


国家科学技术学术著作出版基金资助出版

“十一五”国家重点图书出版规划项目

中高浓制浆造纸技术的理论与实践

陈克复 主编

陈克复 李 军 陈海峰 杨仁党 刘建安 田英姿 编著

 中国轻工业出版社

图书在版编目 (CIP) 数据

中高浓制浆造纸技术的理论与实践/陈克复主编. —北京: 中国轻工业出版社, 2007. 7

“十一五”国家重点图书出版规划项目、国家科学技术学术著作出版基金资助出版

ISBN 978-7-5019-5877-1

I. 中… II. 陈… III. 制浆-造纸 IV. TS7

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2007) 第 020846 号

责任编辑: 林 媛

策划编辑: 林 媛 责任终审: 滕炎福 封面设计: 伍毓泉

版式设计: 马金路 责任校对: 燕 杰 责任监印: 胡 兵 张 可

出版发行: 中国轻工业出版社 (北京东长安街 6 号, 邮编: 100740)

印 刷: 印刷厂

经 销: 各地新华书店

版 次: 2007 年 7 月第 1 版第 1 次印刷

开 本: 787×1092 1/16 印张: 24.5

字 数: 566 千字

书 号: ISBN 978-7-5019-5877-1/TS·3423 定价: 60.00 元

读者服务部邮购热线电话: 010-65241695 85111729 传真: 85111730

发行电话: 010-85119817 65128898 传真: 85113293

网 址: <http://www.chlip.com.cn>

Email: club@chlip.com.cn

如发现图书残缺请直接与我社读者服务部联系调换

40785K4X101ZBW

前 言

造纸术是我国古代四大发明之一，发明者蔡伦的这一伟大创举，对人类的文明进步及思想文化交流做出了巨大的贡献。随着历史的发展，造纸工业在全球工业化的进程中，不断采用新工艺与装备，其技术水平不断提高，在不少国家已成为经济发展的重要支柱产业，成为衡量一个国家现代化水平和文明程度的重要标志之一。

改革开放 20 多年来，我国造纸工业的快速发展所取得的辉煌成就举世瞩目，纸和纸板的生产量和消费量均居世界第二位。但是，我国造纸工业的整体水平与发达国家相比，还有较大的差距，特别表现在大部分造纸企业的技术装备落后，单位产品的水耗及能耗都较大，对环境的污染仍然较为严重。因此，为了成为造纸强国，我国造纸工业必须实现清洁生产，清洁生产技术是我国造纸工业持续发展的根本保证。

清洁生产是一种新的创造性的思想，清洁生产技术是使清洁生产能得到顺利实施的创造性技术，其目的是依靠科技发展，创造出生产单位产品的产污系数最低，而且资源和能源消耗最少的先进技术，在生产过程中能根本减少或消除环境污染，而不是单纯开发对废水、废气、废渣等治理的环保局部性终端治理技术。因此，节约能源、节约用水，减少对环境污染是造纸工业实施清洁生产的根本目的。

中高浓制浆造纸技术与传统的低浓过程比较，由于纸浆中纤维浓度高，可实现无（少）污染漂白工艺，缩小设备规模，减少纤维和化学品的流失，因而节水、节能，对环境污染少，是造纸工业清洁生产技术中的关键技术，目前已成为造纸工业的基本概念和基本方法。

中高浓制浆造纸技术早已引起国内造纸界的高度重视，对它的研究开发已进行了多年，并已有部分制浆造纸厂引进了中高浓制浆技术与装备。正如我国著名造纸科学家余贻骥先生所指出的：“中浓技术的巨大节水、节能效益是值得我国造纸工业大力推广的。”我国工程科技人员也为推广和应用中高浓制浆造纸技术进行了不懈的努力。但是，到目前为止还没有一本（部）较系统的文献资料。针对这一实际情况，我们研发中高浓制浆造纸技术与装备的同时，编著《中高浓制浆造纸技术的理论与实践》一书，作为我国造纸工业发展中高浓制浆造纸技术的重要著作。

本书的内容除参考几百篇国内外的文献资料外，主要是来源于作者多年的科技成果总结，部分初稿已在研究生班及培训班的教学中宣讲过。

全书除第一、二、四、六章由笔者编著外，其他均由笔者的学生编著，其中李军博士编著第三、五章，陈海峰博士编著第七章，杨仁党博士编著第八、九章，刘建安博士编著第十章，另外，为了让读者能初步了解与中高浓纸浆造纸技术有关的重要物质的分析与检测方法，特请田英姿老师编著第十一章。全书由笔者主编、审校。

必须提出的是，在我们团队多年研究中高浓制浆造纸技术与装备的历程中，一直得到了我国造纸界资深专家余贻骥、胡楠、顾民达、胡宗渊、杨懋暹、卢谦和、张熙、官日彬、薛宗华等先生的支持，特别在编著本书时，得到张齐生院士、胡楠教授、卢谦和教授及林媛副编审的帮助，同时也得到笔者的学生洪义梅、李擎等的帮助，在此一并表示感谢。

陈克复

2006 年 10 月 26 日

目 录

第一章 绪论	1
第一节 造纸工业的用水与节水	1
第二节 造纸工业对水环境污染的缓解及仍存在的污染源	3
一、造纸工业对水环境污染的缓解情况	3
二、造纸工业仍存在的污染源	3
第三节 造纸工业的能耗与节能	5
第四节 清洁生产是造纸工业持续发展的保证	6
第五节 按纤维浓度划分纸浆类型	8
第六节 低浓制浆过程所存在的问题	9
第七节 中高浓制浆造纸技术是造纸工业清洁生产的关键技术	10
第八节 中高浓制浆造纸技术主要操作单元	12
一、中高浓制浆造纸技术的操作单元	12
二、中浓操作单元简介	13
三、高浓操作单元简介	15
第九节 中高浓制浆造纸技术的经济效益	16
第十节 国内外中高浓技术发展情况	18
一、中浓技术发展	18
二、高浓制浆技术的发展	20
第二章 中浓纸浆的流动特性及流体化技术	22
第一节 概述	22
一、纸浆中的水与纤维含量	22
二、纸浆中的气体含量	22
三、水—纤维悬浮液	23
第二节 中浓纸浆的纤维网络	23
一、纤维网络的形成	23
二、存在于网络中的作用力	24
三、纤维的弹性弯曲变形产生的内聚力	25
四、关于纤维网络的五点假设	26
五、中浓纸浆的纤维网络强度	27
第三节 中浓纸浆悬浮液在管道中的流动状态	28
一、外力的作用	28
二、按多相流体流动的数学模型来描述中浓纸浆的稳定塞流流动	29
三、中浓纸浆在管道中的不稳定流动流态	31

第四节 纸浆在管道中稳定流动的压头损失预测	31
一、计算公式	32
二、有关数据	32
三、压头损失的影响因素	34
第五节 中浓纸浆的流体化机理	36
第六节 中浓纸浆的流体化实验方法	38
一、转子剪切法实验原理	38
二、中浓木浆的流体化实验结果	40
三、中浓草浆及废纸浆的流体化实验结果	40
四、实验结果分析	41
五、结论	44
第七节 中浓纸浆在流体化过程中的能量耗散	44
第八节 影响中浓纸浆流动特性的主要因素	45
一、浆种对中浓纸浆流动特性的影响	45
二、含气量对中浓纸浆流动特性的影响	46
三、转子结构对中浓纸浆流动特性的影响	47
四、pH 对中浓纸浆流动特性的影响	48
第九节 中浓纸浆流体化对纸浆纤维性能的影响	49
一、流体化作用对纸浆滤水性能的影响	49
二、流体化作用对纤维平均长度的影响	49
三、纤维形态观察	50
第十节 中浓纸浆在管道中流动的启动阻力	50
一、浆泵启动阻力的表现形式	50
二、启动阻力的机理	51
三、启动阻力的影响因素	53
第三章 中浓纸浆输送技术	55
第一节 概述	55
第二节 中浓浆泵的种类及基本结构	55
一、容积式中浓浆泵	55
二、离心式中浓浆泵	56
第三节 离心式中浓浆泵的理论与设计方法	57
一、离心式中浓浆泵的发展	57
二、中浓浆泵泵体设计	59
第四节 离心式中浓浆泵的运行及维护	62
一、中浓浆泵运行控制原理 (以 MCA 系列中浓浆泵为例)	62
二、中浓浆泵 (以 MCA 泵为例) 操作规程	65
三、维修及维护	66
第四章 中浓纸浆与化学品的混合技术	68
第一节 概述	68
一、中浓纸浆的漂白与中浓混合器	68

二、中浓混合器的类型.....	69
三、中浓高剪切混合器的特征.....	70
第二节 中浓纸浆与漂白化学品的混合机理.....	71
一、混合机理概述.....	71
二、混合过程的定性描述.....	73
三、湍动混合机理.....	74
第三节 水、气在与中浓纸浆混合过程中所表现的特性.....	78
一、纸浆悬浮液中的水在混合过程中所表现的特性.....	78
二、气相化学品与中浓纸浆混合表现出来的特性.....	79
第四节 中浓高剪切混合器的工作原理.....	82
第五节 不同结构形式的中浓混合器.....	84
一、搅拌式中浓混合器.....	84
二、卡米尔中浓混合器.....	84
三、拉乌玛·里波拉公司的 RMX 中浓混合器.....	86
四、双涡旋型中浓混合器.....	87
五、SM 中浓混合器.....	87
六、AHLMIX 型中浓高剪切混合器.....	88
七、国产中浓高剪切混合器.....	89
八、中浓浆泵作为混合器使用.....	90
九、实验室用高端动混合器.....	91
第六节 中浓混合器的设计.....	92
一、设计参数.....	93
二、临界剪切应力与临界转矩的确定.....	95
三、中浓混合器驱动电机功率和转速的确定.....	96
四、中浓混合器的强度校核.....	97
五、漂白化学品射入口的设计.....	99
第七节 中浓混合器应用于漂白系统中对纸浆流态特性的影响.....	101
一、中浓纸浆在混合器中的停留时间.....	101
二、混合器的能量消耗.....	102
三、中浓纸浆通过中浓混合器时的湍流强度.....	103
四、中浓混合器对纸浆纤维形态的影响.....	103
第八节 中浓混合器混合质量的评价.....	103
一、混合质量的评价方法.....	103
二、混合器混合质量的示踪剂分布评估方法.....	104
第五章 中浓纸浆漂白技术.....	110
第一节 概述.....	110
第二节 中浓氧脱木素技术.....	112
一、氧脱木素所需的漂白化学品.....	113
二、氧脱木素反应机理及反应动力学.....	114
三、氧脱木素段的工艺条件.....	115

四、氧脱木素塔的结构及设计方法	118
五、中浓纸浆氧脱木素过程的管线设计	128
六、目前国内氧脱木素技术存在的问题	134
第三节 中浓纸浆过氧化氢漂白技术	134
一、中浓过氧化氢漂白所需的漂白化学品	135
二、中浓过氧化氢漂白反应的机理	136
三、中浓过氧化氢漂白段的工艺条件及影响因素	137
四、中浓过氧化氢漂白塔的结构及设计方法	138
第四节 中浓纸浆二氧化氯漂白技术	139
一、二氧化氯漂白所需的漂白化学品	139
二、二氧化氯漂白反应的机理及反应动力学	140
三、二氧化氯漂白段的工艺条件及影响因素	141
四、二氧化氯漂白塔的结构及设计方法	142
第五节 中浓纸浆漂白的流程	142
一、硫酸盐木浆的漂白	143
二、硫酸盐法竹浆的漂白	144
第六章 高浓纸浆漂白技术	147
第一节 概述	147
第二节 高浓纸浆漂白的流程及设备	148
一、流程	148
二、高浓纸浆漂白的主要设备	148
第三节 容积式高浓浆泵	150
一、齿轮式高浓浆泵	150
二、单转子高浓浆泵	153
三、高浓浆泵的造型、使用和维护	154
第四节 高浓混合器	156
一、高浓混合器的混合原理	156
二、高浓混合器的应用	157
第五节 双网挤浆机	160
第六节 高浓纸浆氧漂白	161
一、高浓纸浆氧漂白流程	162
二、高浓纸浆氧漂白的工艺条件	162
三、高浓纸浆氧漂白塔	162
四、高浓与中浓氧漂白的比较	164
第七节 高浓纸浆过氧化氢漂白	164
一、概述	164
二、高浓过氧化氢漂白流程	165
三、高浓纸浆过氧化氢漂白工艺条件	166
四、高浓漂白塔和高浓卸料器	166
五、应用高浓纸浆过氧化氢漂白注意事项	168

第八节 高浓纸浆臭氧漂白	169
一、高浓臭氧漂白流程	169
二、高浓臭氧漂白段关键设备	170
第七章 中高浓纸浆的浓缩与洗涤技术	172
第一节 纸浆在浓缩与洗涤过程中所表现出的特性	172
一、纸浆悬浮液的基本特性	172
二、影响浓缩的制浆工艺因素	175
第二节 纸浆的浓缩方法与浓缩理论	177
一、过滤理论	177
二、挤压浓缩	182
第三节 纸浆的洗涤方法与洗涤理论	189
一、纸浆的洗涤过程和方法	189
二、洗涤理论	191
第四节 纸浆浓缩的实验方法与装置	193
过滤浓缩实验及装置	193
第五节 中浓纸浆浓缩设备	196
一、多圆盘浓缩机	196
二、离心浓缩机	203
第六节 高浓纸浆浓缩设备	203
一、双网挤浆机	203
二、双辊挤浆机	213
第七节 转鼓式洗浆设备	218
一、真空洗浆机	218
二、压力洗浆机	221
三、鼓式置换洗浆机	222
第八节 压力置换洗浆机	226
一、水平带式真空洗浆机	226
二、压力置换洗涤塔	228
第八章 纸浆的高浓筛选和高浓净化技术	231
第一节 纸浆筛选净化技术的发展	231
第二节 筛选理论	232
一、影响纸浆筛选重要技术指标的因素	232
二、筛选过程中的纸浆流体力学	235
三、高浓筛选过程中的特殊性	239
四、筛选效率新的评价方法	241
第三节 高浓筛选设备	242
一、高浓筛选设备类型	242
二、高浓压力筛的结构	248
第四节 高浓筛浆机的应用	252
一、高浓压力筛的应用	252

二、超高浓压力筛浆机的应用	257
第五节 高浓除渣器	258
一、高浓除渣器的净化原理	258
二、高浓除渣器的结构和类型	259
第九章 中、高浓纸浆打浆技术	262
第一节 概述	262
第二节 中高浓纸浆在盘磨机中的流动特性	263
一、作用于磨盘上纸浆的作用力	263
二、纸浆的径向速度	264
三、圆环内纸浆的平均机械压力—— $p_m(r)$ 的确定	265
四、摩擦因数 u_{t1} 的确定	266
五、影响纸浆在磨浆机中流动的主要因素	266
第三节 中浓纸浆打浆机理	268
第四节 中浓打浆的能耗及影响因素	269
一、中浓打浆的能耗	269
二、中浓打浆能耗的影响因素	271
第五节 中浓打浆设备——盘磨机	272
一、盘磨机的结构	272
二、盘磨机的控制系统	274
第六节 中浓打浆流程及应用	275
一、中浓盘磨机用于马尾松未漂硫酸盐浆的打浆	276
二、中浓打浆用于针、阔叶木浆生产防粘原纸	276
三、废纸浆的中浓打浆	277
第七节 高浓打浆	278
一、高浓打浆原理	278
二、高浓盘磨机	279
三、高浓打浆流程及应用	279
第八节 中高浓打浆技术的发展	281
第十章 造纸过程的高浓成形与高浓流浆箱	283
第一节 概述	283
一、高浓成形的优点及发展高浓成形技术的意义	283
二、高浓成形技术的国内外发展现状	287
三、高浓成形技术今后的研究重点	288
第二节 高浓成形的机理探讨	288
一、纸浆的流体特性及对纸页成形的影响	288
二、纸页的高浓成形机理	295
第三节 高浓流浆箱	301
一、高浓流浆箱在高浓成形中的重要地位	301
二、高浓流浆箱的设计探讨	302
第四节 新型高浓成形器	319

一、高浓成形器原理	319
二、高浓成形器设计	320
三、高浓成形器初步实验及其研究结果	320
第五节 高浓成形的成纸特性	322
一、高浓成形纸页的基本性质	322
二、低浓与高浓成形所抄纸页的微观结构分析	324
三、几种纸页两种成形方式的性能比较	326
四、高浓成形纸页特性的综合分析	327
第六节 纸和纸板的高浓喷射成形	328
一、概述	328
二、高浓喷射成形设备	329
三、高浓喷射成形工艺	330
四、高浓喷射成形的成纸特性	331
第七节 高浓成形技术的应用	332
一、高浓成形技术的产品适用性	332
二、高浓成形技术的工程应用	333
三、制约高浓成形技术推广和发展的因素	335
第八节 高浓成形的前景展望	337
第十一章 中高浓制浆造纸中的污染检测技术	340
第一节 概述	340
一、光谱分析技术	341
二、色谱分析技术	341
三、电化学分析技术	341
第二节 光谱分析技术	342
一、光谱的产生	342
二、光谱的分类	342
三、光谱分析仪器	342
四、光谱分析技术在中高浓制浆造纸中的应用	343
第三节 色谱分析技术	362
一、色谱分析技术的原理及分类	362
二、气相色谱法分析技术	363
三、色谱分析技术在制浆造纸中的应用	365
第四节 电化学分析技术	369
一、电化学分析技术的原理	369
二、电化学分析技术的应用	376
第五节 废水中 COD、BOD、TOC、TOD 指标的在线测定	378

第一章 绪 论

我国是造纸大国，但由于资源、环境、技术装备水平等三大问题的困扰，我国还不是造纸强国。因此，我国造纸工业必须重视资源和环境的问题，实现清洁生产，成为很少对环境污染甚至无环境污染的可持续发展工业；必须提高能源的有效传输与利用价值，大幅度降低水耗，有条件的企业甚至要达到“零排放”，遵循能源“减量化、再利用、再循环”的基本原则，成为高效、节能、节水的良性工业；要进一步提高技术与装备水平，满足大型、快速、全自动，成为高质、高速的信息化管理的现代化工业。

为了实现上述目标，就要依靠科技进步，科技创新，依靠造纸工业自主科技创新能力和科技竞争力，依靠科技创新人才去努力掌握新技术及重大技术。

中高浓制浆造纸技术的研制成功，与其他重大技术一样，使制浆过程产生了重大变革，为建设高效、节能、节水的现代化制浆造纸厂特别是建设大型制浆厂创造了条件。

第一节 造纸工业的用水与节水

从2000年以来，我国造纸工业的废水排放量如表1-1所示，从表可见，尽管近几年来每万元工业总产值的废水排放量在逐渐减少，但造纸工业的废水排放量总量没有降下来，而且占全国重点统计企业废水排放量的比例都有所上升。这里可以从造纸工业所排放的废水量来预测其用水量，事实上，我国造纸工业实际用水量要远大于废水排放量。尽管有30%产能的制浆造纸厂的用水量已接近世界先进水平，而且多数造纸企业近几年节水意识已经加强，进一步实施了节水技术与措施，但根据报道的调查资料，多数企业生产（化学浆）吨浆纸仍用水100~250m³，利用废纸作为原料生产吨浆纸仍用水50m³或以上，抄造吨纸也仍用水50m³以上。

我国于2005年1月起正式实施的取水定额国家标准（造纸产品），如表1-2所示。

表 1-1 废水排放情况表（2000年—2003年）

年 份	2000年	2001年	2002年	2003年
废水排放量/亿 t	35.3	31.0	31.9	31.8
占全国工业总排放量比例/%	18.6	16.7	17.4	18.4*
造纸工业总产值当年价/亿元	1064	1204	1398	1709
每万元工业总产值废水排放量/(t/万元)	331.8	257.5	228.2	186.61

* 占全国重点统计企业废水排放量的比例。

表 1-2 造纸产品取水量定额指标 (GB/T 18916.5—2002) 单位: m^3/t 纸

标准分级		A 级	B 级	标准分级		A 级	B 级
浆	漂白化学木(竹)浆	90	150	纸	新闻纸	20	50
	未漂化学木(竹)浆	60	110		印刷书写级	35	60
	漂白化学非木(麦草、芦苇、甘蔗渣)浆	130	210		生活用纸	30	50
	脱墨废纸浆	30	45		包装用纸	25	50
	未脱墨废纸浆	20	30	纸板	白纸板	30	50
	机械木浆	30	40		箱纸板	25	40
					瓦楞原纸	25	40

即使严格执行取水定额国家标准,我国造纸工业用水量也是世界先进水平的 3~4 倍。表 1-3 和表 1-4 介绍了美国和瑞典的造纸工业用水情况。

表 1-3 美国造纸工业用水量

产 品 名 称	用水量/ $(\text{m}^3/\text{t}$ 纸)
化学木浆新闻纸	50~60
脱墨废纸新闻纸	20
非脱墨废纸瓦楞纸及箱板纸	基本做到“零排放”
新闻纸、铜版纸、涂布白卡纸等	10~20

表 1-4 瑞典造纸工业部分产品用水量

纸 种	用水量/ $(\text{m}^3/\text{t}$ 纸)	纸 种	用水量/ $(\text{m}^3/\text{t}$ 纸)
新闻纸	5~15	薄页纸	5~15
不含磨木浆高级纸	5~10	箱板纸和瓦楞纸	2~8
轻量涂布纸	10~20		

早在 1977 年,联合国水事会议就发出了警告:“水不久将成为一项严重的社会危机,石油危机之后的下一个危机就是水”。据世界卫生组织调查,目前全球 100 多个国家缺水,13 亿人缺饮用水,10 亿人的饮用水不符合卫生要求,全球淡水量严重不足。可见水已经向全世界人类敲响了警钟。

我国是一个水资源贫乏的国家,尽管水资源居世界第一位,但由于我国人口众多,人均淡水量为世界人均量的 25.8%,联合国规定正常人均水资源占有量为 1700m^3 ,而我国有 16 个省市人均水资源占有量达不到 1700m^3 ,甚至有 10 个省市的人均水资源占有量低于 500m^3 的严重缺水线,这种水资源短缺以及水资源在时空分配上的不均衡,已成为制约我国经济和社会发展的的重要因素。

为了解决工业节水的问题,主管部门已研究制定了相关政策法规,出台各行业的取水定额,发布当前国家鼓励发展的节水技术,组织实施重大节水示范工程,努力促进各行业的节水进程。我国造纸工业为了节约用水,除了在管理上下工夫之外,更重要的还必须要依靠科技进步,实施节水技术,努力达到节水型企业标准。

目前正在我国造纸工业推行的节水技术,除中高浓制浆技术外,还有封闭筛选技术及三大循环回用技术,这都是造纸工业节水关键技术。其中三大循环回用技术为废水循

环回用技术、白水循环回用技术及洗涤滤液循环回用技术。这些技术的实施均已取得了明显的效益。

第二节 造纸工业对水环境污染的缓解及仍存在的污染源

一、造纸工业对水环境污染的缓解情况

我国造纸工业通过实施清洁生产技术，加强废水治理，已缓解了对水环境的污染，表 1-5 列出了近几年废水达标排放及 COD_{Cr} 排放情况。从表中可看出，我国造纸工业近几年达标排放废水量在逐年增加，所排放的 COD_{Cr} 在逐年下降。另外，造纸工业每万元产值的 COD_{Cr} 排放强度近 6 年大幅降低，已由 1998 年的 0.462t/万元降到 2003 年的 0.094t/万元。由于制浆造纸企业环境治理力度加大，治理效果显著，造纸工业对环境污染程度得到较大缓解，正向良性的方向发展。尽管这样，我国造纸工业对环境的污染仍比较严重，COD_{Cr} 排放量占全国工业 COD_{Cr} 排放总量近 30%，消除或减少污染仍然是我国造纸工业的重要任务。

表 1-5 废水达标排放及 COD_{Cr} 排放情况表 (2000 年—2003 年)

年 份	2000 年	2001 年	2002 年	2003 年
废水达标排放量/亿 t	19.0	24.5	26.9	27.4
废水达标排放量占行业废水排放量比例/%	53.8	79.0	84.9	85.9
化学耗氧量(COD _{Cr})排放量/万 t	296*	203	164	152.6
占全国工业 COD _{Cr} 总排放量比例/%	43.5*	40.8	35.3	29.8

* 1999 年数据。

造纸工业减少对水环境的污染是和用水与节水工作紧密相关的。据《2000 年全国环境保护相关产业状况公报》，我国七大重点流域地表水有机物污染普遍，40%的断面超过三类，劣五类水质占 30%，基本丧失使用价值，主要污染物 COD_{Cr} 排放量达到 1293 万 t，超过环境允许容量 62%。目前造纸工业废水的排放标准规定，排放废水中 COD_{Cr} 含量在 400mg/L（漂白木浆）和 450mg/L（漂白非木浆）以下就算达标，事实上如水中 COD_{Cr} 含量在 40mg/L 时，按照地表水环境质量标准基本项目标准限值，就已达到 V 类水的水质了，只适用于农业用水。那么，可以看出，造纸工业达标排放的废水，远超过 V 类水质。已基本丧失生态价值，不进行深度处理，就不可能作为生活用水。这里还没有考虑我国造纸工业至今仍存在 15%没有达标排放的废水，也仍存在不少没有统计的不允许排放而排放的废水。这样，从另一角度可以看出，造纸工业节约用水的重要意义和间接的经济效益，节约用水实际上就是减少了对水环境的污染，节约用水就是清洁生产的重要环节，而且是最重要的环节之一。

二、造纸工业仍存在的污染源

造纸工业的废水主要来源于以下三个方面：

1. 蒸煮工段的废液

蒸煮工段的废液即碱法蒸煮产生的黑液和酸法蒸煮产生的红液。

我国除个别造纸厂外，绝大部分制浆造纸厂采用碱法蒸煮，所排放的黑液中的固形物有两个来源：一是作为蒸煮液加进去的无机物，二是蒸煮过程中从原料里溶解出来的木素等有机物，是造成废液中 COD_{Cr} 和 BOD_5 值高的主要污染源。

回收黑液中化学药品和热能的碱回收系统被认为是目前解决黑液污染的唯一可靠方法。对木浆来说，已经有很成熟的技术及成套设备。目前木浆厂碱回收系统运行较好，其黑液提取率和碱回收率均较高。但对非木浆来说，由于草浆强度低，过滤性能差，加上黑液的硅干扰及本身特性，使黑液较难提取，黑液浓度低，蒸发所需要的能耗就较大，浓度稍微升高，黑液黏度就很大，给输送与蒸发带来困难。因此非木浆厂的碱回收仍存在一些问题。我国不少非木浆厂对制浆黑液碱回收系统的运作已取得相当丰富的经验，多数碱回收系统已实现了正常运行。只要能达到碱回收所需的一定生产规模，实现黑液增浓降黏的中高浓输送，逐步解决所存在的技术问题，黑液的污染还是可以避免。

据 2004 年《中国造纸年鉴》报道，我国造纸工业有碱回收系统的制浆企业 70 家，其中木浆厂 24 家，竹浆厂 8 家，麦草浆厂 21 家，芦苇芒秆浆厂 9 家，蔗渣浆厂 7 家，另有桑树浆厂 1 家。木浆厂的碱回收系统，黑液提取率 95% 以上，碱回收率一般在 85% 以上，非木浆厂除竹浆厂外的碱回收系统，其黑液回收率在 85% 以上，碱回收率就更低，在 70% 以上，个别的还在 70% 以下。这说明，设置有碱回收系统的制浆厂，虽然已基本改善了黑液的污染，但仍有 5%~15% 的黑液、15%~30% 的碱进入废水系统。

2. 氯漂白的废液污染物

制浆造纸厂第二个严重污染源是用氯作为漂白剂漂白纸浆所产生的废液排放造成的污染。多数中小型制浆生产线仍采用低浓 CEH 三段漂白，其废液中不但含有 COD 和 BOD，而且还含有剧毒物质。虽然就污染量来说，氯漂白废液远少于蒸煮黑液，但由于氯漂白废液中存在剧毒物质，更引起人们的高度重视。

表 1-6 和表 1-7 列出了我国部分造纸企业采用低浓 CEH 三段漂白的废液中可吸附有机氯化物 (Absorbable organic Halogens, 简称 AOX) 含量的严重情况。由于 AOX 对人体健康的影响以及其不可降解，可认为是氯漂白废液对水环境污染的主要根源。

3. 制浆造纸过程其他工段废水的污染

与蒸煮黑液和氯漂白废液的污染相比，其他工段的废水或滤液的污染，并不严重，但如不处理，对环境也会造成污染。但通过实施逆流洗涤、封闭筛选、造纸机白水回用等技术，这些操作单元的废水或滤液已大为减少。

对于废纸制浆造纸、高得率制浆造纸等工艺技术，虽然不存在蒸煮黑液和含氯漂白剂的漂白废液，但由于其废水中存在其他化学品、树脂、黏胶物质，纤维束及细小纤维等物质，如不处理，也会对环境造成污染。也是造纸工业的污染源。

为了减少漂白废水排放量，减少含氯漂白中 AOX 的产生量，造纸工业应提倡并实施无元素氯漂白 (ECF) 或全无氯漂白 (TCF)，按我国造纸工业的实际情况，实施无元素氯漂白是符合造纸工业经济利益的。在纸浆无元素氯漂白技术中，中浓氧脱木素技术、中浓二氧化氯漂白技术及中高浓过氧化氢漂白技术是核心技术，统称为中高浓纸浆少污染漂白技术。而中高浓技术为实施中高浓纸浆少污染漂白技术创造了条件。

表 1-6 部分纸浆 CEH 三段漂白废水中的 AOX 发生量 (1999)

编号	原料	制浆方法	漂白段	漂白纸浆 AOX 发生量/(kg/t 浆)	亮度/%	各段 AOX 发生总量/(kg/t 浆)
1	麦草	硫酸盐	C H	4.420 2.840	72	7.260
2	芦苇	硫酸盐	C H	3.360 3.620	73~74	6.980
3	混苇	硫酸盐	C H	3.864 1.528	75	5.392
4	白松	酸 法	C H	2.540 2.240	85	4.780
5	马尾松	硫酸盐	C H	2.748 1.142	70~75	3.890
6	杨木	酸 法	C H	2.300 1.270	85	3.570

表 1-7 不同纸浆厂不同漂白方法其废水 AOX 的测定结果 (2003)

原 料	漂白方法	取样点	AOX 测定值/(mg/L)	AOX 排放量/(kg/t 浆)
草浆	CEH(低浓)	总排污口	95	9.5
木浆	C/DEOD(中浓)	总排污口	43	2.15
甘蔗渣浆	CEH(低浓)	C 段排污口	88	1.41
		E 段排污口	61	0.49
		H 段排污口	99	2.77

第三节 造纸工业的能耗与节能

能源问题是目前国际上最常提到的话题。我国由于人口众多,人均能源占有量就相对贫乏,还不到世界平均水平的一半,也仅为发达国家的 $\frac{1}{10} \sim \frac{1}{5}$ 。同时,我国的能源利用率也较低,每百万美元国内生产总值其能耗量要比世界平均水平高出 2.4 倍,比发达国家高出更多。可见,节约能源,减少能耗,开发新能源,是我国各行各业的重要任务。

造纸工业不仅是用水大户,而且也是能耗大的行业。据报道,1985 年,在造纸工业发达的国家,造纸工业总能耗占整个工业部门能耗总量的比例均相当高,如芬兰为 64%,瑞典为 42%,美国为 10.5%,这就引起各国对造纸工业节能工作的重视,从而使节能永远成为各国造纸工业技术革新所追求的目标。

我国造纸工业的能耗量占国家整个工业生产总能耗的比例虽然不大,如表 1-8 所示,但由于能耗与生产总值比例过高,就被列为高能耗行业。

表 1-8 我国造纸工业生产能耗状况 (选自《中国经济年鉴》)

年 份	1985 年	1997 年	2000 年	2002 年
造纸工业生产能耗/万 t 标准煤	1640.00	1943.40	1826.84	2180.5
占整个工业生产总能耗比例/%	3.22	1.94	2.04	2.13

另一方面我国造纸工业生产吨浆纸和纸板平均综合能耗为 1.55~1.7t 标准煤,是世界先进水平的 1.3~1.5 倍。

造纸工业一般通过四个方面来节能:一是积极利用再生能源,利用生产过程产生的热和汽;二是开发新技术、新工艺、新材料,最大限度实现节能;三是提高碱回收炉及锅炉的燃烧效率,减少能源原料资源的消耗;四是企业自己建设先进的发电机组,减少对外能源的依赖。在这四方面中,开发新技术、新工艺、新材料,最大限度实现节能对造纸工业的整体节能起到最重要的作用,其中,中高浓制浆造纸技术是最重要的节能技术之一。

第四节 清洁生产是造纸工业持续发展的保证

清洁生产在不同国家的不同发展阶段有不同的叫法,但其基本内涵是一致的,即对产品和产品的生产过程采用预防污染的策略来减少污染物的产生。联合国环境规划署总结了各国开展的污染预防活动,1989 年提出了清洁生产的最初定义,并得到国际社会的普遍认可和接受,1996 年又对该定义作了进一步完善,即:“清洁生产是一种新的创造性的思想,该思想将整体预防的环境战略持续应用于生产过程、产品和服务中,以增加生态效益和减少人类及环境的风险。对生产过程,要求节约原材料和能源,淘汰有毒材料,减降所有废弃物的数量和毒性;对产品,要求减少从原材料提炼到产品最终处置的全周期对环境的不利影响;对服务,要求对环境因素纳入设计和所提供的服务中。”

根据上述对清洁生产的定义,我国阎恩泽院士等科学家提出了工业生产中“绿色化学与技术”的思想,在绿色化学基础上发展的技术称绿色技术、环境友好技术或清洁生产技术。其目的是依靠科技发展,创造出生产单位产品的产污系数最低,而且资源和能源消耗最少的先进工艺技术,从化学反应入手根本上减少环境污染,而不是单纯开发对废水、废气、废渣等治理的环保局部性终端治理技术。

近年来,在现代企业中又提出生态效益 (ECO-efficiency) 一词,即在可持续发展要求下,极力减少其生产与服务对自然资源的消耗,减少或消除对人类生存环境冲击的一种经营理念。这一理念强调企业应以追求经济效益为主要目标,提高资源的利用率,并进行严格清洁生产,作为取得经济效益的主要途径。

至于企业的经营是否符合生态效益的理念,世界企业可持续发展委员会认为可以从以下七个方面加以衡量认定:①有效降低了自然原料资源的消耗量;②有效降低了能源消耗量;③消除或减少了有毒害物质的扩散;④提高了生产过程废物及用后废弃产品的可回用性;⑤充分利用了再生能源资源及社会废弃资源;⑥提高了产品的耐用性;⑦提高了为产品获得充分利用的服务效果。可以认为,生态效益与清洁生产是相同的思路,

共同的目标。

清洁生产，厂内防治为主的技术路线，20世纪80年代已在国际造纸工业中形成共识，1985年联合国环境规划署在德国召开了造纸工业研讨会，会议将造纸清洁技术概括为：改进生产工艺，改用无毒无害原材料；提供资源综合利用率，采用更高效的工艺设备；综合利用生产过程产生的废弃物；生产过程用水再循环；清洁产品（无害、无二次污染）。

可以看出，清洁生产的内含就包括：节约能源，节约用水，对环境无（少）污染，清洁产品。

为了实现造纸工业的清洁生产，就要采用清洁生产新技术，采用高效的技术装备，以达到降低单耗，提高效益，有利于保护生态与环境的目的。下面列出了近20年造纸工业已经推广普及的部分清洁生产技术：

(1) 干法剥皮技术，可大量节约用水，可减少由于环保需要而必须处理的废水，并可得到较干的树皮燃料。

(2) 硫酸盐法连续蒸煮正以惊人速度在发展，在连续化自动化的同时，大幅度节约了热能和电能，并提高了纸浆的质量。

(3) 高温洗涤系统的应用和降膜式蒸发器的应用，也是节能的典型例子，特别是中浓洗涤技术的应用，其节能效果更好。

(4) 中高浓纸浆与化学品的高剪切混合技术的应用，提高了混合效率，实现了高均匀度混合。

(5) 在新的漂白车间，采用全无氯的或无元素氯的少污染中浓漂白或高浓漂白，特别是中浓纸浆氧脱木素，作为硫酸盐浆的第一段漂白，可使纸浆的脱木素率达到45%~55%，而且大幅度降低漂白废水中的BOD和COD含量，减少后漂白段的化学品用量，降低了污染程度。另外，由于制备氯和碱的车间是用电大户，故氧漂节约了氯和碱，同样也节省了能源。同时，对原有漂白系统进行改造，实现了中浓纸浆的二氧化氯漂白替代中浓氯化，减少了氯用量。

(6) 中浓纸浆贮存设备与中高浓纸浆输送技术的开发和推广，不但大幅度节能，而且为实现中浓制浆技术创造了条件。

(7) 在碱回收系统的黑液蒸发工段应用多段蒸发工艺，实现了黑液输送的中高浓技术，大大提高了黑液中固含量；而且在蒸发中采用热泵技术也节省了能耗。

(8) 新型压力磨木机的发展，对于生产机械浆的制浆造纸厂也是先进的节能技术之一，与普通磨木机相比，电耗降低了约10%。

(9) 在中高浓纸浆的漂白中，实现纸浆洗涤滤液的封闭循环，逆流洗涤，大幅度减少了漂白废水量和清水用量。

(10) 中浓打浆技术，节能并提高了纸浆质量。

(11) 在抄造纸板及包装纸的纸浆流送与纸页成形系统中实施高浓（2%~4%）成形技术，是抄纸工段节能的典型例子。

(12) 造纸机的湿部、压榨部和干燥部都得到不断改进，当今的现代造纸机结构紧凑，效率高。特别是聚酯网代替铜网用于湿部脱水，作为新型脱水器材，具有质量轻、

寿命长、操作方便、纸页质量稳定及节能等优点。

(13) 高端动水力流浆箱及夹网成形器的应用,大幅度提高了造纸机车速,改善了纸页匀度。

近几年,国内外造纸工业更侧重于清洁生产,下面所列的是正在推广或正在研发的造纸工业清洁生产新技术:

(1) 在化学浆间歇蒸煮中,发展快速置换加热蒸煮技术(RDH Cooking),充分利用黑液热能节省能源并减少污染;目前正研发快速置换加热蒸煮用于草浆生产的可能性。

(2) 在化学浆连续蒸煮中,发展更先进连续蒸煮技术,如紧凑蒸煮技术(Compact cooking),减少污染的同时还节能。

(3) 高效高得率化机浆制浆新技术,特别是漂白化学热磨机械浆(BCTMP)、碱性过氧化氢机械浆(APMP)及碱性过氧化氢漂白机械浆(PRC-APMP)的制浆技术,并研发上述技术在非木原料制浆中的应用。

(4) 化学浆漂白中采用中浓过氧化氢漂白取代中浓二氧化氯漂白,从而进一步节能和减少污染。为了环保,以前化学浆多段漂白已多采用中浓二氧化氯漂白代替中浓氯化漂白,但 ClO_2 的生产能耗大,而生产 H_2O_2 的能耗较低,漂白温度也较低。

(5) 研发植物原料组分的无(少)污染分离方法,采用符合清洁生产要求的分离技术,高效提取纤维素,并充分利用木素及半纤维素,同时避免了蒸煮黑液的污染及碱回收系统的高额投资。如这一技术最终研发成功,又是造纸工业的重大变革。

(6) 研制特殊的表面活性剂应用于化学浆的中浓漂白,使纸浆通过一段漂白就可获得较高白度(例如80%ISO)的漂白效果。

(7) 微生物预处理在化机浆制浆及化学浆漂白中的应用,例如用白腐菌在控制条件下对原料预处理后再磨浆,可节电20%,对漂白前纸浆预处理后再漂白,可节约漂白化学品20%~30%。

(8) 废纸制浆废水的深度处理回用技术,实现废纸制浆造纸的废水“零排放”。

(9) 纸页高浓成形技术,靴式压榨技术,提高湿纸页浓度,节省干燥部的能耗。

(10) 现代造纸机械状态监测与故障诊断技术的推广,保证现代高速造纸机的正常运行。

在上述所提倡的实施清洁生产各项新技术中,中高浓制浆造纸技术占据着主要的地位,有的工艺操作单元只能在中高浓条件下才能实施,才能显示出清洁生产的目标,实现节能节水、减少污染的目标。因此有的文献就把中高浓技术列为制浆造纸工业清洁生产新技术的第一项重大技术。

第五节 按纤维浓度划分纸浆类型

随着造纸工业的发展,造纸科学研究的进一步深入,划分纸浆高、中、低浓度类型的纤维浓度值也在不断进行修正,故在国内外书刊上往往出现了提法不一致的情况。在1994年出版的《中高浓制浆技术与装置》(华南理工大学出版社,1994年版)一书中,

按照 1982 年美国制浆造纸工业技术协会 (TAPPI) 学术会议的精神, 在工程上按下列纤维浓度值来划分纸浆类型;

若纸浆中纤维浓度 $c < 7\%$ 时, 可以用普通离心浆泵输送, 就归属为低浓度纸浆, 简称低浓纸浆。在工程上, 一般采用的低浓度值为 $3\% \sim 5\%$ 。

若纸浆中纤维浓度 $7\% \leq c \leq 15\%$ 时, 在高剪切场中可实现流体化, 可用湍流离心式中浓浆泵输送, 归属为中浓度纸浆, 简称中浓纸浆。在工程上, 一般采用的中浓度值为 $10\% \sim 13\%$, 可以说, 是低浓纸浆浓度的 $3 \sim 4$ 倍。

若纸浆中纤维浓度 $c > 15\%$ 时, 已难以在高剪切场中实现流体化, 只能用容积式高浓浆泵输送, 归属为高浓度纸浆, 简称高浓纸浆。

为了让本书的内容更好地应用于工程实际, 并与国际造纸工业学术刊物的习惯用法相一致, 本书在工程上对纸浆类型的划分就采用上述原则, 即高浓 (High-consistency, 简称 HC) 纸浆就是指纤维浓度大于 15% 的纸浆, 中浓 (Middle-consistency, 简称 MC) 纸浆, 就是指纤维浓度在 $7\% \sim 15\%$ 范围内的纸浆, 而纤维浓度在 7% 以下的纸浆, 就称为低浓纸浆。

第六节 低浓制浆过程所存在的问题

纸浆主要是以纤维作为固体物质的悬浮液, 属多相流体, 当纤维浓度达 7% 以上时, 就丧失了流动性, 用一般的离心泵送系统就难以输送, 致使我国造纸工业多数制浆厂仍沿用传统的方法, 在低浓条件下运行, 即纤维浓度在 7% 以下 (一般 $3\% \sim 5\%$)。由于浓度低, 工艺流程复杂, 废液量大, 又无法进行中高浓少污染漂白技术及其他中高浓技术, 这就使得制浆厂存在水耗大、能耗大并污染环境等严重问题。

水耗能耗大是低浓制浆工艺的最大问题。纸浆的泵送是制浆造纸厂运作强度最大的操作单元, 所消耗的功率在现代制浆厂中就要占 $15\% \sim 20\%$ 。由于低浓输送, 在输送低浓纸浆的同时, 就有大量的水被循环输送, 反复消耗无用的电能和热能, 使制浆厂用于泵送的功率超过制浆过程总功率的 25% 以上, 有的甚至达到 30% 。

低浓制浆工艺的纸浆漂白常采用传统的氯化—碱处理—次氯酸盐漂白三段漂白方法, 即 CEH 漂白, 会产生大量的 AOX 有毒有害物质, 成为制浆厂的最重要污染源, 而且由于 AOX 难以降解, 直接排入江河湖海, 使纸浆漂白废水对水环境产生严重污染。

在 CEH 三段漂白中, C 段和 E 段废水呈酸性, 如回用于洗浆或配用蒸煮药液, 由于氯化钠易溶于水, 将导致碱液氯离子富集, 势必降低绿液苛化后的碱浓度, 同时富集的氯离子对设备具有很强的腐蚀性, 因而 C 段和 E 段的滤液无法直接回用。目前多采用自循环方法, 一般按 50% 的比例自循环, 而 H 段滤液可全部回到 C 段和 E 段作洗涤水, 这样虽减少了一定量的废水排放, 但漂白系统的总废水量也在 $100\text{m}^3/\text{t}$ 浆或以上。如 C 段和 E 段的滤液全部排出, 那废水量就更大, 污染就更为严重。

低浓制浆工艺的第三个问题是纤维及化学品流失严重, 在低浓条件下, 纸浆中的 95% 以上是水, 大量化学品溶于水中或是悬浮于水中, 容易最终随废水而流失, 既浪费

又污染环境，或增加废水处理难度。在低浓纸浆的洗涤、浓缩过程中，由于水的大量存在而增加了脱水负荷，并使纤维流失严重，或增加了纤维回收强度。

低浓制浆工艺还增加设备运行时间，降低了设备工作效率，缩短了设备使用寿命，既浪费能源，也增加了操作成本，使设备的单位产能需要更大的功率，事实上是对设备提出了更高的要求。

造纸工业发展至今，制浆厂的规模效益日益明显，低浓制浆由于单位产能需要更大功率的设备及更大占地面积的构筑物，这就难以建设大规模产能的制浆厂，例如，按一般氯化工艺条件，日产 100t 用于浆的氯化塔的有效容积约需 90m³。从而也就丧失制浆生产规模效益的优势，限制了我国造纸工业的发展。

第七节 中高浓制浆造纸技术是造纸工业清洁生产的关键技术

由于中高浓制浆造纸技术能应用于制浆造纸的整个工艺过程，除了可高效节能降耗及减少污染之外，还可简化流程，缩小设备尺寸，减少纤维和化学品损失（流失），改善工作环境，可实现大规模生产等优点，是制浆造纸工业清洁生产的关键技术。在减少污染中，最关键的是可实现中高浓全无氯漂白及无元素氯漂白，消除用氯漂白废水中由于 AOX 的大量存在对环境所造成的严重污染。

从 20 世纪 80 年代初期开始，国际制浆造纸学术刊物就突出宣传中高浓制浆造纸技术，认为制浆造纸工业面临的一个重要问题就是如何提高各工序中纸浆的浓度，使其达到中浓或高浓。至今，中高浓制浆造纸技术已成为制浆造纸工业的基本概念和基本方法。要解决中高浓制浆造纸技术的问题，就需要很好地了解流体力学及纤维悬浮液流体力学理论，了解能量传递原理及热量传递原理。

中高浓制浆造纸技术简称中浓技术（Medium Consistency Technology）或称 MC 技术以及高浓技术（High consistency Technology）或称 HC 技术，是 20 世纪 80 年代开始首先在北欧应用的新技术。它是在蒸煮（或磨浆）之后以 7%~15% 的中浓度进行泵送、贮存、洗涤、筛选、漂白和打浆以及某些单元以 15% 以上的高浓或超出常规数倍的浓度进行工艺操作的制浆造纸过程，从而克服了低浓制浆过程所存在的缺点，是高效、低耗、少污染的制浆造纸技术。例如：①中高浓技术提高了纸浆浓度，大幅度降低了用水量，加上工艺过程简化，减少了不必要的稀释和浓缩操作，从而降低了电耗和废液排出量，缩短了制浆车间占地面积；②中高浓技术实现了中高浓纸浆少污染漂白技术，从而降低了排出废液的污染程度；③中高浓技术提高了废液浓度，使废液更易进行处理；④中浓技术在制浆各单元作业中都基本上在同一浓度下进行，这就使制浆处于稳定平衡状态，可以提高纸浆的质量和得率；⑤在造纸机的纸浆流送与纸页成形过程中实现超出常规浓度数倍的高浓纸浆流送与成形，可达到高效节能的目的。

图 1-1 所示的是一条实施无元素氯漂白（ECF）工艺的中浓漂白技术生产线，这是一条现代化的典型的中浓技术流程，利用超间歇蒸煮（Super Batch）、两段氧脱木素，高浓臭氧漂白再接一个漂序为（EO）DD 或 QPP 漂白流程，可生产无元素氯漂白浆，也可生产全无氯漂白（TCF）浆。据报道，蒸煮后的洗浆和氧脱木素后的洗浆均是采用

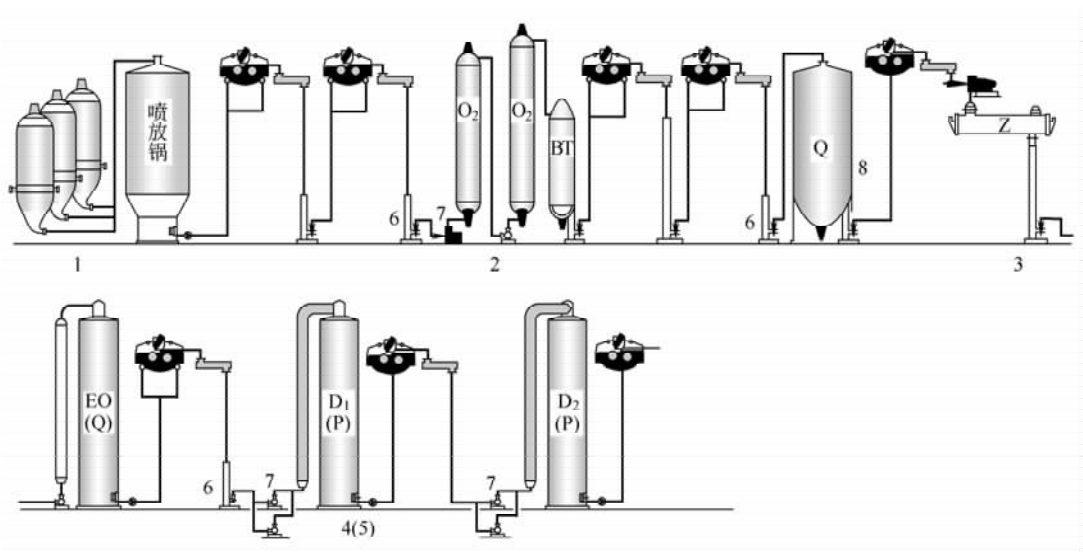


图 1-1 中浓纸浆无元素氯漂白技术或全无氯漂白技术的生产线

(选自 Metso 公司“化学浆现代漂白技术指南”)

- 1—蒸煮工段 2—氧脱木素工段 3—臭氧漂白段 4—以二氧化氯漂白为主的
(EO) DD 漂白工段 5—以过氧化氢漂白为主的 QPP 漂白工段
6—中浓浆泵 7—中浓混合器 8—中浓预处理塔

置洗涤机，而漂白工段用的洗浆是采用真空鼓式洗浆机，各单元之间用中浓浆泵输送中浓纸浆，氧脱木素及各漂白单元都应用了中浓高剪切混合器。

从图 1-1 中可看出此中浓纸浆漂白生产线包括如下设备：

(1) 8 台用于输送中浓纸浆的中浓浆泵，例如把中浓贮浆塔的纸浆泵送到中浓氧漂白反应塔，又把氧漂白后的纸浆抽送到中浓漂白段。

(2) 7 台中浓混合器，其中 2 台用于中浓氧脱木素段，1 台用于中浓氧碱处理段，4 台用于中浓二氧化氯漂白段。

(3) 2 台中浓氧漂白反应塔。

(4) 2 台中浓二氧化氯漂塔。

(5) 1 台中浓 EO 处理塔。

(6) 数台中浓贮浆塔。

(7) 8 台真空鼓式洗浆机。

(8) 1 台中浓臭氧漂白装置。

另外，与中浓技术比较，高浓技术在某些方面比中浓技术更有优越性，例如：

(1) 可减少脱水设备，缩小贮浆塔或贮浆池的容积。

(2) 显著地改善技术经济指标，如降低各种化学药品及水、电、汽的消耗。

(3) 高浓技术必然会减少用水，因此使废水的排出量减少，这对降低污染和减少废液处理回收工作量具有重要意义。

(4) 某些高浓技术，如高浓打浆，高浓容浆等可提高纸浆的质量，高浓过氧化氢漂

白可明显提高漂白的效率。

第八节 中高浓制浆造纸技术主要操作单元

一、中高浓制浆造纸技术的操作单元

中高浓制浆造纸技术包括中浓操作单元、高浓操作单元及纸浆浓度比常规高数倍的“高浓”操作单元。

1. 中浓操作单元

(1) 中浓纸浆泵送单元, 简称中浓泵送 (MC-Pumping)。

(2) 中浓纸浆与化学品或其他物质的高均匀度混合单元, 简称中浓混合 (MC-Mixing)。

(3) 中浓纸浆洗涤浓缩单元, 简称中浓洗涤 (MC-Washing)。

(4) 中浓纸浆筛选单元, 简称中浓筛选 (MC-Screening)。

(5) 中浓纸浆氧脱木素单元, 简称中浓氧脱木素 (MC-Oxygen delignification)。

(6) 中浓纸浆漂白单元, 简称中浓漂白 (MC-Bleaching)。

(7) 中浓打浆单元, 简称中浓打浆 (MC-Beating)。

中浓泵送常被作为其他中浓操作系统的动力单元, 中浓混合常用于中浓氧脱木素和中浓漂白的生产系统。纸浆在中浓条件下常分三个档次, 即 7%~10%, 10%~13%, 13%~15%, 目前中浓条件常控制在 10%~13% 的浓度范围。

2. 高浓操作单元

(1) 高浓纸浆浓缩单元, 简称高浓浓缩 (HC-concentrating);

(2) 高浓纸浆输送单元, 简称高浓输送 (HC-Pumping);

(3) 高浓纸浆与化学品或其他物质的高均匀度混合单元, 简称高浓混合 (HC-Mixing);

(4) 高浓纸浆漂白单元, 简称高浓漂白 (HC-Bleaching);

(5) 在高浓操作单元中, 纸浆浓度常分 25%~30%, 30%~35% 两个档次, 目前常控制在 25%~30% 的浓度范围。

3. 另类高浓操作单元

纸浆在筛选时, 在工程实践中往往把筛选浓度提高到比常规筛选浓度高出数倍进行筛选, 这种筛选操作单元称为高浓筛选, 其筛浆机称为高浓筛, 例如高浓压力筛的进浆浓度高达 3%~6%, 一般为 4%。而常规筛选浓度在 2% 以下。

纸页在抄造时, 纸浆的流送与成形中的常规浓度为 1% 以下, 但“高浓”流送与成形, 其浓度在 2% 以上, 也超出常规浓度的数倍, 工程上也常称为高浓流送与成形, 属于纸页抄造时的高浓技术。

由于上述两个操作技术的目的与中高浓制浆造纸技术的目的是是一致的, 也是为了节能、节水、减少废水排放, 属生产新技术, 因此也把这两个技术归纳到本书研究范围。

二、中浓操作单元简介

1. 中浓泵送

中浓泵送是实现中浓技术的关键，因此，可输送中浓纸浆的中浓浆泵就成为中浓技术的关键设备并已普遍应用于造纸工业。

中浓泵送具有下列优点：

(1) 能从中浓贮浆塔中直接抽送中浓纸浆而不需要进行稀释。

(2) 中浓泵送系统有除气装置，除气后的纸浆有利于洗涤、漂白等操作单元的操作。

(3) 中浓浆泵是专门用于输送中浓纸浆而设计的离心浆泵，它的开式叶轮允许包含有节子或废料的纸浆通过。

(4) 中浓浆泵与容积式高浓浆泵比较，制造成本低得多，与低浓浆泵比较，操作成本要低得多，具有节能和简化流程的优点，经济效益相当显著。

2. 中浓贮存

中浓贮存可缩小厂房面积，减少能耗。低浓制浆过程的卧式贮浆池贮浆浓度一般都低于 5%，为了使浆池中纸浆保持悬浮和均匀地混合，每个浆池都附设有循环推进器，由于浓度低，浆池占地面积大，耗水量和动力消耗也大。在低浓过程中也有用立式贮浆塔贮存中浓纸浆的（浓度一般在 12%~14%），但由于没有中浓浆泵配合，就只好在贮浆塔下部加水稀释，让浓度降到 6% 以下，用低浓浆泵抽出，如图 1-2 (a) 所示，同样存在能耗过大的问题；如对中浓贮存，每一台贮浆塔只需要一台中浓浆泵，如图 1-2 (b) 所示，输送每吨风干纸浆，其动力消耗只有前者的 1/5。

3. 中浓洗涤

中浓洗涤过程是使纸浆在中浓度下通过扩散、过滤、挤压等作用，使纤维与废液分离。中浓洗涤常采用中浓压力置换洗涤塔、真空鼓式洗浆机或 DD 洗浆机、带式洗浆机等洗浆设备。

纸浆从蒸煮段经过压力扩散器进入中浓贮浆塔，中浓浆泵把贮浆塔中纸浆抽送到中浓洗浆机进行洗涤，故这一操作单元还需要中浓浆泵及中浓贮浆塔等装置。

4. 中浓筛选

中浓筛选过程与低浓筛选过程的目的一样，是使纸浆用过筛的方式分离出非纤维性杂质，以保证纸浆质量，只不过纸浆浓度保持在中浓范围内。由于中浓筛浆机目前处于研究试验阶段，中浓筛选还未见有在工程上应用的报道，图 1-3 所示的为中浓筛选试验系统的工艺流程图。

如图 1-3 所示，用中浓浆泵把纸浆送到一级中浓筛选系统，第一台筛浆机所得良浆

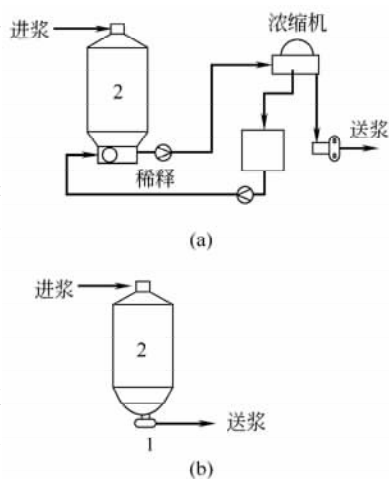


图 1-2 中浓贮浆装置

(a) 采用低浓输送的中浓贮存装置，
总能耗为 25kW/t 风干浆

(b) 采用中浓输送的中浓贮存装置，
总能耗为 5kW/t 风干浆

1—中浓浆泵 2—中浓贮浆塔

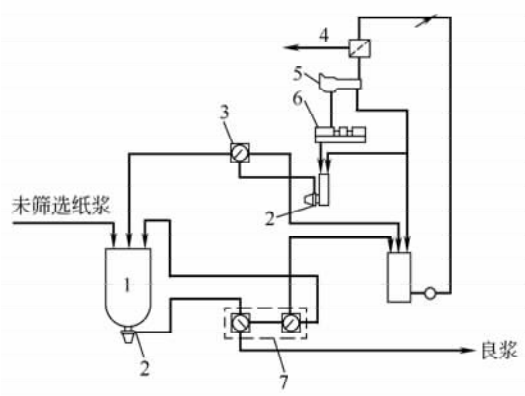


图 1-3 中浓筛浆系统

- 1—贮浆塔 2—中浓浆泵 3—二级中浓筛浆系统 4—除节机 5—压力螺旋
6—磨浆机 7—一级中浓筛浆系统

直接送到中浓氧脱木素段，粗浆送入第二台筛浆机进行筛选，所得良浆再送回到贮浆塔，其粗浆送到粗浆贮塔，经过除节机及磨浆机的处理后，再用中浓浆泵送入二级筛浆系统的筛浆机，其良浆送入贮浆塔，其粗浆送到粗浆贮塔与一级筛浆系统的粗浆汇合并混合。这里，一级筛选系统有二台筛浆机，串联安装。

中浓筛选系统也可以由两台同样型号的筛浆机并联使用作为第一段的筛选及另一台筛浆机作为第二段的筛选所组成。第一段筛浆机的粗浆作为第二段筛浆机的进浆，第二段筛浆机的良浆和贮浆塔的原浆混合后成为第一段筛浆机的进浆，其粗浆经处理后与第一段筛浆机的粗浆汇合。可以

可以看出，中浓筛选需要中浓浆泵、中浓贮浆塔、中浓筛浆机及除节机等设备。

5. 中浓氧脱木素

经过多年的研究，氧脱木素的机理已清楚，而且带压操作及碱性条件已确定为两个基本因素。但是，由于氧气在水中的溶解度较低，无法达到较高的传质速率使氧气到达纸浆并与之反应，因而可认为纸浆中水的含量成为决定氧脱木素效率的另一关键因素，这就决定了氧脱木素只能在中浓或高浓条件下进行。又由于中浓纸浆氧脱木素技术及装备相对于高浓较安全和较容易实现，应用就更广泛。

木素在碱性条件下可由氧进行分解，中浓碱性纸浆用氧进行脱木素，就是中浓氧脱木素。中浓氧脱木素的典型流程如图 1-4 所示。氧在中浓混合器内与湍流状态下的纸浆进行混合，然后送入升流式反应塔在适当工艺条件下氧化反应。经过氧脱木素后的纸浆送到洗涤系统。在洗涤后纸浆浓度再稀释到 12% 左右，用中浓浆泵送到中浓贮浆塔。

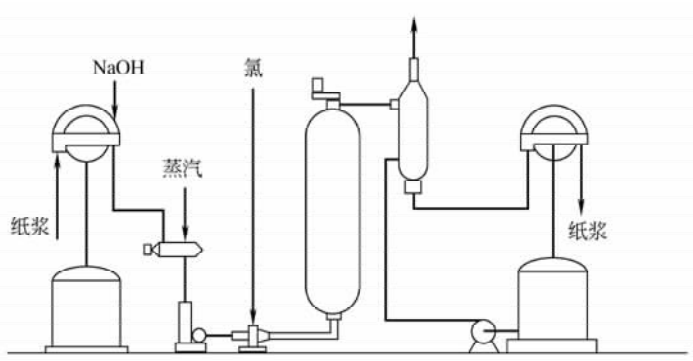


图 1-4 中浓氧脱木素典型流程

中浓氧脱木素单元需要中浓浆泵、中浓混合器、中浓反应塔、中浓贮浆塔及中浓洗涤机等设备。

6. 中浓漂白

经过氧脱木素的纸浆，在中浓条件下进行漂白，以使纸浆白度达到所要求的程度。漂白系统可以是三段，也可以是五段，进行 ECF 漂白，如漂序：D-EO-D1；D-EO-D-E-D；H-Q-P。

也可以进行 TCF 漂白，如漂序：Z-EOP-P；Z-EOP-P-P。

其中 D 为二氧化氯漂白；EO 为氧碱处理；P 为过氧化氢漂白；Z 为臭氧漂白。

图 1-1 所示的是氧脱木素及中浓纸浆四段漂白系统。用中浓浆泵从中浓贮浆塔中抽出纸浆，进入漂白系统第一段为臭氧漂白，第二段为氧碱处理，可借助一个安装在中浓浆泵外法兰上的分配器把氧气送入系统中；第四段为二氧化氯漂白。第三、四段漂白可改造成过氧化氢漂白，就把 ECF 漂白改变成 TCF 漂白了。

7. 中浓打浆

在中浓条件下，通过机械作用等物理方法给予纸浆一些特定的性质，以保证所生产的纸页能达到预期的质量，就是中浓打浆。

中浓打浆过程需要中浓浆泵和中浓打浆机等设备。

中浓技术还包括其他一些中浓操作单元设备，如中浓碎浆机、中浓分散器等。

三、高浓操作单元简介

1. 高浓泵送

高浓浆泵主要用于高浓漂白系统的纸浆输送，特别是用于高浓漂白的升流塔及降流塔，如碱化塔、次氧酸盐漂白塔及过氧化氢漂白塔等的纸浆输送。另外，高浓浆泵还用于纸浆的高浓贮存、高浓输送系统、高浓打浆，高浓容浆等高浓工艺技术。

我国制造的高浓浆泵输送浓度可达 20%，同时也可以输送中浓度范围的纸浆。但随着某些高浓工艺逐步由中浓技术所取代，加上高浓过氧化氢漂白系统的纸浆浓度已达 28% 以上，一般高浓浆泵也难以输送，使得高浓浆泵的发展相当缓慢。

2. 高浓纸浆的漂白

高浓技术应用于制浆过程的历史比中浓技术还长，虽然有些高浓操作已逐渐为中浓操作所取代，但有些单元操作中浓技术是无法替代的，如高浓磨浆及高浓磨浆机，高浓搓磨机等，在高浓纸浆漂白技术中，高浓过氧化氢漂白及高浓臭氧漂白，是目前应用较多的漂白技术。

3. 高浓流送与成形

目前多数造纸机在纸页成形过程中的纸浆上网浓度一般在 0.1%~1.0% 范围内，如把上网浓度提高到大于 2% 甚至达到 3% 的几倍于传统的操作浓度，并仍能维持流浆箱及成形部正常稳定的运作，这种技术方法，就可称为高浓流送与成形技术。

高浓流送与成形可节省大量的输送能量，也节省大量的造纸用稀释水，提高了造纸机的效率；同时，由于高浓成形的特殊成形方式，使得纸页中的填料和微细组分留着率增加，并使纸页有更好的结构特殊性和强度。

高浓流送与成形技术虽然其操作浓度一般在 3% 以下，但与传统浓度比较应称为“高浓”了，与上述的中浓技术在节能、节水、减少污染方面具有同样的重大作用，也

同样是制浆造纸工程达到研究发展的关键技术。

第九节 中高浓制浆造纸技术的经济效益

中浓技术的经济效益主要表现在大幅度节电节水，降低热能消耗，特别是减少了化学品的消耗，从而降低了总操作成本。另外，由于减少了废液排出量，降低了废液污染程度，改善了周围环境，从而减少废水处理负荷，也减少了经济开支。

对于新建的制浆厂或造纸厂的制浆车间，采用中浓技术还由于简化了流程而缩小了占地面积，节省了一些设备开支，从而减少了建厂投资。

下面就以中浓技术几个主要操作单元为例进行说明。

1. 用中浓浆泵输送中浓纸浆

中浓浆泵是中浓制浆系统各个操作单元的纸浆输送动力设备，是实现中浓技术的关键，因此研制中浓技术及装置的第一步就必须先研制中浓浆泵。

国内最先研制成功的 ZBJ₃₁ 湍流式中浓浆泵，它的输送能力为 150~250t/d，输送纸浆浓度 10%~13%，出口压力为 4.5×10^5 Pa，某厂用来给打浆机送浆，改进了原有使用的输浆系统，输送每吨绝干浆耗电由原来的 24kW·h 降到只需要 4.8 kW·h，同时减少了用水量。表 1-9 所示的为高、中、低浓度的纸浆输送能耗的比较，表中所列的泵送设备全为国产设备。可以看出吨浆能耗：中浓输送为低浓输送的 65%，高浓输送为低浓输送的 58%。

表 1-9 高、中、低浓纸浆输送能耗的比较

浓 度	型 号	输浆能力/ (t/d)	配置电机功率/ kW	扬程/ m	吨浆能耗/ (kW·h/t)
高浓(20%)	ZBG ₂	150	30	40	4.8
中浓(12%)	ZBJ ₃₁	200	45	37~39	5.4
低浓(4%)	ZBJ ₁₁	38.4	13	24	8.2

2. 中浓氧脱木素

中浓氧脱木素的经济效益在两个方面体现出来。一是在生产同样纸浆的条件下，采用中浓氧脱木素可降低操作费用；二是可降低漂白废液的污染程度，从而可减少废水处理费用。

据报道，生产同样的松木硫酸盐浆（600t/d），采用中浓或高浓氧脱木素比没采用氧脱木素的操作费用每吨可降低 8~9.6 美元；生产同样的桦木硫酸盐浆，每吨浆也可降低 3.2~4.8 美元，如表 1-10 所示。

中浓氧脱木素节省废水处理费用及减少漂白废水中的 COD 量。一般来说，具有中浓氧脱木素的漂白系统与没有中浓氧脱木素的同样漂白系统相比，其漂白车间排出液的污染程度将降低 30%，氯消耗量可降低一半，操作成本也可降低。如果氧脱木素段和 EO 段同时采用，漂白车间排出液的污染程度还可降低 40%。如表 1-11 表示，表中资料摘自瑞典的桑斯·德菲布勒特（Sunds Defibrator）公司的产品样本。

表 1-10 中高浓氧脱木素操作费用比较表 单位：元/t 浆

	松 木			桦 木		
	低浓(没采用氧脱木素)	中浓	高浓	低浓(没采用氧脱木素)	中浓	高浓
卡伯值	32	32/15	32/18	20	20/12	20/14
废液 COD(kg/t 浆)	10	10	10	10	10	10
木材	对照值 ^①	+10.6	+10.6	对照值	+4.0	+4.0
用电和蒸汽	对照值	+51.8	+27.9	对照值	+51.8	+27.9
化学品	对照值	-91.6	-74.4	对照值	-55.8	-53.1
用蒸汽 ^②	对照值	-45.2	-38.5	对照值	-27.9	-17.3
总体费用	对照值	-71.7	-74.4	对照值	-27.9	-38.5

① 采用中浓或高浓氧脱木素所增加或减少的费用都是与没采用氧脱木素的低浓过程相关费用作比较的。以人民币元为计算单位。

② 中浓或高浓氧脱木素产生较多的有机物进入碱回收系统，可增加热能和碱的回收量，这里折算为蒸汽比较。

表 1-11 几种漂白方法的废液中固体物含量 单位：kg

漂 白 流 程	白度/% (ISO)	废液(每生产吨浆)			
		色料	COD	氯化物	有机氯化物
不设中浓氧脱木素的三段漂白(D/C-EO-D)	88~89	135	80	63	7.5
具有中浓氧脱木素的三段漂白(O-D/C-EO-D)	88~89	75	45	37	4.5
具有中浓氧脱木素的中浓无元素氯三段漂白(O-D-EO-D)	88~89	30	45	14	1.5

3. 中浓漂白

中浓漂白可采用 ECF 漂白及 TCF 漂白技术，降低了废液的污染程度，这是采用中浓漂白技术的主要收益。

另外，中浓漂白与传统的低浓漂白比较，可减少漂白流程占地面积，降低电耗和热能消耗。根据瑞典卡米尔公司所提供的资料，日产 500t 绝干浆漂白生产线，经改造成中浓线后，经济效益明显。中浓漂白与低浓漂白在几项主要经济指标上的比较如表 1-12 所示。

表 1-12 中浓漂白与低浓漂白经济指标的比较^①

经 济	中浓技术	传统低浓过程
占地面积/m ²	300	2000
建筑物容积/m ³	2600	40000
热能消耗/(MJ/t 浆)	500	1100
电耗/(kW·h/t 浆)	40	120
废水量/(m ³ /t 浆)	15	30

① 产能 500t/d，5 段漂白系统。

硫酸盐浆采用中浓 ECF 漂白和中浓 TCF 漂白，与传统漂白方法比较，废水污染负荷显著降低，可吸附有机氯化物(AOX)大幅下降，既减少污染，又降低了废水处理

费用,如表 1-13 所示。可以看出,中浓漂白与传统漂白方法相比,经济效益和社会效益均相当显著。

表 1-13 不同漂白方法的废水污染负荷

漂白方法	废水流量 (m^3/t 浆)	TSS/ (kg/t 浆)	BCD/ (kg/t 浆)	COD/ (kg/t 浆)	AOX/ (kg/t 浆)	N 含量/ (kg/t 浆)	P 含量/ (kg/t 浆)
传统漂白方法	60~100	12~18	18~25	60~120	2~5	0.3~0.5	0.12
中浓 ECF 漂白 ^①	30~50	10~15	14~18	25~40	0.4~0.1	0.4~0.6	0.10
中浓 TCF 漂白 ^②	30~50	10~15	14~18	25~40	0	0.4~0.6	0.10

① 以中浓二氧化氯漂白为主,具有中浓氧脱木素系统。

② 以中浓过氧化氢和臭氧漂白为主,具有中浓氧脱木素系统。

4. 中浓筛选

中浓筛选的主要经济效益是节电节水。

正常的低浓筛选系统其流过筛浆机的水量一般为 $80\sim 150\text{m}^3/\text{t}$ 浆,纸浆浓缩后,这些水又部分循环使用;如采用中浓筛选,其水量可减少到 $6\sim 11\text{m}^3/\text{t}$ 浆,动力消耗大幅度降低,也可缩小设备占用场地。如实施中浓纸浆的封闭筛选,优势更为明显。

中浓技术的电和蒸汽消耗指标一般如表 1-14 所示,与传统的低浓制浆过程比较,就可知中浓技术是高效率低消耗的先进制浆技术。

表 1-14 中浓技术的能源消耗指标

中浓操作单元	蒸汽消耗/(MJ/t 浆)	动力消耗/($\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 浆)
中浓蒸煮	1750	47
中浓筛选	—	43
中浓漂白	200	40
中浓氧脱木素	450	30

