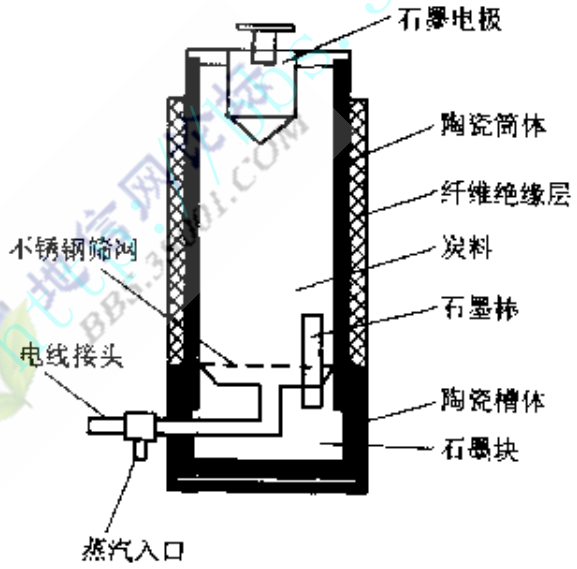



图 8.4-1 Rintoul 电阻加热炉

活性炭属于半导体，它本身固有的电阻约为 5 欧姆（室温下的干炭）。用其加热可达到 1000℃或更高的温度。高压电源可直接对这种炉子供电，随着温度升高，活性炭的电阻减小。一般情况下，从 20～1000℃，电阻减小到原值的八分之一。这种炉子的基本原理是：电流通过电阻体（活性炭），电压施加在它的两端，这样电阻体中的加热效果就可以通过所施加的电压与通过电阻体的电流之乘积测得。这种加热方式可以达到较高的热效率，因为只有炉壳表面的热辐射是唯一的能量损失。

这种再生炉的规格可按生产需要制作，从3kg级到5t级，小功率用单项电源，大功率用三相电源，可在较宽的温度范围内作业。

电阻加热炉要求给入干炭（水分小于2%），以便产生足够而适当的导电性和防止损坏炉衬。为此设计了相应的热风干燥炉与电阻加热炉配套使用，见图8.4-2。干燥炉和电阻加热炉的能耗见表8.4-1。

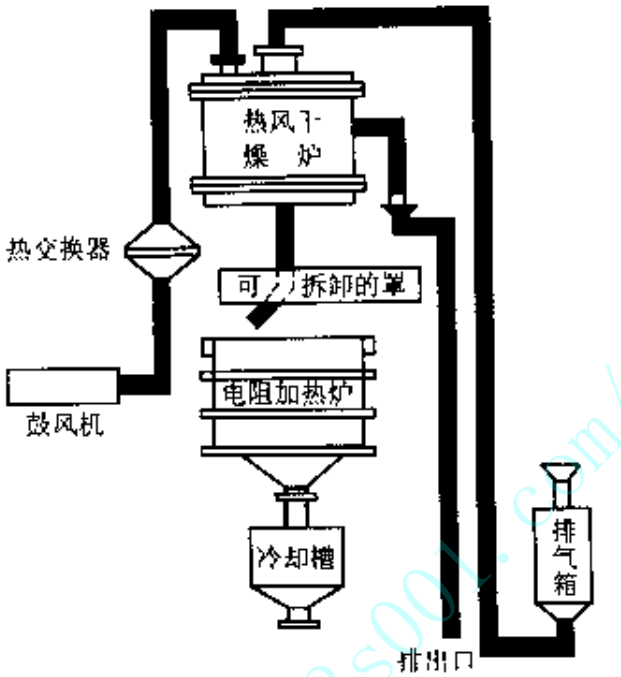



图8.4-2 干燥炉、电阻加热炉、淬火槽和辅助设备联系图

**表8.4-1 干燥炉和电阻加热炉的能耗**

| 能量的使用 | 能耗 /kW·h·kg$^{-1}$ | 注 |
|---|---|---|
| 干燥作业： | | ①通过热风带物理脱水作用除去20%的水分（按重量计）<br>②能量损失大约为30%，包括驱动鼓风机的能量 |
| 炭加热到100℃ | 0.034 | |
| 将物料30%的水分加热到100℃① | 0.035 | |
| 100℃时水的蒸发 | 0.250 | |
| 热损失② | 0.091 | |
| 小计 | 0.410 | |
| 再生作业： | | ③炭的蒸汽消耗为0.2kg/kg·炭，$\Delta H$（能耗）为2692 kJ/kg·蒸汽<br>④包括炉气挥发、未起反应的蒸汽带走蒸汽达指定温度所需的能量<br>⑤包括加热内衬所需的热 |
| 炭加热到850℃ | 0.369 | |
| 再生和通入热蒸汽至200℃③ | 0.149 | |
| 维持在指定的温度④ | 0.111 | |
| 其他热损失⑤ | 0.055 | |
| 小计 | 0.684 | |
| 总计 | 1.094 | |

电阻加热炉操作比较简单。将炭装入炉内，在炭料两端施加200V的电压用来加热。用炭床中心的热电偶和可控硅整流器控制炉子的输入功率。加热的时间取决于炭的初始电阻，这与炭受无机物和有机物污染的程度有关。对中等污染的炭来说，电阻为20Ω左右，达到指定温度所需的时间约为20min。处理严重污染的炭时，须用盐酸溶液洗涤，以除去炭表面覆盖的碳酸钙等污物，这样炭的内在电阻将减少一半以上。达到指定温度后稳定10min，使炭料中的温度分布接近稳态，然后让150℃以上的热蒸汽渗透通过炭床一段时间，然后将炭用自来水冷却即可。

电阻加热炉还可用来活化活性较低的新炭，以提高其活性。

对处理原矿的炭而言，指定温度为600℃，持续时间为10min。对处理浮选尾矿的炭，指定温度为850℃，在蒸汽流中处理时间长达8h。这些工艺要求在Rintoul电阻加热炉内是容易达到的。

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM

# 9 生产实例

## 9.1 国外生产实例

### 9.1.1 美国霍姆斯特克（Homestake）矿业公司克里德（Creede）炭浆厂

该厂是世界最早的炭浆厂之一，处理含银矿石，规模为300t/d。

（1）矿石性质。该厂处理两种矿石，一种是矿山开采的原矿，含银500g/t，含铅1.6%，另一种是回收的老尾矿，含银93.8g/t，两种矿石均不含金。

（2）工艺流程。矿山开采的原矿经过破碎、磨矿后采用浮选法回收硫化银和铅。浮选尾矿含银87.5g/t，进行砂、泥分离后粗砂送尾矿库。粗砂和泥矿的产率大致相当，各为150t/d。泥矿和回收的老尾矿一起进入炭浆系统。见图9.1-1。

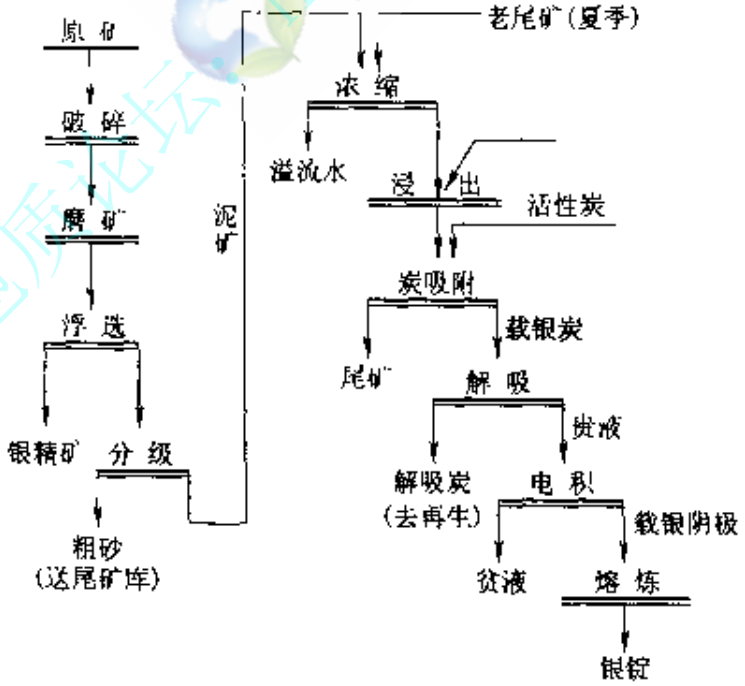



图9.1-1 Homestake矿业公司Creede炭浆厂工艺流程

回收率。浮选 $\varepsilon_{Ag}=87\%$，$\varepsilon_{Pb}-69\%$，炭浆 $\varepsilon_{Ag}-70\%$。

浸出。在冬季，炭浆系统只处理浮选尾矿中的泥矿 150t/d，夏季另从老尾矿库中回收 150～200t/d 尾矿。浸出槽是 4 台帕丘卡槽，矿浆浓度 40%，pH=11，冬季矿浆停留时间为 72h，夏季停留 36h。NaCN 浓度 0.06%，NaCN 消耗 0.9kg/t，石灰消耗 2.4kg/t，$\varepsilon_{浸}=80\%$。

炭吸附。进入炭吸附系统的矿浆中含溶解银 37.5g/m³，矿浆浓度 40%，6 个吸附槽，冬季矿浆停留时间为 24h，夏季为 12h。整个吸附系统中存炭量为 22.5t，炭密度为 21～32g/L。炭载银量 10000～17000g/t。冬季每天提取载银炭 1.1t，提取金属量 294 两。夏季每天提炭 2.2t，提取金属量 588 两。

使用活性炭型号：Westates 6-12# 椰壳活性炭。活性炭单耗 0.22kg/t。炭的消耗这样高与下面的因素有关：

（1）处理矿量小；

（2）炭的类型和规格选择不当；

（3）再生方法有问题，空气可进入再生窑内；

（4）存炭量大，炭密度高，磨损严重；

（5）炭输送管路长；

（6）级间筛采用槽外振动筛，炭磨损大；

（7）提炭装置为空气提升器；

（8）炭的管理和操作需要改善。

解吸电积。有 4 个 $\phi$1.8×2.4m 的锥形解吸柱，其中 3 个串联组成解吸系统，1 个备用。解吸工艺采用扎德拉（Zadra）法。解吸液成分 NaOH 1.0%+NaCN 0.3%。解吸温度 75℃，解吸炭品位 187～250g/t。电积槽为 4 个用玻璃钢制造的 Zadra 槽串联配制。电积槽与解吸柱构成闭路循环。冬季解吸贵液含银 250g/m³，夏季为 562g/m³，电积贫液含银为 20g/m³。冬季电流强度为每槽 125A，夏季为 200A。所有管道和阀门均为 341SS 不锈钢材质。解吸电积时间 72h。

熔炼。电积阴极干燥后与熔剂混合熔炼。银锭纯度 92%～

93%。

再生。再生温度 600℃，炭在再生窑内停留时间 20～30min，再生炭经圆筒筛筛分以除去细炭，再生炭冷却方式为水淬冷却。

### 9.1.2 南非普勒西德特·布兰德（President Brand）焙砂炭浆厂

该厂处理焙烧过的焙砂。生产规模 900～1000t/d，焙砂细度 95% −200 目，含金 10～12g/t。于 1980 年 8 月建成投产，是南非第一座大型炭浆厂。该厂的成功经验为炭浆法在南非得到广泛应用起到了积极的推动作用。

工艺描述：

浸出槽为 4 台帕丘卡槽，浸出条件见表 9.1-1。该厂使用的氰化物是 $Ca(CN)_2$，单耗 0.7kg。浸出率为 83%～88%。

表 9.1-1 President Brand 焙砂炭浆厂浸出条件

| | |
|---|---|
| 矿浆密度/t·m$^{-3}$ | 1.46～1.54 |
| 矿浆浓度（固体）/% | 50 |
| 浸出时间/h | 6～7 |
| pH | 10.0 |
| 温度/℃ | 夏季 30～35 |
| | 冬季 20～25 |
| 氰化物浓度/% | 初始 0.04 |
| | 最后 0.038 |
| 氧化钙浓度/% | 0.01～0.017 |

