

黑龙江科技学院

硕士学位论文

水介流化床分选技术的研究

姓名：彭德强

申请学位级别：硕士

专业：矿物加工工程

指导教师：吕一波

20070601

摘要

在研究对比粗煤泥分选技术浮选、重介选矿、跳汰、螺旋分选机以及国外分选粗煤泥技术 Teetered bed 基础上,设计制造了水介流化床分选机。通过对水介流化床分选机内煤颗粒的受力分析以及柱体内流态的变化,研究了水介流化床分选机的分选原理。由此设计了 $\phi 60\text{mm}$ 水介流化床分选机试验样机的分选系统。通过试验确定了 $1\sim 0.25\text{mm}$ 粒度范围内的粗煤泥分选时所受的阻力区域为阿连区。在进行颗粒受力分析时对颗粒的形状也进行了研究,通过试验结果分析出颗粒形状影响着沉降速度,由于在 $3\sim 0.25\text{mm}$ 粒度范围内所有颗粒的圆形度没有差异,所以影响颗粒沉降速度是等同的;通过对实际沉降速度与理论沉降速度的研究对比发现,实际沉降速度与理论沉降速度之间存在如下关系: $y=1.0852x-1.0466$ 。根据颗粒受力分析提出并建立了适合水介流化床分选机的动力学方程。

在分析各种因素影响分选机分选效果的基础上以水流流量、入料浓度、入料管深度为研究对象设计了三因素三水平正交试验表,通过试验确定了最佳的分选工艺参数:上升水流的流量 $v=63\text{ml/s}$,入料管深度 $h=140\text{mm}$,入料矿浆浓度 $C=400\text{g/l}$ 。确定这些工艺参数后对沈阳西马选煤厂煤样和鹤岗南山选煤厂煤进行验证性试验,发现水介流化床分选机对这些地区的煤样同样具有很好的分选效果,分选效率达 94.20% ,可能偏差为 0.09 。从而得出结论,水介流化床分选机具有推广的价值。

关键词:流化床;水介流化床分选机;数量效率;分选原理

Abstract

Based on the research of home and abroad coarse slime separation technology, the water medium fluidized separator (simplify as WMFS) was designed and made, which was established on the basis of TBS technology abroad. Then the forces of the particle and the changes of the fluidizing were analyzed. The separation principle of the WMFS was draw. Hence, the $\phi 60\text{mm}$ WMFS separation system and the technique flow of assess was designed and finished. When separating the coarse slime, 1~0.25mm in size, the velocity of the particles is well described by the empirical equation of Richardson and Zaki. The particle's shape was calculated as well as the forces were analyzed in the WMFS. The shape is influence to the settling velocity with the same ratio because of the indifferent roundness which was calculated by the Cospix SimplePCI. It was also found that the theoretical settling velocity and the experimental settling velocity possessed the relationship, which was $y=1.0852x-1.0466$. The formula of dynamics to the WMFS was present and obtained in the light force analysis of the particles.

An orthogonality form with three factors and three levels were designed after analyzing the different factors to influent the separation effect. Three factors were the interstitial water velocity, solids feed, and the depth of the feed pipe. The optimum technological parameters were established after experiment which was the interstitial water flow, 63ml/s; the depth of the feed pipe, 140mm; solids feed, 400g/L. Then the testing experiment was conducted to Shenyang Xima coal preparation plant and Hegang Nanshan coal preparation plant, the conclusion was that the separation efficiency was up to 94.20%, the probable error of 0.09, so the WMFS has the value to extend.

Key words: fluidized bed; water medium fluidized separator; separation efficiency; separation principle

黑龙江科技学院学位论文独创性声明

本人声明所呈交的学位论文是我个人在导师指导下进行的研究工作及取得的研究成果。尽我所知，除了文中特别加以标注和致谢的地方外，论文中不包含其他人已经发表或撰写过的研究成果，也不包含为获得黑龙江科技学院或其它教育机构的学位或证书而使用过的材料。与我一同工作的同志对本研究所做的任何贡献均已在论文中作了明确的说明并表示了谢意。

研究生签名：彭德强 日期：2007.6

黑龙江科技学院学位论文使用授权声明

黑龙江科技学院、中国科学技术信息研究所、国家图书馆有权保留本人所送交学位论文的复印件和电子文档，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文。本人电子文档的内容和纸质论文的内容相一致。除在保密期内的保密论文外，允许论文被查阅和借阅，可以公布（包括刊登）论文的全部或部分内容。论文的公布（包括刊登）授权黑龙江科技学院研究生处办理。

研究生签名：彭德强 导师签名：吕-波 日期：2007.6

第一章 绪论

1.1 选题的背景及意义

煤在采掘、转贮、运输过程中因氧化，使得煤表面官能团增多，表面电动电位增加，亲水能力增大，粘结性变差，致使煤的浮选性能变差，这就使得粗煤泥不能得到有效的分选。为了节约并合理利用资源，如何提高粗煤泥的分选效果成了一个亟待解决的问题。

为了获得最大的经济效益，在满足用户条件下，大多数选煤厂普遍采用提高精煤产率的方法来提高选煤厂的经济效益。从实际情况来看，粒度小于 $3mm$ 大于 $0.5mm$ 的粒级煤大多是采用重介分选法分选，而对于小于 $0.5mm$ 的煤则用浮选方法来进行分选。影响重介选矿发展的因素有很多，如重介质的种类，磁铁矿粉性质，功耗和设备磨损等。对于重介选矿现今普遍采用的重介质是磁铁矿粉，而从一直走俏的钢材市场来看，磁铁矿粉价格是制约重介选煤加工成本的一个重要因素。因此，节约磁铁矿粉成了重介选煤厂一个亟待解决的问题。对于小于 $0.5mm$ 的煤泥，现在大多是采用浮选的方法进行分选的，药剂制度和药剂价格成为制约其发展的一个的重要因素。本课题所研究的水介流化床分选机则是针对 $3\sim 0.25mm$ 粗煤泥进行分选的设备，该设备是利用上升水流速度和入料下降速度的不同产生的自生介质来进行分选的，无需加重质，节省了加重质的损耗；设备本身无运动部件，降低了功耗。用水介流化床分选技术来替代重介选矿对 $3\sim 0.5mm$ 粒级粗煤泥进行分选，可达到与重介选煤相当的分选效果，减少了磁铁矿粉的损耗，入料压力低。水介流化床分选机对分选 $0.5\sim 0.25mm$ 粒级煤泥可达到用浮选方法分选时所达到的分选效果。从上述两点分析来看开发水介流化床分选机是可行的。

由于水介流化床分选机在重选方面和浮选方面的部分替代作用，使得选煤工艺流程有了改变，而且是对生产工艺的一种巨大的改进。

1.2 分选煤泥的方法

1.2.1 跳汰分选法

跳汰法^[1]分选粗煤泥,是指用跳汰机分选粒度大于 0.5mm 的粗煤泥。跳汰选矿是指物料主要在垂直的变速介质流中,按密度差异进行分选的过程。被选物料给到跳汰机筛板上,形成一个密集的物质层,这个密集的物质层称为床层。在给料的同时,从跳汰机下部透过筛板周期地给入一个上下交替水流,物料在水流的作用下进行分选。首先,在上升水流的作用下,床层逐渐松散、悬浮,这时床层中的矿粒按照其本身的特性(矿粒的密度、粒度和形状)彼此作相对运动进行分层。上升水流结束后,在休止期(停止给入压缩空气)以及下降水流期间,床层逐渐紧密,并继续进行分层。待全部矿粒都沉降到筛面上以后,床层又恢复了紧密状态,这时大部分矿粒彼此间已失去了相对运动的可能性,分层作用几乎全部停止。只有那些极细的颗粒,尚可以穿过床层的缝隙继续向下运动(这种细粒的运动称作钻隙运动),并继续分层。下降水流结束后,分层暂告终止,至此完成一个周期的分层过程。经过多次重复后,分层逐渐完善。最后,密度低的矿粒集中在最上层,密度高的矿粒集中在最底层,从而分选出目的矿物。

1.2.2 重介法

重介法分选主要有立轮分选法、斜轮分选法、旋流器分选法、空气重介分选法等方法。分选粗煤泥主要是采用重介旋流器分选的方法。重介旋流器分选粗煤泥的过程如下:原矿和悬浮液的混合物以一定的压力由入料管沿切线方向给入旋流器的圆筒部分,形成强大的旋流。其中一股是沿着旋流器圆柱体和圆锥体内壁形成一个向下的外螺旋流;另一股是在围绕旋流器中心形成一个向上的内螺旋流,其轴心形成负压,实为空气柱。由于离心力的作用,高密度的物料甩向锥体内壁,并随部分悬浮液向下作螺旋运动,最后从底流口排出,形成尾矿;低密度物料在锥体中心,随内螺旋上升运动经溢流管进溢流室从切线方向的出口排出,形成精矿。煤炭科学研究

总院唐山分院刘峰^[2]对重介质旋流器分选粗煤泥做了研究，实验结果表明应当增加入料压力，强化作用于矿粒上的离心力和有效的分离速度，才能达到提高分选效果的目的。

1.2.3 浮选法

浮选法^[3]是常用的、也是经典的分选煤泥的方法。浮选过程是在气液固三相中完成的复杂的物理化学过程，疏水的有用矿物粘附在气泡上，亲水的脉石矿物留在水中，从而实现分离。大体分为四个过程（1）矿化气泡以一定的速度互相接触。（2）疏水矿粒在气泡上的粘着，形成矿化气泡。（3）矿化气泡升浮进入泡沫层。（4）精矿泡沫层的排出。

本节中所提到的这三种煤泥分选方法技术成熟，广泛应用于煤炭加工领域，有着举足轻重的作用。分选煤泥的方法还有以下几种。

1.2.4 其他方法

1.2.4.1 水介旋流器法

如图 1-1 所示典型的静态旋流器由圆筒和圆锥筒连结而成，包括溢流管、底流管、进料管等主要组成部件。

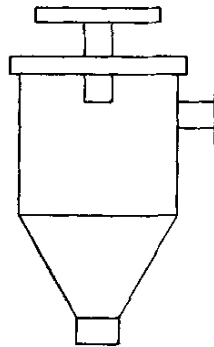


图 1-1 旋流器结构

悬浮液以较高的速度由进料管沿切线方向进入水力旋流器之后，由于受到外筒壁的限制，迫使液体做自上而下的旋转运动，通常将这种运动称为外旋流或下降旋流，外旋流中的固体颗粒受到离心力作用，如果密度大于四周液体的密度（这是大多数情况），它所

受的离心力就越大，一旦这个力大于因运动所产生的液体阻力，固体颗粒就会克服这一阻力而向器壁方向移动，与悬浮液分离。到达器壁附近的颗粒受到连续而来的液体的推动，沿器壁向下运动，到达底流口附近聚集而成为大大稠化的悬浮液，从底流口排出。而分离净化后的液体（当然其中还有一些细小的颗粒）旋转向下继续运动，进入圆锥段后旋液分离器的内径逐渐缩小，液体旋转速度加快。由于液体产生涡流运动时沿径向方向的压力分布不均，越接近轴线处越小而至轴线时趋近于零，成为低压区甚至为真空区，因而液体趋向于向轴线方向移动。同时，由于旋液分离器底流口大大缩小，液体无法迅速从底流口排出；而旋流腔顶盖中央的溢流口，由于处于低压区而使一部分液体向其移动，因而形成向上的旋转运动，而从溢流口排出。

1.2.4.2 螺旋分选法

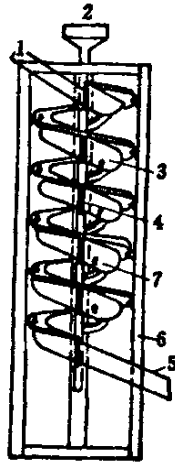


图 1-2 螺旋分选机

螺旋选矿机的主体工作部分是一个螺旋形溜槽。螺旋有 3~5 圈，用支架垂直地安装起来，如图 1-2。螺旋槽的断面为抛物线或椭圆形的一部分。槽底在纵向（沿矿浆流动方向）和横向（径向）均有相当的倾斜度。矿浆自上部给入后，在沿槽流动过程中发生分层。进入底层的重矿物颗粒趋于向槽的内缘运动，轻矿物则在快速的回转运动中被甩向外缘。于是密度不同的矿物即在槽的横向展开了分选带。沿内缘运动的重矿物通过排料管排出。由最上方的第 1~2 个排料管得到的重产物质量最高，以下产物质量依次降低。在槽的内缘

给入冲洗水，有助于提高精矿的质量。尾矿由槽的末端排出。

螺旋分选机作为粗煤泥的粗选设备，已取得了较好的分选效果。如良庄煤泥，入选煤泥灰分为 13.2%~19.0%，选后精煤灰分为 9.40%~11.90%，分选密度为 1.78g/cm^3 ，数量效率可达 86%~97%。可能偏差E值为 0.15，不完善度I值为 0.19，除硫率 18%~31%。分选粒度下限可达 0.1mm，每台处理能力为 5~5.5t/h。

1.2.4.3 摇床分选法

摇床选矿是在一个倾斜宽阔的床面上，借助床面的不对称往复运动和薄层斜面水流的作用，进行矿石分选的一种设备。摇床基本上是由床面、机架和传动机构三大部分组成的。其典型结构如图 1-3 所示。

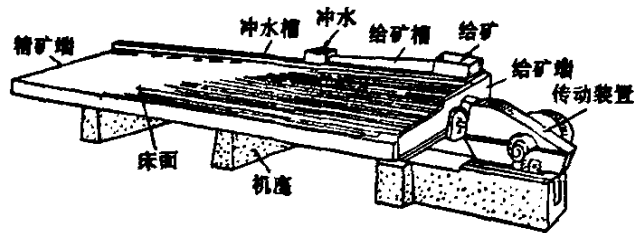


图 1-3 摇床

矿浆给到摇床表面上以后，矿粒群在床条沟内借摇动作用和水流冲洗作用产生松散和分层。不同密度和粒度矿粒沿床面的不同方向移动，分别自床面不同区间内排出。最先排出的是漂浮于水面的矿泥，然后依次是：粗粒轻矿粒、细粒轻矿粒、粗粒重矿粒、细粒重矿粒。

随着科技的发展，以及对分选理论认识的加深。新的选煤方法也随之出现，如下节所讲的流化床分选技术。

1.3 流化床应用研究

1.3.1 国内研究

1.3.1.1 国内流态化技术的发展情况

流态化技术自上世纪四十年代初石油流态化催化裂化工艺开发

成功以后，其研究成果受到普遍重视，目前已在化工、石油、能源和材料等行业得到广泛应用^[4]。由于流态化技术应用领域的不断扩展，加上其内在规律的复杂性及其自身的发展，在今后相当长的时期内，流态化技术仍将是活跃的研究领域之一^[5]。

1) 流态化在水力分级中的应用

流态化分级原理建立在流体力学基础上，是以流体为流化介质，根据颗粒混合物粗、细组分悬浮速度的差异进行分离的操作。俞志敏^[6]等研究了在流化塔内以水为流化介质，以一定范围的石英砂粉料作为颗粒物料进行相关的流态化分级操作，通过正交试验，探讨了操作速度(包括主流速度、侧流后速度)、加料量(即颗粒浓度)和原料中粗细配比对分级效果的影响，为流态化分级塔结构参数和工艺参数的选择提供初步的理论依据，证明了分级的可行性，同时分析了流化床分级的操作条件；并用极差R值来分析各因素水平对指标的影响，认为在各因素水平对指标的影响中流速是主要影响因素，而侧流后流速大小对塔顶的影响最为显著，即流速越大，颗粒带出越多。