注:日产 1000t 绝干浆生产线的能源消耗指标,来自于瑞典卡米尔公司的资料。

第十节 国内外中高浓技术发展情况

一、中浓技术发展

以 MC 为标记的中浓技术,20 世纪 80 年代初开始就成为制浆造纸工业的重大课题。瑞典的卡米尔公司是这一新兴技术的首家制造商,开发这一技术并建立基础理论的学科带头人和设备研制的组织者是芬兰科学家加列切森(John Gulichsen),他和他的合作者们为开发应用中浓技术进行了不懈的努力。

中浓制浆技术研究的理论起始于对中浓纸浆与氯气混合机理及其二氧化氯漂白机理的研究,在实验研究过程中发现了中浓度纸浆在旋转式混合器内存在一个剪切流动的有趣现象,通过对这一现象的深入研究,就成为了研制中浓浆泵及中浓纸浆混合器的理论

依据。研究中浓制浆技术的这一大门被打开，中浓制浆技术的相关设备以及整套装备就很快被研制出来并用于生产实际。

中浓技术首先在北欧推广应用。例如在瑞典，据 20 世纪 90 年代初统计，已有 50% 硫酸盐木浆采用中浓技术生产，而且这个比例在后来就很快发展到 70%。目前，中浓制浆技术已在国际制浆造纸工业中广泛应用，正如上述，中浓技术已成为制浆造纸领域的基本概念和基本方法。

在中浓技术与装置的发展过程中，其重大研制成果按时间先后列述如下：

1975 年，新西兰奥克兰大学的 G. Duffy 等从实验中得出分散纸浆纤维悬浮液的纤维网络塞体所需的临界剪切应力 τ_d 主要决定于纤维浓度和种类，即

$$\tau_d = kc^a$$

c 为纤维浓度， k 、 a 由纤维种类所决定。

1976 年，瑞典的卡米尔公司研究中浓氯化技术而发现了中浓纸浆的某些潜在的特性，从而研制成功中浓纸浆混合器，并获得专利权。

1980 年，卡米尔公司同芬兰的奥斯龙 (Alhstorm) 公司联合研制成功中浓浆泵。

1981 年，加列切森 (J. Gullichsen) 利用旋转剪切试验装置，测定了不同浆种的中浓纸浆流体化临界剪切应力，并提出了中浓纸浆流体化的理论和中浓技术的概念，根据其理论，中浓浆泵、中浓混合器、中浓贮浆塔等设备得到不断改进。

后来，奥地利的 Andritz 公司和美国 Beloit 公司也先后研制出中浓浆泵。

1981 年，瑞典的桑斯-德菲布勒特公司研制出另一种形式的中浓混合器，并于当年 9 月和 1982 年 1 月分别在法国和西德获得了专利权。

1982 年，芬兰的拉乌玛-雷普拉 (Rauma-Repola) 公司研制出又一型号的中浓混合器。

中浓浆泵和中浓混合器的研制成功，为中浓氧脱木素及中浓漂白技术的开发创造了条件，因此，卡米尔公司等国外造纸机械企业也都在这期间先后研制成功中浓氧脱木素和中浓漂白技术与装置，并投入生产。

目前，国际上已有多家制浆造纸设备的制造公司能够制造中浓技术装置，并在国际上大量销售。但是，随着中浓技术的推广，其技术与设备的价格在 20 世纪 90 年代上涨速度也很快。给中浓技术在中国的推广带来困难。

1995 年，G. Duffy 等人对中浓纸浆的流体化理论进一步完善，阐述了中浓条件下纤维絮聚的机理；同年，J. Bennington 等人研究了中浓纸浆与气态漂白剂的混合机理，测定了中浓机械浆在高气含量下的流体化临界剪切应力。

Hietaniemi 于 1996 年给出了纤维絮聚的数学模型，给出了流体化时纸浆剪切应力与能量耗散的关系，从而为定量计算中浓纸浆流体化时的能量耗散提出一条可行的方法。

由于在纤维或纤维絮聚的水平上研究纸浆流动，存在的影响因素比较多而显得十分困难。因此，直到目前，这一领域的研究依然在继续，研究成果不断应用到中浓技术设备的研制和改进上，出现了几个比较著名的以生产研发中浓技术设备的公司，如奥地利的 Andritz 公司，芬兰的 Metso 公司等，各种形式的中浓浆泵、中浓混合器及其他相关

设备相继研制出来, 这些产品各有所长, 在生产中应用的中浓技术设备也在结构、控制、操作等方面不断地得到完善。

中浓技术的经济效益和对传统制浆技术的重大影响, 已引起国内造纸专家及轻工主管部门的高度重视。陈克复于 1985 年就开始中浓纸浆流体化机理的研究, 并分别于 1991 年和 1997 年在《北欧造纸技术研究》和美国的《传热学与流体力学》杂志发表了关于中浓草类浆流体化的研究成果。中浓技术相关装备的研制工作也逐步开展。1986 年, 原轻工部专门立项, 由杭州轻工机械设计研究所, 原天津轻工业学院和天津轻工业机械厂联合承担中浓浆泵、中浓混合器的研制任务, 由薛宗华、陈克复、官日彬担任主持人, 于 1987 年研制成功中浓浆泵和中浓高剪切混合器, 1987 年 11 月在吉林造纸厂通过原轻工部的鉴定, 使我国成为当时少数几个能制造中浓浆泵和中浓混合器的国家之一, 受到国家的高度重视, 于 1989 年获得国家科技进步三等奖。近十几年来, 我国制浆造纸机械制造业有了很大发展, 陆续研制出中浓漂白技术装备、中浓氧脱木素技术装备、中浓洗浆机, 并已应用于生产。

二、高浓制浆技术的发展

由于高浓纸浆氧脱木素、高浓纸浆漂白工艺的试验成功及发展, 国外 20 世纪 60 年代以后就有了高浓纸浆输送技术及高浓纸浆与化学品的混合器技术的试验报告, 70 年代后就陆续研制成功高浓浆泵、高浓混合机、高浓贮浆塔, 升流式与降流式的高浓漂白塔, 高浓打浆机等, 并应用于生产。

我国制浆造纸工业使用高浓浆泵等高浓技术装备的时间也不短, 主要在 80 年代后就开始了, 但只有在对高浓纸浆漂白技术的逐步理解和认识后, 才开始应用高浓浆泵等高浓技术装备, 即使到现在, 应用的台数或操作单元也不多。

80 年代初, 当时天津轻机厂研制成功高浓浆泵并开始生产出, 有了高浓浆泵, 高浓纸浆贮存、高浓打浆及高浓漂白等高浓工艺的的实施才具备了条件。

90 年代始, 我国开始引进了高浓纸浆漂白生产线, 主要是高浓过氧化氢漂白, 同时, 国内有的轻机公司也开始制造高浓过氧化氢漂白系统, 使高浓工艺技术逐步为人们所认识。

参 考 文 献

- [1] 余贻骥. 现代制浆造纸技术的发展 (一)——采用新技术的时代背景和取得的主要效果. 纸和造纸, No. 1, P1, 2003
- [2] 余贻骥. 现代制浆造纸技术的发展 (二)——现代造纸工业已应用的一些主要新技术. 纸和造纸, No. 2, P6, 2003
- [3] 余贻骥. 现代制浆造纸技术的发展 (三)——关于国内造纸工业开发采用高新技术的思考. 纸和造纸, No. 3, P7, 2003
- [4] 《纸和造纸》编辑部. 纸和造纸, 2003 年 No. 卷首语
- [5] 陈克复主编. 制浆造纸机械与设备. 第二版 (上、下册). 北京: 中国轻工业出版社, 2003
- [6] 张军春编译. 先进的桉木制浆生产线. 国际造纸, Vol, No. 5

- [7] 张栋基著. 高得率纸浆, 涂布纸技术及市场动态. 广东: 广东经济出版社, 2005 版
- [8] 胡宗渊. 认真贯彻科学发展观, 促进我国造纸工业稳定健康发展, 造纸信息, No. 5, P9, 2005
- [9] 顾民达. 造纸工业回收现状与节水对策. 中国造纸年鉴. 北京: 中国轻工业出版社 P214, 2003
- [10] 顾民达. 中国造纸工业的节约用水问题. 中华纸业, No. 9, P13, 2003
- [11] 中国 21 世纪初可持续发展行动纲要. 造纸信息, No. 9, P1, 2003
- [12] Kristina idmer, Oxygen bleaching of kraft pulp: high consistency vs . medium consistency, Tappi J. Februyt, P47, 1988
- [13] Johan Gullischer, Carl-Johan Fogelholm, countineous cooking application, papermaking science & Technology, Book6, chapter9
- [14] 陈克复编著. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994
- [15] 胡楠, 陈克复. 浆料输送与输送机械. 北京: 中国轻工业出版社, 1991
- [16] Kamy, "MC-Technology", China Paper, 87-Shanghai, October, P12-13, 1987
- [17] J. Gullichsen, Tappi, vol. 64, No. 6, P69, 1981
- [18] G. Duffy and A. Thitchener, Svensk paperstid, vol. 78, No. 13, P474, 1975
- [19] G. Duffy, Flow of MC wood pulp fiber suspensions, Appita, vol. 48, No. 1, P51-55, 1995
- [20] J. Bennington, etal, the yield Stress of MC and HC Mechanical Pulp fiber suspension at high gas contents, J. of pulp and paper science, Vol. 21, No. 4, P111-118, 1995
- [21] Chen kefu, Chen shumei, Nordic pulp and paper Research J. Vol. 6, No. 1, 1991
- [22] Chen kefu, Chen shumei, Exerimental Thermal and Fluid Science, Vol. 14, No. 2, P149, 1997
- [23] Metso 公司设备样本. 化学浆现代漂白技术指南. 2003 年 12 月
- [24] 中浓浆泵课题组. ZBJ31 湍流离心式中浓浆泵的研制. 中国造纸, No. 3, P3, 1989
- [25] 李军, 陈克复. 中浓氧脱木素塔的设计与研究. 中国造纸, No. 12, P20, 2004
- [26] 李军, 陈克复. 中浓纸浆双塔氧脱木素及其管路布置. 中国造纸, No. 1, P32, 2005
- [27] 邝仕均, 陈启钊等. 我国若干纸厂漂白废水 AOX 含量的测定. 中国造纸, No. 9, P1, 1999
- [28] 田英姿, 陈克复等. 控制 AOX 的产生量. 中国造纸, No. 5, P37, 2003
- [29] 陈克复. 科技创新是我国造纸工业发展的不竭动力. 纸和造纸, No. 1, P5, 2005
- [30] 陈克复. 树立科学发展观 全面推进节水工作——再访造纸行业首位中国工程院院士陈克复教授. 中华纸业, No. 3, P48, 2005
- [31] 陈克复, 胡楠. 我国制浆造纸制造业的进步及面临的任务. 纸和造纸, No. 8, 增刊, P1, 2005
- [32] 陈克复. 重视资源与环境问题. 造纸工业要走可持续发展的新型工业化道路, 中华纸业, No. 9, P10, 2004
- [33] 陈克复. 我国造纸工业对环境的污染及解决方法. 化学进展, Vol. 10, No. 2, P179, 1998

第二章 中浓纸浆的流动特性及流体化技术

第一节 概 述

一、纸浆中的水与纤维含量

在纸浆中的水具有重要作用：在输送时，用于“支撑”纤维以实现纸浆流动；在很多漂白反应中，水本身也是一种反应剂，可以溶解化学品、溶解纸浆的其他成分；在筛选洗涤中，纸浆中的水又被分离并用于纸浆本身的洗涤；在抄纸时，纸浆中的水被称为纤维及化学品的载体。因此，在目前的制浆造纸技术中，纸浆中的水是不可缺少的。但在制浆过程中，浆—水的关系是复杂的，不同的操作单元，所得的比例不同，如表 2-1 所示。

表 2-1 浆—水的关系表

制浆造纸过程的操作单元	绝干纤维比例/ %	水的比例/ %	制浆造纸过程的操作单元	绝干纤维比例/ %	水的比例/ %
卷纸	>90	<10	在降流漂白塔底漂后纸浆稀释泵送	3~5	95~97
风干浆	90	10	造纸机高浓流浆箱	2~3	97~98
压榨	40	60	造纸机流浆箱	<1	>99
中浓漂白	9~13	87~91	中浓打浆	≥10	≤90
中浓洗涤	12	88	高浓筛选	>2	<98

二、纸浆中的气体含量

很多文献都认为，其实纸浆是水—气—固三相悬浮体，空气在纸浆中占有一定比例的体积，特别是中浓纸浆和高浓纸浆，空气所占体积为总体积的百分之几到百分之十几。

另外，在用气态漂白剂漂白纸浆时，气体所占的体积就更大，在高浓度纸浆氧漂白时，氧气体积相对于总体积超过了一半，在中浓时，氧气体积也将达到 30%~40%；与其他气态漂白剂相比，二氧化氯最易溶解于冷水中，可产生 10g/L 浓度的溶液。因此二氧化氯必须保持低于某一特定压力下，以避免气态下自然分解。在很高的压力下，氧

气才容易被水吸收，而氧和臭氧在水的溶解度是非常低的，故可以气体形态直接应用于纸浆中进行漂白。

在中浓泵送中高浓纸浆之前，纸浆中的空气还未分离、抽出，纸浆中还有空气，在中浓浆泵之后，空气大部分已被分离出，虽然纸浆中空气含量很小，但此时已进入漂白系统，如使用气态漂白剂漂白，由于气态漂白剂的加入，纸浆中的气态物质又增加。可以认为，中浓纸浆在整个处理过程中，确实属于水—气—固三相悬浮体。

三、水—纤维悬浮液

中浓纸浆虽然属于三相悬浮体，而在流动处于稳定状态时，从流体动力学的角度看，水和纤维是决定流动形态的关键因素，气体所起的作用相对较小。整个中浓纸浆团可看为纤维缠绕体并与水络合于一体，形成具有抵抗外力破坏的形体。

虽然可把中浓纸浆看为水—纤维络合体，但中浓纸浆具有特殊的物理性质，若不考虑气体的存在，实验表明，单根纤维所能吸附的水量是一定的，这些水的一部分是紧密的附于纤维细胞壁，另一部分是存在于纤维内腔里。因此，可以认为，单位质量的绝干纸浆其吸附的水量是一个常值。

通过对水的保留值与纤维饱和点的实验可以估算出吸附于纤维细胞壁的水的总量。这个水量取决于纤维特性和初始条件。对于未打浆、未漂白、硫酸盐木浆，每吨绝干浆在纤维细胞壁中能吸附 $1\sim 2\text{m}^3$ 水分。

存在于纤维内腔中水量是多少？对这个量的估算要比估算吸附于细胞壁的水量更加困难。利用简便的计算方法，应用纤维壁的当量厚度和当量直径，并区分厚壁纤维和薄壁纤维。实验表明，厚壁纤维每吨绝干浆大约在纤维腔中能存 1m^3 以上的水，而对薄壁纤维，每吨绝干浆在纤维腔中就能存更多的水量。

若纸浆中的水量大于上述两部分的水量和，那么，多出来的水就游离于纤维的周围，形成纤维溶于水的状态。

第二节 中浓纸浆的纤维网络

纸浆的物理性质是随着浓度的变化而变化的，当浓度低于 0.6% 时，纤维有足够的活动空间，因此絮聚形成的纤维网络并不稳固，其流动性质与水基本相同；随着浓度的提高，纤维的接触和碰撞机会增多，纸浆中液体与纤维之间相互作用加强，絮聚的纤维网络强度增高。故当浓度低于 7% 时，纸浆可看作为无数质点组成的连续介质，具有一定的流动性。若浓度达到 7% 以后，纸浆悬浮液就会丧失流动性。如图 2-1 所示。

一、纤维网络的形成

研究表明，纤维网络主要是由于纤维的缠结导致物理上的结合而黏结于一起的。当纸浆悬浮液被搅拌或受到强烈扰动时，纤维受到黏性力和流体动力的作用而产生弹性弯曲，已产生弯曲的纤维呈现出恢复它们原始状态的趋势，出现弹性变形。由于浓度增大，使得纤维之间接触并交织，纤维受到外力及其相互摩擦力作用而变成自锁状态，从

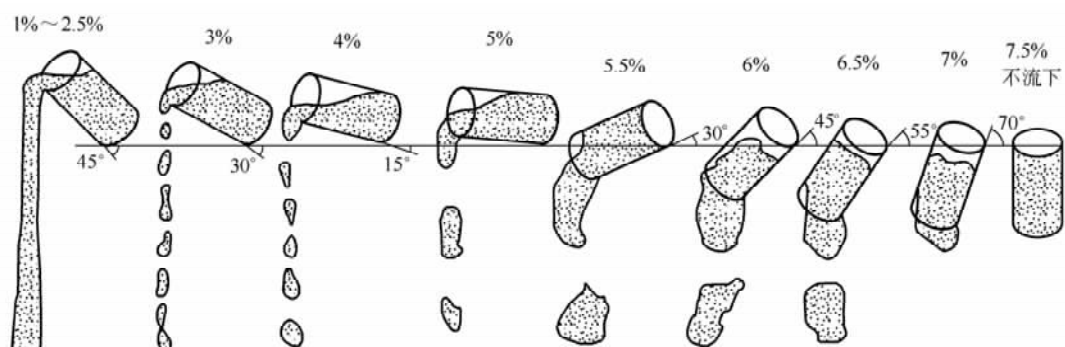


图 2-1 不同浓度纸浆纤维悬浮液的流动形态

而组成了纤维网络，纤维网络中所受的外力可通过纤维之间进行传递。可以说，纤维网络的形成，主要是由于纤维受到外力（黏性力和流体动力）的作用引起弹性弯曲所产生的。安德林（Andersson）的研究也认为，仅仅依靠纤维的相互吸引力及亲和力是不可能产生纤维网络的，纯粹的化学吸附力对于纤维交织成网络或絮聚成团束仅起到很少的作用，与上述外力比较，完全可以忽略。

进一步研究认为，纤维的弹性弯曲变形又主要来源于流体动力，只有借助流体动力才有足够的力量使每根纤维平移或旋转，在流体剪切应力作用下引起弹性弯曲并产生内聚力。浓度增大，纤维间的接触点数增多，纤维内聚力增大，相应提高了纤维网络和絮聚团的强度，而且纤维絮聚团的强度要比其网络强度大，在流动的纸浆悬浮液中，絮聚团的行为会如同一个独立的整体一样。从这一角度出发，可以知道纤维悬浮液中纤维网络，其强度最薄弱的地方，必定出现在絮聚团之间的联结部位。要使单根纤维具有独立的行为，剪切应力的作用不仅要使纤维网络分散，更要使纤维絮聚团分散。

二、存在于网络中的作用力

纸浆的表观黏度等物理量随纤维浓度增加而增大，实验证明，在浓度低于 0.6% 时，这种变化呈线性关系，当浓度超过这一定值后，就呈非线性变化，从而体现出纸浆的非牛顿程度。浓度越高，非牛顿程度也越高，到中浓时，纸浆就明显呈现出黏弹性质。纸浆非牛顿程度除与浓度有关外，还与纤维和水之间、纤维与纤维之间的化学和物理作用有密切关系，就纤维的运动来说，主要有：

(1) 纤维与水介质之间的黏性力。单根纤维运动中与水有黏性力存在，纤维网络在运动中与包围它的水环间同样有黏性力存在。

(2) 纤维之间的相互吸引力及交织力，统称结合力。这种结合力将有助于促使纤维交织并有助于促使多根纤维缠结成絮聚物。因此，纤维网络和絮聚团都具有一定的强度，要分散它们需要一定的剪切应力。

(3) 纤维之间的接触产生摩擦力。这种摩擦力使得在分散纤维网络和絮聚物中所存在的能量耗散增大。

这样，要分散纤维网络和絮聚团，就要克服上述三种力的作用。能使纤维网络分散的临界剪切应力称为网络分散力 τ_n ， τ_n 可通过实验测定。

理论和实践已经证实,随着浓度的增加,纸浆悬浮液中的空气含量也相应提高,当浓度达到7%或以上时,只有在一定剪切力的作用下,纸浆悬浮液才会具有流动性。因此中浓纸浆悬浮液的流动特性比低浓条件下时要复杂得多,影响因素也较多,研究中浓纸浆悬浮液的流动性以及流变性,只有在特殊的剪切模型中进行。

三、纤维的弹性弯曲变形产生的内聚力

在一个已形成的纤维网络中,单根纤维处于平衡状态的充分必要条件是:

$$\Sigma \vec{F} = 0$$

$$\Sigma \vec{M} = 0$$

式中 \vec{F} ——纤维所受的外力

\vec{M} ——纤维所受的力矩

假设单根纤维仅仅发生弹性变形,所受力
的作用线不在同一条直线上,则满足式(2-1)和式(2-2)的单根纤维就需要与其他纤维至少有三个接触点,如图2-2所示。

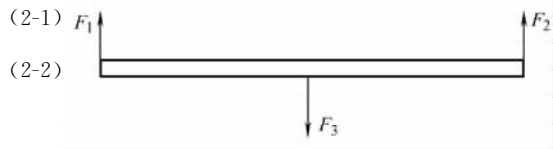


图 2-2 单根纤维的受力模型

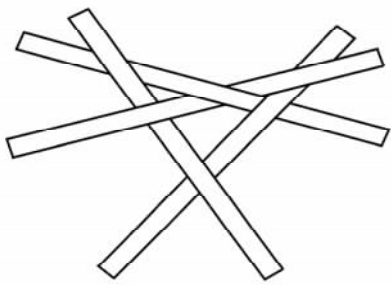


图 2-3 最简单的稳定的纤维网络模型

由此可知,构成纤维絮聚的最少纤维根数为4根,如图2-3所示。

随着纤维根数的增多,纤维网络的结构也越来越复杂,但是对于每一根纤维而言,均服从式(2-1)和式(2-2)。

以图2-3为例,参考网络中单根纤维的受力分析(图2-2),应用弹性梁的弯曲理论,可计算出纤维当产生挠度为 f 的弹性变形时,纤维所受到的力为

$$F = \frac{3EI}{L_1^3} \cdot f \quad (2-3)$$

式中 F ——纤维所受的作用力

EI ——纤维的抗弯刚度

L_1 ——两节点间的距离

f ——纤维的最大弯曲挠度

Wahren 在其研究中发现,纸浆悬浮液的体积浓度 c_v 与纤维的长径比 A 以及纤维与纤维之间的接触点数 n_c 有如下关系:

$$c_v = \frac{8\pi A}{\left(\frac{A}{n_c} + \frac{n_c}{n_c - 1}\right)^3 (n_c - 1)} \quad (2-4)$$

当 $1 \ll n_c \ll A$ 时,对式(2-4)进行简化,可得

$$c_v \approx \frac{8\pi}{A^2} \cdot n_c^2 \quad (2-5)$$

$$n_c = \sqrt{\frac{c_v A^2}{8\pi}} \quad (2-6)$$

假设纤维长度为 l ，直径为 d ，纤维弯曲的曲率半径为 r_c ，由于纤维弯曲挠度较小，则有

$$A = \frac{l}{d} \quad (2-7)$$

$$\theta \approx \text{tg}\theta = \frac{f}{\frac{l}{2}} \approx \frac{\frac{l}{2}}{r_c} \quad (2-8)$$

$$f = \frac{l^2}{4r_c} \quad (2-9)$$

因为纤维长度 l 与 n_c 有如下关系

$$L_1 = \frac{l}{n_c - 1} \quad (2-10)$$

将式 (2-6)，式 (2-9)，式 (2-10) 进行合并整理，然后代入式 (2-3) 中得

$$F = \frac{3EI}{4r_c l} \left(\frac{A}{2} \sqrt{\frac{c_v}{2\pi}} - 1 \right)^3 \quad (2-11)$$

设纤维弯曲的曲率半径 $r_c = k_1 l$ ，其中 k_1 为常数，则

$$F = \frac{3EI}{4k_1 l^2} \left(\frac{A}{2} \sqrt{\frac{c_v}{2\pi}} - 1 \right)^3 \quad (2-12)$$

令 $k = \frac{3}{4k_1}$ ，则上式可以改写成

$$F = \frac{kEI}{l^2} \left(\frac{A}{2} \sqrt{\frac{c_v}{2\pi}} - 1 \right)^3 \quad (2-13)$$

从式 (2-13) 可以看出，纤维的弯曲变形产生的内聚力受到纤维的特性抗弯刚度、纤维浓度、纤维长度及节点数的影响。由于纤维的弯曲挠度较小，在产生同样弯曲挠度下纤维长度越长，在纤维接触点因弯曲变形所产生的力越小，纤维间相接触的摩擦内聚力也就越小。从另一个角度看，在外力作用下越长的纤维越容易弯曲变形，纤维与纤维越容易交织在一起，交织的节点更多，纤维网络更牢固。另外，纸浆悬浮液的体积浓度对纤维弯曲变形在纤维接触点产生的力有较大的影响，体积浓度越大，内聚力越大，表明已弹性弯曲的纤维在一定浓度下是不容易恢复其原始状态，更容易交织成纤维网络塞体，并存在絮聚团束。

四、关于纤维网络的五点假设

要使中浓纸浆能在管道中流动，只有在一定的初始条件下才能实现。例如，利用机械的方法给它施加足够的剪切力，纸浆经过一段时间的“混乱”状态后，纤维就逐渐趋于稳定状态并相互交织成网络。连贯的网络经过“挤压”就成为网络塞体。在外力继续作用下，网络塞体保持低速流动。实验证明，此时关于网络塞体的下列五点假设是正确的：

- (1) 网络塞体表面较为光滑，突出塞体表面的纤维甚少；
- (2) 与管壁之间的水环界线分明，水环内只包含水和少量的纤维碎片，但水环厚度很小；
- (3) 水环中的剪切作用是层流剪切，剪切力作用于纤维网络表面；
- (4) 水环厚度与网络塞体尺寸比相当小，因此塞体速度就近似于流道内的平均流速，作用于网络塞体表面的剪切应力近似等于管壁剪切应力；
- (5) 横过水环厚度的速度分布是线性的。

由于中浓纸浆浓度大，具有明显的黏弹性，多根纤维缠结的复杂絮聚团增加，网络本身具有较强的整体性和强度，使中浓纸浆成为近似于黏弹性体的物质，即具有黏性的同时还具有弹性，浓度较低时，黏弹性还不太明显；浓度越高，黏弹性就越明显，纤维网络具有较高的剪切强度。这样，虽然纤维网络在一定剪切应力作用下会变形，但必须具有足够大的剪切作用才能使它破坏和分散。

五、中浓纸浆的纤维网络强度

有关纸浆悬浮液中纤维网络强度的研究及测定，已有文献介绍亨利（Helen）等对低浓（ $c < 6\%$ ）条件下分别对纸浆纤维网络的抗张强度、剪切强度或屈服强度进行了测定。纸浆悬浮液的屈服应力因为与其质量浓度有较大的关系，因此可表示为

$$\tau_y = ac^b \quad (2-14)$$

式中参数 a 、 b 取决于纸浆的种类、测试过程及测试前纸浆的处理程度（如打浆度）； c 为纸浆悬浮液的质量浓度（%）。

达菲（Duffy）等已对中浓纸浆纤维网络强度进行了充分的研究，陈克复等对中浓草浆及中浓废纸浆也做了充分研究，依据不同的浆种均得出了式（2-14）中的参数 a 和 b 的值。

从式（2-14）可以看出，在其他条件不变时，纸浆浓度越大，纸浆纤维网络承受外力变形的屈服强度越大。

当纸浆悬浮液浓度进一步提高时，由于气体量的增加，就不能不考虑它的存在对于纸浆悬浮液性质所产生的影响。一般来说，纸浆悬浮液的性质在很大程度上取决于固相（纤维）所占的体积分率，在低浓条件下，由于没有或有很少量的气体存在，悬浮液的组成可看成仅是纤维与水的二相组成，纤维体积浓度 c_v 与质量浓度 c 存在一定的比例关系，可用质量浓度代替体积浓度来研究低浓纸浆悬浮液的性质。但在中浓或高浓条件下，由于其气相的存在，纤维水膜的外围基本被气体所包围，纤维细胞腔也会溶有一定量的气体。对于一定质量浓度的纸浆悬浮液，其体积浓度与质量浓度值会相差悬殊，所以应当采用体积浓度 c_v 来表示悬浮液的组成。然而计算纸浆悬浮液的体积浓度 c_v 难度大，因为纤维细胞壁吸水产生了润胀，纤维细胞腔内也吸收了一定量的水，很难准确计算出固态纤维实际体积。为此，Bennington 等提出了悬浮液气隙率的概念，即用纸浆悬浮液的质量浓度和气隙率来表示其三相组成，并在此基础上给出了机械浆和化学浆在较宽范围内的纤维网络强度的计算公式：

$$\tau_y = 7.7 \times 10^5 c^{3.2} (1 - \phi_g)^{3.4} A^{0.6} \quad (2-15)$$

式中 c ——纸浆的质量浓度, $0.4\% \leq c \leq 50\%$

ϕ_g ——纸浆悬浮液中气相的体积分数, $0\% \leq \phi_g \leq 90\%$

A ——纤维的长径比

气相体积分数 ϕ_g 可按下式计算

$$\phi_g = 1 - \left(\frac{c}{\rho_f} + \frac{1-c}{\rho_w} \right) \rho_b \quad (2-16)$$

式中 ρ_f ——纤维的密度, 一般取 $\rho_f = 1500 \text{ kg/m}^3$

ρ_w ——水的密度, $\rho_w = 1000 \text{ kg/m}^3$

ρ_b ——纸浆悬浮液的密度, 用纸浆悬浮液的质量除以其占有的体积来表示, kg/m^3

从式(2-15)可以看出, 当 $\phi_g \rightarrow 0$ 时, 屈服应力 τ_y 仅与质量浓度 c 和纤维长径比 A 有关。纤维的长径比越大, 纤维越容易弯曲变形, 越易与其他纤维相互交织缠结在一起, 使纤维网络具有更大的强度。随着质量浓度的提高, 纸浆悬浮液中的气体含量相应增大, 气体相的出现使纤维之间受到气体表面张力的作用, 可能造成纤维网络中絮聚团之间较弱的联结部位破裂, 从而削弱了纤维网络的强度。

第三节 中浓纸浆悬浮液在管道中的流动状态

一、外力的作用

使中浓纸浆流动的外力第一作用就是为纤维网络的移动提供能量, 即用于克服管壁黏性摩擦阻力; 外力的进一步增大, 则具有第二个作用, 就是由外力所引起的管壁处黏

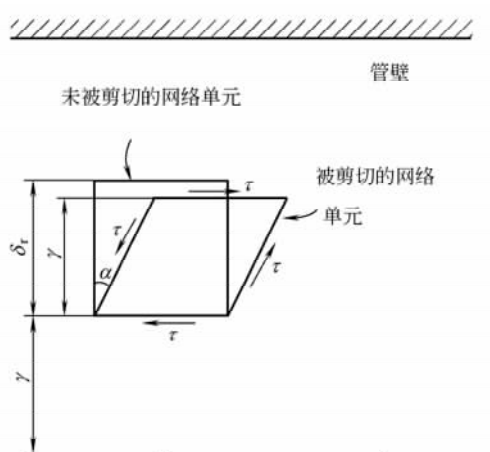


图 2-4 纤维网络受剪切变形

性摩擦应力 τ_w 使部分网络产生变形。图 2-4 表示了网络塞体在 τ_w 作用下的变形状态。

连续地施加外力作用, 纤维之间的连接点就会被拉断, 最终使网络变形转而被破坏分散, 产生相对运动。此时, 中浓纸浆就由稳定的网络塞体的移动逐渐变为湍流流动。一般把塞体移动称为塞流。外力主要表现为克服纤维网络强度, 分散纤维网络的分散力。因此, 就中浓纸浆在管道中流动来说, 主要存在下面流体力学作用力:

(1) 在纤维网络塞流状态下, 主要存在管壁处黏性摩擦应力 τ_w , 则可以认为, 要使纤维网络分散的必要条件就是:

$$\tau_w > \tau_y \quad (2-17)$$

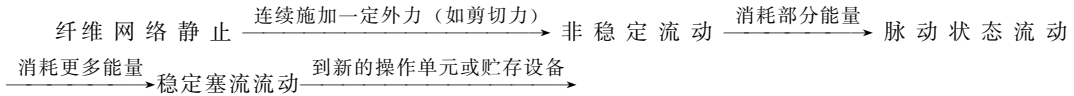
(2) 纸浆流动进入湍流状态后, 在离开流道管壁处就存在附加脉动剪切应力, 记为

τ_a ；在纸浆流动的广义雷诺数 Re_c 足够大时， τ_a 就相当大，以至同一位置的黏性摩擦应力 τ 与它相比甚小，可以忽略。在网络塞体和湍动纸浆流同时存在的混合流中， τ_a 和 τ_w 近于相等。这样，保持纤维网络继续被分散的条件为：

$$\tau_a > \tau_y \quad (2-18)$$

上述二条件对低浓纸浆和中浓纸浆的流动过程均是适合的。

因此，中浓纸浆纤维网络被破坏分散的表现形式为，由整体的网络塞体分裂成为无数个具有一定尺度的网络团块，这时流动就开始了，随着外力的进一步增大，网络絮聚团又被分散成更小的絮聚团，但不是在管道中把纤维网络分散成每根纤维可以独立运动的单根纤维，整个过程可描述为：



由于中浓纸浆的纤维网络塞体具有黏弹性，浓度不大时，黏弹性还不太明显，浓度越高，黏弹性就越明显，纤维网络具有较高的抗剪切强度。这样，要使中浓纸浆在管道中稳定流动所需要的能耗就越大。

二、按多相流体流动的数学模型来描述中浓纸浆的稳定塞流流动

由于中浓纸浆在管道稳定流动时需要消耗较大的能量，因此在实际过程中，稳定塞流流动所能保持的距离要视输送机械的出口压力的大小而定。进入稳定状态后浓度升高，流速降低。

当中浓纸浆在直管中作稳定塞流流动时，纤维交织的网络就完全充满管道内腔，像一条连贯的塞体，网络塞体的径向速度梯度 du/dr 为零，所有摩擦剪切力的产生都局限在紧管壁的环流区域内。水环的厚度很薄，斯提夫 (Stenuf) 等提出水环厚度 δ 与纸浆浓度 $c(\%)$ 的 -2.9 次方成比例的研究结果，可见纸浆的浓度越大，水环的厚度越小。对较高浓度的中浓纸浆，此时的水环就弯成水膜了。在流速较低时，管壁几乎是直接挤压和摩擦网络塞体，因此，在稳定塞流状态下其压头损失相当大。

在对中浓纸浆稳定流动的研究中，人们总企图用多相流体流动适当的数学模型来拟合实验数据。目前适合于多相流体流动最普通的几个模型为：

(1) 幂定律

$$\tau = K \left(-\frac{du}{dr} \right)^n \quad (2-19)$$

(2) 宾厄姆模型

$$\begin{cases} \tau = \tau_y + \mu \left(-\frac{du}{dr} \right) & \tau > \tau_y \\ \frac{du}{dr} = 0 & \tau \leq \tau_y \end{cases} \quad (2-20)$$

(3) 卡逊模型

$$\tau^{1/2} = \tau_y^{1/2} + \left[\mu \left(-\frac{du}{dr} \right) \right]^{1/2} \quad (2-21)$$

(4) 李-艾林模型

$$\tau = B_1 \left(-\frac{du}{dr} \right) + \frac{1}{B_2} \sinh^{-1} \left(-\frac{1}{B_3} \frac{du}{dr} \right) \quad (2-22)$$

上述各式中 τ ——剪切应力, N/m^2
 K ——浓度系数, Ns^n/m^2
 n ——流态特性系数, 无量纲
 τ_y ——屈服剪切应力, N/m^2
 μ ——稳定性系数, Ns/m^2
 $\frac{du}{dr}$ ——径向速度梯度, $1/s$

B_1 、 B_2 、 B_3 为由多相流体非连续介质的种类所限定的常数。

用上述模型来描述多相流体的流动, 在工程应用时通常都限制在一定剪切速率范围内, 即每个模型的适用范围是有限的。

经过实验研究, 认为尽管低浓纸浆在管道中的流动可以用幂定律来描述, 但对中浓纸浆就要用宾厄姆模型来描述更为合适。目前还没看到用卡逊模型及李-艾林模型来描述中浓纸浆流动的研究报告。

中浓纸浆在管道中作稳定塞流流动时, 可把流动区域分为两部分: 在紧靠管壁的区域, 管壁剪切应力相当大, 并随浓度的提高而迅速增大, 这个区域呈黏性流动状态;

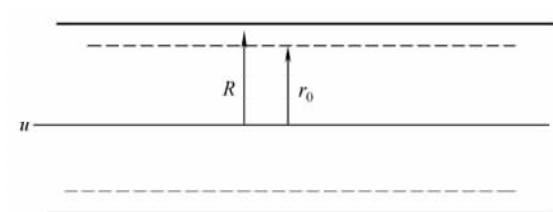


图 2-5 中浓纸浆在稳定塞流状态下的两个区域

除环流区域以外的主流区域, 是纤维塞体的运动, 纤维层之间的剪切应力很小, 因而很少存在相对运动。这两个区域如图 2-5 所示。可以认为中浓纸浆此时的流动主要是纤维网络塞体克服管壁黏性摩擦阻力运动, 运动的形式是滑移, 因此可把这种流动称为黏弹—滑移

流动。

如 R 、 r_0 分别作为管道半径和纤维塞体半径, 则有:

$$\begin{aligned} R \geq r \geq r_0 & \quad \text{黏性流动} \\ 0 \leq r < r_0 & \quad \text{塞流} \end{aligned}$$

这样, 式 (2-20) 就为:

$$\tau_w = \tau_y + \mu \dot{S}_w \quad (2-23)$$

其中

$$\dot{S}_w = \left(-\frac{du}{dr} \right)_w \quad (2-24)$$

为管壁处剪切速率。

τ_y 表示纤维网络塞体强度, 也是表示网络塞体的屈服强度极限, 即能够保持纸浆在圆管中流动的最小管壁剪切应力值, τ_y 的存在是纸浆不同于水流的特性之一。对于纸浆, τ_y 总大于零, 且浓度越高, τ_y 的值就越大。对于低浓纸浆, τ_y 比较小, 一般可不加

考虑。 τ_y 也不同于启动剪切应力 τ_c ， τ_c 是纸浆由静止到开始流动时可能达到的最大剪切应力，而 τ_y 是纸浆保持尽可能小的速度流动时的剪切应力。

τ_y 可用特制的高剪切应力的测定装置或特制的转子黏度测定装置进行实验测定。在不同的 \dot{S}_w 下分别测出 τ_w 的对应值，并作出 $\tau_w - \dot{S}_w$ 关系曲线。那么，当 $\dot{S}_w \rightarrow 0$ 时，关系曲线的延伸部分与 τ_w 坐标的交点就指出了 τ_y 的值。如缺乏测试条件，可参考有关的文献所提供的数据。

对于上述两种特制的测定装置， \dot{S}_w 与转速 n 有一定关系，对特制高剪切应力测定装置， \dot{S}_w 可取 $10n$ （ n 为每秒的转数，1/s），而 μ 是 $\tau_w - \dot{S}_w$ 关系曲线的斜率， $\mu = \text{tg}\theta$ 。这样，通过实验就可以把数学模型式（2-23）转为对某一特定纸浆的 τ_w 与 \dot{S}_w 实际关系式。

三、中浓纸浆在管道中的不稳定流动流态

中浓纸浆在稳定流动之前经历了不稳定流动，在不稳定流动段的流动状态是比较复杂的问题，流动机理还不十分清楚。实验研究表明，在不稳定流动段，存在下列四种形式的流动形态。

分层流动：纤维在管道横截面上分布不均匀，浓度波动较大，越靠近管壁，浓度越高。从管轴线沿径向分层排列。

周期性流动：纤维浓度沿管道轴向方向发生周期性变化，但越靠近稳定流动段，浓度越大，纤维经挤压后的团状物越多。到了不稳定流动的末端，即脉动式流动阶段，纤维已形成了具有一定抗剪切强度的充满管道内腔的网络塞体。

聚集式流动：在分层流动的整个流场上，出现局部区域的聚集式流动。纤维高度集中挤压，挤压的结果使纤维团块不断的形成，并不断的瓦解，最终在流动中形成了许多高浓度离散面。

脉动式流动：在不稳定流动末端，纤维虽已形成纤维网络塞体，但网络作脉动式流动，脉动的振幅逐渐变小，到进入稳定流动，脉动基本消失。

上述四种流动方式同时存在于不稳定流动区段。事实上，这一流动段是相当短的，因而在管路计算中可以不加考虑。

第四节 纸浆在管道中稳定流动的压头损失预测

根据力的平衡原理，有

$$\Delta p = \frac{4L\tau_w}{d} \quad (2-25)$$

这里 Δp 为 $p_1 - p_2$ ，故为正号，为 L 直管段两横截面间的压力差，考虑式（2-23）压头损失 Δh 就为：

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\gamma} = \frac{4L}{\gamma d} (\tau_y + \mu \dot{S}_w) \quad (2-26)$$

式中 Δh —— L 长管段的压头损失, m 水柱

d ——管道内径, m

γ ——纸浆重度, N/m^3

L ——直管长度, m

式 (2-26) 本质上与式 (2-23) 是一样。从式 (2-26) 可以看出, 影响中浓纸浆在稳定塞流状态下流动压头损失的因素主要是管径 d 、管长 L 、纸浆重度 γ 、剪切速率 \dot{S}_w 、屈服剪切应力 τ_y 和稳定性系数 μ 。其中, \dot{S}_w 主要由纸浆流动速度 u 来决定, 对纸浆, γ 、 τ_y 及 μ 虽然与纸浆种类有关, 但主要是由纸浆浓度 c 来决定。因此, 单位长度管长的压头损失 $\frac{\Delta h}{L}$ 主要的影响因素是纸浆浓度 c 、管径 d 、流速 u 等流动条件。

中浓纸浆在管道中作稳定流动时其压头损失与同样流动条件下低浓纸浆的压头损失相比要大得多, 二者的比值随浓度 c 的幂级数的比值而增加。例如, 实验证明在流速较低时, 纸浆浓度由 4% 提高到 16%, 即提高了 4 倍, 但其压头损失要提高 30 倍以上。

对中浓纸浆管路压头损失值的预测常推荐下列的方法。

一、计算公式

(1) 木浆的压头损失可用波德海曼 (Bodenheimer) 公式。根据波德海曼的研究, 浓度 18% 以下的纸浆可用下式来预测压头损失:

$$\Delta h_L = 164u^{0.15}c^{2.5}d^{-1} \quad (2-27)$$

式中 Δh_L ——每 100m 管长的压头损失, m/100m 管长

u ——流速, m/s

c ——浓度, %

d ——管径, mm

(2) 磨木浆的压头损失可用达菲 (G. Duffy) 的公式:

$$\Delta h_L = 71.5u^{0.27}c^{2.37}d^{-0.85} \quad (2-28)$$

式中符号意义同式 (2-27)。

(3) 草浆及废纸浆的压头损失可用陈克复发表的公式:

$$\Delta h_L = 0.084c^{2.45}u^{0.15}d^{-1.15} \quad (\text{中浓草浆}) \quad (2-29)$$

$$\Delta h_L = 0.012c^{3.3}u^{0.20}d^{-1.20} \quad (\text{中浓废纸浆}) \quad (2-30)$$

式中除管径 d 单位要用米以外, 其余的以上述两式相同。

从上面各式中可以看出, 与低浓度纸浆的压头损失计算式相比, 纸浆浓度的影响要高得多, 而流速的影响又低得多。从计算得出, 式 (2-27) 的预测数值偏大, 卡米尔的实验数据也证实这一点。

二、有关数据

1. 卡米尔数据

瑞典卡米尔公司所推荐的中浓纸浆压头损失数据如图 2-6 所示。可以根据管径 d 和

浓度 c 从图中查出压头损失值。

卡米尔数据与纸浆流速无关，也不考虑纸浆种类的影响，故应用范围较广，但因管径较大，在国内应用时受到限制。为了解决这一问题，可作如下处理：选择图 2-6 中的任一组数据，如选择管径 $d=163\text{mm}$ 的这组数据，根据管径 163mm 查出的 Δh_o 值，按下式计算管路的压头损失 Δh_L ，即

$$\Delta h_L = \frac{d}{d_1} \Delta h_o = \frac{163 \Delta h_o}{d_1} \quad (2-31)$$

式中 Δh_L ——需要计算的压头损失值， $\text{m}/(100\text{m 管长})$

d_1 ——所计算的管道内径， mm

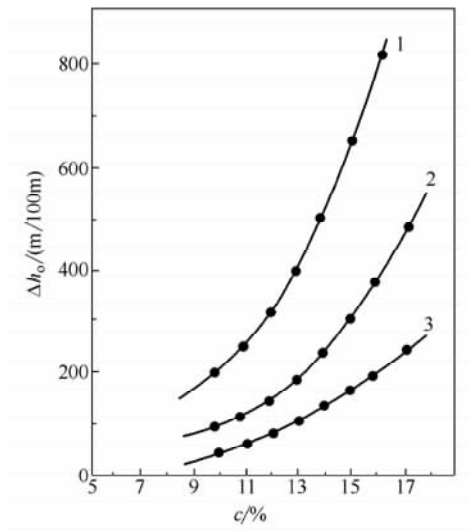


图 2-6 纸浆浓度和管径在某一范围内的卡米尔压头损失数据

曲线 1 $d=163\text{mm}$ 曲线 2 $d=318\text{mm}$

曲线 3 $d=602\text{mm}$

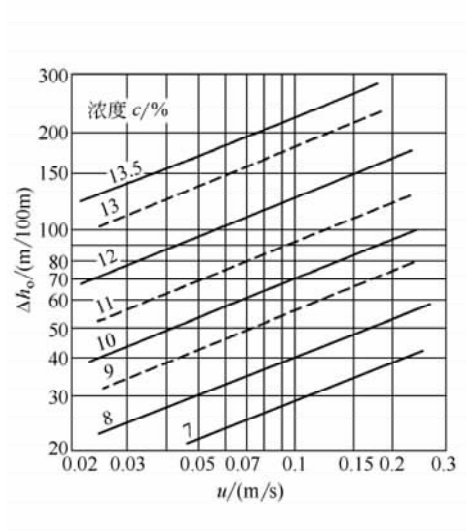


图 2-7 根据流速 u 和 c 查基准压头损失值 Δh_o 。

管道：内径 412mm 的焊接钢管

管长：100m 直管

浆种：漂白硫酸盐木浆

2. 天津轻工业机械厂的数据

根据试验所积累的数据，推荐用图 2-7 先查出压头损失基准值 Δh_o ，再用下式来预测管路压头损失：

$$\Delta h_L = K_1 K_2 \left(\frac{412}{d} \right) \Delta h_o \quad (2-32)$$

式中 Δh_o ——由流速 u 和浓度 c 从图 2-7 中查得的基准压头损失值， $\text{m}/(100\text{m 管长})$

Δh_L ——在管径 d 、流速 u 和浓度 c 的条件下其管路压头损失值， $\text{m}/(100\text{m 管长})$

K_1 ——由于纸浆种类不同的修正系数，对漂白硫酸盐木浆 $K_1=1.0$ ；碱性草浆 $K_1=0.8$ ；磨木浆 $K_1=1.2$

K_2 ——由管壁粗糙度不同所引起的压头损失修正系数。对铸铁， $K_2=1.10$ ；对钢管， $K_2=1.05$ ；对旧铁管，混凝土管道， $K_2=1.15$ ；对光滑管， $K_2=1.0$

必须指出，在流速较大时，利用式 (2-32) 所计算的值偏大。因为从图 2-7 中可以

推出流速 u 的幂为 0.42, 这比波德海曼公式的流速 u 的幂要大多了。

对于管道局部位置 (如阀门、弯头、三通等管道附件) 的压头损失的预测方法, 目前还是建议用“当量长度”法。关于当量长度的选取, 布朗 (G. Brrown) 建议用他的经验公式来计算管道的总当量长度, 即 L 长度管道内所有局部位置的当量长度之和 $\sum L_e$ 为

$$\sum L_e = [1 + (0.069d^{1/2}) + 0.216F_e]L \quad (2-33)$$

式中 L ——管道总长度, m

$\sum L_e$ ——对应的总当量长度, m

d ——管道公称直径, mm

F_e ——综合因子, 对纸浆 F_e 可取 1

每个管道附件的当量长度 L_e 也可以参考胡楠、陈克复编著《浆料输送与机械》(中国轻工业出版社, 1991 年版) 所介绍的方法确定。

考虑了管路局部位置的压头损失之后, 整个输送管路的总压头损失值就可按下式计算:

$$H_L = K_1 K_2 \left[\frac{L + \sum L_e}{100} \right] \Delta h_L \quad (2-34)$$

式中 K_1 、 K_2 的意义与式 (2-32) 的相同。

三、压头损失的影响因素

影响中浓纸浆的管路压头损失的因素主要是纸浆浓度及流动条件。虽然纸浆种类对压头损失的影响不大, 但纸浆中气态物质占有体积比值的影响却要大得多。

1. 浓度的影响

由于中浓纸浆在稳定流动时完全是纤维网络塞体在管道内的黏弹—滑移流动, 管壁摩擦阻力的产生只局限在紧贴管壁的环流中, 因此, 网络塞体的挤压强度对压头损失的影响就要比低浓纸浆的大得多, 从而使纸浆浓度对压头损失的影响就更加明显。

从压头损失的各计算式中可看出, Δh_L 与浓度 c 的 n 次幂成正比, 可以认为, 浓度是决定纸浆管路中压头损失的最重要因素。

达菲利用长纤维和生产牛皮纸的纸浆进行了实验, 得出了管壁剪切应力 τ_w 与浓度 c 关系曲线, 如图 2-8 和图 2-9 所示。考虑到式 (2-25) 和式 (2-26), 有了 τ_w 与浓度 c 的关系曲线, 就可得出压头损失 Δh_L 与浓度 c 的关系了。从图中可以看出, 浓度越大, 对压头损失的影响就越大。但比较图 2-8 和图 2-9, 可看出管壁粗糙度将减弱浓度对压头损失的影响程度。

2. 管径的影响

由于

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\gamma} = \frac{4L\tau_w}{d\gamma}$$

考虑到式 (2-24) 就有:

$$\tau_w = 0.41u^{0.15}c^{2.5}\gamma \quad (2-35)$$

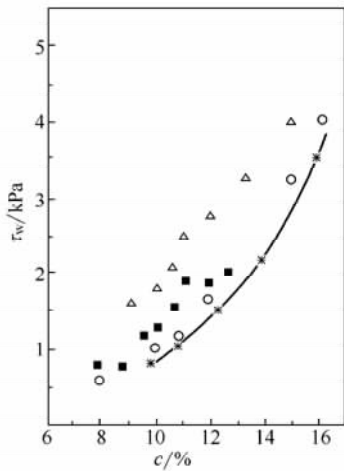


图 2-8 中浓纸浆在稳定塞流状态下管壁剪切应力 τ_w 与浓度 c 的关系曲线

△: $d=153\text{mm}$, 新不锈钢管 ■: $d=153\text{mm}$, 新不锈钢管 ○: $d=153\text{mm}$, 有机玻璃管
*: $d=163\text{mm}$, 卡米尔数据

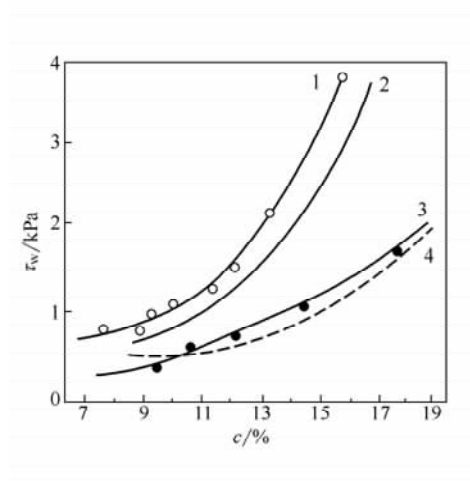


图 2-9 不锈钢管与塑料管的管壁剪切应力与浓度 c 的关系曲线

1—旧不锈钢管, $d=153\text{mm}$ 2—新不锈钢管, $d=153\text{mm}$
3—新聚氯乙烯管, $d=122\text{mm}$ 4—光滑管, $d=122\text{mm}$

由此看出管壁剪切应力 τ_w 与管径无关。

从图 2-8 及图 2-9 中也可看出, 不同管径对同样管材、同种纸浆的管壁剪切应力 τ_w 数值的影响不大, 与浓度 c 对 τ_w 的影响比较甚至可不考虑。

因此, 可以认为压头损失值只与管径 d 成反比, 其 d 的幂在 -1 上下, 比起低浓纸浆管径的幂在 $(-1.4 \sim -0.8)$ 的范围就小得多。随纸浆种类和流动条件不同而异。

3. 流速的影响

对于中浓纸浆的稳定流动, 流速对压头损失的影响不那么明显。

卡米尔数据表明压头损失与流速无关, 波德海曼认为流速对压头损失只有少量的影响, 达菲也认为, 流速对压头损失的影响不大。从式 (2-29)、式 (2-30) 中也表明了这一点。因此, 在预测中浓纸浆的压头损失时, 过高地判断流速的影响将使数值产生误差。

流速对压头损失影响不大的原因可作如下解释: 中浓纸浆在稳定流动中, 纤维网络塞体已具有弹性固体的部分特性, 由于弹性固体匀速滑移速度不影响摩擦阻力, 因此纤维网络塞体所具有的弹性固体特性就减弱了流速对压头损失的影响。

4. 管壁粗糙度影响

与低浓纸浆相比, 管壁粗糙度对压头损失的影响要大得多。如图 2-8 所示, 同样管径 d 为 153mm 的不锈钢管和有机玻璃管, 前者的压头损失就要比后者的大得多。

改善管壁的光滑度能降低压头损失值。同样, 在设计管路时必须考虑实际管道的粗糙度对压头损失的影响。

5. 纸浆中空气含量的影响

达菲等对漂白松木纸浆进行了试验, 找出了纸浆中空气体积含量和管内静压力对压

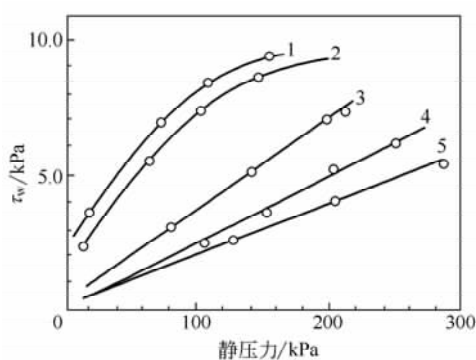


图 2-10 管内静压力和空气体积含量对管壁剪切应力的影响

(空气含量在标准大气压下测定, 纸浆为漂白松木浆, 浓度 19%)

1—空气含量 6.6% 2—空气含量 11.7% 3—空气含量 20.6% 4—空气含量 29.1% 5—空气含量 34.5%

头损失的影响规律, 如图 2-10 所示。

纸浆中空气体积分量的增加将使管壁剪切应力减少, 从而使压头损失下降。原因是纤维网络塞体在挤压作用下分离出的空气泡, 对黏弹—滑移流动起了润滑作用, 削减了管壁粗糙度的作用。

设想如果能在纸浆稳定塞流流动段中注入一定量空气, 将可有效地降低管道摩擦阻力, 使泵送功率降低。新西兰的一家纸浆厂就曾进行过这方面试验, 在一条直径 0.6m, 输送洗涤化学木浆 700t/d 的不锈钢管道, 用简单的空气喷射装置注入空气使管壁摩擦阻力减少 56%, 从而使浆泵动力减少 30%。但是, 纸浆中空气含量的增加却给中浓浆泵的操作带来困难, 使抽气装置的负荷过大。因此, 在中浓纸浆输

送中是否采用这种降阻方法, 还必须通过仔细的设计计算。

6. 管内静压力的影响

从图 2-10 中看出管壁剪切应力随静压力的提高而增大, 因此可以认为: 管道内静压力的升高将增大压头损失值, 考虑到在泵送中浓纸浆时, 压头损失的存在将使管道内静压力沿流向逐渐降低, 因此单位长度管道的压头损失值就沿管道流向减小。

7. 纸浆种类的影响

由于纸浆浓度高, 影响压头损失的因素主要表现在浓度上, 而纸浆种类对压头损失的影响就不像低浓纸浆那么明显。

输送工程上常把中浓纸浆分成三大类: 化学木浆、草浆和机械磨木浆, 仅根据这三类来区分压头损失的数值。一般以化学木浆的压头损失值为标准, 几乎所有的压头损失数据和图表都是以此类纸浆做试验样品而得出的。与化学木浆相比, 草浆的压头损失偏低, 而磨木浆的压头损失则偏高。在中浓纸浆输送管路设计时要适当地加以区别。

第五节 中浓纸浆的流体化机理

纸浆中纤维对流动特性的作用与固体微粒对流动特性的作用极为相似; 达到中浓的纸浆在真空作用下失水而凝成块状时其固体特性就更明显, 从而使得中浓纸浆不在一定条件下就不可能具有类似牛顿流体的流动特性, 这就使得传统的方法输送中浓纸浆存在着极大的困难。普通离心浆泵一般就不能泵送中浓纸浆。

要像输送低浓纸浆一样输送中浓纸浆, 就必须对纤维网络施加足够的剪切应力, 使纤维网络完全分散, 从而使中浓纸浆处于完全湍流的状态, 使其具有与牛顿流体类似的流动特性。这是矛盾的两个方面, 要使中浓纸浆能稳定地在管道中流动, 就必须提供足

够的外力，克服由于流动所引起的管壁摩擦阻力；而要给纸浆提供足够的外力，就要给纤维网络施加足够的剪切应力，达到完全破坏纤维网络的稳定，达到湍流状态，使中浓纸浆能够像低浓纸浆一样具有流动的特性。

中浓技术所要解决的第一个关键问题就是如何使中浓纸浆流体化，使其具有类似牛顿流体的流动特性，从而可以像输送低浓纸浆一样进行输送。

根据式 (2-23)，利用下述的实验方法，通过实验得出管壁剪切应力 τ_w 与剪切速率 \dot{S}_w 的关系曲线，如图 2-11 所示。由图看出，

τ_w 随 \dot{S}_w 的增大而增大，当 τ_w 达到临界剪切应力 τ_d 时，纤维网络开始分散，纸浆与水流具有类似的湍流状态，而且其关系曲线开始与水流的曲线趋于平行状态。

从图 2-11 中可以看出，纤维网络还未被破坏以前，纤维网络呈现出黏弹性的性质，在同样剪切速率下，其剪切应力比水流的要大得多。此时，纸浆处于塞流状态。与低浓纸浆一样，塞流状态与湍流状态的分界点是纸浆的 $\tau_w - \dot{S}_w$ 曲线转折点 H ， H 点以后的流动区间，纸浆与水流具有类似的流动特性。

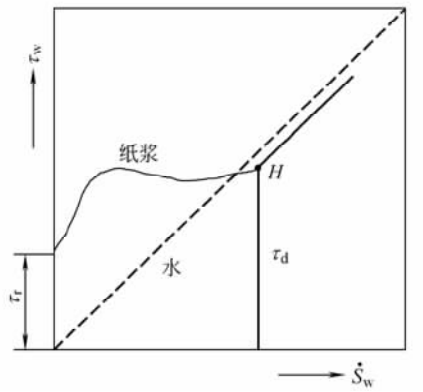


图 2-11 中浓纸浆剪切应力与剪切速率关系曲线

剪切速率 \dot{S}_w 的增大意味着流速 u 的提高，故可以设想，流速如能不断提高，是否可以达到纤维网络分散、纸浆处于湍流状态的临界点呢？实验证明，只是提高流速，使纸浆达到湍流状态的临界流速 u_d ，剪切应力就达到了使纤维网络分散的临界剪切应力 τ_d 。

根据赫斯顿 (Hemstrom) 等人对硫酸盐杉木浆所进行的研究，纸浆湍流状态具有水流的流动特性时的临界流速 u_d 可用类似于式 (2-14) 的下式表示：

$$u_d = \alpha_1 c^\beta \quad (2-36)$$

式中 c ——纸浆浓度

α_1, β ——系数和指数，根据纸浆种类而定，对硫酸盐杉木浆赫斯顿等得出 $\alpha_1 = 1.8$ ， $\beta = 1.4$

从式 (2-36) 可以看出，在其他条件不变时，使纸浆达到完全湍流的临界流速取决于纸浆的浓度，浓度越高，所需的流速值就越大。从中浓纸浆本身来看，由于纤维网络强度较高，因此就需要较大的剪切应力才能使它分散，而产生这么高的剪切应力就必须有相当高的流速才行。对硫酸盐杉木浆，当 $c = 10\%$ 时，利用式 (2-36) 计算就得出 $u_d = 45 \sim 50 \text{ m/s}$ 。因此，单纯通过提高流速的方法，使中浓纸浆加入湍流状态实现流体化是十分困难的。

考虑到临界流速 u_d 与临界剪切应力 τ_d 相对应，把式 (2-36) 代入式 (2-35)，就有：

$$\tau_d = Kc^\alpha \quad (2-37)$$

式中系数 K 与 α_1 , γ 等有关, 根据纸浆种类由实验测定; 指数 a 与 β 有关, 也根据纸浆种类由实验测定。

从式 (2-37) 可知, τ_d 只与浓度 c 和纸浆种类有关, 对已给定的纸浆, 就只有与浓度 c 有关了。实验证明, 主要流动断面上的剪切应力足够大, 达到式 (2-37) 所示的 τ_d 值, 即使是在平均流速较低的情况下, 由于产生高强脉动, 纤维网络也会被分散, 纸浆处于湍流动态, 从而使纸浆具有类似水流动的特性。

从上述可以得出结论: 如能产生一个高强剪切应力场, 使中浓纸浆在剪切场所受的剪切应力达到式 (2-37) 所给定的数值, 纸浆就能达到湍流状态, 具有类似牛顿流体的流动特性, 此时就可称实现了中浓纸浆的流体化状态, 整个过程可称为中浓纸浆的流体化过程。

第六节 中浓纸浆的流体化实验方法

一、转子剪切法实验原理

对纤维网络的剪切实验可解决如下问题: 测出纤维网络被破坏以至分散时的临界剪切应力值, 为中浓纸浆流体化提供最基本的条件; 并从剪切实验中可观察到在不同状态下的流动类型, 特别是流体化后处于湍流状态下的流型。

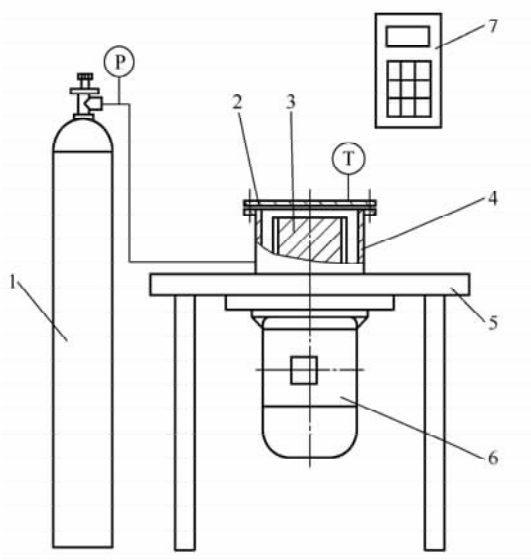


图 2-12 转子剪切实验装置

1—氧气瓶 2—盖板 3—转子 4—筒体
5—支架 6—电机 7—变频器

本实验采用转子剪切法。转子剪切法设定施加于纤维网络剪切应力的方法如图 2-12 所示, 其中剪切室的结构简图如图 2-13 所示。转子由电机带动旋转, 转速可由电机调速装置调节, 转子表面及剪切室内表面相应位置安装有三对凸出挡板 (称为叶片)。

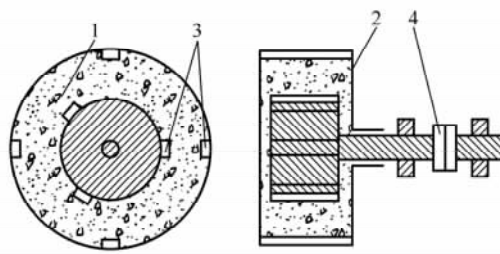


图 2-13 转子剪切室简图

1—纸浆 2—转子 3—叶片 4—扭矩传递轴

当剪切室按要求装满中浓纸浆后, 转子在一定速度下旋转时, 纸浆纤维网络对转子产生的摩擦阻力所引起的扭矩就由扭矩仪测出。因此, 只要在一定转速下测出扭矩值, 转子表面的剪切应力就可以推算出来。在转子旋转时, 接近转子处的纸浆受到剪切作

用, 纤维网络表面受到破坏, 随着转子转速的增加, 对纸浆的剪切作用逐渐加强, 受到破坏并分散的纤维网络的厚度逐渐增大, 直到剪切室内壁面处的纤维网络都被分散, 此时转子产生的剪切应力的作用使剪切室内的纸浆产生强烈脉动, 纸浆具有类似水流性质, 进入湍流状态。这样, 就在剪切室内壁与转子之间的区域内产生了高强度剪切力场。

由此可看出, 只要对转子施加足够的转矩 M_d , 就可以产生足以破坏纤维网络使纸浆流体化的剪切应力 τ_d , 从而可以建立转矩 M 或剪切应力 τ 与转子转速 n 之间的关系曲线。

在纸浆的纤维网络完全分散之前, 转矩 M 与纸浆浓度 c 、转子转速 n 及实验装置的剪切室尺寸密切相关, M 可以由下式预测:

$$M = K_c \times D_e^a \times R_h^b \times D_R^c \times c^d \times n^e \quad (2-38)$$

式中 D_e ——剪切室的内径, m

D_R ——转子外径, m

R_h ——剪切室内挡板与转子表面挡板(叶片)的高度

K_c 及上标 a 、 b 、 c 、 d 、 e 均为常数, 由纸浆种类、剪切室尺寸及型式等所决定。

对同一种纸浆, 不管浓度多大, 当纸浆达到湍流状态后, 转矩 M 与转速 n 的关系曲线就与水流的平行, 扭矩接近于水流的扭矩值。因此可以认为, 纸浆达到湍流状态后的扭矩值 M 与浓度 c 无关, 如记 M_1 为湍流状态下的 M 值, 则有

$$M_1 = K_0 \times D_e^f \times R_h^g \times D_R^h \times n^i \quad (2-39)$$

式中 K_0 、 f 、 g 、 h 、 i 都为常数, 也由纸浆种类和剪切室尺寸及型式来决定。

比较式(2-38)和式(2-39)可看出, 在纸浆网络未被分散、尚未进入湍流之前, 转矩与浓度是直接相关的, 但在湍流发生以后, 在其他条件不变时, 转矩就只和转子转速 n 有关, 与浓度无关, 如图 2-14 所示。

实际上如规定了转子和剪切室内壁之间的环行区域为高强度剪切力场, 那么达到完全湍流的临界剪切应力 τ_d 值为:

$$\tau_d = \frac{2M_1}{\pi L_1 D_m^2} \quad (2-40)$$

式中 D_m ——纸浆剪切区域的几何平均直径, m

D_m 可按式估算:

$$D_m^2 = \frac{D_R^3}{5L_1} + D_R^2 \quad (2-41)$$

式中 L_1 ——转子剪切长度, 取浸没于纸浆中的高度, m

D_R 意义同式(2-38)。

联合式(2-40)、式(2-41)和式(2-37), 就得到使中浓纸浆流体化的转子临界转速 n_d 为:

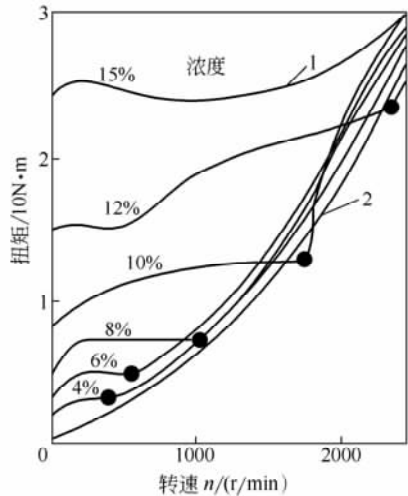


图 2-14 转子转速与扭矩 M 的关系曲线

1—纸浆关系曲线 2—水流关系曲线

●—进入湍流区

$$n_d = \left[\frac{\pi L_1 D_m^2 c^a}{2K_1 D_c^f D_R^g R_h^h} \right]^{\frac{1}{7}} \quad (2-42)$$

从式(2-42)可得出下列结论:利用转子剪切法的实验装置进行中浓纸浆的流体化实验,在剪切室实验模型的几何尺寸一定的情况下,当转子的转速达到临界转速 n_d 时,可以使剪切室内纸浆达到湍流状态,实现流体化,而且 n_d 只与纸浆种类和浓度有关。也就是说,对所给定的一定浓度的中浓纸浆,总存在相应的临界转速 n_d ,当转子转速达到 n_d 后,中浓纸浆就实现了流体化。这就是中浓纸浆流体化工程应用的依据。

可以认为,转子剪切法实验的剪切室结构就是中浓纸浆湍流发生器的模型。

二、中浓木浆的流体化实验结果

格里森等应用转子剪切法进行了中浓木浆的流体化实验,对硫酸盐松木浆和磨木浆,在他们特制的流体化实验装置中,得出如图2-14所示的 $M-n$ 关系曲线及下列四种中浓纸浆流体化的临界剪切应力 τ_d 的计算式:

$$\text{漂白硫酸盐松木浆} \quad \tau_d = 27.3c^{1.98} \quad (2-43)$$

$$\text{半漂硫酸盐松木浆} \quad \tau_d = 27.3c^{1.98} \quad (2-44)$$

$$\text{未漂硫酸盐松木浆} \quad \tau_d = 18.9c^{2.04} \quad (2-45)$$

$$\text{磨木浆} \quad \tau_d = 6.7c^{2.43} \quad (2-46)$$

按照上述各式,对不同浓度的纸浆,就可计算出流体化所需的临界剪切应力值。

对照式(2-37)的 k 与 a ,就可把上述各式的 k 、 a 值列于表2-2。

表 2-2 k 、 a 实验值*

纸浆种类	k	a
漂白硫酸盐松木浆	27.3	1.98
半漂硫酸盐松木浆	27.3	1.98
未漂硫酸盐松木浆	18.9	2.04
磨木浆	6.7	2.43

* 转子直径100mm;剪切室浆桶内径213mm;叶片高10mm。

三、中浓草浆及废纸浆的流体化实验结果

按照上述的流体化实验方法,对中浓草浆及废纸浆进行流体化实验,可得出剪切应力与转速的关系曲线,并从关系曲线中找出这一中浓纸浆达到湍流状态的临界剪切应力 τ_d 值,得出不同纸浆实现流体化的相应临界剪切应力 τ_d 计算公式,同时也得出不同浆种和不同浓度的纸浆实现流体化其相应的转子临界转速 n_d 。

但必须指出,对某一特定的纸浆,不同结构的实验装置及不同尺寸的实验装置,其所得的实验结果 $\tau-n$ 关系曲线形状会有所不同,所得出的 τ_d 计算式的 K 、 a 值就有所不同,但最终结果 τ_d 值应是接近的。

根据本实验所采用的实验装置,对不同的中浓纸浆得出如图2-15至图2-18所示的 $\tau-n$ 特性及下列 τ_d 计算公式:

$$\text{未漂白亚硫酸盐芦苇浆} \quad \tau_d = 1.61c^{2.84} \quad (2-47)$$

$$\text{已漂白亚硫酸盐芦苇浆} \quad \tau_d = 1.70c^{2.76} \quad (2-48)$$

$$\text{未漂白稻草浆} \quad \tau_d = 1.35c^{2.90} \quad (2-49)$$

$$\text{未漂白废纸浆} \quad \tau_d = 0.15c^{3.80} \quad (2-50)$$

按式 (2-37), 将其中 K 、 a 值归纳为表 2-3。

当然也可做出相应的扭矩 M 与转子转速 n 的关系曲线。对其他种类的纸浆均可以通过实验作出上述类似的关系曲线。

不同种类纸浆的 $\tau_d - c$ 关系曲线在双对数坐标中为直线, 如图 2-19 和图 2-20 所示。上述公式和图表中 c 均为浓度 (%)。

表 2-3 K 、 a 实验值

序号	纸浆种类	K	a
1	未漂白亚硫酸盐芦苇浆	1.61	2.84
2	已漂白亚硫酸盐芦苇浆	1.70	2.76
3	未漂白稻草浆	1.35	2.90
4	未漂白废纸浆	0.15	3.80