吸附槽为 7 台 $\phi$5.6m×5.6m 平底槽，容积 120m$^3$，呈 120°配置。最末一级炭密度为 40g/L，其余为 24g/L。存炭量 22.08t。采用空气提升器往前串炭，提炭速度 1.5t/d，级间筛采用周边溜槽筛。活性炭是法国制造的 G210AS 6×16 目炭，载金能力为 6000～7000g/t。尾液品位可降至 0.03g/m$^3$ 以下，吸附率达 99.5%。该厂发现，矿浆中有两类离子给生产带来很大麻烦，一类包括 Fe、Cu、Co、Ni 和 Mg，它们可在活性炭上吸附，与金银争夺吸附位

罚，第二类包括 $CaSO_4$、复杂硫酸盐、$CaCO_3$、贱金属碳酸盐以及 $SiO_2$ 和超细焙砂颗粒，它们容易在炭上沉淀结块，堵塞炭的孔隙。这些物质需用 38%的盐酸浸泡或用 10%的热盐酸冲洗才能除去。

解吸工艺采用 AARL 法。预处理：用 5% NaCN＋1% NaOH 溶液在 90℃浸泡载金炭 30min。解吸：用 3 倍于炭床体积的软水解吸 1.5h，温度为 110℃。

酸洗是在解吸作业开始前于解吸柱内进行的。使用两倍于炭床体积、浓度为 3%的稀盐酸，在 90℃温度下进行。存在的问题是反应产生的 $CO_2$ 使炭颗粒流态化，并将炭运至解吸柱顶部，造成出口筛网堵塞，解吸柱压力增大。

炭再生在一台电加热的 Wellman 再生窑内进行。再生窑长度 9.0m，加热区长 4～5m，冷却区长 3～4m。加热区温度控制在 700℃，排出的再生炭温度为 150℃。冷却方式是从外部用空气冷却的。炭再生时间 20min。

电积回跑包括 3 台由聚氯乙烯制造的 AARL 型电积槽，两台工作，一台备用。每天处理贵液 13～18$m^3$。在电积槽的阴极和阳极之间装有 Dupont NAFION 420 阳离子交换膜。可以使阴极液中大约 40%～50%的氰化物得到再生，返回浸出回路使用。所用的阳极电解液含 NaOH 20%～25%，电积参数见表 9.1-2。

**表 9.1-2 President Brand 焙砂炭浆厂电积参数**

| 参　数 | 单　位 | 设计值 | 实际值 |
|---|---|---|---|
| 贵液品位 | $g/m^3$ | 900 | 716.4 |
| 贫液品位 | $g/m^3$ | 20 | 21.8 |
| 回收率 | % | 97.8 | 97.0 |
| 流量 | $m^3/h$ | 4.8 | 3.8 |
| 阴极液温度 | C | 50 | 50 |
| 阳极液浓度 | % | 25～30 | 24 |
| 电流强度 | A | | 180 |
| 槽电压 | V | | 5.2 |
| 电积时间 | h | 24 | 16 |

从电极槽取出之阴极钢棉烘干后直接配以硼砂在感应炉中熔炼。

### 9.1.3 贝萨（Beisa）铀金矿炭浆厂

贝萨铀金矿炭浆厂处理回收铀后的滤饼，生产规模 2100t/d，原矿含金 3.0g/t。

工艺描述：

将回收过铀的滤饼用贫液和回水配制成矿浆，同时添加石灰，将 pH 值调至 10.5。

浸出。在容积为 1860m³ 的无中心轴流管的锥底帕丘克槽（$\phi$14m×12.1m）中进行，浸出时间 24h，矿浆浓度 50%。

炭吸附。分为两个系列，每个系列均为 5 级吸附。吸附槽为 $\phi$7.0m×7.0m 的空气搅拌槽，单槽容积 270m³。级间筛为 20 目的桥式筛。筛网内侧装有锯齿形溢流堰以平衡筛网两侧的静压头，提高筛分能力。炭输送采用空气提升器，输送量为 1.2～1.25t/d，为减小炭磨损，在空气提升器内衬了一层高密度聚乙烯。炭密度 12.5～17.0g/L，存炭量为 15～20t。使用 Met sorb 101 型活性炭，炭载金量为 8000～10000g/t，炭损耗 50g/t。

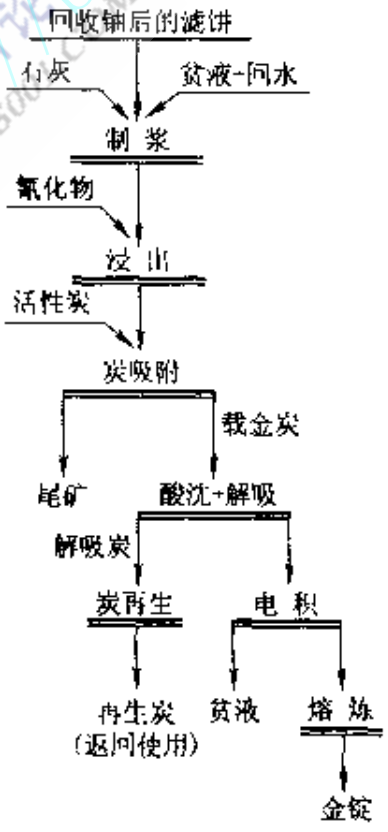



图 9.1-2 Beisa 铀金矿回收金的炭浆工艺

解吸。解吸方法为 AARL 法，用两台 $\phi$1.0m×10.0m 的解吸柱，一台备用。解吸程序如下：

（1）酸洗—除去炭上无机污染物；

（2）淋洗—除去酸溶液并清洗炭；

（3）预处理—解吸液 5% NaCN＋1.0% NaOH，温度 100℃；

（4）洗提—用去离子水，

110℃；

（5）水洗和冷却；

（6）排炭。

炭再生。采用外部电加热卧式回转窑，再生温度650℃，再生炭水淬冷却，并通过20目筛子除去细炭。

电积。电积槽为4台NIM I型，阴极为5mm的石墨屑，阳极液为2% NaOH溶液，采用Dupont公司生产的阳离子交换剂Naphion 625作为隔膜。电积槽配置为4槽串联。电流密度220 A/m$^2$，槽电压5～7V，电流效率约20%。从石墨屑阴极上回收金的程序如下：

（1）往电积槽中插入钛始极板；

（2）用5%（重量）KCl溶液通过电积槽；

（3）改变电积槽的极性，开始电镀；

（4）电镀结束后取出镀金钛板，将金从钛阴极上刮下，洗涤后熔炼。

活性炭的管理。从炭吸附回路的安全筛上回收的碎炭和再生炭中筛出的碎炭集中存放待处理。新炭经过预处理去掉尖角和棱边，然后筛分，粗粒级加入吸附系统，粉炭废弃。炭输送管采用曲率半径大、能避免急剧改变方向并具有高密度的聚乙烯管，以减小炭的磨损。

### 9.1.4 美国金色阳光（Golden Sunlight）金矿炭浆厂

该厂生产规模5000～6000t/d，矿石中含有较多Fe和Cu，含金品位1.8g/t，入选边界品位1.0g/t，低于1.0g/t的矿石堆浸。

（1）工艺流程。见图9.1-3。

（2）破碎。采用三段一闭路流程。粗碎用旋回破碎机，中碎用标准圆锥破碎机，细碎为短头圆锥破碎机。破碎产品粒度－19mm。

（3）磨矿。两段一闭路流程。粗磨用棒磨机，细磨为球磨机，采用4台$\phi$660mm水力旋流器分级。磨矿细度75% －147$\mu$m（－100m）。

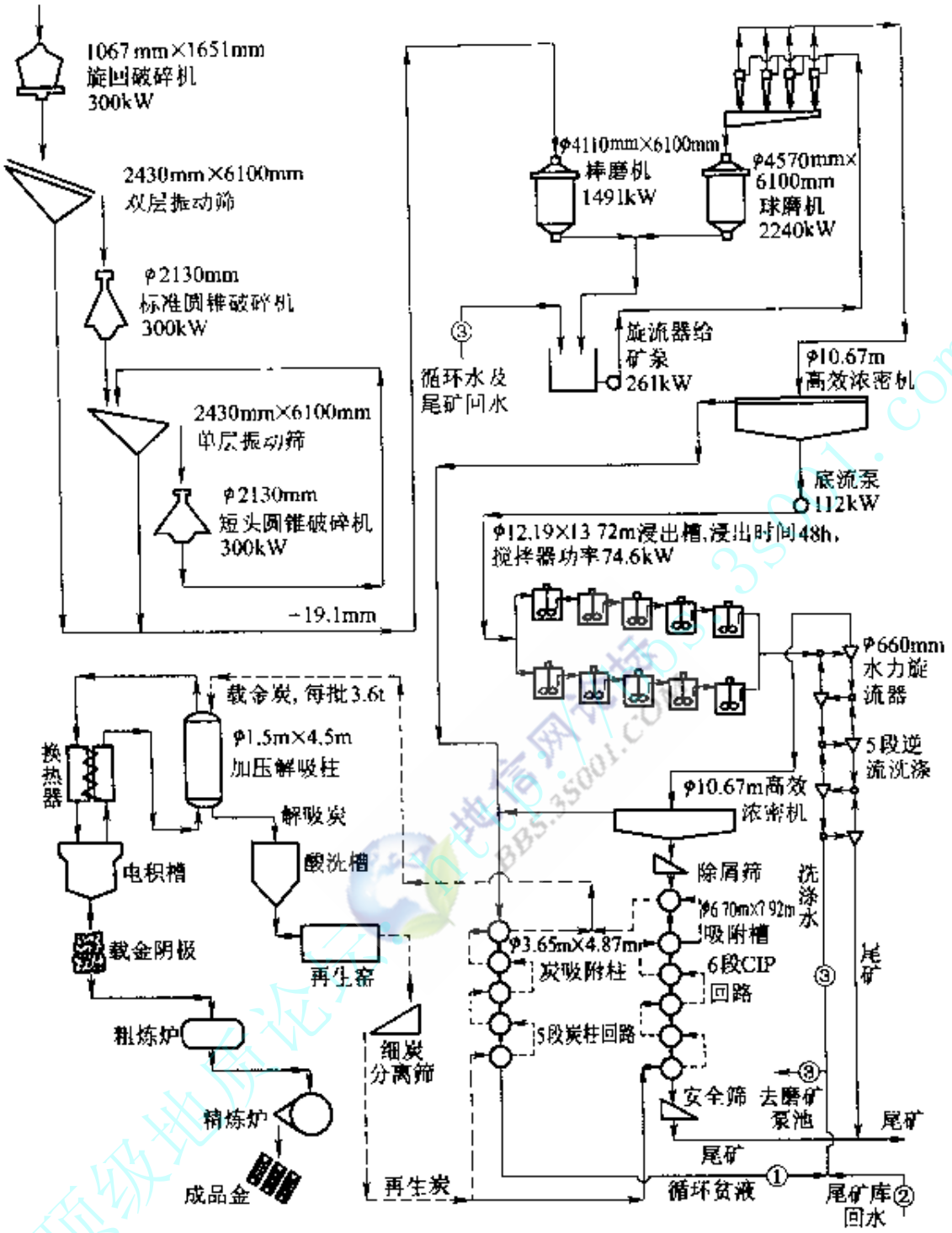



图 9.1-3　金色阳光（Golden Sunlight）炭浆厂工艺流程

（4）炭浆。由于该矿使用尾矿回水，在磨矿回路中已有约 10% 的金溶解，因此该矿流程为炭柱法和炭浆法并存。炭柱法为五段吸附，贫液循环使用。炭浆流程也与一般炭浆法略有不同，首先