2) 流态化在电厂水处理中的应用^[7]，利用上升水流的分散作用，使沉淀分离后的水上升进入斜管沉淀区，通过斜管通道时，水由直流上升改变为斜向上升，降低流速，促使水中小颗粒絮凝体在斜管中沉淀、聚集增大，并回落到沉淀区沉淀分离。水通过斜管沉淀区后继续上升流入澄清区使水中质量较大的颗粒固形物继续下沉，上层水进一步澄清后继续上升。水中剩余的细、小、轻絮凝体，藻类悬浮物或密度接近于水的悬浮固形物及剩余的油类，则与水一起经加速导流器加速，快速进入浮选区。由气化水发生器供给饱和气化水，通过气化水分流器和释放器在浮选区内均匀释放出雾状饱和气化水，它们在浮选区内经气力搅拌混合后形成微细气泡，水中的剩余絮凝体、藻类悬浮物、悬浮固形物和油类等与微细气泡充分接触，被气泡静电吸附逐渐增大，并在气泡的浮力顶托下迅速浮出水面形成浮渣。浮渣由顶部刮渣机通过刮渣板刮入浮渣收集槽并经排渣管排出。浮选区经浮选后的清水由集水管收集后经液位调水箱的排水管排出，从而完成对污水的处理。

3) 流态化在浸出过程中的应用。流态化浸出是利用液固流态化理论而实现的湿法冶金新工艺。实践证明，该工艺明显优于传统工

艺,并且近年来已进一步发展为三相流态化浸出。钟积龙,苏鹏持^[8]等针对三相流态化在流态化后出现的床层起伏不定床高很难确定,而且上稀下浓的现象,对体系的气流速度与压降、液固比、固体密度与临界流态化速度、气流速度、粒度等因素与气含率的关系作了考察。得出要想获得较为理想的浸出结果,必须采用较低的液固比使床层矿浆气含率增大,气泡所带矿浆上升能力加大,有利于固体颗粒的均匀悬浮,增强固体与液体之间相对运动速度,则可强化固体中的溶质溶出。这也就体现了三相流态化,可在远远低于机械搅拌的矿浆液固比,或液固两相流态化的矿浆液固比下进行操作的优点。

4) 磁场流态化方面。朱庆山,李洪钟^[9]在磁场流态化方面综述了一种新型的流——固相处理技术——磁场流态化技术的基础研究和应用。并在粉体输送、稀有矿物分离、废气除尘和强化化学反应等应用领域作了重点介绍。磁场流态化可以方便地应用于磁性粉体的输送。用磁控流化床分离磁性物质和非磁性物质,例如可以用磁控流化床进行选矿,因为稀有金属矿物,按其磁性基本上属于弱磁性或无磁性的矿物,矿物组成对其磁性有显著的影响,可以用高梯度的磁场磁选稀有矿石。有研究用磁场选矿能使 Nb_2O_3 和稀土元素的回收率提高3%~5%。

1.3.1.2 国内流化床的发展情况

流态化床可分为两大类,即流化床和喷动床。其中流化床随着气速的增加依次出现固定床、散式床、鼓泡床^[10]、节涌床、湍动床、快速流化床和气力输送等床型;喷动床则会出现固定床、鼓泡床、喷动床、喷动流化床^[11]和腾涌床等床型^[12]。

1.3.1.2.1 气固流化床的应用

气固流化床分选的基本原理^[5]:气固流化床分离(选)矿物可分为两类:一类是根据两种颗粒的粒度差别进行分离。其原理是:粒度大的块状物不参与流态化,而粒度小的粉状物能够流态化,不参与流态化的大颗粒沉在床底,能够流态化的小颗粒流态化后不断溢出床面,从而达到了分离的目的。另一类的研究就是气固流化床对矿物的分选。其原理是以微细颗粒作为固相加重质,形成具有一定密度的流化床层,不同密度组成的被分离矿物进入流化床层(即分离介质)后按床层密度分层,轻者上浮,重者下沉,从而实现气固流化床对

矿物的分选，去除杂物，回收有用矿物。

不同密度的物体在均质流体中因受到流体的净浮力作用而产生运动，同时受到流体阻力的作用，最终按流体密度分层分离。由于气固流化床属聚式流化床，床层内压力及密度有一定的不均匀性，因此要实现被分选矿物按流化床密度分离，就要求被分选矿物的粒度大于固相颗粒的粒度，使得被选矿物受到流化床密度的净浮力作用占主导，并且克服床层介质阻力及固相颗粒返混产生的曳力作用而分层。矿物在流化床的分离除由床层密度的均匀稳定性决定外，还受床层内气泡行为、宏观返混引起的曳力等因素影响，因此气固流化床分选研究涉及床层密度均匀稳定性、固相加重质颗粒物性、气泡控制、分选机理及设备结构等问题，是化工学科与矿物加工学科交叉领域的研究课题。

1984年，中国矿业大学陈清如院士开始对空气重介流化床^[13]中流态化技术进行研究，1989年完成工业系统的研究和建设，1994年第一次将其投入生产应用。其分选过程是：经筛分后的50~6mm粒级块状物料与加重质同时分别从入口加入分选机中，来自风包的具有一定速度的有压气体经底部空气室和气体布风板后均匀作用于加重质而发生流化作用。在一定的工艺条件下，形成具有一定密度的比较稳定的气—固流化床，物料在此流化床中按密度分层，轻物上浮，重物下沉。分层后的轻物料从排煤端排出，重产物从排矸端排出。排出的轻重产物分别经脱介筛脱介后成合格产品送入产品仓。

1.3.1.2.2 流化床在其他方面的应用

1) 流化床制粒中用不同淀粉作为片剂和胶囊的填充剂、粘合剂、崩解剂^[14]。

2) 流化床在处理三废中的应用。

生物流化床反应器以它良好的三相混合特性均匀的相间接触、高速的氧传递速率及高效的反应能力等优点，倍受国内外学者的重视。国外在20世纪70年代末开始应用生物流化床反应器处理污水。近几年中国轻工总会环境保护研究所等单位不仅把生物流化床技术应用于轻工行业污水处理领域^[15]，而且也包括了对印染^[16]、炼油^[17]、制药^[18]等的废水处理。

生物流化床技术^[19]是使废水通过处于流化状态并附着生长生物膜的颗粒床，使废水中的基质在床内同均匀分散的生物膜接触而得

到降解去除。生物流化床反应器具有容积负荷高、传质速度快、抗冲击能力强、占地面积小、运行稳定等优点。因此其应用于废水处理中相当广泛,包括用于石化废水回收利用^[20],洗涤厂中的废水利用^[21]。生物流化床中的三相生物流化床在废水处理中的工作原理,是含有一定数量阴离子表面活性剂的废水流进污水处理系统前,经格栅并除去大量漂浮物、隔油池除去油类物质,然后在混合池充分沉淀混合后流入调节池。调节池中有大量的营养物及活性污泥,经充分搅拌曝气,有机物被生物氧化降解后进入厌氧池。在厌氧池难降解的有机物转化为好氧消化的小分子有机物,有部分LAS水解,同时厌氧池中上层溶液进入吸附式生物流化床,由于流化床处理池内有表面积大、孔隙率高及吸附能力强的活性炭作载体,未降解的LAS在好氧槽中暂时被吸附,保持72 h以上,确保在一定的冲击负荷下,系统能保持正常运行效果。

3) 流化床脱硫除尘技术^[22]是将气—液—固流化技术应用于烟气净化,采用液碱—石灰湿式洗涤法,将烟气的消烟、脱硫和除尘过程在流化床一体设备中同时完成。其关键部件为流化床式布风板。流化床脱硫除尘技术以碱液作为吸收液,以石灰作为脱硫剂,保证SO₂被稳定吸收和脱除。投入使用时,在循环水中加入少量碱液,不断加入石灰乳,使循环水的PH值控制在7~9,达到最好的脱硫效果。

4) 流化床在冷却除尘中的应用^[23,24,25]。在尿素生产过程中,流化床作为冷却除尘装置,其工作原理是利用空气动力学原理,通过鼓风机、引风机的气流作用使尿素在流化床中剧烈沸腾,在快速降温的同时把尿素中的粉尘不断吸入除尘器中进行分离,冷却后的尿素进入振动筛筛分,从而达到成品尿素降温、除尘、粒度合格的效果。从而达到无细粉,颗粒均匀,表面更白,尿素成品无氨味,不刺鼻的效果。

1.3.1.2.3 流化床应用理论研究

对于流化床的应用理论研究,四川大学李晓祥^[26]博士论文中运用人工神经网络和混沌理论来进行研究,并提出了气固循环流化床中气固流动的人工神经网络模型。该模型可以较好地模拟和预测气固循环流化床气固流动动力学。可实现全床层(包括床层顶部稀相区、床层中部、床层底部密相区)轴向及径向动力学行为的模拟和预测,是一个比较全面的整体模型,而且使用方便,具有重要的实

用意义。李晓祥将混沌理论中的重构相空间法与人工神经网络结合，建立了混沌时间序列预测模型。可有效用于气固循环流化床局部颗粒浓度^[28]波动时间序列信号的短期预测。由于该预测模型获得了系统演化的动力学特征，而传统人工网络预测采用的是纯数学的拟合。因此优于人工网络预测模型。预测结果表明循环流化床的颗粒浓度波动信号只能被短期预测，其长期行为是不可预测的。并下得结论，气固流化床系统是一混沌系统。

1.3.1.3 干扰床分选机的研究

以水为介质的流态化选煤技术在国内研究起步较晚。中国矿业大学刘文礼等人对于干扰床分选进行了初步研究，用自行设计的10cm×20cm的干扰床分选机进行了探索性试验。赵宏霞对1.25~0.8mm的粗煤泥进行了分选，实际分选密度为1.562g/cm³，可能偏差为0.094。试验结果表明干扰床分选机能够对1.25~0.8mm粗煤泥实现分选，并且分选效果较好。陈子彤^[27]，刘文礼等对于干扰床分选机工作原理及分选理论基础也进行了研究，提出粗煤泥分选时的自由沉降速度用阿连公式较为合适，计算了不同粒度、密度级别颗粒的干扰沉降速度。

1.3.2 国外研究

1.3.2.1 国外对流态化颗粒模型的研究

K.P.Galvin^[29,30]在用TBS做实验分析流化床流态时，提出在流化床中计算不同粒度不同密度颗粒时，其滑移速度用下面公式计算：

$$v_i = v_u \left(1 - \frac{dP/dH}{(\rho_i - \rho)g} \right)^{n_i-1} \quad (1.1)$$

式中

v_u ——颗粒在无界流中的沉降末速；

P ——颗粒所受的压力；

H ——柱体的高度；

n_i ——指数。

Terence N.Smith^[31]在沉降速度模型中通过对单个球形颗粒在缓慢流中的受力分析及沉降过程中不规则颗粒间的相互作用提出了一种新的模型，对于研究在流化床中的颗粒的运动提出了一种新的方

法。

1.3.2.2 水介流化床分选机在国外的应用研究情况

澳大利亚斯托福特 (Stratfords) 选煤厂^[32]于 1997 年安装了一台 $\phi 2.1$ 的斯托克斯水介流化床分选机, 用于主洗螺旋分选机产品的再洗, TBS 的产品灰分由入料的 15% 降至 11%, 再经脱泥与脱水, 灰分降到 10%。投产后不久, 便达到了工艺设计指标。随后的最佳化试验表明, 这种设备在分选 +0.35mm 级粗煤泥时能达到较低的分选密度和 Ep 值 (分别为 1.43 和 0.10)。

R.Q.Honaker^[33]等在利用充气和不充气两种水介流化床分选机做分选澳大利亚煤样时, 发现不充气水介流化床分选机能够对 $1000 \times 150 \mu\text{m}$ 粒级煤矸石进行有效分选并使得煤样灰分含量从 22% 降到 10% 以下, 可燃体回收率达到 80% 以上。分选细颗粒物料时分选密度最低可达 1.40, Ep 值在 0.03~0.1, 并且证明了随着分选密度增加, 分选效率降低。在处理 <1mm 的浮选尾煤时, 充气式水介流化床分选机的分选效率提高了 10%~15%。

Heiskanen^[34]于 1993 年将其用于 0.8~0.074mm 的粗煤泥分选^[35]时, 结果发现只要入料粒度在合适的范围内, 水介流化床分选机能取得较好的分选效果。

R.Drummond^[36]对澳大利亚安装的第四代 TBS 进行了总结, 指出 TBS 技术在处理 3~0.25mm 粒级物料所具有的优势已得到越来越多的认可, 它的分选密度可小于 1.60 g/cm^3 并且 TBS 技术可以应用到很多方面, 包括在新建厂处理原煤, 或扫选粗粒尾矿。R.Drummond 指出, TBS 技术是分选细粒级煤的一种经济有效方法。

K.P.Galvin^[37]通过对不同组分的 2~0.375mm 入料矿浆的研究, 对比了粗煤泥在自生介质以及加入重介质时流化床的不同分选效果^[38,39], 认为通过增加悬浮液的密度可提高 TBS 的分选性能, 如果加重质和煤粒的沉降速度接近的时候, 应当尽量降低上升水流流速, 才能取得较好的分选效果。并在文后附了单个颗粒及粒群沉降末速的计算方法, 这对于研究水介流化床分选机具有借鉴意义。

流化床已经在水力分级、处理废水、选煤、化工、石油、能源和材料等行业得到广泛应用。

1.4 课题来源

本课题是在黑龙江省普通高校高等学校骨干教师创新能力资助计划项目《氧化煤浮选的机理研究》基础上，对粗煤泥性质的进一步研究。并在研究粗煤泥性质的基础上，研制了一种新型分选粗煤泥的设备——水介流化床分选机。

1.5 课题研究内容

在研究粗煤泥的工艺性质基础上，探讨在水介流化床分选机内煤的粒度、形状对分选效果的影响，分析颗粒沉降速度、上升水流速度、水流流态等与分选效果的内在联系，建立动力学方程，从而指导水介流化床分选机结构参数的优化，完成水介流化床分选机的研发工作。

1.6 本章小结

对于粗煤泥的分选有多种方法，如重选法、浮选法、跳汰法、螺旋分选法等，这几种方法在分选粗煤泥时都有各自的优点，因而在分选行业中得到了大量应用，但是每一种分选方法或多或少的带有缺点，在研究对比了国内外不同分选方法的基础上针对粗煤泥的特性提出了一种分选粗煤泥的分选设备——水介流化床分选机。

本章在研究了流化床应用的基础上，使之应用于选煤行业，而且对国外的 TBS 技术进行了研究，通过借鉴他们研究的流态化模型以及颗粒沉降方程建立了适合于我国煤炭资源的流态化分选技术。

第二章 试样、试验系统及测试方法

2.1 试样

2.1.1 试样来源

试样分别取自于黑龙江省七台河新兴选煤厂、黑龙江省鹤岗市南山选煤厂以及辽宁省沈阳市西马选煤厂煤样。通过煤样分析可知,三种煤样代表了易选煤和中等可选煤,这有利于验证水介流化床分选机具有普遍适用性。

2.1.2 煤样性质

2.1.2.1 煤样的工业分析和元素分析

试验煤样采制于黑龙江省七台河市新兴选煤厂,经过筛分后在 $1\sim 0.25\text{mm}$ 粒度范围内,煤样的灰分为 $A_{ad}=28.8\%$ 。煤样的工业分析和元素分析见表 2.1 和表 2.2。

表 2.1 七台河市新兴选煤厂煤样工业分析(%)