四、实验结果分析

图 2-15 至图 2-20 是将不同的纸浆以不同浓度、不同转速, 在转子剪切实验装置中进行实验所取得的结果。浓度范围都在 5%~13% 之间, 浓度间隔约 1%。作为比较, 每组曲线还绘出了在相同条件下水的曲线。

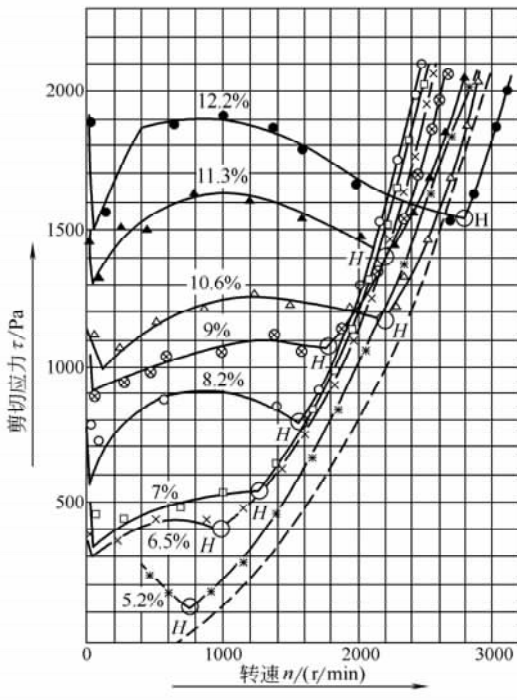


图 2-15 未漂白亚硫酸盐芦苇浆 $\tau - n$ 关系曲线
--- 水流 ——— 纸浆 ○— 湍流开始点 H

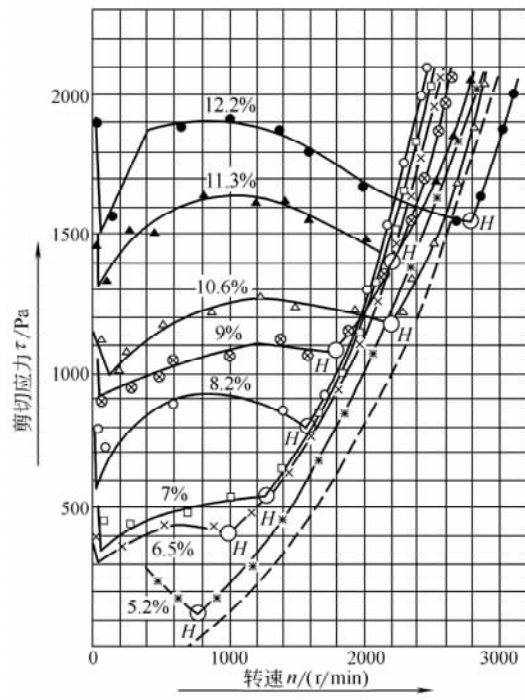


图 2-16 已漂白亚硫酸盐芦苇浆 $\tau - n$ 关系曲线
--- 水流 ——— 纸浆 ○— 湍流开始点 H

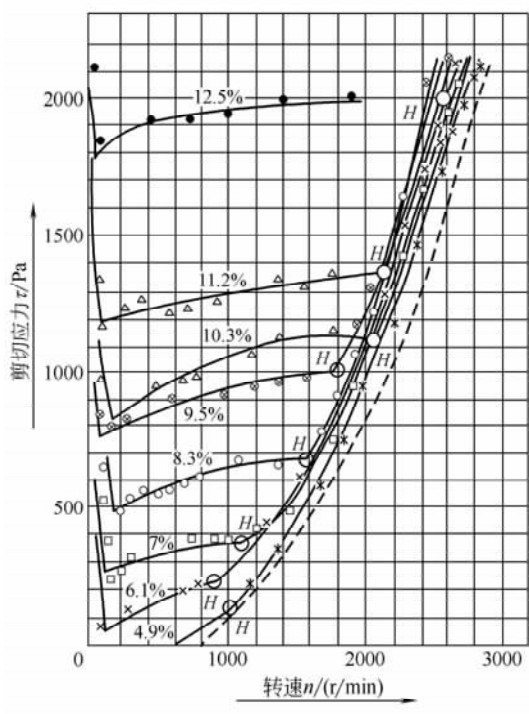


图 2-17 未漂白稻草浆 τ - n 关系曲线
 ---水流 ——纸浆 ○—湍流开始点 H

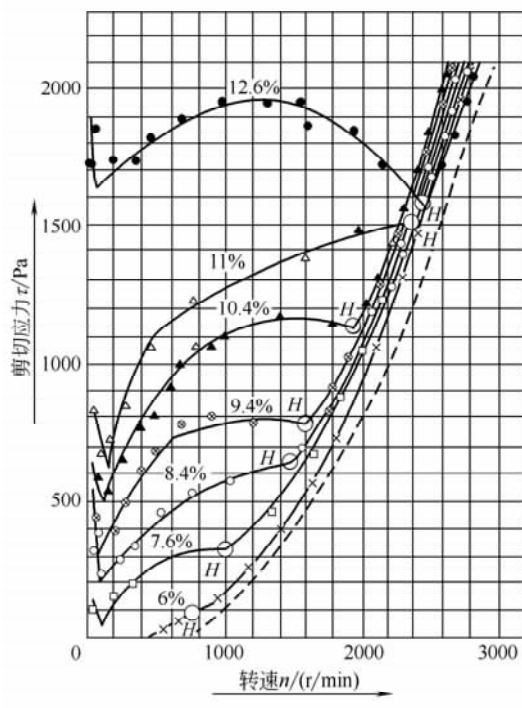


图 2-18 未漂白废纸浆 τ - n 关系曲线
 ---水流 ——纸浆 ○—湍流开始点 H

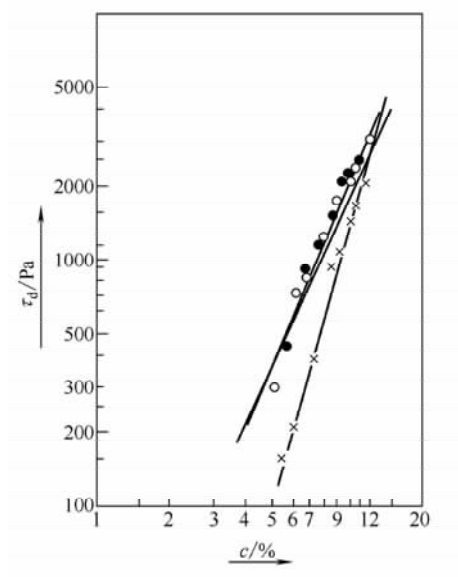


图 2-19 木浆纸浆的临界剪切应力 τ_d 与浓度 c 关系曲线
 ○—未漂白马尾松硫酸盐木浆 ●—已漂白马尾松硫酸盐木浆 ×—未漂白磨石磨木浆

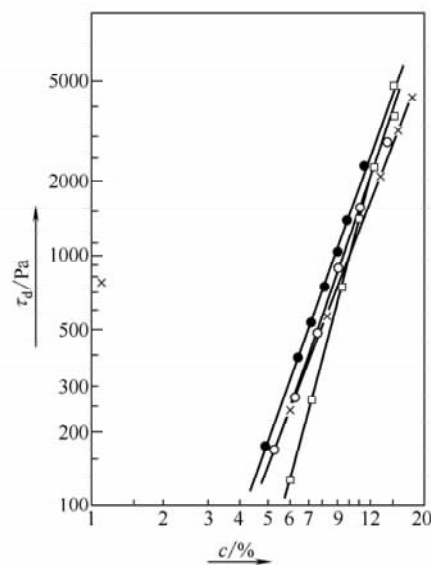


图 2-20 草类纸浆的临界剪切应力 τ_d 与浓度 c 关系曲线
 ○—未漂白亚硫酸盐芦苇浆 ●—已漂白亚硫酸盐芦苇浆 ×—未漂白稻草浆 □—未漂白废纸浆

1. $\tau-n$ 关系曲线

当转子由静止开始启动的一瞬间, 转子作用于纸浆的剪切应力 τ 出现高值, 随后随转速的增加才迅速下降, τ 值出现瞬时高值的这一个过程称为启动过程, 所对应的线段称为启动段, τ 的这瞬间高值称为“启动阻力”, 一般记为 τ_c 。实验结果证明, 对同一种纸浆, 浓度越高, 启动阻力 τ_c 就越大, τ_c 与纸浆种类和浓度密切相关。

稳定段:

从 $\tau-n$ 关系曲线中可以看出, 转子克服了启动阻力以后, 纸浆进入稳定状态, 或叫稳定塞流状态, 转子对纤维网络的剪切应力 τ 随转速的增大而增大, 此时剪切室内的纸浆由内向外径向不断的受到剪切作用。从透明的有机玻璃剪切室可看到, 此时的纸浆沿圆周方向的流动区域、沿径向不断扩大, 一直延伸到浆桶内的纸浆开始整体流动时为止。

从 $\tau-n$ 关系曲线图可看出, 在这一流动段, 曲线分为两部分。第一段, 随着转速的提高剪切应力迅速上升, 这说明转子所提供的外力除了克服转子表面与纸浆的摩擦力以外, 还必须克服作圆周流动的纤维网络与还处于静止状态的原有纤维网络之间的相互作用力, 因此就需要转子提供更大的外力, 转速越高, 所需的外力就越大, 反映出所需要的扭矩就越大。到了一定的程度后剪切应力 τ 随 n 的提高而上升的趋势就趋于平缓, 这说明此时纤维网络像塞子一样作整体圆周运动, 由于水环的存在, 壁剪切应力已大大降低, 而且纤维网络内不再存在相对运动, 因此所需要的外力对 n 的变化率减小, 使 $\tau-n$ 关系曲线趋于平缓。这就是这一流动段的第二段曲线, 一直到关系曲线出现转折点 H 为止。

湍流段:

当纸浆全部处于整体圆周流动后, 再进一步提高转速, 达到临界速度 n_d 值, 转子所施加的剪切应力就相应达到临界剪切应力 τ_d 值, 此时, 纤维网络瞬时全部分散瓦解, 纸浆处于湍流状态。当纸浆处于湍流状态后, 可看到剪切室内纸浆处于高强度剪切应力的作用状态。由于离心力的作用, 纸浆除圆周方向流动外, 还有沿剪切室的轴向流动, 说明纸浆与剪切室之间除有周向剪切作用外, 还有轴向的剪切作用。纸浆的流线以剪切室高的一半为中心线。在该中心线处的流线是圆周线, 而中心线的上下两侧分别呈漩涡状, 越远离中心线的漩涡越小, 整个流态是大漩涡套着小漩涡, 出现了“中浓纸浆的低浓现象”。

$\tau-n$ 的关系曲线在湍流开始点以后与水流的曲线平行, 这说明中浓纸浆在达到完全湍流状态后, 就具有与水流类似的流动特性。

2. 木类纸浆和草类纸浆的比较

从相应 τ_d 计算式中, 发现木类纸浆的临界剪切应力 τ_d 大于同样浓度的草类纸浆的剪切应力 τ_d 。由于这两类纸浆纤维形态是不同的, 木类纸浆纤维平均长度大于草类纸浆纤维的平均长度, 草类纸浆纤维较短, 刚硬, 具有一定的刚度, 不易交织, 故所形成的纤维网络强度较低。与木类纸浆的纤维网络相比, 在剪切应力作用下易被破坏分散。因此, 草类纸浆的临界剪切应力 τ_d 值低于相同条件下的木类纸浆临界剪切应力 τ_d 值。

五、结 论

从上述的实验结果可得出如下结论：

(1) 中浓草类纸浆与中浓木类纸浆一样，在一定的高强剪切应力的作用下可达到湍流状态，具有类似于水流的流动特性，实现流体化。在这条件下，可像输送低浓纸浆一样输送中浓纸浆。

(2) 对所给定的纸浆，在剪切室及转子结构形式一定的条件下， τ_d 只与纸浆种类与浓度有关。对上述七种纸浆， τ_d 可分别利用式 (2-43) 至式 (2-50) 进行计算。

(3) 对所给定的纸浆，从图 2-14 至图 2-18 可分别查出与 τ_d 相对应的临界转速 n_d 。例如对未漂白亚硫酸盐芦苇浆，浓度 c 为 11.3%，从图 2-15 中可查出使其达到流体化状态的临界转速 $n_d = 2200 \text{ r/min}$ 。对于任意浓度中浓纸浆，虽从图中查不出来，但可以通过式 (2-43) 至式 (2-50) 先计算出相应的 τ_d 值，再利用相应的 $\tau-n$ 关系曲线图查出与 τ_d 相对应的 n_d 值。例如，对浓度 11% 的已漂白亚硫酸盐芦苇浆，利用式 (2-48) 有：

$$\tau_d = 1.70c^{2.76} = 1273 \text{ N/m}^2$$

再利用相应的图 2-16 查出，与 $\tau_d = 1273 \text{ N/m}^2$ 相应的 n_d 约 2100 r/min。

(4) τ_d 值和 n_d 值是设计中浓纸浆输送装置的关键部件即湍流发生器的主要参数。 n_d 值可通过相似理论放大后作为湍流发生器转子的转速 n 的预测值， τ_d 值可通过计算出湍流发生器的功率值 P ，从而为湍流发生器的设计提供了必要的条件。湍流发生器就是实现中浓纸浆流体化的装置。

(5) 中浓纸浆实现了流体化，就可进行中浓输送，并为中浓贮存、中浓卸料、中浓洗涤、中浓筛选、中浓氧脱木素、中浓漂白以及中浓打浆等工艺过程的研制创造了条件，从而可实现高效率、低能耗、少污染的中浓技术生产线。

第七节 中浓纸浆在流体化过程中的能量耗散

中浓纸浆在外力作用下达到湍流状态，实现流体化，由于湍流是一种有旋运动，它是一系列大小不同的涡旋组成，流体的能量从大涡旋向小涡旋传递，又从小涡旋向更小的涡旋传递，直到最小尺寸的涡旋或单根纤维，最后因能量克服黏性应力的作用而耗散为热。中浓纸浆的纤维团块之间或纤维之间的摩擦力非常大，因此中浓纸浆在流体化过程中克服纤维摩擦力所耗散的能量也非常大。

中浓纸浆流体化过程中的能量耗散可以通过其流体化过程中温度的升高来表述：

$$E_d = c\rho V\Delta t \quad (2-51)$$

式中 E_d ——耗散能，J

c ——纸浆比热，J/(kg·°C)

ρ ——纸浆密度，kg/m³

Δt ——温度升高值，°C

V ——纸浆的有效体积, m^3

中浓纸浆在流体化过程中输入能量为:

$$E_m = \Delta t \cdot P_m = \Delta t \cdot M \cdot \omega \quad (2-52)$$

式中 P_m ——输入功率, W

Δt ——时间间隔, s

M ——扭矩, N/m

ω ——角速度, 1/s

如用 η_e 来表征耗散能量与输入能量的比值则:

$$\eta_e = \frac{E_d}{E_m} = \frac{c\rho V\Delta T}{\Delta t \cdot P_m} = \frac{c\rho(\Delta T/\Delta t)}{P_m/V} = \frac{\epsilon_d}{\epsilon_m} \quad (2-53)$$

式中 ϵ_d ——能量耗散密度, W/m^3

ϵ_m ——输入能量密度, W/m^3

在试验时, 纸浆能量耗散中温度的升高 ΔT 可通过热电阻传感器检测, 并通过软件系统读入计算机。从 η_e 值中可看出输入的能量已耗散的比例。工程实际中总不希望输入的能量过多的消耗于克服纤维摩擦而转化为热量, 最好是输入的能量传递于纤维中, 让纤维保存更多的能量而保持较长时间的运动, 从而促使中浓纸浆保持更长的流体化状态, 有利于中浓纸浆的输送及后面将要讨论的混合等单元操作, 减少能量的消耗。

第八节 影响中浓纸浆流动特性的主要因素

一、浆种对中浓纸浆流动特性的影响

中浓纸浆是由纤维的黏弹力构成的纤维网络, 则纤维自身的属性必然会影响纤维网络结构的强度, 而不同种类的纸浆因其纤维长度、挺度、聚合度均不同, 因此, 对不同种类纸浆的流动特性就必然存在一定差异。根据上述各方面研究结果, 纸浆种类对产生流体化的影响列于表 2-4。

表 2-4 纸浆种类对产生流体化的影响

经验公式 $\tau_c = Kc^a$	纸 浆 种 类			
	漂白硫酸盐松木浆	未漂白硫酸盐松木浆	未漂白亚硫酸盐芦苇浆	未漂白废纸浆
	Duffy	Gullichsen	陈克复	
K	27	18.9	1.61	0.15
a	2.0	2.04	2.84	3.80

假设纸浆浓度分别为 12%、14%、16%, 则各类纸浆产生完全湍流时所需的临界剪切应力如图 2-21 所示:

由图中可以看出, 不同纸浆种类产生完全湍流状态所需的临界剪切应力差别比较大, 如果把纸浆产生湍流状态作为中浓纸浆流动和混合的前提条件, 则针对每一类纸浆

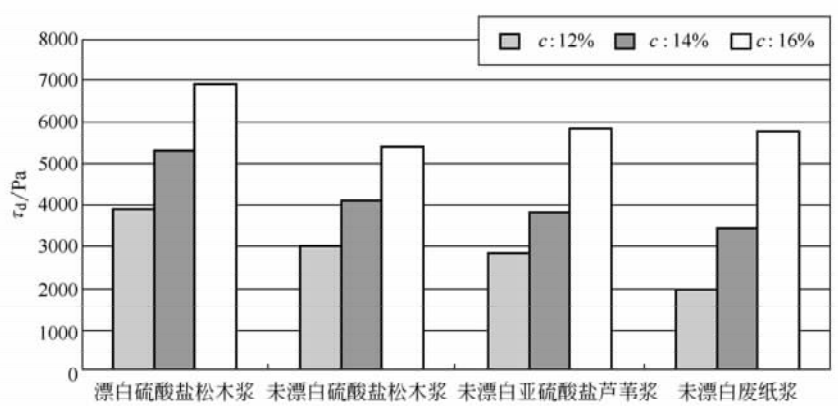


图 2-21 浆种对中浓纸浆流动特性（临界剪切应力）的影响

均要修正设备的结构或运行参数，就这一点来说，在设计中浓纸浆生产的流送与混合设备或部件的时候首先应确定其使用的纸浆种类，如果纸浆厂更换原料，应先针对新的纸浆种类进行设备参数的修正，否则设备可能会达不到理想的运行效果，而且常常会使设备调试人员找不出原因而感到迷惑。

纸浆种类对流动产生影响机理的研究难度很大，如纸浆纤维的黏弹力的测量，纤维结构对黏弹力的影响等，这些有待于进一步研究。

二、含气量对中浓纸浆流动特性的影响

由于中浓纸浆是纤维、水及空气的三相混合物。纸浆浓度越高，纸浆的含气量越大，如图 2-22 所示。

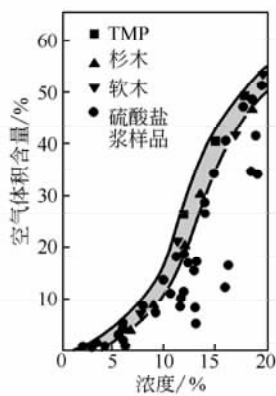


图 2-22 纸浆中的空气含量示意图

由图 2-22 可以看出，对中浓纸浆（7%~15%）时，空气含量可达 20% 以上，这么高的含气量对纸浆的流动、混合、泵送将产生很大的影响，使剪切应力大幅减少。在实验时，空气的存在将使转子在转动时与纸浆之间出现打滑现象，甚至造成转子的空转现象。

从实验中得出，随着纸浆中空气含量的增加，纸浆产生流体化时的临界剪切应力也将不断减少。空气的影响机理比较复杂，但可以肯定，一方面空气的存在，使纸浆流动的阻力损失大大降低。另一方面，空气含量的增加导致纸浆密度的下降，纤维与纤维之间的交织点减少，即纤维与纤维之间的作用力降低。

值得注意的是，上述分析没有考虑纤维的塑性，当纸浆中空气含量超过一定值时，纸浆与转子之间将出现一较大的空洞，严重的时候，转子将产生空转，此时产生湍动的只有空气，而没有纸浆，当空气含量超过 20% 时，纸浆与转子之间已产生较明显的打滑现象了，因此，控制纸浆中空气含量是使中浓纸浆产生流体化时的重要影响因素。

三、转子结构对中浓纸浆流动特性的影响

对于设备研发人员来说，设备结构所产生的影响更值得关注。对于纸浆流体化特性而言，不同的转子结构对纸浆产生不同的作用，使纸浆产生的流动状态也有所不同，即纸浆产生流体化时的临界转速将产生变化。

设计两种不同于前面使用的转子结构，一种在前述直转子叶片上添加螺旋叶片，另一种为偏心转子结构，如图 2-23 所示。

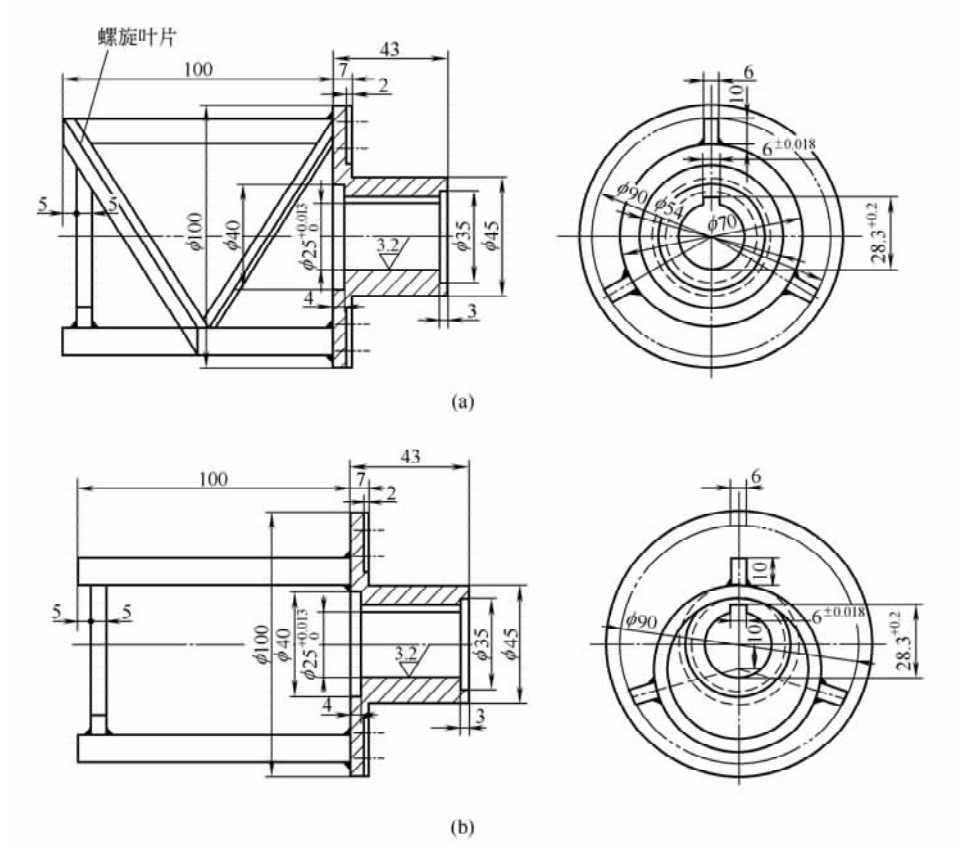
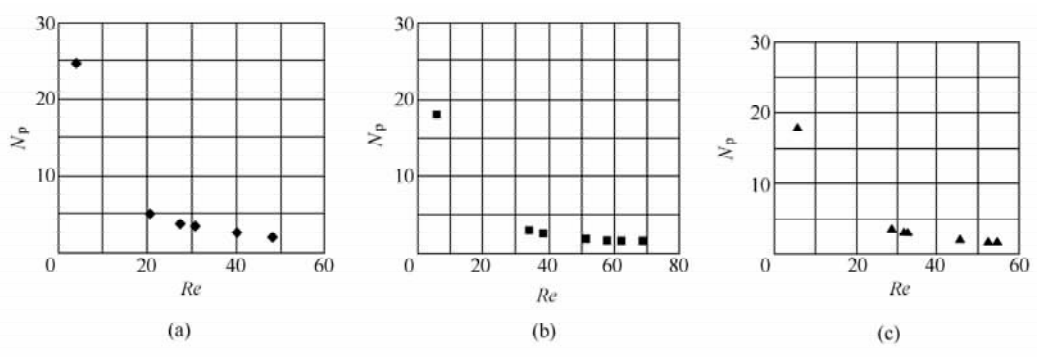


图 2-23 转子结构示意图

(a) 螺旋转子 (b) 偏心转子

还有直转子，用这三种不同的转子进行流体化实验，实验用纸浆为未漂硫酸盐纸浆，Kappa 值：19.5，浓度为 12%。做出其 N_p-Re 曲线，如图 2-24 所示。由图可知，纸浆产生湍动状态时，螺旋转子的平均雷诺数为 40 左右，功率准数恒定在 2.5。而偏心转子与直转子比较类似，产生湍动时的平均雷诺数在 40 左右，功率准数恒定在 2.0。作出平均雷诺数与转速的关系曲线，如图 2-25 所示。

由图 2-25 可以看出，三种转子产生湍动时的临界转速差别不大（偏心转子稍高），均在 2200 左右，但由于螺旋转子的功率准数较其他两种转子高，因此，如果假设在直转子装置中测得的临界剪切应力即为纤维网络强度，则在达到同样的湍动状态时，螺旋

图 2-24 不同转子结构 N_p-Re 曲线

(a) 螺旋转子 N_p-Re 曲线 (b) 直转子 N_p-Re 曲线 (c) 偏心转子 N_p-Re 曲线

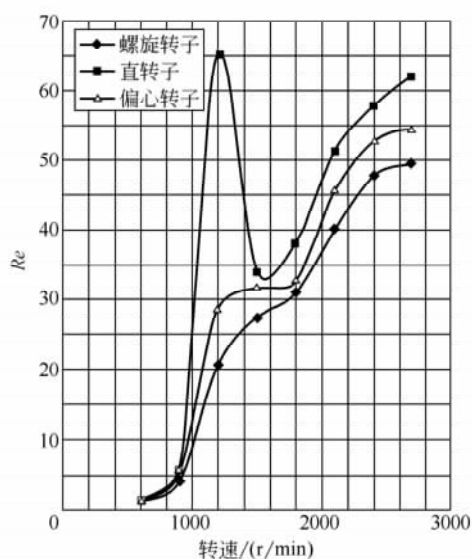


图 2-25 不同转子结构对纸浆雷诺数的影响

转子要消耗更多的功率，这是由于螺旋叶片的存在，使纸浆产生被动的定向的轴向流动，而轴向流动的存在势必增加动力消耗，而对纸浆产生湍动的贡献并不大。对偏心转子也可以用相同的解释，偏心使纸浆产生较大规模的漩涡，消耗了更多的能量，但对纸浆产生流体化也没有产生明显的促进作用。这也是用不同装置试验所得到的数据有所差异的原因。

由图 2-25 还可看出，同样转速下，直转子的平均雷诺数较高，即产生湍动程度的能力较强。因此，在设计旋转式纸浆流体化设备时，应增加更多的使纸浆产生径向流动的结构，而尽量避免使纸浆产生定向流动特别是较大规模定向流动的结构。

四、pH 对中浓纸浆流动特性的影响

由于中浓纸浆清洁漂白大多在碱性条件下进行，一般来说，纸浆在碱性条件下会减少管路摩擦阻力损失，但是对纸浆产生流体化有没有影响，或者说影响达到什么程度，很少发现这方面的数据说明这一问题。对不同 pH 下的中浓纸浆进行流体化实验，可得出随着纸浆 pH 的升高，纸浆碱性增强，纸浆产生流体化时的临界转速降低，流体化时消耗的功率也随之下降。

对这种现象的解释是：随着纸浆中 pH 升高，纤维与纤维之间的摩擦因数降低，从而使纤维之间的作用力减小，纤维网络的强度降低，则分散纤维网络，使纸浆产生流体化的功率消耗也随之减少。

不希望输入的能量过多地消耗于克服纤维摩擦而转化为热量，最好是输入的能量传递于纤维中，让纤维保存更多的能量而保持较长时间的运动，从而促使中浓纸浆保持更长的流体

化状态,有利于中浓纸浆的输送及后面将要讨论的混合等单元操作,减少能量的消耗。

第九节 中浓纸浆流体化对纸浆纤维性能的影响

在中高浓技术工程中特别是在纸浆清洁漂白工程中,中浓浆泵及中浓混合器的设计均是利用中浓纸浆流体化的原理:在较高的剪切力作用下,中浓纸浆纤维网络被分散,产生湍流状态,从而进行泵送和混合。因而,在这种剪切力作用下对纸浆纤维形态有什么影响,或者对后续的制浆性能有何影响,是值得研究的问题。

实验用浆为未漂马尾松硫酸盐浆,纸浆浓度为10%,转子结构采用直转子,通过流体化试验,得到实现流体化的临界转速为1680r/min,因此,选择转子转速1800r/min,对纸浆进行剪切作用;由于在工程应用中,不管是泵送或混合,纸浆受到流体化剪切作用的时间都非常短,通常不超过1min,因此,实验时间分别取30s、60s、120s、240s。每次实验完毕后,取样检测纸浆纤维性能参数。

一、流体化作用对纸浆滤水性能的影响

采用肖伯氏打浆度仪,分别对原浆和经过流体化处理的纸浆的打浆度进行检测,实验步骤参见《制浆造纸实验》(中国轻工业出版社,1990年版)。

检测结果如表2-5所示。

表 2-5 打浆度的实验值

流体化时间/s	0(原浆)	30	60	120	240
打浆度/°SR	13.8	14.0	14.5	15.0	16.2

从表2-5可看出,中浓纸浆的打浆度随着流体化时间的增加虽略有增加但如果考虑中浓纸浆流体化是在很短的时间内完成的(<1min),例如有文献记载,中浓纸浆通过中浓混合器的时间不超过几秒钟,因此可认为中浓纸浆产生流体化作用对纸浆的滤水性能基本上不产生影响。

二、流体化作用对纤维平均长度的影响

为了探讨中浓纸浆的流体化作用是否会切断纤维从而导致纸浆强度下降,我们对纤维平均长度进行了检测。采用芬兰Kajaani公司的FS-200快速纤维长度仪对原浆和经过流体化处理后的纸浆的纤维长度进行了测量,测量结果如表2-6所示。

从表2-6可以看出,中浓纸浆流体化作用使纤维平均长度有所降低。通过纤维长度分布可以看出,随着剪切时间延长,纸浆纤维中的细小纤维含量有所增加,但纸浆纤维的平均长度变化很小,这说明流体化处理对纤维切断作用较弱,同样可以认为,在很短的时间内,中浓纸浆流体化对纤维平均长度影响不大。

表 2-6 中浓纸浆流体化作用对纤维平均长度的影响

流体化时间/s	0(平均)	30	60	120	240
纤维平均长度/mm	1.72	1.67	1.65	1.60	1.59
0.0~0.4mm纤维的含量/%	48.15	50.33	51.25	53.47	54.74

三、纤维形态观察

采用 S-550 分析型扫描电子显微镜对流体化前后的纸浆进行纤维表面及纤维形态观察，扫描结果如图 2-26 所示（放大倍数均为 400）。

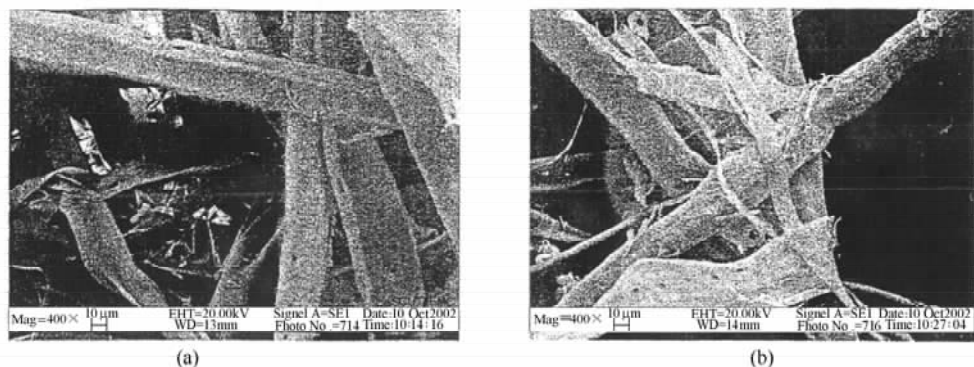


图 2-26 扫描电镜图

(a) 流体化作用前纸浆的纤维形态 (b) 流体化作用后纸浆的纤维形态

当纸浆受到机械处理后主要会发生下列变化：

- (1) 部分纤维发生细纤维和纤维胞壁分裂，形成了新的纤维接触表面；
- (2) 部分纤维被切断，从而改变了纤维长度分布并导致平均长度下降；
- (3) 纤维产生位移和弯曲变形，从而使纤维出现卷曲和扭曲。

由图 2-26 中纸浆纤维在产生流体化作用前后的形态可以发现，流体化作用前纤维比较完整、硬挺。而经过流体化作用后，如图 2-26 (b) 所示，部分纤维表面出现分丝现象，即在纤维纵向发生分丝帚化。这种表面细纤维化作用，可以增加纤维的比表面积，从而促进了氢链结合，增加了纤维之间的交织力，可以提高成纸强度。综合以上种种现象表明，中浓纸浆流体化处理对纸浆有分丝帚化作用，基本无切断现象，不但不会降低纸浆的强度，相反会有利于增加后续成纸的强度。

第十节 中浓纸浆在管道中流动的启动阻力

一、浆泵启动阻力的表现形式

不管是低浓纸浆还是中浓纸浆都存在流动启动阻力。低浓纸浆的流动压头损失已在《纸浆料输送与输送机械》（中国轻工业出版社，1991 年版）作了论述，而中浓纸浆的压头损失已在本章第四节作了讨论，但是上述内容只是适用于稳定流动的状态。对于纸浆在管道内的不稳定流动，或由于静止状态过渡到流动阶段，上述内容是不适用的。也就是说，在“启动”阶段的流动与“稳定”阶段的流动是不相同的。

流体在管道内的稳定流动和不稳定流动是按流态流动时的流速及其他与流体有关的物理量（例如压力、相对密度）是否随时间变化来区分的。流体作稳定流动时，任一截

面处的流速及有关物理量都不随时间而变化。例如上方有补充水进入的水槽，使槽内水位维持不变，则放水管任一截面上的流速都不会随时间而变，故水在管内的流动属稳定流动的范围，虽然有一定程度的脉动存在。

流体作不稳定流动时，任一截面处流体的流速及有关物理量随时间而变化。如上述水槽的上方没有补充水加入，槽内水位就不断降低，放水管任一截面上的流速便不断变化，距开始流动的时间越长，流速越小，故属于不稳定的流动。

要指出的是，稳定流动并不是指流体流动沿程的各个截面上流速等各物理量都不变，比如流体在不等径的管路作稳定流动，流动沿程各截面上的流速并不相等，但在每一特定截面上的流速都是始终不变的，同一位置这些物理量并不随时间而变。

纸浆在输送过程中可以认为是稳定流动过程，因为管道内各截面上的物理量基本上不随时间而变。但是，在浆料从静止状态到开始流动的一瞬间，在管道的各截面，流速等物理量是随时间而变的，如流速就从零增加到某一定值。因此，在这瞬时，浆料在管道内的流动属于不稳定流动。

稳定流动的纸浆输送压头损失计算方法不适用于不稳定的情况。事实上从纸浆输送的实际操作表明，使纸浆由静止状态进入流动状态即纸浆“启动”时，其启动摩擦阻力损失（压头损失）比预想的大得多，特别对于长距离的管路，尤其如此。反映到纸浆的特性曲线上，可以认为纸浆“启动”阶段的压头损失与流速的关系不会遵循在低速流动中当流速接近于零时的延伸规律。

二、启动阻力的机理

1. 启动阻力产生的原因

纸浆从静止态到以某一流速作稳定流动的整个启动过程，要经历两个阶段：

- (1) 从静止状态到开始流动的启动阶段。
- (2) 从开始流动到以某一流速作稳定流动的加速阶段。

静止状态的纸浆，纤维往往交织成网络稳定结构，浓度越高，网络强度就越高。如对纸浆施加作用力，纸浆就开始具备了沿管壁流动的趋势。如外加作用力逐渐增加，流动趋势就更加明显，当外加作用力达到某一数值时，纸浆就开始进入运动状态。这一过程就相当于弹性固体从静止状态由于推力的作用而进入运动状态一样。同时，与管壁之间的摩擦也由静摩擦进入动摩擦，而且静摩擦因数一般要大于动摩擦因数。因此，纸浆为了克服静摩擦而消耗的能量一般就比为了克服动摩擦而消耗的能量大，浓度越高，前者就越大。

加速阶段将消耗纸浆更多的能量，它是引起纸浆启动阻力的主要原因。稳定流动的速度越大，加速过程的时间越短，纸浆在加速阶段所消耗的能量就越大。

纸浆的“启动”阻力就是上述两阶段所消耗的能量之和。

2. 启动过程的能量方程式

纸浆在稳定流动条件下，压头损失 H_L 值只包含纸浆由于克服管壁摩擦所消耗的能量及局部位置所消耗的能量，而且，此时的管壁摩擦，是指纸浆在某一速度作稳定流动时的摩擦。

纸浆在“启动”过程这种不稳定流动状态中，纸浆的能量损失就与稳定流动时不同，它必须考虑静摩擦和加速运动这两方面的影响，这样，压头损失 H_L 不但要包含纸浆由于克服在管壁上的静摩擦而消耗的能量，而且要包含纸浆产生加速流动而消耗的能量。因此， H_L 应由两部分组成：

$$H_L = H_s + H_a \quad (2-54)$$

式中 H_s ——纸浆在管路中克服静摩擦所消耗的压头

H_a ——纸浆加速时所消耗的压头

H_s 的计算可仿照动摩擦引起的压头损失计算式，即作为稳定流动时动压头的倍数：

$$H_s = 4f' \frac{L + \sum L_e}{D} \frac{u^2}{2g} \quad (2-55)$$

式中 f' ——静摩擦因数，量纲为一

$L + \sum L_e$ ——管路长度和局部位置当量长度之和，m

D ——管子直径，m

u ——纸浆输送速度，m/s

g ——重力加速度，m/s²

同样，其 100m 直管的静摩擦压头直管的静摩擦压头损失为：

$$\Delta h_s = 100f' \frac{4}{D} \frac{u^2}{2g} \quad (2-56)$$

关于加速流动所消耗的压头损失可由下式表示：

$$H_a = \frac{L + \sum L_e}{g} \frac{du}{dt} \quad (2-57)$$

式中 $\frac{du}{dt}$ ——浆料加速流动时的加速度，m/s²

同样，其 100m 直管的加速压头损失 Δh_a (mH₂O) 为：

$$\Delta h_a = \frac{100}{g} \frac{du}{dt} \quad (2-58)$$

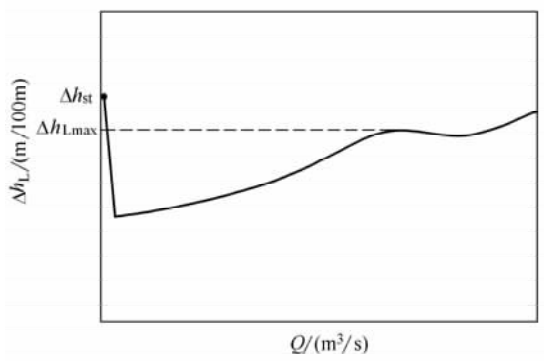


图 2-27 纸浆的启动阻力曲线
 Δh_{st} —纸浆启动阻力（从压头计算）
 $\Delta h_{L,max}$ —纸浆压头损失曲线的高峰值

结合式 (2-56) 和式 (2-57)，就得出每 100m 直管浆料启动过程所消耗的压头损失就为启动阻力，记为： Δh_{st}

$$\Delta h_{st} = \Delta h_s + \Delta h_a = \frac{100}{g} \left(f' \frac{2u^2}{D} + \frac{du}{dt} \right) \quad (2-59)$$

而整条管路的启动阻力 h_{st} 为：

$$h_{st} = \frac{L + \sum L_e}{g} \left(f' \frac{2u^2}{D} + \frac{du}{dt} \right) \quad (2-60)$$

可从中浓纸浆的 $m-n$ 关系曲线图和 $\tau-n$ 关系曲线图中可看出纸浆启动时屈服应力 τ_y 的存在。事实上，启

动阻力要大于当流速接近于零时特性曲线延伸得到的压头损失值，甚至在某些情况下要大于压头损失高峰值，如图 2-27。

三、启动阻力的影响因素

从式 (2-60) 中可以看出启动阻力的影响因素主要有静摩擦因数 f' ，加速度 $\frac{du}{dt}$ 、稳定流速值 u 和管径 D 。但由于 f' 主要受纸浆浓度、纸浆特性和管壁粗糙度等物理参数的影响，因此，影响启动阻力的因素基本上还是与影响稳定输送中压头损失的因素一样，纸浆浓度越高，启动阻力就越大。

$\frac{du}{dt}$ 的大小主要决定于浆料的“启动”时间，如果泵不能变速，那么这个数值基本上是常数。 $\frac{du}{dt}$ 可以用下式近似计算

$$\frac{du}{dt} = u/t \quad (2-61)$$

式中 u ——稳定流动时的流速，m/s

t ——浆泵的启动到纸浆稳定流动时的时间间隔，s

纸浆在加速流动过程中所消耗的能量主要用在动能的提高，加速度越大，由于动能的提高所消耗的能量就越大。

流速 u 对纸浆启动阻力的影响要比稳定输送时对压头损失的影响要明显得多，主要原因就在于纸浆启动时间 t 一定的条件下， u 的大小决定了 $\frac{du}{dt}$ 的值，从而也影响了启动阻力值。

目前对浆料启动阻力的研究还不深入，加上通过专门测量仪器才能测出纤维网络的静摩擦因数 f' ，因此，要定量地确定各因素对启动阻力的影响程度还困难。因此。只有通过实验才能较准确测定出各种纸浆在管道中流动的启动阻力。

参 考 文 献

- [1] Gullichsen J. Esko Harkonen, Medium Consistency Technology, Tappi J., 1981, 64 (6): 69
- [2] Maurer A. Neuentwicklungen in der Mittelkonsistenz-(M. C)-Technologie, Zellstoff papier, 1988, 37 (2): 51
- [3] Duffy, G. G., Flow of medium consistency wood pulp fiber suspensions, Appita, 1995, 48 (1): 51
- [4] Chen Kefu, The Determination of the critical shear stress for fluidization of medium consistency suspensions of straw pulps, Nordic puld and paper Research J., 1991, 6 (1): 20
- [5] Wahren, D., Fiber Network Structures in papermaking operations, in proceedings of the Conference paper Science and Technology, The Cutting Edge, Institute of paper Chemistry, Appleton, Wisconsin, 1980: 112-132
- [6] Andersson, O., Svensk Papperstidn., 1964, 64 (14): 517

- [7] Thalen, N. and Wahren, D., An Experimental Investigation of the Shear Modulus Fiber Networks, *Svensk Papperstidn.* 1964, 67 (11): 474-480
- [8] Mackenzie, K. J., Shear Values of Paper Pulp Slurries, *Tappi*, 1963, 46 (3): 156-157
- [9] 陈克复. 造纸机湿部浆料流体力学. 北京: 轻工业出版社, 1984
- [10] Forgacs, O. L., Robertson, A. A. and Mason, S. G., "The Hydrodynamic Behavior of paper-making Fibers" in "Fundamentals of Papermaking Fibers", *Tranas. Symp. Cambridge*, F. Bolam, Ed., British Paper and Board Makers' Assoc., London, 1958: 447-473
- [11] Halen, N. and Wahren, D., Shear Modulus and Ultimate Shear Strength of Some paper Pulp Fiber Networkds, *Svensk Papperstidn.* 1964, 67 (7): 259-264
- [12] Duffy, G. G., and Titchener, A. L., *Svensk Papperstidn.* 1975, 78: 474
- [13] 陈克复. 中高浓制浆技术与装置. 广州: 华南理工大学出版社, 1994
- [14] Kerekes, R. J., Soszynski, R. M. and Tam Doo, P. A., The Flocculation of Pulp Fibers, *Trans. Eighth Fund. Res. Symp.*, V. Punton, Ed., Mech. Eng. Pub. Ltd. Oxford, 1985, 1: 265-310
- [15] C. P. J. Bennington, etc., The Yield Stress of Medium-and-Hight-Consistency Mechanical Pulp Fiber Suspensions at High Gas Contents, *JPPS*, 1995, 21 (4): J111-J118
- [16] T. Stenuf, etc., *Tappi J.*, No. 11. P9, 1982
- [17] 王凯. 非牛顿流体的流动、混合和传热. 浙江: 浙江大学出版社, 1988
- [18] G. S. Brown, *Chem. Eng.*, No. 16, P85, 1987
- [19] 陈克复. 中浓纤维悬浮液的流动特性研究. *自然科学进展*, Vo. 18, No. 2, P237, 1998
- [20] Hemstrom, G., etc., *Tappi*, vol. 59, No. 8, P115, 1976
- [21] C. Bennington, etc., *J. of pulp and Paper science*, Vol. 21. No. 4. April 1995
- [22] Chen Kefu, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 14, No. 2, P149, 1997
- [23] 付平乐, 陈克复等. 纤维悬浮液圆管内二相流动数学模型的探讨. *中国造纸学报*, Vo. 13, P57, 1998
- [24] 黎振球, 陈克复等. 蔗渣黑液流动性能的研究. *中国造纸学报*, Vo. 15, No. 1, P66, 2000
- [25] 孙家龙, 陈克复等. 纸和造纸, No. 4, P63, 2002
- [26] 杨仁党, 陈克复等. 草浆高浓黑液的流变性与黏流温度效应. *中国造纸学报*, Vo. 22, No. 2, P53, 2002
- [27] 陈奇峰, 陈克复等. 麦草浆黑液传热性能的研究. *中国造纸学报*, Vo. 23, No. 1, P63, 2003
- [28] 杨仁党, 陈克复等. 造纸黑液降黏技术. *中国造纸*, No. 10, P48, 2003
- [29] 莫立焕, 陈克复等. 制浆造纸中段废水脱色技术研究进展. *中国造纸*, No. 10, P53, 2003
- [30] 陈奇峰, 陈克复等. 中浓纸浆流体化过程的数学模拟及临界雷诺数. *中国造纸学报*, Vo. 23, No. 2, P148, 2003

第三章 中浓纸浆输送技术

第一节 概 述

由于中浓纸浆的特殊的流动特性，是无法使用常规浆泵来泵送的。对于短距离的输送要求尚可用螺旋输送器来实现，但是，当输送的距离较长时则只能使用一些不同于常规浆泵的装置来输送中浓纸浆了，这种装置我们一般称之为中浓浆泵，中浓浆泵的使用是实现中浓制浆工艺的前提条件。

目前工厂使用的中浓浆泵从泵的结构上可分为两大类，一类属于容积式泵，利用相互配合的转子和定子形成互不相通的密封腔，当转子转动时，这些密封腔由泵在吸入端吸入纸浆，在排出端将纸浆送入出口管道。另一类属于离心式浆泵，这种浆泵与普通浆泵相同的地方是利用叶轮的离心力进行纸浆的输送，不同的是中浓浆泵叶轮前必须设有湍流发生装置，使中浓纸浆在进入叶轮前产生流体化，即使中浓纸浆产生类似于水流的流动形态，进而用常规离心泵的原理加以输送，这种中浓浆泵往往不单指一台泵，而是指包括中浓浆泵的泵体、泵前立管、中浓纸浆湍流发生器、抽气装置等在内组成的输送系统。

第二节 中浓浆泵的种类及基本结构

一、容积式中浓浆泵

齿轮泵及螺杆泵是典型的容积式中浓浆泵，利用相互配合的转子和定子形成互不相通的密封腔，当转子转动时，这些密封腔由泵在吸入端吸入纸浆，在排出端将纸浆送入出口管道。

容积式中浓浆泵的优点在于可以不受纸浆中所含空气的影响，甚至可以输送温度比较高的中浓纸浆，这在工厂生产中是非常有用的，因为可以将蒸汽管从泵后移到泵前，将原先采用的高压蒸汽改为使用低压蒸汽，起到很好的节能作用；另外，容积式泵可以起到阀门的隔断作用，防止泵后高压纸浆回流到泵前低压区。在我国使用这类泵进行输送中浓纸浆的有 Sunds 公司 CMB 系列齿轮式中浓浆泵以及中德合资的兰州奈茨泵业公司生产的 Nemo 系列螺杆式浆泵等（如图 3-1 所示）。

容积式中浓浆泵也存在一些难以克服的缺点，齿轮泵造价高，占地面积大，并且纸

发生器同泵体是分开的，单独由一个电机驱动，装机总容量与同系列的 MCA/MCV 泵接近，SF 系列中浓浆泵也需单独设置一台真空泵进行抽气。从结构上说，MCA/MCV 泵更紧凑一些。

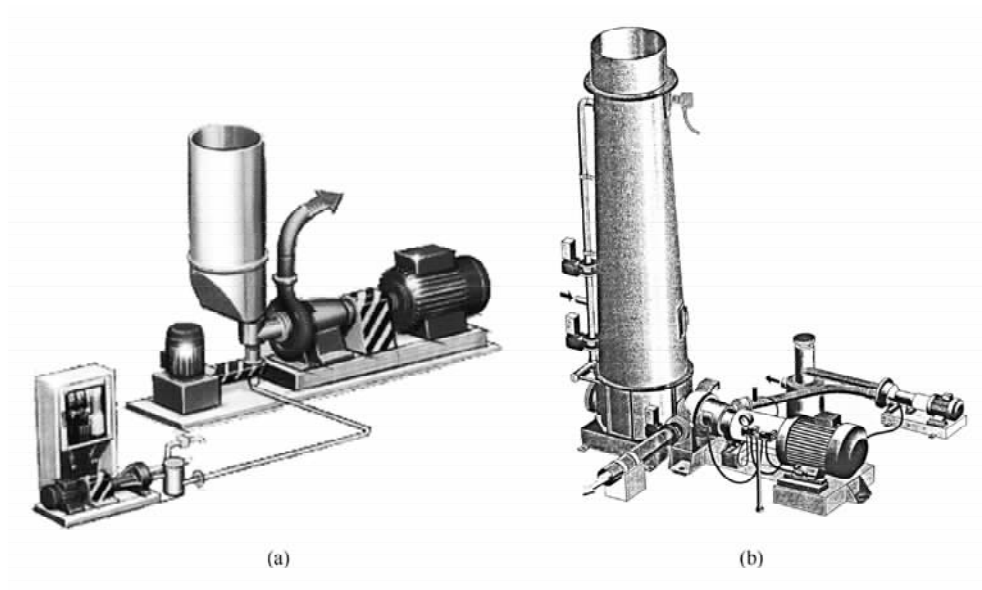


图 3-2 离心式中浓浆泵

(a) Andritz 公司 SF 系列中浓浆泵 (b) Sulzer 公司 MCA 系列中浓浆泵

第三节 离心式中浓浆泵的理论与设计方法

一、离心式中浓浆泵的发展

离心式中浓浆泵的工作原型最早由芬兰造纸专家 Gullichsen 在 1981 年提出，其目的要开发一种单一的中浓纸浆的输送装置，避免贮浆塔内的中浓纸浆要在塔底稀释后泵出，再通过浓缩达到工艺要求的浓度。这样可以节省能耗，节约占地面积，节省设备投资。Gullichsen 通过流体化实验得出的结论给出了一个大胆的假设：如果将通用的浆泵的叶轮直接装到贮浆塔内，由浆泵叶轮产生的剪切力将使中浓纸浆产生流体化并被泵出。在 Kamy 公司和 Ahlstrom 公司的大力支持下，试验得以实施，然而试验并不成功，Gullichsen 发现，中浓纸浆的空气含量是试验失败的重要原因。于是他提出了两个重要的带抽气装置的中浓浆泵的最早的原型（如图 3-3 所示）。

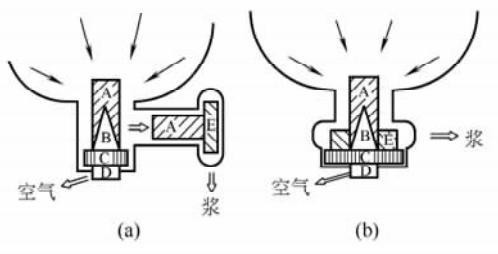


图 3-3 Gullichsen 提出的泵的原型

(a) 泵体与抽气装置相互独立

(b) 泵体与抽气装置集成在一起

A—湍流发生装置 B—气体分离装置 C—纤维分离装置 D—排气装置 E—泵

根据这两个原型，Gullichsen 设计了最

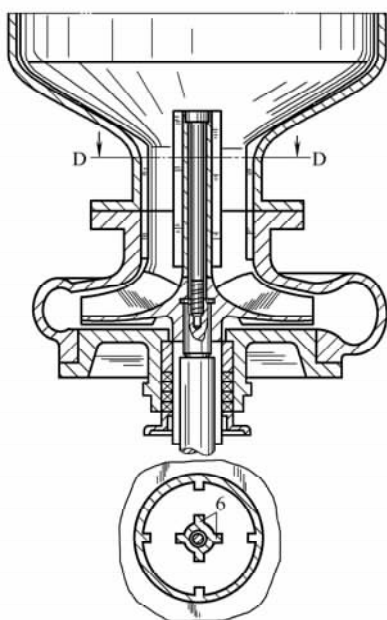


图 3-4 Gullichsen 申报专利的中浓浆泵的结构

早的泵送中浓纸浆的浆泵（如图 3-4 所示）并申请了专利。

根据 Gullichsen 等人的理论，芬兰 Kamyr 公司和 Ahlstrom 公司先后开始生产中浓浆泵并投入使用，两个公司生产的中浓浆泵的结构形式类似，均采用在叶轮上延伸出螺旋形叶片作为湍流发生器的结构，如图 3-5 所示。

随后，Ahlstrom 改变泵外抽气形式为泵内抽气，推出了 MPV 系列中浓浆泵，而奥地利 Andritz 公司则根据图 3-3 (a) 的原理开发了 SF 系列中浓浆泵，如图 3-6 所示，其湍流发生器（又称调质器）采用独立传动，湍流发生器以不变的高转速（ $n \approx 2000 \text{r/min}$ ）旋转，中浓纸浆在转子的剪切应力下产生流体化，同时，纸浆中的气体被集中在湍流发生器的中间，通过中心的抽气装置顺着中空的轴抽走，由于离心力及中心聚集气体的排挤作用，纸浆被抽出的可能性很小，从而可以有效地分离纸浆中的气体。这种方式不仅可以使浆泵的工况点调节范围扩大（不再受纸浆产生流体化时的临界转速的限制），而且在分离纸浆中空气时尽可能少地带出纸浆和浆中的化学药品。

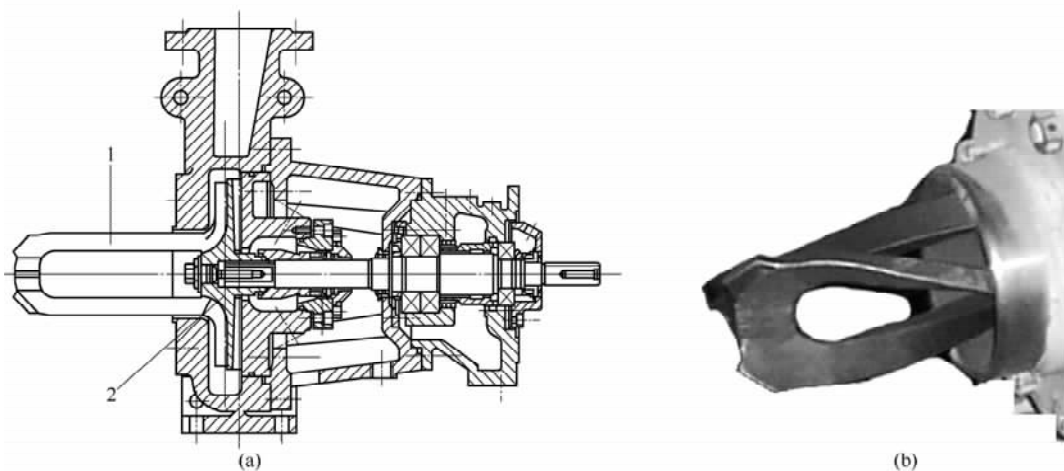


图 3-5 中浓浆泵的结构

(a) 中浓浆泵结构图 (b) 湍流发生器实物图

1—湍流发生器 2—叶轮

中浓浆泵节省能耗，如按 100t/d 产量计算，选用原 Ahlstrom 公司的 MCA12-80 中浓浆泵，配用电机 75kW，则吨浆耗电量为 18kW/t 浆，而要将纸浆稀释到 3%~4% 的浓度再用泵输送，需选用两台 45kW 的无堵塞浆泵，再加上一台 30kW 的稀释水泵，如

果再加一台浓缩设备（如真空洗浆机，总电机功率 30kW），共需要消耗功率 150kW，吨浆消耗为 36kW/t 浆，如此看来，采用中浓浆泵可节电 18kW/t 浆。

二、中浓浆泵泵体设计

如果不考虑湍流发生器的结构等因素，中浓浆泵泵体就是一台常规的离心泵，同常规离心泵的设计一样，中浓浆泵泵体的设计任务就是确定泵过流部件的最佳几何尺寸，包括叶轮进口直径、叶片出口宽度、叶片数等。目前的设计方法建立在柏努利方程和欧拉动量定理基础上的一元设计理论以及以非黏性不可

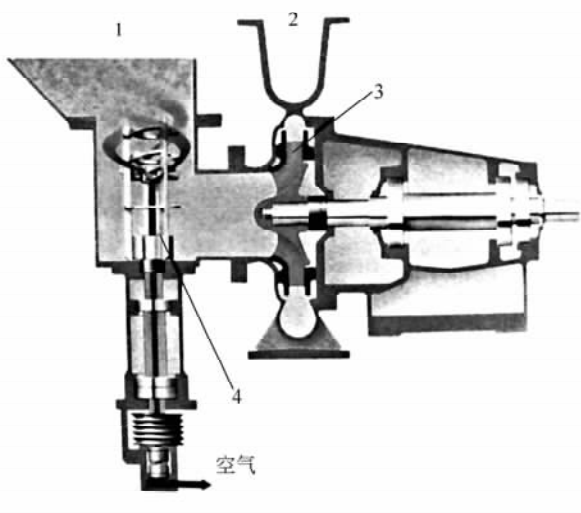


图 3-6 奥地利 Andritz 公司 SF 系列中浓浆泵工作原理图

1—进浆 2—出浆 3—叶轮 4—湍流发生器

压三元流动计算为基础的三元设计理论。由于在泵内影响纸浆流动的因素非常多，其流动状态与泵性能之间的关系目前尚不完全清楚，因此，在中浓浆泵实际设计中，往往采用一元理论等进行初步设计，然后用三元流动计算作为校核和修正的手段。

就中浓浆泵而言，在国外的研究中已积累了大量的试验数据，并且将其研究结果融入设计时的经验系数，其设计出来的中浓浆泵具有较高的泵送效率；而在国内，这方面并没有多少系统的研究试验数据和经验系数，因此，中浓浆泵的相关设计参数还有待于进一步改进和优化。

根据中浓纸浆清洁漂白工程实践，中浓浆泵的扬程 H 一般在 60m 以上，设计产量 Q 为 100t/d，电机转速 n 为 2980r/min，则可计算中浓浆泵的比转速 n_s ：

$$n_s = \frac{3.65n\sqrt{Q}}{H^{3/4}} = \frac{3.65 \times 2980 \sqrt{100}}{60^{3/4}} = 49.6 \quad (3-1)$$

因此，中浓浆泵属于低比转速泵，低比转速泵小流量大扬程的设计不同于普通离心泵的设计，一般来说，低比转速泵的设计需要解决下列几个难题：①提高泵的效率；②消除低比转速泵扬程曲线的驼峰；③解决超流量运行时的过载问题；④提高泵的防汽蚀性能。

要同时解决这几个问题是不可能的，这一点由泵的实际扬程的计算式可以看出：

$$H = (1-K) \frac{u_2}{g} \left[\left(1 - K \frac{\pi}{Z} \psi_2 \sin \beta_{2b} \right) u_2 - \frac{q_v}{\pi D_2 b_2 \psi_2 \tan \beta_{2b}} \right] - h_\lambda - h_\xi \quad (3-2)$$

式中 D_2 ——叶轮出口直径，m

K ——叶栅疏密系数

u_2 ——叶轮出口圆周速度，m/s

g ——重力加速度，m/s²

- Z ——叶轮叶片数
 β_{2b} ——叶轮出口安放角
 q_v ——进口体积流量, m^3/s
 b_2 ——出口宽度, m
 ϕ_2 ——排挤系数
 h_λ ——水力摩擦损失, m
 h_ξ ——撞击损失, m

泵内过流部件的尺寸对泵的性能的影响有时是矛盾的,在设计时只能抓住主要矛盾,对中浓浆泵来说,增加泵的效率并尽量消除扬程曲线的驼峰,是设计时应予优先考虑的主要问题。

在设计低比转速泵时,通常采用的方法是加大流量法,即加大叶片出口角 β_{2b} 、叶片出口宽度 b_2 、泵体喉部面积 A_1 、减小叶轮外径 D_2 及减少叶片数 Z 等措施来提高泵的流量。通过加大泵的流量而使泵增大比速来设计,然后使其在小流量工况下运行,从而提高泵的效率。

加大流量设计方法属于一种比较成熟的低比转速泵的设计方法,本研究也采用了这种方法进行中浓浆泵的设计,但采用这种办法时 β_{2b} 、 b_2 、 F_1 的增加使泵的扬程曲线变得平坦,易出现驼峰现象,为了消除扬程曲线的驼峰,适当减小设计时的 β_{2b} 是必要的。下面将讨论叶轮的各部分参数及主要尺寸的计算。

(一) 叶轮转速 (n)

由第二章研究结果可知,如果湍流发生器采用同实验装置相当的几何尺寸,则中浓纸浆产生流体化所需的临界转速应为 2200r/min 左右,因此,中浓浆泵采用二级电机,电机转速 2980r/min,同泵轴直联,电机实际工作转速由变频器控制,从而达到随时调整中浓浆泵的工况点。

(二) 叶轮叶片数 (Z)、叶片出口宽度 (b_2) 和出口安放角 (β_{2b}) 的选择

由于中浓浆泵的比转速较低,理论扬程高,理论上说叶片数应选择较大值,但叶片数太多,排挤现象严重,流速增大,纸浆同叶片的接触面增大,水力损失增大,效率降低;叶片数太少,纸浆在流道内扩散量大,也会增加水力损失。陈晓玲等对不同叶片数输送高黏流体时的性能作了研究,结果表明,在泵送高黏流体 ($0.1\text{Pa}\cdot\text{s}$) 时,叶片数为 3 时性能最好,说明输送高黏物体时不宜采用较多的叶片。

国内优秀低比较速泵的统计表明,一般 $Z=4\sim 6$,且 n_s 越低,叶片数越少。 Z 的选择如表 3-1。

表 3-1 叶片数 (Z) 选择表

n_s	<23	23~50	51~80
Z	4	5	6

叶片出口宽度 b_2 采用比常规设计较大的值,可用下式进行计算:

$$b_2 = K_{b2} \sqrt[3]{\frac{q_v}{n}} \quad (3-3)$$

$$\text{式中 } K_{b2} = 0.70 \left(\frac{n_s}{100} \right)^{0.65} \quad (n_s < 80)$$

q_v ——流量, m^3/s

n ——叶轮转速, r/min

对于较高比转速的离心泵设计来说, 叶片出口安放角 β_{2b} 的选择具有一定的任意性, 一般来说, 叶片的 β_{2b} 小于 90° , β_{2b} 增大, 扬程增大, 效率增大, 但对低比转速泵来说, β_{2b} 过大容易出现驼峰现象, 增大水力损失。 β_{2b} 的选择同样可参考参考文献 5, 如表 3-2 所示:

表 3-2 叶片出口安放角 (β_{2b}) 选择表

n_s	23~30	30~40	40~50	50~60	60~70	70~80
β_{2b}	$38^\circ \sim 40^\circ$	$35^\circ \sim 38^\circ$	$32^\circ \sim 36^\circ$	$30^\circ \sim 34^\circ$	$28^\circ \sim 32^\circ$	$25^\circ \sim 30^\circ$

(三) 叶轮颈部当量直径 (D_0)

根据纸浆流过叶轮时水力损失最小的原理, 可推导出 D_0 的计算可根据下式:

$$D_0 = K_0 \sqrt[3]{\frac{q_v}{n}} \quad (3-4)$$

式中 K_0 为系数, 对中浓浆泵 (低比转数泵) 的设计来说, 可取 3.5。

如果知道叶轮的轮毂直径 d_h , 则由下述公式可计算叶轮颈部直径 (D_n):

$$D_n = \sqrt{D_0^2 + d_h^2} \quad (3-5)$$

(四) 叶轮外径 (D_2)

本研究中采用逐次逼近法来求叶轮外径 D_2 , 首先采用鲁特涅夫经验公式得到 D_2 的估算值:

$$D_2 = K \sqrt[3]{\frac{q_v}{n}} \quad (3-6)$$

式中:

$$K = 9.35 \left(\frac{n_s}{100} \right)^{-1/2}$$

由 D_2 的估计值计算出口绝对速度径向分量 v_{m2} , 再根据 Stodola 的叶轮出口直径的计算式校核 D_2 的估算值, 即:

$$D_2 = \frac{60}{\pi n} \left[\frac{v_{m2}}{2y \operatorname{tg} \beta_{2b}} + \sqrt{\left(\frac{v_{m2}}{2y \operatorname{tg} \beta_{2b}} \right)^2 + \frac{g \frac{H}{\eta_h} + u_1 v_{u1}}{y}} \right] \quad (3-7)$$

式中 y ——有限叶片数修正系数

v_{m2} ——出口绝对速度径向分量, m/s

η_h ——水力效率

u_1 ——进口圆周速度, m/s

其余符号意义同前。

如果 D_2 的校核值与估计值差别较大, 则以校核值代替估计值, 再次计算 v_{m2} , 代入上式进行新一轮校核计算, 直到得到较满意的 D_2 。

(五) 泵壳喉部面积 (A_t)

根据张俊达等人的研究, 泵壳喉部面积的确定可采用下式:

$$\frac{1}{Y} = 0.036749 + 0.002310n_s \quad (3-8)$$

式中 Y 为面积比系数, 为叶轮出口面积与泵壳喉部面积之比, 即:

$$Y = Zb_2 a_2 / A_t \quad (3-9)$$

式中 a_2 为相邻叶片之间的宽度。

(六) 中浓浆泵抽气结构设计

由于中浓浆浆中含有大量空气, 在离心力的作用下, 空气会汇集在叶轮中心, 形成

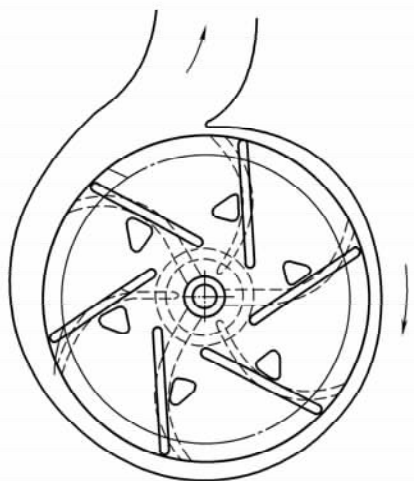


图 3-7 MCA 系列中浓浆泵抽气点示意图

气团, 堵塞流道, 因此中浓浆泵的另一个关键的结构就是除气装置, 不管是 SF 系列中浓浆泵还是 MCA/MCV 系列中浓浆泵, 均利用叶片后负压区进行抽气, 以 MCA 系列泵为例 (如图 3-7 所示), 当叶片在高速旋转时, 在叶片背后形成一个瞬时的负压区域, 由于纸浆惯性力要远远大于空气, 所以在这负压区域聚集了从纸浆中脱离的空气, 所以在这一区域进行抽气, 可以尽可能少的抽出纸浆纤维。SF 系列则是在湍流发生器的中心负压区设立一根抽气管。

根据上述原理, 本次研究的抽气点同样设在叶片背后, 不同的是本次研究所设计的抽气孔为长孔, 采用长孔的原理完全符合负压区域的形状, 可以最大限度地进行抽气, 可以比 MCA 系列泵的圆孔更少地抽出纤维; 抽气孔位于沿叶片背面与叶轮后盖板连接处, 如图 3-7 所示。理论上说, 抽气孔只要延着叶片背后底部, 就可以抽气, 而不抽吸纸浆纤维, 但由于在叶轮出口处, 纸浆的压力相对比较高, 叶片背后形成的负压区域被压缩, 纸浆进入抽气孔的几率较高, 因此, 抽气孔应靠近轮毂。抽气孔的具体尺寸完全根据经验设计, 目前还没有可以参考的计算方法。

第四节 离心式中浓浆泵的运行及维护

一、中浓浆泵运行控制原理 (以 MCA 系列中浓浆泵为例)

中浓浆泵控制系统是使用程序自动控制系统和程序逻辑建立起来的, 单元控制将同时给出偏移值和给定值。系统的流程简图如图 3-8 所示, 仪表和设备的名称和描述

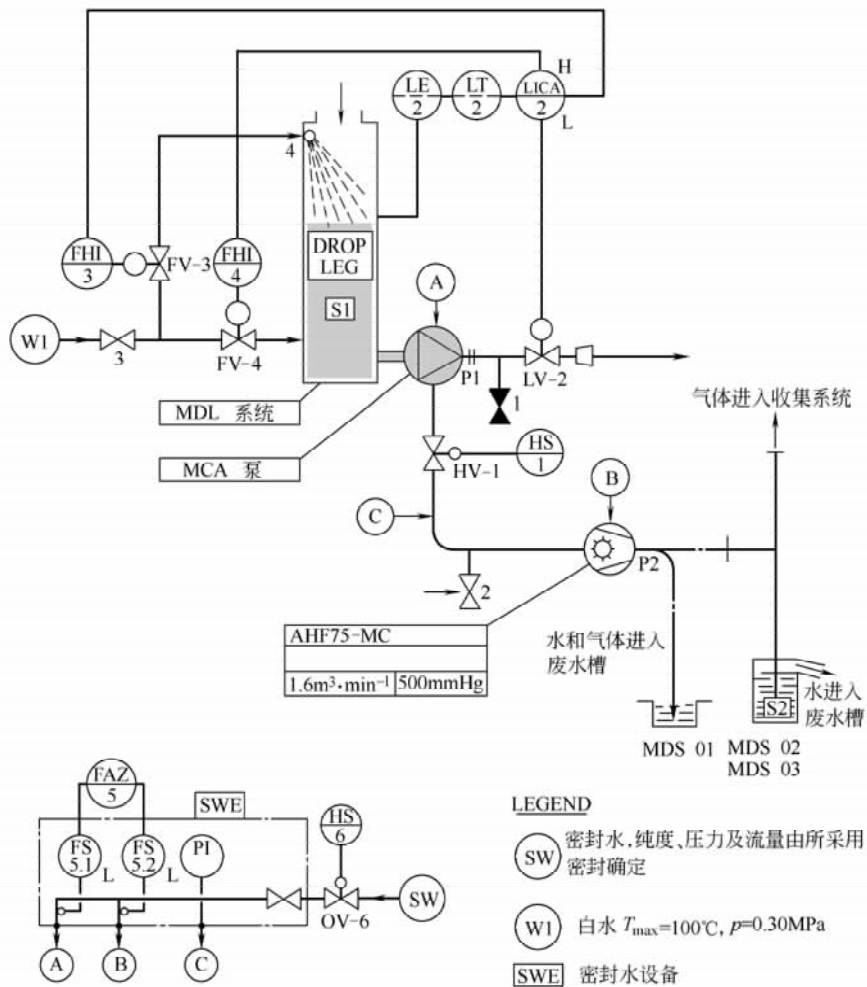


图 3-8 MCA 中浓浆泵控制原理图

如下：

控制回路：FAZ-5 密封水报警回路；FHI-3 上稀释水控制回路；FHI-4 下稀释水控制回路；HS-1 除气阀控制回路；HS-6 密封水阀控制回路；LICA-2 液位控制回路。