是各为五段的两个浸出系列，矿浆浓度50%，氰化物用量1.7 kg/t，浸出48h。然后经过5段逆流洗涤（用水力旋流器），洗涤后的沉砂排至尾矿库，溢流进入高效浓密机脱水，浓密机溢流给入炭柱回路，沉砂则给入6段CIP流程。CIP尾矿排至尾矿库。

该炭浆厂的回收率并不很高，只有80%左右，原因有以下两个方面：

（1）矿石中的细粒金与铜矿物（黄铜矿）共生，难以分离；

（2）浸出作业在户外进行，冬季温度太低（2℃），对浸出率影响较大，与夏季相比，浸出率相差10%左右。

活性炭采用Calgon 6×16目椰壳炭。CIP系统炭吸附时间8～10h，炭柱系统吸附时间10min。两个系统载金炭品位均为3000g/t。

解吸。采用加压解吸法。解吸温度115℃，解吸压力0.42MPa，解吸液1% NaOH。

电积。与解吸作业构成闭路。

熔炼。两段熔炼。

该炭浆厂每天产金200两，其他技术参数见表9.1-3。

**表9.1-3 Golden Sunlight炭浆厂技术数据**

| | | | |
|---|---|---|---|
| 金含量/g·t$^{-1}$： | | CIP系统 | 95 |
| 浸出给矿 | 1.60 | 溶液流速/m$^3$·min$^{-1}$： | |
| No.1洗涤旋流器溢流 | 0.53 | 通过炭柱的溶液 | 11.6 |
| No.1洗涤旋流器底流 | 0.53 | 通过解吸柱的溶液 | 0.2 |
| No.5洗涤旋流器溢流 | 0.038 | 解吸液： | |
| No.5洗涤旋流器底流 | 0.038 | NaOH/% | 1.0 |
| 旋流器洗涤水 | 0.034 | 温度/℃ | 115 |
| CIP给矿固体 | 0.52 | 平均解吸时间/h | 48 |
| CIP给矿溶液 | 0.40 | 电积： | |
| CIP尾渣 | 0.37 | 槽电压/V | 2.5 |
| CIP尾液 | 0.02 | 槽电流/A | 250 |
| 炭浓度/g·l$^{-1}$ | 15 | 电流效率/% | 15～20 |
| 溶解金回收率/%： | | 钢毛阴极数/个 | 8 |
| 炭吸附柱 | 95 | 每个阴极钢毛量/kg | 0.45 |

### 9.1.5 美国自由港黄金公司杰瑞特·坎尤（Freeport Gold Co. Jerritt Canyon）金矿炭浆厂

该矿于1981年7月建成投产，采用先进的工艺技术处理非氧化矿石和氧化矿石。

9.1.5.1 矿石性质

矿床中含有两种类型的矿石，一种是碳质矿石，呈黑灰色到黑色，主要矿物为黄铁矿、泥质石灰岩或石灰岩粉砂。这几种矿物可能含100g/t金。在碳质矿石中未发现游离金，金是与有机化合物连生在一起的。另一种是氧化矿石，这种矿石除颜色较淡、含碳质较少外，基本上与碳质矿石相类似。氧化矿石可能是由碳质矿石经过地下水的作用或晚期热液交代作用氧化形成的。

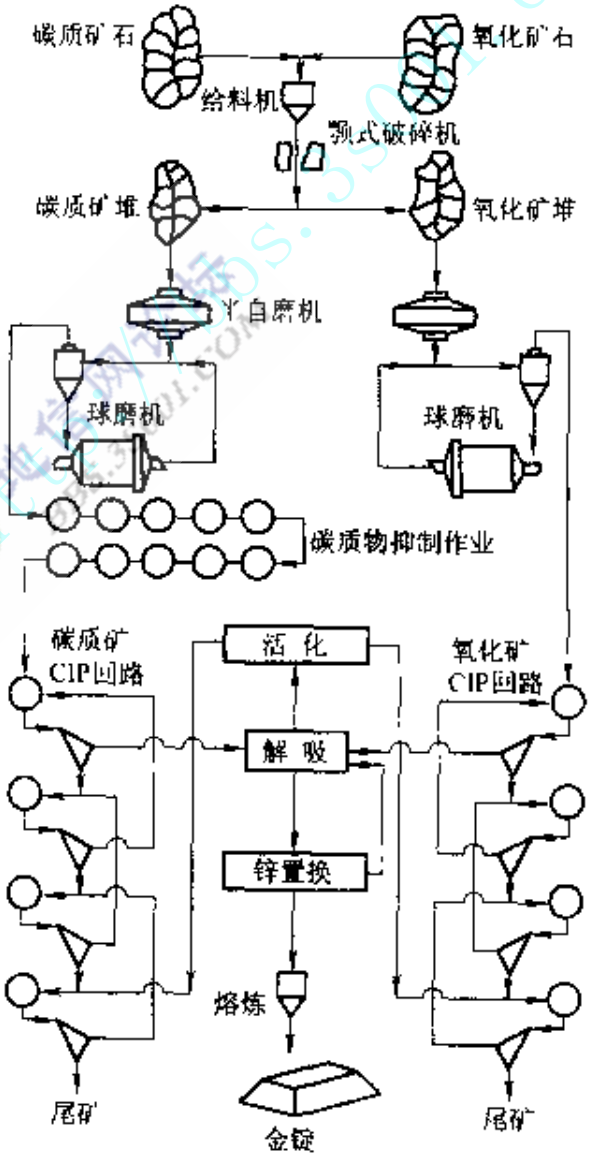



图9.1-4 Jerritt Canyon炭浆厂工艺流程

9.1.5.2 工艺流程

杰瑞特·坎尤（Jerritt Canyon）炭浆厂生产规模为2500t/d，有两个平行的炭浆（CIP）工艺流程分别处理碳质矿石和氧化矿石。每个系统的处理能力均为1250t/d，见图9.1-4。

原矿经过一台1066mm×1219mm的简摆式颚式破碎机破碎到—152mm，然后用一台辐射式筑堆机把碎矿分别堆积在

各自独立的贮矿堆上。两个流程的磨矿系统是独立的，均为两段一闭路，设备规格相同，均为 $\phi$5486mm×2133mm（$\phi$18×7 呎），开路磨矿用 588kW（800 马力）的半自磨机，闭路磨矿用 515kW（700 马力）的 KVS 球磨机。

磨矿产品分别给入各自流程中的 $\phi$45.72m 浓密机中，浓缩作业不加絮凝剂。浓缩后的矿浆给入滞留时间为 12h 的缓冲槽中。

氧化矿浆进入 8 槽 CIP 浸出系列。溶解金通过 8 段炭吸附。矿浆通过 8 个槽子所需时间为 24h，而活性炭逆向通过 8 段吸附则需 26d。串炭设备为空气提升器和槽外振动筛。

碳质矿流程在矿浆进入 CIP 回路之前要经过预处理进行氧化，除此之外，两个流程大体相似。这项有专利权的预处理工艺包括氧化处理和氯化处理两部分。所用设备包括两台热交换器、六台氧化处理槽和六台氯化处理槽，还有一台氯气洗涤器。

碳质矿流程处理高品位矿石（10.29g/t），但其生产成本也非常高。氧化矿品位较低（6.86g/t）。两个流程的回收率近乎相当。

金回收车间是用计算机控制的批量作业，具有在 6～7h 内解吸 5.4～6.3t 炭的能力。载金炭（4665g/t）在热碱性氰化物溶液中解吸，然后用锌粉从解吸贵液中把金沉淀出来。沉淀物在除去了多余的细粒物质之后送入一台感应炉中熔炼。解吸炭经过酸洗除去盐类，并通过立式再生窑活化后返回到吸附回路中去。

### 9.1.6 格蒂矿山公司莫克金矿（Getty Mining Company Mercur Gold Project）炭浆厂

该矿位于美国尤他州北部，生产规模 3500t/d。

#### 9.1.6.1 矿石性质

金赋存于热液交代的碳酸盐岩石中，与黄铁矿、白铁矿、雌黄、雄黄、重晶石及有机物共生。金不仅存在于硫化带，也存在于氧化带。在硫化矿中，金以微细粒包裹在黄铁矿、白铁矿和有机物中，游离金与石英和方解石共生。在氧化矿中，金全部以自然金状态存在。自然金嵌布粒度为 10～1$\mu$m，半数以上在 5$\mu$m 以下。

9.1.6.2　工艺流程

见图 9.1-5。

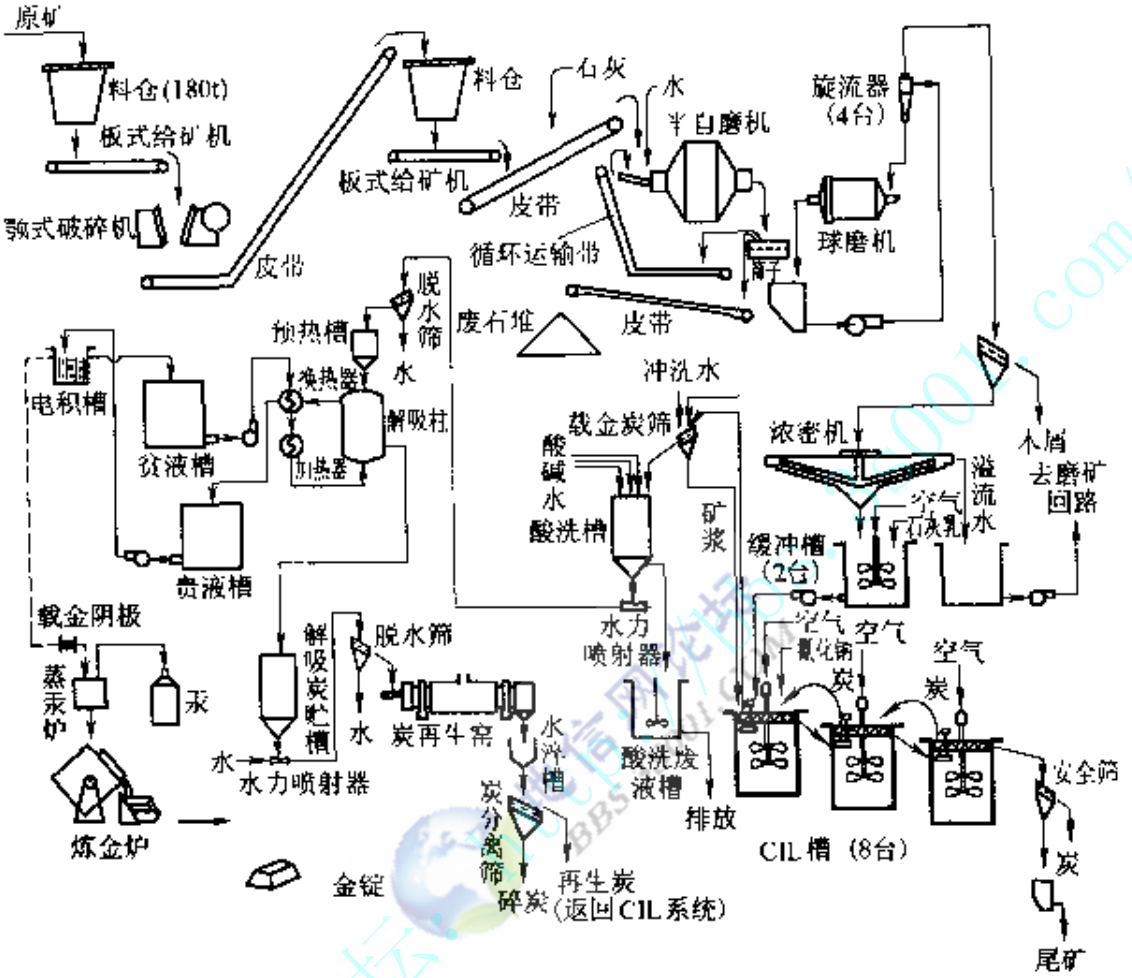



图 9.1-5　Mercur 金矿炭浆厂工艺流程

(1) 破碎。一段开路。用 1.07m×1.22m 的双肘板颚式破碎机。破碎产品用辐射式筑堆机筑堆，供磨矿回路使用。

(2)磨矿与浓缩。磨矿流程为两段闭路，第一段用 $\phi$6.1×1.8m 半自磨机，排料经过一台 2.4m×4.9m 的泰勒(Tyler)筛分级，筛上小于 25mm 的物料返回半自磨机，大于 25mm 的物料可以返回半自磨机，也可堆存起来作建筑材料或堆浸用，筛下物料直接给入旋流器，旋流分级设备为 4 台 $\phi$660mm 的克莱布斯 (Krebs) 旋流器。旋流器沉砂给入 $\phi$3.8m×4.7m 球磨机。溢流细度为 80%－200 目，经一台 30 目振动筛除去木屑等杂物。除屑后的矿浆经