煤样	M_{ad}	V_{daf}	A_{ad}	C
七台河新兴煤	2.97	13.00	29.33	79.65

表 2.2 煤样的元素分析(%)

煤样	H	N	O	S_T
七台河新兴煤	5.37	1.38	14.21	0.38

2.1.2.2 煤样的粒度组成

以黑龙江省七台河市新兴选煤厂煤样为例,根据 MT58-93 标准利用标准筛把矿样分成 $1\sim 0.823\text{mm}$ 、 $0.823\sim 0.6\text{mm}$ 、 $0.6\sim 0.5\text{mm}$ 、

0.5~0.355mm、0.355~0.25mm、0.25~0.2mm、0.2~0.15mm 七个粒度级。煤样筛分结果见表 2.3。

由表 2.3 可以看出新兴选煤厂煤样粒度主要集中在 0.823~0.6mm。该粒级占总粒级的 41.35%，且此粒级范围内煤的灰分相对于其他粒度范围内煤粒灰分也比较低。

表 2.3 新兴选煤厂 1~0.25mm 煤样筛分结果表

粒级 /mm	产率 /%	灰分 /%	累计产率 /%	累计灰分 /%
1~0.823	2.68	33.44	2.68	33.44
0.823~0.6	41.35	25.72	44.03	26.19
0.6~0.5	12.12	29.30	56.15	26.86
0.5~0.355	5.45	23.19	61.61	26.54
0.355~0.25	16.33	30.12	77.94	27.29
0.25~0.2	4.75	27.23	82.69	27.28
0.2~0.15	17.31	31.35	100.00	27.99
合计	100.00	27.99		

2.1.2.3 煤样的密度组成

表 2.4 新兴选煤厂煤样 1~0.25mm 浮沉试验综合表

密度级 / g·cm ⁻³	产率 /%	灰分 /%	浮物累计		沉物累计		分选密度±0.1	
			产率 /%	灰分 /%	产率 /%	灰分 /%	密度 /g·cm ⁻³	产率 /%
<1.3	44.54	4.74	44.54	4.74	100.00	28.55	1.30	58.91
1.3~1.4	14.37	16.66	58.91	7.64	55.46	47.68	1.40	23.94
1.4~1.5	9.57	27.38	68.48	10.40	41.09	58.53	1.50	15.13
1.5~1.6	5.56	38.95	74.04	12.55	31.52	67.99	1.60	8.72
1.6~1.8	6.32	52.30	80.36	15.67	25.96	74.21	1.70	19.64
>1.8	19.64	81.26	100.00	28.55	19.64	81.26		
合计	100.00	28.55						

将黑龙江省七台河市新兴选煤厂煤样根据 MT57-81《煤泥（粉）

浮沉试验方法》的规定把矿样进行浮沉，分成<1.3、1.3~1.4、1.4~1.5、1.5~1.6、1.6~1.8、>1.8 六个密度级别，其浮沉组成见表 2.4。

由表 2.4 可以看出新兴选煤厂 1~0.25mm 煤样密度小于 1.5 的产率占 68.48%。当产率为 68.48%时煤样的灰分为 10.40%，与产品要求煤样灰分 10%相差一个灰分级，因此分选密度控制在 1.5 左右。

2.1.2.4 煤样的可选性

根据浮沉试验综合表 2.4 绘制可选性曲线图 2-1。当既定灰分为 10%时，由可选性曲线图 2-1 可查得理论产率为 67.18%。此时理论分选密度为 1.48g/cm³。

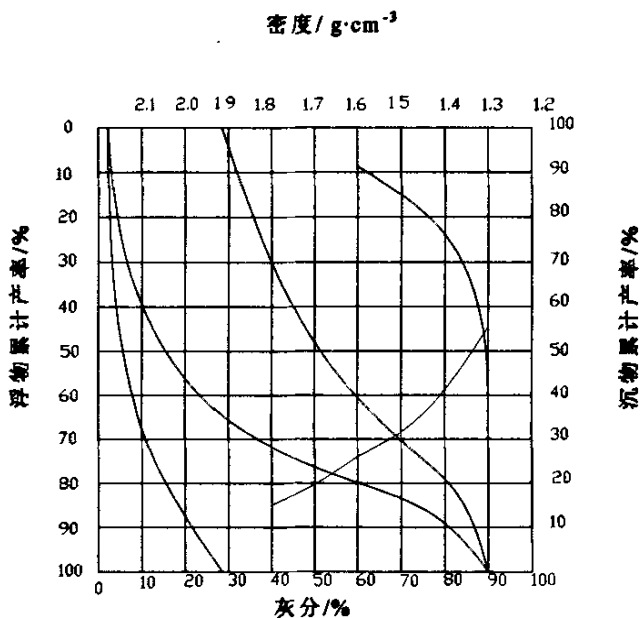


图 2-1 新兴选煤厂 1~0.25mm 煤样可选性曲线

2.2 试验系统

2.2.1 水介流化床分选机分选系统

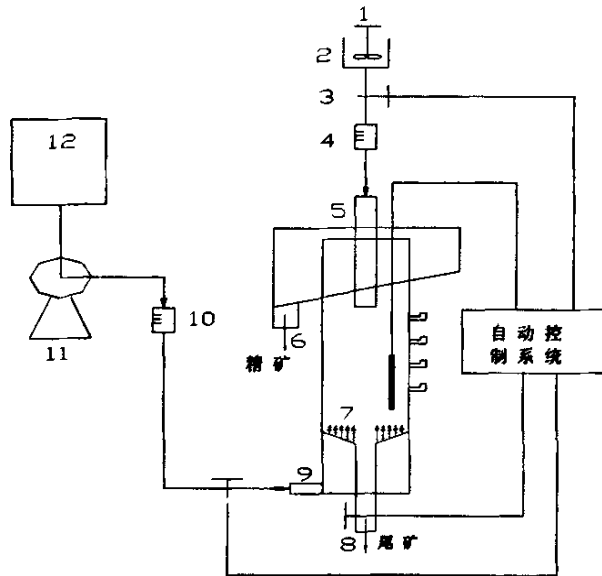


图 2-2 水介流化床分选机系统图

- 1 搅拌器 2 入料桶 3 阀门 4 流量计 5 入料管 6 精矿槽 7 上升水流 8 尾矿口
9 上升水流入口 10 流量计 11 入料泵 12 水箱

根据水介流化床分选机的工作原理，设计制造了 $\phi 60mm$ 、 $\phi 200mm$ 实验室型水介流化床分选机及连续分选实验系统。实验室用 $\phi 60mm$ 水介流化床分选机为小规格分选机，主要用于清水条件下的现象观测，也可进行分选的预先条件实验； $\phi 200mm$ 大规格分选机主要用于连续分选试验与物料分选的可行性研究。实验室连续实验系统主要有搅拌系统、分选系统、自动控制系统等系统构成。图 2-2 显示了水介流化床分选系统图。图 2-3 则显示了水介流化床分选系统实物图。

实验室用分选连续系统的作用包括：

1) 通过实验室型分选机的基本性能测试来验证水介流化床分选机的基本设计思想，确定水介流化床分选机的基本结构形式。

- 2) 各类物料分选的可行性研究。
- 3) 水介流化床分选机的分选机理及其结构形式的完善研究。

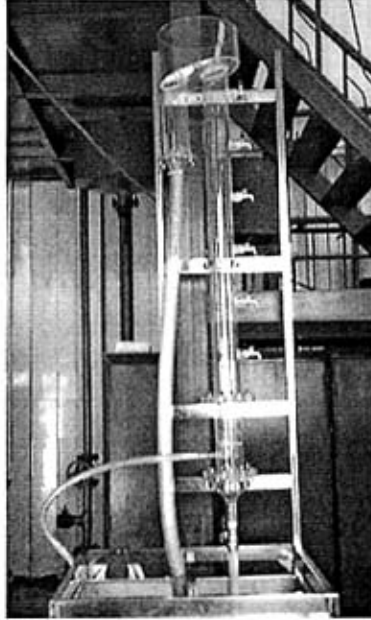


图 2-3 水介流化床分选机实物图

2.2.2 试验工艺流程

本研究所采用的试验方法工艺流程如图 2-4 所示。

根据图 2-4 要求，本研究需做如下实验：煤样分选试验；分选效果测定试验

2.2.3 煤样分选试验

如图 2-2 中所示，将搅拌均匀的单一煤样由入料管给入水介流化床分选机；控制矿浆入料速度和上升水流的速度，使某一密度级粗煤泥在分选区形成一个稳定的介质层，最终使得粗煤泥在该介质层内进行分选，从而达到有效的分选效果。

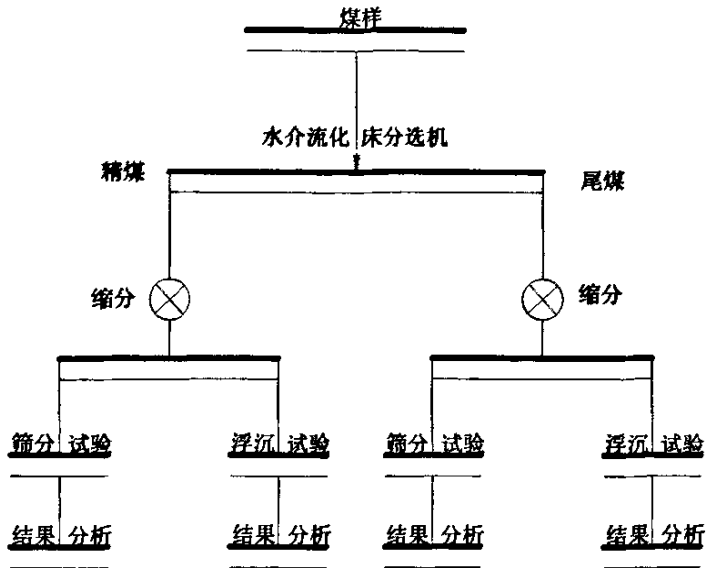


图2-4 试验工艺流程图

2.2.4 分选效果试验

将分选得到的精煤样和尾煤样烘干并进行化验分析。通过小浮沉试验数据画分配曲线，得到其中的一个评定指标 E_p ；然后综合可选题曲线，并计算得到另一个评定指标 η 。对精煤和尾煤分别进行筛分从而分析粒度对分选效果的影响。

2.3 试验方法

评定水介流化床分选机分选效果好坏的指标是可能偏差和分选效率；对每一次分选试验来说最直接最直观的评价数据则是灰分。为了评定水介流化床分选机的分选效果好坏，需要对分选出的煤灰分进行测定。

2.3.1 灰分测试

煤的灰分就是煤在一定温度下经燃烧后剩下的不燃烧的残渣。灰分量随燃烧温度及其他条件而有所改变。由于灰分大部分是煤中

各种矿物质经灼烧后所生成的，因此，通常只能叫做煤的灰分产率，而不能叫做煤的灰分含量。煤中矿物经灼烧后，产生了一系列的氧化、分解和化合等复杂反应，因此，灰分的组成和重量与原矿物质有所不同，往往灰分产率低于原来煤中的矿物质含量。煤炭灰分产率的高低不仅能决定煤的燃烧热值和燃烧性能，而且更可根据灰分来判断勘探区煤田的开采价值。灰分产率也是炼焦、加氢、低温干馏及制电极等化工用煤的重要指标之一；有时还可根据灰分的颜色初步判断这种煤的灰熔点及煤中黄铁矿硫的含量。

1) 煤的缓慢灰化法

煤的缓慢灰化法^[45]的要点是将试样放入逐渐加热的马弗炉内慢慢灰化，并且在 800°C ($\pm 25^{\circ}\text{C}$) 使灰分残渣烧到恒量。测定步骤如下：

称取粉碎到 0.2mm 以下的空气干燥样 $1\pm 0.1\text{g}$ (精确到 0.0002g)，放于灰皿中。将盘子同速将煤样送入冷的或温度不超过 $250\sim 300^{\circ}\text{C}$ 的马弗炉内。将马球弗炉加热到 800°C ($\pm 25^{\circ}\text{C}$)，并在这个温度下关闭马弗炉使煤样灼烧。灰分小于 40% 的煤样灼烧 1h；灰分大于 40% 的灼烧 1.5h；碳酸盐含量较高的煤样约须灼烧 2h。

灼烧灰皿时，须将盘子放在马弗炉的完全烘热部分。自马弗炉中取出的灰皿先在空气中冷却 5min，然后再放入干燥器中冷到室温，然后立即称重。

将盛有灰分的灰皿进行半小时的检查性灼烧，直到重量的变化小于 0.001g 时为止。

2) 快速测灰法

测定步骤如下：

将马弗炉加热到 850°C ，然后打开炉子的前门，并将瓷制的或金属制的薄板放在前壁上（薄板的宽度等于炉子的工作空间的宽度，长度为 $200\sim 250\text{mm}$ ）。将部分装有粉碎到 0.2mm 以下的空气干燥煤样 $1\pm 0.1\text{g}$ (精确到 0.0002g) 的灰皿分为 3, 4 排放在薄板上，其中的第一排放在炉子旁边。5min 后，以每分钟 2mm 的速度逐渐把灰皿一排接着一排地放到炉中的完全灼烧部分。

将装有试样的灰皿全部放入到马弗炉以后，关闭炉门并使之在 $800\pm 25^{\circ}\text{C}$ 的温度下灼烧 40min。从炉中取出装有灰分的灰皿，先放在空气中冷却 5min，然后再放到干燥器中冷却到室温，以后立即称重。

将盛有灰分的灰皿进行 20min 的检查性灼烧，使其重量变化不超过 0.01g 为止。灰分残渣重量占试样重量的百分数即为所求的分析试样的灰分产率。

2.3.2 粗煤泥浮沉试验

粗煤泥浮沉试验^[45]的步骤如下

1) 试验开始前，首先校测各密度级标准重液的密度；并在恒温箱中烘干滤纸，取出后放入干燥器中冷却，然后分析天平称量滤纸，并将滤纸重量写在滤纸外边上。

2) 称量空气干燥状态煤样 4 份，每份 15g，分别倒入 4 只玻璃离心管中，加入少许密度为 1.300 的重液，用玻璃棒充分搅拌，使煤样完全润湿，然后按比例倒入同一密度的重液，边倒边搅拌，同时冲洗玻璃棒及离心管壁上的煤粒，直至液面的高度约为离心管高度的 85% 为止。

3) 将相互对称的 4 个（1，2，3，4 号，其中 1，3；2，4 分别对称）离心管连同金属套管和煤浆重液，按对称位置分两批，每批把 1，3（或 2，4）分别放在托盘天平两边平衡重量，在较轻的一端倒入相应的重液，直到两边的重量相等。然后，分别置于离心机的对称位置上。

4) 起动离心机，使转速平稳上升，达到要求的转速时，开始计时。

5) 达到分离时间后，切断离心机电源，让其自行停止。当离心机停稳后，打开盖子，小心取出离心管置于离心架上。

6) 将预先称量的滤纸，在外侧边上写上产物编号及名称，然后，将滤纸交叉叠成三角形，放在长颈漏斗中，并在通风橱内将其固定在漏斗架上，下面放置收集重液的烧杯，做好浮沉产物分离及重液回收的准备工作。