远程控制阀：FV-3 上稀释水控制阀；FV-4 下稀释水控制阀；HV-1 除气阀；HV-6 密封水阀；LV-2 液位控制阀。

测量设备：LE-2 液位控制传感器；LT-2 液位变送器；PI 压力表。

管路设备：PI 压力表；1—止回阀；2—真空阀；3—快关阀；4—喷嘴。

泵及容器：P1MCA 泵；P2 真空泵；S1MDL 立管；S2 分离器。

其他：DLS1L2DIF 值，FV-3 开始打开；DLS2L2DIF 值，FV-4 打开；FV3_{MAN} FHI-3 输出值；FV3_{MAX} FHI-3 在自动模式下打开的最大值；HLALICA-2 高位报警；LLALICA-2 低位报警；L2DIFLICA-2 实际值与设定值的正偏差；OLS1 在 HV-1 打开所需的 LICA-2 的输出值；T1 延时，停 P1 泵-密封水流速；T2 延时，密封水报警产

生；T3 延时，关 HV-1 阀；T4 延时，停立管进料；T5 延时，HV-1 阀、FV-3 和 FV-4 能打开（自动模式）；T6 延时，关 HV-6 阀（自动模式）。

控制系统操作的详细描述如下：

P1

- 启动条件：当密封水流量大于最小值，并且单元联锁条件允许。
- 停机：当密封水流量低于最小值的时间超过 T1 时，或单元联锁条件需要时。

P2

- 启动：在自动模式下，当泵 P1 启动并且密封水流量大于或等于最小值。
- 停机：当泵 P1 停机时。

HV-1

• 在 HS-1 控制处于自动模式，LV-2 阀的输出值大于 OLS1 时，在 P1 泵启动后 T5 时间后开启。

• HS-1 控制在自动模式下，P1 泵处于运行当中，当 LV-2 阀的输出值（开度）低于 OLS1 的时间超过 T3 时，关闭。

- 当泵 P1 停机或 HS-1 控制切换到关闭模式时立即关闭。

LV-2

- 当泵 P1 启动时，开启 LICA-2 到校准的设定值。
- 当 P1 泵停机时立即关闭。

FV-3

• 当 FHI-3 的控制回路处于自动模式下，P1 泵启动 T5 时间后，当 $L2DIF \geq DLS1$ 且 $FV3 < FV3_{MAX}$ 条件成立时，根据方程 $FV3 = FV3_{MAN} + K \times L2DIF$ ，打开。

• 如果 FHI-3 控制是手动模式，并且 P1 泵启动后 T5 时间后，根据输出值打开到一定值（开度）。

- 当 P1 泵停止时立即关闭。

FV-4

• 当 FHI-4 在自动模式并且 P1 泵启动 T5 时间后，LICA-2 调校的偏差值 $> DLS2$ ，根据 FHI-4（手动控制单元）输出值打开到一定位置。

- 当控制在手动模式下，根据 FHI-4 输出值开启到一定位置。

• FHI-4 在自动模式下 P1 泵运行或停止时，当 LICA-2 调校值 $< DLS2$ ，都要关闭。

FAZ-5

- 如果 P1 泵或 P2 运行，且密封水流量低于最低值 T2 时间后，激活。

HV-6

- 在自动模式或切换到开模式时，当 P1 或 P2 泵启动，打开。
- 在自动模式下，当 P1 和 P2 泵停止达 T6 时间后关闭。

停止进料功能

- 如果 LICA-2 的实际值 $> HLA$ 有时间 T4，并且泵 P1 运行时，停止进料。

报警

- LICA-2 高位报警 HLA。
- LICA-2 低位报警 LLA。
- LICA-2 高位报警 HLA 激活延时 T4。
- P2 泵停。

二、中浓浆泵（以 MCA 泵为例）操作规程

当纸浆从浓缩机进入立管时，浓度大于 12%，注意，此时纸浆需要稀释才能启动泵，稀释可以打开立管的上稀释水阀或者在浓缩机的撕碎机或螺旋输送机处加水，后者通常是在浆浓很高的情况下（>15%）。

（一）启动程序

（1）在控制室内确认：

- ① HS-6 在自动模式下，或密封水的手动阀打开且流量正确。
- ② 真空泵的控制自动模式下。

（2）在控制室内检查：

- ① HS-1 控制在自动模式下。
- ② LICA-2 调校器在手动模式，当立管充满状态时，输出值不能高于试水时的值（参见第三章第三节），当液位不高于设定值时，置 LICA-2 调校器控制于自动模式。

③ FHI-3 控制在自动模式，输出值=0%。

④ FHI-4 控制在手动模式，输出值=0%。

⑤ 真空泵控制在自动模式。

（3）启动 MCA 泵。

（4）当液位下降到设定值时，置 LICA-2 控制在自动模式（如果还没有处于自动模式）。

（5）FHI-4 控制到自动模式，当偏移值>DLS2，向上调整输出信号到你想要阀打开的位置。

（6）纸浆开始时入立管，打开上稀释水阀到合适的位置（如 50%）。

（二）操作过程控制

当泵运行时，控制和调整如下：

（1）泵的机械操作：

- ① 密封水量；
- ② 平稳运行，振动情况；
- ③ 噪音；
- ④ 轴承温度、噪音和状态；
- ⑤ V 带的张紧（如果皮带带动）；
- ⑥ 联轴器的状态；
- ⑦ 电机功率消耗的速率和稳定性。

（2）除气系统的操作：

- ① 密封水流量；

- ② 压力表读数；
 - ③ 管道中的纤维状态；
 - ④ 真空阀；
 - ⑤ 真空泵的状态。
- (3) 液位控制系统的操作：
- ① 设定 LICA-2 调校器的参数；
 - ② 如果需要，重新校准液位计；
 - ③ 如果需要（自动模式），调整 FHI-3 调校器的速度和范围；
 - ④ 如果需要（自动模式），调整 FHI-4 调校器的输出值。
- (4) 报警：
- ① 立管液位的高低报警；
 - ② 密封水报警；
 - ③ P1 泵电机过载报警；
 - ④ 真空泵无操作信号。

(三) 停机程序

当泵运行时，在停泵前要一直加稀释水，不能在出口管道和立管中停留浓度较高的浆较长的时间，如果纸浆没有稀释，下一次开机时可能会堵塞出口管。

如果在紧急的情况下停机，不能马上开机，打开立管下稀释水阀稀释纸浆，并尽可能快的重新开机，这样在立管下部的纸浆可以像正常运行时那样被稀释了，如果其他情况停机，可按（一）继续。

(1) 当没有纸浆进入立管，打开上稀释水阀，让泵尽可能运行足够长时间，使出口管道里充满水，这要 3~10min 时间，根据管道体积确定。

(2) 当停机很长时间时，注意在不过分稀释纸浆的情况下，要让泵后整个管道充满水，如顶部进料塔之前的管道，这些水可以排掉。

(3) 停 MCA 泵。

所有的控制可以自动运行，注意的是下次运行要根据（一）启动程序的 1 和 2 重新调整。

三、维修及维护

1. 一般中浓浆泵的工作条件如下

纸浆浓度： $<16\%$ ；进浆压力 $<2.5\text{MPa}$ ；水压试验压力： $<1.5\text{MPa}$ ；纸浆温度： $<180^{\circ}\text{C}$ 。

2. 泵的转速

对于泵体与湍流发生器分别传动的中浓浆泵，泵的转速只要满足流量及扬程的要求即可；而对于湍流发生器与泵体共轴的中浓浆泵，其转速应同时满足湍流发生器及泵的设计要求，如果要进行变频控制，改变泵的转速，不仅泵的工况点发生转移，而且湍流发生器的工作状态同样发生变化，这种情况下转速存在一个最低值，即湍流发生器使中浓纸浆产生湍动作用的临界转速。

3. 除气系统

除气系统的真空度要求见表 3-3。

表 3-3 中浓浆泵除气系统的真空度 (工作状态)

中浓浆泵的流量范围/(%与 q_{\max} 比较)	浓度范围/%		
	<9	9~12	>12
25~50	0~0.2	0.1~0.3	0.2~0.5
50~100	0~0.3	0.2~0.4	0.3~0.6

4. 密封装置及密封水系统

中浓浆泵多采用单端面机械密封,密封面材料可采用动环 SiC,静环石墨,或者动静环均采用 SiC 材料,密封腔水压试验应 $>1.5\text{MPa}$,密封水一般通过密封腔下端注入,由抽气系统抽出,密封水流量一般控制在 $3\sim 5\text{L}/\text{min}$,密封水压力不低于 0.3MPa ,密封水流量应与浆泵的运行连锁,如果密封水流量过低,则应停止浆泵的运行。

5. 轴承及润滑

中浓浆泵在运行前必须检查轴承座中润滑油的液位,使之保持在油标的中心位置;润滑油要采用优质的矿物油,油的黏度采用 ISO VG 46;泵运行时润滑油的温度在 $80\sim 100\text{C}$ 之间,可通过检测轴承座的温度来检查轴承运行情况,轴承座的温度要较润滑油的温度低 15C 左右;润滑油的更换周期见表 3-4。

表 3-4 中浓浆泵轴承润滑油更换周期

轴承座表面温度/ C	换油周期	轴承座表面温度/ C	换油周期
65	1 年	85	3 月
75	6 月		

参 考 文 献

- [1] Johan Guillchsen, Esko Harkonen, Medium consistency technology II, Storage dischargers and centrifugal pumps, Tappi, September 1981, Vol. 64, No. 9, P113-116
- [2] United States Patent, Patent Number: 4854819, Aug. 8, 1989, Method and apparatus for pumping fibre suspension, inventor: Johan Gullichsen
- [3] 张玉臻. 低比转速离心泵的设计方法. 流体机械, 第 22 卷第 4 期, P35-40
- [4] 戴正元等. 低比转速离心泵设计理论理状及发展. 水泵技术, 2000. 2, P3-7
- [5] 查森. 叶片泵原理及水力设计. 江苏工学院, 1987. 2, P39
- [6] 陈晓玲, 张武高等. 叶片数对离心泵输送黏性流体时性能的影响. 石油矿场机械, 1998, 第 27 卷第 5 期, P35-40
- [7] 张玉臻. 低比速离心泵设计方法探讨. 水泵技术, 1995, 1, P27-29
- [8] 张俊达. 面积比系数的统计. 水泵技术, 1991, 2
- [9] United States Patent, Patent No. 5019036, Method and apparatus for separating gas with a pump from a medium being pumped. May 28, 1991

第四章 中浓纸浆与化学品的混合技术

第一节 概 述

一、中浓纸浆的漂白与中浓混合器

中浓纸浆漂白，即在中浓（7%~15%）或高浓（>15%）条件下采用 ClO_2 、 O_2 、 H_2O_2 、 O_3 等漂白剂漂白，从而达到漂白纸浆的目的。纸浆在中浓条件下漂白，与低浓漂白相比，可以降低用水量，节省漂白化学品用量，从而减少废液排放量；另外还可以简化工艺流程，减少设备占地面积，降低能源消耗，实现清洁漂白技术。中浓纸浆清洁漂白是造纸工业实现清洁生产的重要环节。

把漂白化学品加入中浓纸浆中并实现高均匀度混合，又是中浓纸浆漂白技术的关键步骤之一。无论是气态漂白化学品还是液态漂白化学品，为实现高均匀度混合重要的问题是要有一个高效的混合装置，使所有的纤维都能与漂白化学品具有相同的接触环境与条件，避免因混合不均匀造成局部地方漂白化学品欠量或过量，导致纸浆黏度下降和强度降低，从而能用最经济的漂白化学品消耗率来得到最高质量的纸浆，这就是中浓混合器的作用。

中浓纸浆的特性与低浓纸浆的特性有着本质的不同。低浓纸浆悬浮液可以看作是纤维与水的二相流体，质量浓度的大小可以描述出纸浆的组成和性质。但对于中浓纸浆，纸浆中已呈现大量的空气，另外在中浓氧脱木素等某些处理过程中，当气体进入到纸浆后，纸浆中的气体含量也将成为纸浆本身的一个重要组成部分，对纸浆的流变性产生影响。正如上述，此时质量浓度已不能完全描述出中浓纸浆的组成，中浓纸浆变成了由液、气、固组成的三相体系。

在通常情况下，中浓纸浆以连续的纤维网络形式存在，并且这种纤维网络具有一定的强度，其大小与纸浆浓度有着极大的关系。中浓纸浆与漂白化学品要达到均匀混合，就必须打破纤维网络，使纤维尽可能处于单根自由运动的状态。也就是纸浆要处于完全的湍流状态，呈现类似水流一样的流动特性。这也就是说，在中浓纸浆与漂白化学品的高均匀度混合中，同样需要所熟知的中浓纸浆的“流体化”状态。此时借助混合器的动力，也像泵送低浓纸浆一样地泵送中浓纸浆。

中浓纸浆进入混合器之前存在两种可能的运动状态，一种是中浓纸浆从中浓浆泵出来后，仍处于流体化状态或不稳定状态。这样，纸浆一旦进入中浓混合器预混合区，混

合器的动力就消耗于纸浆纤维与漂白化学品的混合中。另一种是中浓纸浆从中浓浆泵出来，由于输送管道较长，纸浆流为克服摩擦已消耗大部分能量，中浓纸浆已散失流体化状态，以稳定流动阶段进入混合区，这样，中浓混合器就要首先实现纸浆的流体化，在实现纸浆流体化的同时也实现了纤维与漂白化学品的混合。但动力消耗要大于第一种情况。这也就是为什么在工程设计中要让中浓混合器尽可能的接近中浓浆泵。

二、中浓混合器的类型

(一) 高剪切混合器

自中浓混合器研制成功并投入生产以来，虽然出现了多种形式的中浓高剪切混合器，但大多数为在线式的高剪切混合器，如 Ahlstrom Ahlmix 混合器，Beloit—Rauma R 系列混合器，Kamyr MC 混合器，Sunds T 混合器以及直通式高剪切混合器，如图 4-1 所示。无论哪种结构形式的中浓高剪切混合器，大体上都由三个部分组成，即进料预混合室、混合室及纸浆输出部。进料预混合室由进浆管、进液（气）管组成。当来自中浓浆泵的纸浆进入进浆管后，还处于不稳定的流动状态，此时具有一定压力的液态（或气态）漂白剂从进浆管侧壁上的进液（气）管进入到纸浆流中，产生冲击、汇合的对流作用，并产生局部湍动，达到初步的混合。初步混合后的纸浆与漂白化学品一同进入中浓混合器的混合室后，又受到混合室转动件（叶片）与固定件相对运动所产生的高强度剪切力的作用，保持高度的湍流状态，亦即流体化状态。通过湍动和分子扩散，使漂白化学品均匀地分布于每根纤维上。混合好的纸浆在其已有的能量以及混合器中叶片产生的离心力作用下，从混合器中迅速输送出去。

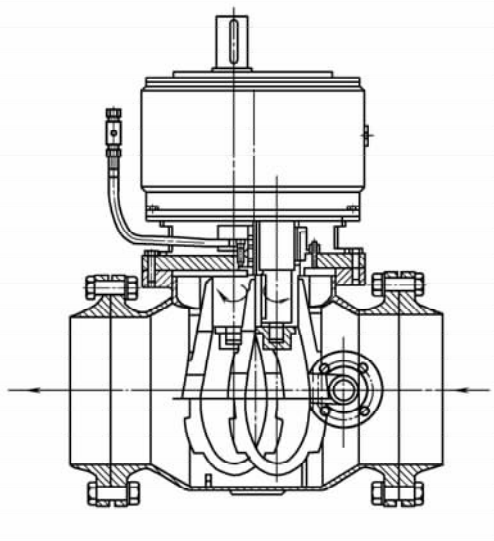


图 4-1 直通式高剪切混合器

中浓浆泵因其内部的湍流发生器也对纸浆产生高剪切作用，使进入泵内的纸浆产生流体化，纸浆处于高度湍流状态，因此也可以实现纸浆与漂白化学品的均匀混合。因而也可把中浓浆泵归纳为高剪切混合器。但在通常情况下，中浓浆泵只用于与液态漂白化学品的混合，如 Ahlstrom MC pump。

(二) 搅拌式混合器

除上述高剪切混合器外，还有一种搅拌式的中浓混合器（Peg mixers）如图 4-2 所示。

它是由一个管式容器内安置单轴或双轴，轴上焊接着螺旋式的齿杆。搅拌式混合器也可作为蒸汽混合器。当纸浆通过混合器时，即在旋转轴上的齿杆与混合器内壁上的固定件之间受到强烈的剪切作用，使纸浆中的纤维暴露出一些新表面，从而实现纸浆与漂

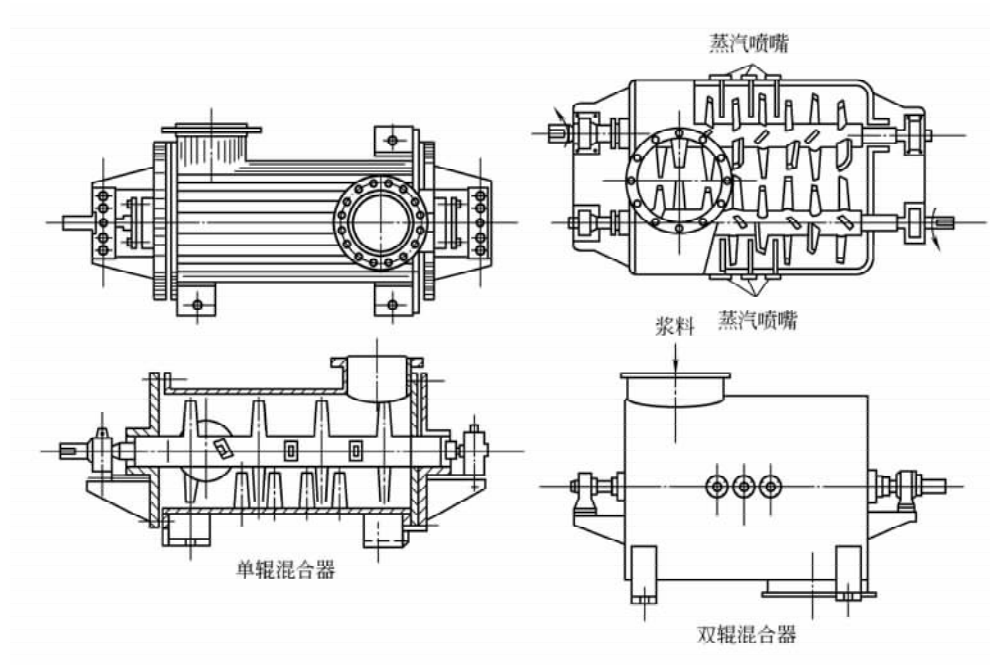


图 4-2 搅拌式混合器

白化学品或蒸汽的混合。漂白化学品或蒸汽是在混合器前端加入，或从分布在混合器内部的喷头射入。混合器的转速一般为每分钟数百转。对于不同用途的这种混合器，对纸浆中的纤维在通过剪切区时能暴露出的新表面积的大小也不同，这与所用的漂白化学品也有一定的关系。在 20 世纪 70 年代，中浓操作主要依靠这种搅拌式的混合器。进入 80 年代后，为了节省漂白化学品用量并提高产品质量，逐渐被高剪切混合器所取代。现在这种混合器仍用于纸浆与蒸汽的混合或降流式的中浓纸浆漂白生产线。

三、中浓高剪切混合器的特征

中浓条件下纸浆悬浮液已构成由纤维交织的连续的纤维网络。对于高剪切混合器而言，都是尽力将纸浆与漂白化学品在通过高剪切区时，借助高转速产生的强烈的剪切作用，使纤维网络和絮聚团分散、瓦解，呈现流体化状态，从而实现纤维尺度上的混合，尽管混合器的结构设计有所不同。

实现纤维尺度上的混合，需要较高单位体积的功率耗散，因此需要提供给混合器较大的输入功率。为了减少总能量的消耗，通常中浓高剪切混合器的混合区都较小，较小的混合区会导致较短的停留时间，不但会阻碍宏观尺度混合的产生，而且可使纤维尺度混合的时间较短，减少能量消耗。对于一般的中浓高剪切混合器，纸浆悬浮液和漂白化学品在其混合区的停留时间大约 1s 以内。另外为避免引起宏观尺度上的混合，纸浆悬浮液和漂白化学品在进入混合器时，要借助其他手段避免两者流动出现逆流。

中浓高剪切混合器用于纤维悬浮液与气态漂白剂的混合时，与纸浆混合的气体体积常常是一个限定因素。如有的高剪切混合器推荐的最大气体体积比值为 30%。因为中浓纸浆悬浮液带入的空气量可能会达到此值，故在气态漂白剂加入混合器之前，要尽量

减少纸浆中的空气含量。通常情况下，工艺流程中会在中浓混合器之前设置一个中浓浆泵，因此混合前的中浓纸浆其空气含量已被中浓浆泵的排气系统降至最低程度。

对于一些低溶解度的气态漂白剂如 O_2 、 O_3 ，在经过混合器的混合区之后仍会存在一个重要的气体相，并贯穿于整个漂白反应过程中。为了最大限度地使纸浆与气体相进行质量传递，产生并维持尽可能大的气体接触表面是非常重要的。高剪切混合器可以使气态漂白剂在纸浆悬浮液中产生均匀分布的小气泡，增加与纤维表面液膜间的接触面积，从而加快气相的传质速率。

中浓纸浆悬浮液的物理性质还会因其受到混合器的机械作用而产生一些变化。研究表明，会导致纤维的部分卷曲和压缩。然而纸浆经过多个漂白段处理之后，其性质仅有轻微的改变，纸浆的撕裂度、抗张强度、耐破度、游离度的变化均在 5% 以内，并存在变好和变坏两种情况，在高剪切混合区，纤维受到的卷曲、挤压等作用，使存在于纤维细胞腔内的水分因此而被“泵”出来，吸附于纤维细胞壁中的水分也由于纤维受到挤压—膨胀的反复进行而和漂白化学品快速进行交换。这也是中浓高剪切混合器的混合速率高于其他混合器的一方面原因。

第二节 中浓纸浆与漂白化学品的混合机理

一、混合机理概述

无论采用哪种结构的混合装置，在中浓纸浆与液态漂白化学品的混合过程中混合速率和效率（均匀度）是鉴别混合效果的指标，而对这两项指标起重要作用的还是分子扩散、湍动和对流扩散。下面就从这三方面来探讨混合机理。

（一）分子扩散

分子扩散是分子运动造成的。在任何存在两种分子的系统中，只要时间足够长，分子将相互混合，形成分子尺度上的均匀混合物。任何混合过程，最终都会趋于这种均匀，即分子均匀扩散到整个混合区域上。但是，单靠分子扩散来实现混合是不适应造纸工业漂白工艺过程需要的，因为分子扩散的速度太慢。

无论是在对流扩散引起的混合过程还是在湍流扩散引起的混合过程，若流体相对于界面无相对运动，或流体平行于界面流流动时，此时所发生的传质过程，均属于分子扩散。分子扩散同时存在于对流扩散和湍流扩散中，是混合过程的最终阶段。

纸浆流与漂白化学品经过对流扩散和湍动混合后，形成了纤维尺度上的均匀混合物，也就是说形成了纸浆微团与漂白化学品的纯组分微团的混合尺度，或者说混合尺度在纤维尺度的量级上，此时纸浆微团与漂白化学品之间很少或基本不存在相对运动。因而进一步的混合只能依靠分子扩散，使漂白化学品穿过气、液或液液界面，均匀地扩散到纸浆纤维表层的液膜中。

在实际的混合操作中，尤其是中浓高剪切混合器，由于纸浆与漂白化学品在混合器中相互接触的时间极短，因而分子扩散进程会一直延续到整个漂白过程。

分子扩散的推动力，在液相中是依靠相界面处与液体间的浓度梯度，在气相中则是

依靠主气体与相界面间的分压梯度。

由于液体中的分子要比气体中的分子密集得多，因而分子扩散时受到的阻碍作用较大，故液体中的扩散系数比气体中的扩散系数要小得多。例如 0.1MPa 下 0℃ 氯气和氧气在空气的中的扩散系数分别为 $0.124\text{cm}^2/\text{s}$ 和 $0.178\text{cm}^2/\text{s}$ ，而 25℃ 时氯气和氧气在水中的扩散系数分别为 $1.25 \times 10^{-5}\text{cm}^2/\text{s}$ 和 $2.10 \times 10^{-5}\text{cm}^2/\text{s}$ ，气相中的扩散系数几乎是液相的 1 万倍。毫无疑问，对于气态漂白剂与中浓纸浆的混合，较低的液相扩散系数是影响混合速率的一个主要因素。也正因为如此，就要通过高强度湍动混合增大气液相之间的传质界面，来达到提高混合速率的目的。

(二) 湍动

湍动只有在湍流状态下产生。要使混合具有高强度的混合，物料必须要达到湍流状态，对中浓纸浆，就必须使其流体化，这是从湍动的角度对混合设备所提出的要求。湍动可以使中浓纸浆和漂白化学品同时破碎成许多小的微团，如图 4-3 所示。

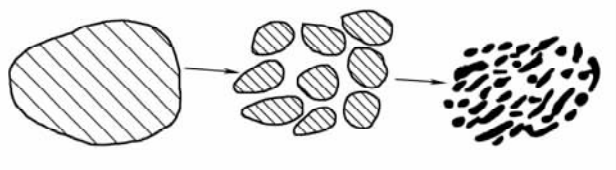


图 4-3 流体团在湍流状态下逐渐分散为微团

分子扩散使不同组分通过微团之间的边界而进行交换，微团愈小，提供分子扩散的面积就愈大，也就愈有利于混合。因此，湍动给分子扩散创造更有利的条件。微团尺寸的减小需要更高强度的湍动。

湍动的主要作用是产生强烈剪切和速度脉动。如果混合速率由分子扩散的距离所决定，那么，强烈的剪切作用将加快混合的速度。如图 4-4 所示，将边长为 L_0 的正方形流体单元置于剪切速率为 \dot{S} 的剪切场中，使其拉成平行四边形，若规定将平行四边形厚度减至 L_M ，为达到混合目的，拉长过程中流体单元所经受的剪切时间就是主要混合时间 t_M 。利用图 4-4 所示的几何关系，并应用在小角度时， $\text{tg}\alpha \approx \sin\alpha$ 的条件，就可得出下式：

湍动的主要作用是产生强烈剪切和速度脉动。如果混合速率由分子扩散的距离所决定，那么，强烈的剪切作用将加快混合的速度。如图 4-4 所示，将边长为 L_0 的正方形流体单元置于剪切速率为 \dot{S} 的剪切场中，使其拉成平行四边形，若规定将平行四边形厚度减至 L_M ，为达到混合目的，拉长过程中流体单元所经受的剪切时间就是主要混合时间 t_M 。利用图 4-4 所示的几何关系，并应用在小角度时， $\text{tg}\alpha \approx \sin\alpha$ 的条件，就可得出下式：

湍动的主要作用是产生强烈剪切和速度脉动。如果混合速率由分子扩散的距离所决定，那么，强烈的剪切作用将加快混合的速度。如图 4-4 所示，将边长为 L_0 的正方形流体单元置于剪切速率为 \dot{S} 的剪切场中，使其拉成平行四边形，若规定将平行四边形厚度减至 L_M ，为达到混合目的，拉长过程中流体单元所经受的剪切时间就是主要混合时间 t_M 。利用图 4-4 所示的几何关系，并应用在小角度时， $\text{tg}\alpha \approx \sin\alpha$ 的条件，就可得出下式：

$$t_M \propto \left(\frac{1}{\dot{S}}\right) \left(\frac{L_0}{L_M}\right) \quad (4-1)$$

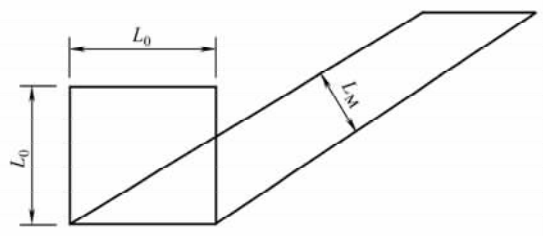


图 4-4 流体单元在剪切场中受到剪切作用

由于在湍流状态，湍流剪切力 $\tau = \tau_a + \tau_u$ ，即

$$\tau = \mu_a \dot{S} + \rho (l)^2 (\dot{S})^2 \quad (4-2)$$

式中 μ_a —— 表观黏度

l —— 脉动长度

ρ —— 密度

由此式可看出，剪切速率 \dot{S} 决定了剪切力 τ 的大小，因此，在混合质量 (L_0/L_M) 保持不变时，混合时间与剪切速率成反比，即与剪切应力 τ 成反比，说明剪切愈强，混合愈快。

速度脉动也是促进混合的一个重要因素，它能使混合物质在混合场内各点的流速不

断改变方向和大小，可强化混合过程，湍动是产生混合场各点处速度脉动的条件。湍动又能促使混合场具有较均匀的剪切速率，也就是使混合物在各点处受到均匀剪切作用，剪切均匀化也是强化混合过程的重要因素。

在中浓纸浆处于湍动状态时，湍动所具有的高剪切应力可以挤压纤维及扭曲纤维，使纤维腔内的水和附于纤维细胞壁的水被“泵”出而与纤维外围的漂白化学品交换，这是湍动的另一物理作用。

(三) 对流扩散

对流扩散是指由主体运动所引起的扩散，如二束流体对流、冲击、汇合等，都会引起混合。在纸浆与液态漂白化学品混合过程中，对流扩散对混合的影响要比气态漂白剂小得多。带有初始压力和较高初始速度的气态漂白剂与中浓纸浆的对流扩散是很明显的。

在实际的混合场中，并非是一个完全均匀的剪切场，总存在强剪切区和弱剪切区。强剪切区是消耗功率的主要区域，该处流体物质快速混合。但在弱剪切区，混合过程只是缓慢进行。在这种情况下，对整个混合场来说，混合速率的大小就由强混合区和弱混合区之间的流体物质的交换速率来决定。对流扩散就能使上述二混合区域的交换加速。

二、混合过程的定性描述

一般来讲，湍动仅能将混合的不同组分分散成一定大小的微团，微团的尺度小到一定值以后，就只有靠分子扩散的作用，因为再小的微团也比分子大得多。可以说，对流扩散促进向湍动的转化，湍动促进分子扩散的进行，分子扩散实现了对流扩散和湍动的目的。

在混合过程中，混合的多种流体物质分别被不断地破碎成块团，这些块团又彼此掺和，块团的尺寸随混合过程而连续地减少，成为微团。在此同时，分子扩散在不同物质的微团边界中进行着，使边界处的组成先发生变化，逐渐扩展到微团内部，最终达到这多种流体物质的分子级混合。可以看出，混合的流体物质如不破碎成小微团形成更大接触面的话，分子扩散的过程就进展缓慢。但若没有分子扩散过程，即使被破碎的微团再小，也不能达到分子级均一混合。因此，“破碎”和“扩散”是整个均匀混合中同时进行又性质各异的过程，前者是减小微团的尺寸，后者是消除混合物相邻区域之间浓度上的差异。目前常用分离尺度 L 和分度强度 I 来描述混合过程的混合质量，本章参考文献 [6] 在其 § 6.1 节中详细地讨论了分离尺度 L 和分离强度 I 的定义。

图 4-5 是混合过程的模型，有 M（黑色）、N（白色）两流体，在混合过程中，M 被破碎成小块团，并且流体 M 小块团被均匀地分散到流体 N 中。若流体 M 小块没有在流体 N 中进行扩散，从微观上看，可认为二流体仍没有混合，只能说是宏观混合，实质上没有混合。这相当于图 4-5 中 (a) 到 (b) 的阶段。这阶段之后，流体 M 分子开始逐渐向流体 N 扩散，流体 M 小块的边缘模糊起来，随着扩散过程的进行，两种流体达到分子级的混合，如图 4-5 中 (e) 所示，由图中 (c)~(e) 的阶段称为微观混合阶段。

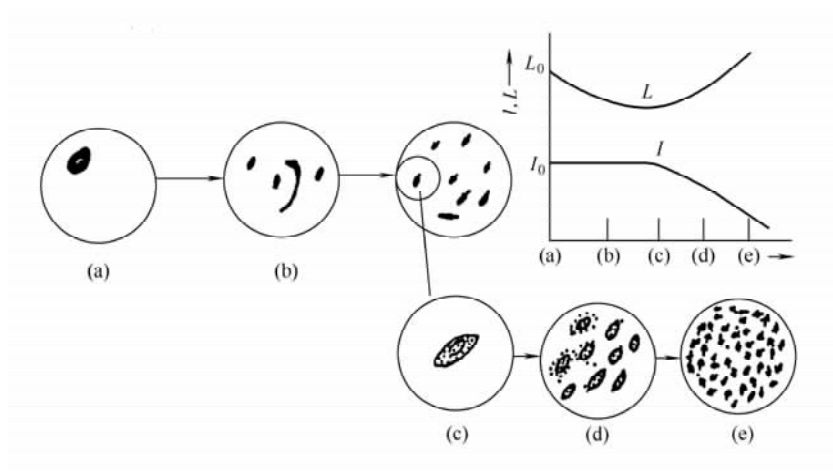


图 4-5 混合过程的模型

三、湍动混合机理

中浓高剪切混合器主要是通过对中浓纸浆与漂白化学品的高剪切作用，使其产生高强湍动，而达到均匀混合的目的。因此这里主要只论述湍动混合的机理。

(一) 湍动混合的特征量

湍动在湍流场中产生，而湍流场是一个拟随机场，湍动的特征量与随机量的统计参量有着密切的关系。在流动系统中，当浓度不均匀时，流体的湍动将使浓度场具有随机性。故可以仿照湍流统计特征的定义方法，来描述湍动中的特征量。

1. 湍流速度和湍流浓度

湍流速度和湍流浓度，随时间和空间作随机变化。按传统流体力学理论，湍流的物理量用平均值和脉动值来表示，将湍流场看作是平均运动场和脉动运动场的叠加。湍流速度的瞬时值可用平均值 \bar{u}_i 和脉动值 u_i 之和来表示：

$$u = \bar{u}_x + u_x, \quad u = \bar{u}_y + u_y, \quad u = \bar{u}_z + u_z \quad (4-3)$$

相似地，浓度场中任意一点的瞬时浓度也可以表示为平均浓度 \bar{c}_a 与脉动浓度 c_a 之和，即：

$$c = \bar{c}_a + c_a \quad (4-4)$$

平均速度和平均浓度是长时间瞬时值的平均值，即

$$\bar{u} = \frac{1}{T} \int_0^T u(t) dt \quad (4-5)$$

$$\bar{c} = \frac{1}{T} \int_0^T c(t) dt \quad (4-6)$$

2. 湍流强度或湍动强度

定义脉动速度 u_i 的均方根 u_i' 为湍动强度，

$$u_i' = \sqrt{\bar{u}_i'^2} \quad (4-7)$$

3. 分隔尺度与分隔强度

从图 4-5 中可见, 分隔尺度 L 随宏观混合的进行而不断减小, 又随微观混合的进行逐渐增大。分隔尺度 L 是与浓度斑的大小相对应的一个量, 由于分子扩散使浓度斑不断增大, 当达到分子级混合时, 整个混合物就成为一个浓度斑, 这时 L 达到最大值。分隔强度 I 是反映某时刻浓度斑的浓度与最终能达到混合均匀时的浓度之差的一个量。在宏观混合阶段, I 保持定值; 在微观混合阶段, I 逐渐减小, 当到达分子级混合时, 分隔强度为零。

可用分隔尺度 L 来定义宏观混合的质量指标, 并可用下列数学公式表示。

$$L = \int_0^{\delta} R(r) dr \quad (4-8)$$

$$R(r) = \frac{c_a(x)c_a(x+r)}{c_a^2(x)} \quad (4-9)$$

式中 $R(r)$ 称为相距为 r 的点的浓度值之间的相关系数。 $r=0$, 即两点重叠, 式 (4-9) 的 $R(0) = \frac{c_a(x)c_a(x+r)}{c_a^2(x)} = 1$; 若 $R(r)$ 的数值接近于 1, 说明相距 r 的两点的浓度同时高于平均值或同时低于平均值。式中两点浓度分别为 c_{a_1} 、 c_{a_2} , 平均浓度为 \bar{c}_a , $(c_{a_1} - \bar{c}_a)^2$ 代表两点浓度对平均浓度的均方差。若 $R(r) = 0$, 则意味着相距 r 的两点之间的浓度存在随机关系。可以认为, 在宏观混合阶段, 于是 $R(r)$ 降至零, 此时 r 值为 δ 。如图 4-6 所示, 式 (4-8) 所表示的分隔尺度就相当于相关线下方的面积, 从物理上说就相当于块团的线尺寸, 例如块团的平均直径越大, 面积就越大, 块团也就越大。

可用分隔强度来定义微观混合的质量指标, 按数学公式表示就是

$$I = \frac{\delta^2}{\delta_0^2} \quad (4-10)$$

式中 δ^2 为组分单元的浓度 c_a 对平均浓度 \bar{c}_a 的方差, δ_0^2 表示流体一点也未混合、混合时间为零时的浓度 c_a 对 \bar{c}_a 的方差, 则有 $t=0$ 时, $\delta^2 = \delta_0^2$, 此时 $I=1$; 当达到分子级混合时, 任一组分单元的浓度都等于平均浓度, $\delta=0$, 则 $I=0$ 。可见分隔强度 I 必在 $0 \sim 1$ 之间。 I 越大, 则意味着混合越不均匀。

对于中浓纸浆和漂白化学品的混合过程, 由于混合过程的时间短暂, 加上高剪切中浓混合设备带有一定压力, 故很难取样进行在线混合质量的鉴别, 目前只能从纸浆的漂白效果中来鉴别其混合质量。因此了解分隔尺度和分隔强度的意义在于更好地设计高效中浓纸浆与漂白化学品的混合器, 而不在于实际计算 L 和 I 的大小。

(二) 湍动混合过程

1. 混合过程及混合数学模型

与漂白化学品经过初步混合 (主要是对流扩散引起的宏观尺度混合) 后的纸浆流,

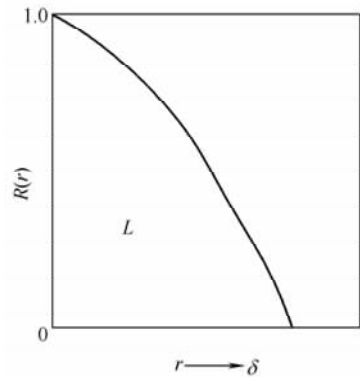


图 4-6 分隔尺度 L 的意义及 R 相关曲线

在一定压力的作用下进入混合器的混合室中。在混合室混合转子（或称转动件）和混合室固定件相对运动产生的剪切应力作用下，纸浆流和漂白化学品的湍流强度进一步提高，方向迅速变换的湍流脉动使已形成的纸浆块团和化学品的液团或气泡出现了更高强度的湍动。纸浆块团进一步被分散或破碎成微团；液团或气泡受到剪切和挤压变成更小的团和泡，各组分之间传质界面由此加大，使分子扩散速率提高，达到各组分分子均匀分布所需的扩散时间也因此大大缩短。

假设湍流扩散率和分子扩散率分别为 D_t 和 D_m ，则湍动扩散的质量平衡式可表示为

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial t} = - \left(\bar{u}_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} + \bar{u}_y \frac{\partial \bar{c}}{\partial y} + \bar{u}_z \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \right) + (D_t + D_m) \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) \quad (4-11)$$

同时考虑连续方程

$$\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0 \quad (4-12)$$

将式（4-11）变换成无因次形式

$$\left. \begin{aligned} x^* &= x/L_0, \quad y^* = y/L_0, \quad z^* = z/L_0 \\ \bar{u}_x^* &= \bar{u}_x/u_0, \quad \bar{u}_y^* = \bar{u}_y/u_0, \quad \bar{u}_z^* = \bar{u}_z/u_0 \\ \bar{c}^* &= \bar{c}/c_0, \quad t^* = tV_0/L_0 \end{aligned} \right\} \quad (4-13)$$

式中， c_0 ， L_0 ， u_0 是标准状态下取得的值，当采用这些无因次符号时，式（4-11）可改写成

$$\frac{\partial \bar{c}^*}{\partial t^*} = - \left(\bar{u}_x^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial x^*} + \bar{u}_y^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial y^*} + \bar{u}_z^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial z^*} \right) + \frac{(D_t + D_m)}{L_0 u_0} \left(\frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial x^{*2}} + \frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial y^{*2}} + \frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial z^{*2}} \right)$$

其中

$$\frac{(D_t + D_m)}{L_0 u_0} = \frac{1}{\frac{L_0 u_0}{\gamma_t} + (D_t + D_m)} = \frac{1}{Re_t \cdot S'e_t} = \frac{1}{P'e_t} \quad (4-14)$$

式中： γ_t 为湍流场中流体的运动黏度； $Re_t = L_0 u_0 / \gamma_t$ 为湍动雷诺准数。由于在湍流状态下与湍动扩散率相比，分子扩散率 D_m 可忽略不计，因而 $P'e_t$ 可用 $Pe_t = L_0 u_0 / D_t$ 替代， Pe_t 为湍动的彼克列数（Peclet number）。故式（4-14）可进一步改写为：

$$\frac{\partial \bar{c}^*}{\partial t^*} = - \left(\bar{u}_x^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial x^*} + \bar{u}_y^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial y^*} + \bar{u}_z^* \frac{\partial \bar{c}^*}{\partial z^*} \right) + \frac{1}{Pe_t} \left(\frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial x^{*2}} + \frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial y^{*2}} + \frac{\partial^2 \bar{c}^*}{\partial z^{*2}} \right) \quad (4-15)$$

上式可作为湍动混合时的数学模型。它表明在单位时间内，任一微元单位内溶质的积累量等于这一微元单位溶质的净通量与湍流扩散之和。负号表示在溶质浓度减小的反向上的净通量为正值。式（4-15）还说明在完全建立起来的湍流中，流动状态与 $Re = L_0 u_0 / \gamma$ 无关，湍流扩散的彼克列数 $Pe_t = L_0 u_0 / D_t$ 为定值。在几何相似的容器中，可以认为当流型是相似时，无论混合空间的体积如何，混合速度 $\partial \bar{c}^* / \partial t^*$ 为定值。

2. 混合过程中的功率耗散与湍动的最小旋涡尺寸

混合流体在混合室内接受外界提供的能量加大了湍动程度，于是高速旋转的纸浆流涡旋彼此之间，或纸浆流涡旋与漂白化学品的气泡间，产生很高的相对速度和剪切应力，使块团或气泡尺寸减小，变成更小的微团。由于湍流是一种有旋运动，它是由一系

列大小不同的涡旋组成。流体的能量从大涡旋向小涡旋传递，小涡旋向更多更小的涡旋传递，直至最小尺寸的涡旋，最后因能量克服黏性应力的作用而耗散为热。湍流通常是从大涡旋接受能量，而在小尺度涡旋中发生黏性能量消耗。因而根据 Kolmogorov 的小涡体局部能量平衡假定，则有

$$\epsilon \sim \frac{\Delta u}{l} \quad (4-16)$$

式中 ϵ ——功率耗散

Δu ——湍流场的运动速度

l ——特征尺寸

主流体的运动速度因流体动能的增加（吸收混合器提供的能量）而提高，故流体的功率耗散增大。如用 λ_0 表示最小涡旋的尺度， λ 表示大涡旋向小涡旋传递过程时的尺度，此时流体场对于尺度为 λ 的涡旋，其脉动速度 u_g 只依赖于表征任意尺度运动的 ρ 、 λ 及 ϵ ，流体的黏度对运动不产生影响，因为 $\lambda \gg \lambda_0$ ， λ_0 尺度的最小涡旋，其黏性就起很大作用。

在各向同性湍流中，对于单位质量流体的湍流功率耗散为：

$$\epsilon = 15\gamma \frac{u'^2}{\lambda_g} \quad (4-17)$$

式中 u' ——湍流强度，它等于脉动速度 u 的均方根， $u' = \sqrt{u^2}$

γ ——流体的运动黏度

λ_g ——涡旋的微分尺度

λ_g 作为衡量脉动速度 u_g 局部变化的尺度，而 u_g 的局部变化又是湍流场中包含的小涡旋所造成的。故 λ_g 所表示的涡旋微分尺度，也可以用来衡量湍流场中涡旋的最小尺度。

从式 (4-17) 可以看出，在各向同性的湍流场中，湍流的功率耗散 ϵ 正比于脉动速度的平方，反比于湍流微分尺度的平方。反过来当能量耗散越大时，涡旋的微分尺度就越小。

通常分子级的涡旋尺度比湍流涡旋最小微分尺度 λ_0 还要小。由于在湍流时涡旋尺度达到 λ_0 ，能量已基本耗尽，湍流速度脉动迅速衰减，因此涡旋尺寸不可能小至分子级。可以认为单凭混合器本身的机械作用是不可能达到分子尺度上的均匀混合程度。微团的最终消失，只能依靠分子扩散。但是混合器的机械作用可以减小微团的尺寸，使达到分子尺度上的均匀混合所需的时间大大缩短。

3. 湍动混合过程中的纸浆微团尺寸

前已述及，湍流场中作为连续相的纸浆主流体所形成的涡旋，对纸浆微团本身同样产生一定的剪切作用，使之分散成尺寸更小的微团。由于中浓条件下纤维悬浮液中纤维的几何尺寸比水分子大得多，因而纤维悬浮液在湍流状态下的运动以及纸浆微团的最小尺寸，将受到纸浆纤维形态的影响。

我们知道，纸浆纤维是一种细而长并且具有一定柔软性的固体物质，在水中可以吸水润胀。纤维的长宽比较大（宽度指纤维中段的直径），草类纤维一般在 50 以上，针叶木纤维更高，可达到 80~100 或以上。当中浓纸浆悬浮液进入湍流状态或达到流体化

后,纤维将处于彼此之间相互碰撞又相互分离的动态悬浮状态。纸浆悬浮液的湍流脉动,尤其是高剪切混合器中较强的湍流脉动,由于纤维的尺寸较大,具有一定的惯性,对于液相流态的变化不能作出及时的响应而表现出相对较大的相间速度差,纤维由此而受到较强的剪切作用,于是纤维出现了弯曲、扭转、挤压、翻滚等运动亦即平移运动、旋转运动以及变形运动的复合运动,几何形状发生较大的变化。随着湍流强度的增大,涡旋尺寸进一步减小,涡旋与纤维表面的接触面不断被更新和增大,漂白化学品与纸浆之间的传质速度提高。但此时涡旋运动受到纤维形态的阻碍作用也逐渐加剧。纤维直径越小、长度越短,涡旋运动所受到的阻碍作用相对越小,因而纸浆微团的尺寸就越小;纤维球形当量直径越小,说明纤维越易弯曲变形,产生的纸浆微团尺寸也越小,表 4-1 列出了部分纤维和原料的形态尺寸。从表中可以看出,针叶木要比阔叶木的球形当量直径大,所以在混合器中形成的纸浆微团尺寸相对较大。

表 4-1 几种纤维原料的形态尺寸

原料	平均长度/mm	宽度/ μm	长宽比	球形当量直径/ μm
云杉	3.06	51.9	59	270~530
马尾松	3.61	50.0	72	286~579
红松	3.62	54.3	67	311~514
桉木	0.68	15.8	43	84~121
麦草	1.32	12.9	102	53~117
甘蔗渣	1.73	22.5	77	131~267

纤维形态尺寸阻碍了湍流场中的小尺度的涡旋运动,因而难以形成更小尺度的各向同性湍流,湍流场吸收外界输入的能量最后消耗于克服微团之间的黏性作用及分子扩散。所以高剪切混合器纸浆与漂白化学品因湍动引起的混合,其混合尺度只能在纤维级的范围内。进一步均匀混合只能依靠分子扩散。

值得一提的是对于中浓高剪切混合器中浓纸浆与漂白化学品的混合,当其实现流体化时,纤维之间产生了相对运动,纤维级的混合已能够使漂白化学品在湍流场中形成的气泡(气态漂白剂)或液滴(液态漂白剂)与整个纸浆纤维表面的均匀接触。表 4-2 列出了中浓纸浆漂白中的纤维与化学品的混合尺度。

表 4-2 纸浆漂白中的混合尺度

混合尺度	尺度标志	混合尺度的尺寸范围/mm	混合场中状态
大尺度	宏观尺度	>10	管内输送
小尺度	纤维级尺度	$0.05\sim 10$	湍流或流体化状态
极小尺度	微观尺度	<0.05	分子扩散

第三节 水、气在与中浓纸浆混合过程中所表现的特性

一、纸浆悬浮液中的水在混合过程中所表现的特性

水在混合过程中首先表现的特性是溶解化学品,纸浆浓度越低,含水量越大,溶解的化学品就越多,因此,一定量的化学品对于低浓、中浓及高浓的纸浆所产生的作用就

不一样，化学品浓度与纸浆浓度成反比。

附于细胞壁的水和存于纤维内腔的水对纸浆与漂白化学品的混合起到阻碍的作用。一般来讲，纸浆中的水量如大于上述两部分的水量和，那么多出来的水就包围在纤维的周围，在纸浆与化学品混合时，最先受到作用的是纤维外围的水，对于上述两部分的水，用普通的混合方法是不受任何影响的。因此必须有一种特殊的混合作用，使上述两部分的水也受到化学品的作用。目前是采用具有高强度混合场的中浓混合器进行混合。由于高剪切混合是在纸浆流体化条件下进行，纸浆在混合器中的流速相当大，使得中浓纸浆与化学品的混合过程在极短的时间内完成。因此，要估算出吸附于纤维细胞壁和纤维腔中的水受到混合的作用程度是相当困难的，只能作如下的假定：在高剪切混合过程中，存于纤维腔内的水由于挤压、纤维扭曲而被“泵”出来，吸附于纤维细胞壁中的水也由于纤维受挤压—膨胀的反复进行而和已溶解漂白化学品的水进行不断交换。

纤维腔中水的存在对纸浆和漂白化学品的混合效果所起的妨碍作用，受到由于高剪切混合所引起的纤维凹痕的尺寸及数量、对纤维挤压程度、纤维腔的开孔度等因素的影响，当然也就受到混合强度及时间的影响。因此，可以采用高剪切的混合和延长混合时间来使纤维腔内的水与纤维腔外的水达到有效的交换。在试验中发现，一般的混合要经过几分钟才能使纤维腔内的水与腔外的水进行交换，而高强度混合就使这一交换的时间缩短成几秒甚至几分之一秒。

图 4-7 表示了低浓（3%）、中浓（12%）、高浓（30%）三种条件下妨碍与漂白化学品交换混合的水的相对体积。如：假设每吨绝干浆吸附于细胞壁的水及存在于细胞腔中的水均为 1.5m^3 ，共 3m^3 ，那么可以推算头两种纸浆纤维外围水的体积分别为 $29.3\text{m}^3/\text{t}$ 绝干浆、 $4.3\text{m}^3/\text{t}$ 绝干浆，而对 30% 浓度的纸浆纤维外围已不存在水了。可以看出，对低浓纸浆，由于纤维腔内水和附于细胞壁的水量相对纸浆中总水量很少，绝大部分水是可直接溶解化学品的，故妨碍交换的水所占比例就很少；对中浓纸浆，有 40% 以上的水存于纤维腔中和附于细胞壁中，有不到 60% 的水可直接溶解化学品，只是低浓的 15%；而对高浓纸浆，几乎所有的水都存于纤维腔内和附于细胞壁，都是妨碍与漂剂交换的。从这里可以得出下列两点结论：

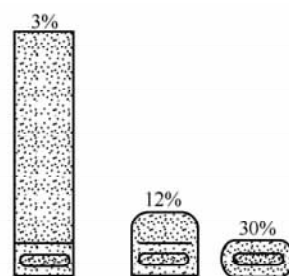


图 4-7 在浓度 3%、12%、30% 三种条件下妨碍与化学品溶液交换的水的相对体积

(1) 对低浓纸浆，由于纤维外围的游离水多，并将溶解大量的化学品，延长了需要的混合时间，废液又最终排出系统，因此既浪费化学品，又污染严重，动力消耗大。

(2) 对中高浓纸浆虽克服了低浓纸浆的上述问题，但关键的问题是混合问题，只有高强度的高剪切混合才使化学品溶解于水中并直接与纤维接触，取得好的反应效果。

二、气相化学品与中浓纸浆混合表现出来的特性

由于在纸浆漂白中，在工艺过程中采用气态漂白剂日益增加，因此实现气态漂白剂与中浓纸浆的均匀混合就相当重要。

(一) 气液质量传递

中浓纸浆与气态漂白剂的混合，一般是在纸浆从中浓浆泵出来到进入中浓混合器之前，加入气态漂白剂。气态漂白剂的加入点接近混合器的纸浆入口端，混合后的混合效果，同样是由对流作用、湍动及分子扩散的作用程度所决定。

但是，由于中浓纸浆纤维细胞腔内和细胞壁含有 40% 以上的水分，气态漂白剂在与纤维接触以前，必须经过一个气液传递过程，使气态漂白剂溶于纤维表层的水中，然后通过高剪切混合器特有的手段将存在于细胞腔内和吸附于细胞壁中的水与纤维表层已溶有气态漂白剂的水进行快速地交换。因此，气液质量传递是气态漂白剂与液态漂白剂或其他化学品在与纸浆混合中所表征出来的不同之处。

气态漂白剂在一定压力（稍大于纸浆流送的压力）和一定初始速度下射入中浓混合器的入口端，当与纸浆相接触时，会相互冲击扰动，出现对流作用，并产生极不稳定的湍动，纸浆流也会被冲击破碎成较小的块团，同时，气态漂白剂由于射流断裂，形成了不同大小的气泡，纸浆块团和气泡之间开始了能量和质量上的传递，起到了最初的混合作用。

气泡体积的大小直接影响到扩散速率，气泡体积越小，其比表面积越大，越有利于扩散。在中浓混合器中，纸浆块团和气泡在混合区受到高强度的剪切作用，气泡受到剪切和挤压进一步变成尺寸更小的气泡，从而实现了气体漂白剂与纸浆纤维的均匀混合，形成了气、液、固三相均质悬浮体，开始了为上所述的气液质量传递过程。

(二) 需要通过高剪切混合创造气泡与纤维更多的接触界面

与液态漂白剂一样，高强湍动是中浓纸浆与气态漂白剂实现均匀混合的关键。另一方面，气态漂白剂的应用，使纤维悬浮液的气含量增加，气体含量和纸浆浓度都是影响三相悬浮液流变特性的关键因素。纸浆中所含水分越小，表观黏度越大，呈现出更明显的黏弹性，纸浆在高剪切力作用下将趋于绒毛化。对低溶解度的气态漂白剂，气泡仍存在于悬浮液中，过多的水分都是以水膜形式包围纤维，使气态漂白剂与纤维的接触更为困难，在这种情况下，只有通过混合的作用创造更多的界面有利于气态漂白剂与纤维两者的接触，这就要消耗更多的能量，因此，过多的水分就不利于混合。与低浓纸浆相比，中浓纸浆虽有利于与气态漂白剂的混合，但高浓纸浆更有利于与气态漂白剂的混合，对中浓纸浆与气态漂白剂的混合，所输入能量仍要用于创造两者的接触界面并保持一种最佳混合状态，混合质量及混合程度均取决于能量的输入量及持续时间，这就是气态漂白剂与中浓纸浆混合表现出来的第二个特征。

(三) 气泡的大小及其影响

当气态漂白剂以一定压力和初始速度射入混合器的纸浆流后，射流气体由于受到管内纸浆流的扰动，于是就在纸浆流中消耗本身的动能用于克服表面张力而形成气泡。气泡的尺寸随纸浆流速度的增大而减小。

气体射流达到临界速度时转变为气泡，其临界速度可按下式估算：

$$\frac{u_{0c} \rho_g^{1/2}}{[\sigma (\rho_l - \rho_g)]^{1/4}} = 1.3 \left[\frac{g^2 \sigma}{d_0^2 (\rho_l - \rho_g)} \right]^{1/12} \quad (4-18)$$

式中 u_{0c} ——孔口临界气速

ρ_l, ρ_g ——分别为液体和气体密度

σ ——气液界面的表面张力

d_0 ——孔口直径

从上式可以看出, 孔口气体的临界速度 u_{0c} 受气、液两相间的密度差、气液界面的表面张力以及孔径影响较小, 而受气体密度的影响相对较大。

在这特定的混合条件下, 流量是影响气泡大小的重要因素。当气体流量增加时, 气泡体积增大, 如图 4-8 所示。而当气体流量很低时, 则可认为气泡体积不受流量影响。

影响气泡大小的物性主要有液体的黏度、密度以及表面张力等, 如图 4-9 及图 4-10 所示。而气体的密度、黏度等的影响则可以忽略。

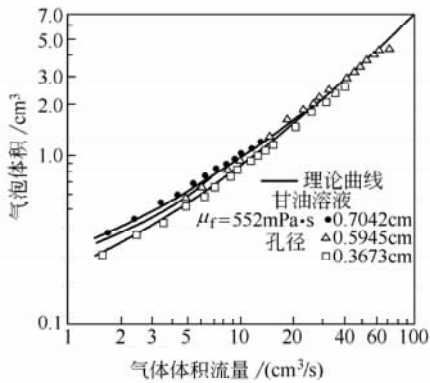


图 4-8 体积流量和孔径对气泡大小的影响

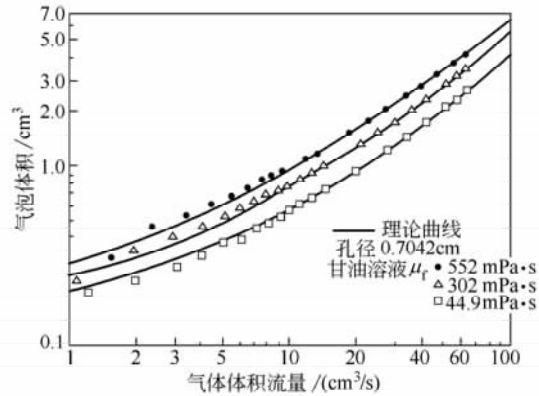


图 4-9 体积流量和密度对气泡大小的影响

以上分析是基于液体在静止状态下的状况。通过进一步的分析可知, 当雷诺数 $Re < 1$ 时, 气泡直径小于 0.1mm; 当气泡在水中运动时, 只要此时的密度、黏度相对于水的密度、黏度可以忽略时, 气泡的直径远小于 0.2mm。

如气泡在运动着的纸浆流体特别是湍流状态下的纸浆流中运动时, 气泡还要受到纸浆流湍动产生的剪切应力的作用, 使气泡进一步破碎成尺寸更小的气泡。当纸浆流的剪切应力不足以克服气泡表面张力产生的表面应力时, 气泡则维持原有的形状与大小, 其能量因克服黏性而消耗掉。

设湍流产生的剪切应力 τ , 液体表面张力 σ , 气泡直径 d_p , 气泡平衡时则有

$$\tau = \frac{\sigma}{d_p} \quad (4-19)$$

由于气泡的分散程度以及传质、传热都由湍动所控制, 湍动产生的剪切应力 τ 可表示为:

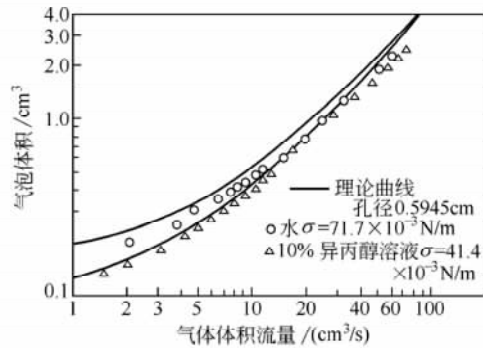


图 4-10 体积流量和表面张力对气泡大小的影响

$$\tau = C_1 \rho_l \left(\epsilon_v \frac{d_p}{\rho_l} \right)^{2/3} \quad (4-20)$$

式中 C_1 ——常数

ϵ_v ——单位体积内湍动的功率耗散

将式 (4-20) 代入式 (4-19) 中, 则有:

$$C_1 \rho_l \left(\epsilon_v \frac{d_p}{\rho_l} \right)^{2/3} = \frac{\sigma}{d_p} \quad (4-21)$$

$$d_p = C_2 \rho_l^{-0.2} \epsilon_v^{-0.4} \sigma^{0.6} \quad (4-22)$$

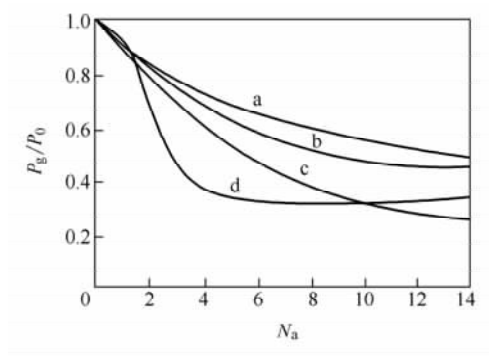


图 4-11 通气时搅拌功率的特征
a—平直叶片涡轮式 ($n=8$) b—盘下直叶
涡轮式 ($n=8$) c—盘下直叶涡轮式
($n=16$) d—桨式 ($n=2$)

式中 C_2 为常数, 由实验确定。

从式 (4-22) 可以看出, 对于纸浆与气态漂白剂的混合系统, 气泡的大小取决于纸浆流功率耗散及液体表面张力。

但是, 研究表明, 从另一个角度考虑, 混合器的功率消耗也会由于气体的通入而降低。图 4-11 表示了搅拌功率与气体流量的关系, 从图中看出, 随着气体流量的增大, 搅拌功率消耗 P_g 就降低。图中曲线是以功率比 P_g/P_0 对应通气准数 N_a 标绘的, 通气准数 N_a 由下式计算:

$$N_a = \frac{q_v}{nd^3} P_0 \quad (4-23)$$

式中 q_v ——气体流率, cm^3/s

n ——搅拌器转速, r/s

d ——搅拌叶直径, cm

P_0 ——不通气体时同样搅拌条件下的功率消耗

如通气量较大, 功率消耗甚至可节省原有的 30%~50%。

上述两种情况结合考虑, 气态漂白剂与中浓纸浆的混合, 与液态漂白剂或其他化学品的混合相比, 其功率消耗还会少些, 可以节约些能量。气体与其他物质的混合会降低功率消耗的主要原因是由于气体的加入降低了混合装置的壁剪切应力和微团之间的相对剪切作用力, 起到“润滑剂”的作用。

第四节 中浓高剪切混合器的工作原理

中高浓纸浆与漂白化学品的混合效果是决定工艺操作效果的关键, 例如中浓纸浆漂白中, 纸浆和漂白化学品的混合, 就是最典型的实例。混合效果的优劣, 对反应时间、漂白化学品消耗量、电耗及漂白后纸浆质量等的影响就非常明显。这在工程实际中是常见的。

中浓混合器应用于下列中浓纸浆漂白: 中浓纸浆氧脱木素, 中浓纸浆的氧碱抽提,

中浓纸浆次氯酸盐漂白，中浓纸浆二氧化氯漂白及中浓纸浆的过氧化氢漂白等。漂白剂有气态和液态两种，漂白助剂常为液态，在本书中统称漂白化学品。纸浆与液态漂白化学品的混合要比与气态漂白剂的混合容易得多。

中浓混合器有多种形式，但不论哪种形式的混合器，从结构上都包括三部分，即预混合室、混合室及输出口。预混合室在漂白化学品入口至混合室这一段，其进浆管、进气（液）管就必须设计得当。由于纸浆是从中浓浆泵中输出，此时进入混合室的纸浆，仍处于流体化状态或不稳定的流动状态，具有更高压力的漂白剂从进浆管侧壁或垂直或成一角度进入纸浆流，产生冲击、汇合，引起对流作用，并产生局部湍动，实现了中浓纸浆与漂白化学品的初步混合；在混合室，中浓纸浆与漂白化学品才完成了高均匀度混合过程，创造了纤维与化学品直接接触的条件；已混合好漂白化学品的纸浆的输出一般靠两方面的动力：由于中浓浆泵输浆压头大，又紧邻中浓混合器，故纸浆所具有的压头除克服混合器因摩擦阻力而引起的压头损失外，还具有足够的压头继续进入输浆管路被输送到下一工序；另一方面的动力来自中浓混合器的转动件的转动所产生的离心作用，离心力所引起的动能出浆口处部分转化为静压能。由于中浓纸浆与漂白化学品经过预混合室及混合室的时间很短，分子扩散混合多半只是在从混合室出来后才开始。

混合室的设计是中浓混合器的关键，混合效果的好坏主要取决于混合室的结构。其作用是通过转动件和固定件的相对运动，对纸浆产生足够的剪切应力，使纸浆与漂白化学品均保持湍流状态，通过湍动和分子扩散，使漂白化学品均匀地分布于纸浆的每根纤维。

图 4-12 表示了一种较通用的中浓高剪切混合器的结构，它由进浆管、进气管、混合室的转动件、混合室固定件、外壳及出浆管所组成。

中浓混合室的转动件一般有下列形式：旋转叶片、带扰动件的转盘及螺旋等；固定件一般在固定叶片、固定刮板及带有扰动件的壳体内壁。转动件与固定件之间形成特殊的纸浆流道，即使转动件的转速不高，纸浆在压头的作用下，通过此流道也将会全部处于湍流状态，达到混合效果。

中浓混合器的转动件转速一般在 500~1000r/min 范围内，混合时间很短，例如对中浓高剪切混合器，才几分之一秒到几秒不等。工程实践证明，中浓高剪切混合器是各种型式的中浓混合器中最好的。据资料报道，这种混合器具有如下优点：①投资成本和操作成本低；②由于混合纸浆浓度高，因而减少了漂白化学品的消耗；③由于混合时间短，几乎不存在热损失；④由于不具有切断纤维的机械剪切作用，从而减少了纤维碎片的含量；⑤制造容易，维护保养简单；

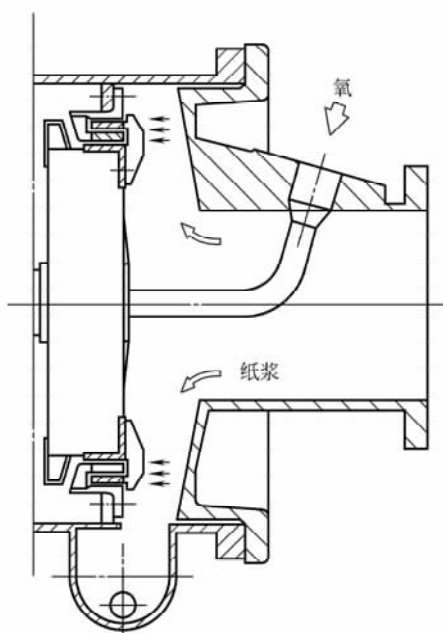


图 4-12 中浓高剪切混合器结构示意图

⑥在混合过程中所产生的压力损失小，故动力消耗较少，节省了能源。

第五节 不同结构形式的中浓混合器

一、搅拌式中浓混合器

最早应用于中浓纸浆漂白生产的混合器是另一形式的，称为搅拌式中浓混合器。这种混合器大多如图 4-2 所示的单辊式混合器和双辊式混合器。混合纸浆的浓度为 8%~15% 时，能使纸浆与化学品及蒸汽进行充分混合，保证漂白反应能顺利进行。

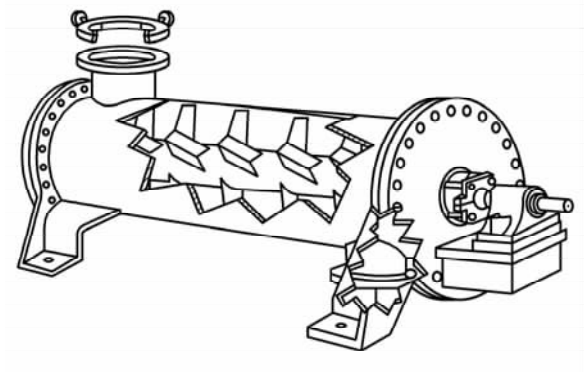


图 4-13 搅拌式单辊混合器的内部结构

单辊混合器是借搅拌辊上的齿杆与固定在外壳上的齿杆之间产生的相对运动来达到混合的目的，如图 4-13 所示。搅拌辊上的齿杆呈螺旋线状分布，这样不但使传动电机的负荷均匀，而且混合效果能达到预定混合效果。

双辊式混合器则是由两个转动速度不同的齿辊间产生的相对运动来混合纸浆。其外壳呈椭圆形，壳壁上有蒸汽喷嘴。为了保证混合效果，这两种混合器的有效混合长度在 1m 以上，搅拌辊转速一般为每分钟数百转。

二、卡米尔中浓混合器

卡米尔中浓混合器是卡米尔公司在 20 世纪 80 年代初开发的一种新型混合器，其结构类似于一台单盘磨。图 4-14 是卡米尔公司的 30/20 型中浓混合器，图 4-15 表示卡米尔中浓混合器的外形，尺寸见表 4-3。这种中浓混合器由进浆管、壳体、湍流发生器、动盘和静盘组成，湍流发生器上有 4 个叶片，进浆管内壁上也有 4 个凸筋，其作用是提高纸浆所受到的剪切力，使之流体

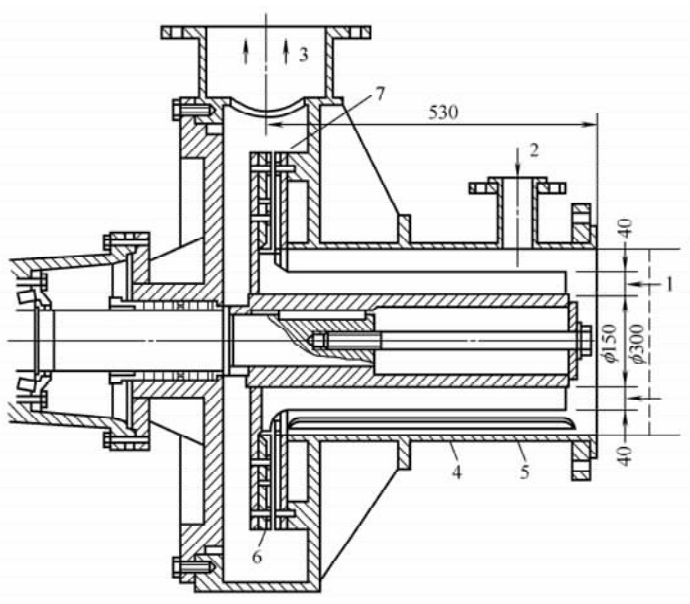


图 4-14 卡米尔公司的 30/20 型中浓混合器

1—进浆 2—漂白剂与蒸汽进口 3—出浆
4—导流片 5、7—固定叶片 6—旋转叶片

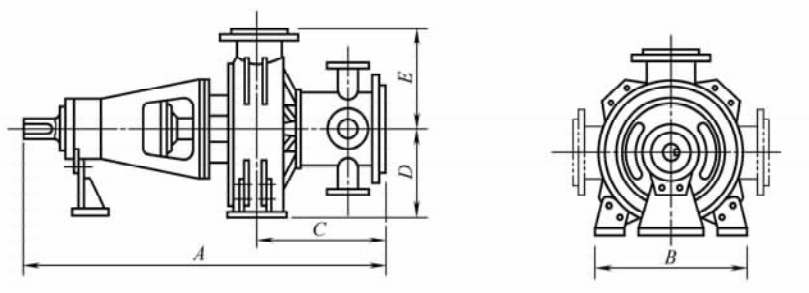


图 4-15 卡米尔中浓混合器外形之一 (尺寸见表 4-3)

表 4-3 卡米尔中浓混合器型号与外型尺寸 单位: mm

型 号	A	B	C	D	E	入口	出口
MXS-30/20	1565	850	530	425	525	300	200
MXH-30/20	1565	650	530	350	425	300	200
MXT-30/20	1565	650	530	350	425	300	200
MXS-40/25	1630	1020	585	550	700	400	250
MXH-40/25	1630	850	585	425	525	400	250
MXT-40/25	1630	850	585	425	525	400	250

化, 动盘上和静盘上均相应应有 4 块筋板。

卡米尔中浓混合器是目前用得最普遍的混合器。卡米尔公司先后在法国和美国获得该混合器的专利权。

表 4-3 所示的型号中 30/20 表示日产能为 600~800t 绝干浆的中浓混合器, 而 40/25 表示日产能 1000~1200t 绝干浆; 其中 MXH 型用耐热腐蚀合金 C276 材料制造, 应用于中浓氯化中的中浓纸浆与氯气的混合。MXT 型用钛钢制造, 用于中浓二氧化氯漂白段纸浆与二氧化氯的漂白。MXS 型用 SIS2343 不锈钢制造, 供中浓氧—碱抽提段使用。卡米尔中浓混合器主要技术参数如表 4-4 所示。