一台 $\phi$46m 的 EIMCO 浓密机脱水，浓密机底流给入 2 台缓冲槽，该缓冲槽的作用一是稳定 CIL 系统的给料速度，二是调整 pH 值，也可添加氰化物作浸出槽使用。

（3）炭浸。CIL 系统有 8 个槽子，矿浆滞留时间为 24h，槽内装有 24 目桥式筛，与离心提炭泵配合进行逆流串炭。炭浸尾矿浆通过炭安全筛后泵入尾矿库。尾矿水返回磨矿回路使用，也用于稀释 CIL 系统的矿浆。载金炭品位 2400g/t，经一台 610mm×1800mm 炭浆分离筛（28 目）洗净矿浆后进入金回收系统。

（4）酸洗。该炭浆厂酸洗作业位于解吸作业之前，以防重金属和碳酸盐进入解吸电积系统。酸洗槽可容纳 4.8t 炭。酸洗程序如下：

1）酸洗：3% $HNO_3$ 浸泡；

2）水洗：自来水冲洗至中性；

3）碱洗：1% NaOH 溶液浸泡；

4）废液处理：先用 NaOH 溶液中和，然后加 $Na_2S$ 消除废液中的重金属，如 Hg、Th 等，使之变成硫化物沉淀，然后排入尾矿库。

（5）解吸电积。用喷射器将酸洗炭输送到一个预热槽。预热时间为一夜，预热温度 82℃，这样可使解吸时间大为减少。解吸柱规格为 $\phi$1.5m×6.4m，设计装炭量 6t，生产中控制在 4.8t。解吸电积程序如下：

1）在解吸液制备槽制备 7 倍炭床体积的解吸液；

2）用泵将解吸液以 270L/min 的速度往解吸柱输送，从解吸柱排出的贵液在含金品位未达到电积要求之前先返回制备槽（电积贵液要求含金量为 $400\times10^{-6}$～$500\times10^{-6}$）；

3）当贵液品位达到电积要求时进入贵液槽；

4）用泵将贵液以 36L/min 的速度给入电积槽；

5）贫液含金低于 $6\times10^{-6}$后，停止电积，贫液送到 CIL 系统或用于制备解吸液；

6）当载金炭品位降低到 30～60g/t 时，停止解吸。用 2 倍炭床体积的水冲洗解吸炭。

(6) 熔炼。从电积槽取出的载金阴极上除含金、银外，还含有汞和其他金属，因此须先经过蒸汞器除去汞。蒸汞温度为650℃。蒸汞后的阴极与熔剂一起加入175kW的感应电炉中熔炼，得到含金量为60%的粗金，再精炼一次得到纯度为80%以上的金锭。

(7) 炭再生。再生窑为$\phi$914mm×8300mm卧式回转窑，再生气氛为水蒸气，再生温度810℃。该厂认为，在810℃，木屑可以灰化而活性炭不能，低于此温度则不能使木屑灰化，高于此温度可能会使活性炭也灰化。再生炭经水淬冷却后用24目脱水筛分级，筛上粗炭返回CIL系统使用，筛下细炭过滤回收。

9.1.6.3 技术数据

Mercur Gold Project金总回收率为82%～87%，工艺条件见表9.1-4，材料消耗见表9.1-5。

**表9.1-4 Mercur Gold Project炭浆厂工艺条件**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 磨矿浓密回路 | 给矿粒度 | −200mm | | 解吸时间 | 9.5h |
| | 磨矿细度 | 80% −200目 | | 电积槽电压 | 2.5V |
| | 浓密机给矿浓度 | 16%～17% | | 电流 | 50A/极 |
| | 絮凝剂 | 配制浓度0.3% | | 阴极钢毛量 | 450g/极 |
| | | 添加浓度0.03% | CIL回路 | 矿浆浓度 | 40%～45% |
| | 浓密机底流浓度 | 55% | | 氰化物浓度 | 0.05%～0.12% |
| 酸洗 | 总酸洗时间 | 6h | | 浸出时间 | 24h |
| 解吸电积 | 解吸温度 | 150℃ | | 吸附时间 | 24h |
| | 解吸压力 | 0.3～0.35MPa | | pH值 | 10.5 |
| | 解吸液成分 | 1.0% NaOH +0.5% NaCN | | 炭密度 | 10g/L |

**表9.1-5 Mercur Gold Project炭浆厂材料消耗**

| | | | |
|---|---|---|---|
| 氰化钠 | 0.9～1.14kg/t | 絮凝剂 | 30g/t |
| 活性炭 | 45～65g/t | 钢球 | 0.32kg/t |
| 石灰 | 1.6kg/t | 硝酸 | 0.1kg/t |
| 氢氧化钠 | 2.7kg/t | 硫化钠 | 77g/t |

## 9.2 国内生产实例

### 9.2.1 张家口金矿炭浆厂

张家口金矿是70年代建成投产的，设计规模为500t/d，原流程为混汞+浮选，选矿回收率为75%，1984年改造为炭浆提金工艺，选冶回收率达到93%以上，又经数次技术改造，生产规模达到600t/d。

#### 9.2.1.1 矿石性质

属中温热液裂隙充填石英脉型矿床。矿石为贫硫化物含金石英脉类型。矿石中主要金属矿物为褐铁矿和赤铁矿，其次为方铅矿和白铅矿、铅矾、磁铁矿及少量黄铁矿、黄铜矿以及自然金。脉石矿物以石英为主，其次有绢云母、长石、方解石、白云石等。

绝大部分自然金与金属矿物共生，其中以褐铁矿含金为主。矿石密度2.51t/m³。

#### 9.2.1.2 工艺流程

原矿经两段一闭路流程破碎后，粉矿粒度达到-12mm，经过两段磨矿，矿石细度达到85% -200目。磨细的矿石经高效浓密机脱水，矿浆浓度提高到40%～

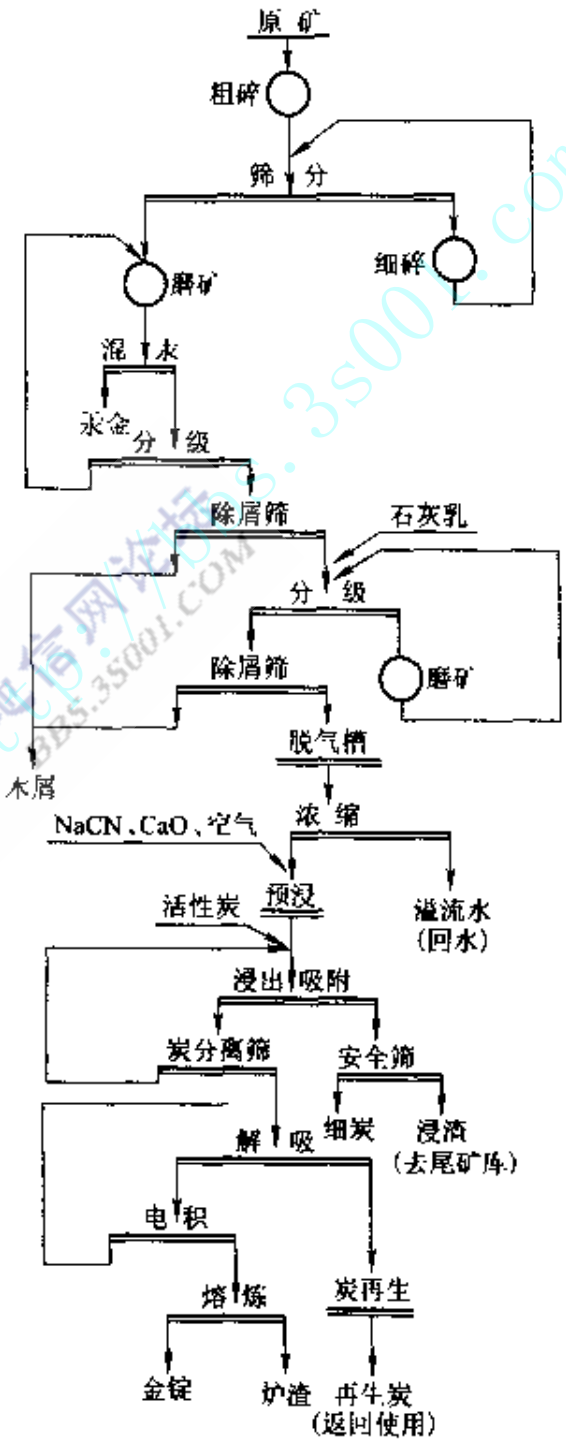



图9.2-1 张家口金矿炭浆厂工艺流程

45%，然后给入炭浸系统。在炭浸（CIL）系统中添加氰化物，充入中压空气，加入活性炭。经过两段预浸和七段边浸边吸后，尾渣品位降至 0.3g/t，尾液品位降至 0.03g/m³。炭浸尾矿排至污水处理系统，采用碱氯法进行处理，处理后尾矿浆含氰量降至 0.5mg/L 以下，然后排至尾矿库沉淀自净。由炭浸系统提出的载金炭筛洗干净后到金回收系统解吸、电积。炭浸系统串炭由离心提炭泵和槽内溜槽桥筛完成。解吸柱与电积槽构成闭路循环，不设贵液槽和贫液槽。解吸作业使活性炭载金量由 3500g/t 降至 80g/t 以下，解吸炭经酸洗、加热再生后返回 CIL 系统使用。解吸贵液经矩形电积槽将溶液中的金沉积在阴极上。阴极金泥每月提取一次，到冶炼室进行金银分离和熔炼。见图 9.2-1。

9.2.1.3　技术数据

工艺条件见表 9.2-1，工艺指标见表 9.2-2，主要材料消耗见表 9.2-3。

**表 9.2-1　张家口金矿炭浆厂工艺条件**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| CIL 系统： | 预浸时间 | 4.1h | 解吸时间 | 18h |
| | 矿浆浓度 | 40%～45% | 解吸温度 | 135℃ |
| | 充气量 | 0.23m³/h·m³ | 解吸压力 | 0.31MPa |
| | pH 值 | 10.5～11.0 | 解吸液成分 | 1.0% NaOH<br>+1.0%NaCN |
| | 氰化钠浓度 | 0.04%～0.05% | 解吸液流速 | 0.84L/s |
| | 炭浸时间 | 14.35h | 电积槽内阴极数 | 20 个 |
| | 活性炭密度 | 10～15g/h | 电积时间 | 18h |
| | 串炭速度 | 700kg/d | 电积温度 | 60～90℃ |
| 解吸电积系统 | 每批处理炭量 | 700kg | 槽电压 | 1.5～3.0V |
| | 预热时间 | 2h | 槽电流强度 | 1000A |
| 酸洗作业 | 硝酸浓度 | 5.0% | 再生气氛 | 水蒸汽 |
| | 火碱浓度 | 10.0% | 再生时间 | 20～40min |
| | 洗涤时间 | 2.0h | 再生速度 | 25～35kg/h |
| 加热再生作业 | 再生温度 | 一区　650℃ | 再生窑给炭水分 | 40%～50% |
| | | 二区　810℃ | 再生炭冷却方式 | 水淬 |
| | | 三区　810℃ | 活性炭再生周期 | 3 个月 |