7) 分离浮沉产物时，先用玻璃棒沿离心管拨动浮物的表面，然后仔细又迅速地将浮物倒入长颈漏斗的滤纸中，用滴管冲净并用毛笔刷净管壁上粘的浮物，但切忌将沉物冲下。

8) 在存有沉物的离心管内，加入密度 1.400 的重液，按上述 2 至 7 的操作顺序，分离 1.400 密度的浮沉产物。以此类推，直至加入

密度为 1.800 的重液为止。

9) 最后将离心管中密度大于 1.800 的沉物, 用重液冲入准备好的长颈漏斗过滤。

10) 将浮沉产物连同滤纸从漏斗上取下, 放入方盘中并在通风橱内风干。

11) 将已风干的产物连同滤纸, 在分析天平上称重, 记录其重量。

12) 对各产物依次制样, 化验。

2.4 试验仪器

2.4.1 水介流化床分选机

用于试验的主试验仪器水介流化床分选机的结构参数如下: 直径 60mm, 高度 1400mm; 分设三个不同高度的入料管, 分别为 600mm, 270mm, 140mm。

2.4.2 控制识别系统及评定指标分析设备

2.4.2.1 控制识别系统

1) 计算机

图像处理具有数据量大、运算时间长、储存量大等特点, 在建立计算机图像识别系统时应选择处理速度快、显示器分辨率高、性能优良的硬件配置。这样有利于提高系统处理精度和处理速度。

本系统选用 DELL 公司生产的 Petium(R)4 计算机完成系统的信息处理任务, 其主频为 2.8GHz, 硬盘容量为 80G, 内存 256MB, 长城 17 纯平显示器。

2) 图像采集卡

SDK3000 卡是一款可以进行系统开发的高品质 PCI 视频卡, 可以实现 Visual Basic、Visual C++和 Delphi 等多种编程语言开发, SDK 中包含 DLL 动态库, 通过 SDK 控制图像的输入端口输入彩色视频信号。SDK3000 支持多制式的视频源(PAL、NTFS、ECAM 制), SDK3000

产品特点是:

- ① 提供 Preview 方式的视频预览;
- ② 提供 YUY2 格式枚举压缩和设置压缩方式;
- ③ 允许用户设置视频输出的尺寸;
- ④ 允许用户设置视频源属性: 亮度、对比度、饱和度、色度;
- ⑤ 视频源设置制式;
- ⑥ 实现图像采集卡帧率大小的设置, 可以采集单帧、连续帧(最大设置 30 帧/秒)。

3) CCD 摄像机

本课题采用 JVC TK—C1381 型摄像头, 技术性能如下:

- ① 图像传感器 1/2 英寸隔行变换 CCD;
- ② 像素 440,000 像素[752(H)×582(V)];
- ③ 水平扫描 15.625kHz(H);
- ④ 垂直扫描 50.0Hz(V);
- ⑤ 水平分辨率 470 线(H);
- ⑥ 动态范围 48dB;
- ⑦ 最小照度 0.95 lx (25%, F1.2, AGC"18dB");
- ⑧ 电源与功耗 AC230V~50/60Hz, 60mA;
- ⑨ 环境温度 -10 到 50℃;
- ⑩ 重量及尺寸 880 克、67(H)×70(W)×159(D)。

2.4.2.2 颗粒图像视觉系统软件

本论文采用美国 Cospix SimplePCI 图像分析软件, 软件系统适用于医学、生物、工业等领域的专业图像处理系统, SimplePCI 软件具有灵活性强、快速处理图像的特点。

1) 图像获取

- ① 软件支持 TWAIN 的输入设备标准 (如数字化 CCD, Cooled CCD, 扫描仪等), 直接控制获取图像;
- ② 软件支持 50 多种图像格式, TIF, JPG, BMP, PCX, PSD 等, 支持动态图像模式 AVI 文件;
- ③ 可通过大量图像序列创建 AVI 动态文件序列;
- ④ 能将拍摄的多张图像制成 AVI 文件或蒙太奇(Montage)可显示动态过程与输出存盘;

⑤ 能从剖面图像序列重建 3D 图像，揭示各层面的空间位置。

2) 图像浏览

内建图像浏览器，可对图像文件夹进行直接浏览查找图像。

3) 图像说明

可在图像中插入文字，箭头，标尺和说明性材料等描述以散点图的形式观察同一位置不同分量的情况。

4) 图像识别

① 提供多种自动分割物体方式和手动分割物体方式，能进行复杂的灰度和色彩的图像分割；

② 提供点、线、面等多种参数进行自动识别，能对特定参数进行图像物体过滤处理。

5) 数据处理

内建电子表格编辑器，测量数据可直接在电子表格上进行数据处理，也可以直接导出数据到 Excel；

② 分析测量数据结果可集成数据库中与图像一起储存，可快速查找或打印图片与数据复检。

6) 图像分析测量

① 功能强大的精确数据分析功能，软件提供大小、形状、密度和位置测量四大类，150 多个测量参数可供选择，如目标的面积、周长、密度、体积、圆形度、扭曲度、吸光度、平均灰度等参数。并提供内建公式编辑器，用以自定义测量参数，满足特殊参数测量需求；

② 自动对目标图像进行计数测量、统计测量、显示每个测量目标的各项测量参数，数据与原图目标一一对应定位显示；

③ 测量数据可以以列表、统计图和柱状图的方式呈现分析结果，并可选择统计图形以 2 维、3 维图形来呈现数据，并可输出存盘打印。

2.4.3 其他设备

小浮沉设备采用北京医用离心机厂生产的 LD5-10 型低速离心

机。

小筛分采用 MT58-93 标准规定的标准套筛，进行干法筛分。设备为标准振筛机，型号 KER-2000B，镇江市科瑞制样设备有限公司出产。

2.5 分选效果技术指标

2.5.1 可能偏差与不完善度

可能偏差和不完善度^[1]是国际评定重选作业效率的通用标准。可能偏差E值按式(2.1)计算：

$$E = \frac{1}{2}(\delta_{75} - \delta_{25}) \quad (2.1)$$

式中 E——可能偏差（评定方法规定，数值取到小数点后第三位）。

不完善度 I 值按式(2.2)计算

$$I = \frac{E}{\delta_p - 1} \quad (2.2)$$

式中 I——不完善度（评定方法规定，数值取到小数点后第三位。而且只用于评定水介质重选设备）

2.5.2 数量效率

数量效率指标是一种相对效率。它是指灰分相同时，精煤实际产率和理论产率的比值。是生产、技术管理中的一个重要指标。但该指标的试验与计算工作量均较大，不能及时指导生产。数量效率按下式计算：

$$\eta_1 = \frac{\gamma_1}{\gamma_{10}} \times 100\% \quad (2.3)$$

式中

η_1 ——数量效率，计算精度取到小数点第一位；

γ_1 ——精煤产率(%)；

γ_{10} ——精煤理论产率，即原煤中与精煤质量（灰分）相同时的浮煤量(%)。

精煤理论产率可以从原煤可选性曲线上求出。数量效率和可能偏差一样，是使用较多的一个指标。

2.6 本章小结

本章介绍了试样的来源，试验系统，试验方法及试验评定系统。本实验试样来源于黑龙江省七台河市新兴选煤厂，鹤岗市南山选煤厂以及辽宁沈阳市西马选煤厂。以黑龙江省七台河市新兴选煤厂煤样为基础作了一系列试验，如工业分析、元素分析，小浮沉试验、小筛分试验等，对煤样的物理性质和化学性质作了研究，为水介流化床分选提供分析资料。针对黑龙江省七台河市新兴选煤厂 1~0.25mm 煤样进行了详细分析。通过试验分析了煤样的粒度组成、密度组成并绘制了可选性曲线，根据产品要求确定了煤样灰分为 10%，并得到理论分选密度为 1.48。

试验系统部分详细介绍了水介流化床分选系统、试验方法以及控制识别系统。对水介流化床分选试验、灰分测定试验、粗煤泥浮沉试验进行了详细说明。随之介绍了评价指标可能偏差和数量效率的计算方法。

第三章 颗粒在水介流化床分选机中的运动

3.1 单颗粒在介质中的受力分析

煤颗粒在水介流化床分选机中运动时，以向上运动的煤颗粒为研究对象，对其进行受力分析，受力见图 3-1。煤颗粒所受的力为重力 G_0 、浮力 $P_{浮}$ 和阻力 R_A 。



图 3-1 单颗粒受力分析图

3.1.1 煤颗粒在介质中所受的重力

根据阿基米德原理，在介质中，物体所受的重力等于该物体在真空中的绝对重量与同体积介质的重量之差：

$$G_0 = V(\delta - \rho)g \quad (3.1)$$

$$\text{或 } G_0 = V\delta \frac{\delta - \rho}{\delta} g \quad (3.2)$$

由 $m = V\delta$ 得出

$$G_0 = m \frac{\delta - \rho}{\delta} g \quad (3.3)$$

由此可见，物体在介质中的重力等于物体的质量与加速度 $(\frac{\delta - \rho}{\delta})g$ 的乘积。物体在介质中的重力加速度，以符号“ g_0 ”表示：

$$g_0 = \left(\frac{\delta - \rho}{\delta}\right)g \quad (3.4)$$

因此密度不同的物体在介质中的重力加速度之差为：

$$g_{01} - g_{02} = \rho \left(\frac{1}{\delta_2} - \frac{1}{\delta_1}\right)g \quad (3.5)$$

由公式(3.5)知 $g_{01} - g_{02}$ 的值将随着两种物体密度差 $(\delta_2 - \delta_1)$ 的增大而加大，同时也随着介质密度的增加而增加。因此重力选矿过程中，当介质密度小于矿物密度时，分选效率随物料密度差 $(\delta_2 - \delta_1)$ 及所用介质密度的增高而提高。

3.1.2 煤颗粒在介质中运动所受的阻力

在重力选矿过程中，物体在介质中运动所受的阻力有两种：即介质作用于物体上的阻力—介质阻力，及物体与周围其它物体之间或物体与器壁间相互摩擦、碰击而产生阻力—机械阻力。由于实验过程中粒群在下降过程碰撞几率很小，因此，机械阻力可忽略不计。

在流体力学中，一般按 R_e 划分为三个阻力区域^[40]。

1) 粘性摩擦阻力区（属层流区或斯托克斯区）

在此区域中，满足雷诺数 $R_e < 1$ 。粘性摩擦阻力公式为：

$$R_s = \frac{3\pi}{R_e} d^2 \rho v^2 \quad (3.6)$$

该式最早是由斯托克斯对粘性流体运动微分方程进行简化，当只考虑粘性阻力时，所得的理论解，一般称为斯托克斯公式。对于微细固体颗粒在水中沉降（煤泥水、矿浆等）也可用斯托克斯阻力公式。

2) 过渡流区（或阿连区）

雷诺数满足 $1 \leq R_e \leq 500$ ，在此过渡区域内，颗粒的粘性摩擦阻力和压差阻力是相同数量级的。因此其阻力公式为：

$$R_A = \frac{5\pi}{4\sqrt{R_e}} \cdot d^2 \cdot v^2 \cdot \rho \quad (3.7)$$

而且在 $R_e = 2 \sim 300$ 范围内更接近于实际。一般细粒物料，如细粒煤炭、石英砂和石灰石等，在空气或水中沉降，必须同时考虑粘性阻力和压差阻力，即按阿连公式处理。

3) 涡流压差阻力区（或牛顿区）

雷诺数满足 $500 \leq R_e \leq 2 \times 10^5$ ，此阻力区内颗粒体积较大，运动速度较快，在颗粒尾部全部形成漩涡区，此时压差阻力占主要地位。颗粒在介质中受到的阻力公式为：

$$R_N = \frac{\pi}{18} d^2 \rho v \quad (3.8)$$

该公式适用于一般块状物料在空气或水中沉降时阻力的计算，在计算中只计压差而不计粘性阻力。

表 3.1 不同密度、不同粒度的煤在水中的沉降速度

密度级 / $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	1~0.25mm		2~1mm		3~2mm	
	沉降速度 / $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	平均粒径 / mm	沉降速度 / $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	平均粒径 / mm	沉降速度 / $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	平均粒 径/mm
<1.3	0.025	0.754	0.045	1.373	0.058	1.975
1.3~1.4	0.034	0.857	0.045	1.303	0.071	1.832
1.4~1.5	0.043	0.928	0.063	1.374	0.074	1.967
1.5~1.6	0.045	0.882	0.065	1.336	0.083	2.166
1.6~1.8	0.058	0.890	0.073	1.462	0.101	2.214
>1.8	0.058	0.787	0.087	1.462	0.127	2.410
平均值	0.044	0.850	0.063	1.385	0.086	2.094

物料进入水介流化床分选机，其所受的阻力与流体的绕流流态即雷诺数 R_e 有关。表 3.1 记录了不同粒度级不同密度级的 360 个颗粒的平均沉降末速。由 $R_e = \frac{dvp}{\mu}$ 可计算出在水介流化床分选机内流体的雷诺数。从该式亦可以看出雷诺数是与介质的动力粘度密切相关的，而水在一般工程气压之下的运动粘度与温度的关系用下列经验公式^[41]

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0.01775}{1 + 0.0337T + 0.000221T^2} \quad (3.9)$$

式中

T——水的摄氏温度(°C)。

由 $R_c = \frac{d\bar{v}\rho}{\mu}$ 可以计算 3~2mm、2~1 mm、1~0.25 mm 的煤颗粒沉降时的雷诺数。计算结果见表 3.2

表 3.2 不同粒度级颗粒的雷诺数

粒度级/mm	3~2	2~1	1~0.25
雷诺数	17.80	8.55	3.98

从表 3.2 可以看出，随着粒度的增加，雷诺数从 3.98 增大到 17.80。说明雷诺数是与颗粒粒度有关的量，而且在 3~0.25mm 粒度范围内，其雷诺数皆大于 1 小于 500。故在 3~0.25mm 粒度范围内的颗粒在水中所受的阻力区域为阿连区，因此，阻力计算公式可按阿连公式计算^[41]。

$$R_A = \frac{5\pi}{4\sqrt{R_E}} \cdot d^2 \cdot v^2 \cdot \rho \quad (3.10)$$

同时 R_c 不同（粒度不同），在同等条件分选时各粒级分选效果是不同的。

3.1.3 煤颗粒在沉降过程中所受的浮力

在水介流化床分选机中，由于分选介质是水，因此由水力学可知，物体在水中受到的浮力^[42]等于排开与该物体同体积水的重量。因此

$$P_{浮} = V\rho g$$

从上式可以看出，影响物体浮力大小的原因是介质密度的大小，因此悬浮液的密度 $\rho_{悬}$ 成为影响浮力最大的因素。 $\rho_{悬}$ 值增加浮力增大，当悬浮液的物理密度 $\rho_{悬}$ 增加某一值时，煤颗粒受到的浮力大于煤颗粒的重量，颗粒不再下沉而转为上浮。而此时颗粒在悬浮液中受到的浮力为：

$$P_{浮} = V_{颗粒}[\rho + \lambda(\delta - \rho)]g = V_{颗粒}\rho g + V_{颗粒}\lambda(\delta - \rho)g \quad (3.11)$$

式中 $V_{\text{颗粒}} \lambda (\delta - \rho)g$ 表示颗粒在悬浮液中受到的浮力， λ 为悬浮液的容积浓度。

3.1.4 煤颗粒在上升水流中所受的合力

由煤颗粒在水中的受力分析可知，入料颗粒在水介流化床中受到的力为浮力、阻力和重力。其受到阻力是与水流速度有关的量，阻力公式为：

$$F = k_1 \alpha d^2 (\delta - \rho) \frac{1}{2} u^2 \quad (3.12)$$

式中

k_1 ——正面阻力系数；

αd^2 ——表示颗粒垂直于流向的投影面积。

重力与浮力的合力为：

$$G' = \frac{\pi}{6} \alpha d^3 (\delta - \rho) g \quad (3.13)$$

颗粒在稳定上升水流中所受合力为：

$$F_{\text{合}} = F - G' = k_1 \alpha d^2 (\delta - \rho) \frac{1}{2} u^2 - \frac{\pi}{6} \alpha d^3 (\delta - \rho) g$$

$$F_{\text{合}} = \alpha \frac{d^2}{2} (\delta - \rho) (k_1 u^2 - \frac{\pi}{3} dg) \quad (3.14)$$