表 4-4 卡米尔中浓混合器主要技术参数

型 号	MXS-30/20	MXH-30/20	MXT-30/20	MXS-40/25	MXA-40/25	MXT-40/25
生产能力/(t/d)	600~800			1000~1200		
转速/(r/min)	980			800		
电机功率/kW	110			200		
材 料	316	Hastelloy C276	钛	316	Hastelloy C276	钛
进浆管直径/mm	300	300	300	400	400	400
出浆管直径/mm	200	200	200	250	250	250
质量	1000	1000	500	1800	1800	700

注: Hastelloy C276 为含镍 55%, 铅 11% 及钼 11% 的合金。

纸浆与漂白化学品或蒸汽在中浓混合器的进口部位初步混合后进入混合区, 瞬间受到剪切应力作用, 引起湍动混合, 使漂白化学品溶解于水并迅速扩散, 均匀分布于纤维中, 达到有效的混合。

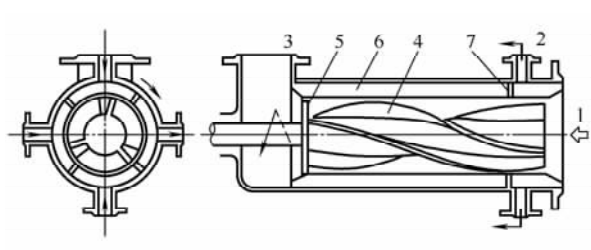


图 4-16 卡米尔中浓混合器之二

1—进浆 2—漂白化学品与蒸汽进口 3—出浆 4—旋转叶片
5—旋转挡圈 6—固定叶片 7—固定挡圈

在上海国际造纸工业展览会上,卡米尔公司展示了另一种结构形式的中浓混合器,如图 4-16 所示。其特点是增加了旋转挡圈和固定挡圈,而且旋转叶片长,这样就引导了纸浆和漂白剂通过较长的高剪切应力区,从而取消了离心叶片。这种混合器由于湍流混合区长,与第一种混合器相比混合效果更好。

三、拉乌玛·里波拉公司的 RMX 中浓混合器

这种混合器的转子为一个平圆盘,在其对着进浆的一侧,固定有许多羊角状的锥形钉棒。纸浆与漂白化学品在高速运动的钉棒作用下产生强烈的湍流,实现两者的混合。这种混合器如图 4-17 所示,其参数如表 4-5 所示。

表 4-5 所示各型号最大产量为 1200t/d 风干浆。这种混合器可用于氧气、氯气等气态漂白剂,也可用于二氧化氯、次氯酸盐、氢氧化钠和过氧化物等液态漂白剂,从而有 ROM、RCM 和 RDM 三种代号的制造材料。ROM 用于氧气漂白,用不锈钢 SIS2343 或 AIS1316 制造;RCM 用于氯气漂白,材料为一种合金;RDM 用于二氧化氯漂白,材料为钛钢(或衬里)。

表 4-5 拉乌玛 RMX 中浓混合器型号

型号	转子转速 /(r/min)	电机功率 /kW	不包括电机 质量/t	最大满载 质量/t	进浆口直径 /mm	出浆口直径 /mm
600 型	530	110	1.88	2.6	400	200
1200 型	660	160	2.10	2.8	500	300

在上海国际造纸工业展览会交流讲座上,该公司介绍了另一种结构的 RMX 中浓混合器,如图 4-18 所示。在这种型式混合器中,用锯齿形板代替图 4-17 所示的锥形钉棒。

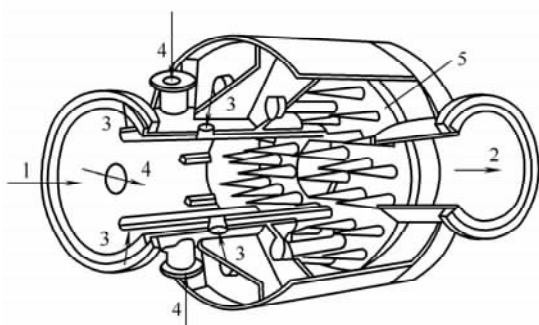


图 4-17 拉乌玛 RMX 中浓混合器之一
1—进浆 2—出浆 3—用于氧漂时氧气进口
4—其余漂白化学品进口 5—转盘

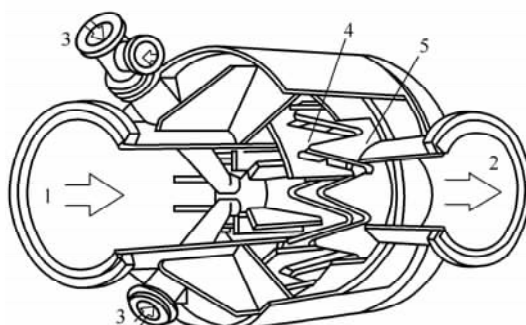


图 4-18 拉乌玛 RMX 中浓混合器之二
1—进浆 2—出浆 3—漂白化学品进口
4—固定叶片 5—旋转叶片

四、双涡旋型中浓混合器

这是最初发展的一种混合器，其转子是由四片固定在屋脊形截面的转轮上的叶片组成，如图 4-19 所示。叶片外周轴向宽度约 10cm，在转子高速旋转下，使中浓纸浆在流体化下与漂白剂均匀混合。双涡旋型混合器常串联使用。如图 4-20 所示。

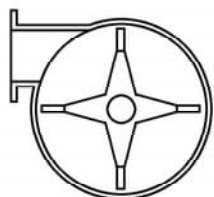


图 4-19 双涡旋型中浓混合器叶轮

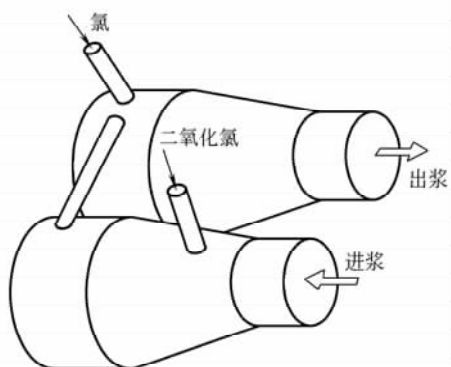
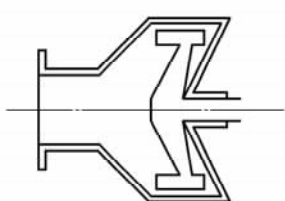


图 4-20 双涡旋型中浓混合器串联使用

纸浆从第一只混合器中部输入，在通道中迅速加速，以切线方向进入第二只混合器，随后减速到浆管内的速度，从第二只混合器中排出。漂白化学品则沿着与混合器周围表面垂直的方向，在流速和湍动最大的地方加入到纸浆中。

双涡旋型中浓混合器的特点是：在环绕叶片外周的带状区能满足纸浆需要的高强湍动条件，对纸浆具有强烈的剪切作用。该混合器的能耗约为 $3 \sim 4 \text{ kW} \cdot \text{h/t}$ 绝干浆，1978 年 6 月，卡米尔公司在美国获得了该混合器专利权，随后又在联邦德国、法国、加拿大等国获得专利权。

五、SM 中浓混合器

SM 中浓混合器的结构如图 4-21 所示，是瑞典的桑斯-得菲布勒特公司开发的产品。为了加强混合区中浓纸浆的湍动，在转子的圆盘表面往往安装有许多钉棒或凸环，其目的是使纸浆漂白化学品在外力作用下穿过圆盘（动盘）与外壳内壁之间曲道缝隙，在动盘的剪切作用下，产生高强湍动，实现均匀的混合。桑斯公司于 1981 年 9 月和 1982 年 1 月分别在法国

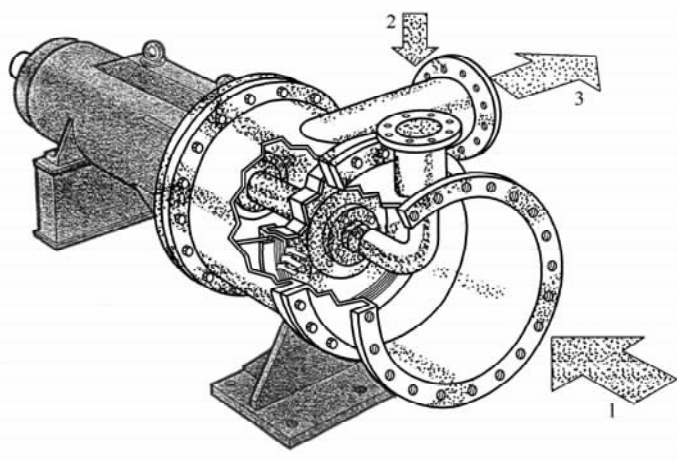


图 4-21 SM 中浓混合器

1—纸浆进口 2—化学品进口 3—混合后纸浆出口

和联邦德国获得了该混合器的专利权。

SM中浓混合器的缝隙宽 $h=4\sim 8\text{mm}$ ，长度 $L=50\text{mm}$ ，转子外周的线速度高达 15m/s 。表 4-6 所示的是 SMB 型中浓混合器的主要技术参数：

表 4-6 SMB 型中浓混合器主要技术参数

型 号	SMB ₃₀ B	SMB ₃₀ H	SMB ₃₀ T	SMB ₂₅ B	SMB ₂₅ H	SMB ₂₅ T
材料	316	Hastelly	钛	316	Hastelly	钛
生产能力/(t/d)	1000			500		
转速/(r/min)	735			1500		
电机功率/kW	75~200			37~75		
浆浓/%	3~15			3~15		
进浆管径/mm	600			300		
出浆管径/mm	300			200		
漂白化学品进口直径/mm	100			50		

在国外现有的各种中浓混合器中，通常只有一个高强度混合区。有的混合器，例如卡米尔中浓混合器，在进浆管处虽然还有一个混合区，但由于混合器强度不高，仅起到分散漂白化学品及初步混合的作用。而主要的混合在高强度混合区内进行。因漂白化学品和纸浆在混合区的逗留时间很短，如果混合强度不够高，仅通过一个混合区，是很难获得充分混合的。因此，这类混合器的转子，通常要在比实现完全湍流所需的转速高得多的转速下运动，或是两台混合器串联使用。国外发展的中浓混合器产量都较大，约 $600\sim 1200\text{t/d}$ ，故折合成吨浆的相对电耗并不太高。我国多数纸浆厂的生产规模一般不大，因此，如不考虑国情，直接采用引进国外适于大产能纸浆厂使用的混合器，确实是不相宜的。

六、AHL MIX 型中浓高剪切混合器

AHL MIX 型中浓高剪切混合器属直通式混合器，如图 4-22 所示，是奥斯龙（Ahlstrom）公司产品，从 2000 年以来，

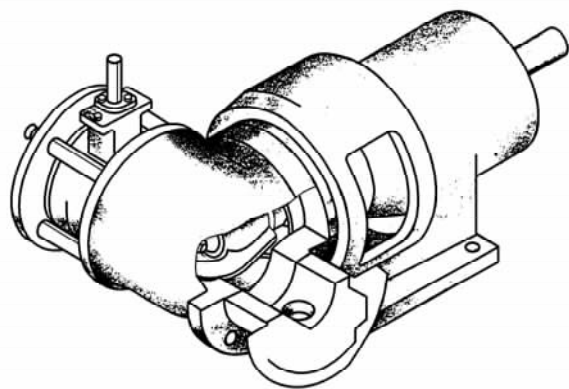


图 4-22 AHL MIX 型中浓高剪切混合器

国内引进的漂白生产线，其中浓混合器多采用这一产品。AHL MIX 型中浓高剪切的混合器有 AM10、AM20-15、AM25-20、AM30-30、AM30-25 等 5 种型号，其安装图如图 4-23 所示。图中所表示的尺寸根据不同型号有明确的规定。AHL MIX 型中浓混合器的技术性能如表 4-7 所示。

AHL MIX 型中浓混合器按照纸浆的输送方向有 4 种安装方式，

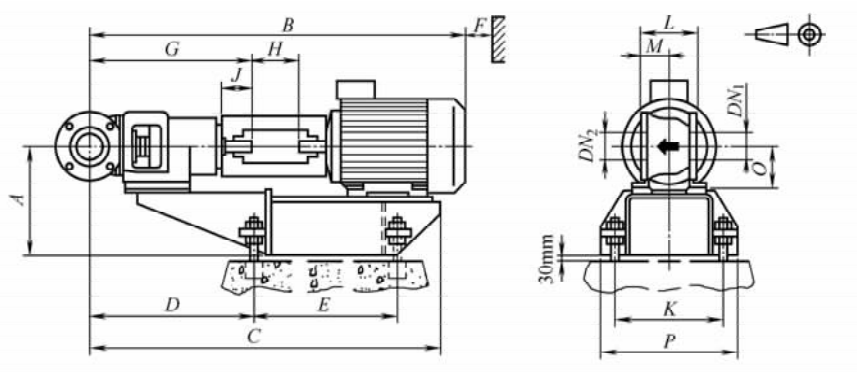


图 4-23 AHLMIX 型中浓混合器安装图

表 4-7 AHLMIX 型中浓混合器的技术性能

类型	纸浆浓度 / %	流量 / (L/s)	压力降 / MPa	n=1500r/min		n=1800r/min		n=3000r/min	
				P/kW	P _m /kW	P/kW	P _m /kW	P/kW	P _m /kW
AM10	8	55	0.04	7.5	11	12	15	55	75
	10	≤ 55		7.5	11	12	15		
	13	≤ 45		7.5	11	12	15		
	16	35							
AM 20-15	8	100	0.04	22	30	32	45		
	10	≤ 100		22	30	32	45		
	13	90		22	30	32	45		
	16	75							
AM 25-20	8	220	0.04	40	45	65	75		
	10	≤ 175		37	45	62	75		
	13	150		35	45	55	75		
	16	105		40	55	65	75		
AM 30-25	8	290	0.04	n=1000r/min		n=1200r/min			
	10	≤ 230		54	75	83	110		
	13	180		46	55	78	110		
					65	75	110		

如图 4-24 所示。

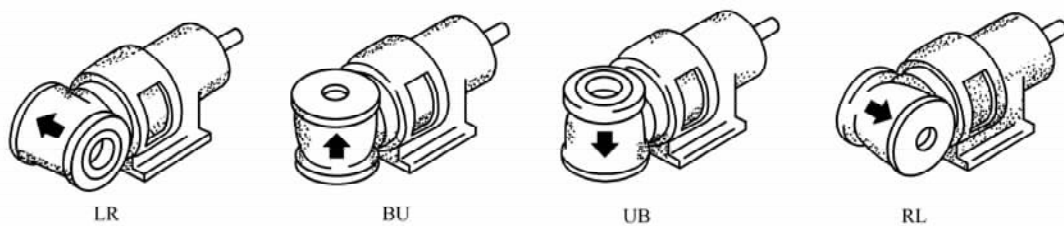


图 4-24 AHLMIX 型中浓混合器的 4 种安装方式

七、国产中浓高剪切混合器

国产中浓高剪切混合器在外型上与 AHLMIX 型中浓混合器类似，也属直通式混合器，但是混合器内的结构，特别是混合转子的结构是完全不一样的。图 4-25 所示的是其中一种 MM 型中浓混合器结构简图。

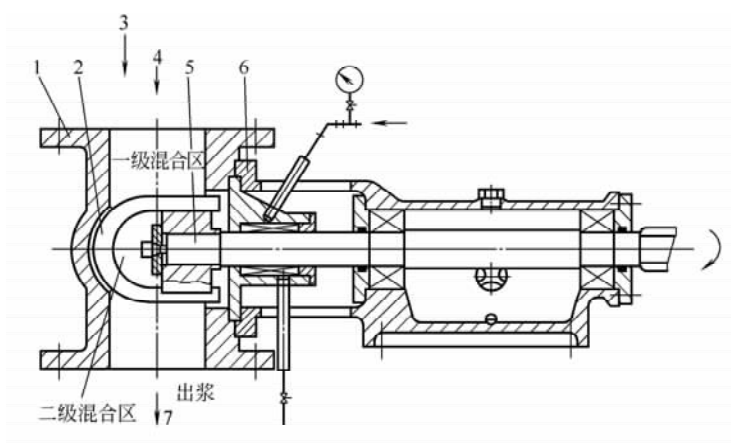


图 4-25 MM 型中浓混合器结构简图

1—壳体 2—转子 3—漂白剂 4—进浆 5—轴 6—轴承座 7—出浆

这种混合器把高剪切区前面当做预混合区，漂白化学品在进入纸浆流时，产生对流作用，实施了中浓纸浆与化学品的预混合，到了高剪切区，在特殊设计的搅拌器（转子）高强度作用下，产生了高强湍动，实现了高均匀度的混合，如图 4-26 所示。

MM 型系列中浓混合器，已广泛应用于纸

浆清洁漂白生产线，混合均匀度达到 95% 以上。

八、中浓浆泵作为混合器使用

从原理上看，中浓浆泵也是一种很好的混合器。在中浓浆泵工作过程中，纤维网络被打散，加入的化学药品可以有效地作用于每根纤维。另外，中浓浆泵的脱气作用能进一步提高化学药品的作用效果，根据化学药品的使用情况，它们可以在泵送过程中的不同阶段加入需混合的各种化学品。纸浆需要加热时，可以用蒸汽在槽内加热，因此不需要单独的蒸汽混合器。

下面是中浓浆泵作为混合器使用的典型例子。

1. 在中浓纸浆泵送过程中混合二氧化氯

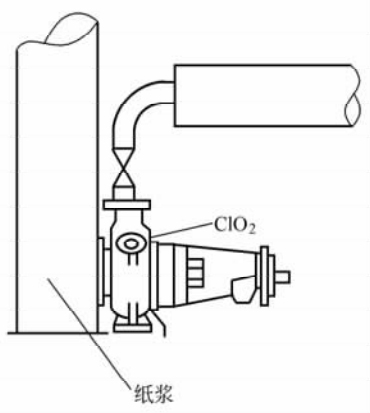


图 4-27 中浓浆泵作为二氧化氯混合器

在化学浆漂白过程中， ClO_2 是主要的漂白剂之一。由于有效的混合，可以提高漂白效果。在中浓纸浆泵送过程中， ClO_2 通过一个专业设计的管道通入泵壳内进行混合，如图 4-27 所示。在这个条件下，中浓浆泵的材料有更高的要求，一般用钛钢材料。

据报道，在美国，已有十多台这种中浓浆泵作为二氧化氯漂白的混合设备在使用。另外，在芬兰、葡萄牙、瑞士、瑞典等国家也有使用中浓浆泵来混合 ClO_2 的制浆厂。

2. 在中浓纸浆泵送过程中混合过氧化氢

废纸浆和磨木浆常用过氧化氢漂白，也常用中浓浆泵作为混合器，在芬兰，早已采用中浓浆泵作为混

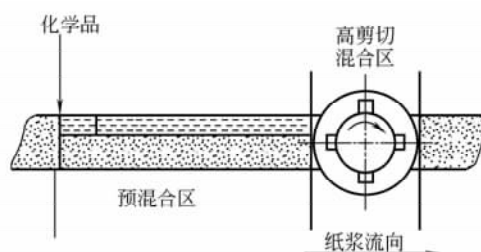


图 4-26 混合过程示意图

合装置，进行机械浆过氧化氢漂白。

3. 用中浓浆泵混合氧气

用中浓浆泵混合氧气是较新的应用，在化学纸浆的漂白系统的 EO 段通过中浓浆泵的压力法兰处加入氧气。

在美国，1985 年以来已在 EO 段使用中浓浆泵作为混合器，效果极好。在瑞典 1985 年开始使用类似的泵送混合设备。已有几十台中浓浆泵在作为混合器用于 EO 漂白段。

中浓浆泵作为混合器也可用于中浓纸浆的其他漂白段。例如连二亚硫酸盐漂白。这里就不一一论述。

九、实验室用高端动混合器

上述介绍了生产上使用的各种形式的中浓混合器，这些混合器在使用厂家的科技报告中已证明对漂白工艺所起的优良作用，而且还改善了纸浆本身的物理特性。

为了推广中浓漂白技术，工厂自身必须要进行小型漂白试验。瑞澳 (W. Reeve) 等研制了一种适用于实验室的高强混合器，用于工厂实验室中浓漂白实验中的高强混合研究，也适用于中浓纸浆与气态漂白剂的混合研究。

图 4-28 表示了这种混合器的结构。混合器的混合室内有垂直安装的转子，转速可变，电机功率为 2.2kW；混合器的上盖是可移动的，并可作为活塞使用，使混合室的体积和压力可以随时调节和控制。

在混合室的侧壁上安装有漂白剂入口，输入管路上装有类似于“注射器”的漂白化学品注入装置，注射器与混合室之间装有电磁阀，液态漂白化学品先抽入注射器压力室，然后通过电磁阀送入混合器，还装有压力汽缸，压力汽缸与混合室的管路上装有压力传感器及电磁阀，气态漂白剂由压力汽缸射入。电磁阀的开、关控制着漂白剂的加入数量及顺序。

实验装置配置了计算机及数据采集系统。一方面按照设计的程序使电机启动，逐渐加速直到纸浆达到流体化，再加入漂白剂进行混合，按规定时间混合后，停止电机的顺序操作。同时，通过安置在混合室及管路上的传感器接受压力、温度、转速、功率消耗等信号并进行程序控制，最后打印出数据来。整个实验从电机启动到电机停止之间的操作，完全是靠计算机指令自动完成的。

本实验用混合器的操作过程简述如下。

把 1kg 一定浓度（如 10%）的纸浆预热到一定温度（或室温）并装入容器内，加

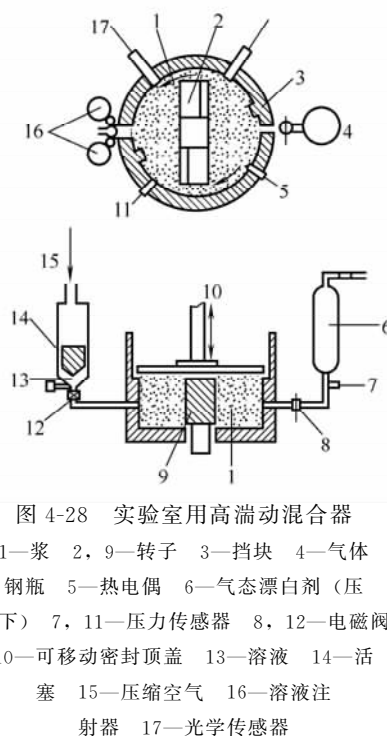


图 4-28 实验室用高端动混合器
1—浆 2, 9—转子 3—挡块 4—气体钢瓶 5—热电偶 6—气态漂白剂（压力下） 7, 11—压力传感器 8, 12—电磁阀 10—可移动密封顶盖 13—溶液 14—活塞 15—压缩空气 16—溶液注射器 17—光学传感器

盖，开启搅拌纸浆约 3s，当转子转速达到 3000r/min 左右时，由于强烈的离心作用，纸浆中的气体聚集在中间，打开上盖中心处的排气孔，重新搅拌纸浆，使空气接近完全排除。据测定，浓度为 10% 的纸浆中可含 12%~15% 体积的空气，不预先排出将阻碍气态漂白剂的扩散。生产上使用的中浓混合器，因为纸浆直接由中浓浆泵送来，而在中浓浆泵输送中纸浆已进行了排气操作，纸浆内含空气量已很小。实验前纸浆中空气含量也应减少到 1%（体积）左右。

实验时根据不同的漂白剂，制定不同的程序。如使用氧气，有如下操作程序：

(1) 充满氧气瓶，连接一氧压调节罐，罐内压力升至 1.0MPa。

(2) 开动电机，搅拌几秒钟后，电机转速逐步调到使纸浆流体化的临界转速 n_d ， n_d 根据不同纸浆种类及浓度可从第二章流体化实验结果中查到。

(3) 打开氧气调节罐与混合室相连的电磁阀，氧气在强力搅拌纸浆时的状态下射入。

(4) 由压力传感器产生信号，但当氧气瓶内压力降至预定的数值时电磁阀关闭，氧气输入量要经过精确计算，故压力下降数值应预先计算好。

(5) 停止搅拌，静置 20~30min。

在混合过程中，应保持混合室内 0.6~0.7MPa 的压力值，这靠调节顶盖的升降来进行控制。

如果使用氯气，操作方法和上述同，但搅拌时间（加氧气后）及静置时间都要相应调整。

如使用液态漂白剂，则利用注射器吸入经过精确计算的液态漂白剂，并打开电磁阀，在纸浆处于高强搅动并使之流体化的情况下压缩空气压入漂液，然后用少量清水冲洗管道，其他步骤与上述相同。

混合器的混合室是由透明材料做成的，适合于观察纸浆流体化及与漂白化学品的混合情况。然而，还要求材料能承受试验所需要的压力，并能承受温度在 90~100℃ 时的任何影响。实验过程中由于搅拌，所保持的温度可能有一定偏差。

本混合试验的能耗为 2~4kW·h/t 浆。

第六节 中浓混合器的设计

根据前面中浓度纸浆混合的机理可知，不管是液态漂白化学品，还是气态漂白剂，要想使其和中浓纸浆产生均匀混合，就必须使纸浆达到流体化状态（湍流状态）。混合器的工作原理就是通过转子的高速旋转，给通过混合器内的未经混合的中浓纸浆及漂白化学品施加足够的剪切应力，破坏纤维网络，使中浓纸浆处于流体化状态，从而使漂白化学品均布在纸浆中。

从本章第五节中也可知，目前中浓纸浆漂白所用的混合器大都采用回转式结构，固定筒体，依靠旋转转子进行剪切混合，由流体运动相似原理得出，混合器的结构（壳体、转子）形式可以变化，只要能使纸浆达到流体化状态，即可以达到良好的混合效果，但在实际设计中要选择那些压降较少的结构，以减少阻力损失，还要综合考虑混合

器的加工、装配,选择一些较简单结构,以便降低制造成本。

对于直通式中浓高剪切混合器的结构设计来说,应该尽量避免切向流,因为切向流会使纸浆走“短路”,大大缩减在混合器中的停留时间,因此,应该在壳体上添加挡板,迫使纸浆产生轴向流动,可以大大增加混合的效果,当然,混合器的轴功率也要相应增加。

对任一种中浓纸浆混合器,确定其生产纸浆种类、设计产量 Q (t 绝干浆/d)、纸浆浓度 c (%),通过上述试验或查阅相关资料求出该种纸浆的网络强度或临界剪切应力 τ_d (Pa·s) 及流体化时单位体积能量消耗 ϵ (W/m³),就可以进行中浓纸浆混合器相关设计参数的确定及相关设计工作。

一、设计参数

(一) 混合器工作环境参数

适用的纸浆类型:化学木浆、化学草浆、废纸浆、机械浆或化机浆;

混合器的生产能力, t 绝干浆/d;

纸浆浓度, %;

最高工作压力, MPa;

最高工作温度, °C;

漂白化学品种类,如 H₂O₂、O₂、ClO₂ 等;

混合器结构形式是搅拌式、直通式、离心式。

考虑到中浓混合器在工作过程中的相关工艺参数,还必须确定漂白化学品加入量,实际操作压力和温度。

(二) 中浓混合器的几何参数

1. 概述

中浓纸浆与漂白化学品在高剪切混合器中混合时,通过较短的时间即可取得满意的混合效果。由于中浓纸浆与漂白剂在进入混合器的强制混合区之前(亦即在漂白化学品加入点至转子旋转区之前这段区域),已基本完成了对流混合或宏观尺度上的混合,在强制混合区主要是将宏观混合后的大块团快速均匀地分散成尺寸更小的微团,在相同功率消耗的情况下,实现较大的剪功力,调节循环流量 Q ,减少压头损失,并实现功率的不同分配。

循环流量 Q 取决于面积和流速的乘积,即 $Q \propto nd^3$; 压头 H 取决于流体线速度的平方,即 $H \propto n^2 d^2$; 而混合区内的功率消耗 P 取决于流量 Q 和压头 H ,也就是 $P \propto n^3 d^5$,故在功率消耗一定的条件下,则有

$$\frac{Q}{H} \propto d^{\frac{8}{5}} \quad (4-24)$$

$$\frac{Q}{H} \propto n^{-\frac{8}{5}} \quad (4-25)$$

从以上两式可以看出,采用大直径低转速的混合器,更多的功率消耗在总体流动上,有利于宏观混合;而采用小直径高转速的混合器,则更多的功率消耗于湍动,有利于纤维尺度和分子尺度的混合,所以中浓高剪切混合器的尺寸不宜过大。

可以看出,如设计合理,直通式高剪切混合器便有利于中浓纸浆与漂白化学品的混合。

2. 混合器主要结构尺寸

如设该混合器为直通式,考虑到纸浆进出口同一条轴线上以及混合器转子的结构形式,所以混合室采取圆筒形与半球形相叠加的形式,叶轮的旋转轴线为混合室圆筒形与半球形的中心线,并且与纸浆流动方向正交垂直,如图 4-29 所示。

为使转子旋转时传递给纸浆的能量尽可能地消耗于循环回路的阻力损失上,让纸浆流内部产生更大的速度梯度或更高的湍动程度,混合室内壁设置了挡板。

挡板的大小对循环回路上的阻力损失有影响,高度低,则阻力损失小,产生的湍动程度不大;挡板高度过高,则功率消耗增加过大。可在混合器圆筒部分设计一定高度的挡板,球形部分的挡板高度随着距离中心线尺寸的减小逐渐减为零。

3. 混合器叶轮的结构尺寸

图 4-30 为混合器 U 字形转子的结构简化图。该转子的主要功能是与设置了挡板的混合器内壁之间形成一个高强剪切区,对纸浆悬浮液产生强烈的剪切作用,在离开混合室时,使其达到纤维尺度上的均匀混合。

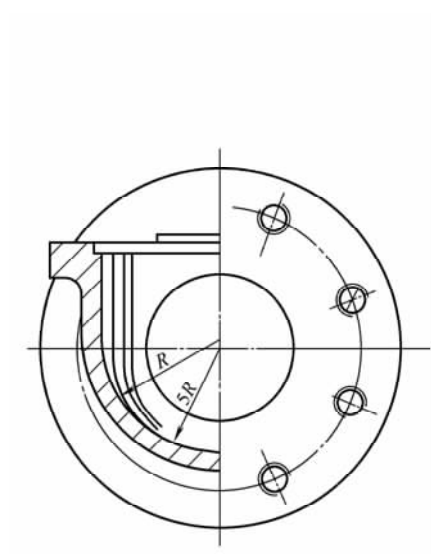


图 4-29 直通式混合器的混合室结构简图

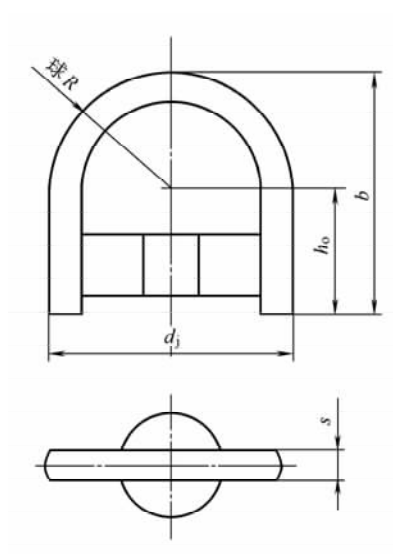


图 4-30 混合器的转子结构简图

转子的几何尺寸会影响到剪切应力的大小和混合器的功率耗散。其中转子的直径 d_j 和宽度 b 受混合室尺寸的限制,并且直径增大时,叶轮与混合器内壁间的距离减小,纸浆流的径向剪切速率增大。根据混合室的尺寸,设叶轮直径 d_j ,宽度 b ,内径 d_i 。叶轮厚度 δ 主要涉及其强度,在满足其强度的条件下,不宜过大。

4. 混合室容积

混合室容积 V 可按下式计算

$$V = V_c + V_s - V_v \quad (4-26)$$

式中 V_c ——混合腔中圆柱形部分的体积, m^3

V_s ——混合腔中半球形部分的体积, m^3

V_v ——转子的体积, m^3

要确定混合器半球形体容积, 首先必须确定混合时间 t_m (s), 混合时间是指把完全分离的两种物质混合到均匀状态所需的时间, 目前混合时间还没有具体的计算方法, 只能依靠实验来获得。混合时间 t_m 一般要低于中浓纸浆在混合区域的停留时间, 中浓纸浆在混合器中停留时间越长, 混合越趋向均匀, 常用的中浓混合器的停留时间见表 4-8。

表 4-8 常见混合器数据比较

混合器类型	适用浓度范围 c /%	混合区域停留 时间/s	混合器类型	适用浓度范围 c /%	混合区域停留 时间/s
Ahlstrom Mixer	9~14	0.2~0.9	双辊混合机	10~12	10~12
Sunds Mixer	9~14	0.25~0.5			

其中双辊混合机及类似这种结构的混合器由于转速低, 无法使纸浆达到流体化状态, 因此, 即使其纸浆的停留时间比较长, 其混合均匀度也要远远低于前面两种湍流混合形式的混合器。

可根据相关资料选取纸浆在混合器中的停留时间作为 t_m 的经验值。则容积 V 的最小值可由下式计算:

$$V_{\min} = \frac{Qt_m}{c \times 24 \times 60 \times 60} = \frac{Qt_m}{8.64 \times 10^4 c} \quad (4-27)$$

如对于产量 150t 绝干浆/d, 取 t_m 为 0.5s, 则 $V_{\min} = 7.2 \times 10^{-3} \text{m}^3$

从而可确定混合器主要尺寸:

为了获得较大的力矩输出, 转子的回转半径尽可能大, 一般取转子回转面与筒(壳)体内壁之间的间隙 (δ) 15 ~ 30mm。如对于半球形体, 其内径: $D = \sqrt[3]{6V/\pi}$ (m), 则转子直径为:

$$d = D - \frac{40}{1000} \text{ (m)}$$

按上面计算的 V_{\min} 为例, 混合器的壳体直径 D 为 0.24m, 间隙 $\delta = 20\text{mm}$, 其转子直径为: $d = 0.2\text{m}$ 。

二、临界剪切应力与临界转矩的确定

(一) 临界剪切应力 τ_d 的确定

对中浓纸浆与液态化学品的混合, 临界剪切应力可参考第二章的相关资料及图表来确定。对于气态漂白剂, 考虑到中浓纸浆中气体相的影响, 对机械木浆和化学木浆, 可选用式 (4-28) 和式 (4-29) 来计算达到流体化时所需的临界剪切应力 τ_y , 即

$$\tau_y = 7.7 \times 10^5 c_m^{3.2} (1 - \phi_g)^{3.4} A^{0.6} \quad (4-28)$$

$$\phi_g = 1 - \left[\frac{c_m}{\rho_f} + \frac{1 - c_m}{\rho_w} \right] \rho_b \quad (4-29)$$

式中 ϕ_g ——气体相的体积分数
 ρ_b ——纸浆的密度
 c_m ——纸浆的质量浓度, $0.4 \leq c_m \leq 0.5$
 A ——纤维的长径比
 ρ_b 可按下式计算:

$$\rho_b = \frac{m_w + m_f + m_g}{V_w + V_f + V_g} \quad (4-30)$$

式中 m_w, m_f, m_g ——水、纤维、气体相的质量
 V_w, V_f, V_g ——水、纤维、气体相的体积

由于 $m_w + m_f \gg m_g$, 因此忽略 m_g 的影响, 则上式可改写为:

$$\rho_b = \frac{m_f + \frac{1-c_m}{c_m} m_f}{m_f + \frac{1-c_m}{c_m} \cdot \frac{m_f}{\rho_w} + V_g} \quad (4-31)$$

纸浆中气相所占的体积 V_g , 可以根据每吨绝干浆中加入的漂白气体量进行计算。

(二) 临界转矩

如图 4-31 所示, 混合器转子在混合室中高速旋转时对纸浆产生强烈的剪切作用, 剪切应力的大小与转子轴传递的转矩有关。转子下半部 (即矩形部分) 产生的转矩为 $2\pi R^2 h_0 \tau_y$; 转子上半部 (即半圆形) 外缘上任意一点所产生的剪切应力为:

$$\tau = \tau_y \cos\theta (\theta \text{ 从 } 0 \rightarrow \pi/2)$$

相应的剪切力为

$$\tau_y \cos\theta (2\pi R \cos\theta) R d\theta \cos\theta$$

所产生的转矩为

$$\int_0^{\pi/2} \tau_y \cos\theta (2\pi R \cos\theta) R \cos\theta d\theta$$

整个转子为使纸浆达到流体化所需要的临界转矩 T 可表示为:

$$\begin{aligned} T &= \tau_y \cdot 2\pi R^2 h_0 + \int_0^{\pi/2} \tau_y \cdot 2\pi R^3 \cos^4 \theta d\theta \\ &= 2\pi R^2 \tau_y \left(h_0 + \frac{3}{16} \pi R \right) \end{aligned} \quad (4-32)$$

式中 R, h_0 的意义如图 4-31 所示。

三、中浓混合器驱动电机功率和转速的确定

(一) 电机转速 n 的确定

电机转速 n 的确定:

由中浓度纸浆流体化的流动状态可知, 当纸浆的广义雷诺数 Re_c 达到临界状态的雷诺数, 纸浆即产生流体化了。因此, 根据不同的纸浆和浓度, 可从第二章的图表中查出

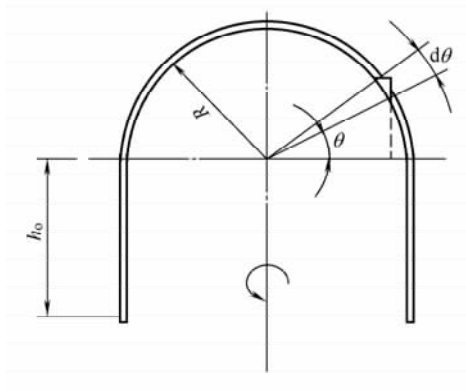


图 4-31 转矩计算模型

实现流体化的临界转速 n_d ，但是，考虑到纸浆是由中浓浆泵输出，在进入中浓混合器时，可能仍处于流体化状态，或不稳定流动状态，中浓混合器实际需要的临界转速远小于从图表查出的 n_d 。这样，也可以参考实验得出的纸浆的有效黏度值及临界雷诺数，可以推算电机转速 n 的最小值。

$$n > \frac{u_t}{d^2 \rho} Re_c \quad (\text{r/min}) \quad (4-33)$$

(二) 电机功率 P 的确定

纸浆呈现流体化时，考虑到临界转矩 T ，混合器叶轮所需的轴功率（或电机需要提供的有效混合功率） P_F 可按式（4-34）计算。

$$P_F = \frac{Tn}{9.55} \quad (\text{W}) \quad (4-34)$$

电动机的功率必须要满足混合器运转时所需要的有效混合功率 P_F 以及传动系统、密封系统的功率损失，有时还需要考虑到在操作过程中出现的不利条件造成的功率过大。但对于小功率的三相交流电动机，由于启动时允许的短时过载能力较大，因而可不考虑操作过程中不利条件造成的功率过大因素。电动机的额定功率 P_N 可按式（4-35）计算：

$$P_N = \frac{P_F + P_f}{\eta} \quad (4-35)$$

式中 P_N ——电动机额定功率，W

P_F ——混合器叶轮所需提供的轴功率，W

P_f ——轴密封系统的摩擦功率，W

η ——传动系统的机械效率，%

密封系统的摩擦产生的功率损失因密封系统的机构不同而异。填料密封的功率损失较大，机械密封的功率损失较小。传动系统的效率也与其结构形式有关，如采用滚动轴承并且电动机与传动轴通过联轴器直接连接，传动效率会较高。

如知道混合时间，混合器驱动电机轴功率（ P_F ）也可以按下面方法估算。

设混合时间为 1s，并知道单位体积能耗，则混合器轴功率 P_F 可通过下式计算：

$$P_F = \frac{Q\epsilon}{c \times 24 \times 60 \times 60} = \frac{Q\epsilon}{8.64 \times 10^4 c} \quad (\text{W}) \quad (4-36)$$

设混合器空载输出功率为 P_f ，则混合器电机额定功率估算值 P_N 同样用式（4-35）计算。

按 P_N 的估算值向上圆整到标准电动机的额定功率值即为混合器实际电动机功率。

四、中浓混合器的强度校核

由于混合器是一个受压容器，外壳的抗压强度是强度校核的重点之一；其次传动轴因传递扭矩而受到剪切应力的作用，考虑到叶轮重量或因叶轮动平衡而引起的对传动轴的弯曲作用相对较小，故仅需对传动轴进行扭曲强度的校核。另外，轴承因其静、动载荷均不大，其抗疲劳强度无需校核。U 字形转子因其中的圆柱体部分起到很大的稳固作用，强度较高，仅需要对起联结作用的平键进行抗剪切和挤压强度校核即可。

(一) 混合器传动轴的强度校核

由于传动轴上与叶轮相联结的截面是最小截面，所受的剪切作用最大，是传动轴的

最危险截面。

传动轴的扭转强度条件是：

$$\tau_{\max} = \frac{T}{W_P} \leq [\tau] \quad (4-37)$$

式中 τ_{\max} ——截面上的最大剪切应力，Pa

T ——传动轴的扭矩，Nm

W_P ——抗扭截面模量， m^3

$$W_P = \frac{\pi}{16} d^3$$

$[\tau]$ ——许用剪切应力，Pa

考虑到混合器的耐腐蚀问题，轴的材料一般选用不锈钢，可查得材料的许用剪切应力 $[\tau]$ ，传动轴的扭矩 T 为：

$$T = 9.55 \frac{P_{F\max}}{n}$$

$P_{F\max}$ 为最大混合功率 (W)，它等于电动机额定功率与机械传动效率的乘积。 n 为转速。

(二) 混合器壳体的强度校核

混合器壳体由圆筒体和半球体两部分构成，材料为不锈钢，壁厚为 s 。根据有关资料， $K = D_0/D_i$ ，当 $K < 1.2$ 称为薄壁容器； $K > 1.2$ 称为厚壁容器。由于该混合器 $D_0/D_i < 1.2$ ，故可按薄壁容器的强度校核公式进行校核。

壳体的圆筒体部分任一横截面上所受到的轴向应力按下式计算：

$$\sigma_1 = \frac{pD}{4S} \quad (4-38)$$

式中 σ_1 ——壳体上的轴向应力，Pa

p ——壳体的设计压力，Pa； $p = (1.05 \sim 1.10)p'$

p' ——壳体的最高工作压力，Pa

D ——壳体的内径，m

S ——壳体的壁厚，m

相类似地，壳体的纵向截面上所受到的周向应力为

$$\sigma_2 = \frac{pD}{2S} \quad (4-39)$$

应用第四强度理论的强度条件

$$\sigma = \sqrt{(\sigma_1 - \sigma_2)^2 + (\sigma_2 - \sigma_3)^2 + (\sigma_3 - \sigma_1)^2} \quad (4-40)$$

此时当 $\sigma_3 = 0$ ，由于 $[\tau] = (0.5 \sim 0.6)[\sigma]$ 就可以计算出许用应力 $[\sigma]$

即

$$\sqrt{\sigma_1^2 + \sigma_2^2 - \sigma_1\sigma_2} \leq [\sigma] \quad (4-41)$$

其次对壳体的半球体部分进行强度校核。由于球体上任一点的轴向应力等于周向应力，均等于 $\frac{pD}{4S}$ ，则用

$$\sigma = \frac{pD}{4S} < [\sigma] \quad (4-42)$$

未校核半球体部分的强度条件。

五、漂白化学品射入口的设计

漂白化学品的加入点与强制混合室之间应保持一定的距离。由于混合器的壳体采用不锈钢铸造而成，考虑到其加工的难度及成本，所以未将漂白化学品的射入口设置在壳体的本体上，而是设置在与本体联结的管道上。

(一) 工艺参数

由于液态化学品的相关工艺参数计算较简单，这里先介绍与气态化学品混合时的工艺参数计算。

考虑到系统内部的压力，气态化学品射入时的压力应略大于管内压力，环境温度可定为 25℃。所需加入的气态漂白剂体积可按式计算：

$$V_{25} = \frac{p_i V_i T_{25}}{p_{25} T_i} \quad (4-43)$$

式中 V_{25} ——25℃、 p_{25} 压力下气体加入量， m^3/t 浆

p_{25} ——25℃时加入气体的绝对压力，MPa

T_{25} ——25℃时对应的绝对温度，K

p_i ——100℃、气体绝对压力，MPa

T_i ——100℃时气体的绝对温度，K

V_i ——100℃、 p_i 压力下气体加入量， m^3/t 浆

此时纸浆在管道中的流速 u_1 为

$$u_1 = \frac{1000Q}{24 \times 3600 \rho_b c_m \frac{\pi}{4} D^2} \quad (4-44)$$

式中 Q ——系统的生产能力，t/d

ρ_b ——纸浆的密度， kg/m^3

c_m ——纸浆的质量浓度，%

D ——浆管直径，m

纸浆的质量流量为

$$q_m = \frac{Q}{24 \times 3600} \quad (\text{t/s}) \quad (4-45)$$

这样就得出在 25℃， p_{25} 条件下气体加入量的体积流量

$$q_v = V_{25} q_m \quad (4-46)$$

(二) 漂白化学品射入口的确定

漂白化学品的加入量受漂白化学品工艺条件的限制。在漂白化学品加入量一定的情况下，漂白化学品进入纸浆管道时的流向和流速会对漂白化学品与纸浆的对流混合产生影响。对于纸浆与漂白化学品的不等量流动，侧面入口喷射混合要比同轴喷射混合效果好。因为在相同的距离范围内，前者产生的冲击、扰动较大，更有利于混合，加之其制造简单、因而侧面入口的喷射混合更适用。所以本设计采用此种方式的喷射口，如图 4-32 所示。设计的主要任务是确定射入口的直径和距混合器混合室内的距离。

漂白化学品射流沿径向射入纸浆管道中会产生膨胀、夹带，并与纸浆进行混合，射

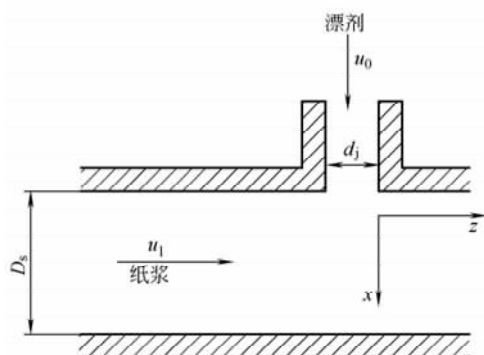


图 4-32 漂白化学品射入口的设计

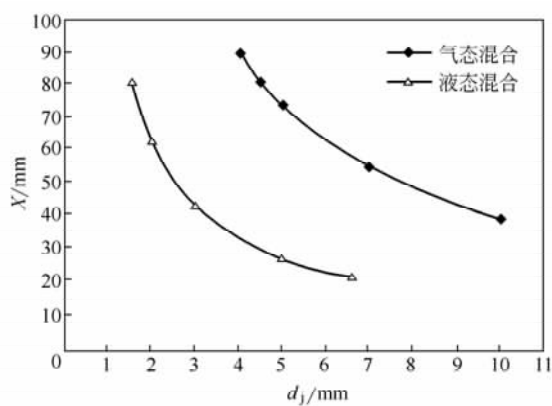


图 4-33 流量一定时喷嘴直径与穿透率之间的关系

流会很快向主流方向偏移。当射流速度与主流速度之比 $a = u_0/u_1$ 较大时，射流的发展趋于自由射流形式； $a > 4$ 时，射流的势流区尚近似为锥形。在纸浆的流速 u_1 一定的条件下，漂白化学品射流速度的大小对射流在浆管道中产生的混合效果影响较大。当流量一定时，喷嘴直径越小，射流速度越大，射流的穿透程度也就越高，混合效果好，参见图 4-33。

1. 与气态漂白剂混合时孔径 d_j 及射入口的位置

对于从侧面入口向横向流中注入的射流行为，人们已做了较多的研究和实验，提出了射流穿透深度 x 的通用表达式

$$\frac{x}{d_j} = 1.0 \left(\frac{\rho_j}{\rho_s} \cdot \frac{u_0^2}{u_1^2} \right)^{0.4} \left(\frac{z}{d_j} \right)^{0.3} \quad (4-47)$$

式中 x ——射流穿透深度，m

d_j ——射入口的直径，m

ρ_j ——漂白化学品的密度， kg/m^3

ρ_s ——纸浆悬浮液的密度， kg/m^3

u_1 ——纸浆悬浮液的流速，m/s

u_0 ——漂白化学品的射流速度，m/s

z ——射流从入口处开始沿纸浆流动方向移动的距离（喷嘴至混合室距离），m

显然，从式中可以看出动量通量之比 M_f 是影响喷嘴行为的最重要的参数，在此

$$M_f = \frac{\rho_j}{\rho_s} \cdot \frac{u_0^2}{u_1^2} \quad (4-48)$$

在 $M_f < 1.5$ 的低值区，射流的动量通量可能不足以使射流越过出口平面的边界层。这时射流只是沿着管壁偏移，这种情况不利于混合。 M_f 应当足够大，即 $M_f \geq 1.5$ 以使射流进入纸浆层中，并且在适当的轴向距离处使射流能穿透到管壁处，即 $x = D$ ，这里 D 为管内径， x 为射流在浆流中穿透的径向距离，此时 z 达到适当的轴向距离，记为 z 。

考虑到漂白速率相对较低，以及尽量在有限的轴向距离内使漂白化学品射流与纸浆产生较好的对流混合效果，应取 $z > D$ ，如取 $z = 2D$ ，并通过采取适当 M_f ，如先取 $M_f = 1.5$ ，利用式 (4-47) 采用试差法求得化学品射入口直径 d_j 。

2. 与液态化学品混合时孔径 d_j 及射入口位置

液态化学品混合时孔径 d_j 及其与混合室距离 z 的确定，与气态漂白剂的一样，可先设喷嘴到混合室的距离 z ，同样利用式 (4-47) 和式 (4-48) 采用试差法求解喷嘴直径 d_j 。

对于纸浆与液态漂白化学品的混合，由于两者的密度比近似为 1，漂白化学品的体积流量较低，导致两者的动量通量比 M_f 不很高，漂白剂的射流膨胀量不大。这种现象也说明，对于纸浆与液态漂白化学品的混合，在短距离的轴向（纸浆流方向）范围内，不能获得满意的混合效果。当漂白反应速率相对较快时，喷嘴至混合室间的距离应适当缩短，尽可能地发挥高剪切混合器的混合作用，避免因进入混合室之前漂白化学品与纸浆的接触时间过长，而混合又不均匀所带来的不可挽回的漂白效果，即局部地方的纤维因与过量的漂白剂反应造成“过漂”，而局部地方的纤维因漂白剂欠量造成“欠漂”，最终导致不均匀的漂白效果。

根据以上情况，建议与液态漂白化学品混合时，喷嘴至混合室间的距离（此距离也可称为预混合室的尺寸）与气态化学品混合时的距离相比，应尽可能短，争取尽量接近高剪切混合区。

第七节 中浓混合器应用于漂白系统中对纸浆流态特性的影响

一、中浓纸浆在混合器中的停留时间

纸浆与漂白化学品进入混合室后，经过一定的停留时间的混合，在进出口两端压力差的作用下离开混合室通过管道进入到漂白塔中。其计算模型如图 4-34 所示。

纸浆在混合器中的停留时间与其浓度、密度以及整个漂白系统的生产能力有关，其停留时间可按下式计算

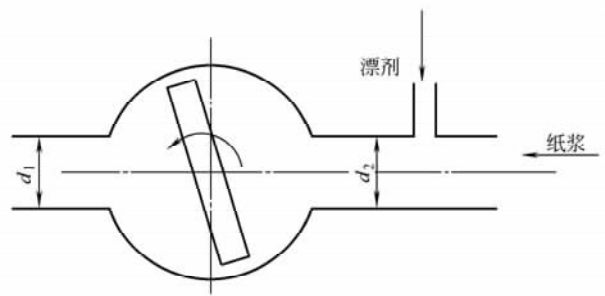


图 4-34 停留时间计算模型

$$t = \frac{24 \times 3.6 c_m \rho_b V}{Q} \quad (4-49)$$

式中 c_m ——纸浆悬浮液的质量浓度，%

ρ_b ——纸浆悬浮液的密度， kg/m^3

V ——混合室容积， m^3

Q ——整个系统的生产能力， t/d （绝干浆）

作为例子，如取 $Q=200\text{t}/\text{d}$ 、 $c_m=12\%$ 、 $\rho_b=758\text{kg}/\text{m}^3$ 、 $V=0.025\text{m}^3$ 代入上式，可得到与气态漂白剂混合时纸浆在混合器中的停留时间

$$t_0 = \frac{24 \times 3.6 \times 12\% \times 758 \times 0.025}{200} = 0.98 \text{ (s)}$$

$Q=200\text{t}/\text{d}$ 、 $c_m=12\%$ 、 $\rho_b=1041\text{kg}/\text{m}^3$ 、 $V=0.025\text{m}^3$ 代入上式，可得到与液态漂

白化学品混合时纸浆在混合器中的停留时间

$$t = \frac{24 \times 3.6 \times 12\% \times 1041 \times 0.025}{200} = 1.35 \text{ (s)}$$

从以上计算可以看出,对于给定的纸浆,它在混合器中的停留时间主要取决于系统的生产能力。生产能力越大,则停留时间越短;反之生产能力越小,停留时间越长。

二、混合器的能量消耗

从式(4-17)看出,单位质量流体的湍流功率耗散与湍流强度、表观黏度成正比,与涡旋的微分尺度成反比。对中浓混合器表观黏度主要取决于浓度,湍流强度和涡旋微分尺度主要取决于混合器性能。因此,就对于给定的纸浆和一定型式的混合器,混合器能量消耗就仅取决于实际生产能力。生产能力越大,混合时间越短能量消耗就越低;反之生产能力越小,能量消耗越高。其原因可解释为:混合器的功率除消耗于弥补传动系统的效率下降和密封系统的摩擦损失之外,主要用于分散和瓦解纸浆悬浮液中的纤维网络,使之达到完全湍流的状态,即实现流体化。对于一定的纸浆使之达到流体化所需的功率耗散是一定的,因此混合器实际生产能力越大,能量消耗越低。从另外一方面看,混合器的实际生产能力也不能无限扩大,因为纸浆在混合器中的停留时间迅速缩短,虽然相对混合速率提高了,混合效应还是会受到影响,对于慢反应的漂白过程而言,并无助于进一步改善纸浆与漂白化学品最终的漂白效果,故混合器的实际生产能力是有限的。

用于上述计算的中浓高剪切混合器,主要用于生产能力仅200t/d的漂白生产系统。从计算结果可以看出其能量消耗较高,对于高剪切混合器而言,纸浆在混合器中的停留时间也较长,达到1s左右。如果将这一混合器用于生产能力为500t/d的气态漂白剂的漂白生产系统,在其他条件不变的情况下,纸浆在混合器中的停留时间将由原来的1s下降到0.4s,此时间对于高剪切混合器已经足够。混合器消耗的能量将由原来的1.8kWh/t浆下降到0.72kWh/t浆;若将该混合器用于500t/d的液态化学品的漂白生产系统,则停留时间可由原来的1.35s下降至0.54s,相应的能量消耗也会降低。国外的中浓高剪切混合器能量消耗一般在2.2~12.2kWh/t浆,Ahlstrom公司的中浓高剪切混合器可达到0.44~0.89kWh/t(10%~12%浓度,产量为480~505t/d)。由于能量消耗,使纸浆流产生静压头降低,对高剪切混合器,一般都在0.04MPa左右。表4-9表示了各种混合器的停留时间和能量消耗。

表 4-9 各种混合器的停留时间和能量消耗

混合器类型	浓度 $c/\%$	停留时间/s	功率耗散/(W/m ³)
搅拌缸	2~3	150~400	600
搅拌反应器	4		(2~4)×10 ²
静态混合器(低浓)	2~3	3~5	3×10 ⁴
静态混合器(中浓)	10	4	1×10 ⁵
奥斯龙高剪切中浓混合器	8~20	0.03~0.2	(1~6)×10 ⁶
拉乌玛 RMX 中浓高剪切混合器	10	2~4	4×10 ⁶
卡米尔公司(中浓)	9~14	0.2~0.9	(6~12)×10 ⁶
桑斯 SM(中浓)	9~14	0.025~0.05	(4~11)×10 ⁷
桑斯 T-25(中浓)	≤18	0.05~0.2	5×10 ⁷
卡米尔 MC 泵(作为混合器使用)	8~11	0.3~0.5	(4~5)×10 ⁶

三、中浓纸浆通过中浓混合器时的湍流强度

纸浆悬浮液在混合器中受到高剪切应力的作用而产生一系列不同大小的涡旋运动，大涡旋将接受到的外界能量不断地传递到小旋涡中，直至最小尺寸的涡旋，最后因能量克服黏性作用而耗散为热。功率耗散越大，产生涡旋的尺寸也越小，混合也就越均匀，因此湍流强度实际上反映了混合尺度的大小。如式 4-17 所示。

对于一定的纸浆悬浮液，其湍流强度取决于表观黏度和功率耗散。对于给定的混合器，由于转子转速一定，纸浆悬浮液所产生的剪切速率和表观黏度也就一定，湍流强度也就一定。所以湍流强度可以比较湍动程度或混合程度的相对强弱。

四、中浓混合器对纸浆纤维形态的影响

不管中浓纸浆在进入中浓混合器之前是否仍保留流体化状态，在进入中浓混合器的高剪切混合室后，将在转子剪切作用下达到流体化状态。从第二章的讨论已知，中浓纸浆流体化对纤维形态的影响不大。因此也可认为，中浓混合器对纸浆中的纤维形态也影响不大。

第八节 中浓混合器混合质量的评价

中浓纸浆与漂白化学品通过中浓混合器的混合，其混合质量已直接影响到纸浆的漂白质量，使得混合器的混合质量成为一个核心问题，引起人们的普遍关注。对于各种类型的中浓混合器，确定了混合质量的高低，就决定了各种混合器的优劣。在工程上虽对混合质量的检测有多种多样的方法，但有时因为生产条件、检测手段、实验条件等的制约，限制了一些控制方法的使用。使得直接准确的测量中浓混合器的混合质量，还存在相当大的难度。

一、混合质量的评价方法

目前用的混合质量评价方法有：混合功率耗散值评估方法及示踪剂分布评估法等。

(一) 混合功率耗散法

混合功率耗散值是显示流体内部相对运动强度的显示器，对整个混合区域而言，可以认为，流体在任何部位的相对运动程度均是相同的，即每个单位消耗同样的功率，也就是说，在混合器的混合器区域内其纸浆与漂白化学品的混合能量消耗是均匀的，这均匀的能量耗散，只有在高剪切中浓混合器中才能获得，而在其他的混合器是很难实现的。在中浓混合器高剪切区域内，传递到纸浆纤维中所消耗的能量分布状况相当重要。

表 4-9 已列出了目前用于纸浆漂白的中浓混合器的功率耗散，作为比较，表中还列出低浓纸浆混合器的功率耗散值，可以用功率耗散来评估混合器引起纤维悬浮体湍动的能力，湍动强度又决定了混合质量，从而就可从功率耗散值中评估出混合质量。另外，功率耗散值也粗略算出了混合器所能获得的混合速率，从表 4-9 可以看出，高剪切中浓混合器与低浓混合器比较，具有 1~2 个数量级的功率耗散值，而且由于中浓纸浆通过

高剪切混合的时间很短,多数不到1s,故混合速率就很大。另外,中浓纸浆浓度是低浓浆的几倍至几十倍,单位体积内所传递的能量又大,从而纤维处于高强度脉动状态,相互产生激烈的摩擦,带来高质量的混合。

尽管用功率耗散值来评估混合质量是一种可行的也是一种较实际的方法,但是,由于检测仪器研制难度大,因此,本方法在国内较难实现。

(二) 示踪剂分布评估方法

通过评估示踪剂在纸浆悬浮体中的分布状况,是我们实验室采用的方法,这方法就是在混合器的入口注入示踪剂,在混合器出口检测示踪剂的分布状况,然后用统计学的方法算出混合器的均匀度指标。

这种方法虽然不完全准确,但通过混合均匀度的大小可以明显的看出一台混合器的混合性能及其优劣,是目前我们评估出产的中浓混合器质量的唯一方法。

二、混合器混合质量的示踪剂分布评估方法

本方法采用常压下在混合器入口加入纸浆染色剂,然后在混合器出口控制其色斑分布的方法,来测定高剪切混合器的混合质量。作为实验方法,这里只对中浓混合器进行检测,对高浓混合器混合质量的检测方法与此类同。

(一) 实验装置与设备

1. 实验流程

考虑到混合均匀度的检测条件,目前华南理工大学制浆造纸工程国家重点实验室设备中有这一中试系统,其实验可选在中浓纸浆清洁漂白中试系统中进行。工艺流程为:

漂前纸浆→压力挤浆机→疏解机→螺旋分解机→单螺杆中浓浆泵→中浓混合器→氧漂塔或过氧化氢漂塔→压力喷放塔→漂白浆池

作为例子,下面介绍利用这一中试系统进行示踪剂分布评估中浓混合器混合质量的实验方法。

2. 实验选用的设备

因本实验主要是检测中浓高剪切混合器的混合质量,在纸浆浓度已事先调好的情况下可以简化实验用的设备流程,故选用:

纸浆→螺旋分解机→单螺杆中浓浆泵←计量泵←示踪剂→中浓混合器→取样管

设备特征如下:

(1) 螺旋分解机:产量:3t/d;配用电动机型号:Y100L2-4,3.0kW。

(2) 单螺杆中浓浆泵:型号:NM045SF02S12B;进浆浓度:8%~12%;转速:150~200r/min(变频调速);配用电动机型号:C132S-4;5.5kW。

(3) 中浓混合器:进浆浓度:8%~12%;配用电动机型号:Y112M-6,2.2kW;转速:940r/min(变频调速);为了比较不同的转速条件下的混合质量,特为该电机配置了交流变频器。

(4) 取样管:为便于截取混合器出口纸浆横截面上的样品,专门制作一段长度为150mm、直径为80mm的圆形取样管,取样管沿轴向切面上、下两部分,中间用合页联在一起,取样管可以打开或关闭,如图4-35所示。

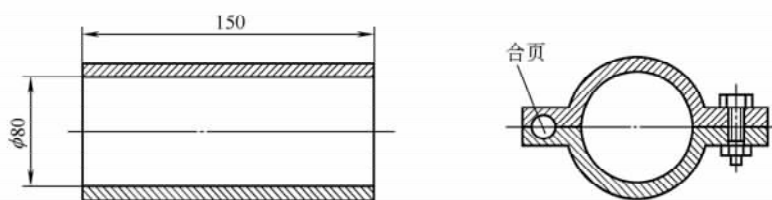


图 4-35 取样管的结构

(5) 计量泵

柱塞式计量泵（流量可调节）；电机型号：JW7134，0.75kW；电机转速：1400r/min。

(二) 实验用原料及染色剂

1. 实验用原料

浆种：漂白亚硫酸盐马尾松木浆；取样地点：广州造纸有限公司化浆车间；纸浆白度：72%ISO；纸浆浓度：30%；纸浆打浆度：13°SR。

2. 染色剂

染色剂颜色：红色（适用于漂白化学浆的染色）；染色剂加入量：原液稀释 100 倍后按加入量 0.5%（对绝干浆）加入。

(三) 实验方法

1. 实验方案

- (1) 将纸浆配制成 8%、10% 和 12% 三种浓度的浆样。
- (2) 混合器转子转速 (r/min) 分为 600r/min、800r/min 以及 1100r/min 三种。
- (3) 按照上述条件共分 9 组实验。

2. 实验方法

(1) 把配制好的纸浆倒入柱塞计量泵入口上方的计量罐中，按纸浆的流量与染色剂加入比例调节好相应的计量泵的流量。

(2) 将一定浓度和足够量的纸浆从螺旋分解机末端的排浆口加入，纸浆随即落入螺旋分解机出口下方与单螺杆中浓浆泵进口之间的连接浆管中。

(3) 将取样管紧贴在中浓混合器出口处，然后按顺序开启中浓混合器、单螺杆中浓浆泵和计量泵。

(4) 待纸浆从取样管出口呈柱塞状连续稳定地排出时，关闭计量泵出口阀门和计量泵。取下样管送去采样，排净设备中残留的纸浆和染色剂（当变换纸浆浓度时，须清洗单螺杆泵和中浓混合器）。

(5) 试样的处理：打开取样管，从固定的取样位置截取样管中的纸浆，然后将试样放置在一平整的台面上，用洁净的玻璃片轻压一下试样表面，立刻用数码相机拍照。

3. 图像的数据处理

本实验采用 Autospec 软件（在申请专利）进行图像的数据处理。它的工作原理是根据试样表面上染色纤维和未染色纤维的色相不同导致光的反射率不同来统计试样表面

各种不同大小色斑的面积。

在图像表面截取有代表性的正方形并将其划分为 9 等份，作为该试样的数据统计范围。根据每一份上的色斑面积值，计算平均值和标准差，然后按下式计算混合指数：

$$m = \frac{s}{\bar{x}} = \frac{\sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}}}{\bar{x}} \quad (4-50)$$

式中 m ——混合指数，在 0~1 之间

x_i ——任意一份划分截面上的色斑面积， mm^2

\bar{x} ——平均每份上的色斑面积， mm^2

s ——色斑面积的标准差， mm^2

n ——划分的等份数

混合指数 m 反映了色斑面积值与其平均值的变化尺度，亦即混合的不均匀度。由于习惯把混合效果的好坏用混合均匀度来表示，因此混合均匀度可以表示为：

$$M = (1 - m) \times 100\% \quad (4-51)$$

从上式可以看出，色斑面积值与其平均值的变化越小， M 值就越大，混合就越均匀。由于混合器只能实现纤维级的均匀混合，混合室中总存在着混合的不均匀尺度变化，所以 M 值介于 0% 与 100% 之间。

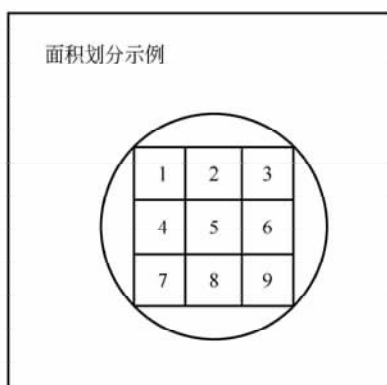


图 4-36 试样的处理面积划分示例图

(四) 结果与讨论

1. 实验结果

按“a-b-c”的编号方式记录实验结果，试样的处理面积划分方法如图 4-36 所示。其中：

a——用“1, 2, 3”依次代表 12%、10%、8% 的纸浆浓度

b——用“1, 2, 3”依次代表 1100r/min、800r/min、600r/min 的轮子转速

c——试样号

实验结果如图 4-37 及表 4-9 所示。

2. 实验结果讨论

(1) 纸浆浓度和转速对混合质量的影响

如图 4-38 所示，在相同的转速条件下，混合均匀度随纸浓度的提高而下降。这是因为纤维网络结构强度因浓度提高而增大，在混合过程中当剪切速率不变时，纸浆浓度越高，纤维网络越难以分散瓦解，纸浆就不能与染料均匀接触，色斑面积与其平均值的差异或色斑面积的标准差随之增大，从而导致了混合质量下降。

从实验结果中可以得出，当转速为 1100r/min 时，纸浆浓度如果从 8% 分别上升为 10% 和 12%，则混合均匀度将分别下降 7.6% 和 10.2%；当转速为 800r/min 时，上述情况将变为 3.4% 和 7.2%；当转速为 600r/min 时，上述情况又变为 2.3% 和 6.4%。由此可见，纸浆浓度的变化对混合质量的影响随转速的增大而增大。

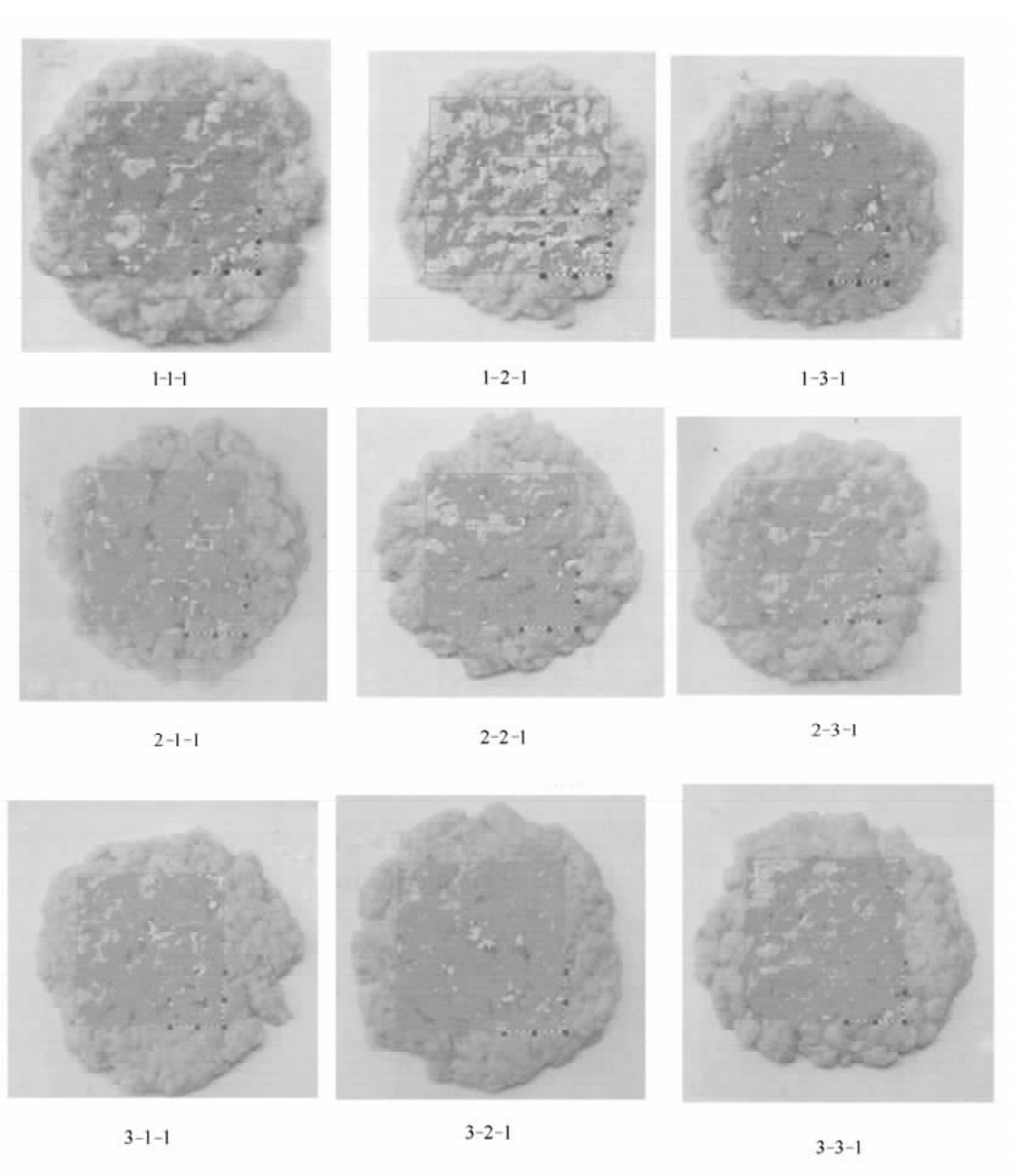


图 4-37 处理后试样表面

当纸浆浓度一定时,混合器均匀度随转速的提高而上升,说明纸浆悬浮液受到的剪切应力增大,随着纤维网络结构的分散瓦解,改善了纸浆与染料的混合状况,混合均匀度得到提高。转速越高越有利于混合。当转速由 600r/min 增至 1100r/min 时,浓度为 12% 的纸浆其混合均匀度上升了 2.9%,浓度为 8% 的纸浆上升了 7.3%。

以上的实验结果分析可以看出,转速对混合均匀度的影响不及纸浆浓度对混合均匀度的影响。这一结论从混合均匀度的角度进一步验证了纸浆浓度是影响纤维网络结构强度最主要的因素。

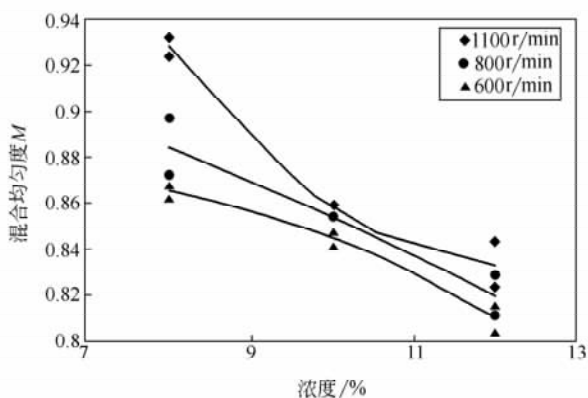


图 4-38 转速和纸浆浓度对混合均匀度的影响

(2) 实验方法对其结果的影响
在上述实验过程中, 由于纸浆未脱气并且采用常压操作, 不能完全模拟生产实际, 另外试样表面划分的等份数受到一定条件(软件)的限制不能充分多, 因而对混合均匀度的测定结果产生了一定的影响, 可以认为实际混合效果应当比测定结果要好。