表 9.2-2　张家口金矿炭浆厂工艺指标

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CIL系统 | 氰原品位/g·t⁻¹ | 尾渣品位/g·t⁻¹ | 尾液品位/g·m⁻³ | 尾液氰化物含量/g·m⁻³ | 浸出率/% | 吸附率/% |
| | 2.50 | 0.20 | 0.03 | 200 | 92.0 | 97.5 |
| 解吸电积系统 | 载金炭品位/g·t⁻¹ | 解吸炭品位/g·t⁻¹ | 电积贫液品位/g·m⁻³ | 解吸率/% | 电积率/% | |
| | 2000～3500 | 50 | 6.0 | 99.8 | 99.9 | |

注：表内指标不包括混汞回收率。

表 9.2-3　张家口金矿炭浆厂主要材料消耗

| 石灰/kg·t⁻¹ | 氰化钠/kg·t⁻¹ | 活性炭/kg·t⁻¹ | 液氯/kg·t⁻¹ | 硝酸/kg·t⁻¹ | 氢氧化钠/kg·t⁻¹ | 水/t·t⁻¹ | 电/kW·h·t⁻¹ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 10.0 | 0.7～0.8 | 0.05 | 1.86 | 0.038 | 0.20 | 3.15 | 33.5 |

### 9.2.2　张全庄金矿炭浆厂

张全庄金矿原选矿工艺为混汞＋浮选，1989 年 4 月改造为炭浆提金工艺。生产规模 150t/d。

#### 9.2.2.1　矿石性质

属岩浆热液石英脉型矿床。矿石工艺类型为低硫化物、半氧化金--铅型矿石。主要金属矿物有黄铁矿、方铅矿、闪锌矿等，脉石以石英为主，其次为方解石、长石及高岭土等。

金矿物主要有银金矿、自然金、金银矿。以嵌布在其他矿物中的包裹金和粒间金为主。包裹金以石英包裹为主，粒间金以嵌布在石英与黄铁矿粒间

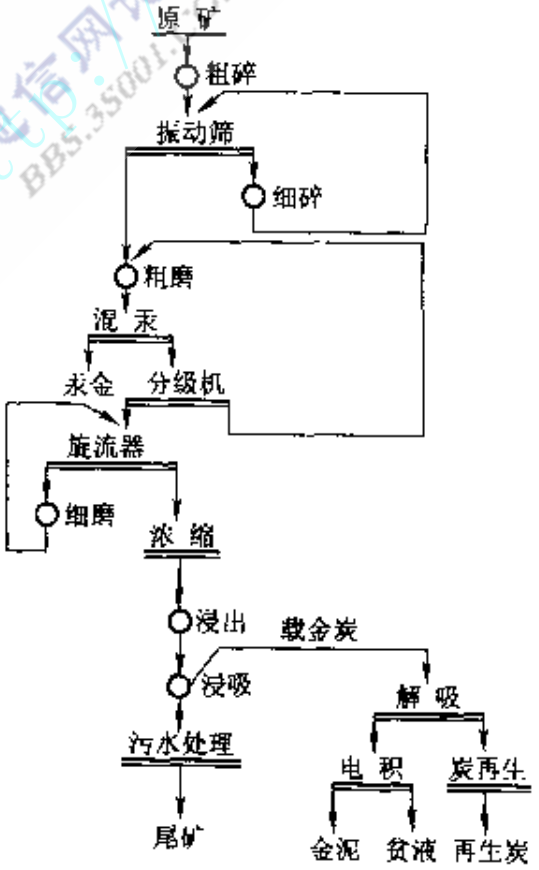



图 9.2-2　张全庄金矿炭浆厂工艺流程

居多。嵌布粒度以细粒为主，0.074mm 以下占 58.35%。

9.2.2.2 工艺流程

见图 9.2-2。

(1) 破碎。两段一闭路。产品粒度－15mm。

(2) 磨矿。两段闭路。磨矿细度 95% －200 目。

(3) CIL 系统。三段预浸，七段边浸边吸。浸出槽和吸附槽均为 $\phi$4500mm×5000mm 中心充气式双叶轮搅拌槽。

(4) 解吸电积。载金炭解吸采用扎德拉 (Zadra) 常温常压法。解吸液成分 NaOH 2%＋NaCN 4%，解吸温度 98℃，解吸时间 24h，电积时间 24h。

(5) 炭再生。酸洗用 3%～5%的稀盐酸浸泡。每隔 5～6 个月进行一次加热再生。

9.2.2.3 工艺指标

见表 9.2-4。

**表 9.2-4 张全庄金矿炭浆厂工艺指标**

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CIL 系统 | 原矿品位 /g·t$^{-1}$ | 尾渣品位 /g·t$^{-1}$ | 尾液品位 /g·m$^{-3}$ | 浸出率 /% | 吸附率 /% | 总回收率 /% |
| | 7.71 | 0.33 | 0.6 | 95.71 | 88.2 | 84.42 |
| 解吸电积系统 | 载金炭品位 /g·t$^{-1}$ | 解吸炭品位 /g·t$^{-1}$ | 贫液品位 /g·m$^{-3}$ | 解吸率 /% | 电积率 /% | |
| | 3181 | 136 | 2.37 | 95.72 | 99.57 | |

## 9.2.3 夹皮沟金矿炭浆厂

夹皮沟金矿生产规模 800t/d，原选矿方法为混汞＋浮选，1989 年 9 月筹建炭浆厂，1991 年 1 月投产。选冶总回收率 87%。

9.2.3.1 矿石性质

夹皮沟炭浆厂的氰化原矿是该矿自己生产的浮选金精矿，含金 60g/t，含铜 2.3%～5.5%，含铅 4%～10%。

9.2.3.2 工艺流程及技术条件。

工艺流程见图 9.2-3。

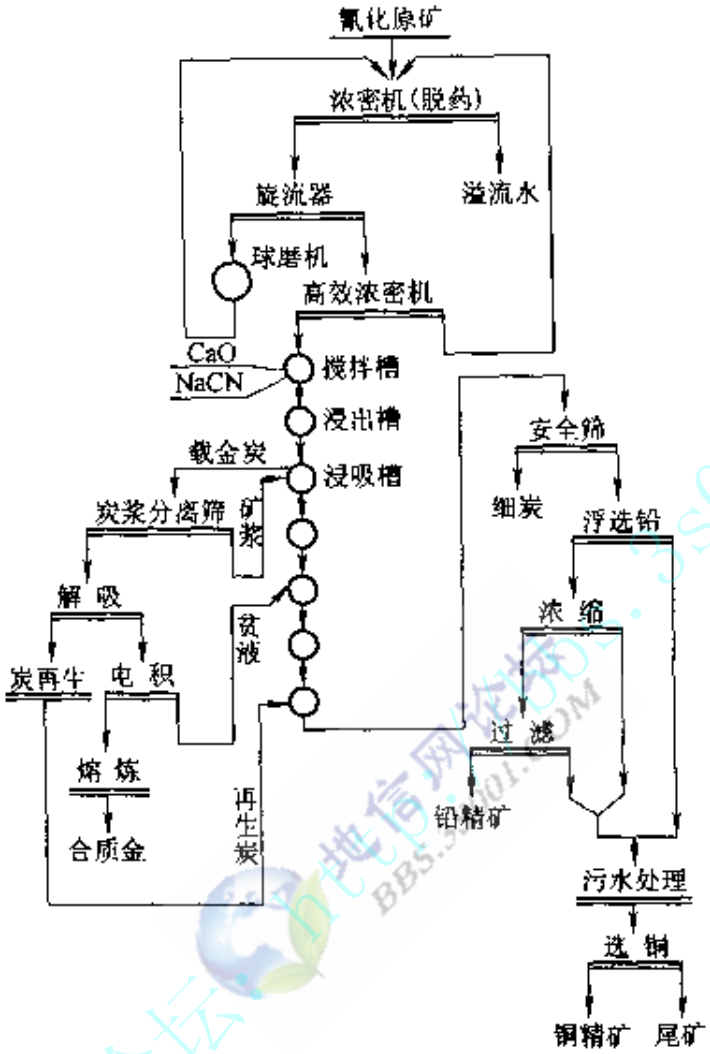



图 9.2-3　夹皮沟金矿炭浆厂工艺流程

技术条件。矿浆浓度 36%～40%，磨矿细度为 90% －400 目，处理矿量 35t/d，浸出槽氰化钠浓度为 0.07%～0.09%，吸附槽炭密度 20～25g/L，CaO 浓度 0.02%。解吸液 NaOH 3.0%＋NaCN 3.0%，解吸液循环流速 1.25$m^3$/h，解吸电积时间 24～30h。

9.2.3.3.　工艺指标。

设计指标：浸出率 94.4%，吸附率 99.0%，解吸率 99.5%，电积率 99.5%。生产指标（1991 年 1～6 月）见表 9.2-5。

表 9.2-5　夹皮沟金矿炭浆厂生产指标

| 月份 | 氰原金品位 /g·t$^{-1}$ | 浸出率 /% | 吸附率 /% | 解吸率 /% |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 68.01 | 93.76 | 97.72 | 95.01 |
| 2 | 60.85 | 95.11 | 93.57 | 98.34 |
| 3 | 61.43 | 94.20 | 98.31 | 98.70 |
| 4 | 65.53 | 96.82 | 99.12 | 91.85 |
| 5 | 56.80 | 96.28 | 99.29 | 96.27 |
| 6 | 69.80 | 96.32 | 99.53 | 95.20 |

### 9.2.4　灵湖金矿炭浆厂

灵湖金矿炭浆厂于 1984 年建成投产，是我国第一座炭浆厂。生产规模 50t/d。

#### 9.2.4.1　矿石性质

属于中低温岩浆热液金矿床。矿石类型为典型石英脉含金氧化矿，金属矿物主要有褐铁矿、磁铁矿和赤铁矿，其次为黄铁矿，偶见黄铜矿、闪锌矿、方铅矿等。金矿物主要是自然金，大部分赋存于褐铁矿流失空洞边沿和石英晶体包裹中。金的嵌布粒度很细，粒径一般在 0.001mm～0.08mm 之间。

#### 9.2.4.2　工艺流程及技术条件

工艺流程见图 9.2-4。

技术条件。矿浆浓度 40%，磨矿细度为 95% －320 目，pH 值 10.5～11.0，氰化钠浓度 0.03%，浸出时间 22h，吸附时间 8h，串炭速度 48kg/d，