3.2 颗粒形状对分选的影响

3.2.1 形状系数

密度、粒度均相同的矿粒，在介质中运动状态有所不同，这是由矿粒的形状^[40]所决定的。因此引用形状系数来区别不同颗粒的形状，通常用球形系数作为衡量矿粒形状的标准。矿粒形状，在数量上可用同体积球体的表面积与矿粒表面积的比值来表示。这个比值

叫球形系数，符号为 x

$$x = \frac{A_q}{A_k} \quad (3.15)$$

式中

A_q ——与矿粒同体积的球体的表面积 (m^2)；

A_k ——矿粒的表面积 (m^2)。

不同形状颗粒在沉降过程中的沉降末速，取决于矿粒自身的密度和粒度这两个最基本的因素，但是颗粒形状对沉降末速的影响又不可忽略，因此引入形状修正系数，即形状系数。

将球形系数 x 与形状系数 ψ 作一比较，见表 3.3 可以看出，两者是很接近的。

表 3.3 不规则形状矿粒形状系数与球形系数的比较

矿粒形状	阻力系数比值	形状系数		球形系数
		范围	平均值	
类球形	1.2~1.8	0.91~0.75	0.85	1.0~0.8
多角形	1.5~2.25	0.82~0.67	0.75	0.8~0.65
长条形	2~3	0.71~0.58	0.65	0.65~0.5
扁平形	3~4.5	0.58~0.47	0.53	<0.5

因此实际计算中为了简化计算，可以用球形系数来代替形状系数。

3.2.2 圆形度

在本实验中，由于煤颗粒粒度较小，测量球形系数有一定的困难，因此用测定颗粒平面圆形度的方法近似得到球形系数。

测定煤颗粒圆形度的实物装置如图 3-2 所示。利用图像采集卡采集图像，将图像在计算机内转化成*.JPG 格式，再用图像识别软件

对图像进行处理，得到各个颗粒的圆形成度，其具体的工艺流程如下图 3-3 所示。



图 3-2 实物装置图

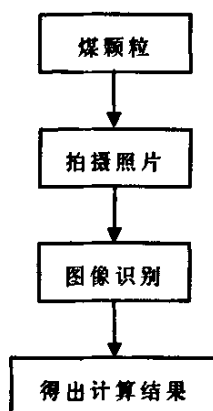


图 3-3 测定颗粒圆形成度流程图

从工艺流程图 3-3 可以看出，测定煤颗粒圆形成度最重要的一步是进行拍摄照片和进行图像识别。由于煤在沉降过程中，矿粒的沉降速度与矿粒的长轴相对运动方向的取向有关。所以选取颗粒运动方向进行拍摄照片是比较难的一件事。如图 3-4 所示，该图记录了 1~0.25mm 粒度范围内各密度级的 119 个颗粒的照片。标识 1 为密度小于 1.3 颗粒，标识 2 为密度 1.3~1.4 的煤颗粒，标识 3 为密度介于 1.4~1.5 的煤颗粒，标识 4 为密度介于 1.5~1.6 的颗粒，标识 5 为 1.6~1.8 密度的煤颗粒，标识 6 为密度大于 1.8 的煤颗粒。将此图片用图像识

别软件进行识别，得到了煤颗粒的圆形成度。

用图像识别软件对煤颗粒进行图像识别计算得其圆形成度如表 3.4 所示。根据数理统计原理，对所得到的圆形成度进行统计分析。由表 3.5 可以看出，在 $1\sim 0.25\text{mm}$ 的粒度范围内，其圆形成度没有显著差异，因此它们对煤颗粒沉降速度的影响是等同的。所以在分析水介流化床内的煤颗粒沉降时，不用考虑形状系数这一影响因素，在计算沉降末速时只要加上修正系数即可。

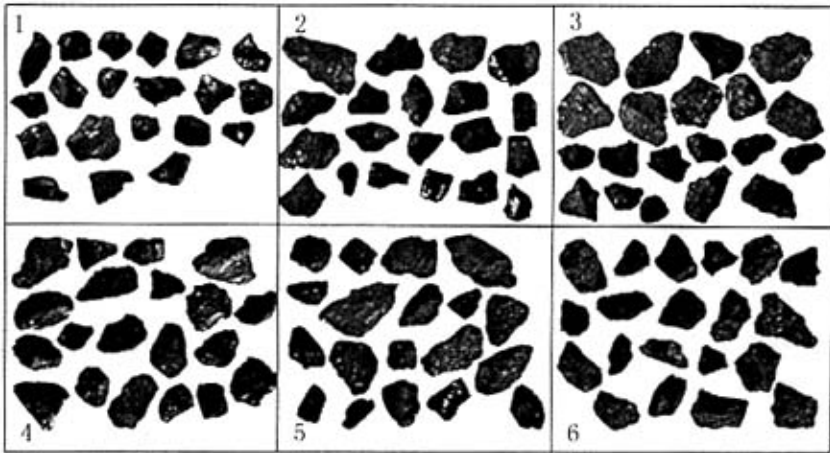


图 3-4 119 个煤粒的照片

表 3.5 $1\sim 0.25\text{mm}$ 煤颗粒圆形成度方差分析表

来源	离差平方和	离差平方和	自由度	均方差	F 值
组间	0.109	0.109	5	0.022	1.103
组内	2.231	2.231	113	0.020	
总和	2.122	2.122	118		

同理对 $3\sim 2\text{mm}$, $2\sim 1\text{mm}$ 粒度内的颗粒进行统计分析检验，由于 F 值 1.103 均小于标准值 2.68，因此煤粒的圆形成度在此粒级内没有显著差异。

表 3.4 煤颗粒不同密度级圆形度

序号	<1.3 圆 形 度	1.3~1.4 圆 形 度	1.4~1.5 圆 形 度	1.5~1.6 圆 形 度	1.6~1.8 圆 形 度	>1.8 圆 形 度
1	0.804	0.756	0.656	0.633	0.769	0.638
2	0.766	0.575	0.418	0.484	0.614	0.697
3	0.633	0.634	0.618	0.461	0.666	0.007
4	0.790	0.655	0.647	0.591	0.765	0.006
5	0.307	0.741	0.623	0.671	0.724	0.714
6	0.614	0.668	0.520	0.581	0.536	0.675
7	0.629	0.745	0.299	0.410	0.679	0.679
8	0.450	0.637	0.440	0.652	0.719	0.509
9	0.786	0.754	0.579	0.714	0.669	0.644
10	0.518	0.720	0.717	0.751	0.742	0.761
11	0.717	0.701	0.775	0.751	0.609	0.727
12	0.730	0.763	0.707	0.708	0.771	0.488
13	0.815	0.669	0.678	0.676	0.728	0.727
14	0.535	0.741	0.717	0.722	0.590	0.688
15	0.752	0.565	0.725	0.701	0.729	0.719
16	0.729	0.429	0.733	0.819	0.758	0.736
17	0.817	0.698	0.833	0.655	0.697	0.604
18	0.666	0.730	0.621	0.625	0.650	0.739
19	0.676	0.715	0.687	0.785	0.722	0.566
20	0.708	0.647	0.672	0.462		0.719
平均值	0.672	0.677	0.633	0.643	0.691	0.602

3.3 颗粒在水介流化床分选机中的沉降

3.3.1 球形颗粒在静止介质中的沉降

球形颗粒在静止介质中沉降时，作用于物体上的力有两种，第一种力是物体在介质中受到的重力 G_0 ，另一种力是物体在介质沉降

时，介质作用于球体上的阻力 R 。按牛顿第二运动定律，球体在介质中沉降的运动微分方程是：

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = G_0 - R$$

$$\text{由 } m = \frac{\pi d^3}{6} \delta, \text{ 得 } \frac{\pi d^3}{6} \delta \cdot \frac{dv}{dt} = \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \rho) - \psi d^2 v^2 \rho$$

$$\text{即 } \frac{dv}{dt} = \frac{\delta - \rho}{\delta} - \frac{6\psi v^2 \rho}{\pi d \delta} \quad (3.16)$$

$\frac{dv}{dt}$ ——球体自由沉降的加速度(m/s²)。

当介质的阻力与其所受的重力相等时，即作用于物体上的力达到平衡，物体运动加速度等于零 ($\frac{dv}{dt}=0$)，物体运动速度达到最大值，这时的运动速度称为沉降末速，此时：

$$\frac{dv}{dt} = \frac{\delta - \rho}{\delta} - \frac{6\psi v^2 \rho}{\pi d \delta} = 0 \quad (3.17)$$

$$\frac{\pi d^3}{6} (\delta - \rho) = \psi d^2 v^2 \rho \quad (3.18)$$

球体在静止介质中的自由沉降末速公式为

$$v_0 = \sqrt{\frac{\pi d (\delta - \rho) g}{6\psi \rho}} \quad (3.19)$$

3.3.2 煤颗粒在静止介质中的沉降末速与理论沉降速度

由 3.2 节中计算可知，当 $Re > 2$ ，球形颗粒在水中的自由沉降末速计算公式为(3.18)，故煤颗粒在水中的自由沉降末速为式(3.20)

$$v_0 = 25.8 d^{1.0} \left(\frac{\delta - \rho}{\rho} \right)^{0.7} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.3} \quad (3.20)$$

$$v_0 = 25.8 \chi d^{1.0} \left(\frac{\delta - \rho}{\rho} \right)^{0.7} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.3} \quad (3.21)$$

为了比较理论沉降末速与实际沉降末速，本课题对各个密度级内 120 个颗粒进行了实际沉降末速的测定试验。各个密度级实际平均沉降速度见表 3.6。根据图像识别得出的煤颗粒的圆形度和煤颗粒

直径代入公式(3.21)得到煤颗粒沉降时的理论沉降速度, 见表 3.6。对表 3.6 中数据进行处理, 得到煤的理论沉降速度与实际沉降速度的线性关系图, 见图 3-5。

表 3.6 实际沉降速度与理论沉降速度对比

密度级 / $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	球形理论沉降速度 / $\text{mm}\cdot\text{s}^{-1}$	煤理论沉降速度 / $\text{mm}\cdot\text{s}^{-1}$	煤实际沉降速度 / $\text{mm}\cdot\text{s}^{-1}$
<1.3	35.38	23.78	24.91
1.3~1.4	48.44	32.80	34.42
1.4~1.5	61.02	38.64	42.49
1.5~1.6	67.27	43.23	44.78
1.6~1.8	80.56	55.70	57.93
>1.8	120.25	72.40	78.45

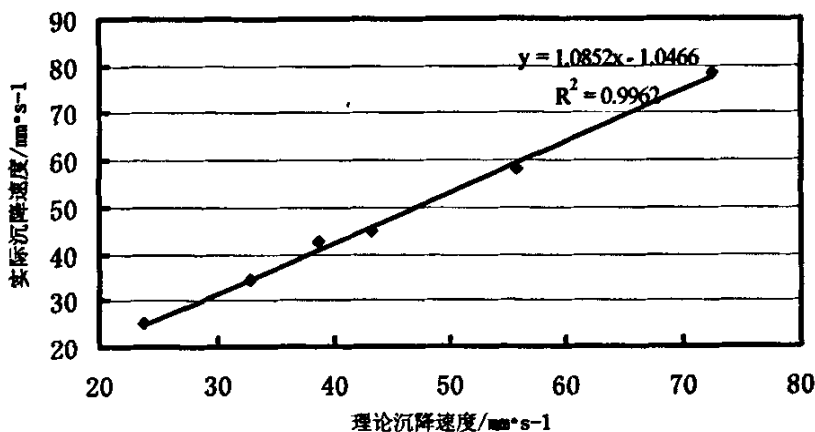


图 3-5 理论沉降速度与实际沉降速度关系

由此可以看出, 当煤在沉降时理论沉降速度与实际沉降速度存在着差异, 实际值与理论值存在如下关系:

$$y=1.0852x-1.0466 \quad (3.22)$$

式中 y —实际沉降速度(mm/s);

x —理论沉降速度(mm/s)。

由图 3-4 可知理论沉降速度与实际沉降速度之间存在着线性关系, 其中线性相关系数 $R^2=0.9962$ 。因此在理论计算沉降速度时, 应

当加入修正系数 k ，从式(3.22)可知此系数为 1.085。

圆形成度与形状系数的存在差异原因分析：用图像识别圆形成度时，所拍摄的颗粒平面与与颗粒实际沉降时的受力面是不同的，造成了偏差。而且用圆形成度来代替形状系数本身就存在一定的误差范围。

3.3.3 粒群中颗粒的干扰沉降末速

由对煤颗粒在介质流中的受力分析可知，颗粒在粒群中的干扰沉降运动除受自由沉降因素的制约外，还受容器器壁及周围颗粒所引起的附加因素的影响。主要三个方面。

(1) 颗粒沉降时与介质的相对速度增大。因为粒群中任一颗粒沉降的同时，其周围颗粒也在沉降，使得颗粒下部的介质挤到上面来，从而引起一股附加的上升水流。那么对任一沉降颗粒而言，使它与介质间的相对速度增大，导致介质阻力增加，相比自由沉降颗粒运动速度变小；

(2) 机械阻力的产生。处于运动中的粒群，颗粒之间、颗粒与器壁之间，必然产生碰撞与摩擦，致使每个沉降颗粒除受介质阻力外，还受机械阻力，因而，速度也减弱。

(3) 流体介质的粘滞性增加，引起介质阻力变化大。由于粒群中任一颗粒沉降，都使周围液体运动。基于固体颗粒的大量存在，且又不像液体那样移位。结果介质的流动受到更大的阻力，相当于使流体粘滞性增高，于是在沉降过程中颗粒受到更大的介质阻力。

颗粒干扰沉降时所受的阻力（包括介质阻力和机械阻力）的大小，主要取决于介质中固体颗粒的体积含量，这一含量越大，说明干扰沉降速度越小。因此粒群在沉降时，单个颗粒的干扰沉降速度 v_g 与自由沉降速度 v_0 之间存在如下关系：

$$v_g = v_0(1 - \lambda)^{n-1} \quad (3.23)$$

式中

- v_g ——颗粒的干扰沉降速度；
- v_0 ——颗粒的自由沉降速度；
- λ ——粒群的容积浓度；
- n ——与矿粒性质有关的实验指数；

3.3.4 煤颗粒在等速上升水流中的悬浮分层现象

保持悬浮体有一定浓度下，将上升介质流的速度减小，在悬浮体下部可以得到粗粒重矿物，悬浮体上部得到细粒轻矿物，在悬浮体的中间段有相当的高度呈混杂状。这是宽粒级混合物料在上升介质流的作用下，各种颗粒按其干扰沉降速度的大小而分层的结果。密度大粒度也大的矿粒，其 v_g 也最大，在最下层，而密度小粒度也小的矿粒其 v_g 也最小，居最上层。因此这两种矿粒分得最彻底，分层效果最理想。而粒度稍小的重矿粒与粒度粗的轻矿粒之间彼此混杂，分层效果差。但最终分层的总趋势是：按密度而言，高密度的重矿粒居下层，低密度的轻矿粒居上层；按粒度而言，粗粒度者在下层，细粒度者在上层。处于两层中间的颗粒因具有相同的干扰沉降速度而处于混杂状态。