从实验结果与理论研究结果的一致性可以认为本实验方法是可行的, 它基本反映了混合的实际情况。

对于试样的划分数量 n , 因其涉及应用软件本身的一些问题因此有待进一步改进。

由于中浓混合器混合质量的检测, 目前尚无统一规范的测定方法和标准, 因此很难与其他同类型的混合器进行横向比较。采用本实验方法, 当纸浆浓度为 12%、转速 1100r/min 时, 混合均匀度为 0.83; 浓度为 10% 和 8%、转速 1100r/min 时的混合均匀度分别为 0.86 和 0.93。

参 考 文 献

- [1] 陈克复. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994
- [2] Dosch J. B., K. M. Singh and T. J. Stenuf, "Air Content of Medium and High Consistency Pulp Slurries", Proceedings of the Engineering Conference, TAPPI PRESS, Atlanta, 1986
- [3] Thalen N., and Wahren, D., Svensk Papperstion. 1964, 67: 474
- [4] Bennington, C. P. J., Azevedo, G., John, D. A., Birt, S. M., Wolgast, B. H., J. Pulp Pap. Sci., 1995, 21 (4): J111
- [5] Meredith, M. d., "Application of Swept Area Mixers", Medium Consistency Mixing Seminar, Hollywood, FL, TAPPI PRESS, Atlanta, 1985: 39-44
- [6] 王凯. 非牛顿流体的流动, 混合和传热. 浙江: 浙江大学出版社, 1988
- [7] 永田进治著, 马继舜等译. 混合原理与应用. 北京: 化学工业出版社, 1984
- [8] C. P. J bennington and Richard J. Kerekes, Power requirement for pulp suspension fluidization, Tappi J. 1996, 79 (2): 253-258
- [9] 哈恩贝, 爱德华兹, 民璐著, 俞芷青、王英琛等译. 工业中的混合过程. 北京: 中国石化出版社, 1991
- [10] 戴干策, 陈敏恒. 流体力学. 北京: 化学工业出版社, 1988
- [11] Bennington, C. P. J., "The Mixing of Suspensions", Ph. D. Thesis, The university of British Columbia, 1988
- [12] C. P. J. Bennington, G. Azevedo, D. A John, S. M. Birt and B. H. Wolgast, "The Yield Stress of Medium-and-Hight-Consistency Mechanical Pulp Fiber Suspensions at High Gas Contents", JPPS, 1995, 21 (4): J111-J118

-
- [13] Ahlstrom 公司产品样本, AHL MIX Chemical Mixer.
- [14] Sunds Defibrator 公司产品样本, SM Mixer.
- [15] Valmet 公司产品样本, Single-shaft Mixer.
- [16] Keffer, J. F. and Baines, W. D., J. Fluid Mech., 1963 (15): 481-497
- [17] 胡楠主编. 轻工业技术装备手册. 第一章. 北京: 机械工业出版社, 1995
- [18] 洪启清. 化学浆漂白技术的进步. 中国造纸, No. 2, P49, 1991
- [19] 曹邦威. 国外造纸 Vol. 10, No. 2, P39, 1991
- [20] J. Culichsen, Tappi J., Vol. 68, No. 11, P54, 1985
- [21] 濮存民. 中浓技术及中浓氯化实验的初步报告. 中国造纸, No. 4, P5, 1987
- [22] 宣征南, 陈克复等. 中浓纸浆流动对漂白质量的影响分析. 中国造纸学报, No. 2, P145, 2003
- [23] 陈奇峰, 陈克复等. 混合器混合质量检测初探. 中国造纸, No. 10, P68, 2003
- [24] 宣征南, 陈克复等. 中浓纸浆流动特性对反应质量的影响. 纸和造纸, No. 4, P39, 2003
- [25] 孙加龙, 陈克复等. 纸浆纤维悬浮液物性参数对流动特性的影响. 力学与实践, No. 1, P16, 2003
- [26] 陈克复等. 纸浆与漂白剂的混合机理与纸浆流变学. 中国造纸学报, No. 1, P23, 2001
- [27] 侯庆喜, 陈克复等. 中浓条件下纸浆与气态漂白剂的混合. 中国造纸, No. 6, P56, 1999
- [28] 陈克复. 纤维网络与絮聚分散过程的流体动力学分析. 中国造纸学报, No. 1, P110, 1994
- [29] 陈克复. 中浓技术问答. 中国造纸, No. 3, P63, 1989

第五章 中浓纸浆漂白技术

第一节 概 述

近些年国内外发展较快的纸浆漂白技术有氧脱木素、二氧化氯漂白及过氧化氢漂白等，这些漂白技术均是在中高浓度下进行的，而中浓浆泵、中高浓纸浆混合器、新型洗浆设备、浓缩设备以及其他相关设备的研制成功使这些漂白工艺得以在生产上投入使用，为了同 CEH 等采用低浓度、污染严重的漂白的工艺及方法区别开，我们将这些漂白新工艺及新方法称为中高浓度纸浆清洁漂白技术，清洁漂白技术从是否含有氯元素的角度又可分为无元素氯漂白（ECF）和全无氯漂白（TCF），而化学浆的漂白多为7%~15%中浓度条件下进行反应，中浓纸浆清洁漂白技术是目前我国制浆造纸企业新建、改造项目首选的漂白技术。高浓纸浆清洁漂白技术将在下一章讨论。

中浓纸浆的输送与混合问题一旦得以解决，中浓纸浆清洁漂白技术也因此得到了极大的发展并开始应用于生产实践，纸浆厂出现了新的设备、新的流程、新的操作工艺。1983年2月，首家 OD/CEoD 短序漂白生产线，由瑞典 SundaDefibrator 公司，在 NorrunderMill 工厂建成投产。该生产线日产漂白针叶木商品浆 420t，产品白度达 89% ISO；并于同年 10 月在休斯敦 TAPPI 年会上公布。该短序漂白系统经多年的应用与推广，在一定范围内，对传统的常规漂白流程产生了有力的冲击。

中浓纸浆清洁漂白技术可以消除低浓含氯漂白技术不经济和实际生产中所存在的弊病。

第一，中浓纸浆清洁漂白大大降低了漂白废水对环境的污染负荷。采用环保型的漂白助剂，如氧气、过氧化氢、臭氧、木聚糖酶等，这些漂白助剂即使排放到空气、水中也不会造成污染；漂白降解的产物基本无毒，如氧脱木素及过氧化氢漂白中木素氧化降解成小分子有机酸、CO₂ 和 H₂O 等，并且这些降解的产物容易被微生物分解，因而可以实现漂白废水的生化处理。采用氧脱木素，其漂白废水的污染程度如下表所示。即使有微量的 H₂O₂ 等漂白助剂排放到漂白废水中，不但可以令废水中 BOD 降低约 25%，随着 H₂O₂ 的自然分解，污泥的活性也会增加。

第二，中浓度纸浆清洁漂白产生的废水量大大减少，漂白废水因 Cl⁻ 含量低，废水可以回用到蒸煮工段用于配碱以及洗涤工段作为洗涤用水。而氧脱木素废水中有机物含量大，热值高，可以直接送到碱回收进行处理，见表 5-1。

表 5-1 硫酸盐浆采用含氧脱木素的漂白废水污染负荷

污 染 负 荷	C _D E ₀ DED	OC _D E ₀ D	减少量/%
针叶木浆			
BOD/(kg/t 浆)	15~21	8~11	40~50
COD/(kg/t 浆)	65~75	30~40	45~55
色度	200~300	80~120	60~75
总有机氯化物/(kg/t 浆)	5~8	3~4	35~50
废水排放量/(m ³ /t 浆)	20~25	15~20	25~30
阔叶木浆			
BOD/(kg/t 浆)	10~15	5~7	40~55
COD/(kg/t 浆)	40~45	20~25	40~55
色度	90~125	15~25	75~85
废水排放量/(m ³ /t 浆)	20~25	15~20	25~30

第三，中浓度纸浆清洁漂白技术可以节约能耗。通常对一个使用低浓制浆工艺的硫酸盐浆厂来说，生产每吨浆，大约有 1400m³ 在进行内循环，而如果使用连蒸、置换漂白和中浓漂白工艺的浆厂，则可以使内循环水量降到 200m³ 左右。

第四，中浓度纸浆清洁漂白技术可以实现规模化生产。芬兰的 Mstsa-Botnia Joutseno 公司拥有世界上最大硫酸盐纸浆单条生产线，日产 2140t，Ahlstrom 机械公司提供氧脱木素、筛选和漂白设备，供货包括中浓技术、MODU 筛和 DD 洗浆机。国内广西凤凰纸业引进的日产 300t 的生产线、山东日照博森纸业公司引进的日产 500t 的生产线等均采用中浓清洁漂白技术（如表 5-2 所示）。

表 5-2 国内引进的中浓纸浆清洁漂白生产线概况

企业所在地	浆种	产量/(t/d)	漂白工艺
山东日照	硬木	500	O/O-D/C-E ₀ -D ₁ -D ₂
广西南宁	马尾松	300	O-D/C-E-D
四川雅安	竹浆	180	O-C/D-E ₀ -D
福建邵武	竹浆	180	O-D/C-E ₀ -D
广西贺县	马尾松	180	O-D/C-E ₀ -D

第五，采用中高浓度清洁漂白技术，可以使漂后纸浆具有白度高、稳定性好、强度高、易打浆等特点，满足现代市场对漂白浆的需求，尤其是 TCF 浆，由于食品、包装行业的对纸浆的要求越来越高，TCF 纸浆的市场需求也越来越大。

因此，不管是环保的要求，还是经济发展对造纸工业技术水平和产业升级的要求，中浓纸浆清洁漂白是我国制浆造纸厂在漂白新上项目或改建、扩建项目时首选的工艺技术。在 1997 年原国家轻工总会制定制浆造纸工业技术政策时指出：漂白向多段漂发展，并逐步推广二氧化氯、过氧化氢、氧脱木素、臭氧等漂白技术，木浆一般采用三段至五段漂白，草浆一般采用三段漂白。

中浓纸浆清洁漂白技术的研究还在继续发展，目前主要集中在各段漂白的预处理的研究（即活化剂及保护剂的研究）、针对不同原料的漂白工艺的研究以及中浓清洁漂白过程关键装备的研究等几个方面。

第二节 中浓氧脱木素技术

氧脱木素研究始于1867年, Joy 和 Campbell 发现在旋转的纸浆中通入加热的空气可以增加漂白效果。经过长期研究, 到1961年, 氧脱木素的带压操作及碱性条件这两个基本要素已经确定; 随后通过 Robert 等人的研究, 发现添加镁盐可以防止纸浆黏度及强度降低; 氧脱木素技术投入生产最后一个难关是由于氧气在水中的溶解度较低, 无法达到较高的传质速率使氧气到达纸浆并与之反应, 这一点随后被克服, 通过一个高剪切混合器使纸浆与氧气充分混合而增大氧气与纸浆的接触面积, 增大氧气的传质速率, 保证氧气与纸浆充分反应; 1970年, 第一条氧脱木素生产线在非正式投产。

氧脱木素有中浓(10%~14%)和高浓(30%~35%)之分, 由于中浓度纸浆氧脱木素工艺及设备相对高浓较安全和较容易实现, 因此得到广泛应用, 在国外, 通用的生产流程是: 中浓度纸浆经氧脱木素后, Kappa 值从20左右降到12左右, 然后再用多段漂白的办法漂至高白度; 与延长蒸煮时间相比, 氧脱木素对纤维素的降解而言, 氧脱木素后对浆的得率保留更有效。氧脱木素作为蒸煮的继续及漂白的起始, 脱木素率达到35%~50%, 同时大大降低漂白段废水的污染负荷, 包括BOD、COD及色度; 同时通过改变氧脱木素的工艺条件, 氧脱木素已能适应多种浆种的漂白, 如硫酸盐木浆及苇浆、竹浆等非木浆的漂白。

氧脱木素过程中, 氧气主要与木素中酚型结构单元反应, 氧脱木素的速度主要决定于游离酚羟基的形成速度, 但经过碱法蒸煮, 浆中残留木素已经改性, 酚型结构单元仅有原来的20%或更低, 部分已经缩合而使纸浆中的残留木素的反应活性较低, 而在漂白反应中, 氧气既与木素反应, 又使碳水化合物降解, 导致纸浆的得率和强度下降, 因此, 若想进一步提高脱木素率(>50%), 则必须添加适当助剂: 一种称之为活化剂, 目的是提高残余木素的反应活性; 另一种是保护剂, 目的是保护碳水化合物, 使之不至于过度降解, 提高氧脱木素反应的选择性。

提高氧脱木素段的脱木素率的另一种方法是采用两段氧脱木素, 瑞典Sunds Defibrator 公司根据氧脱木素反应动力学原理, 提出了Oxy Trac TM 两段氧脱木素新技术。第1段采用较高的碱浓度和较高的氧气压力, 以达到较高的脱木素率, 但温度较低, 反应时间较短, 以防止纸浆黏度的下降; 第2段正好相反, 温度较高, 时间较长, 但碱浓度较低, 氧压较低。具体的工艺条件如下:

第1段: 浆浓12%; 温度: 80~85℃; 塔顶氧压: 0.8~1.0MPa; 停留时间: 20~30min。

第2段: 浆浓12%; 温度: 95~100℃; 塔顶氧压: 0.3MPa; 停留时间: 60min。

1999年6月8日, 位于美国缅因州 Bangor 市北面的 Lincoln 浆厂改造投产了美国第一条双塔氧脱木素系统。

生产实践证明采用两段氧脱木素, 可将未漂浆的硬度从 Kappa 值20~30降至8.7~10.4, 脱木素率可达67%~70%, 经后续的 ECF 漂白后白度可达89%~90%

ISO，且漂后浆强度较好，化学品的耗用量减少，漂白废水的 COD 负荷降低。

总的说来，中浓氧脱木素置于洗筛段之后，能有效地去除浆中 50% 的残留木素，降低 40% 的污染，这已被美国环保署 1993 年制订的造纸工业降低污染系列条例列为重要措施之一，我国也把中浓氧脱木素列为重要技术革新系列。

一、氧脱木素所需的漂白化学品

(一) 氧气

1. 氧气的性质

氧气相对分子质量 32，在常温下为无色无臭的气体，普遍存在于自然界中，沸点 -132.98°C 。

2. 氧气的制备

氧气制备有深冷法和变压吸附法。深冷法是利用氧气和氮气沸点的不同，采用低温技术从空气中分离氧气氮气的技术，这种方法制备的氧气的纯度高（达 99.6%），产量也很高，但这种方法需要大型的成套设备和严格的安全操作技术，开机启动时间长、工作周期长，开机后一周内不能停机。

变压吸附法是在常温条件下，利用分子筛吸附容量随被吸附组分分压的改变而变化的特性，通过周期性地变化吸附塔的操作压力，实现吸附—脱附循环操作，连续不断地从空气中分离出氧气，氧气纯度在 90% 以上，完全满足纸浆氧脱木素的需要。变压吸附法制氧原理如图 5-1 所示。

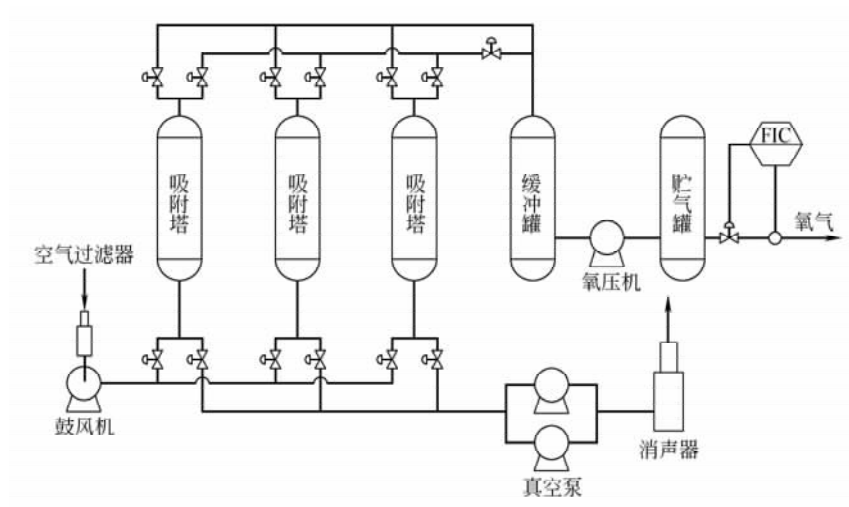


图 5-1 变压吸附法制氧原理图

空气经过滤除尘埃等杂质后由鼓风机送入吸附塔，在此完成吸附—脱附的过程，空气被分离成氧气和氮气，氧气经氧压机送入贮气罐以供生产使用，而氮气则由真空泵抽吸后排空。

此法制氧的优点在于常温常压下操作，安全可靠，工艺设备简单、操作方便，自动化程度高，能耗低，投资成本和运行成本低。

目前国内造纸企业所使用氧气的制备大多采用变压吸附法。

(二) 保护剂

由于添加 MgSO_4 可以防止氧脱木素时纤维素过度降解, 因此, 若要达到一定的脱木素率而纸浆黏度又不至于下降过多, 在氧脱木素时必须加入一定量的 MgSO_4 作为保护剂, 目前一般加入量在 0.5% 左右。

(三) 活化剂

使用较好的强化氧脱木素活化助剂有: NO_2 ($\text{HNO}_3 : \text{NaNO}_3, 1 : 1$)、过氧化氢, KMnO_4 、阴离子型和非离子与阴离子复合型表面活性剂, 甲醇、过氧酸及过氧酸盐等。

二、氧脱木素反应机理及反应动力学

纸浆氧脱木素反应经历了两个过程: 第一个过程是在碱性条件下, 氧气电解生成过氧氢根 ($\text{HOO}\cdot$) 离子, 在其作用下, 首先是木素的酚羟基发生电离, 失去一个电子后生成苯氧基, 由于苯氧基的共振结构是不稳定的, 形式上不成对的电子可以留在苯环上几个不同的位置或在支链 β 碳原子上, 这些位置将使木素结构产生进一步的氧化反应, 产生过氧化物中间体。

第二个过程是这些过氧化物中间体部分以对应的阴离子形式存在, 继而与相邻位置碳原子发生分子内亲核反应, 从而导致两个木素单体之间的键断裂, 或产生相应的新水基团, 赋予极性, 这两个反应结果均提高了木素在碱性介质中的溶解性。

研究表明, 氧脱木素速率是温度、碱浓度、氧气分压和 Kappa 值的函数, 描述这种关系的动力学表达式为:

$$\frac{dK}{dt} = k e^{-\frac{E}{RT}} p_0^a [\text{OH}]^b K^c \quad (5-1)$$

式中 K ——木素含量, %

k 、 a 、 b 、 c ——系数

E ——反应活化能, J

p_0 ——氧气分压, Pa

而 Kappa 值降低与时间有关, 其关系曲线经历了两个阶段, 初始时脱木素程度迅速, 然后逐渐降低, 达到一最低值, 因此可用两个方程式来近似描述:

$$\frac{dK_1}{dt} = k_1 e^{-\frac{E}{RT}} p_0^{a_1} [\text{OH}]^{b_1} K_1 \quad \text{快速反应阶段}$$

$$\frac{dK_2}{dt} = k_2 e^{-\frac{E}{RT}} p_0^{a_2} [\text{OH}]^{b_2} K_2 \quad \text{慢速反应阶段}$$

快速脱木素阶段发生在初始时 10min 左右, 而在随后的慢速反应阶段, 木素的脱除和残余的木素含量有关, 因此, 理论上可以确定达到一定的脱木素率所需相应的时间。Myers 和 Edwards 使用这两个模型建立了针叶木和阔叶木硫酸盐浆氧脱木素的通用速率方程:

$$\frac{dK_1}{dt} = 1.51 \times 10^4 e^{-81600/RT} p_0^{0.48} K_1 \quad (5-2)$$

$$\frac{dK_2}{dt} = 1.68 \times 10^7 e^{-61400/RT} p_0^{0.48} [\text{OH}^-] 0.875 K_2 \quad (5-3)$$

这些经验公式是建立在氧脱木素塔的类型以及氧气、碱的传质速率（即混合效果）等条件确定的基础上，因此，对于给定原料，给定氧脱木素塔结构和混合设备，可以通过经验公式来预测脱木素率，借此来校核氧脱木素塔的有效容积。

三、氧脱木素段的工艺条件

氧脱木素段所采用的主要工艺路线是氧脱木素（O）和增强的氧碱抽提（E_O），氧脱木素技术有单段氧脱木素、单段强化氧脱木素和两段氧脱木素。单段强化氧脱木素一般是氧脱木素段添加过氧化氢等助剂，如 O_P 或 P_O 等，脱木素率可达 70%~75%。单段常规氧脱木素的脱木素率一般在 40%~50%，而两段氧脱木素的脱木素率可达到 68%~75%，黏度比单段强化氧脱木素要高，白度也较之提高约 5%ISO，纸浆质量大大提高。

不管是从环境保护方面，还是提高浆的质量方面，目前氧脱木素是我国常用的造纸原料（竹浆、芦苇浆等）的制浆工艺所必须采用的技术，从已有生产实际（四川雅安中竹）来看，单段氧脱木素可将竹浆的硬度（Kappa 值）从蒸煮后的 20 降为 12~14，如果要达到更佳的脱木素效果，在投资允许的情况下，建议使用两段氧脱木素（O-O 或 O/O）。

通常情况下，氧脱木素要在一定的压力下进行，如果单纯依靠静压，则脱木素率较低，一般不会超过 50%。为了获得较高的脱木素率，氧脱木素需要在压力条件下进行，压力的大小根据具体浆种及脱木素的要求来确定。

氧脱木素的影响因素有浓度、温度、时间、用碱量、氧压及其他助剂的用量，对马尾松硫酸盐浆单段氧脱木素而言，在中浓氧脱木素时的影响程度依次为：温度 > 时间 > 用碱量 > 氧压。以马尾松浆为例来探讨氧脱木素的工艺条件，原浆 Kappa 值：27.2，黏度：1305cm³/g。

（一）浓度

纸浆浓度对氧脱木素的影响较大，如果浆浓低，将会使漂后洗涤滤液量增加，滤液固形物浓度降低，因而大大增加碱回收蒸发器的负荷，另一方面，浓度低将增加纤维表面水膜的厚度，降低氧气同纤维接触并反应的能力。然而浆浓太高，就会对纸浆的输送和混合装置提出较高的要求，目前在生产中中浓浆泵和中浓混合器正常工作时的介质浓度一般在 10%~14% 之间。浆浓的影响如图 5-2 所示。

由图 5-2 可知，纸浆氧脱木素浓度在 10%~12% 时较合适（单段脱木素率在 40%~50%）。

（二）温度

增加氧脱木素反应的温度，可以提高脱木素率，但随着温度的升高，纸浆的黏度也随之降低，由图 5-3 可知，在保护剂 MgSO₄ 用量 0.5% 的条件下，纸浆氧脱木素反应温度在 100℃ 左右比较合适。

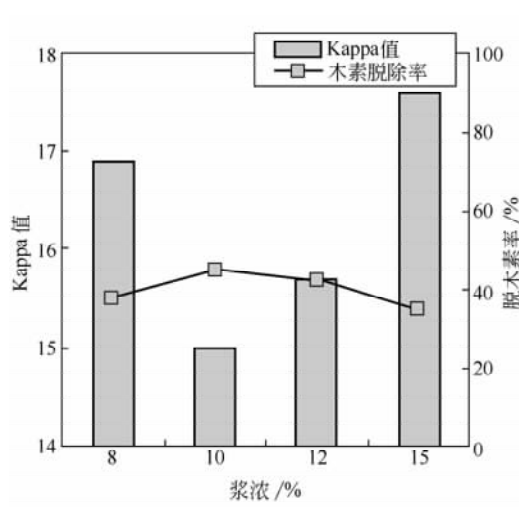


图 5-2 氧脱木素时浆浓的影响

注：氧压 0.5MPa，温度 100℃，时间 90min，
NaOH 用量 4.0%，MgSO₄ 用量 0.5%

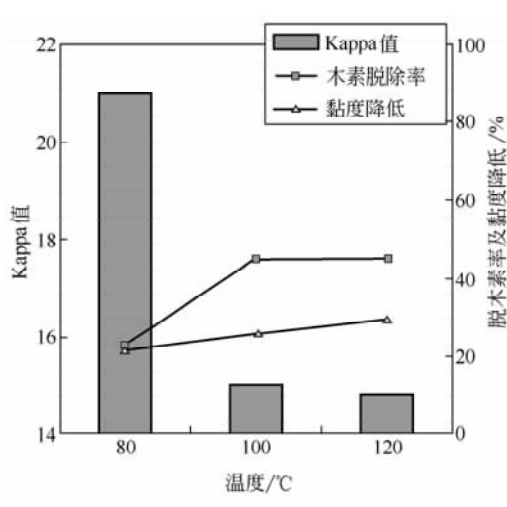


图 5-3 氧脱木素时温度的影响

注：浆浓 10%，氧压 0.5MPa，时间 80min，
NaOH 用量 4.0%，MgSO₄ 用量 0.5%

(三) 时间

延长氧脱木素反应的时间，可以增加纸浆的脱木素率，但随着时间的延长，脱木素率的增加趋势逐渐平缓，这从氧脱木素反应动力学也可知，在前 20min 左右，属于快速反应阶段，在这一阶段，大量木素反应溶出，而在 20min 之后，纸浆与氧气进入慢速反应阶段，这个阶段主要脱除少量残余木素。如图 5-4 所示：

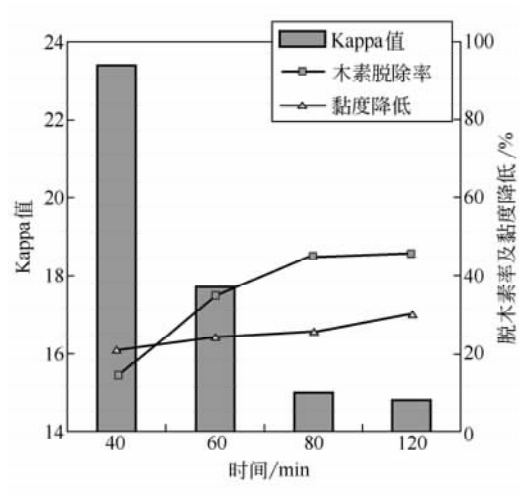


图 5-4 氧脱木素段时间的影响

注：浆浓 10%，氧压 0.5MPa，温度 100℃，
NaOH 用量 4.0%，MgSO₄ 用量 0.5%

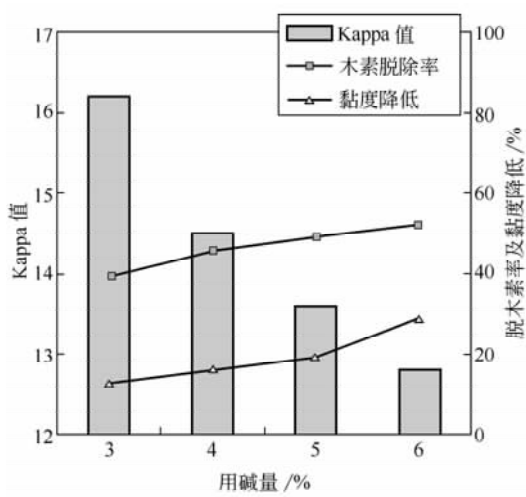


图 5-5 氧脱木素段用碱量的影响

注：浆浓 12%，氧压 0.6MPa，温度 100℃，
时间 90min，MgSO₄ 用量 0.5%

由图可知，随着时间的延长，脱木率增加渐缓，但黏度降低的程度却增加较多，而且时间延长，意味着氧脱木素塔有效容积的增加，氧脱木素塔的制造成本也因此增加。

因此，时间在 80~100min 较为合适。

(四) 用碱量

氧脱木素反应是在碱性条件下进行的，碱浓度高，有利于氧气同木素的反应，同时也有利于木素反应产物的溶出。

由图 5-5 可知，随着用碱量的增加，纸浆脱木素率增加，但当用碱量超过 4% 时，脱木素程度增加趋缓，而黏度下降速度增加较快，因此，用碱量取 4% 左右较为合适。

(五) 氧压

氧气分压的增加，有利于氧气同木素的反应，但由图 5-6 可知，这种影响是相对较弱的，氧压由 0.6MPa 增加到 0.8MPa，脱木素率增加了 4%，但相应的氧脱木素塔的制造成本却大大增加，同时增加的还有中浓浆泵的扬程及蒸汽压力，对生产运行的条件的要求将大大提高。

(六) MgSO₄ 用量

MgSO₄ 在氧脱木素反应中起到保护纤维素不受降解，从而可以提高脱木素率而黏度下降不多，由图 5-7 可知，随着 MgSO₄ 用量的增加，纸浆的黏度降低逐渐减少，从成本考虑，MgSO₄ 的用量在 0.5% 左右比较合适。

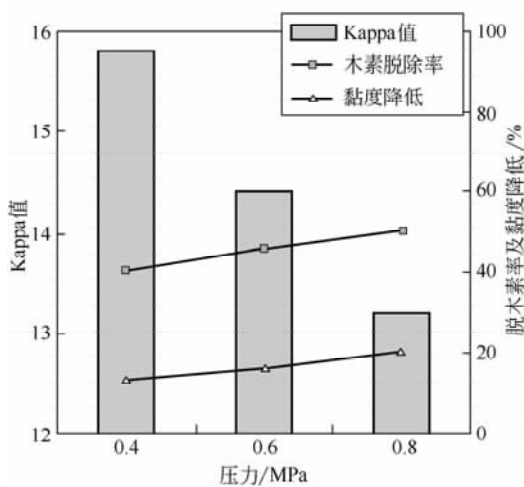


图 5-6 氧脱木素时压力的影响

注：浆浓 12%，温度 100℃，时间 90min，NaOH 用量 4.0%，MgSO₄ 用量 0.5%

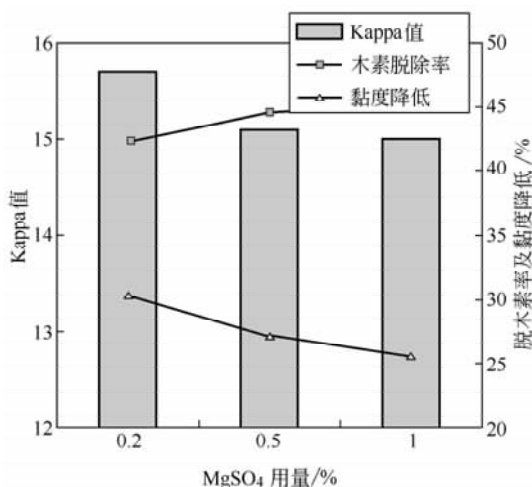


图 5-7 氧脱木素时 MgSO₄ 用量的影响

注：浆浓 10%，压力 0.5MPa，温度 100℃，时间 80min，NaOH 用量 4.0%

(七) 浆种

氧脱木素工艺不仅和上述因素有关，同时也和蒸煮方法、纸浆种类有关，不同纸浆种类应优选出相应的最佳氧脱木素工艺。

对桉木来说，其单段氧脱木素的最佳工艺条件为：浆浓 12%，用碱量 2.5%，MgSO₄ 用量 0.5%，温度 100℃，时间 45min，氧脱木素后纸浆 Kappa 值降低 58.2%，白度提高到 56.8% ISO，黏度达到 1132mL/g；而采用 O_p 强化氧脱木素，H₂O₂ 用量 0.8% 时，Kappa 值降低 50.6%。

杨木硫酸盐浆单段氧脱木素的较佳工艺条件是：浆浓 12%，用碱量 2.0%， $MgSO_4$ 用量 0.5%，温度 100~110℃，氧压：0.5MPa，时间 60min，氧脱木素率约 50%，白度约提高 20%，漂白得率大于 94%。

对于 NaOH-AQ 麦草浆（原浆 $KMnO_4$ 值 10.8，黏度 1020mL/g），单段中浓氧脱木素的适宜条件为：NaOH 用量：3%~4%，氧压：0.5~0.6MPa，温度：100℃，反应时间：60~90min；与木浆相比，麦草浆氧脱木素具有选择性好，木素脱除率高等特点，但由于半纤维素较多的降解溶出使得率损失较大。

（八）氧脱木素段数（两段氧脱木素）

相比于单段氧脱木素，采用两段氧脱木素可以在保留纸浆强度的基础上大大提高脱木素率，例如芬兰 Veitsiluoto 公司 Kemijarvi 浆厂采用两段氧脱木素系统（O/O），如图 5-8 所示。

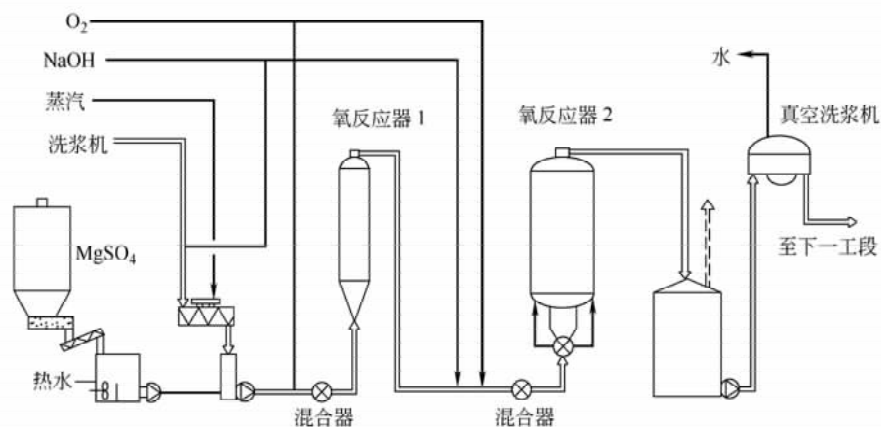


图 5-8 芬兰 Veitsiluoto 公司 Kemijarvi 浆厂 O/O 氧脱木素系统

其生产数据如下：

原料为北欧针叶木/阔叶木；设计能力 650t/d；原浆 Kappa 值 15~26；纸浆浓度 10%~12%；反应温度 85~95℃；反应时间 40/80min；塔底压力 1.0/0.5MPa；真空洗浆机进浆浓度 0.8%~1.4%；出浆浓度 12%~14%；洗浆效率 COD 90%；稀释因子 2.0；化学品消耗 NaOH 为 20~30kg/t 浆， O_2 为 16~20kg/t 浆， $MgSO_4$ 为 3~5kg/t 浆；脱木素率可达 55%~75%。

四、氧脱木素塔的结构及设计方法

（一）氧脱木素塔的结构及选择方法

中浓纸浆氧脱木素塔（下称氧塔）是氧气同纸浆反应的主要设备，不仅要符合氧脱木素工艺条件的要求，同时还要综合考虑中浓纸浆的流动特性、纸浆与氧气的反应动力学、通用压力容器的设计标准与要求，才能确定氧脱木素塔的结构与相应的设计参数。

氧脱木素塔最初采用降流式，如 MoDo-Cil-Sunds 法和 Sapoxal 法，纸浆由上而下流动，这两种方法的区别在于氧反应器的设计和操作。MoDo-Cil-Sunds 法的 Kamyr 氧

反应器不是采用高浓度的浆料连续向下流动的方式操作，而是使较低浓度的浆料一层层地分布在旋转盘上，然后往下经过反应器。降流法氧脱木素会产生浆气分离现象，而 MoDo-Cil-Sunds 法氧脱木素装置结构复杂，制造成本较高。因此，目前氧塔一般采用升流式，保证混合后的氧气不会从纸浆中分离出来，在整个塔体中不存在分离的气相空间，混合后的纸浆从塔底进入塔体，由塔顶排出。

我国引进的氧脱木素塔的结构当中，Sunds 公司的产品往往底部有布浆器，顶部有耙式卸料器，如图 5-9 所示。与之相区别的是，Ahlstrom 公司的产品一般采用锥形封头，顶部安装一台流体化式卸料器，而在雅安和邵武纸浆厂的氧塔采用底部锥形封头进料，顶部靠压力喷放出浆。

一般在氧塔设计之前，针对所用原料，要通过实验室小试取得最佳工艺条件，并参照已有相关的经验数据，确定与氧塔设计相关的工艺参数（如设计压力、氧脱木素时间、氧脱木素温度等）后，就需要确定氧塔塔体各部分的结构和相应参数。如不采用布浆器和卸料器，氧塔可以采用如图 5-10 所示的结构。

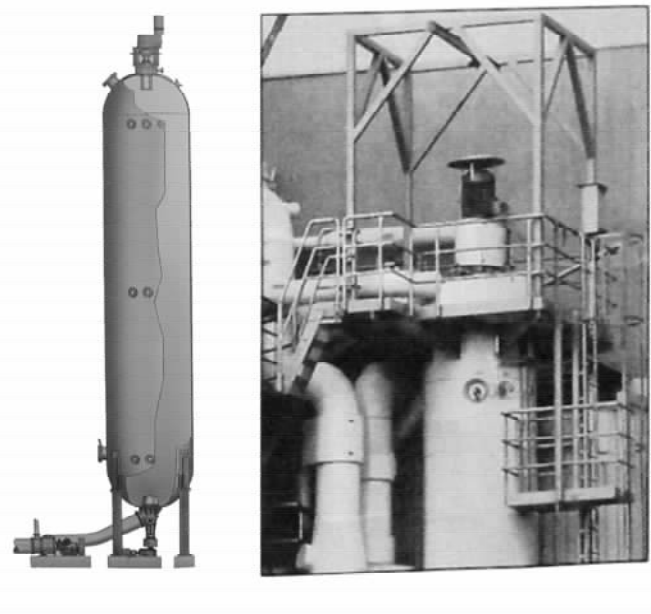


图 5-9 Sunds 公司的氧脱木素塔

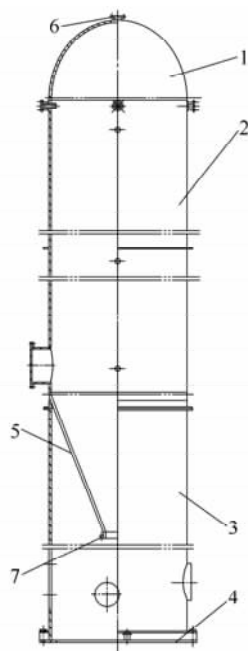


图 5-10 氧脱木素塔结构示意图

- 1—球形上封头 2—筒体 3—裙座
4—地脚螺栓座 5—锥形下封头
6—出浆口 7—进浆口

常用的封头有锥形封头、椭圆封头、碟形封头、球形封头等，选用何种类型的封头以及各封头的参数如何选择就要看这些结构及参数对中浓纸浆的流动产生的影响程度。

根据中浓纸浆的流动机理可知：由于中浓纸浆在氧脱木素塔内的平均流速小于 0.1m/s ，近壁的水环没有足够的剪切力分散纤维网络，纸浆应处于塞流状态，这将消除纸浆在流动方向的速度的差异，有利于纸浆进行均匀漂白。然而，实验观察表明，



图 5-11 实验观察纸浆在塔内的流动状态

如果底部没有布浆器（锥形封头结构），纸浆的流速分布并不像塞流那样大部分纸浆具有相同的流速，而是呈现出类似牛顿型流体的层流分布曲线，如图 5-11 所示。

这其实同前述的中浓纸浆的流动机理并不矛盾，中浓纸浆是由纤维依靠弹力结合在一起的纤维网络，但是，这个纤维网络并不是均一的，而是由大大小小的纤维絮聚组成的非均匀的纤维网络，在这些纤维絮聚之间，由于空气或水的存在，纸浆浓度要较絮聚内部低。也就是说，在纤维絮聚之间，纤维的数量较少，从而使絮聚之间形成较弱的结合力，当受到一定的剪切力，在絮聚之间将形成断层。

在锥形封头进浆的塔式装置内，由于压力在塔截面上分布不均，从而使塔内的纤维絮聚受到剪切力，由于纤维絮聚之间结合力较弱而产生分离，絮聚之间产生相对运动，当塔截面的直径远大于絮聚的规模时，这种运动呈现出类似层流的分布。

如果假设纤维絮聚的尺度足够的小而看成为微团，此时整个塔内纸浆则可以认为是准牛顿流体，因此，可以用牛顿流体的分析方法来探讨中浓纸浆在氧塔内的流动，不过分析的结果应看成纤维絮聚的移动，同流体流动是有区别的。

基于以上假设，可以应用牛顿流体的 N-S 方程或表面切应力公式，用理论方法推导塔内各截面的流速分布，然而由于在下封头中流速 u 存在径向速度，即 u 同时是径向和轴向坐标的函数，因此很难简化 N-S 方程而用解析法求出 u 的精确解。

为了求出中浓纸浆在塔内的流速分布，只能求助于数值计算方法，采用“分块逼近”为指导思想的有限元法是流体力学进行理论研究和解决工程问题强有力的数值计算工具，随着计算机硬、软件的高速发展，目前市面上有许多成熟的流体分析计算软件，如 CFX、Ansys、Fluent 等，这里采用 Ansys 软件中的 Flotran CFD (Computational Fluid Dynamic) 的分析功能来分析氧脱木素塔中的流场分布，首先构造氧脱木素塔的模型，由于氧塔是轴对称的容器，因此二维模型就可以说明整个塔的流速分布，建模以后是网格的划分，这里采用的是四边形网格，对于速度梯度较大的区域网格密度加大，如出浆口。然后对整个模型施加边界条件，最后进行迭代运算，从而求出整个氧塔的流场速度及压力分布。

通过流场的观察，选择那些不产生回流、沟流或滞流的结构，并最终确定氧塔的部分设计参数。

（二）氧塔各部分结构选择及其设计参数的确定

1. 下封头的设计

封头的结构有球形封头、椭圆形封头、碟形封头、锥形封头及平板形封头等，由于氧塔属 I 类压力容器，塔底计算压力约为 1.2~1.4MPa，平板形封头由于受力状态不好，所需厚度较大，在压力容器中的应用较少。

下封头的选择可根据下列情况分别考虑：

- (1) 塔底有布浆器：球形封头或椭圆形封头，视布浆器结构而定。
- (2) 塔底无布浆器：锥形封头。

对于无布浆器的情况，当纸浆由管道进入塔体时，如纸浆过流断面突然扩大，会产生回流和流体分离现象，所以，锥形渐扩是较佳的封头形式，但随着半锥角的增加，封头内回流和滞流区域同样增大，但半锥角过小，封头高度相应也就较大，这样会增加整个氧塔的高度，增加氧塔的制造成本，因此，半锥角的选择相当重要，我们设计三种锥底封头的氧塔模型，半锥角分别为 20° 、 30° 、 40° （如图 5-12 所示），用 Ansys Flotran 观察中浓纸浆的流动分布情况。

设塔内径为 $\phi 2000$ ，进浆管径 $\phi 500$ ，出口直径 $\phi 150$ ，浆浓为 10%，产量按 150t/d 计，则塔底进浆流速为 0.088m/s，塔顶漂后浆直接喷放，出口压力为 0，壁面流速为 0，以此作为边界条件。

根据前面的絮聚微团的假设此时纸浆可视为连续的牛顿流体，由前面中浓纸浆流动的机理分析可知，此时絮聚微团克服聚团之间的纤维黏弹力而产生类似层流的运动，则纸浆的平均黏度（ μ ）可视为与有效黏度为同一数量级，即 $10\text{N}\cdot\text{m}/\text{s}$ 。

纸浆的密度可按 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ 进行设置，划分网格后进行迭代运算（如图 5-13 所示），结果（如图 5-14 所示）可以显示整个氧塔的流场分布，同实验显示结果基本相符。

当半锥角超过 30° 时，由于在塔底的锥底封头大端处（筒体起始处）的流动出现较大的回流和滞流区域，筒体起始处的流动分布不均导致整个塔内纸浆的流动出现较大的不可确定的分布，整个筒体部分的内回流和滞流区域也越来越大，即形成我们通常所说的沟流状态，从而造成纸浆在塔内停留时间的较大的波动，使漂后纸浆质量偏离预期值。

因此，锥底封头的半锥角不应超过 30° ，在设计中可取半锥角 $25^\circ\sim 30^\circ$ 。

如果对直径较大（超过 2m），采用锥形封头一方面会增加塔体的高度，增加氧塔的制造成本；另一方面会使裙座高度增加，塔的稳定性能降低。因此，可采用两种办法：一是采用球形封头，增加布浆器；另一种办法是采用椭圆

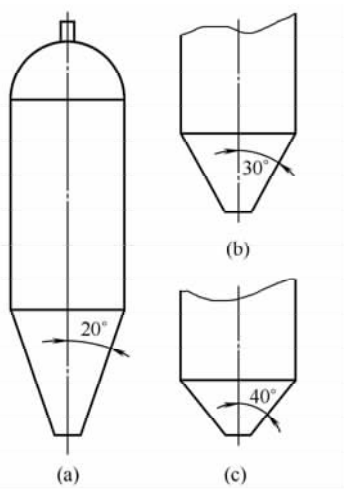


图 5-12 锥底封头结构

(a) 半锥角 20° (b) 半锥角 30°
(c) 半锥角 40°

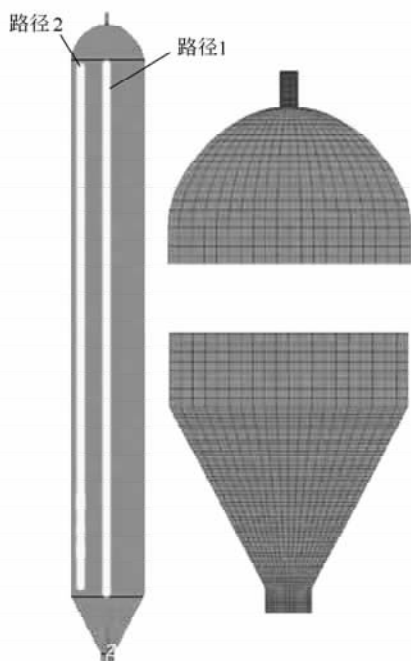
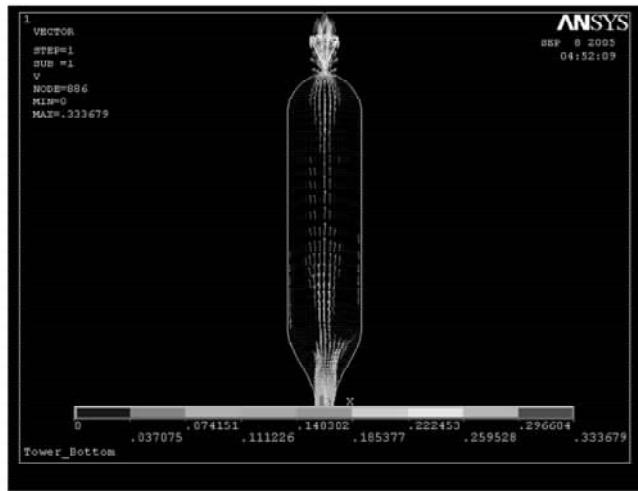
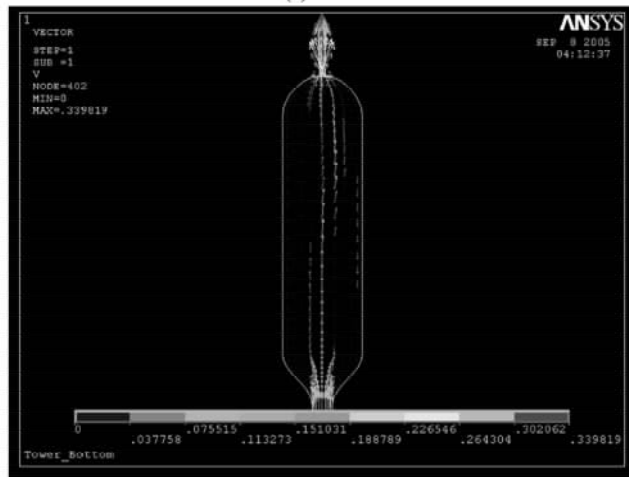


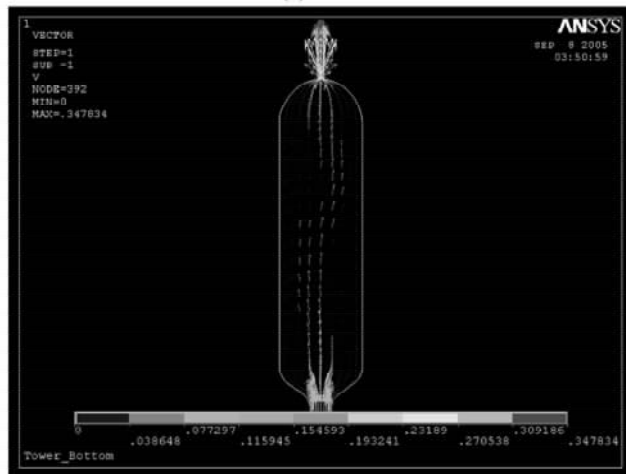
图 5-13 氧塔二维模型及网格划分示意图



(a)



(b)



(c)

图 5-14 氧塔内流动分布图 (1)

(a) 半锥角 20° (b) 半锥角 30° (c) 半锥角 40°

形封头，多管进浆的办法（如图 5-15 所示），选用椭圆形封头是因为椭圆形封头的制造成本较低。对于直径小于 2.0m 的氧塔，则建议采用无布浆器的锥形封头，可以节省布浆器的投资以及降低运行成本。

如果氧塔直径较大，应使用布浆器，Sunds 公司生产的布浆器工作原理如图 5-16 所示，通过旋转的两个流道可以使纸浆在塔底均匀分布，避免因塔底进料不均产生沟流现象。

2. 上封头的设计

上封头一般不选用锥形封头，对中浓纸浆来说锥形渐缩流道很容易使纸浆失水而产生

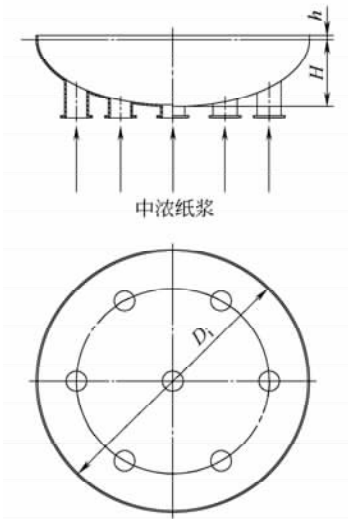


图 5-15 多管进浆的标准椭圆形封头

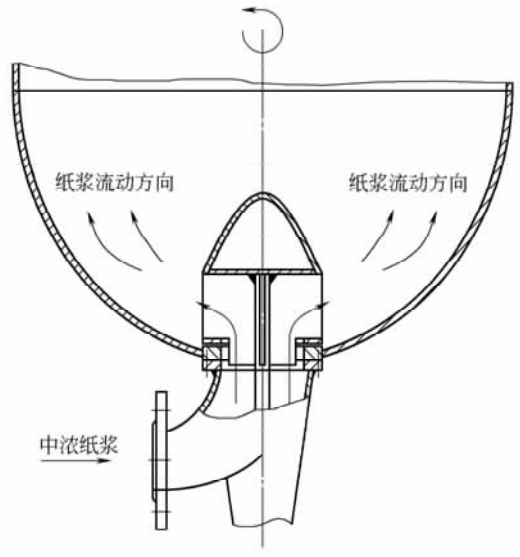


图 5-16 布浆器工作原理图

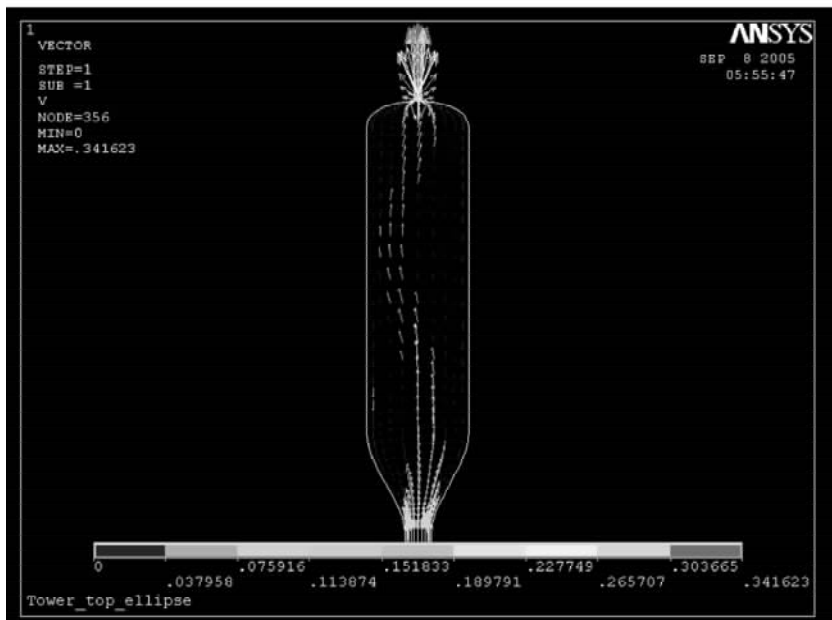


图 5-17 氧塔内流动分布图 (2)

生堵塞现象，同时也会增加了整个塔体的高度，增加制造成本；比较球封头和椭圆封头的流动分布，更改图中模型的封头为椭圆封头，计算结果如图 5-17 所示。

对比图 5-14 (a)，采用标准椭圆形封头（曲面高度与直径之比为 1:4），就使纸浆在整个塔内的流动分布出现较大的回流和滞流区域，即产生沟流现象，由于在整个塔内对纸浆的流线方向的改变较大，阻力损失较大，因此，不建议使用椭圆形封头。上封头较好的选择是球形封头，其过流断面变化平缓，不会出现堵塞现象。

上封头出口管径的设计相当重要，为减少阀门成本及保证喷放管畅通，一般设计采用一段较小直径出口管，然后渐扩到一较大的管径，使喷放阀的开度控制在 50% 左右，根据伯努利定理，这样整个喷放管与喷放阀的阻力损失之和即为维持氧塔塔顶的压力的比压能。

如果氧塔与喷放锅相距较远，则可以采用喷放阀后加稀释水的形式，以减少喷放管道阻力，这种形式的阀后管道阻力损失可忽略不计，对设计氧塔出口管径的影响较小，此时塔顶压力只能依靠出口与阀门阻力来维持。

为保持塔顶压力恒定，根据伯努利方程及波德海曼（Bodenheimer）中浓纸浆管路压头损失计算公式可以推算出口管径的大小：

$$\begin{cases} \frac{\Delta p}{\rho g} = \Delta z + \frac{\Delta u^2}{2g} + h_{f1} + h_{f2} \\ h_{f1} = 1.64 \times 10^{-2} u^{0.15} c^{2.5} d^{-1} \end{cases} \quad (5-4)$$

式中 Δp ——塔顶计算压力，N/m²

ρ ——纸浆的密度，kg/m³

u ——纸浆流速，m/s

h_{f1} ——出口管压头损失，与出口管径的大小有关，m/100m 管长

h_{f2} ——喷放时的变径及管件的压头损失，包括阀门和弯头等管件的压头损失，m

Δz ——氧塔出口到喷放锅入口的高度差，m

c ——纸浆浓度，%

d ——出口管径，m

上式中 h_{f2} 可以用当量长度的方法进行计算，中浓纸浆的当量长度选择的相关资料较少，还需要在日后的工作中不断收集。对于产量 50t/d，浓度 12%，出口管径圆整至标准钢管规格为 DN50。

有时设计者会担心管径太小造成堵塞而设计较大的管径，然后靠调节阀来调节塔顶压力。这一点不可取，如果管径设计过大，则出口调节阀阀门开度过小，一方面调节精度较低，稍微一动作对塔顶压力变化影响较大；同时阀门开度过小，造成喷放管的振动甚至整个塔体的振动，缩短阀门的使用寿命。

3. 氧塔筒体结构参数的确定

氧塔作为塔类反应容器，由氧脱木素的反应条件知其工作在 0.4~0.6MPa 压力下，因此属于 I 类压力容器，从结构来说一般分为等直径等壁厚、等直径变壁厚及变直径变

壁厚三种情况。从加工难易程度及所耗钢材多少的角度出发，氧塔的筒体结构选用等直径变壁厚塔体结构比较合适。

塔体结构参数主要包括塔体内径、塔体高度以及塔体壁厚。

确定塔体结构参数时首先要考虑中浓纸浆的流动特性，纸浆与氧气的反应动力学，并应考虑满足压力容器设计要求的同时，尽量节省材料，下面分别就氧塔的几个主要结构参数进行探讨。

(1) 塔体直径

按普通压力容器的有关计算公式试算氧塔的高径比。在给出了反应时间和产量后即可确定塔体的容积 (V)，接下来就需要确定塔的内径 (D_i) 和高度 (H)，假设塔体为圆柱体，理论上可以通过建立塔体材料质量的方程式来求得最佳高径比。但这没有考虑另一个重要的因素，即氧塔内浆速的不均引起的纸浆在塔中的停留时间的差异会导致纸浆漂白反应时间不同，漂白不均匀。

在 Ansys 建立的氧塔的模型中沿塔的筒体轴线选取两条直线作为路径，一条与轴线重合 (路径 1)，另一条接近壁面 (路径 2)，与轴线平行，分析两条路径上的流速分布，即可得知塔内纸浆的流动状态。

分别作出塔径为 1200mm、1500mm、2000mm、2500mm 的路径 1、路径 2 的速度图，如图 5-18 所示，圆筒形塔体高度均取 15000mm。

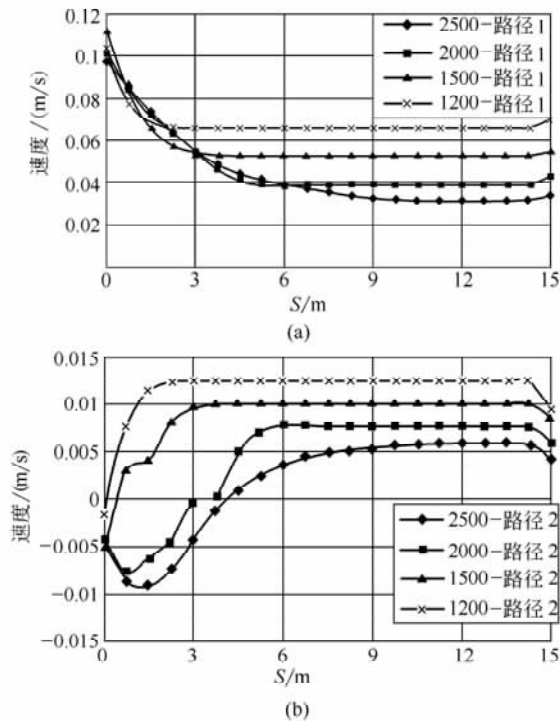


图 5-18 不同塔径的筒体部分中浓纸浆流线速度变化图
(a) 路径 1 (b) 路径 2

由图 5-18 可以看出, 对于图 5-10 所示结构的氧塔, 当直径达到 2000mm 时, 在筒体底部将形成纸浆的回流 ($u < 0$) 及滞流 ($u = 0$), 形成原因主要是锥形下封头的渐阔结构造成的, 且筒体直径越大, 形成的回流及滞流区域越大, 造成筒体内纸浆沿轴线上的平均流速远大于容器壁上的流速, 即造成所谓的“沟流”现象, 所以通常情况下, 采用图 5-10 所示结构的氧塔塔体直径不应超过 2m。

(2) 塔体高度

塔体高度主要和漂白时间相关, 如果对于一定的产量, 确定了漂白时间及塔体直径, 则塔体高度也就唯一确定下来, 参照经验数据, 一般设计中塔体的高径比均在 8~10 之间, 以 150t 风干浆/d 产量、漂白时间 60min、纸浆浓度 12% 为例, 如按高径比 9 计, 则直径可取 2.0m, 塔体高度接近 20m。

值得注意的是, 这种方法确定的氧塔结构并不能保证进入塔内的纸浆按漂白时间进行反应, 由于回流和滞流区域的存在, 漂白的不均匀性始终存在。

当产量较小或漂白时间较短, 则可以适当减小塔体直径, 以减少塔内回流或滞流的区域; 如果产量较大或漂白时间较长、塔径大于或等于 2m 且塔体高径比超过 10 的情况下, 应适当放大氧塔直径, 采用布浆器和卸料器, 以降低氧塔的制造成本, 但同时要权衡增加布浆器和卸料器带来的投资成本和运行成本的增加。

(3) 材料及壁厚

在决定塔体壁厚之前要先选择塔体的材料, 然后根据材料的强度性能及其他参数计算壁厚, 由于氧脱木素是在碱性条件下进行反应的, 所以要求氧塔的材料必需耐腐蚀, 常用的材料为 00Cr17Ni14Mo2 (316L), 属于奥氏体铬镍不锈钢, 钼作为合金元素加入, 具有很好的耐酸耐碱性和耐晶间腐蚀性能, 同时具有优良的冷加工和焊接性能。

氧塔是按 I 类压力容器设计, 其壁厚 (δ_n) 计算可按 GB 150—1998《钢制压力容器标准》的计算公式进行计算, 如果材料选用 316L, 腐蚀余量可以忽略。

为了节省材料, 可以将氧塔分成若干节来设计, 每节根据其位置单独计算其壁厚, 标准钢板规格厚度差一般为 2mm, 所以节高计算公式为:

$$\begin{cases} \delta'_n = \frac{\left(p - \frac{H_1}{100}\right) D_i}{2[\sigma]\Phi - \left(p - \frac{H_1}{100}\right)} + C' \\ \delta_n = \delta'_n + 2 \cdot n \end{cases} \quad (5-5)$$

式中 δ_n ——整体 (不分节) 计算得出的塔的壁厚, mm

δ'_n ——分节计算时第 n 节的塔体壁厚, mm

H_1 ——节高, 即第 n 节塔节底部距塔底的距离, m

p ——塔底压力, MPa

D_i ——塔体内直径, mm

C' ——材料腐蚀余量、钢板负偏差及圆整值之和, mm

$[\sigma]$ ——筒体材料在设计温度时的许用应力, MPa

Φ ——焊缝系数, 取 0.85

n ——节数, 取 1、2、3...