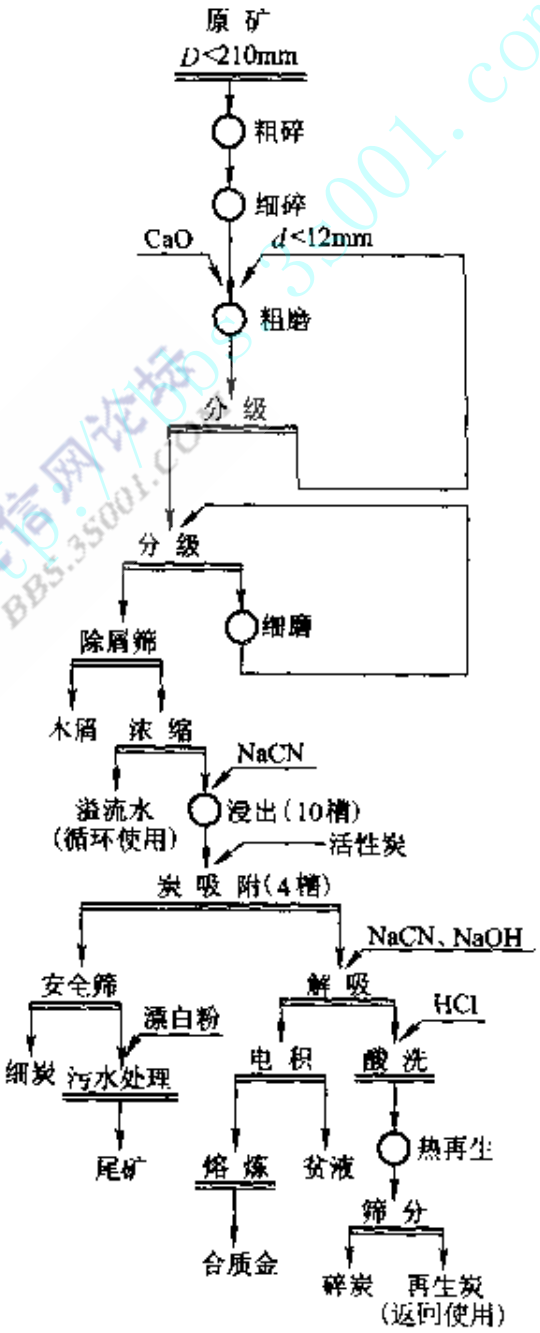



图 9.2-4　灵湖金矿炭浆厂工艺流程

BBS.35001.com

解吸柱装炭量 24kg，解吸液成分 NaCN 3.1%＋NaOH 1.5%，解吸温度 95 C，解吸时间 2h，电积温度为常温，电积时间 12h，槽电压 3～3.5V，阴极电流密度 10A/m²，酸洗盐酸 3%，热再生温度 700℃。

9.2.4.3 工艺指标

见表 9.2-6。

**表 9.2-6 灵湖金矿炭浆厂工艺指标**

| 氰原品位 /g·t⁻¹ | 尾渣品位 /g·t⁻¹ | 尾液品位 /g·m⁻³ | 载金炭品位 /g·t⁻¹ | 解吸炭品位 /g·t⁻¹ | 贵液品位 /g·m⁻³ |
|---|---|---|---|---|---|
| 8.16 | 0.39 | 0.02 | 6836 | 78 | 319 |
| **贫液品位 /g·m⁻³** | **浸出率 /%** | **吸附率 /%** | **解吸率 /%** | **电积率 /%** | **总回收率 /%** |
| 0.7 | 95.22 | 99.55 | 98.85 | 99.78 | 93.50 |

### 9.2.5 铜陵黄金选冶厂

铜陵黄金选冶厂是我国第一个采用炭浆提金工艺处理铁帽型金矿石的小型炭浆厂。

9.2.5.1 矿石性质

金属矿物为水针铁矿、针铁矿和少量残留黄铁矿、闪锌矿、方铅矿等。脉石矿物主要为方解石、石英及粘土矿物等。金矿物主要是自然金，少量为银金矿，金的嵌布粒度一般为 0.002mm～0.004mm，最大者 0.05mm，主要赋存在针铁矿或砂岩晶隙中。

9.2.5.2 工艺流程及技术条件

工艺流程见图 9.2-5。

技术条件。炭浆工艺为 CIL，三段预浸，四段边浸边吸。浸出液固比 2.7，磨矿细度 90%～95% －200 目，氰化钠浓度 0.03%～0.05%，pH 值 10.5，浸出时间 20h，活性炭密度 10～25g/L。解吸液成分 NaCN 4%＋NaOH 3.5%，解吸温度 95 C，解吸时间

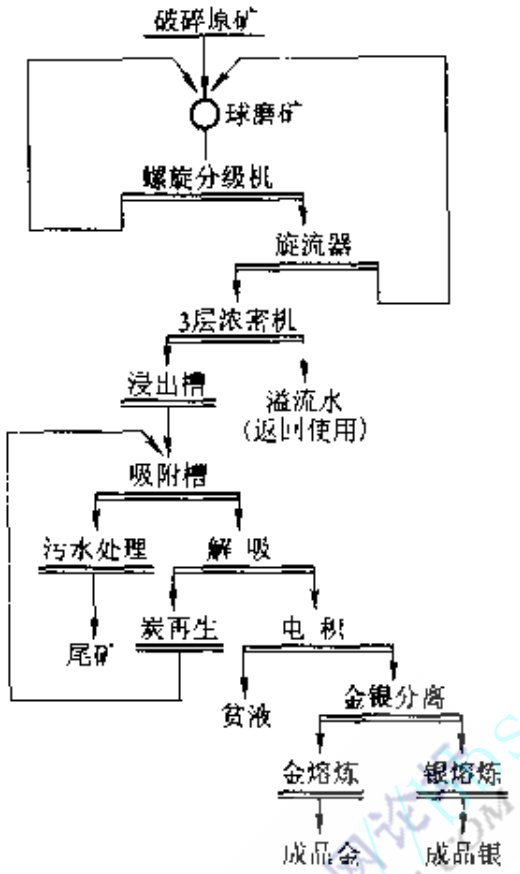



图 9.2-5　铜陵黄金冶炼厂炭浆工艺流程

5h。解吸炭酸洗用 3%HCl 溶液。

9.2.5.3　工艺指标

见表 9.2-7。

**表 9.2-7　铜陵黄金选冶厂工艺指标**

| 原矿品位 /g·t$^{-1}$ | 尾渣品位 /g·t$^{-1}$ | 尾液品位 /g·m$^{-3}$ | 载金炭品位 /g·t$^{-1}$ | 解吸炭品位 /g·t$^{-1}$ | 电积贫液品位 /g·m$^{-3}$ |
|---|---|---|---|---|---|
| 6.0 | 0.6 | 0.08 | 2000 | 50 | 0.35 |

| 浸出率 /% | 吸附率 /% | 解吸率 /% | 电积率 /% | 总回收率 /% |
|---|---|---|---|---|
| 90.0 | 97.7 | 97.5 | 99.5 | 85 |

### 9.2.6 红花沟金矿炭浆厂

红花沟金矿是50年代建成投产的矿山，原有两座选矿厂，其中一座规模为70t/d，另一座规模为100t/d，采用单一浮选和混汞＋浮选工艺流程。矿石先经手选产出富矿块。原矿入选品位7.3g/t，选矿回收率92.2%。1986年改造为一座规模150t/d的炭浆厂。

#### 9.2.6.1 矿石性质

属于含金黄铁矿石英脉型。金属矿物以黄铁矿为主，约占整个金属矿物的82%，其次有少量磁铁矿、黄铜矿、赤铁矿和褐铁矿等。脉石矿物主要为石英，其次为方解石、云母和绿泥石等。金以自然金产出，以中细粒金为主，占总金含量的80%，大粒金占15%，微粒金很少。自然金主要赋存在黄铁矿、磁铁矿以及脉石之中，其中以包裹体存在的自然金占大多数，裂隙中的自然金很少。

#### 9.2.6.2 工艺流程及技术条件

该矿炭浆厂采用CIL流程，见图9.2-6。

技术条件。CIL回路：1段预浸，5段浸吸，矿浆浓度40%～45%，磨矿细度85% －200目，pH＝10.0～11.0，氰化钠浓度0.03%～0.04%，浸出时间16h，吸附时间13.5h，炭密度15g/L，每天提炭时间约1.0h，提炭量为250kg/d，载金炭品位4000g/t。

解吸电积回路：解吸液成分NaCN 2%＋NaOH 1%，解吸压力为常压，解吸温度95℃，解吸时间40h。电积槽电压3～3.5V，电流密度6～10A/m$^2$，电积温度80℃，电积时间40h。

酸洗与热再生：采用5%盐酸进行酸洗，浸泡时间0.5～1.0h，热再生采用卧式电加热回转窑，再生温度650～700℃，炭在窑中停留时间30min。

#### 9.2.6.3 工艺指标

见表9.2-8。

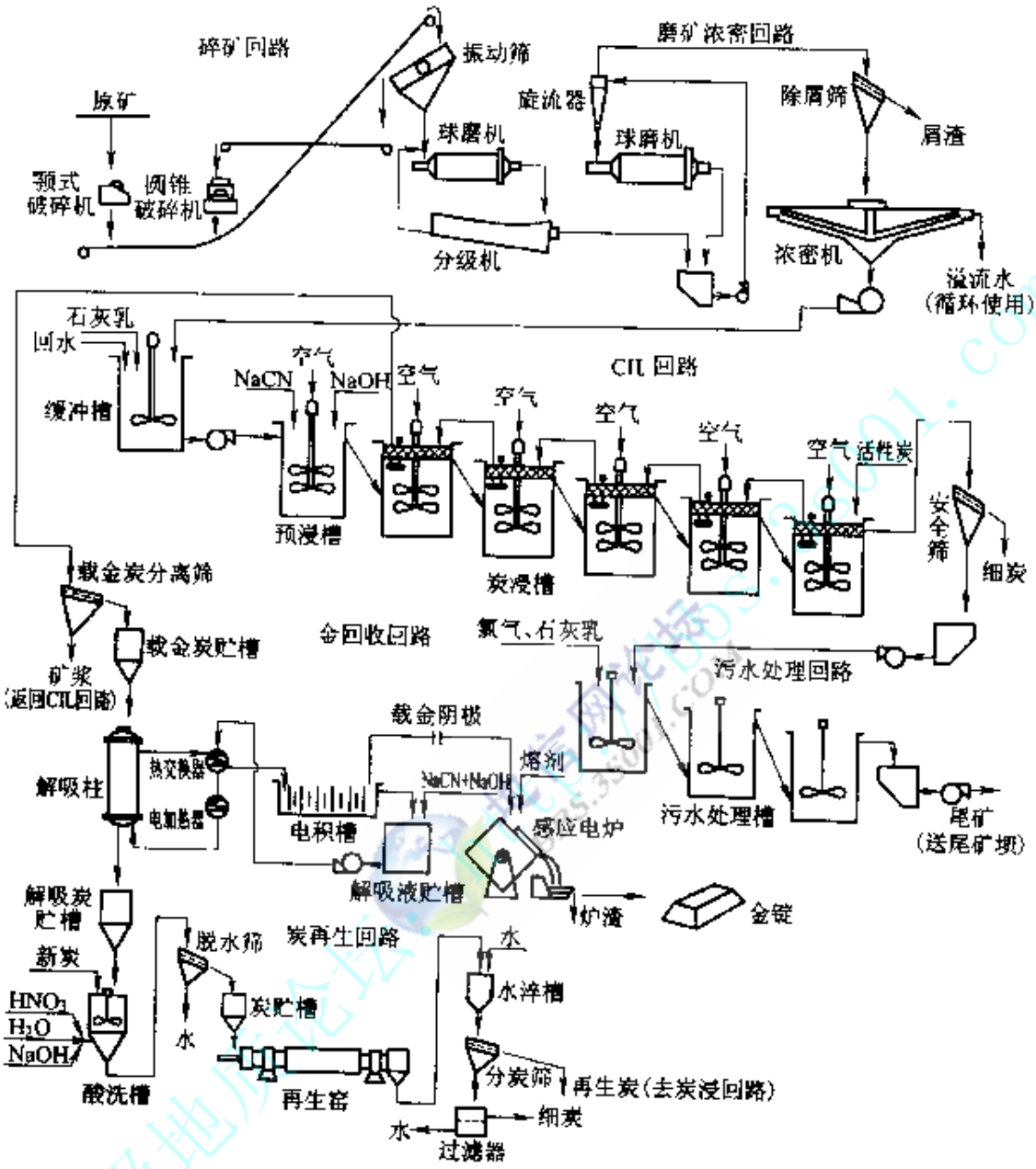



图 9.2-6　红花沟金矿炭浆厂工艺流程

**表 9.2-8　红花沟金矿炭浆厂主要工艺指标**

| 原矿品位 /g·t$^{-1}$ | 尾渣品位 /g·t$^{-1}$ | 尾液品位 /g·m$^{-3}$ | 载金炭品位 /g·t$^{-1}$ | 解吸炭品位 /g·t$^{-1}$ | 总回收率 /% |
|---|---|---|---|---|---|
| 12.05 | 0.44 | 0.12 | 7800 | 266 | 94.02 |