3.4 颗粒在上升水流中的动力学模型

当煤颗粒在水介流化床分选机机体内运动时，由 3.1 节受力分析可知其受力有 3 种，第一种是物体在介质中受到的重力 G ，第二种是物体在介质沉降时介质作用于物体上的阻力 R ，第三种为物体所受的浮力 $P_{\text{浮}}$ 。由牛顿第二定律可得煤颗粒在介质中沉降运动的微分方程：

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = G - R - P_{\text{浮}} \quad (3.24)$$

由 3.1.1 节中重力的定义可知，重力 G_0 是颗粒在流体中扣除了浮力后的重力。因此上式变成了

$$m \cdot \frac{dv}{dt} = G_0 - R$$

当煤颗粒在上升水流中运动时，颗粒相对于水流的速度决定了其受到的阻力的大小。因此在上升水流中颗粒的相对速度为 $(v - u_0)$ 。

$$\text{由 } m = \frac{\pi d^3}{6} \delta, \text{ 得 } \frac{\pi d^3}{6} \delta \cdot \frac{dv}{dt} = \frac{\pi d^3}{6} (\delta - \rho) - \psi d^2 (v - u_0) \rho$$

$$\text{即 } \frac{dv}{dt} = \frac{\delta - \rho}{\delta} g - \frac{6\psi(v - u_a)^2 \rho}{\pi d \delta}$$

当 $\frac{dv}{dt} = 0$ ，即煤粒所受的重力、阻力、浮力平衡时，颗粒沉降速度

$$v = u_a + \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \rho)g}{6\psi\rho}}$$

由颗粒受力分析可知 v 是理论沉降速度，把 3.3.2 中实际沉降速度与理论沉降速度的关系公式代入上式得到

$$v_{\text{实}} = 0.964 + \frac{1}{1.0852} \left(u_a + \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \rho)g}{6\psi\rho}} \right) \quad (3.25)$$

对此式进行简化可得

$$v_{\text{实}} = \frac{1}{k'} \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \rho)g}{6\psi\rho}} + b_1 \quad (3.26)$$

式中

u_a ——上升水流平均速度(m/s);

k' ——修正系数;

b_1 ——修正常数。

式(3.26)中水流速度 u_a 是煤颗粒分选的临界速度；当选用新兴选煤厂煤样进行分选时运动方程如式(3.25)所示，修正系数 $k' = 1.0852$ 。

3.5 水介流化床分选机工作原理

如图 3-6 所示，搅拌均匀的矿浆切线给进入料管 5，水由入料泵给入到水介流化床分选机中形成 7 所示的上升水流。由于上升水流和入料速度的不同，使得物料在设备的中部形成一个稳定的分选流化床层。由于入料颗粒的密度不同，使得颗粒沉降速度产生差别，从而为分选提供了依据。

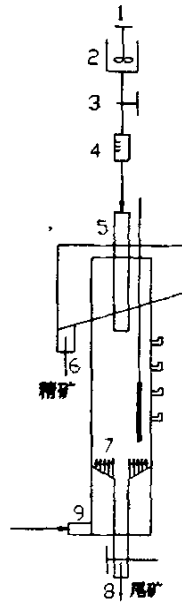


图 3-6 工作原理示意图

当入料颗粒的速度恰好等于上升水流速度时，颗粒在分选设备中形成悬浮液，变成分选的自生介质。当入料颗粒速度小于上升水流速度时，颗粒在水流的作用下被携带至溢流口，成为精矿流出该设备，当入料颗粒速度大于上升水流速度时，颗粒继续向下运动，穿过分选流化床层，成为尾矿从底流口 8 排出，从而达到分选的目的。

3.6 颗粒在水介流化床分选机的流态化

水介流态化过程^[44]是使固体颗粒在射流作用下变成流体状态的过程。如图 3-6 所示，当水流进入流化床机体时在 7 处开有 42 个 $\phi 1\text{mm}$ 小孔的分布板上形成射流，射流流速 $u=Q/s$ ，与平均上升水流速度的比值为 600:7。因此形成在图 3-7 中 3 所示的强烈的回流。粗煤泥进入水介流化床分选机后，经试验观察发现在柱体内明显分成三个区域：1 精矿区；2 分选区；3 尾矿区。

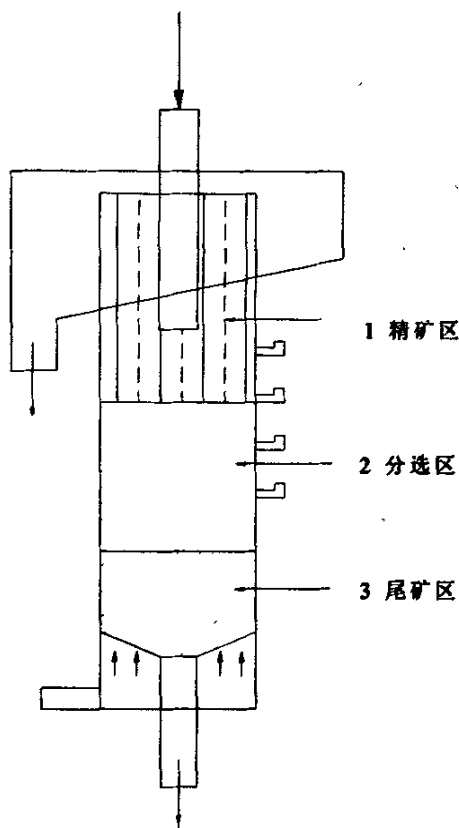


图 3-7 流态化分布图

当粗煤泥进入水介流化床分选机后，在上升水流的作用下，煤和矸石在分选区内进行分层，密度小的精煤在该层内沿着水流的方向向上运动，部分煤在区域 1 内有回流到区域 2 内的现象，大部分精煤则从精矿区由精矿口排出形成精煤；密度大的矸石在区域 3 内逆着水流向下运动，在此区域内形成强烈回流，大部分矸石则经过底流口排出形成尾矿。从而完成流态化分选的过程。

3.7 本章小结

本章主要从动力学方面对煤颗粒在水介流化床机体内的分选进行了研究分析。首先研究了单颗粒在介质中的受力。当煤颗粒进入流化床分选机时，煤颗粒受到重力、浮力、介质阻力作用。在分析

颗粒受到的介质阻力时,通过对雷诺数的计算,确定了 3~0.25mm 范围内煤颗粒所受的阻力区为阿连区,计算介质阻力时用阿连公式进行计算。煤颗粒在这四种力的作用下完成分选过程。

在分析受力分析时发现,球形颗粒和不规则形状颗粒受到的力有差别。因此也就影响了颗粒的分选。在本章中为了研究这一影响因素,对形状系数进行了研究。由于受到实验条件的限制,在研究形状系数时采用了平面图形图像识别的方法得到颗粒的圆形度,并对颗粒圆形度进行了分析,发现 3~2mm,2~1mm,1~0.25mm 三个粒度范围内,煤颗粒的圆形度没有显著差异,因此形状系数在影响分选时的效果是等同的。

在研究颗粒沉降时通过对理论沉降速度和实际沉降速度的分析发现,实际沉降速度与理论沉降速度之间存在线性关系: $y=1.0852x-1.0466$ 。 y 代表实际沉降速度, x 代表理论沉降速度。通过对线性图以及相关系数进行分析,得出如下结论:颗粒沉降时形状系数不能完全用圆形度来代替;通过对颗粒在流化床机体的受力分析,建立了颗粒分选的动力学模型, $v_x = \frac{1}{k} \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \rho)}{6\psi\rho}} + b_1$ 。并在此模型基础上研究了水介流化床分选机的工作原理,为后续流态化以及工艺参数研究奠定了基础。

第四章 水介流化床分选试验及分析

4.1 水介流化床分选机分选试验

4.1.1 试验因素与水平

从分选机结构因素及工艺因素分析可知，影响水介流化床分选机分选效果的因素主要有入料管的深度、上升水流速度以及入料浓度。因此本次试验初步确定了三因素三水平的正交试验来探索影响分选效果的最佳因素，具体因素和因素水平见表 4.1。

表 4.1 试验因素与水平

因素	水平		
	1	2	3
入料管深度/mm	140	270	600
入料浓度/g·l ⁻¹	200	300	400
水流流量/ml·s ⁻¹	51	55	63

表 4.2 试验正交设计表

试验号	入料管深度/mm	入料浓度/g·l ⁻¹	水流流量/ml·s ⁻¹
1	140	200	51
2	140	300	55
3	140	400	63
4	270	200	22
5	270	300	63
6	270	400	51
7	600	200	63
8	600	300	51
9	600	400	55

如果不考虑正交试验的交互影响， $L_3(3^3)$ 的试验数量为 $3 \times 3 \times 3 = 27$ 个，考虑交互影响其试验数量为125个。利用正交试验可以减少试验数量，正交试验对全体因素来说是一种部分试验，但对全部因素的任两个因素是等重复的全面试验。正交试验设计方案如表4.2。

4.1.2 试验结果

表 4.3 确定结构参数工艺参数的正交试验

因素	入料管深度 /mm	浓度 /g·l ⁻¹	流量 / ml·s ⁻¹	分选效率 /%	可能偏差 E _p
1	1	1	1	78.44	0.07
2	1	2	2	67.42	0.08
3	1	3	3	85.26	0.08
4	2	1	2	79.52	0.10
5	2	2	3	80.13	0.09
6	2	3	1	68.74	0.06
7	3	1	3	72.19	0.11
8	3	2	1	67.26	0.06
9	3	3	2	79.19	0.08
K1	231.12	230.15	214.44		
K2	228.39	214.81	226.12		
K3	218.64	233.19	237.59		
k1	77.04	76.72	71.48		
k2	76.13	71.60	75.37		
k3	72.88	77.73	79.20		
E	4.16	6.13	7.72		

确定水介流化床分选机的结构参数和工艺参数的正交试验结果见表4.3。

由表4.3可以看出三种参数影响大小分别为流速，浓度和入料管的深度。水流流量是影响水介流化床分选机分选效果最主要的因素。

4.1.3 试验结果与讨论

4.1.3.1 试验结果计算

对每一组分选试验所得的精矿和尾矿分别进行浮沉试验，并对浮沉数据进行分析计算，根据分配率画出分配曲线。查分配曲线并计算评定指标分选效率和可能偏差。

以试验 1 进行数据处理说明计算评定指标的过程。

分选的结果见表 4.4。分别对精煤和尾煤进行小浮沉试验计算，结果见表 4.5。依据表 4.5 绘制分配曲线，如图 4-1。

表 4.4 水介流化床分选机分选试验

产品名称	试验 1	
	产率/%	灰分/%
精煤	46.37	9.47
尾煤	53.63	46.62
合计	100.00	29.39

表 4.5 水介流化床分选机分选试验浮沉试验

密度级 / $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	均密度 / $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	精煤			尾煤			分配 率/%
		产率 /%	占入 料/%	灰分 /%	产率 /%	占入 料/%	灰分 /%	
<1.3	1.25	75.70	35.10	4.76	15.50	8.31	5.43	19.15
1.3~1.4	1.35	15.48	7.18	17.47	17.23	9.24	18.47	56.29
1.4~1.5	1.45	5.93	2.75	28.00	10.61	5.69	28.84	67.42
1.5~1.6	1.55	1.43	0.66	39.64	8.18	4.39	39.64	86.90
1.6~1.8	1.70	1.46	0.68	64.79	11.00	5.90	51.57	89.70
>1.8	2.10	0	0	0	37.47	20.10	81.26	100.00
合计		100.00	46.37	9.48	100.00	53.63	46.45	

根据评定指标查 1~0.25mm 原煤可选曲线，查得理论产率为 59.11%。而实际产率为 46.37%。由分选效率计算公式(3.3)得到试验 1 的分选效率为 78.44%。同理利用分配曲线可查得 δ_{25} 、 δ_{75} ，由公

式(3.1)可得到可能偏差为 0.074。同理可求得其他试验的分选效率。

对于可能偏差的计算,可根据表 4.3 中分选效率的计算方法进行计算,同样可得出相同的结论。

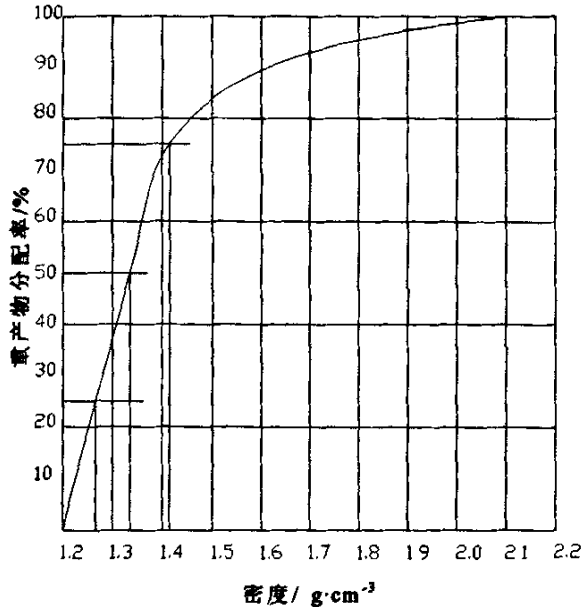


图 4-1 水介流化床分选机分选试验分配曲线

4.1.3.2 试验结果分析

分析表 4.3 可以看出正交试验的最佳试验方案:

入料管深度: $H=140\text{ mm}$;

入料浓度: $C=400\text{ g/l}$;

上升水流的流量: $Q=63\text{ ml/s}$;

各因素对实验结果的影响度分别为 4.16, 6.13, 7.72。影响程度为: 上升水流流量>入料浓度>入料管的深度。

4.2 结构因素影响分析

从图 3-2 水介流化床分选系统结构示意图可以明显看出影响水介流化床分选机分选效果的结构部件, 分别是水介流化床分选机的

机体、入料管、底流管。

水介流化床分选机的机体直径决定着给入分选机的水流量，也决定着分选入料的多少。一个加工成型的分选机机体结构参数是固定的，因此考虑影响水介流化床分选机分选的结构参数时，可以暂时不用考虑机体直径对分选效果的影响，它将直接影响分选机的生产能力。

水介流化床分选机的底流管是尾矿排出的端口。底流管口的大小将影响尾矿的排出速度以及上升水流的入水量，也间接地控制着床层的密度，在不影响尾矿排出的情况下，底流管的结构参数对分选效果没有影响。所以不用考虑底流管结构参数对分选效果的影响。

对于一个成型设备来说，其结构是固定的，在工作调试时，只能对其工艺参数进行调整。为了得到更好的分选效果和最佳的分选效率，本研究对水介流化床分选机的结构参数也进行了探讨。通过对水介流化床分选机结构参数的控制，使水介流化床分选机分选效果达到最佳，是这次研究的目的。

对于精煤灰分要求固定、煤种单一的分选过程来说，其结构参数的变化将直接影响水介流化床分选机的分选效果和不完善度。就试验室用 $\phi 60\text{mm}$ 的试验样机进行试验分析。其影响的结构参数主要有底流口大小和入料管的深度。对于底流口大小的控制，采用球形阀门进行控制。通过试验研究发现，底流口的大小影响尾矿出流的速度，对于上升水流速度的影响非常小，因此只要保证尾矿顺利出流，底流口大小这一结构参数可以固定不变，其大小的控制不会影响分选效果。

水介流化床分选机入料管的深度是影响分选的一个重要因素。它将直接影响分选效果及分选时间。入料管的深浅决定何种粒度何种密度的矿样进入溢流。因此探索水介流化床分选机分选效果好坏时，分选机的入料管深度是考虑的一个重要因素。