当然每节的高度还要考虑采购标准钢板的规格，一般来说，市场采购的钢板规格大都为 $1.5\text{m} \times 6\text{m}$ ，因此， H_1 最好是 1.5m 的倍数，以降低制造时的材料损耗。

(三) 中浓纸浆塔类容器卸料器的研究

当塔体直径较大时，要保证氧塔均匀出料，比较好的办法是在塔顶安装卸料器，当前使用的卸料器分为两种（如图 5-19 所示）：一种属于机械刮板式（Sunds 公司），利

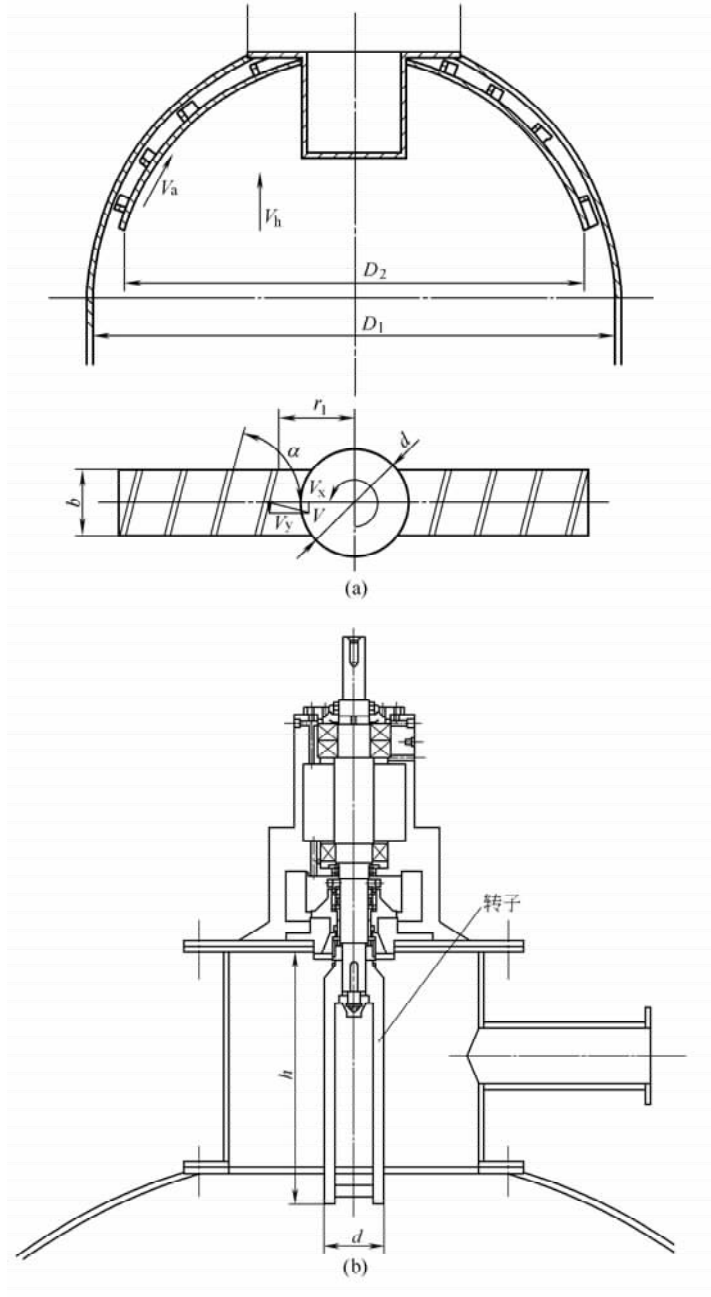


图 5-19 卸料器示意图

(a) 机械刮板式 (b) 流体化纸浆出料

用对称的两根耙臂的旋转，耙臂上的刮板不停地将塔顶处于滞流的纸浆刮向出口，这种卸料器需要耙臂具有较高的强度，由于中浓纸浆的流动阻力较大，这种卸料器所需的能耗较高。另一种卸料器则是利用高速旋转的转子使塔顶纸浆产生流体化（如原 Ahlstrom 公司生产的卸料器），使其具有似水的流动特性，在塔顶压力的作用下“流出”氧塔。

卸料器的选型请参考相关生产厂家资料。

（四）氧塔设计的一般程序

总的来说，氧塔设计起始阶段应在项目立项时，根据可行性分析确定生产线的规模，即氧塔的纸浆流量（ Q ），然后对于某一特定浆种（如马尾松浆或竹浆），在实验室进行小试，筛选出最佳的工艺条件：纸浆浓度（ c ）、氧压（ p ）、反应温度（ T ）、反应时间（ t ），小试试验装置可采用高速旋转剪切装置，这里需要注意的是，小试中压力表所显示的是真实的氧气压力，而在生产中塔顶压力表显示的是纸浆的压力（中浓浆泵提供的压头），因此，在生产中还需要考虑氧气加入量这个参数，确保塔顶的残余氧气量；对于脱木素率要求较高的高白度漂白，还需要进行两段氧脱木素实验，以确立每段氧脱木素的时间和压力分配，两段之间是否需要洗涤等。

确定了氧塔的各部分结构及氧塔的主要尺寸后，即可根据压力容器的常规设计方法进行设计和校核。

氧塔安装地点的基本风压和地震强度可查阅相关资料，由风载荷和地震载荷可进行裙座的设计及地脚螺栓座的设计；相关的引出孔如人孔、仪表接管等则根据工艺需要进行设计。

校核的步骤有：

（1）塔体圆筒的应力校核，当氧塔的高度不高于 25m 时，可只校核圆筒段的底部截面的圆筒应力。

（2）裙座壳底部截面应力校核。

（3）裙座壳最大引出管截面应力校核。

（4）裙座壳与塔壳焊接截面应力校核。

（5）地脚螺栓座与基础板的应力校核。

（五）氧塔设计示例

设计产量：150t/d；设计压力：0.8MPa；塔顶最高工作压力：0.7MPa；设计温度：150℃；全容积：55m³；塔体主要受压材料：316L；物料名称：纸浆，浓度10%~13%；设计基本风压：600Pa；地震强度：7级。

设计制造图如图 5-20 所示。

五、中浓纸浆氧脱木素过程的管线设计

氧脱木素时氧脱木素塔塔顶所需的压力是由中浓浆泵的扬程决定的，而压力的保持是依靠塔顶出浆口的喷放阀的阀门开度决定的，喷放管出口与大气相通，所以氧脱木素时氧塔塔顶所需的压力与纸浆重度之比即为喷放阀的阀门阻力损失和喷放管阻力损失之和（喷放管出口中浓纸浆的动压头增加较小，可以忽略不计）。因此，中浓浆泵的扬程

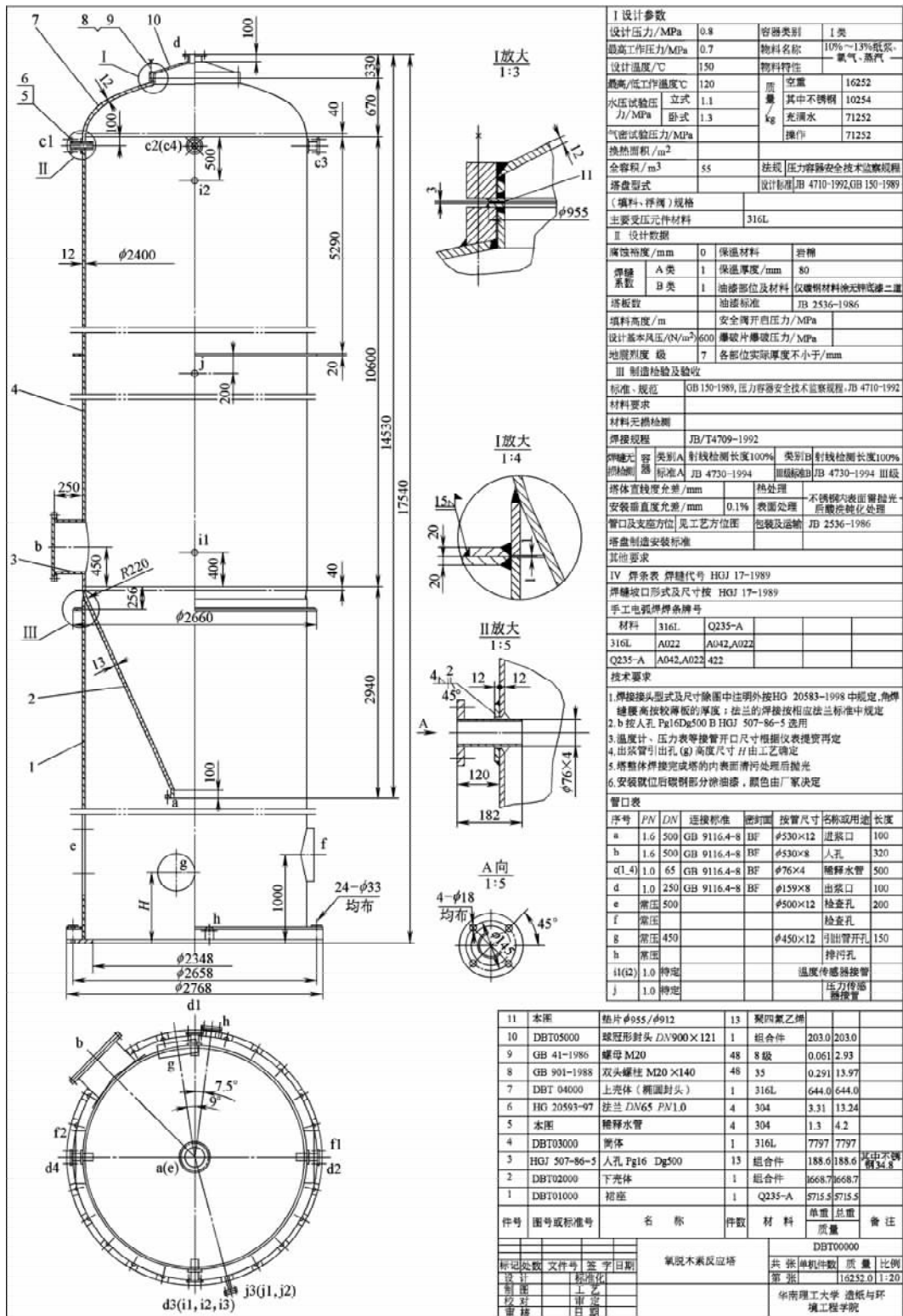


图 5-20 氧脱木素反应塔设计示意图

主要是满足整个系统的中浓纸浆的管路阻力损失及喷放管出浆口的静压头。

由于氧脱木素系统是在中浓条件下进行输送和反应，管路的总压头损失比低浓时大得多，在进行氧脱木素系统管路布置时应尽量缩短设备间距离，尽量减少弯头等管件及阀门的数量，使管路阻力损失降到最低。

按上述原则，对两段氧脱木素系统进行管路布置，如图 5-21 所示，可根据实际情况对设备及管线布置进行调整。

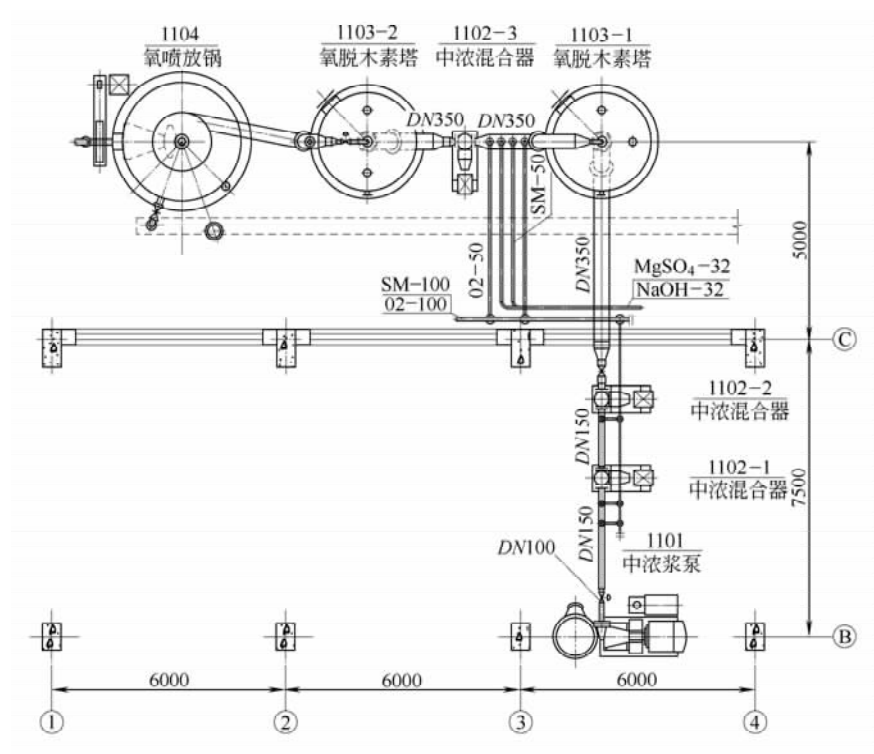


图 5-21 典型的双氧塔漂白布置示意图

在进行管路布置时应注意下面几个问题：

中浓浆泵后管道不应立即有较大的变径，应与中浓混合器的进出口径相一致，尽量减少缩径段，另一方面由于此处设有调节阀，小径阀的成本相对较低。

中浓浆泵后蒸汽管加入口应距离中浓浆泵至少 2m 以上距离，以防止纸浆流量波动时，蒸汽反串，造成对中浓浆泵的冲击和震动。

1# 氧脱木素塔塔顶可不设喷放阀，此处喷放阀的设置原本是为了调节 1# 氧塔塔顶压力，如果计算较准确，1# 塔塔顶压力完全可以通过调节 2# 氧脱木素塔塔顶喷放阀开度来获得，从而可以节省一个价格较昂贵的喷放阀。

两个氧脱木素塔塔顶（上封头）均应设有稀释水管，此处稀释水管不是为了纸浆的稀释喷放，而是为了在短时间停机（少于 24h）再开机时稀释喷放管前后的纸浆，以免造成堵塞。

所有弯头应使用曲率半径超过 500mm 的弯头，小径弯头易于造成中浓纸浆的脱水堵塞，而且弯头的曲率半径越大，阻力损失越小，另外，对于卷制的弯头，其焊缝内表

面一定要打磨平整，不允许有毛刺等造成挂浆的缺陷。

(一) 管路阻力损失的计算

两段氧脱木素均是处在中浓度条件下进行的反应，对于中浓度纸浆的管路阻力计算由于中浓度纸浆的流动特性，很难从理论上推导通用的计算公式，目前国内外的计算方法均是建立在实验基础上的经验公式或经验数据。

1. Andritz-Kenflo 泵有限公司的计算尺

如图 5-22 所示，如果产量 150t/d，输送纸浆浓度：10%，管径：DN200mm，则每 100m 直管压头损失约为 190m；如果管径选为 DN300mm，则每 100m 直管压头损失为 115m。

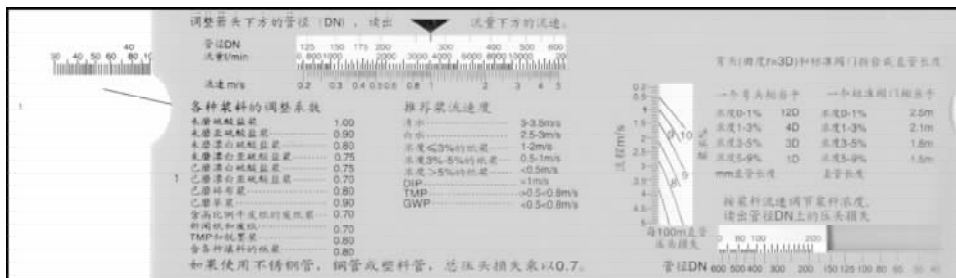


图 5-22 Andritz-Kenflo 泵有限公司计算尺

注：使用不锈钢管，总压头损失应乘以 0.7

2. Kamyр 公司的计算图

如图 5-23 所示，从图上可以看出，Kamyр 计算图只需知道纸浆的浓度和管径，即可查出管路的阻力损失，而不需考虑浆种和纸浆流速的影响，图中只列出三种管径 D ，其他管径可用插值法计算。

同样对于 150t/d 产量，浓度 10%，管径为 DN200mm 时，100m 直管压头损失为 188m；如果管径为 DN300mm，则每 100m 直管压头损失为 113m。

3. 波德海曼 (Bodenheimer) 公式

根据波德海曼的研究，浓度 18% 以下浓度的纸浆可用式 (5-6) 来预测压头损失，即：

$$\Delta h = 1.64 \times 10^{-2} u^{0.15} c^{2.5} d^{-1} \quad (5-6)$$

用此公式来计算上面两例中的 10% 浓度、150t/d 产量的纸浆，管径为 DN200mm 时压头损失为 210m，管径为 DN300mm 时压头损失为 130m。

用上面三种方法来计算中浓纸浆的管路压力损失在管径较大时趋于一致。管径越大，管路阻力损失越小，但管道材料增加，综合国外工厂的经验，通常情况下，对于中浓纸浆，按 1m 管道 1m 压头损失来选取管径较为经济。因此，对于 150t/d 产量，浓度

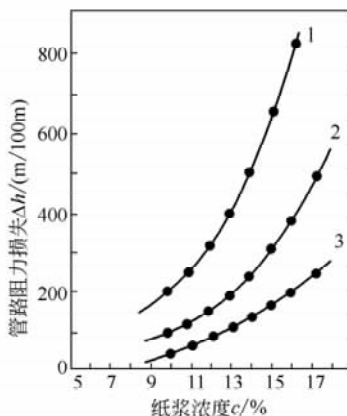


图 5-23 Kamyр 公司压头损失计算图

1— $D=163\text{mm}$ 2— $D=318\text{mm}$ 3— $D=602\text{mm}$

为 10% 的纸浆，应选取 DN350mm 的管道。

在双氧塔管路设计时按上述任一种方法均可确定主要输送纸浆管道的管径，计算方法不同造成的误差并不影响总压头损失的计算精度。

中浓度纸浆流经弯头等管件的阻力损失计算目前只能参照低浓度纸浆的当量长度的计算方法，相关参数请参考有关书籍。

如果不考虑蒸汽及氧气的加入对管道阻力的影响，则采用上述任何一种方法，根据伯努利方程很容易算出中浓浆泵所需的扬程。由于蒸汽和氧气的设计压力一般要高于管道内纸浆的压力 0.2~0.3MPa，氧气、蒸汽进入浆管后会对管道中的纸浆产生一个瞬时压力增量，蒸汽产生的压力增量与蒸汽的冷凝速度、蒸汽通过纸浆的相对速率有关，压力变化比较复杂，氧气与纸浆的反应时间较长，在入口处附近可以认为化学反应消耗掉的氧气对氧压的影响极小，氧气对管道中纸浆的压力增量的大小与氧气通过纸浆的相对速率、纸浆的温度等有关，压力增量可以提供一部分纸浆流动所需要的压头，因此，蒸汽和氧气的加入可以降低中浓浆泵所需要的扬程。另外，氧气在混合器中与纸浆混合后，富含氧气的中浓纸浆在管道中的摩擦阻力也会减少，减少了总压头损失，同样可以达到降低所需要的中浓浆泵扬程的效果。实践中发现，蒸汽与氧气的加入可以使泵的扬程降低 15~20m，这在管路总压头损失及中浓浆泵选型时应予以考虑。

(二) 中浓浆泵的选型

由管路布置计算出管路的总压头损失后即可进行中浓浆泵的选型，中浓浆泵是双氧塔漂白的关键设备之一，中浓浆泵有容积式泵和离心泵两大类，容积式中浓浆泵因维护费用较高而较少采用，较为成熟的离心式泵有 Andritz 和原 Ahlstrom 两家公司生产的中浓浆泵。选型时根据泵所需的扬程、流量和泵的特性曲线，确定泵的型号。

在选用进口泵时常会遇到选不到小型号泵的情况，如对于图 5-21 所示的系统，总压头损失 70m，流量 20m³/h，而在图 5-24 所示的 Ahlstrom 公司的中浓浆泵的型谱图

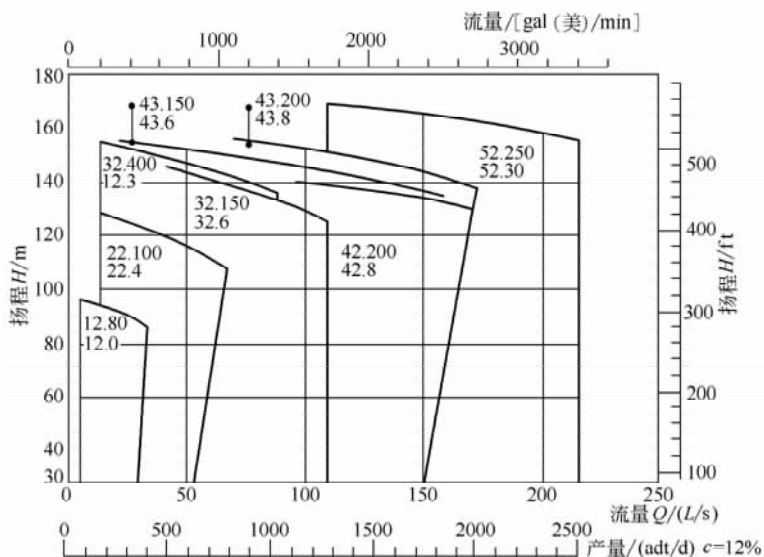


图 5-24 原 Ahlstrom 公司中浓浆泵的型谱图

上却无法找到适合流量这么小的泵。有两种办法可以解决这一问题：一是依靠泵的调节阀来调节泵出口流量，另一种是采用变频电机，改变中浓浆泵的转速来改变泵的工作点，显然后一种办法更为节能。当然，随着我国企业生产规模的不断扩大，将不再出现这一问题。

中浓浆泵的工作状态关系着后序氧塔工作压力的稳定性，即中浓浆泵的出口压力波动不能太大，而中浓浆泵的工作状态与前面来浆的浓度、流量关系很大，曾试过浓度14%~16%的马尾松浆，在泵的运行过程中发生空转和频繁添加稀释水的现象，因此，为了使工作状态持续稳定，可以在浓缩设备的供浆管道上添加流量控制单元和浓度控制单元，使中浓浆泵来浆稳定，保证中浓浆泵稳定的工作状态。

(三) 氧塔塔顶稀释水管的设计

纸浆从氧塔的喷放是在中浓度（10%~12%）条件下，并不需要加稀释水，添加稀释水管的作用主要是为了解决较长时间（24h以内）停机再开机时发生堵塞的问题。在停机的瞬间，由于泵口处的回流及蒸汽冷凝造成塔顶处出现负压，使塔顶的纸浆下沉并出现自由表面，由于纸浆的温度较高（100℃左右），纸浆中的水分在这一表面很容易蒸发而使表层纸浆浓度升高，再开机时，表层干缩的纸浆很容易在出浆口及喷放阀处产生堵塞，在中浓氧脱木素系统中管路发生堵塞是一件令人头痛的问题，发生堵塞后只能拆管道进行人工疏通，大大延长了停机时间，因此，解决这一问题的较好的办法就是在塔顶添加稀释水管（如图5-25所示），管径可取DN32mm或DN50mm，加入位置可以置于封头上或筒体上部，圆周均布四个加入口，以使纸浆获得均匀的稀释。正常运行时关闭稀释水阀，当发生故障或其他原因停机再开机时，在启动中浓浆泵前打开稀释水阀，当添加的稀释水差不多填满上封头时，启动中浓浆泵，关闭稀释水阀。实践中发现，停机24h左右甚至更长时间，不再发生堵塞现象。

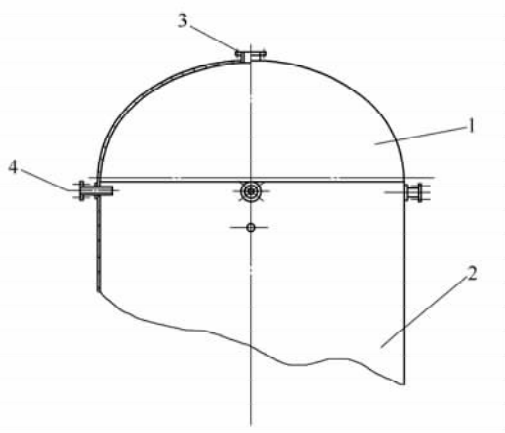


图 5-25 氧塔塔顶稀释水管位置示意图

1—上封头 2—塔体 3—喷放管 4—稀释水管

(四) 生产实践

按上述计算方法及有关注意事项，在广东某厂设计新示范工程50t/d双氧塔漂白生产线，两个氧塔规格均为： $\phi 1500\text{mm} \times 16500\text{mm}$ ，氧气压力1.1MPa，用量： $70\text{m}^3/\text{h}$ ，蒸汽压力：1.1MPa，两个塔的塔顶压力变化如图5-26所示，此时中浓浆泵出口压力为：0.7MPa，与设计时计算结果相一致。两段均为常规氧脱木素，主要工艺条件：第一段：浆浓：12%；温度：100℃；时间：50min；压力：0.6MPa；第二段：浆浓：12%；温度：100℃；压力：0.4MPa；其余化学药品用量根据浆种有所不同，原浆为竹浆；Kappa值：19.5；漂后浆Kappa值：10.0；脱木素率为48.8%。

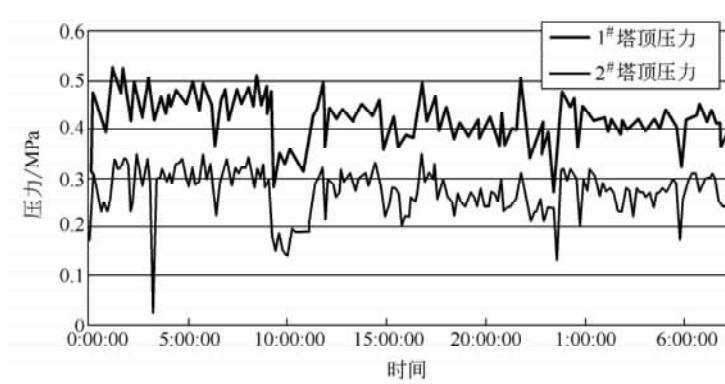


图 5-26 广东某厂双氧塔漂白两塔塔顶压力变化

六、目前国内氧脱木素技术存在的问题

增加中浓氧脱木素段，需要增加的设备有：中浓浆泵、中浓混合器、氧脱木素塔、喷放锅、洗浆设备（如真空洗浆机）、制氧站等。而且因为氧脱木素段的洗涤水固形物含量较低，送至碱回收时应增加蒸发站的蒸发面积，因此，相比传统的次氯酸盐单段漂和 CEH 三段漂，采用氧脱木素技术设备的投资较大。

中浓纸浆氧脱木素每吨浆需要蒸汽：200～300kg，电耗：50～60kWh，水耗：15～20m³；碱耗：25～28kg；氧耗：16～24kg。

因此，从经济上考虑，对较小生产规模（低于 5 万 t/年）的企业，氧脱木素的投入成本和运行成本均较高，对于国内的中小企业，只有不断提高企业的生产规模，氧脱木素才能真正推广使用。

国内生产实践证明，目前在国内造纸企业推广氧脱木素技术还需解决下述问题：提高生产规模到 5 万 t/年以上，优化产能匹配；解决纸浆同氧气的良好混合；改进洗涤设备装备水平，使进浆浓度提高，提高洗涤效率，如采用中浓 DD 洗浆机，稀释因子小，提取的废水浓度高，排水总量少，使碱回收蒸发站可以承受增加的负荷。

第三节 中浓纸浆过氧化氢漂白技术

中浓过氧化氢漂白技术主要应用于化学浆的漂白，相对于高浓过氧化氢漂白，虽然漂后浆白度有所降低，但流程不需增加浓缩设备（如双网压滤机），容易实现高效混合，因此，目前，中浓过氧化氢漂白技术得到了广泛的应用。

过氧化氢漂白主要是消除浆中的发色基团，直接提高漂浆白度，因为漂浆得率高，有人称为保留木素的漂白剂。过氧化氢（H₂O₂）是纸浆清洁漂白（ECF、TCF）中使用最广泛的漂白剂之一，过氧化氢漂白得率高，工艺适应性强，漂后浆稳定性好，返黄轻，因此过氧化氢一般用于多段漂白的末段漂白。

由于漂前纸浆中过渡金属离子（如 Mn²⁺、Cu²⁺、Fe³⁺ 等）的存在会使过氧化氢产生无效分解，从而降低过氧化氢漂白效果。因此，过氧化氢漂白一般首先要对纸浆进

行预处理（即螯合处理），除去纸浆中锰、铜、铁等金属离子。

通过常规过氧化氢漂白，纸浆中木素的发色基团被破坏，从而提高纸浆的白度，但由于常规过氧化氢漂白很少降解和溶出木素，因而难以大幅度提高漂后纸浆的白度。为了提高过氧化氢漂白段的漂白效果，除了加强漂前螯合处理、控制过渡金属离子含量之外，可以通过活化预处理和强化过氧化氢漂白段两种方法来增强脱木素和漂白作用。

一、中浓过氧化氢漂白所需的漂白化学品

（一）过氧化氢

1. 过氧化氢的物理化学性质

纯过氧化氢（ H_2O_2 ）为无色液体，室温下有少许气味，易分解释放出氧，是弱氧化剂，密度为 $1.45\text{g}/\text{cm}^3$ （无水， 20°C ），沸点 155°C ，融点 0.4°C ，黏度 $1.3\text{mPa}\cdot\text{s}$ 。

过氧化氢溶于水形成过氧化氢溶液，俗称双氧水，为无色透明液体，在碱性或中性条件下极不稳定，加热到 100°C 或遇重金属铜、铁、锰及紫外光、酶、铬酸、高锰酸钾等产生剧烈分解甚至爆炸，从而失去漂白作用。因此，双氧水应贮存于阴凉清洁的地方，远离热源，防止阳光直射，仓温不超过 30°C ，应与有机物、铬酸、高锰酸钾、金属粉末隔离存放，运输应选择早晚，搬运时应轻装轻放。

按 GB 1616—1988 规定工业过氧化氢分 3 种规格：27.5%、35%、50%，检测指标有含量、游离酸、不挥发物和稳定度四项，按不同规格和品级国际上各有不同的规定。

2. 过氧化氢的制备

过氧化氢的制备有电解法、醇类氧化法、蒽醌法。蒽醌法比前两种方法经济，因此得到普遍的应用，然而杜邦公司的氢氧直接合成法的合成成本是蒽醌法的 50%，该合成反应是在几乎不含有机溶剂的水中进行的，用载在活性炭上的铂、钯作催化剂，反应温度 $0\sim 25^\circ\text{C}$ ，压力 $2.9\sim 17.3\text{MPa}$ 。随着这种制备过氧化氢新工艺的出现， H_2O_2 的价格大幅度下降，这为 H_2O_2 在纸浆漂白中的应用创造了条件。

（二）螯合剂

在过氧化氢漂白中，纸浆中含有的某些过渡金属离子（如 Mn^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Fe^{3+} 等）会加速 H_2O_2 的分解，这些过渡金属离子的浓度在 $10^{-9}\text{mol}/\text{L}$ 时就会对 H_2O_2 的稳定性产生影响。

过渡金属离子对高温过氧化氢漂白的的影响至关重要，锰离子会使反应后的白度降低，而铜离子对白度的影响不大，但纸浆漂后黏度会下降，铁及亚铁离子对白度没有明显的影响，但同样会引起纸浆黏度的下降。

因此，过氧化氢漂白首先要控制漂前浆中金属离子的含量，虽然酸处理（即在 $\text{pH}1.5\sim 3.0$ 条件下对纸浆进行酸洗）可以去除这些过渡金属离子，但在生产中酸性环境易造成设备的腐蚀，而且在后续的漂白中要加碱来中和多余的酸，增加生产成本，同时酸洗除去大量的碱土金属离子（如 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} ），后续漂白段需要补充这些离子以改善过氧化氢漂白产生的黏度损失和得到最大的白度增值，这样也会增加生产成本。目前生产中常用的是通过添加螯合剂来除去过多的过渡金属离子。

碱性过氧化氢漂白常用的螯合剂有六配位基的 EDTA (乙二胺四乙酸)、八配位基的 DTPA (二乙撑三胺五醋酸) 及其衍生物, 添加螯合剂能够置换吸附在纤维上难溶的金属离子, 使其溶解并很容易通过洗涤除去, 特别是 Mn^{2+} , 使用 EDTA 或 DTPA 可以除去 90% 以上。采用 EDTA 或 DTPA 进行螯合处理时, 通常采用的条件是: pH5~6, 即弱酸性条件, 时间 30~60min, 温度 60~90℃, 在这种条件下, 既除去了大部分 Mn^{2+} 、 Cu^{2+} 、 Fe^{3+} , 又保留了相当多的 Mg^{2+} 和 Ca^{2+} , 进行过氧化氢漂白可以获得较高的白度和较低的过氧化氢的消耗。

(三) 硅酸钠 (Na_2SiO_3)

起缓冲和稳定作用。由于螯合时不能除去所有的能催化分解过氧化氢的金属离子, 尤其是铁离子残余较多, 在过氧化氢漂白期间, 这些金属离子被释放出来, 给过氧化氢漂白带来负面影响, 但当 SiO_3^{2-} 存在时, 这些金属离子会被络合, 其催化作用大大减少。有研究证明, 添加 3% 的 Na_2SiO_3 可以使蔗渣浆过氧化氢漂白白度提高约 4 度, 同时, 添加 Na_2SiO_3 可减轻浆料的黏度损失。

(四) 硫酸镁 ($MgSO_4$)

Mg^{2+} 水解可生成 $Mg(OH)_2$, 可以吸附过渡金属离子或与其生成不易氧化的络合物, 从而使金属离子失去活性, 有助于稳定过氧化氢。

二、中浓过氧化氢漂白反应的机理

(一) 常规过氧化氢漂白

在碱性介质中, H_2O_2 在碱性条件达到分解平衡:



介质 pH 越高, 反应向右移动, 当 pH 为 11.5 时, 溶液中约有 50% 的过氧化氢以 HOO^- 形式存在。

过氧化氢反应生成的过氧氢根离子 (HOO^-) 是一种新核试剂, 在常规过氧化氢漂白条件下的反应主要是 HOO^- 与木素侧链上的共轭羰基结构及双键反应, 破坏其发色基团。

同时, HOO^- 与木素苯环上醌式结构反应, 导致苯环开裂, 形成二元羧酸和芳香酸。

由前述可知, 常规过氧化氢漂白主要通过破坏木素中的发色基团 (如羰基、共轭双键、醌式结构等) 来提高纸浆白度。

(二) 活化预处理

为了提高常规过氧化氢漂白的效率, 可以采用添加活化剂的方法, 其原理就是添加乙酸、硫酸、氨基氰 H_2NCN 和双氰胺 $(H_2N)_2CNCN$ 等, 使反应生成过氧酸根离子, 过氧酸根离子比过氧氢根离子氧化能力更强, 从而大大提高过氧化氢的漂白能力。

(三) 高温/压力条件下过氧化氢漂白

在高温/压力条件下, 过氧化氢不仅反应生成 HOO^- , 还生成 $HO\cdot$ 、 $O_2^-\cdot$, $HO\cdot$ 及 $O_2^-\cdot$ 与木素的酚结构反应, 使木素的侧链断裂, 苯环结构氧化开裂, 增加木素分子的亲水性及溶解性, 从而提高脱木素效果, 进一步提高漂浆白度和白度稳定性。





由上可知,在压力高温过氧化氢漂白条件下,反应体系中含氧自由基增多,在羟基自由基 $\text{HO}\cdot$ 在 $\text{O}_2^{\cdot-}$ 的协同作用下既可以与木素的酚型结构反应,也可同木素的非酚型结构反应,使木素的侧链断裂碎解,大大提高脱木素率。

三、中浓过氧化氢漂白段的工艺条件及影响因素

(一) H_2O_2 用量

H_2O_2 用量对常规中浓过氧化氢漂白的影响如图 5-27 所示:

由 5-27 可知,随着过氧化氢用量的增加,纸浆漂后白度呈增加的趋势,但这种趋势增加到一定程度后逐渐平缓,也就是说当针对某一种纸浆,当纸浆达到一定白度后,增加过氧化氢用量对提高白度已不再有效。此时若要继续提高漂后浆的白度,可以采用漂前纸浆活化预处理或者采用压力/高温的反应条件。

(二) 漂白温度

常规过氧化氢漂白时增加反应温度,可以加速漂白反应的进行,但漂白温度过高,如采用高于 100°C 的温度,过氧化氢在金属离子的催化下的无效分解速度加快,同时,反应的选择性降低,漂后浆的白度反而降低,因此,常规过氧化氢漂白的温度一般在 90°C 左右。

如果要采用压力/高温过氧化氢漂白以进一步促进漂白反应,提高漂白效果,则漂前纸浆的预处理非常关键,浆中锰、铁等金属离子含量保持在较低的范围,是保证压力/高温过氧化氢漂白的前提条件。

(三) 漂白时间

漂白时的反应动力学决定中浓过氧化氢漂白时的温度和时间,在反应温度确定的条件下,延长反应时间,可以使过氧化氢反应更彻底、更完全,研究过氧化氢在反应中的残余量,如图 5-28 所示,在 90°C 时纸浆过氧化氢在 120min 左右时接近反应完全。

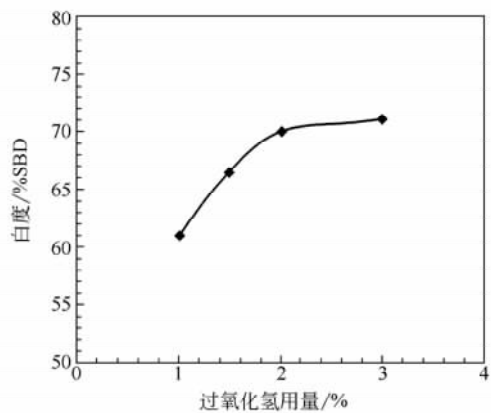


图 5-27 H_2O_2 用量对漂白结果的影响

注:浆浓 12%, 时间 120min, 温度 80°C ,
 Na_2SiO_3 1.5%, MgSO_4 0.2%

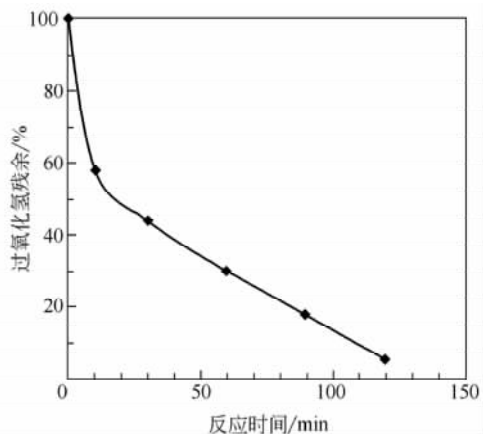


图 5-28 反应时间对漂白结果的影响

注:浆浓 12%, 温度 90°C , NaOH 1.6%,
 EDTA 预处理

(四) NaOH 用量

过氧化氢在碱性条件下生成 HOO^- ，碱性越强，反应向右进行，一般来说，中浓过氧化氢漂白的 pH 一般在 10.5~11.5，如果过氧化氢用量一定，Lachenal 等人的研究证明，增加碱用量，Kappa 值下降，当碱量增加到一定值后，Kappa 值将不再降低，因此，对应每个过氧化氢用量，碱用量有个较佳的范围。如过氧化氢用量为 2% 时，NaOH 用量为 2%~3%。

四、中浓过氧化氢漂白塔的结构及设计方法

(一) 结构选择

由中浓过氧化氢漂白的反应动力学可知：在反应开始后的 10~20min 时间内，过氧化氢消耗约 50%，反应速度较快，一方面，过氧化氢同纸浆产生漂白反应，另一方面过氧化氢在较高的温度下产生分解释放出氧气，因此，为防止过氧化氢在初始反应时还未同纤维产生接触便产生无效分解，一般来说，在这一阶段给纸浆施加一定的静压，利于过氧化氢同纤维反应，减少无效分解。体现在设备的结构上即采用升降流式漂白塔。

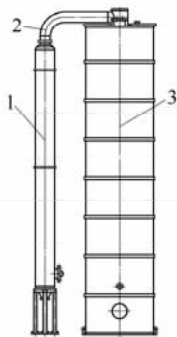


图 5-29 过氧化氢漂白的结构

1—升流塔 2—连接管
3—降流塔

漂白的后段采用降流式漂白塔，主要是由于过氧化氢的漂白反应的持续的时间较长，塔体体积较大，降流塔可以采用较大的直径而不会出现沟流和滞流的现象，降流塔易于制造，而且降流塔在塔底易于稀释出料，因此，目前生产中普遍应用的结构如图 5-29 所示。

(二) 各部分结构的设计计算

1. 容积计算

由前面分析可知，纸浆在升流塔内的停留时间约 10~20min，因此，以 5 万 t/年的产量计算，升流塔的容积约为： $10\sim 20\text{m}^3$ ，若漂白总时间为 120min，则降流塔有效容积约为： $115\sim 105\text{m}^3$ 。

2. 直径及高度计算

综合考虑工艺、制造以及稳定性等各方面因素，降流塔的高径比应在 8 左右，但是值得注意的是此时代入计算的降流塔的容积并不是有效容积，因为纸浆在塔顶要考虑中浓纸浆堆积角，一般取 45° 角，加上液位变化的有效范围，顶部无效高度的数值应取与直径相同；在塔底要考虑纸浆稀释的浆位，即纸浆的浓度、温度等参数发生变化、漂白反应接近终止的位置，一般来说，这个位置高度取 2m，因此可以通过解下列简单的方程组求得降流塔的直径：

$$\begin{cases} \frac{\pi D^2}{4} H = V \\ H = 8D - D - 2 = 7D - 2 \end{cases} \quad (5-7)$$

式中 H ——降流塔塔体高度，m

D ——降流塔直径，m

V ——降流塔有效容积, m^3

如降流塔有效容积为 $110m^3$, 降流塔的直径约为 $2.8m$ 。

高径比的选择对降流塔的有效容积有较大影响, 选择较小的高径比, 固然可以降低制造成本, 但造成无效容积增大。且直径越大, 底部稀释混合越不均匀, 不利于纸浆漂白的均匀性。相反, 较大的高径比会增加塔体的制造成本。

升流塔的直径的选取一般基于两个原则: 一是在不超过降流塔的高度的基础上越高越好, 利于中浓纸浆在塔内的流动; 二是塔筒体周长圆整至 $1.5m$ 或 $3m$ 的倍数。这样, 可以减少制造的损耗 (一般钢板规格为 $1.5m \times 6m$)。如果纸浆产量较小, 升流塔可以用升流管来替代, 管径一般取 $DN500mm$ 。

(三) 材料

对于过氧化氢漂白, 纸浆中金属离子的含量直接影响漂白的效果, 因此, 一般不采用易生锈的碳钢材料, 常用于制作过氧化氢漂白塔的材料有 316L (00Cr17Ni14Mo2) 或 304 (0Cr18Ni9)。

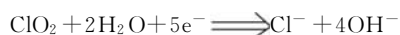
第四节 中浓纸浆二氧化氯漂白技术

一、二氧化氯漂白所需的漂白化学品

1. 二氧化氯的性质

二氧化氯为黄红色气体, 带有辛辣气味, 密度 $3.09g/L$ ($11^\circ C$), 熔点为 $-59.5^\circ C$, 沸点为 $9.9^\circ C$ (常压), 二氧化氯的挥发性较大, 易从溶液中逸出, 当与空气混合时易产生爆炸 (体积浓度超过 10% 时), 因此, 造纸工业使用二氧化氯作为漂白剂时二氧化氯一般都是现场制备, 即制即用。

在酸性条件下, 二氧化氯具有较强的氧化性, 如下式所示:



在水中, 二氧化氯和氢氧根离子 (OH^-) 反应生成氯酸盐离子和亚氯酸盐离子:



Rapson 指出, 当 pH 低时二氧化氯转化成 ClO_3^- 的比例较大, 而 pH 较高时转化成 ClO_2^- 的比例较大, 这些反应均会使二氧化氯失去氧化能力, 经研究, 二氧化氯漂白终点 $pH3.8$ 时, 氯酸盐和亚氯酸盐的含量最少, 因此对漂白最为有利。

2. 二氧化氯的制备

二氧化氯一般都是通过还原剂在酸性介质中还原氯酸钠制得, 目前国内造纸企业引进的二氧化氯发生器大多采用 R 法, 这种方法是在 1946 年加拿大的 Rapson 教授首先发明的。他以二氧化硫为还原剂, 将其加入氯酸钠反应制得二氧化氯, 这是最早期的 R 法, 称之为 R1 法。随后经过 Rapson 及其他人改进, 产生了 R2、R3、R4 直到目前的 R13 法, 国内用得较多的是 R6 法和 R8 法。

R6 法使用氯化钠电解装置生产氯酸钠电解液, 再以盐酸为原料还原氯酸钠而生成二氧化氯, 如下式所示:



R6 法制备二氧化氯的流程如图 5-30 所示：

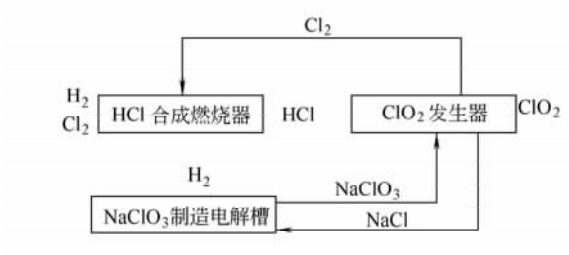
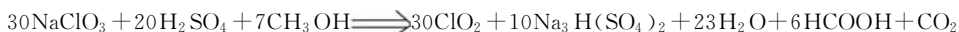


图 5-30 R6 法制备 ClO_2 示意图

氯碱工段送来氯气和氢气分别入 HCl 合成燃烧器内，生成氯化氢气体，用脱盐水吸收生成 HCl，供 ClO_2 发生器和 NaClO_3 反应槽用，多余部分经洗涤槽用 NaOH 吸收生成次氯酸钠，送到浓氯酸钠进料槽。由 ClO_2 发生器排出盐水经反应器和冷却器进入 NaClO_3 电解槽，利用密度变化，氢气由除气器排出，盐水不断循环经反应器将氯酸钠置换到浓氯酸钠进料槽，再经冷却过滤及冷冻到 ClO_2 发生器反应产生 ClO_2 。

R8 法则是以甲醇为还原剂生产二氧化氯，如下式所示：



同时，存在副反应：



R8 法制备 ClO_2 的流程如图 5-31 所示：

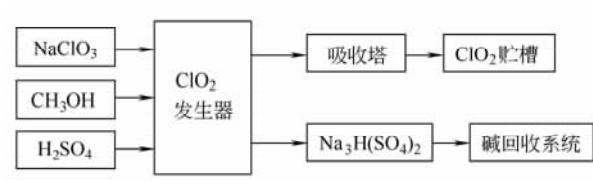


图 5-31 R8 法制备 ClO_2 示意图

氯酸钠用热水溶解、过滤，泵送到二氧化氯发生器，添加硫酸、甲醇，真空度 0.016MPa (120mmHg)、酸度为 8、温度 71℃ 的条件下，通过加热和泵送内部循环反应，生成二氧化氯气体和芒硝晶体，二氧化氯气体经冷却至约 40℃，进入吸收塔，使用温度为 7℃ 的冷冻水吸收，得到浓度约为 10g/L 的二氧化氯水溶液备用，芒硝送到碱回收系统。

二、二氧化氯漂白反应的机理及反应动力学

二氧化氯漂白时，二氧化氯与木素的反应不同于氯气与木素的反应。酸性条件下，二氧化氯与木素的反应以氧化为主，反应后木素多降解为有机酸类物质，而氯气以亲电取代为主，氯化后木素降解生成较多的氯代酚，是主要的环境污染物。

Teder 等人通过试验描述了纸浆进行二氧化氯漂白的反应动力学，以纸浆中发色基团数量为变量的表达式如下：

$$-\frac{dk_{457}}{dt} = k[\text{ClO}_2]^{0.5}[\text{H}^+]^{0.3}(k_{457} - k_{457\infty})^3 \quad (5-8)$$

式中 k ——系数

k_{457} ——457nm 时的光吸收系数

$k_{457\infty}$ ——不可去除的发色基团在 457nm 时的光吸收系数

由这个表达式可知反应初始时发色基团的脱除非常快，但是当接近漂白终点的时候，反应速率将减小。

三、二氧化氯漂白段的工艺条件及影响因素

(一) pH 值

由前述二氧化氯的化学性质可知，保持二氧化氯漂白终点 pH 为 3.8 左右时，二氧化氯漂白效率最高。

二氧化氯漂白纸浆的 pH 随着漂白时间的延长，纸浆的 pH 逐渐降低到一个较低的值，如图 5-32 所示。

由于二氧化氯容易从浆中逸出，产生爆炸等危险，一般生产中在漂白结束时添加少量碱调节 pH 到 6~7，一方面使残余二氧化氯反应生成氯酸盐避免二氧化氯逸出产生危险，另一方面，减少对后续洗浆等工段产生腐蚀。

(二) 漂白时间和温度

Teder 等人的研究表面，二氧化氯与纸浆反应时二氧化氯的消耗与温度呈直线关系，如图 5-33 所示。

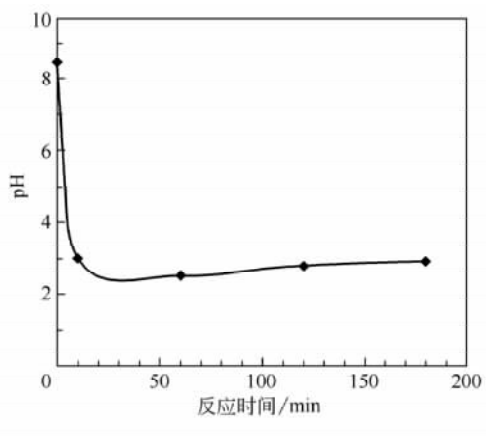


图 5-32 二氧化氯漂白时纸浆 pH 的变化

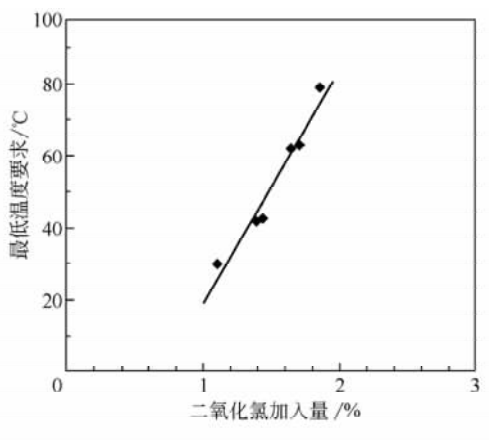


图 5-33 二氧化氯漂白反应温度的影响

二氧化氯漂白时反应时间对白度的影响如图 5-34 所示。

由图 5-34 可知，当反应时间超过 180min 时，白度基本不再增加。

综合温度和时间因素，除了按最低温度要求确定反应温度的范围之外，可以适当提高反应温度，从而缩短漂白时间。

(三) ClO_2 用量

就单段二氧化氯漂白而言，二氧化氯加入量与反应最终白度的关系如图 5-35 所示。

当 ClO_2 的加入量超过 1% 时, 白度不再增加, 对于多段漂 ClO_2 的加入量同样存在一最佳值, 这需要根据不同流程来确定。

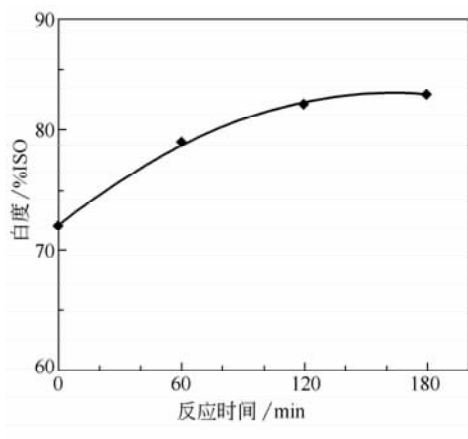


图 5-34 二氧化氯漂白反应时间的影响

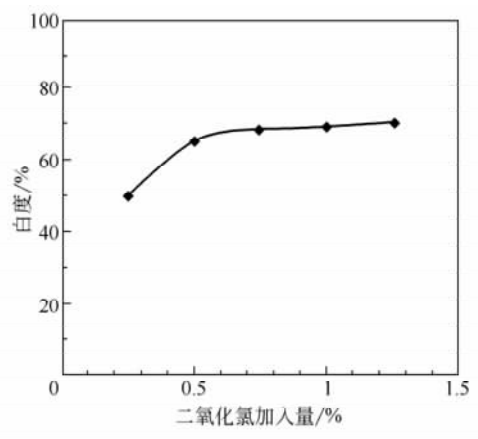


图 5-35 二氧化氯加入量的影响

四、二氧化氯漂白塔的结构及设计方法

出于同过氧化氢漂白同样的原因, 二氧化氯漂白同样采用升降流式漂白塔, 结构选择及设计计算方法参见本章第三节过氧化氢塔的设计。

二氧化氯漂白塔一般采用碳钢板内衬防酸砖的结构, 耐酸砖采用乙烯基酯树脂配成耐腐蚀胶泥砌成, 从而使漂塔可以在较低的 pH 下进行二氧化氯的漂白反应。

第五节 中浓纸浆漂白的流程

由于环境保护的要求及市场对高白度漂白浆的要求, 目前我国, 不管是新建项目还是改造项目, 纸浆的漂白技术只能是中高浓纸浆清洁漂白技术 (ECF 或 TCF), 但一般很难采用单段漂白就可以使纸浆达到高白度, 如果使用多段漂白, 则流程的选择存在多样性, 流程的制定均需要根据实际情况, 如浆种、漂后浆的要求、漂白成本要求、漂白段投资要求等。

就漂白成本而言, 对于相同的产量, 使用 ECF 及 TCF 技术的投资均较传统低浓漂白要大。如使用氧脱木素技术, 需要增加制氧站、中浓浆泵等, 而使用二氧化氯漂白技术, 也需要增加二氧化氯发生器, 这些设备的增加不仅导致投资的增加, 也使运行成本大大增加, 这些增加需要依靠提高产品的档次, 或者加大生产规模来抵消。

如果要通过较短的流程而将纸浆 (木浆或非木浆) 漂白到高白度, 使用氧脱木素技术进行深度脱木素是较好的选择, 这样可以大大降低后续漂白的难度, 减少后续漂白的段数和漂白化学品的用量。在投资允许的情况下, 采用两段氧脱木素可以使脱木素率大大增加。

氧脱木素后的纸浆通过两段二氧化氯漂白及一段氧碱抽提可以漂白到 86%ISO 以上 (即 O-D₁-E-D₂)，国内引进的多条生产线均证明了这一点。但二氧化氯漂白投资较大，如果产品规模在 5 万 t/年以下，可以采用预处理技术 (活化及螯合金属离子) 的过氧化氢漂白，国内有生产实践证明，使用 O-Q-P，同样可以使纸浆漂到 80%ISO 以上。

对于 CEH 系统的改造，可以在末段加一段过氧化氢漂白，可以大大减少前面氯化及次氯酸盐漂白的用氯量，或者再使用酶处理取代氯化段，则废水的污染负荷也相应大大降低。

下面针对常用的几种浆种给出其漂白流程以供参考。

一、硫酸盐木浆的漂白

(一) 硫酸盐桉木浆的漂白

可采用 O-D/C-E₀-D，国内广西有一纸浆厂采用此流程。根据工程实践，下面工艺参数可作为参考：

氧脱木素段：浆浓 11%，温度 100℃，时间 60min，塔顶压力 0.35MPa，pH 10.5~11，NaOH 用量 26kg/t 浆，O₂ 用量 24kg/t 浆。

D/C 段：浆浓 9.5%，温度 45℃，时间 35min，pH 1.5~2，ClO₂ 用量 22kg/t 浆，Cl₂ 用量 22kg/t 浆，氯气取代率 50%。

E₀ 段：浆浓 11.2%，温度 65℃，时间 15min/75min，压力 0.25MPa，pH 10.5~11，NaOH 用量 30kg/t 浆，O₂ 用量 5kg/t 浆。

D 段：浆浓 10.2%，温度 75~80℃，240min，pH 4~4.5，NaOH 用量 5~10kg/t 浆。

(二) 硫酸盐马尾松浆的漂白

可采用 O-D/D+C-E₀-D，国内福建有一纸浆厂采用此流程。下列工艺参数可作为参考：

原料：马尾松 (原浆 Kappa 值 26~30)，产量：5 万 t/年。

氧脱木素段：氧气用量 2%，MgSO₄ 用量 0.5%，用碱量 2.5%，塔底压力 0.6MPa，塔顶压力 0.4MPa，反应时间 60min，反应温度 100℃，漂后纸浆 Kappa 值降至 15，脱木素率约为 50%。

D/D+C：用氯量 2%，二氧化氯替代率 50%，漂浆浓度 3%~3.5%，pH 2.0，漂白温度 45℃，漂塔容积 150m³。

E₀ 段：用碱量 2.5% (NaOH)，浆浓 10%，反应温度 75℃，反应时间 30min/60min，氧压 0.4MPa。

D 段：加碱调 pH，用碱量约 0.3%，漂浆 pH 4.5，二氧化氯用量 0.8%，漂白浆浓 10%，漂白温度 70℃，漂白时间 60min/180min，漂后浆白度 86%ISO。

漂白流程如图 5-36 所示。

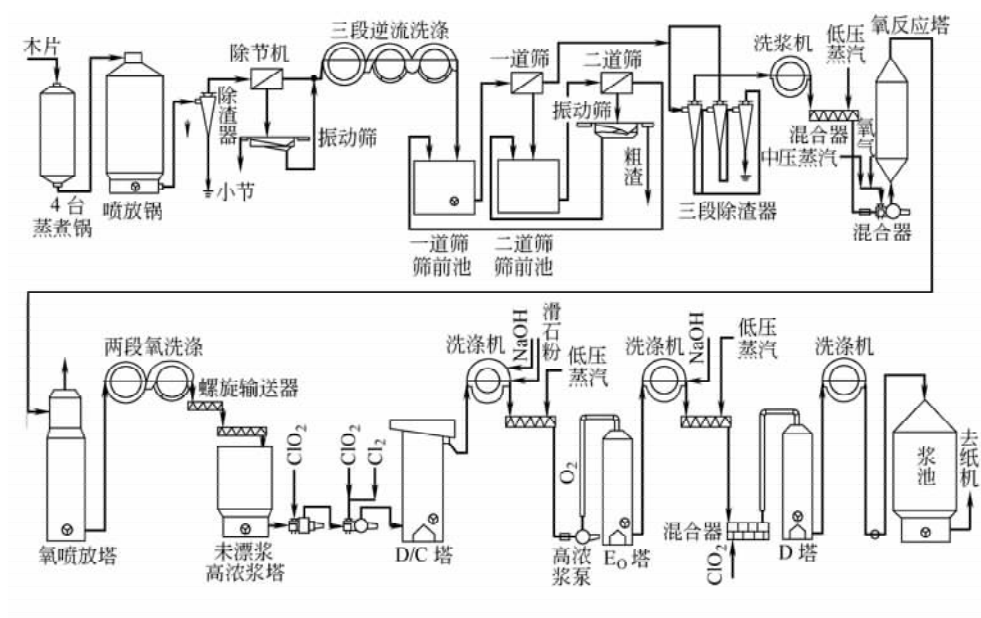


图 5-36 福建某纸浆厂采用的漂白流程

二、硫酸盐法竹浆的漂白

(一) C/D-E-H-D

广西有一纸浆厂采用此流程进行硫酸盐竹浆的漂白，下列工艺参数可作为参考：

原浆硬度： KMnO_4 值 10。

C/D段：氯气用量 1.5%；二氧化氯用量 0.6%，漂浆浓度 3%，漂白温度 50℃，漂白时间 40min。

E段：用碱量 2% (NaOH)，浆浓度 10%，反应温度 50℃，反应时间 120min。

H段：漂液用量 1.0% (有效氯)，漂浆浓度 8%~10%，漂白温度 37℃，漂白时间 180min。

D段：二氧化氯用量 0.8%，漂浆浓度 10%，漂白温度 70℃，漂白时间 180min，漂浆 pH3.8，漂后浆白度 86%ISO。

(二) O-C/D-E₀-D

四川有一纸浆厂采用此流程生产 88~90°GE 的高白度漂白竹浆，设计产量 160t/d。生产漂白浆的工艺参数如下：

氧脱木素加入 NaOH、 MgSO_4 、氧气，加入量分别为 2%、0.5% 和 1.5%，反应时间 60min，反应温度：90~100℃，Kappa 值降低 40%~45%，送喷放锅停留 30min，经洗浆机降低残碱，洗涤液加温至 80℃ 后用于粗浆末段洗浆。

C/D段 Cl_2 与 ClO_2 各 50%。总有效氯加入量为 3.9% (对浆)，浆浓度为 3%~3.5%，温度为 40~50℃，停留时间 45min。

E₀段氢氧化钠和氧气加入量分别为 2.5% 和 0.5%，浆浓度 11%~12%。停留时间预反应管 30min，浆塔 60min。

D段: ClO_2 加入量为 1.2%, 浆浓度 9%~10%, 温度 60~70°C, 停留时间预反应管 60min、漂塔 180min。漂白用浆用 SO_2 处理 (2~3kg/t 浆), 进入中浓贮浆池。

参 考 文 献

- [1] B. C. Larisch and S. J. B. Duff, "Effect of H_2O_2 and DTPA on the Characteristics and Treatment of TCF and ECF Kraft Pulping Effluents", *Wat. Sci Tech.* Vol. 35, No. 2-3, P163-171
- [2] 安国兴. 纸浆氧脱木素技术的现状和发展趋势. *中国造纸*, 1998. 7, No. 4, P59-64
- [3] 杨荣东. 浅谈制浆技术的发展. *岱宗学刊*, 1997 年第 4 期, P93
- [4] 戴红旗, 曹云峰. 氧脱木质素技术的应用前景. *林产工业*, 1996 年第 23 卷第 2 期, P33-35
- [5] 修慧娟等. 氧脱木素的预处理. *西南造纸*, 2001. 6, P10-11
- [6] 曹邦威编译. Lincoln 厂改造投产了美国第一套双氧漂白系统. *world pulp and paper*, Vol. 20, No. 5, P36
- [7] 黄六莲. 纸浆漂白技术的发展. *福建轻纺*, 2004 年 11 月第 11 期, P4-8
- [8] 安国兴. 减轻和消除漂白废水污染的最有效方法—氧脱木素. *纸和造纸*, 1997 年第 6 期, P7-8
- [9] 王习文等. 表面活性剂强化的氧脱木素的研究. *中国造纸学报*, 2003 年第 18 卷第 2 期, P43-46
- [10] 赵建等. 桉木常规 KP 浆和 RDH 浆的氧脱木素研究 (II). *中国造纸学报*, 2003 年第 18 卷 No. 1, P35-38
- [11] Carlton W. Dence and Douglas W. Reeve, *Pulp Bleaching Principles and Practice*, 1996
- [12] 罗叔夫译. 桉木硫酸盐浆氧脱木素的动力学. *广东造纸*, 1995 年 No. 2, P38-41
- [13] Vincent A. H., et. Al. *Appita*, 1994, 47 (3), P217
- [14] 崔科从等. 漂白技术的科研与实践. *西南造纸*, 2001 年 3 月, P20
- [15] 欧阳晓嘉等. 竹子制浆工艺技术及污染控制. *西南造纸*, 2002. 6, P4-6
- [16] 戴云. 化学浆的氧气漂白. *纸和造纸*, 1994 年 7 月第 3 期, P13-14
- [17] 周学飞. 硫酸盐浆氧脱木素工艺参数的影响及其优化的研究. *中国造纸学报*, 1998 年第 13 卷, P10-15
- [18] 马邕文等. 马尾松硫酸盐浆单段氧脱木素最佳工艺条件的研究. *广东造纸*, 2000 年第 2 期, P12-16
- [19] 赵建等. 桉木常规 KP 浆和 RDH 浆的氧脱木素研究 (I). *中国造纸学报*, 2003 年第 18 卷 No. 1, P31-34
- [20] 赵建等. 杨木硫酸盐浆氧脱木素的研究. *中国造纸学报*, 1997 年第 12 卷, P30-34
- [21] 陈嘉川等. 麦草 NaOH AQ 浆氧脱木素特性的研究. *中国造纸学报*, 2002 年第 17 卷第 2 期, P15-18
- [22] S. Martikainen 等. 多段氧脱木素工艺-老厂改造的应用经验. *中国造纸*, 1996 年 3 月, 第 2 期, P18-21
- [23] 张鉴富. 纸浆的两种氧漂方法. *纸和造纸*, 1998 年 7 月第 4 期, P16
- [24] C. P. J Benington etc., Motion of Pulp Fibre Suspensions in Rotary Device, the *Candian Journal of Chemical Engineering*, Volume 69, February 1991, P251
- [25] 陈克复. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994, P32
- [26] 曲文海等. 压力容器与化工设备实用手册. 北京: 化学工业出版社, 2000, P4
- [27] 乔军等. 世界纸浆工业全无氯漂白发展概况. *林产工业*, 1998 年第 25 卷第 5 期, P5-7

- [28] Sinkey J. D. and Thompson N. S., *Pap. Puu.*, 1974, No. 5, P473-486
- [29] Zhang Zeng 等. “Influence and Control of Metal Ions; An Investigation into High Temperature Peroxide Bleaching”. *华南理工大学学报*, 2000. 2, 第 28 卷第 2 期, P35-41
- [30] 黄方等. 预处理和添加硅酸钠对草浆过氧化氢漂白的影响. *纤维素科学与技术*, 2000. 12, 第 8 卷第 4 期, P27-31
- [31] J. R. Anderson. 过氧化氢在化学制浆漂白中的应用. *造纸化学品*, 2001 年第 3 期, P21-27
- [32] 赖玉荣等. 木素在过氧化氢漂白条件下的反应. *中国造纸学报*, 2005 年第 20 卷第 2 期, P203-206
- [33] Josef Gierer, *Basic Principles of Bleaching*, *Holzforschung*, 1990, 44 (6): 395
- [34] Josef Gierer, Finn Imsgard, *The Reactions of Lignins with Oxygen and Hydrogen Peroxide in Alkaline Media*, *Svensk Papperstidning*, 1977 (16): 510
- [35] Josef Gierer. Formation and Involvement of Superoxide (O_2/HO_2) and Hydroxyl (OH) Radicals in TCF Bleaching Presses; A Review, *Holzforschung*, 1997, 51 (1): 34
- [36] Josef Gierer. Erquan Yang, *The Role of Superoxide Anion Radicals (O_2) in Delignification*. *Proceeding of 7th ISWPC, Beijing*, 1993. 240
- [37] Josef Gierer, Erquan Yang. *The Reactions of Hydroxyl Radicals with Aromatic Rings in Lignins, Studied with Creosol 4-Methylveratrol* *Holzforschung*, 1992, 46 (6): 495
- [38] Lachenal, D., De Choudens, C., Monzie, P., *Tappi J.* 63 (4): 119, 1980
- [39] Teder A., and Tormund, D., *CPPA Trans. Tech. Sect.* 3 (2): TR41 (1977)

第六章 高浓纸浆漂白技术

第一节 概 述

高浓技术应用于制浆造纸工业的历史比中浓技术还长，有些单元操作中浓技术是无法替代的，例如高浓输送技术与高浓浆泵、高浓混合技术与高浓混合器、高浓漂白与高浓漂白设备等，仍然在制浆造纸工业中普遍使用。高浓制浆技术与中浓制浆技术一样，对节约能源、减少环境污染具有重要的意义，对它的经济效益及对造纸工业的影响，也逐渐得到造纸界充分的认识。

纸浆在高浓条件下，用不含氯漂白剂如氧、过氧化氢及臭氧进行漂白，就分别为高浓纸浆氧漂白、高浓纸浆过氧化氢漂白及高浓纸浆臭氧漂白。目前工程上应用较多的是高浓纸浆过氧化氢漂白及高浓纸浆臭氧漂白。对高浓纸浆氧漂白，虽已逐步被中浓纸浆氧漂白替代，但在国际上还有些制浆厂仍采用高浓氧漂白技术。

1956年前苏联开始用氧碱对未漂白高浓纸浆进行脱木素的研究，20世纪60年代后期高浓氧漂白工艺通过了中间规模试验，第一套高浓氧漂白装置于1970年在南非投产。在后来的研究中，解决了防止氧漂白时纸浆强度的下降等氧漂白的主要技术难题，从此才加速了高浓氧漂白工业化的进程。可以说，氧漂白技术的发展，首先应归功于高浓氧漂白技术的开发和研究。目前还有一些纸浆厂的氧漂白生产线采用高浓氧漂白技术，最大的高浓氧漂白装置为1000t/d（风干浆）。

高浓纸浆过氧化氢漂白目前仍存在不少待研究的问题，例如：高浓纸浆与漂白剂的高效高均匀度混合，把纸浆浓度提高到高浓（特别是30%以上）的高效浓缩技术等。机械浆的高浓过氧化氢漂白始于20世纪80年代，目前已在欧美各国生产，采用一段高浓漂白的白度增值可达15%ISO以上。对高得率化机浆，特别是BCTMP、PRC~APMP等的过氧化氢漂白，可采用高浓漂白或中浓漂白。对化学浆，近来有以过氧化氢漂白替代二氧化氯漂白的趋势，但均以中浓漂白为主，较少采用高浓漂白。

臭氧漂白的浓度采取高浓还是中浓，各厂的经验不尽相同。在美国北部的阔叶木浆，有研究认为，臭氧漂白的浆浓取30%以上为最佳；但也有在低浓条件下进行草浆臭氧漂白的研究，并取得较好效果。臭氧漂白在我国的研究才刚刚起步，还远没有进行生产性试验，其漂白最佳工艺及纸浆浓度值还有待于进一步研究。

本章着重讨论高浓纸浆漂白技术的通用流程、高浓氧漂白、高浓过氧化氢漂白以及高浓臭氧漂白，同时讨论相应的设备。

第二节 高浓纸浆漂白的流程及设备

一、流 程

高浓纸浆过氧化氢漂白的一般流程如下：

洗涤后纸浆→双网挤浆机→螺旋输送机→高浓浆泵→高浓混合器（与漂白化学品混合）→螺旋送料器→疏解机→高浓漂白反应塔→
中和塔
喷放锅→洗涤

用于机械浆或化机浆的高浓过氧化氢漂白流程如图 6-1 所示，其漂白化学品是在进入混合器之前的输送管路上加入的。

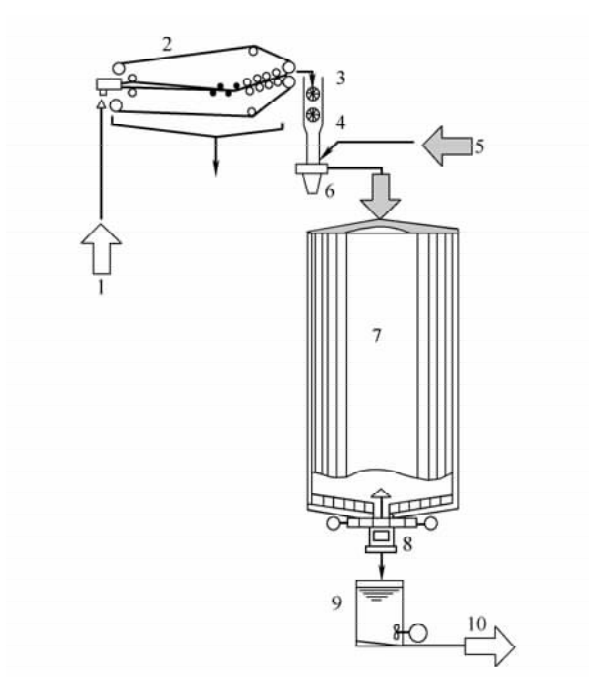


图 6-1 机械浆及化机浆的高浓过氧化氢漂白流程图

- 1—进浆 2—双网挤浆机 3—疏解机 4—螺旋输送机
 5—漂白化学品 6—盘式高浓混合器 7—高浓漂白塔
 8—下料器 9—中和塔 10—纸浆送去洗涤

挤浆机主要是用于浓缩纸浆，进浆浓度在 4%~6%，出浆浓度要求可达到 30% 以上，目前常用的挤浆机有双网挤浆机，螺旋挤浆机等。

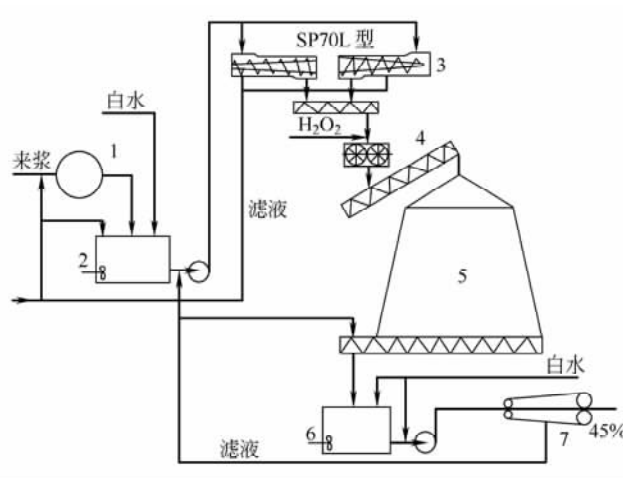
高浓浆泵主要用于常压高浓氧漂白的纸浆输送，对于高浓纸浆输送距离较长的常压漂白，也会用到高浓浆泵，因为高浓浆泵具有一定的出口压力。目前常用的高浓浆泵为容积式高浓浆泵。

图 6-2 所示的是采用另一类不同设备的高浓纸浆过氧化氢漂白流程；纸浆在高浓漂白塔内停留时间约 2h，高浓纸浆在排出漂白塔之后才稀释到 4% 左右进行中和。

高浓氧漂白的流程如图 6-3 所示。纸浆洗涤后通过双网挤浆机增浓，浓度范围一般控制在 25%~28%，用螺旋输送机送入高浓浆泵及高浓混合器与蒸汽混合加温。纸浆经疏解机疏解后进入反应塔，氧气从漂白塔下部加入。漂白后纸浆在塔底稀释区稀释后排出。

二、高浓纸浆漂白的主要设备

从上可看出，高浓漂白的基本生产流程所需要的设备主要是：①双网挤浆机；②高浓浆泵；③高浓混合器；④高浓漂白塔及其排料装置。

图 6-2 CTMP 的高浓 H_2O_2 漂白流程

1—浓缩机 2—浆池 3—螺旋挤浆机 4—双辊混合器 5—高浓漂白塔
(浓度 28%) 6—中和塔 7—双网浓缩机

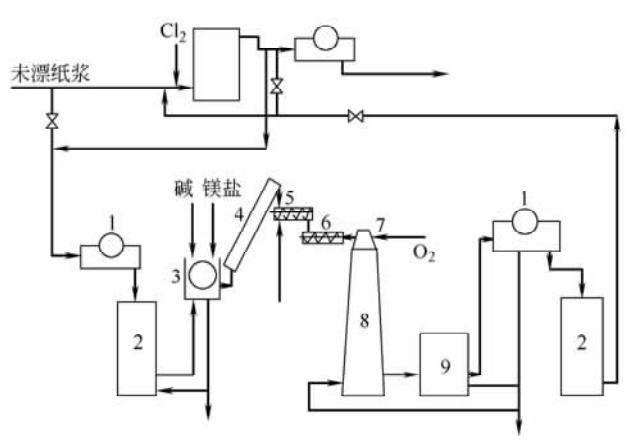


图 6-3 化学木浆的高浓氧漂白流程图

1—洗浆机 2—贮浆机 3—挤浆机 4—螺旋输送机 5—高浓浆泵
6—高浓混合器 7—疏解机 8—高浓漂白塔 9—喷放罐

高浓混合器对高浓氧漂白及高浓过氧化氢漂白均是必需设备，用于高浓纸浆与蒸汽或漂白化学品的高均匀度混合，目前常用盘式高浓混合器及转子高浓混合器。

高浓纸浆的氧漂白塔是带压装置，为了塔底排料的方便，常在塔的底部设置稀释区，从而使塔的上部主体部分的纸浆浓度能保持一致，也有利于温度及浓度的控制。纸浆在稀释区排出。

对过氧化氢漂白塔，一般不在塔底部加设稀释区使塔上下部位的纸浆浓度保持一致。在塔底部设计了特殊的卸料装置，这种排料装置由特殊刮浆板和螺旋送料器组成，特殊刮浆板安装于塔内，在连续旋转时不断按一定量连续把纸浆刮到塔底，安装于塔底的螺旋送料器及时把纸浆排出。这样准确地控制了排出量，给下一步工序的浓度平衡提供了很大方便。

第三节 容积式高浓浆泵

这里所指的容积式高浓浆泵是一种针对高浓纸浆的特性设计的特殊的旋转式容积泵，目前主要有三种：齿轮式高浓浆泵，双螺杆高浓浆泵，带梅花瓣状刮片的单转子高浓浆泵（简称单转子高浓浆泵）。但是，双螺杆高浓浆泵输浆浓度较低，不能用于工程实际的高浓纸浆输送，这里就不做介绍。

一、齿轮式高浓浆泵

如图 6-4 所示，纸浆从上面自由落入高浓浆泵的喂料螺旋中，并被送至装在平行轴

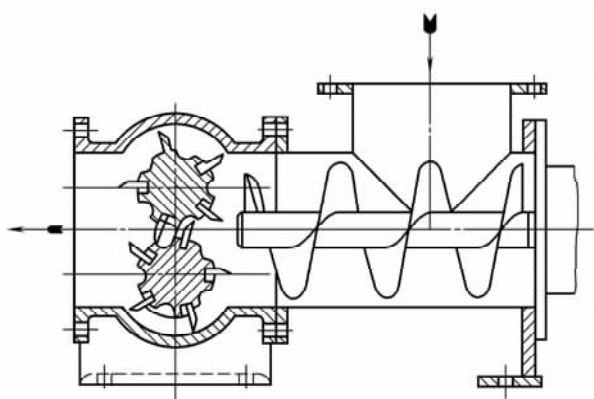


图 6-4 齿轮式高浓浆泵结构示意图

上的两个转子的叶片间的空间，这两个转子可以看作两个特殊的齿轮，像齿轮泵一样将纸浆输送出去。两个转子的一端由一对齿数为 1:1 的齿轮联结起来，使两转子作角速度为 1:1 的相对运动，一个转子的叶片尖端部分与另一转子的凹槽，在理论上做等间隙的“共轭”啮合。

(一) 啮合曲线

由于高浓纸浆是絮聚性很强的纤维团，在受到挤压时，除了纸浆中的水可自由流动之外，纤维块是

不易在正压力的作用下向侧面运动的，因而容易楔入各机件的细小间隙中或共轭曲面的接触线附近。这种挤干了的纤维团在楔入彼此做相对运动的表面之间以后，产生很大的摩擦力，使机件容易磨损，能耗增大，甚至损坏机件或者破坏共轭运动。为此，高浓浆泵应该具有如下两个特点：

① 做等间隙相对运动的机件表面间应尽量形成刮片式的“接触”，如图 6-4 中转子叶片尖部与泵壳上下腔壁之间就是这样。

② 两转子的空间最好的啮合关系是理论上的“线”（叶尖）与“面”（凹槽）的啮合，这是这种高浓泵转子形状为什么与一般容积泵（如罗茨泵、齿轮泵）的转子差别这么大的主要原因。

国内外生产这种齿轮式高浓泵，不管转子的形状如何复杂多样，但在转子任一横截面上的基本啮合关系可以简化为图 6-5 所示的关系，也就是已知叶片尺

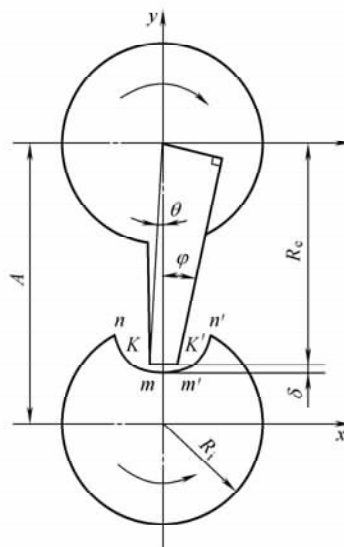


图 6-5 转子横截面的啮合示意图

寸, 求与之啮合的凹槽尺寸。

已知叶尖宽度 $\overline{KK'}$ = 2B, 一般 $2B = 1 \sim 6\text{mm}$ 。

凹槽的基本曲线为点 K 与 K' 点的相对运动轨迹——延长外摆线的等距线, 即两段对称的曲线 mn 与 m'n'。其参数方程为:

$$\left. \begin{aligned} x &= R_e \sin(2\varphi + \theta) - A \sin\varphi + \frac{2R_e \sin(2\varphi + \theta) - A \sin\varphi}{\sqrt{4R_e^2 + A^2 - 4R_e A \cos(\varphi + \theta)}} \delta \\ y &= A \cos\varphi - R_e \cos(2\varphi + \theta) - \frac{2R_e \cos(2\varphi + \theta) - A \cos\varphi}{\sqrt{4R_e^2 + A^2 - 4R_e A \cos(\varphi + \theta)}} \delta \end{aligned} \right\} \quad (6-1)$$

式中 A——中心距, mm

R_e ——转子叶片半径, mm

δ ——啮合间隙, 一般取 0.3~1mm

φ ——方程参数 (度), 即两转子做 1:1 的纯滚动时相对图示位置 ($\varphi = 0$) 的转角

θ —— KK' 为直线时; $\theta = \arctg \frac{B}{R_e}$

KK' 为半径等于 R_e 的圆弧时:

$$\theta = \arcsin \frac{B}{R_e}$$

很显然, K 点与 $m'n'$ 啮合至如图 6-5 所示位置这一瞬间之后, 就变为 K 与 mn 的等间隙啮合, 则 m 和 m' 点的坐标就等于 $\varphi = 0$ 时式 (6-1) 的所得值。由于叶尖宽度相对的小, m 和 m' 点之间用直线联结起来即可。

进行转子的主要参数计算时, 还应考虑叶片斜面 KP' 与凹槽尖点 n' 的干涉问题及转子啮合的重叠系数是否大于等于 1 等两个问题。

(二) 输浆性能

在无损于计算结果的准确性的前提下, 为了演绎的方便, 我们将实际的转子简化为图 6-6 所示, 叶尖变成一点, 并令 $\delta = 0$, 这时凹槽的基本曲线方程式是:

$$\left. \begin{aligned} x &= A \sin\varphi - R_e \sin 2\varphi \\ y &= A \sin\varphi - R_e \cos 2\varphi \end{aligned} \right\} \quad (6-2)$$