续表 9.2-8

| 浸出率 /% | 吸附率 /% | 解吸率 /% | 电积率 /% | 冶炼回收率 /% |
|---|---|---|---|---|
| 96.35 | 98.57 | 96.61 | 98.65 | 99.00 |

### 9.2.7 五龙金矿炭浆厂

五龙金矿采选能力为 650t/d，选冶工艺流程几经变革，由 50 年代的单一混汞法，先后改为浮选、金精矿氰化—锌粉置换，1989 年底改为全泥氰化—炭浆工艺。各项技术经济指标都达到了较好的水平，选冶回收率由浮选金精矿的 83%提高到 90%以上。

#### 9.2.7.1 矿石性质

五龙金矿矿石属于含金低硫化物石英脉型矿石。矿物组成比较简单，金属矿物主要有黄铁矿、白铁矿、磁黄铁矿、磁铁矿、黄铜矿、闪锌矿等；脉石矿物主要有石英、长石、绢云母、高岭土、辉石、角闪石、绿泥石、蛇纹石、方解石、白云石等。矿石中有回收价值的矿物为自然金，自然金多呈微细粒不均匀嵌布，微细粒占 90%以上，与主要金属矿物自然联接关系不密切，多呈细小点滴状和细脉产出在黄铁矿、辉铋矿和石英晶体或其裂隙中。

#### 9.2.7.2 工艺流程

五龙金矿选冶工艺为全泥氰化炭浆法（CIL），日处理原矿 650t、金精矿 20t 以上。

（1）破碎采用三段一闭路流程，产品粒度为－15mm

（2）磨矿采用两段一闭路流程，磨矿细度为 95% －0.074mm，由三个系列组成。

（3）浸出吸附由两个平行的回路组成，一个是处理原矿的全泥氰化炭浆法；另一个为金精矿单独氰化浸出，浸出后并入炭浆流程。主流程作业条件为：矿浆浓度 43%～45%，炭浓度 10～15 g/L，氰化物浓度 0.04%～0.05%，氧化钙浓度 0.01%～0.02%。

（4）解吸电积：每两天提一批炭，每批加工炭量 1.4t。先酸洗后解吸。解吸作业条件为：解吸液氰化物浓度 1.0%，氢氧化钠

浓度 1.0%，解吸温度 125℃，解吸压力 0.2MPa，解吸时间 32h；电积作业条件：电压 2.5V，电流 200～300A。

(5) 冶炼：每半月从电积槽内取一次金泥，烘干后直接用中频感应电炉熔炼。作业条件为：烘干温度 600～800℃，熔炼温度 1250～1350℃，配入硼砂 30%，配入火碱 10%，产品金品位 75%。

(6) 尾矿处理：原处理工艺为尾矿过滤，滤液循环使用，滤饼调浆后采用碱氯法处理。作业条件：矿浆浓度 35%～40%，pH＝10～12，加氯量 1.0～1.2kg/t。采用这种工艺虽然投资较高，但可以提高金回收率、使尾液中的氰化物得到再用、降低污水处理费用，经济效益比较好。

该厂从 90 年代初开始研究废水零排放的可行性，并取得了成功。现在取消了过滤工序，将全部尾矿扬送到尾矿库进行自然降解，然后将澄清水返回炭浆厂重复使用，从而降低了生产成本。

9.2.7.3 技术经济指标

技术经济指标见表 9.2-9。

**表 9.2-9 五龙金矿炭浆厂主要技术经济指标**

| 项目 | 指标 | 项目 | 单耗 /kg·t$^{-1}$ | 单位成本 /元·t$^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|
| 原矿品位/g·t$^{-1}$ | 3.52 | 钢球 | 5.0 | 8.00 |
| 处理精矿品位/g·t$^{-1}$ | 46.63 | 衬板 | 0.4 | 1.20 |
| 氰化原矿品位/g·t$^{-1}$ | 4.57 | 氰化物 | 0.6 | 7.2 |
| 氰尾品位/g·t$^{-1}$ | 0.458 | 石灰 | 6.5 | 1.04 |
| 载金炭品位/kg·t$^{-1}$ | 4.184 | 活性炭 | 0.1 | 1.30 |
| 贫炭品位/kg·t$^{-1}$ | 0.301 | 絮凝剂 | 0.03 | 0.18 |
| 电积贫液品位/g·m$^{-3}$ | 2.53 | 氯气 | 1.0 | 2.00 |
| 金泥品位/% | 61.11 | 其他 | | 2.63 |
| 合质金品位/% | 75.53 | 电耗 | (57kW·h/t) | 11.40 |
| 浸出率/% | 91.04 | 工资 | | 1.48 |
| 吸附率/% | 98.83 | 直接成本 | | 36.73 |
| 解吸率/% | 92.80 | | | |

续表 9.2-9

| 项　目 | 指　标 | 项　目 | 单　耗 /kg·t$^{-1}$ | 单位成本 /元·t$^{-1}$ |
|---|---|---|---|---|
| 电积率/% | 99.90 | | | |
| 氰化理论回收率/% | 90.00 | | | |
| 冶炼实际回收率/% | 99.45 | | | |
| 氰冶总回收率/% | 94.28 | | | |

注：氰冶总回收率高于理论回收率是由于计量及化验误差所致。

### 9.2.8　可移动式炭浆厂

由北京矿冶研究总院研制的我国第一座可移动式炭浆厂于1990年9月至11月在河南省虎沟金矿进行了流程调试和工业试验。1991年7月至9月，又对增建的解吸、电积、炼金装置进行了流程调试和工业试验，工业试验和试生产结果证明，各项技术经济指标均达到国内先进水平。

9.2.8.1　概况

为了满足生产需要，又便于搬迁，破碎筛分设备全部安装在框架上，只有重量最大的磨矿机配置在台车上，简易高效浓缩机配置在支架上，浓缩后的矿浆用泵扬送至预浸槽，预浸槽和炭浸槽安装在毛石砌成的基座上，解吸、电积，炼金设备配置在炭浸之后的空地上。尾渣经泵扬送至尾矿净化搅拌槽处理后自流进尾矿库。全流程只有旋流器给矿、炭浸给矿和污水处理给矿用泵输送矿浆，其他均为自流配置。为防止某些重量大的设备下沉，配有简易基础。为了保证雨季能正常生产，配有简易防雨顶篷。

(1) 破碎筛分。

采用的主要设备有PE-250mm×400mm颚式破碎机一台，PE-150mm×500mm颚式破碎机一台，SZZ900mm×1800mm自定中心振动筛一台。对于中等硬度矿石而言，给矿量为4.9t/h，最终破碎粒度为－10mm。

(2) 磨矿分级。

为了减少投资、节省能耗、简化流程，采用一段磨矿两段分级闭路流程，主要设备有：$\phi$1200mm×2400mm 球磨机一台，$\phi$750mm 螺旋分级机一台，$\phi$75mm 旋流器两台。生产能力为 30 t/d，磨矿产品粒度为 90% －200 目。

（3）浓缩、炭浸。

采用 $\phi$2500mm 简易高效浓缩机，添加 40g/t 阴离子型聚丙烯酰胺，底流浓度保持在 40%左右。

炭浸采用五台 $\phi$2500mm×3150mm 双叶轮高效节能搅拌槽，实现五段浸出四段吸附，金的浸出率达到 92.41%，吸附率达到 99.23%。

（4）解吸、电积、炼金。

解吸、电积采用长春探矿机械厂生产的 JC-B 型载金炭解吸（常压）——电解装置。这套装置由 4 个 $\phi$400mm×1200mm 解吸柱和一个电解槽组成。日处理能力为 80kg 载金炭。解吸液配比为 NaCN（3%）：NaOH（1.5%）＝2：1。作业条件为：解吸温度 95℃，解吸时间 24h，电积槽电压 3.8～4.5V，阴极电流密度 6～8A/m$^2$，电积时间 5h。解吸率可以达到 99%以上，电积率达到 98%～99%以上。

冶炼采用硝酸分银法。炼金炉为 RJX-8-13 箱式高温电炉。分银后的金泥添加熔剂：$NaNO_3$2%，硼砂 10%，石英粉 5%，$Na_2CO_3$5%，装入 6 号石墨坩埚，在 800℃的温度下入炉，温度升高至 1250℃后，保温熔炼 30min 出炉铸锭。

（5）污水处理

采用碱氯法在两台 $\phi$2000mm×2000mm 搅拌槽中处理，可使矿浆中 $CN^-$ 含量降至 0.5mg/L 以下。pH＝10，漂白粉用量 9.0kg/t。

9.2.8.2　工业试验及指标

（1）矿石性质。

矿石为含 As、Cu、Pb、Zn 较低的氧化矿，并含可以利用的银。

矿石中的金矿物粒度细，其中小于 0.043mm 的金矿物占 86.18%。矿石中金的载体矿物主要是褐铁矿，褐铁矿大部分呈疏松多孔状，因此金比较容易解离和浸出。

（2）工业试验。

在设备调试的基础上，进行了全流程工业试验。77 个生产班的工业试验结果见表 9.2-10。

**表 9.2 10　移动式炭浆厂全流程工业试验结果**

| 原矿处理量 /t·d⁻¹ | 原矿品位 /g·t⁻¹ | 磨矿粒度 /% −200 目 | 浸出浓度 /% | 浸出率 /% | 吸附率 /% | 解吸率 /% | 电积率 /% | 金总回收率/% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 30.77 | 5.82 | 92.31 | 33 | 92.27 | 97.34 | 97.44 | 95.39 | 89.82 |

注：解吸率、电积率不参加金总回收率的计算。

（3）经济效益。见表 9.2-11。

**表 9.2-11　移动式炭浆厂工业试验经济效益计算表**

| 序号 | 项目·单位 | 指标 | 备注 | 序号 | 项目·单位 | 指标 | 备注 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 原矿处理量 /t·d⁻¹ | 30.77 | | 6 | 生产成本 /元·t⁻¹ | 147.84 | 1991 年价格 |
| 2 | 原矿品位 /g·t⁻¹ | 5.82 | | 7 | 日经济效益 /元·d⁻¹ | 3171.77 | |
| 3 | 金总回收率 /% | 89.82 | | 8 | 年经济效益 /万元·年⁻¹ | 76.12 | 按 240 天计算 |
| 4 | 产金量 /g·d⁻¹ | 160.85 | | 9 | 投资额 /万元 | 108 | |
| 5 | 产值 /元·d⁻¹ | 7720.80 | 按 48 元/克计价 | 10 | 投资回收期/年 | 1.4 | 按 240 天计算 |

虎沟金矿试生产实践表明，可移动式炭浆厂具有投资省、建设快、效益好、工艺合理、便于搬迁等优点，为资源小的矿山建设提供了经验，具有较好的推广价值。

### 9.2.9 用炭浆法处理碳质矿石的实践

戈塘金矿矿石属微细金浸染且含碳质的矿石。对氰化过程会产生非常不利的影响。

9.2.9.1 矿石性质

矿石氧化程度较高，矿物组成比较简单，金属矿物主要为褐铁矿，其次为黄铁矿、磁铁矿、毒砂、自然金等。脉石矿物主要为石英、玉髓，其次为粘土矿物、方解石、石墨及碳质矿物等。金的赋存状态见表 9.2-12。