本实验中给定的入料管的长度分别为： $L_1=140\text{mm}$ ； $L_2=270\text{mm}$ ； $L_3=500\text{mm}$ ； $L_4=600\text{mm}$ ；所对应的在水介流化床分选机内的深度分别为： $H_1=140\text{mm}$ ； $H_2=270\text{mm}$ ； $H_3=500\text{mm}$ ； $H_4=600\text{mm}$ 。调整入料管的深度，分析这一参数对分选效果的影响。如图 4-2 所示。该图是在入料浓度固定在 $C=300\text{g/l}$ 、水流流量固定在 $Q=81\text{ml/s}$ 情况下，入料管的深度对分选效果影响示意图。

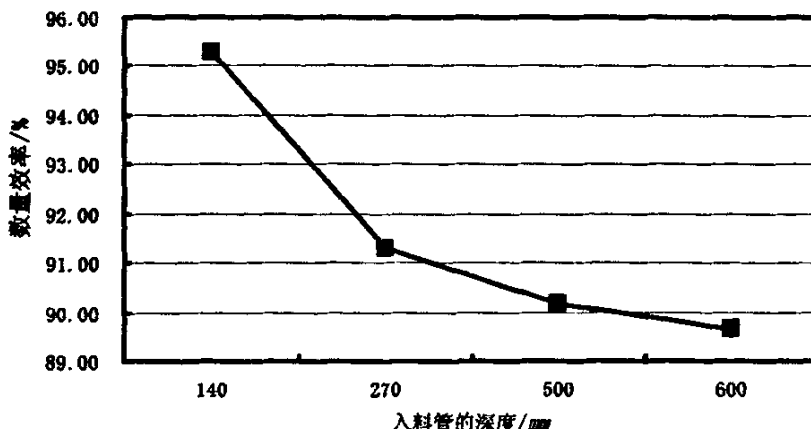


图 4-2 入料管深度与数量效率的关系

由图 4-2 可以看出，当入料浓度，水流流量不变时，随着入料管深度的增加，分选效率依次降低。

本次试验由于固定入料浓度和水流流量，使得精煤的灰分不尽相同，入料管深度与灰分对应表如表 4.6 所示。

表 4.6 入料管深度、灰分与数量效率对应表

入料管的深度 /mm	灰分 /%	数量效率 /%	不完善度 I	可能偏差 E_p
140	15.12	95.26	0.133	0.076
270	12.80	91.31	0.151	0.072
500	12.37	90.18	0.186	0.081
600	11.80	89.65	0.192	0.084

从实际生产过程来看，客户最终要求的是产品的质量，而不是选煤厂的数量效率。因此固定产品质量的同时，提高数量效率是选煤厂最终的目的。从结构参数这一方面来说，入料管的深度是固定的。当追求同一产品质量时，入料管深度影响的是水介流化床分选机的另一评价指标——可能偏差，此结构参数对数量效率的影响是很小的。

当产品质量固定，入料管越深，所需要的上升水流的流速也就越大，因此从节能这一方面来说，应当选用 $H=140mm$ 的入料管。

4.3 工艺因素对分选效果的影响

4.3.1 入料浓度对分选效果的影响

浓度是影响水介流化床分选机分选效果的一个重要的工艺参数。它决定着单机生产能力的大小。因此寻求并利用最佳浓度生产是提高生产能力的一个重要因素。对于以水为介质的水介流化床分选机来说,由于机体内部充满了水,当入料进入分选机机体后,其浓度会急剧降低,因此找寻最佳入料浓度成为提高生产能力的迫切要求。

入料浓度也叫入料矿浆浓度,是指矿浆中固体与液体重量之比,常以固体的含量表示。矿浆浓度高低影响分选过程产品的质量和产品的回收率等。因此矿浆浓度是影响浮选过程的重要因素之一。当入料管深度为 140mm,水流流量为 62.98ml/s 时,试验结果见表 4.7。

表 4.7 不同入料浓度对试验的影响

入料浓度 / $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	灰分 / %	数量效率 / %	不完善度 I	可能偏差 E_p
200	12.18	83.58	0.192	0.084
300	12.06	82.24	0.262	0.081
400	11.97	81.91	0.186	0.077
500	12.31	82.40	0.241	0.087

从表 4.7 可以看出,随着入料浓度的增大,分选的数量效率随之降低。当分选入料浓度增大时,粗煤泥在水介流化床分选内的呈干扰沉降状态。对于由自由沉降确定的水流流速来说,达不到分选干扰沉降的颗粒的目的。

4.3.2 流量因素的影响

从水介流化床分选机的原理可以看出,水流速度是影响矿物分选效果最重要的因素。水流的速度直接决定着分选密度,进而影响

精矿的数量效率和质量效率。水介流化床分选机的上升水流速度可以由流量计来测定。由于在分选机机体内的上升水流在截面上是均匀分布的,因此在每一个截面上都是等速上升的水流,这就保证了矿物在分选机机体内进行有效地分散和分选。在测定上升水流的流速时,可以用单位时间内通过分选机机体截面的水量来计算,因此在计算水介流化床分选机的上升水流速度时,用水流流量来代替上升水流的速度。

4.3.2.1 机体内水流量的确定

水流的流速由自由沉降末速来确定的。从表 3.1 可以确定分选机的水流流速。水流流速与流量的关系如公式(4.1)所示。

$$Q = vS \quad (4.1)$$

式中 Q ——分选机内流体的流量(m^3);

v ——水流流速(m/s);

S ——分选机机体的横截面面积(m^2)。

因此,流体流量主要由上升水流的速度来确定。因此上升水流的速度确定成为最重要的一个步骤。

当确定水流的流量时,一般采用计算沉降颗粒的平均速度来计算的。当确定分选灰分为 $A_d=10\%$ 左右时,由浮沉组成结果表 3.2 可以确定分选的密度点为 1.4。从表 4.8 可以得出分选时的水流流速 $v=0.034 m/s$ 。并由此确定溢流量水量的大小,从而确定水介流化床分选机中上升水流的流量。由于存在干扰沉降现象,实际上升水流流量应当小于计算所得的水流流量。

表 4.8 新兴选煤厂 1~0.25mm 煤样自由沉降速度与粒度关系

编号	<1.3		1.3~1.4		1.4~1.5		1.5~1.6		1.6~1.8		>1.8	
	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹	粒度 /mm	速度 /m·s ⁻¹
1	0.665	0.022	1.035	0.046	1.158	0.038	0.735	0.055	0.738	0.063	1.047	0.067
2	0.685	0.024	1.287	0.039	1.174	0.045	1.141	0.032	1.231	0.042	0.701	0.063
3	0.829	0.029	0.991	0.043	1.19	0.028	1.086	0.026	1.07	0.083	0.17	0.107
4	0.728	0.02	1.041	0.032	0.988	0.047	0.725	0.047	0.834	0.073	0.181	0.09
5	0.831	0.035	0.776	0.046	1.064	0.034	0.683	0.066	0.694	0.071	0.716	0.087
6	0.759	0.027	0.901	0.032	1.128	0.059	0.986	0.042	1.267	0.048	0.838	0.058
7	0.648	0.022	0.878	0.04	0.92	0.039	1.016	0.032	0.882	0.072	0.858	0.077
8	0.77	0.027	0.829	0.035	1.122	0.052	0.962	0.042	0.631	0.053	1.085	0.056
9	0.778	0.022	0.718	0.031	1.075	0.041	0.773	0.043	0.986	0.036	0.91	0.118
10	0.797	0.018	0.719	0.031	0.755	0.024	0.956	0.046	1.07	0.059	0.715	0.143
11	0.651	0.018	0.825	0.033	0.679	0.034	0.652	0.028	1.098	0.061	0.908	0.07
12	0.794	0.029	0.914	0.032	0.753	0.04	0.841	0.067	0.693	0.053	0.74	0.082
13	0.774	0.024	1.069	0.028	0.803	0.042	0.88	0.054	0.807	0.047	0.925	0.067
14	1.067	0.032	0.834	0.041	0.747	0.04	0.9	0.039	1.073	0.061	0.661	0.076
15	0.596	0.021	0.699	0.043	0.845	0.039	0.747	0.031	0.677	0.07	0.607	0.051
16	0.822	0.031	0.689	0.022	0.694	0.048	0.803	0.05	0.836	0.061	0.995	0.068
17	0.627	0.023	0.796	0.023	0.627	0.032	1.028	0.066	0.617	0.042	0.992	0.073
18	0.731	0.021	0.887	0.033	0.997	0.057	0.99	0.041	0.803	0.052	0.871	0.102
19	0.786	0.021	0.571	0.033	0.996	0.054	0.747	0.047	0.909	0.05	1.001	0.064
20	0.745	0.034	0.675	0.025	0.846	0.056	0.997	0.041			0.824	0.051
均值	0.754	0.025	0.857	0.034	0.928	0.042	0.882	0.045	0.89	0.058	0.787	0.078

4.3.2.2 清水池水量对水流流量的影响

影响水介流化床机体内水流流量的因素是多方面的，除了水流流速外，清水池的水量多少也影响着机体内流量的大小。图 4-3 显示了清水池不同的液位高。表 4.9 记录了清水池内两种液位高对分选机内流量的影响。

由此可以看出，由于液位高的不同，对分选机内的流量影响也很明显。因此在做试验时，将液位固定在同一位置是保证试验条件相同的一个基本条件。在本研究过程中设计了循环式水量控制，因此可以保证所做试验是在同一液位高的条件下进行的。

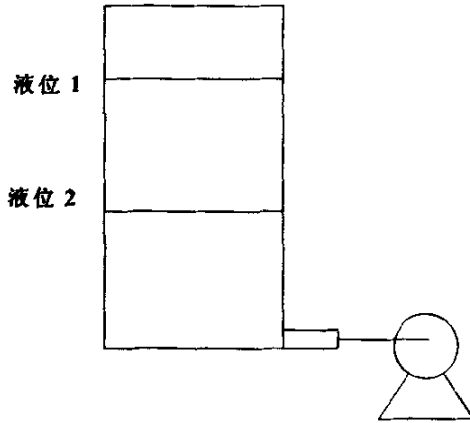


图 4-3 清水池液位高示意图

表 4.9 液位高对分选机流量的影响

编号	液位	液位
	2(400mm) / $m \cdot s^{-1}$	1(800mm) / $m \cdot s^{-1}$
1	61.57	85.03
2	63.25	86.45
3	62.58	84.04
4	62.77	84.02
5	63.49	84.50
6	63.88	84.55
7	62.18	84.88
8	61.77	83.51
9	61.91	82.84
10	61.12	85.21
平均	62.45	84.50

4.3.2.3 流量对分选效果的影响

表 4.10 水流流量对精矿灰分和数量效率的影响

序号	水流流量 / ml·s ⁻¹	精矿灰分 /%	数量效率 /%	不完善度 I	可能偏差 E _p
1	43.68	8.54	65.07	0.231	0.069
2	51.25	9.47	70.68	0.211	0.074
3	62.44	10.98	83.58	0.192	0.083
4	67.68	12.18	88.14	0.150	0.086
5	72.60	13.14	96.28	0.147	0.086

在水流流速确定、液位高确定的条件下，分析分选机机体的水流流量对分选效果的影响。表 4.10 记录了在入料管深度为 $H=140mm$ 、入料浓度 $C=200g/l$ 时水流流量对数量效率的影响。由表 4.10 可以看出随着水流流量的增大，精矿的灰分逐渐升高，数量效率也随之升高。当水流流量为 $43.68\text{ ml}\cdot\text{s}^{-1}$ 时，精矿灰分为 8.54% ，而水流流量增大到 $72.60\text{ ml}\cdot\text{s}^{-1}$ ，灰分达到 13.14% 。当水流流量较小时，密度小的精煤颗粒进入到溢流层中，形成精矿，而密度大的较小颗粒则在自身重力作用下进入底流口成为尾矿；当水流流量增大时，所有密度小的煤颗粒进入到溢流层中，而密度较大的小颗粒则在阻力的作用下克服重力作用进入到精矿区，使得精矿灰分值增大。

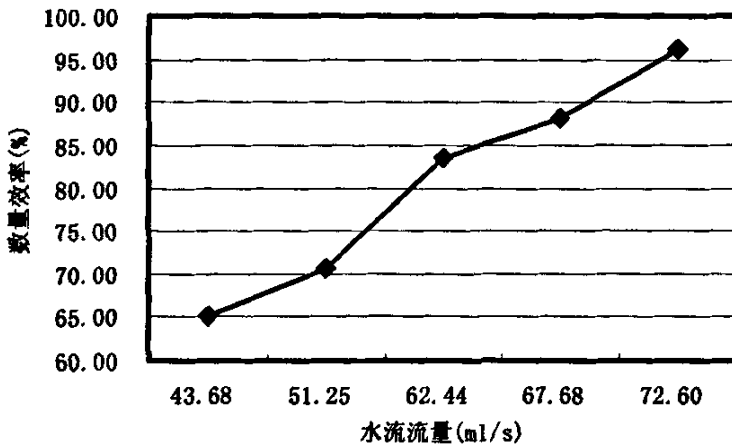


图 4-4 上升水流流量与数量效率的关系

由图 4-4 可以看出,随着上升水流流量的增加,分选的数量效率也随着增加。单从评价指标数量效率来看,随着水流流量的增加,产品的数量效率也随之增加,从这一方面得出一个结论:获得较高的数量效率一定要增大水流的流量。结合表 4.10 中的精矿灰分和数量效率从产品质量来看,随着水量的增加,产品的质量随之下落,当水流流量达到 $62.44 \text{ ml}\cdot\text{s}^{-1}$ 时已不能满足用户的产品质量要求。因此寻找最佳的水流流量使之既能满足产品质量的要求又能最大限度地提高数量效率成为确定分选工艺的一个重要的前提。

4.4 不同地区煤的分选效果

表 4.11 不同地区煤的评定指标

不同地区煤	精煤灰分 /%	数量效率 /%	不完善度 I	可能偏差 E_p
七台河新兴	11.97	81.91	0.186	0.077
沈阳西马	6.01	87.40	0.280	0.091
鹤岗南山	4.96	94.20	0.212	0.090

不同地区的煤有着不同的性质,因此在本次研究中用不同地区的煤对水介流化床分选机的分选效果做了验证。在相同的试验条件下本研究以辽宁省沈阳市西马选煤厂煤样、黑龙江省七台河市新兴选煤厂煤样和黑龙江省鹤岗市南山选煤厂煤样为对象,对水介流化床分选机的分选效果进行了比较对比。

表 4.11 显示了不同地区煤分选效果。实验中固定了煤的分选密度,当原煤灰分值偏低时,分选的数量效率也比较大。而且从中也可以看出无论对于什么样的煤,只要控制合适的参数就可以达到想要的分选效果。

4.5 低数量效率的原因分析

从表 4.3 可以看出,每次分选时分选的数量效率并不是很高。引

起这种结果的原因有多种，下面就引起这结果的原因进行分析。

4.5.1 操作误差

每一个试验都会存在一个操作误差，这些操作误差会使试验结果偏大或偏小。在本研究中，引起操作误差的地方主要在缩分取样和测定灰分过程中。对试验数据进行处理分析发现，对煤分选后所测得的精矿灰分与做浮沉试验综合所得的精矿灰分并不尽相同，造成这种结果的原因就是在缩分取样时出现了偏差。正是这种灰分的差异造成理论产率的不同，所以计算所得的数量效率也会不同。

4.5.2 粒度差异

在水介流化床分选机内煤颗粒的运动也遵循等沉规律。因此煤的粒度不均就成为了引起数量效率低下的一个重要原因。表 4.12 是沈阳西马矿煤样和七台河市新兴选煤厂煤样的分选精矿和尾矿的粒度与灰分组成表。从表中可以看出：精矿粒度组成中随着粒度的减小，精矿灰分值增加；尾矿粒度组成中随着粒度的减小其灰分值也随之增加。这说明在分选过程中，对于每一个粒度范围的煤样都进行了分选，而且分选效果较好。通过沈阳西马矿煤样的分析可以更为明显的看出分选数量效率低下的原因。粒度小于 $0.25mm$ 的精矿灰分明显小于尾矿中 $1\sim 0.823mm$ 粒级的灰分。说明粗颗粒精煤中一部分精煤成为尾矿，形成了“跑精”现象，从而导致了数量效率变低。因此提高数量效率的一个可行方案就是尽量在一个相对窄的粒度范围内进行分选。

从表 4.12 中亦可以最佳粒度范围是大于 $0.25mm$ 。当粒度小于 $0.25mm$ 时精矿灰分与原矿灰分相差不大，所以对于小于 $0.25mm$ 的煤泥应当排除在外。故分选的最佳粒度范围是 $1\sim 0.25mm$ 。

表 4.12 煤样粒度与灰分的关系

粒级 /mm	新兴矿样		沈阳西马矿样	
	精矿灰分	尾矿灰分	精矿灰分	尾矿灰分
	/%	/%	/%	/%
1~0.823	7.15	45.97	4.00	12.13
0.823~0.6	9.55	49.47	5.33	22.82
0.6~0.5	11.06	66.98	6.46	50.62
0.5~0.355	12.53	66.41	8.13	55.17
0.355~0.25	15.79	75.80	7.30	66.17
0.25~0.2	20.15	82.18	11.84	69.93
0.2~0.15	29.35	72.12	16.93	68.60

4.6 本章小结

本章对水介流化床分选机进行了试验研究，并利用三因素三水平正交试验表对影响分选效果的三个因素进行了试验设计，最终确立了以入料管深度、入料浓度、流量为试验因素进行试验，并在以前试验的基础上分别确立了三个相应的水平：入料管的深度分别为 140mm, 270mm, 600mm；入料浓度分别为 200g/l, 300g/l, 400g/l；水流流量分别为 51ml/s, 55ml/s, 63ml/s；通过试验确立了最佳分选的工艺参数，入料管深度为 140mm，入料浓度为 400g/l，水流流量为 63ml/s。

以实验数据为基础对各影响因素分别进行分析，包括对机体底流口水流大小，清水池水位高度等因素进行了分析。在考察入料管深度对分选效果影响时，为了使数据更具有客观性，做了另一长度为 500mm 的入料管。试验结果表明当入料管的深度为 140mm 时是最佳条件。考察入料浓度对分选效果影响时，选取了几组典型的具有代表意义的浓度进行了分析，最终确立了 400g/l 浓度为最佳浓度。以流量进行试验时，分析了影响流量大小的不同因素，为了保证试验是在同一条件下进行的，设计用循环水控制流量，保证水流各影响因素是在等同的条件下进行的。

随后用不同地区煤进行试验验证水介流化床分选机具有普适性，并对引起数量效率低下的原因进行了探讨，分析了操作误差、颗粒粒度对试验结果的影响。

第五章 结论与发展方向

5.1 结论

本论文研究了国内外粗煤泥分选技术，对国内粗煤泥性质进行了研究，设计并制造了水介流化床分选机。通过分析粗煤泥在水介流化床分选机中的受力以及分析颗粒形状对沉降速度的影响，确立了粗煤泥在水介流化床机体内的动力学方程。然后以水介流化床分选机为研究对象，研究了入料管深度、入料浓度、水流流量等因素对分选效果的影响。综合以上研究，使得我们对于用水介流化床分选机分选粗煤泥的效果有了一定的认识。现在就研究内容进行一下总结，可以得出以下结论。

1 煤颗粒在水介流化床机体内运动时所受的阻力区为阿连区。

2 试验对颗粒圆形度进行了识别并用数理统计原理进行分析发现 3~2mm, 2~1mm, 1~0.25mm 三个粒度范围内，煤颗粒的圆形度没有显著差异，因此形状系数在影响分选时的效果是等同的。

3 煤颗粒在沉降时，形状系数对其影响很大。用本文中的圆形度来代替形状系数时得到实际沉降速度与理论沉降速度之间存在线性关系： $y=1.0852x-1.0466$ 。y 代表实际沉降速度，x 代表理论沉降速度。通过对线性图以及相关性系数进行分析，得出如下结论：颗粒沉降时形状系数不能完全用圆形度来代替。

4 确定了颗粒的动力学方程为：
$$v_{\pi} = \frac{1}{k} \sqrt{\frac{\pi d(\delta - \rho)g}{6\psi\rho}} + b_1。$$

5 影响分选效果的因素有很多，如水流流量、入料管深度、入料浓度、循环水液位高度、煤的种类、粗煤泥的粒度。

6 设计的正交试验考察了入料管深度、入料浓度、水流流量三因素三水平对试验结果的影响。其影响因子分别为：7.72, 6.13, 4.16。影响程度为：上升水流流量>入料浓度>入料管的深度。

7 各项水介流化床分选机参数的确定为水流流量 $Q=63ml/s$ ，入料浓度 $C=400ml/s$ ，入料管深度 $H=140mm$ 。

8 试验证明用水介流化床分选机能达到很好的分选效果，而且

在最佳分选条件下，分选的数量效率为 95.26%，可能偏差值 0.076。由此可见水介流化床分选机可以作为分选粗煤泥的设备。

9 通过对七台河新兴选煤厂煤样，沈阳西马选煤厂煤样，鹤岗南山选煤厂煤样进行试验分析发现，鹤岗南山选煤厂煤样数量效率可达 94.20%，可能偏差为 0.09，沈阳西马选煤厂数量效率可达 87.40%，可能偏差为 0.091。对于这些数据是在七台河煤样的工艺条件下进行试验的。不能完全代表它们的最佳条件下的分选。

5.2 发展方向

由于水介流化床分选技术在国内研究起步较晚，很多理论和技术体系没有形成。因此需要更进一步的研究，可向下面几个方向发展：

1 粒群受力的深入研究。本文对单颗粒进行了受力分析，并对其自由沉降速度进行了研究，并没有过多的涉及粒群的受力。粒群受力与单颗粒受力具有不同性，这需要进行深入研究；

2 关于流态化的深入研究。本文中对于流态化只是进行了观察说明，没有深入分析其形成的原因、过程。今后可在这方面进行一些研究；

3 控制系统的优化。对于研究中出现的控制系统不完善问题，可进行深入研究，比如利用单片机控制或者利用智能程序进行控制。

致谢

本文是在黑龙江科技学院教授吕一波老师的悉心指导下完成的。在这三年的课程学习和论文研究工作中，恩师以严谨的治学态度，孜孜以求的科研精神鼓舞着我去克服困难，努力进取。本文得以顺利完成，凝聚着恩师巨大的心血。在此，我向导师表示最衷心的感谢和诚挚的敬意！

感谢黑龙江科技学院洁净煤技术中心高振森老师在本课题研究之初及研究过程中的大力支持。

感谢李哲教授、沈笑君教授、郭初春老师在试验过程中的指导和帮助。

感谢矿物加工教研室张宏波副教授、李明明老师、单志强老师，陈俊涛副教授、康华老师给予的指导和帮助。感谢李青侠老师在论文写作和修改给予的帮助。

感谢我的朋友们在课题研究和生活上的给予的无私帮助和关怀，他们的友情是我的一生中最宝贵的财富！

在我数年来的求学历程中，父母给了我无穷的关怀和无私的支持！是他们的支持让我有了不竭的奋斗之源！在此，特将此文献给我最亲爱的父母，感谢他们数年来对我的养育和教诲！

感谢黑龙江科技学院资源与环境工程学院对我的培养！

感谢本论文中所引文献的作者们！

限于作者水平，对各位专家的批评与赐教表示衷心的感谢！

参考文献

- 1 谢广元,张明旭,边炳鑫等.选矿学[M].北京:中国矿业大学出版社,2001.192
- 2 刘峰.近年选煤技术综合评述[J].选煤技术,2003年12月,第6期:1,4
- 3 曾克文.浮选槽内矿浆紊流强度对浮选影响的理论及应用研究[D].中南大学,2001,12
- 4 骆振福,陈清如,陶秀祥等.气固流态化技术在矿物分选的应用[J].金属矿山,1999年第7期:28-31
- 5 骆振福,陈清如.流态化矿物分选技术的研究进展[J].矿山机械,1997,7:37
- 6 俞志敏,李善为.流态化分级影响因素的正交试验[J].流体机械,2001年第29卷第11期:9-11
- 7 徐振明,周方芳.两相流固液分离技术在电厂水处理中的应用[J].电力环境保护,第18卷第1期,2002年3月:15-18
- 8 钟积龙,苏鹏抟,任鸿九.三相流态化技术在浸出过程中的应用[J].中南工业大学学报,1995年12月,第26卷第6期:753-754
- 9 朱庆山,李洪钟.磁场流态化技术的研究及其应用[J].化工冶金,第16卷,第3期,1995年8月:271-281
- 10 ZHANG Kai, BRANDANI Stefano. CFD simulation in a circulating fluidized-bed biomass gasifier[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, Feb.2005, Vol.33 No.1:1-5
- 11 唐凤翔,张济宇.喷动流化床最小喷动流化速度的多因素影响与关联[J].化工学报,2004年7月,第55卷,第7期:1083-1090
- 12 张廷龙.大颗粒二维流态化床流体动力学[D]:[硕士学位论文].西安:西安建筑科技大学,2003
- 13 刘有智,张济宇,张碧江.空气重介质流化床分选技术(II)分选设备特性[J].煤炭转化, Vol.18, No.2, May 1995:40-55
- 14 高洁,娄威,高岚.不同淀粉在流化床制粒中的应用[J].中国医药工业杂志,2003,34(10):509-510
- 15 刘涛,邱廷省.废水生物流化床处理技术现状[J].能源环境保护,第

- 19 卷第 1 期,2005 年 2 月:21-24
- 16 蔡建安.三相气提式循环流化床处理焦化废水[J].水处理技术,1997,23(2):110-114
- 17 耿士锁.生物接触氧化-生物炭流化床在毛纺印染废水深度处理中的应用[J].环境与开发,1997,12,12(4):28-30
- 18 胡妙生.厌氧生物活性炭流化床处理制药废水[J].中国给水排水,1996,12(4):39-41
- 19 时彦芳,胡翔,王建龙.生物流化床反应器脱氮技术的研究与应用进展[J].工业水处理,2005.3,第 25 卷第 3 期,9
- 20 万鹏,贾凯华.生物流化床在石化废水回用中的应用[J].给水排水,Vol 29 No.10,2003:47,48
- 21 李洁.三相生物流化床在洗涤剂厂废水处理中的应用[J].贵州环保科技,2000 年第 2 期:39-41
- 22 纪传春,张玉林.流化床技术在水膜除尘器脱硫改造中的应用[J].环境保护,齐鲁石油化工,2001,29(1):52~53
- 23 田青.新型流化床在尿素 8·13 工程中的应用[J].化肥设计,2001 年第 39 卷,29-30
- 24 石湘伟,孙斌,项文裕等.流化床技术在提高尿素产品质量中的应用[J].化肥工业,第 32 卷,2004 年第 1 期:51-52
- 25 杨爱华.流化床冷却除尘技术应用总结[J].化肥工业,第 2 期,第 30 卷,2003:53,54
- 26 李晓祥.人工神经网络及混沌理论在气固循环流化床中的应用[D]:[博士学位论文].重庆:四川大学化学工程专业,2003
- 27 陈子彤,刘文礼,赵宏霞等.干扰床分选机工作原理及分选理论基础[J].煤炭工程,2006 年第 4 期:64-66.
- 28 宋春林.流化床中气泡与密相传质的实验与理论研究[D]:[硕士学位论文].大连:大连理工大学,2004
- 29 Galvin K P, Pratten S J and Nguyen-Tran-Lam G. A Generalized Empirical Description for Particle Slip Velocities in Liquid Fluidized Beds[J]. Chemical Engineering Science, 1999,54:1045-1052
- 30 Nguyentranlam G, Galvin K P. Particle classification in the reflux classifier[J]. Minerals Engineering 14, 2001a:1081-1091
- 31 Smith T N. A model of settling velocity[J]. Chem. Engng Sci,

1998,53(2),315-323

32 Galvin K P, Nguyentranlam G. Influence of parallel inclined plates in a liquid fluidized bed system[J]. *Chemical Engineering Science*, in press. 2001b.

33 Honaker R Q, Ozsever A V, Parekh B K. Gravity-based separations using a hydraulic classifier for fine coal cleaning[C]. For presentation at the SME Annual Meeting Denver, 2001, Colorado-February 26-28

34 赵宏霞,杜高仕,李敏.干扰床分选技术的研究[J].*煤炭加工与综合利用*,2005年第2期:16

35 Duijn G V, & Rietema K. Segregation of liquid-fluidized solids[J].*Chem. Engng Sci*, 1982, 37(5): 727-733

36 Drummond R, Nicol E Callen A M etc. Teetered bed separators-the Australian experience[C]. X IV International Coal Preparation Congress, South African Institute of Mining and Metallurgy,2002

37 Galvin K P, Pratten S J, Nicol S K. Dense medium separation using a teetered bed separator[J]. *Minerals Engineering* , 1999,12(9),1059-1081

38 Davis R H and Gecol h. Hindered Settling Function with no Empirical Parameters for Polydisperse Suspensions[J]. *AIChE Journal*, 1994, 40(3):570-575

39 Clift R, Seville J P K, Moore S C, & Chavarie C. Comments on buoyancy in fluidized beds[J]. *Chem Engng Sci*, 1987,42(1):191-194

40 张家俊,霍旭红.物理选矿[M],北京:煤炭工业出版社,1992.10,19-21

41 张鸿起,刘顺.重力选矿[M],北京:煤炭工业出版社,1992.9,16

42 文明书.水筛理论及应用[M],北京:冶金工业出版社,1998.13

43 李贤国,张荣曾.重力选矿原理[M],北京:煤炭工业出版社,1992.58

44 丁淑芳.加重质物性对空气重介质流化床分选效果的影响[D]:[硕士学位论文].北京:中国矿业大学,2006

45 杨金和,陈文敏,段云龙.煤炭化验手册[M],北京:煤炭工业出版社,2004.233,268

作者简介

1 基本情况

彭德强，男，1979年生于山东省莱芜市。

2000.9~2004.6 黑龙江科技学院 本科

2004.9~至今 黑龙江科技学院 攻读硕士学位

2 参加研究的课题

课题名称	课题类别	研究时段	本人承担任务	完成情况
钾长石加工 利用研究	省部级课题	2004-2005	实验研究	完成
氧化煤浮选 机理的研究	省级课题	2004-2005	实验研究	完成

3 在学期间发表的论文

- 1 彭德强.可选性曲线的绘制[J].山西焦煤科技.2005(8):9-13
- 2 吕一波,彭德强.应用 Bezier 函数绘制可选性曲线[J].洁净煤技术.2006(2):17-19
- 3 吕一波,彭德强.利用图像识别技术提取粗粒煤图像的物理特征[J], 洁净煤技术.2006年第12卷第3期:98-100
- 4 彭德强,吕一波.旋流器评述[J].选煤技术.2006(5):13-18
- 5 彭德强.水介流化床分选机的实验研究[J].煤炭加工与综合利用.2006(6):1-3