表 9.2-12 戈塘金矿金的赋存状态

| 类 别 | 含量 /g·t$^{-1}$ | 占有率 /% | 类 别 | 含量 /g·t$^{-1}$ | 占有率 /% |
|---|---|---|---|---|---|
| 单体裸露自然金 | 4.82 | 82.14 | 脉石及碳酸岩包裹金 | 0.012 | 0.20 |
| 褐铁矿及粘土包裹金 | 0.95 | 16.25 | 总金 | 5.847 | 100.00 |
| 黄铁矿及碳质岩包裹金 | 0.065 | 1.11 | | | |

矿石中的金呈微细粒嵌布，矿石风化程度高，含泥量大，粘土量高达 8%。矿石中的碳质物含量约为 1%，其中有机炭含量为 0.19%，会吸附已溶解的金或与金生成络合物，造成金流失。当磨矿粒度达到 83% −0.043mm 时，单体裸露自然金占 82.44%，其他为包裹金，占 17.56%，其中褐铁矿与粘土包裹金占 16.25%，这部分金估计难于浸出，故用常规氰化工艺金浸出率只能达到 80%左右。

9.2.9.2 含碳质矿石的处理方法

碳质矿石难浸的原因有两个，一是碳质物吸附已溶金，二是矿石中的一部分金与碳质物呈化学结合形式。

第一种原因引起的难浸，可以用浮选法除掉贫金碳质物，但需经试验证明金没有天然可浮性时才能用。也可以采用煤油或其他试剂覆盖有吸附能力的碳质物表面，掩蔽其吸附活性；还可采用强化炭浸工艺，创造竞争吸附的条件，提高金的浸出率。

第二种原因引起的难浸，则只能通过焙烧、氯化氧化等方法除去碳质物。焙烧法是目前破坏碳质物，同时氧化硫化物解离金的最可靠的方法，但是投资大、成本高、污染环境。氯化法能够氧化碳质物和伴生的黄铁矿并溶解大部分自然金，但生产成本太高。

9.2.9.3　试验研究

(1) 综合试验条件和指标。

磨矿细度：　　－0.043mm 占 83%

矿浆 pH 值：　　10.1

氰化物浓度：　　0.03% NaCN

矿浆浓度：　　38%

预处理时间：　　2h

浸出时间：　　15h

活性炭浓度：　　20g/L

原矿品位：　　5.79g/t

浸渣品位：　　0.84g/t

贫液品位：　　<0.01mg/L

金浸出率：　　85.49%

金吸附率：　　>99.6%

(2) 碳质岩混入量对金浸出的影响。

原矿中混入不同量碳质岩的浸出结果见表 9.2-13。

**表 9.2-13　原矿混入不同量碳质岩的浸出结果**

| 项目 \ 碳质岩混入量/% | 0 | 0.5 | 1.0 | 3.0 | 5.0 |
|---|---|---|---|---|---|
| 浸渣品位/g·t$^{-1}$ | 0.94 | 1.09 | 1.17 | 1.70 | 2.33 |
| 金浸出率/% | 83.77 | 81.17 | 79.79 | 70.64 | 59.76 |

试验结果表明，随着碳质岩混入量的增加，金的浸出率急剧下降。

（3）消除碳质岩影响的试验。

浸前浮选脱碳、加电解质搅拌等效果不理想，可能是部分金有较好的可浮性的缘故。采用竞争吸附措施和煤油掩蔽碳的活性取得了较好效果。试验结果见表 9.2-14。

**表 9.2-14　消除碳质岩影响的试验结果**

| 项目 \ 方法 | 竞争吸附措施（树脂矿浆工艺） | | | | 煤油掩蔽措施 |
|---|---|---|---|---|---|
| 碳质岩混入量/% | 0 | 0.5 | 1.0 | 3.0 | 3.0 |
| 浸渣品位/g·t$^{-1}$ | 0.933 | 0.900 | 0.985 | 1.42 | 0.962 |
| 金浸出率/% | 83.89 | 84.46 | 82.99 | 75.47 | 83.39 |

试验结果表明，当碳质岩含量在 0.5%以下时，采用竞争吸附措施可以消除影响，当碳质岩含量达到 3.0%时，采用煤油掩蔽措施效果较好。

（4）原矿预焙烧试验。结果见表 9.2-15。

**表 9.2-15　焙烧试验结果**

| 项目 \ 焙烧温度/℃ | 0 | 100 | 200 | 300 | 650 |
|---|---|---|---|---|---|
| 浸渣品位/g·t$^{-1}$ | 0.941 | 0.972 | 0.336 | 0.210 | 0.268 |
| 金浸出率/% | 83.75 | 83.21 | 94.20 | 96.37 | 95.37 |

试验结果表明，原矿预焙烧在技术上是可行的，而且低温焙烧（200～300℃）就可以达到较高的浸出率。

9.2.9.4　设计工艺及措施

根据戈塘金矿生产规模小、品位低、矿石含碳量不大等特点，设计者认为不宜采用投资大、成本高的焙烧法和氯化法，因为企业所增加的收入很难收回巨大的基建投资。经过充分的研究论证，提出了在严格限制碳质岩混入矿石的前提下，采用氰化炭浸工艺，

同时采取下述一些简单措施减少碳质岩对浸出的影响。

(1) 采场剥离。在采矿过程中加强管理，严格操作，发现碳质岩及时剥离，严防混入矿石中。

(2) 手选。由于碳质岩有一定硬度，外观上与矿石区别比较明显，容易实现手选。手选地点设在采场、原矿仓、手选皮带等。

(3) 煤油掩蔽。在球磨机中加入少量煤油，达到钝化碳质岩的目的。但须严格控制煤油用量。必要时应采取脱油措施，否则会对后续工序造成不利影响。

(4) 强化炭浸。所谓强化炭浸就是想办法增强活性炭对金的吸附能力，削弱碳质岩对金的吸附。这些措施包括：

1) 不设单独的浸出槽，浸出和吸附同时开始、同时进行，以减少碳质岩吸附金的机会。

2) 提高炭浸槽中活性炭的浓度（15～20g/L），以扩大活性炭与碳质岩对金吸附能力的差异。

3) 降低载金炭含金量（2.0～2.5kg/t），提高活性炭的循环速度，减少金的流失。

4) 采用富氧炭浸等措施，缩短浸出吸附时间，减少碳质岩吸附金的机会。

9.2.9.5 生产情况

该厂试车顺利，一次投产成功，流程畅通，设备运转正常。1995年日处理矿量达到250t/d，浸出率78%～85%，NaCN消耗为5kg/t，浸渣品位为0.6～0.8g/t，电耗为68kW·h/t，当生产规模达到300t/d时，电耗可降至60kW·h/t以下。

### 9.2.10 炭纤维的应用实践

炭纤维是一种既具有一般碳——石墨的物理化学性能，又具有一般纤维的柔软性和很高抗拉强度的材料。以聚丙烯腈短丝平毡为原料，经过氧化和炭化工艺处理而制成的炭纤维具有很大的比表面积和较好的导电性。炭纤维用于炭浆厂电解沉积工序作阴极只有几年时间。

炭纤维电积提金原理与钢毛提金原理基本相同，只是在电沉

积过程中，由于炭纤维是惰性电极，不像钢毛那样参加氧化-还原反应，所以电沉积出来的金泥杂质含量少，有利于提高合质金成色。

峪耳崖金矿炭浆厂采用炭纤维作电积阴极材料的生产实践表明，在相同电积条件下，相同时间内金电积回收率，炭纤维比钢毛高很多，达到相同的回收率，钢毛电积时间比炭纤维长 3～6 倍。峪耳崖金矿炭浆厂主要解吸电积工艺参数及指标见表 9.2-16。

**表 9.2-16　主要工艺参数和指标**

| 项目 | 电压 /V | 电流 /A | 贵液品位 /g·m$^{-3}$ | 贫液品位 /g·m$^{-3}$ | 载金炭品位/g·t$^{-1}$ | 解吸炭品位/g·t$^{-1}$ | 解吸率 /% | 电积率 /% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 数据 | 3.2～5.0 | 560～900 | 43.5～337 | 3.54 | 4209 | 437 | 89.36 | 99.54 |

根据炭纤维电积提金的具体特点，采用了 CF610 型电积槽。与钢毛相比，炭纤维电积提金对电积槽有两个特殊要求：一是由于炭纤维电阻率比较大，要求同极距相应增大，以保证电场均匀；二是由于炭纤维提金，金泥大部分沉积在槽底，所以在槽底部有一个漏斗，以积存并便于提取金泥。但如果控制不好，会造成极间短路现象，使贫液品位增高。

峪耳崖金矿炭浆厂在国内首先将炭纤维电积提金工艺应用于实际生产，实践证明，该工艺在技术上是先进的，经济效益比较好，具有较高推广应用价值。

# 参考文献


1 冶金原理（第一卷）昆明工学院有色金属冶炼教研组译．北京：冶金工业出版社，1978 年

2 南非黄金冶金学．沈阳黄金专科学校译．长春：冶金工业部长春黄金研究所

3 毛岚、刘大为主编．黄金生产技术．长春：中国金属学会、冶金工业部长春黄金研究所，1989

4 活性炭处理水的技术和管理．丁瑞芝等译．北京：新时代出版社，1987

5 第四届全国金银选冶学术会议论文集．大会筹备组，1993

6 金氰化厂废水处理工艺现状．郭硕朋译．中国黄金学会，1990

7 黄振卿主编．简明黄金实用手册．东北师范大学出版社，1991

8 《国外黄金参考》编辑部．1986 国外黄金会议译文集．冶金部情报研究总所速达冶金科技信息服务公司，1987.12

9 国家黄金管理局黄金经济发展研究中心“黄金矿山实用技术荟萃”编委会．黄金矿山实用技术荟萃．东北工学院出版社，1993

10 “中国黄金生产实用技术”编委会．中国黄金生产实用技术．冶金工业出版社，1998

11 美国回收金银技术新进展．李友旭、张全祯编译．有色金属(金银专刊)1990；(1)

12 张全祯．提金用活性炭性能测定及选优．黄金，1991（12）．39～42

13 张全祯、王俊．含氰污水处理生产实践．黄金设计(黄金选冶论文专辑)．1991;3～4

14 王俊、乔志贤．炭浆法提金技术在张家口金矿的应用．黄金设计，1991；(3～4)

15 张全祯、王俊．再生回转窑技术改造实践．第三届全国青年选矿学术会议论文集

16 张全祯、张家口金矿的炭浆法提金工艺　中国矿业，1993（2）：58～63

17 王俊、张全祯．含氰污水处理工艺改进．有色金属，1993（5）：39～42

18 张全祯．提金活性炭的再生．金银工业，1993（2）

19 张全祯．炭浆厂活性炭的平衡与管理．第四届全国青年选矿学术会议论文集，1996

20 用过氧化氢和过氧化钙处理金矿石的助浸工艺．张全祯译．有色矿山，1996(5)：25～28

21 金矿石加工对氧的需求及检测．张全祯译．国外金属矿选矿．1997(1)：33～41

22 ATEC ZX 充氧系统™在金银氰化浸出中的应用．张全祯译．国外金属矿选矿，1998（2）：32～36
23 贵金属炭吸附厂设计的优化．许鹏秋译．国外黄金参考，1992（5）：32～34
24 吉林省冶金研究所等编．金的选矿．北京：冶金工业出版社，1978
25 徐天允、徐正春主编．金的氰化与冶炼．沈阳黄金专科学校，1985
26 选矿设计手册编委会．选矿设计手册．北京：冶金工业出版社，1988
27 王俊等．浮选金精矿富氧浸出试验研究．河北黄金科技论文汇编，1997
28 王俊、乔志贤．提金活性炭技术指标及检测方法的介绍．采金技术，1991（4）
29 王俊．低铬耐磨钢球在我厂的试验应用．采金技术，1991（2）
30 陈登文、王俊等．张家口炭浆厂改扩建方案及富氧浸出的机理初探．全国黄金选冶生产技术经验交流会论文集，1992

顶级地质论坛 地信网论坛 BBS.3S001.COM