如图 6-6 所示位置, 当两个转子都转过一微小角度 $d\varphi$ 时, 其容积变化量, 即泵送的理论瞬时容积

$$dV = \frac{1}{2} (R_e^2 d\varphi - R^2 d\varphi) L \quad (6-3)$$

式中 R——基本曲线上一点的半径, mm

L——转子的轴向工作长度, mm

由式 (6-2)

$$\text{求得} \quad R^2 = x^2 + y^2 = A^2 + R_e^2 - 2AR_e \cos\varphi \quad (6-4)$$

将式 (6-4) 代入式 (6-3), 则

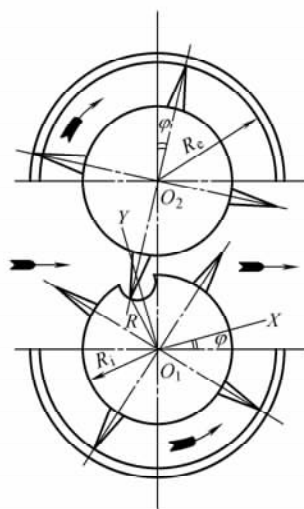


图 6-6 转子简化后的啮合示意图

$$dV = \frac{1}{2} L (2AR_e \cos\varphi - A^2) d\varphi$$

每一叶片在啮合过程中 φ 角的变化范围是 $-\frac{\pi}{2Z}\epsilon \sim -\frac{\pi}{2Z}(2-\epsilon)$, 其中 Z 为转子叶片数, ϵ 为啮合重叠系数, 则每转的泵送容积:

$$V_e = 2Z \int_{-\frac{\pi}{2Z}}^{\frac{\pi}{2Z}(2-\epsilon)} dV = 2LAZ \left[2R_e \sin \frac{\pi}{2Z} \cos \frac{\pi(1-\epsilon)}{2Z} - A \frac{\pi}{2Z} \right] \quad (6-5)$$

计算时我们选取如下的单位:

L 、 R_e 、 A 为 mm; V_0 为 m^3/r

则:

$$V_0 = 2LAZ \left[2R_e \sin \frac{\pi}{2Z} \cos \frac{\pi(1-\epsilon)}{2Z} - A \frac{\pi}{2Z} \right] \cdot 10^{-9} \quad (6-6)$$

$$\text{理论输浆量} \quad Q_0 = \frac{V_0 n}{60} (\text{m}^3/\text{s}) = 60V_0 n (\text{m}^3/\text{h}) \quad (6-7)$$

式中 n ——泵轴转速, r/min

实际日产浆量 G 可由下式求得:

$$G = 14.4V_0 n c \psi \rho \quad (6-8)$$

式中 G ——实际每日输送绝干浆量, t/d

ρ ——纸浆密度, t/ m^3

ψ ——容积系数, $\psi = \psi_1 \psi_2$, ψ_1 为充满系数, ψ_2 为泄漏系数

c ——纸浆浓度, %

(三) 功率特性

高浓浆泵运转时所耗功率 (不包括喂料螺旋所耗功率) 主要由两部分组成:

$$P = P_1 + P_2$$

式中 P_1 ——克服泵出口压力作用在转子上的不平衡扭矩所消耗的功率

P_2 ——机械损耗的功率, 由如下三部分组成: ① 转子与纸浆摩擦所耗功率;
② 转子叶尖切割浆料纤维所耗功率; ③ 轴承、盘根、同步齿轮传动所耗功率

P ——泵轴功率

可以分析得出, 泵轴功率是出口压力、纸浆浓度与理论输浆量的函数, 这里推荐天津轻机厂通过大量试验数据近似地求得如下的经验公式:

$$P = (0.0175\rho + 0.55c + 2)V_0 n \quad (6-9)$$

这个公式虽然不太精确, 但概念是十分明确的, 并且适用于齿轮式高浓泵各种规格。

这种高浓浆泵的输浆性能与功率特性就是它的性能, 公式 (6-6) 至 (6-9) 就是这种高浓浆泵性能的具体体现。但目前还没有找到可较准确表达齿轮式高浓浆泵的性能曲线。

但是, 齿轮式高浓浆泵的输浆浓度最高才达到 25%, 通常是在 20% 浓度下运行, 因此, 只能用于较低浓度的高浓纸浆漂白。

二、单转子高浓浆泵

在 20 世纪 70 年代, 美国 IMP 公司研制成单转子高浓浆泵, 在设计上有一个较大的突破, 它是针对前面两种高浓浆泵存在的矛盾而产生的。

(一) 原理、结构及特点

如图 6-7 所示, 高浓纸浆从方形入口 1 落入进料螺旋 2 中, 在螺旋的推动下, 纸浆向右侧运动, 并被推至转子 4 的螺旋凹槽中, 转子做逆时针旋转, 进入转子凹槽的纸浆被带至出口高压侧 5, 当转子继续旋转时, 螺旋形凹槽中的纸浆被梅花瓣状刮片 3 阻挡而刮出, 使进口侧的纸浆不断增加而产生输送作用。

梅花瓣状刮片相当于一个特殊的蜗轮, 以其轮廓的棱边与转子凹槽曲面相共轭, 显然, 转子相当于一根多头弧面蜗杆。两者的共轭运动是通过一对圆柱齿轮、螺旋伞齿轮联结的, 其传动比等于刮片数与转子凹槽数之比。刮片轮廓的棱边与转子凹槽的共轭实际上是一种小间隙的啮合, 这种啮合加上转子外径与泵体之间的小间隙配合, 就形成了高低压纸浆之间的密封。

单转子高浓浆泵针对前面两种高浓浆泵在使用中存在的问题, 做了带有根本性的改进, 在设计上的确有一个飞跃, 其特点如下:

(1) 转子与刮片之间完全是尖刃啮合, 且是逐渐进入啮合的, 从图 6-7 下部啮合示意图看得很清楚, 右下角的刮片正进入啮合, 转动 60° 之后, 成为中间刮片的啮合状态, 再转动 60° , 就像左下角的刮片一样, 即将脱离啮合, 这种啮合方式的阻力小且不易卡住。另外, 转子叶片 (即凹槽之间的隔板) 是螺旋形的, 减少了与纸浆摩擦和切割纸浆纤维时所受的力。总之, 这种高浓浆泵适应输送较高的浓度, 输浆浓度高达 30%。

(2) 上述转子及其啮合特点, 使得运转和排料比较均匀, 不易产生振动, 转子的转速可以比齿轮式高浓浆泵高, 与双螺杆高浓浆泵相当。转速高不仅使传动简化, 而且可使转子直径减小, 则作用在泵轴和轴承上的载荷较小。另一方面, 转子与刮片之间是轴线垂直相交的啮合, 转子轴和轴承的强度刚度设计不像前面两种平行轴啮合的高浓浆泵那样受到限制, 这就使得这种高浓浆泵具有足够的坚固性和可靠性, 能承受较高的工作压力, 高达 1000kPa 之多。

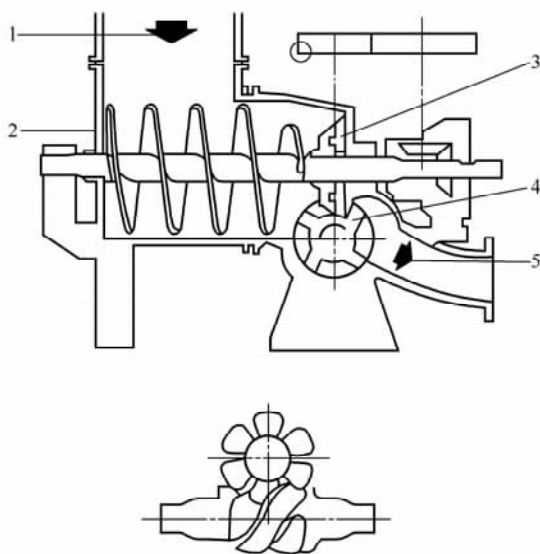


图 6-7 单转子高浓浆泵示意图

1—纸浆入口 2—进料螺旋 3—刮片
4—转子 5—纸浆出口

(3) 在结构上容易实现所有密封盘根均处于低压下工作, 从根本上解决了高浓浆泵的盘根密封函被纸浆楔入而研坏轴颈这个使用中最为头痛的问题。

总之, 单转子高浓浆泵的可靠性高、性能好、维护保养方便, 是最新式的高浓浆泵。

(二) 输浆量与功率计算

泵轴每转输送的理论容积

$$V_0 = V_1 - nV_2 \quad (6-10)$$

式中扇形圆弧的共轭曲面是一回转曲面, V_1 是该曲面与转子外径圆柱面之间的体积, 由图 6-8 可写出 V_1 的计算式, 其中 A 、 R 、 L 、 Δ 所表示的意义如图所示:

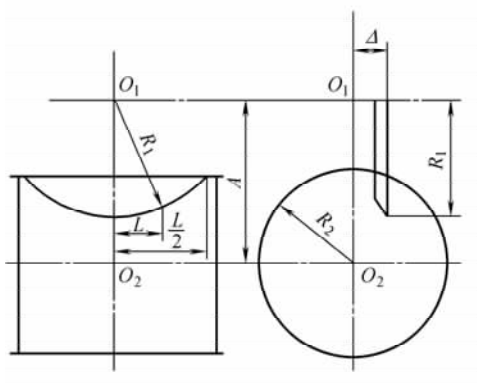


图 6-8 求 V_1 、 V_2 的几何关系

$$V_1 = \pi R_2^2 L - 2 \int_0^{\frac{L}{2}} \pi [(A - \sqrt{R_1^2 - L^2})^2 + \Delta^2] dl \quad (6-11)$$

式中 V_2 ——转子叶片实体部分体积, 可用下面的近似公式计算

$$V_2 = [R_2 L - 2 \int_0^{\frac{L}{2}} \sqrt{(A - \sqrt{R_1^2 - L^2})^2 + \Delta^2} dl] \bar{\delta} \quad (6-12)$$

$\bar{\delta}$ ——叶片在转子圆周方向上的平均厚度

n ——转子叶片数

求输浆量的其他计算式以及轴功率计算式, 其经验公式中需由试验得出有关的常数, 由于我国尚未研制出这种高浓浆泵, 更没有什么试验数据, 因此无法确定这些计算式。

三、高浓浆泵的造型、使用和维护

高浓浆泵主要用于高浓纸浆漂白系统中的高浓升流塔及降流塔, 其次, 高浓浆泵还可应用在高浓纸浆的贮存和输送系统、高浓打浆系统、高浓容浆等高浓工艺系统。

高浓浆泵的应用之所以引起各制浆造纸厂的注意, 主要是高浓工艺本身具有如下明显的优越性:

(1) 在同样产量、质量的前提下, 可以大幅度减少设备投资 (包括减少脱水设备, 缩小浆塔和浆池容积等)。

(2) 显著地改善技术经济指标, 如降低各种化学药品及水、电、汽的消耗等。

(3) 高浓必然会减少用水, 因此使废水的排出量减少, 这对降低污染和减少废液回收工作量具有较重要的意义。

(一) 高浓输浆系统的设计要求

(1) 高浓浆泵所在输浆系统应具有连续给料和均衡生产的条件。大多数情况下, 高浓浆泵安装在脱水机下面, 由螺旋输送至高浓浆泵的进口上方。输送螺旋应在螺旋叶片上加开缺口, 能对从脱水机落下来的块状浆料产生破碎、打散作用, 或者在螺旋和高浓

浆泵之间加一台单辊或双辊混合机，也能起到同样的作用。总之，对高浓浆泵的给料既要输送量均匀，还要避免大块纸浆落下，否则容易产生“搭桥”，即纸浆杂在浆泵喂料螺旋上方不下落而使输送中断。

(2) 高浓纸浆完全失去了流动性，因此泵的入口管道应是垂直的，并且足够大。

(3) 输浆出口管道应尽量短粗且弯头少，弯头中心线的弯曲半径一般不小于4倍管径。

(4) 在泵的出口要设置闸阀，在闸阀外侧（即离开泵出口侧）应设高压水接头与排污孔，以使在发生故障的情况下，将输浆管中的纸浆顶走，并将水排掉。在闸阀内侧面装排水阀门，在启动泵时，先排放泵内存水，以防止在闸阀关闭的情况下启动而出现高压。

(5) 在泵的出口管道上最好安装一薄膜式压力表，以便掌握泵出口压力的变化情况。

(6) 填料函压力水封系统要确保其压力高于泵的出口压力50kPa以上。

(二) 高浓浆泵的使用和维护

1. 运转前的准备、检查工作

(1) 对该系统的设备、管道及阀门等进行检查，其内部不得有杂物存在。

(2) 检查油箱的油位。

(3) 检查压力水封水系统是否畅通，压力是否符合要求。

(4) 空运转1h，检查机件及各部温升情况，并检查填料函在压力水封水作用下的密封情况。

2. 投入运转

(1) 开启出口处的排水阀门，给压力水封水。

(2) 启动泵。

(3) 待泵中的残留物料及水排完后，关闭排水阀门，并开启出口闸阀。

(4) 整个系统开动，投料运转。

3. 停止运转

(1) 停止给料。

(2) 在泵的入口处注入清水，运转3~5min，停止给水，再运转1~2min。

(3) 关闭压力水封水，然后关闭出口闸阀。

(4) 停车。

4. 维护

(1) 严格防止块状物（尤其是金属等硬质物）混入浆内，以免造成事故。

(2) 经常检查压力水封水。

(3) 高浓浆泵的传动中设有安全销，当安全销断裂后，应查明原因，待彻底排除故障后，再装入新的安全销。

上述高浓浆泵的说明和维护所特有的程序和要求，也反映了高浓浆泵的性能特点，这些特点则取决于高浓纸浆的输送特性。高浓纸浆这种特殊介质的特点决定了高浓纸浆

输送特点，也决定了输送机械的特点。

第四节 高浓混合器

一、高浓混合器的混合原理

对高浓纸浆，只存在少量的游离水，黏弹性非常明显，采用高剪切流体化的方法来实现与漂白化学品的高效混合较为困难，混合器也较难设计。只能利用高浓纸浆的特性，采用疏解与高剪切相结合的方法，使高浓纸浆疏散而具有更多的表面积，为混入的漂白化学品与纤维的直接接触创造条件。因此，高浓混合器的关键是如何实现对高浓纸浆

的疏解和高剪切作用。漂白化学品混入高浓纸浆后，设法强迫其通过很窄的缝隙，如果缝隙的两边是高速运转的，这就对通过缝隙的纤维聚团产生了高剪切作用，实现疏解的目的。通过研究与实践，人们发现，高浓混合器的高剪切区域与高浓打浆机的磨浆区域具有同样的形状，其作用机理也类同，目前市场上出现的 BC 公司的 Micar 高浓混合器、安得里茨公司的 HCM 立式高浓混合器和松一迪公司的卧式

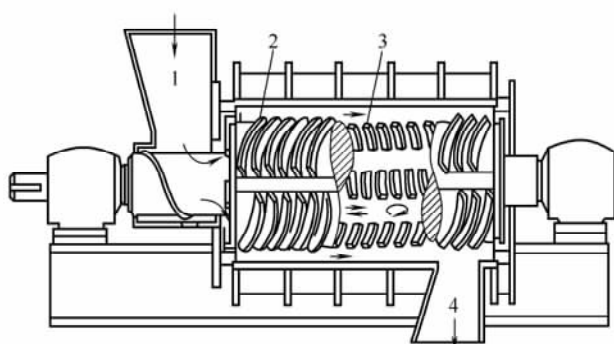


图 6-9 Micar 高浓混合器

1—进浆 2—转刀 3—定刀 4—出浆

高浓混合器都是这样的混合器。分别如图 6-9、图 6-10、图 6-11 所示。

立式盘式高浓混合器为图 6-10，高浓纸浆与漂白化学品一同进入进浆口后，就受到离心和后来纸浆推力的作用进入旋转盘片与固定盘片之间所形成的缝隙流道，由于动盘和定盘的盘面上均具有齿形凸条，两盘面相互啮合，如图 6-12 所示，与高浓打浆机一样的机理，动盘回转过程中，在对纤维产生强烈碰撞的同时，带动纤维高速切线运动，引起纤维的高强脉动及剪切作用，从而就对纸浆产生疏解。同时，可通过调节流道宽度达到调控最佳疏解和剪切作用状态，随着流道宽度增大或减小，对纸浆的剪切程度降低或升高，从而相应改变纸浆

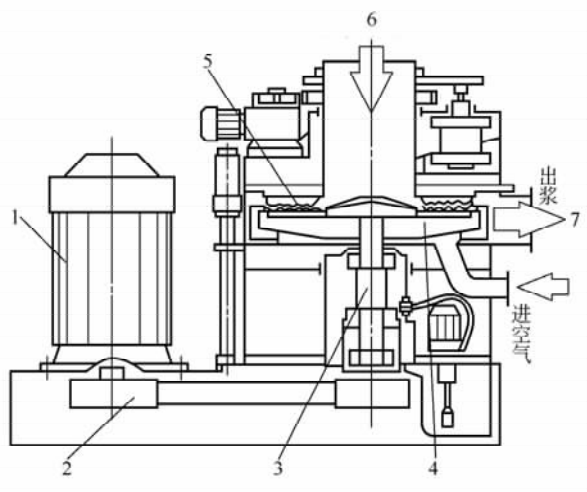


图 6-10 HCM 型盘式高浓混合器

1—电机 2—皮带轮 3—主轴 4—动盘 5—静盘
6—纸浆与漂白化学品进口 7—出浆口

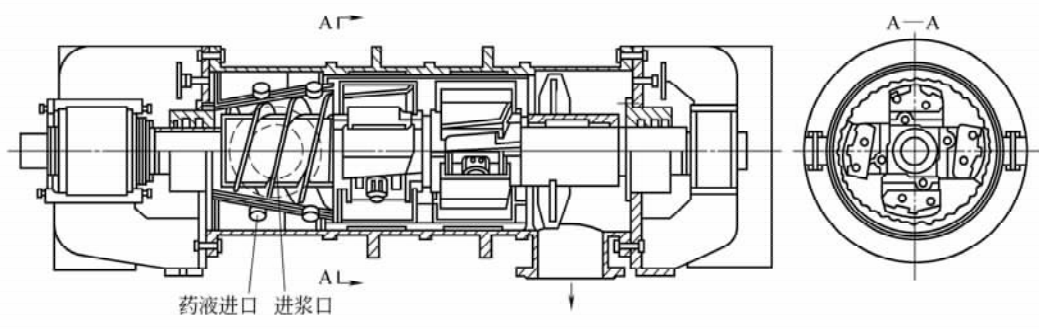


图 6-11 卧式高浓混合器

与漂白化学品的混合效果及能量的消耗程度。漂白化学品在混合器进浆口按定量加入，有利于漂白化学品在纸浆中的均匀分布。与中浓混合器一样，气态漂白化学品可直接加入到混合器的混合区中。

根据两个平面相互啮合形成具有对纸浆产生剪切作用这一机理，也可用互相啮合的变距螺旋来形成纸浆与漂白化学品的混合流送，如图 6-12，这样双变距螺旋高浓混合器还有另外一个特点，高浓纸浆在通过剪切区域时，纤维受到逐渐增强的压力，使相互搓揉和摩擦得更为激烈，有利于混合。旋转的刀辊通过特殊设计，也可形成对纸浆和漂白化学品产生高剪切作用的混合流送。高浓混合器一般适用于液态漂白化学品的混合。

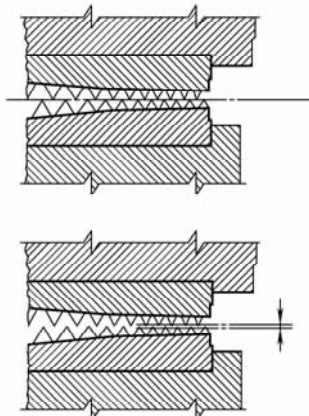


图 6-12 动盘与定盘相互啮合

二、高浓混合器的应用

(一) Micar 高浓混合器的应用

Micar 混合器作为高浓纸浆的过氧化氢漂白之用，浓度 15%~27%，其构造如图 6-9 所示，其规格见表 6-1。Micar 混合器装设有转刀和定刀，在刀辊旋转时推动纸浆轴向流动，而转刀与定刀的相对运动产生的剪切应力可使纸浆流态化；另外，在两组定刀之间又有局部水力脉冲，可以对 TMP、CTMP 的纤维束起疏解作用。据报道，这种混合器能加速漂白反应，节省漂白化学品。图 6-13 表示了使用这种混合器的漂白效果。

表 6-1

Micar 高浓混合器型号规格

单位：mm

型 号	刀 辊		外 形			最大能力/(t/d)
	直径	长度	长	宽	高	
8	203	406	1520	610	460	10
28	711	1422	2134	1220	1370	120
36	914	1829	2743	1520	1520	200

目前工程生产上还应用一种与 Micar 高浓混合器类似的转子高浓混合器，结构型式如图 6-14 所示。对这种单转子高浓混合器，其水平轴靠进料口的一端有一段推浆用的螺旋，靠出浆口一侧的轴上有 4 个拨浆叶片，轴的中间部分有两个互作 45°相位角错开

多的是安德里茨公司的盘式高浓混合器。

1. 技术说明

高浓纸浆进入混合器时，漂白化学品从混合器上方的中间加入，如图 6-10 所示，纸浆在转轴的盖上四周分布，然后进盘片之间形成的啮形间隙，上盘片固定，下盘片转动。进入混合区域的纸浆纤维产生强烈脉动，使纸浆被剪切疏解，纤维网络团块被分散成单根纤维。纸浆的表面积增加，但纤维结构没有改变。由于混合器的作用，化学药品很快地均匀渗入纤维中，在高浓纸浆离开混合区后，化学药品已达到均匀混合，进入排浆通道，并被迅速刮进排浆口，送去漂白反应塔。

动盘的回转由交流电机通过 V 形皮带带动，定盘与动盘的盘片之间的距离确定了混合间隙的宽度。磨片之间的距离由伺服电机调节，如果在运行期间因为纸浆浓度太高而引起压力增加，磨片之间的距离适度放大而重新定位。

2. 工艺技术条件

安德里茨公司生产的立式盘式高浓混合器型号有 HCM2 和 HCM3。

(1) 混合纸浆浓度范围 25%~35%；

(2) 定动盘片间的可调间隙 0~10mm；

(3) 生产能力 160~250t/d，功率 160~250kW，电耗 18~20kWh/t 浆，电机转速 1500r/min。

轻工业杭州轻工机电设计研究院设计的立式盘式高浓混合器的技术参数如表 6-2 所示。

表 6-2 国产高浓混合器的技术参数

盘外径 /mm	能力 /(t/d)	转速 /(r/min)	功率 /kW	进浆管尺寸 /mm	出浆管尺寸 /mm	外型尺寸 (长×宽×高)/mm	设备净重 /kg
φ450	30	1460	30	φ200	100×140	1740×1040×1650	1250
φ550	50	1460	55	φ250	130×200	2155×1306×2050	2000

3. 使用立式盘式高浓混合器注意事项：

(1) 安装方面，必须仔细阅读操作和维修说明后，按照制造厂家提供方法及要求进行安装，安装后的高浓混合器不应有内扭力的存在，各种连接管线也不存在来自混合器和管线的应力。只有在高浓混合器具有传动系统、冷却系统、盘片间隙调节系统及调控等元器件之后，才可认为是一台可运行的高浓混合器。

(2) 正式投入使用之前，必须进行试运转，通过试运转，考虑高浓混合器的各个部件是否具有原设计的性能。特别是盘片间隙的调节，是试运转要检查的最主要性能，其检查的要点为：

① 检查盘片间隙的调节。可启动盘片间隙电机，调节盘片间的距离取至最小，并用人工转动转子，检查盘片齿间是否相互接触，如人工转不动，应该重新调整机械位点，直到磨片齿间相互接触为止。

② 启动盘片间隙电机，将盘片距离调到+10mm，同时调整限位开关，并检查其功能。

③ 启动盘片间隙电机，将磨盘间距离调到 1mm，同时调整限位开关，同样检查其

功能。

(3) 严格遵照开机顺序启动高浓混合器, 严格遵照操作方法启动有关控制系统。例如使用伺服电机进行盘片间隙的机械调整, 在人工调节情况下, 分别使用键盘按钮增加或减少盘片之间的间隙, 并同时注意伺服电机的电流或者动力消耗。高浓混合器设有盘片间隙电感限位开关, 因此只有当盘片间隙限位设定之后, 才能手动减少盘片间隙。

(三) 卧式高浓混合器的应用

图 6-11 所示的卧式高浓混合器, 其原理、结构与立式的基本相同。但由是立式送浆改为卧式送浆, 就必须在进浆口加设螺旋进浆器, 把纸浆和漂白液“强迫”送入动盘中心部位处。这种高浓混合器的配用功率 750kW, 转速 750r/min, 生产能力 400t/d, 混合纸浆浓度 20%~45%, 电耗 20~30kWh/t 浆。常用于高浓纸浆的漂白生产。

第五节 双网挤浆机

双网挤浆机(或称双网浓缩机)结构如图 6-15 所示, 是装有上下网的浓缩机, 纸浆被夹在上下两网之间, 靠网的张力及各组压辊的挤压脱水。在这里可将进浆浓度为 3%~8% (一般取 5%) 的纸浆浓缩到 35% 以上。它由双网洗涤区、S 带脱水区及多辊压榨区组成。

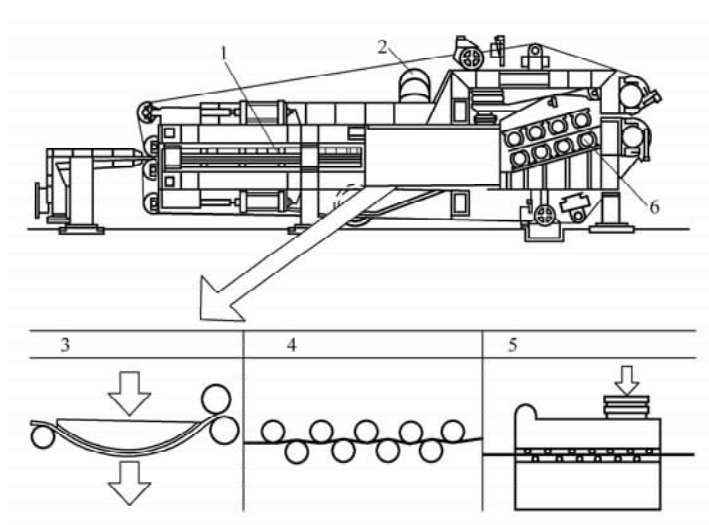


图 6-15 双网挤浆机结构简图

1—脱水箱 2—排气罩 3—洗涤带区 4—S带脱水区 5—多辊压榨区 6—压辊

双网挤浆机的特点为:

(1) 由于压区长, 压强可逐渐加大, 浆层被夹后不易发生压溃打滑, 能适应较广范围游离度的各类纸浆。

(2) 纸浆的游离度、进口浓度及温度如有所变动, 对出口浓度影响不会太大, 但对产量有影响。

(3) 纤维流失少, 其滤液中固体物质含量可低于 300mg/L。

(4) 压榨辊不使用真空装置，动力消耗少。

(5) 装有排气罩，可及时排气适应温度的调节，设备机架本身为悬臂装置，便于换网操作。

(6) 根据需要可以设置洗涤装置。

(7) 用耐酸钢制成。例如用不锈钢制成，不怕因 pH 变化而产生设备腐蚀。

影响双网挤浆机生产能力的主要是纸浆温度、pH 及游离度等。纸浆温度与产量关系如图 6-16 所示，由于纸浆漂白时温度较高，多为 65~70℃，故如按此温度操作双网挤浆机，虽然有蒸汽产生，而双网挤浆机设有排气罩，使用风扇排气就可以保持良好的作业环境。

游离度与产量的关系如图 6-17 所示，可以看出，实际操作时要求游离度掌握在标准数值内，如游离度波动，对挤浆机产量也会有影响。

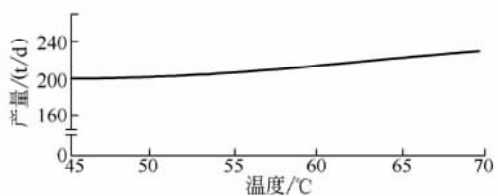


图 6-16 纸浆温度和挤浆机产量的关系

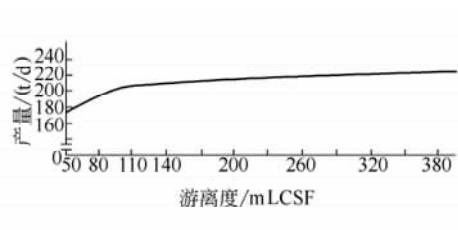


图 6-17 纸浆游离度和挤浆机产量的关系

表 6-3 双网挤浆机用于不同纸浆的产量指标

工作宽度/ mm	产量/[t/d(风干浆)]				动力消耗 /[kW/d(风干浆)]
	化学纸浆	半化学纸浆	TMP	废纸浆	
800	90	50	55	60	15
1200	140	80	85	90	18.5
1600	180	105	110	120	22
2000	230	135	140	150	30
2600	300	175	180	195	37
3200	350	215	220	240	55

安德里茨公司制造的双网挤浆机用于 TMP 及化学纸浆的进浆浓度为 3%~12%，通过 4 组压辊的出浆浓度可达 35%~40%。表 6-3 表示了浓缩 TMP 等四种纸浆的生产能力及动力消耗。

日本所生产的双网挤浆机常通过改变上下压辊的对数与排列来改变出浆浓度。例如 4 对压辊的 4P 型出浆浓度 33%~35%，2 对压辊的 2P 型出浆浓度 25%，上面 3 个压辊与下面 2 个底辊交错排列的 S 形出浆浓度 20%，网的倾斜走向处不设压辊的 W 形浓度仅 15%。

第六节 高浓纸浆氧漂白

由于氧漂白是带压漂白，漂白塔顶部的压力常在 0.4~0.7MPa 范围，因此高浓纸浆氧漂白流程及设备与其他两种高浓漂白设备相比，就具有一定的特点。

一、高浓纸浆氧漂白流程

图 6-18 表示了高浓纸浆氧漂白流程。纸浆以 4% 的浓度进入双辊挤浆机，使纸浆浓度达到 30% 以上高浓，用输送螺旋将纸浆送到单转子高浓浆泵的纸浆立管中，纸浆被泵送出来后进入高浓混合器与蒸汽混合，然后进入螺旋送浆器并形成料塞，由于料塞的作用，封闭了塔内氧气，保持了漂白塔内反应压力。纸浆料塞被安装于塔顶的旋转叶轮松散器疏散分散，送入降流式漂白塔，纸浆从塔顶向塔底下落。氧漂白塔的另一特点在于塔下部有稀释区，而氧气在该区上方送入塔内并逆纸浆向下运动方向朝上流动，与纸浆充分混合并进行漂白反应。在高浓漂白塔内，高浓纸浆越处于漂白塔的朝下位置，就越会被其上层纸浆的重力所压实而渐失其松散状态，这会影

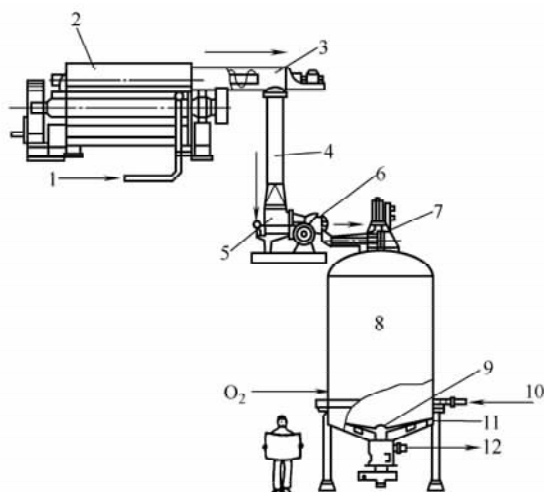


图 6-18 高浓纸浆氧漂白的流程

- 1—纸浆进口（浓度 4%） 2—双网辊挤浆机 3—螺旋送料器
4—转子高浓浆泵立管 5—转子高浓浆泵 6—高浓混合器
7—旋转叶轮松散器 8—氧漂白塔 9—稀释区
10—稀释液进口 11—卸料器 12—排料口

响纸浆与氧气的完全反应。塔下部的稀释区还起着封闭氧气、保持塔内反应压力的作用。也就是说，带压漂白的高浓纸浆氧漂白塔，其塔内压力就上靠料塞，下靠稀释区的密封来保持。

由于纸浆浓度高，氧气又是易燃气体，特别是混入油脂物更易燃烧，故高浓氧漂白为了保证安全，在反应塔分别安装有三套安全系统和连续监控装置。

高浓氧漂白系统是用高浓混合器来混合蒸汽的，氧气在漂白塔底部直接送入反应塔中，这一点和高浓过氧化氢漂白有不同之处。在塔顶部排放的气体如通过转换器循环使用，可减少氧气的消耗量。

二、高浓纸浆氧漂白的工艺条件

对不同种类纸浆，高浓氧漂白的工艺条件略有不同，这里列出高浓化学木浆氧漂白工艺条件，可作为参考：漂白塔内纸浆浓度：25%~28%；在反应塔内保温时间：30min；反应温度：90~100℃；进口压力：0.5~0.7MPa；出口压力：0.6~0.8MPa；氧耗：20~24kg/t 浆；碱耗：30kg/t 浆，或 2%~3%；氧压：稍高于 0.6~0.8MPa；脱木素程度：45%~50%；镁盐：0.05%。

三、高浓纸浆氧漂白塔

高浓纸浆氧漂白系统需要双网挤浆机、高浓浆泵、高浓混合器、螺旋喂料器和高浓

漂白塔。这里着重讨论高浓氧漂白塔。

1. 漂白塔内结构

由于纸浆与氧的混合是靠塔内的对流混合，所以为了实现更充分混合，高浓纸浆氧漂白的漂白塔与其他漂白的漂白塔相比就有特殊的结构。

例如卡米尔型高浓氧漂白塔，就在塔内反应区内设有 12 条装在塔壁上的分段的轴向隔板，把塔内面积分割成 12 条扇形空间，在隔板条的间断处，有若干块安装在中心轴上的圆盘，每块圆盘都有一个相应于扇形空间截面大小及形状的缺口，而且每块圆盘上的缺口都是相互错开的，如图 6-19 所示。当中心轴转动带动圆盘时，圆盘上的缺口就逐一与上面的扇形空间对接使每个圆盘上方 12 个扇形空间内的高浓纸浆逐一通过圆盘缺口，逐渐地下降。这样纸浆就同氧气能充分地进行反应，使漂白塔需要的反应时间缩短，主要是使上升的氧气能与下降的纸浆充分地反应。也可以有其他类似设计的塔内结构型式。

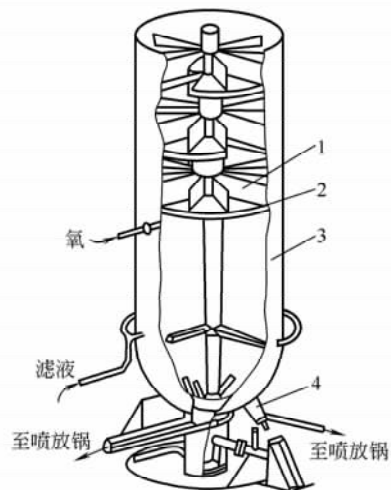


图 6-19 高浓氧漂白塔内部结构示意图

- 1—隔板 2—回转盘 3—反应塔
4—刮板排料器

2. 漂白塔的塔顶装置

高浓纸浆氧漂白塔的塔顶装置如图 6-20 所示。螺旋送浆器是逆压送浆，在螺旋末端已形成料塞，直立螺旋送浆器又把料塞管的纸浆破碎后送入松散器，进一步疏解分散纸浆。松散器有多种形式，一般采用了与中浓高剪切混合器类似的结构。

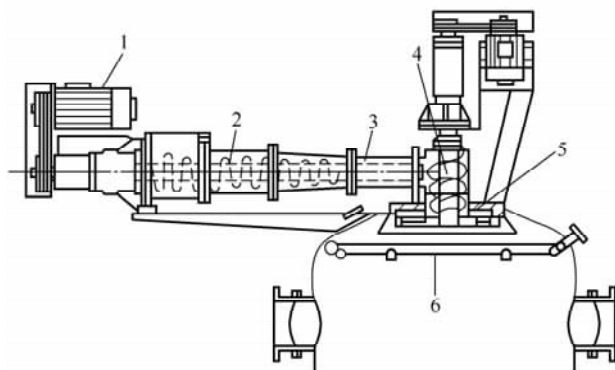


图 6-20 高浓纸浆氧漂白塔的塔顶装置

- 1—电机 2—螺旋送浆器 3—料塞管 4—直立螺旋送浆器
5—旋转叶轮松散器 6—漂白反应塔

3. 漂白塔的底部稀释区

高浓纸浆氧漂白塔底部稀释区的结构形式如图 6-21 所示，氧气进口设在高浓卸料器上方，纸浆被高浓卸料器卸下后就掉进稀释区域，在循环推进器作用下，与稀释液混

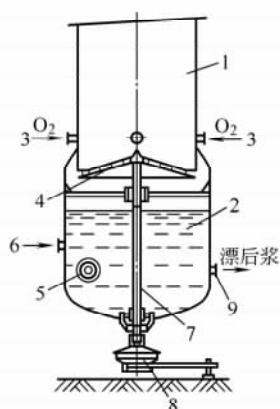


图 6-21 高浓纸浆氧漂白塔的稀释区域

- 1—漂白反应塔 2—稀释区 3—氧气进口
4—高浓卸料器 5—循环推进器 6—稀释液进口 7—传动轴 8—传动部件
9—排浆口

合稀释，经排浆口排出。

四、高浓与中浓氧漂白的比较

在设计氧漂白工艺流程时，是选择高浓纸浆氧漂白还是选择中浓纸浆氧漂白，需要考虑多方面的问题，其中经济性、效率及安全性通常是决定性的因素。由于发明了中浓高剪切混合器，使纸浆和氧气有了更充分的混合，近代投产的氧漂白系统大多数采用中浓，但尽管如此，造纸工程专家还是认为必须进行两者的比较，认真考虑，从经济效益的角度来决定选择高浓还是中浓。影响经济效益的主要因素有：

(1) 投资成本。由于高浓系统在反应塔前要设置双网挤浆机或其他压榨设备，因此设备投资要比中浓系统高些。

(2) 脱木素程度。高浓系统对硫酸盐纸浆的脱木素程度一般为 45%~50%，而中浓为 40%~45%。脱木素程度将影响后继漂白段的设计，漂白化学品的消耗以及达到最终白度和纸浆质量所需要的漂白程度，这些因素又影响系统的投资和操作成本。

(3) 蒸汽、烧碱、氧气和动力消耗。中浓纸浆由于包含有较多的液体，必须加热到反应的温度，因而需要消耗更多的蒸汽。另外，中浓系统需要较高的用碱量。同时，由于反应速度缓慢。中浓氧漂白反应时间比高浓的要长。

在动力消耗方面，高浓系统需要压榨脱水，动力消耗略高于中浓系统。

如果高浓系统放空的含氧气体经过转化器再回到反应塔循环使用，那么高浓和中浓两种系统氧的消耗量大致相同。

尽管多年的操作经验已经证明两种系统的操作均安全，也容易控制，但高浓氧漂白要配置安全装置，以保证安全运行，而中浓氧漂白的反应塔则不需要安全和监控系统。

除了上述的几个主要因素外，选用何种氧漂白系统，还会受到已有的实践经验、管理方法和工作效率的影响。

总之，比较之下，可以认为高浓氧漂白系统的运行费用较低，但设备的总投资费用却较高，加上中浓纸浆氧漂白系统已解决了有关的技术问题，从目前情况看，近期兴建的氧漂白系统还是大多选用中浓氧漂白技术，表明了氧漂白技术的发展趋势。

第七节 高浓纸浆过氧化氢漂白

一、概述

在过氧化氢漂白中，纸浆浓度在 12% 以下时，白度增值与浆浓成正比，在 12% 以上，白度增值就较慢，特别是高浓纸浆，白度增长就较难。但是，后来的研究和生产经

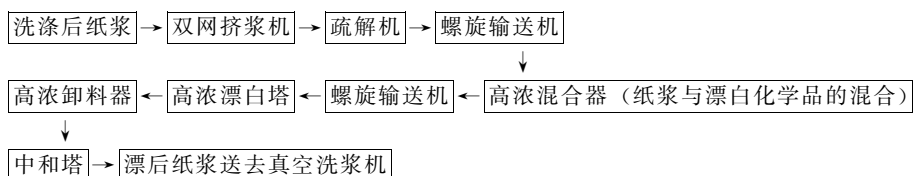
验表明,如果有高效的高浓混合器,使纸浆能与漂白化学品均匀混合,并且有高浓挤浆设备与高浓漂白塔,过氧化氢高浓漂白仍然会使白度增加。原来的高浓漂白采用老式混合器,使白度难以增长而不能用于生产的主要原因主要还是在于设备。

目前的高浓过氧化氢漂白,有独立一段的高浓漂白,也有采用一段高浓过氧化氢漂白与一段中浓连二亚硫酸盐漂白结合的两段漂白。有资料报道,在化机浆的一段高浓过氧化氢漂白中,白度增值可达15%ISO,在增值的最初10%ISO内,每吨浆的白度每增值1%ISO仅消耗约0.1% H_2O_2 (100%),而在白度增值为10%~15%ISO时,每增值1%ISO约消耗0.15% H_2O_2 。但不同浆种对漂白化学品消耗量是不同的。

另有资料报道,对高浓过氧化氢漂白,不加增白剂也可生产高白度纸浆,而且通常在漂白之后白度波动不大于0.5%,即使纸浆在漂白前白度有短期变化,通过过氧化氢漂白系统后就稳定了。认为比较经济的高浓过氧化氢漂白还是和连二亚硫酸盐中浓漂白结合起来,第一段 H_2O_2 高浓漂白的白度增值在10%ISO左右,第二段连二亚硫酸盐中浓(10%左右)漂白的白度增值在5%ISO左右。

二、高浓过氧化氢漂白流程

高浓纸浆过氧化氢漂白流程如下:



最早用于TMP、CTMP的高浓过氧化氢漂白段的流程如图6-1所示。目前,这一流程也用于化学木浆及废纸脱墨浆的过氧化氢漂白。图6-2则表示了与中浓连二亚硫酸盐漂白结合。

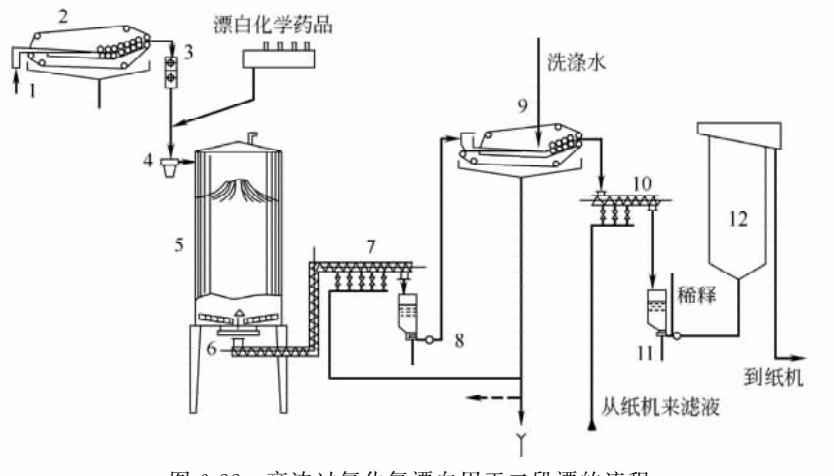


图 6-22 高浓过氧化氢漂白用于二段漂的流程

- 1—机械木浆 2—双网挤浆机(两台) 3—疏解机 4—高浓混合器 5—反应塔 6—卸料装置
7—稀释螺旋 8—中浓浆泵 9—双网挤浆机 10—输送机 11—中浓浆泵
12—反应塔(连二亚硫酸盐漂白塔)

可以看出，高浓过氧化氢漂白所需关键设备有：

①高浓洗涤浓缩设备（双网挤浆机）；②高浓混合器；③降流式漂白塔；④高浓卸浆机。

目前常用于漂白工程的高浓纸浆浓缩设备除双网挤浆机外还有置换压榨洗浆机、螺旋挤浆机、双辊挤浆机、压力挤浆机等，但由于在挤浆过程中，某些挤浆设备存在纤维过多流失的现象而必须设置滤液纤维回收机，以减少纤维流失所造成的损失。

三、高浓纸浆过氧化氢漂白工艺条件

根据国内外的资料报道，综合其有关数据，高浓过氧化氢漂白的工艺条件可综述如下：

- (1) 漂白反应塔中纸浆浓度：25%~35%，一般取 28%。
- (2) 纸浆在反应塔内停留时间：2~3h（如温度低，漂白时间要更长）。
- (3) 纸浆漂白时温度：60~80℃。
- (4) 过氧化氢加入量：1%~2%（以绝干浆计）。
- (5) 氢氧化钠加入量：过氧化氢加入量的 50%~200%，视纸浆的 pH 而定。
- (6) 硅酸盐加入量：过氧化氢加入量的 100%~300%。
- (7) DTPA 加入量：0.05%~0.1%。

四、高浓漂白塔和高浓卸料器

高浓过氧化氢漂白常用降流式高浓漂白塔，因为是常压漂白，与高浓氧漂白比较其结构就要简单得多。

用于高浓过氧化氢漂白的降流漂白塔的特点是纸浆同漂白液混合后自塔顶进入，在塔内下降过程中进行反应。如使反应时间均匀一致且反应充分，需塔底均匀地出浆。塔内的操作浆位可以根据需要决定。

（一）塔的尺寸计算

降流塔的尺寸计算如下：

$$V = \frac{0.069Gt}{c\rho_0} \quad (6-13)$$

$$H = ut \quad (6-14)$$

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi H}} \quad (6-15)$$

式中 V ——漂白塔的有效容积， m^3

G ——生产能力， t/d

t ——在塔内的反应时间， min

c ——纸浆浓度，%

ρ_0 ——塔内纸浆平均密度， t/m^3

u ——纸浆在塔内降流的平均流速， m/min

D ——塔内径， m

H ——塔的有效高度, m

在生产能力及漂白时间由工艺条件确定以后,塔的尺寸主要就由流速来决定了。纸浆降落速度越快,塔就越高,塔内径就越小,反之塔就越矮,内径越大。因此,在决定塔高 H ,内径 D 及纸浆在塔内降落速度 u 时要考虑多方面因素,如厂房结构、占地面积及塔加工条件等。

(二) 塔结构

图 6-23 所示的国产高浓降流塔,其主要技术参数如表 6-4 所示。由于从高浓混合器排出的纸浆具有一定动能,就在高浓降流塔的进浆喷口前方设有如图示的三快挡板,把喷出的浓度 25%~30% 的纸浆分三股挡住,形成三处自然落浆的纸浆堆,而塔底的三台水平并列的变直径芯轴螺旋送浆器把纸浆均匀送到出浆口,进入塔内的空气与少量蒸汽自塔顶排出。

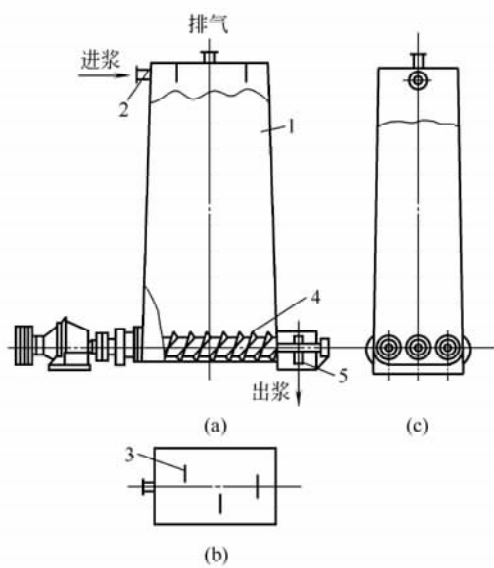


图 6-23 矩锥形高浓降流漂白塔

(a) 立面简图 (b) 俯视示意图 (c) 侧视图

1—塔体 2—进浆喷口 3—挡浆板

4—出浆螺旋 5—出浆口

表 6-4 山东济宁华一轻机公司生产的高浓降流漂白塔主要技术参数

主要技术参数	型号		主要技术参数	型号	
	H2459	H2460		H2459	H2460
公称容量/ m ³	20	40	漂白温度/ °C	60	60
生产能力/(t/d)	20~40	40~80	漂白时间/ h	2	2
纸浆浓度/ %	28~32	28~32			

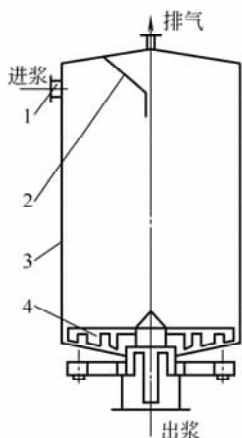


图 6-24 圆柱形的降流塔

1—进浆喷口 2—挡板 3—塔体

4—高浓卸料器

矩锥形高浓降流塔不适于大生产能力的高浓过氧化氢漂白段。目前,大型的高浓过氧化氢漂白段的降流塔常采用圆柱形塔,如图 6-24 所示,有不同大小的直径,最大的直径可达 6m。在其塔顶的进浆喷口前也有挡板使塔内形成均匀松散的自然浆料堆,塔底有旋转的刮板卸料器使反应后的纸浆由塔内周被刮向中心排出。

(三) 高浓卸料器

高浓卸料器装于高浓过氧化氢漂白塔的底部,可以不经稀释把反应后高浓纸浆送出漂白塔,其结构如图 6-25 所示。

高浓卸料器通常是由 2~3 根耙臂和若干条螺旋组成。耙臂实际上是压在整個漂白塔的纸浆底下。转速很慢,一般每分钟数转。缓慢旋转的耙臂把漂白塔底部的高浓纸浆推向落浆口,同时令纸浆在小范围内得到翻

动。由落料口跌落到输送螺旋的纸浆被送往稀释槽。由于纸浆浓度高，耙臂所承受的压力很大，因此耙臂的根部造得很粗，从而具有足够的抗弯强度。

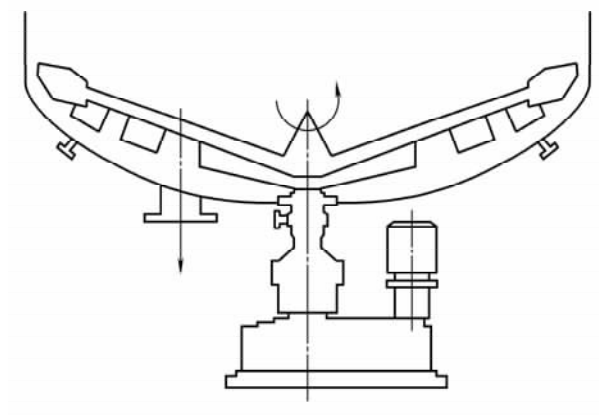


图 6-25 高浓卸料器

五、应用高浓纸浆过氧化氢漂白注意事项

高浓过氧化氢漂白在 20 世纪 80 年代初期发展很快，发展的原因主要在于过氧化氢漂白可以降低成本，改进纸浆质量和能更好地利用原料，特别是用 H_2O_2 漂白机械浆生产高质量纸具有较多的优点。

对化学纸浆， H_2O_2 漂白一般作为多段漂白的最后一段，生产白度高而稳定的产品，但这种漂白系统的 H_2O_2 漂白常是中浓漂白，高浓漂白还属少数，其原因还是由于要增加双网挤浆机和螺旋输送机等设备，增加运行成本和投资费用。

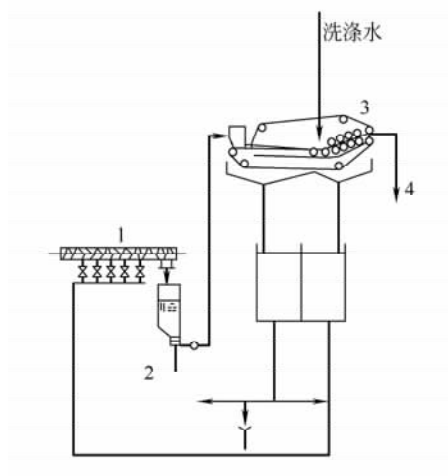


图 6-26 高浓过氧化氢漂白后双网挤浆机的滤液循环使用

1—稀释螺旋 2—中浓浆泵 3—双网挤浆机
4—送入漂白段前输送螺旋

高浓过氧化氢漂白，还必须注意和解决以下六个问题：

(1) 残余漂白液的循环使用。漂白后还有部分过氧化氢留在纸浆上，残余过氧化氢与新过氧化氢的作用效果相同，可以循环使用。有的纸浆厂的经验是把漂白纸浆的洗涤滤液分成两部分，一部分滤液用于漂白后纸浆的稀释（送入漂白塔后的稀释螺旋），另一部分送回漂白车间前面使用，以利用其中残余的过氧化氢，或者排到污水处理车间降低化学耗氧量，如图 6-26 所示。

(2) 在漂白前要螯合和除去过多的金属离子。若纸浆中金属离子含量高，在漂白阶段将不能充分螯合重金属离子，这就不能减少过氧化氢的分解。

(3) 漂白前的高浓纸浆要经过较彻底的洗涤，必须从纸浆中除去溶解物质，以防止它们在漂白阶段消耗过氧化氢。

(4) 优选氢氧化钠和硅酸盐用量，在过氧化氢漂白塔之后，优化洗涤段及滤液的回用点，做到提高白度，尽可能减少漂白化学品的消耗。

(5) 纸浆浓度 35% 以上的高浓漂白理论问题。把漂白浓度提高到 35% 以上进行漂白时，在实验中过氧化氢加入量一样条件下与浓度 30% 以下时比较，可以生产出较高白度的纸浆。为了达到 35% 浓度纸浆的过氧化氢漂白，必须解决纸浆的浓缩问题及与漂白化学品的完全混合技术。

(6) 寻求代替硅酸钠、DTPA 的稳定剂。现在作为过氧化氢的稳定剂，一般是使用硅酸钠。但是使用此药品存在漂白设备上产生结垢，在抄纸工艺设备上产生污染等问题。纸浆浓度越高，过氧化氢越浓，其稳定性就越成问题，因此特别期望开发新的代用品。关于 DTPA 的使用，也存在价格高的问题，也要寻求代用的药品。

第八节 高浓纸浆臭氧漂白

一、高浓臭氧漂白流程

高浓臭氧漂白也是带压进行的。纸浆在高浓条件下，经绒毛化器实现绒毛化，使纸浆内部纤维之间空隙增大，臭氧就容易为纤维所吸收并与纤维的木素进行反应。图 6-27 所示的为高浓臭氧漂白段流程。

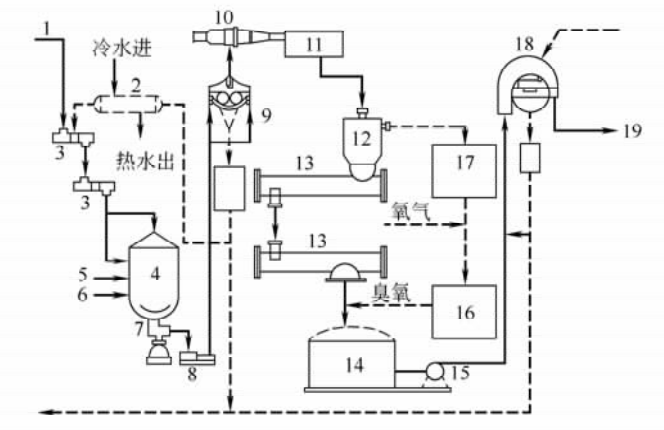


图 6-27 高浓臭氧漂白段流程

- 1—进浆口 2—换热器 3—输浆螺旋 4—酸化塔 5、6—酸性螯合剂输入 7—卸料器
8—输浆泵 9—浓缩机 10—喂料器 11—疏解机 12—下料仓 13—臭氧漂白管
14—贮浆塔 15—浆泵 16—臭氧发生器 17—气体净化器 18—洗浆机
19—臭氧漂白后纸浆送去 EO 段

纸浆通过洗浆机洗涤，以减少有机物质转移到臭氧漂白段，纸浆经从挤浆机来的酸性冷却水稀释后，并与酸及螯合剂混合，使纸浆在低浓条件下 pH 达 2~3，然后经浆泵输送到高浓挤浆机，浓度达到 30%~40% 的范围，高浓纸浆经疏解机疏解后，纸浆绒毛化，纤维絮聚团尺寸减少，并使气—固相互接触表面积增加。

纸浆进入两根臭氧漂白器（管）后，实行逆向漂白，即在漂白管中纸浆的输送方向

与从漂白管排浆口处进入的臭氧流动方向相反。残余的气体在反应器进浆口外溢出，并经净化器净化后送回臭氧发生器。纸浆经臭氧漂白后被送入接收塔并稀释，由浆泵送至洗涤机。

高浓臭氧漂白段也可以采用如图 6-28 所示的高浓氧漂白流程，臭氧也必须从塔下部送入，残余气体从塔顶排出，如图 6-28 所示。

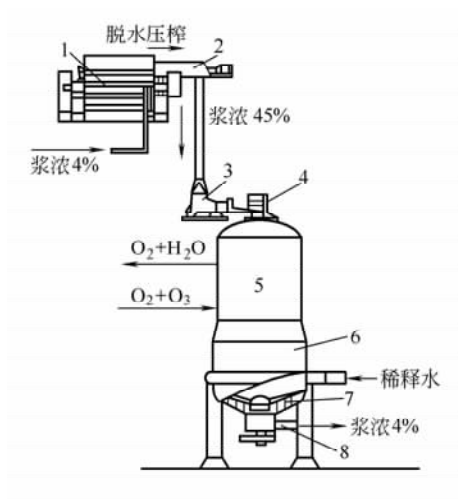


图 6-28 采用高浓氧漂白流程
的高浓臭氧漂白

- 1—双辊挤浆机 2—螺旋送料器 3—单转子高
浓浆泵 4—旋转叶轮疏解器（或绒毛化器）
5—臭氧漂白塔 6—稀释区 7—卸料器
8—排浆口（低浓）

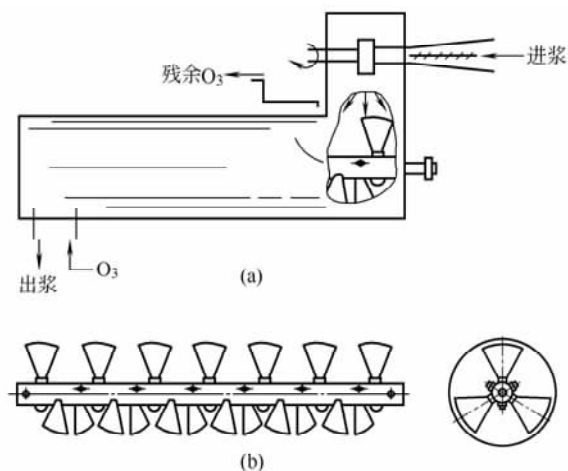


图 6-29 臭氧漂白管的结构
(a) 臭氧漂白管 (b) 搅拌辊

二、高浓臭氧漂白段关键设备

臭氧漂白一般设为 2 段，所需要的关键设备为双网挤浆机、疏解机、臭氧漂白管等。这里只介绍臭氧漂白管。

臭氧漂白管也称叶片输送反应器，其结构如图 6-29 所示。漂白管除纸浆进出口外，主要是内装一根具有混合及输送功能的搅拌辊，搅拌辊是在回转轴上装置多块叶片，叶片按螺旋向安装。在搅拌辊转动时，已绒毛化的高浓纸浆松散地分布于漂白管内，逆流而上臭氧就会充满于纤维之间的空隙而裹住纤维，为纸浆的漂白反应创造最有利条件。

参 考 文 献

- [1] Bergnor, E., Backlund, B. and Teder, A., "The Benefits of Better Mixing", Intl. Pulp Bleaching Conf., Quebec, PQ, CPPA/TAPPI, 1985; 234-241
[2] C. P. J. Bennington, G. Azevedo, D. A. John, S. M. Birt and B. H. Wolgast, "The Yield Stress of Medium-and-Hight-Consistency Mechanical Pulp Fiber Suspensions at High Gas Con-

- tents”, JPPS, 1995, 21 (4): J111-J118
- [3] 胡楠, 陈克复. 浆料输送与输送机械. 北京: 中国轻工业出版社, 1991
- [4] Sands Defibrator 公司. SM-Mixers 样本
- [5] Ahls trom 公司. AHL MIX Chemical Mixer 样本
- [6] 胡楠主编. 轻工业技术装备手册. 第一卷. 北京: 机械工业出版社, 1995
- [7] Andrity 公司. 双网挤浆机产品样本
- [8] 陈克复编著. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994
- [9] 陈克复等. 发明专利. 高浓纸浆过氧化氢漂白方法. 专利号 ZL96108334. 4
- [10] 黄运贤, 陈克复等. 实用新型专利. 双网挤浆机. 专利号 ZL200420093646. 0
- [11] 陈海峰, 陈克复等. 应用高浓技术减少白水排放. 纸和造纸, No. 5, P13, 2001
- [12] 黄运贤, 陈克复等. 中浓双网洗浆机的设计法. 中国造纸学报, No. 2, P142, 2003
- [13] 莫立焕, 陈克复等. 制浆中段废水污染特征及脱色处理方法. 中国造纸, No. 2, P21, 2004
- [14] 陈奇峰, 陈克复等. 三盘单动盘磨机磨片结构对纸浆纤维特性的影响. 中国造纸, No. 6, P12, 2004

第七章 中高浓纸浆的浓缩与洗涤技术

浓缩与洗涤过程都是制浆造纸中典型的单元操作工艺。在生产中可实现浓缩的方法很多，如蒸发、过滤、离心分离、沉降、浮选、电磁分离等，可实现洗涤的方法也很多，如置换、扩散与浓缩、吸收、溶解与分离等。在工程实践中，洗涤与浓缩方法的具体选择主要取决于被处理物料的性质和当时技术及设备的发展水平，其中经济因素一般来说是第一位。对纸浆浓缩而言，纸浆悬浮液的特性决定了过滤和压榨是首选的浓缩方法。而要准确了解纸浆洗涤与浓缩过程的详细情况，掌握被处理物料的特性，为优化洗涤与浓缩技术和设备，就必须熟悉该过程基本原理，了解悬浮液的普遍性和纸浆悬浮液的特性。组成悬浮液的液体和颗粒特性是影响悬浮液性质的主要因素；构成纸浆的纤维种类、含量和打浆度、打浆方法、温度等是影响纸浆浓缩特性的基本因素。

纸浆悬浮液浓缩到一定浓度，纤维集聚形成网络结构，使其具有类似多孔介质的特性。纸浆压榨浓缩与置换洗涤过程更多地遵循多孔介质的渗流、变形规律。了解和掌握多孔介质的有关理论，对于准确理解浓缩与洗涤过程中的一些现象有很大的帮助。

第一节 纸浆在浓缩与洗涤过程中所表现出的特性

一、纸浆悬浮液的基本特性

与浓缩有密切关系的纸浆特性有：悬浮体系的稳定性、悬浮液的黏度、液相的赋存状态、两相界面上的润湿性与电性、颗粒间的相互作用等，其中黏度及颗粒间的作用力已在前面相关章节中论述过。

（一）纤维悬浮液的稳定性

纤维悬浮液的稳定性指的是纤维在液相介质中保持均匀分散的能力。影响稳定性的因素很多，诸如纸浆浓度、纸浆种类及其组成纤维的长度分布、打浆度、界面电位、体系温度等。其中几个因素与体系稳定性的关系如表 7-1 所示。

表 7-1 影响纸浆稳定性的分析

因素变化	浓度	打浆度	长度分布变宽	界面电位增大	温度提高
稳定性	增加	增加	下降	增加	增加

从本质上说，纸浆悬浮液的稳定与否取决于体系内各种作用的综合效果。纤维间的静电斥力以及细小纤维的布朗运动有利于纤维的分散与悬浮，而纤维间的凝聚以及重力

作用下的沉降行为则破坏固液体系的稳定性。在制浆浓缩的工艺过程中，不同的浓缩方法或阶段对稳定性要求不同。有时需要纤维在纸浆中均匀分散，有时却要破坏体系的稳定。前者如在真空过滤浓缩时，为保证真空度必须形成均匀的浆层，这就要求纤维在纸浆中应是均匀分散的；而在挤压浓缩等工序中，则要求加快液固分离进程，以利于脱水。尽管这样，一般而言，稳定性越好的纸浆，浓缩越困难，这是因为稳定的悬浮体系中含有较多的细小纤维或者过分的纤维分丝细化，浓缩时形成的滤层结构密实，液体的流动阻力较大，或者纤维比表面积过大，导致表面附着水和孔隙水的含量高。

(二) 水在纸浆中的赋存状态

在制浆浓缩过程中，正确地掌握水在纸浆中赋存状态，对于选择合适的浓缩方法以及预测相应的浓缩效率都具有非常重要的意义。在水与纤维等组成的悬浮液体系中，水的存在方式有如下几种：自由水、表面水、包裹水以及结晶水。

自由水包括重力水和毛细水。重力水是指借重力作用而无需任何其他外力即可从纸浆中分离出来的水。这部分水存在于纤维之间大的间隙中，其含量是由纸浆的浓度、种类及其纤维的状态确定。一般情况下，重力水的含量大于其他几种方式存在的水，但易于去除，因此并不是纸浆浓缩的困难所在。

在一般固液体系中，若固体物料自身含有裂隙、体系的浓度或局部浓度较大，从而使颗粒之间的间隙足够小时，在这些裂隙与间隙中存在的水就是毛细水，也叫孔隙水。对于较稀的纸浆，即纤维之间距离足够大时，毛细水主要是存在于纤维分丝之间和纤维絮团中，它是随着纸浆浓度的增加而出现的。纸浆中毛细水的含量取决于孔隙的数量、孔隙的尺寸以及水的表面张力。

在毛细压力作用下水进入空隙的原理可用图 7-1 说明。在一根插入水中的细玻璃管内，水的上升高度 h 可在表面张力与重力的平衡条件下导出：

$$h = \frac{2\sigma\cos\theta}{R\rho g} \quad (7-1)$$

式中 R ——玻璃毛细管半径
 σ ——水的表面张力
 ρ ——水的相对密度
 g ——重力加速度
 θ ——固液接触角

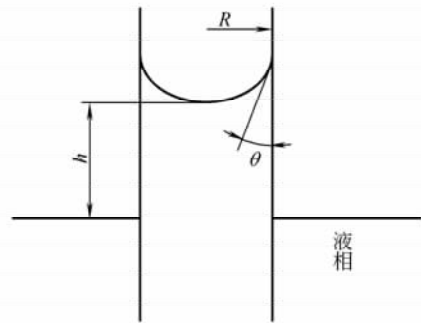


图 7-1 毛细水的形成模型

式 (7-1) 表明，水在固体孔隙中的侵入深度与水的表面张力成正比，因此，降低水的表面张力对于减少固液体系中的毛细水的含量有重要的意义。此外，毛细孔的半径越小，固液接触角越小，毛细水的附着力就越高。在图 7-1 中毛细管内外液面存在压力差，这就是所谓的毛细压力，它驱动管外的液体进入管内。从数值上来说，毛细压力 p 等于液柱压力，即

$$p = \rho gh = \frac{2\sigma\cos\theta}{R} \quad (7-2)$$

显然，重力作用对排除毛细水无能为力。从理论上来说，必须施加至少等于毛细压

力的外力才可能驱除毛细水。

在液固体系中水的另外一种赋存状态就是所谓的表面水。这种水由于很强的极性而包住纤维的表面。由胶体研究结果（如图 7-2 所示）可知，表面水厚度一般不超过 $0.25 \sim 0.5 \mu\text{m}$ ；分两层，内层称为强结合水（吸着水），外层称为弱结合水（薄膜水）。表面水分子具有定向性，并且其定向程度随着与纤维的距离增加而减小，在距离纤维表面很远的位置水分子不显方向性，从结合水状态过渡到自由状态。表面水的特性与自由水的特性完全不同，它接近于固体，不符合静水压力传递的 Pascal 定理。强结合水厚度与一个或几个分子层厚度相当，其密度为 $1.2 \sim 2.4 \text{g/cm}^3$ 。这种水的分子和其他自由水分子比较，其活动性特别小。薄膜水的特性居于吸着水和自由水之间。表面水的性质决定了机械的脱水方法不能对其产生影响。强结合水的最大数量约与最大吸湿度相当，这也是强结合水被称为吸着水的原因。

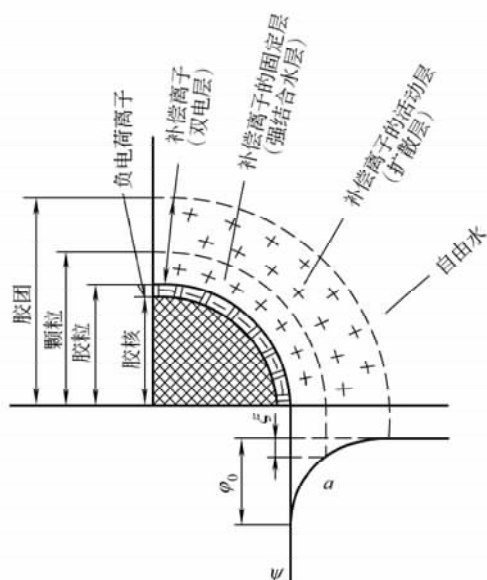


图 7-2 纤维和水化膜的电分子力示意图

因其与纤维结合紧密，基本不能流动，所以不能通过包括压力在内的机械力将其分离；考虑到纸浆浓缩的经济性，制浆生产中一般多用机械方法浓缩纸浆。因而表面水全部滞留于纸浆中，并因此影响纸浆浓缩的最终浓度。

在浓缩过程中，纤维网络结构中中间隙逐渐减小，液体流动阻力逐渐增大。由于表面水牢固地结合于纤维表面，不能流动，但能产生一定变形，这样表面水的存在就相对减小了纤维之间的孔隙，使液体有效流通孔径减小，浓缩阻力增大。表面水的厚度越大，其对纸浆浓缩的阻力越大。

同一种纤维原料采用不同的制浆方法，由于制浆工艺不同而导致纤维表面水厚度不同，也会出现浓缩过程的难易差异和最终浓度差异。这也可以认为是酸法制浆工艺所得纸浆相对碱法纸浆易于浓缩或洗涤的一个原因。

对于纸浆悬浮液，除重力水、表面水（毛细水）之外，还有附于纤维细胞壁及存在于细胞腔中的水分，正如第三章中所论述，各方所占水分的比例按照浓度的高低而不同。

（三）颗粒表面的湿润性

湿润性是固、液、气三相共存的一种状态，或者说是液体与气体争夺固体表面的一种过程。如图 7-3 所示，滴在固体表面上的液体，其在表面上展开或形成液滴停留于表面，取决于各相界面的界面张力。根据平衡时三相接触点处的合力为零，可用下式来描

述固体表面湿润性：

$$\cos\theta = \frac{\sigma_{sg} - \sigma_{sl}}{\sigma_{gl}} \quad (7-3)$$

式中 σ_{sg} 、 σ_{sl} 、 σ_{gl} ——固-气、固-液、气-液接口的张力

θ ——接触角，可定量表示固体的湿润性

当 $\theta > 90^\circ$ 时，固体是难于湿润的或疏水的；当 $\theta < 90^\circ$ 时，固体是易于湿润的或亲水的， θ 角越小，固体的湿润性越好，当 $\theta = 0$ 时，液体则在固体表面上铺展开来，即完全湿润固体表面。在固液分离过程中，总是希望固体的湿润性越差越好。从公式 (7-3) 可见，要使固体物料疏水化，也就是增大接触角 θ ，就应设法降低固体的表面能 σ_{sg} 。生产实践中采用适宜的表面活性剂物质可以达到这一目的。在纸页抄造过程中，助滤剂的作用就是如此，它们吸附在纤维的表面上，降低固体的表面能，增加纤维的疏水性，使形成的湿纸幅滤水阻力较小，水在孔隙中更容易流动，从而有效地脱除水分。从理论上说，湿纸幅的抄造是纸浆浓缩的一个特例。

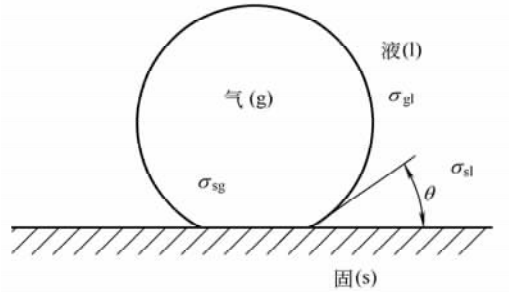


图 7-3 固气液三相平衡体系图

(四) 纤维间的作用力

纤维之间的作用力不外乎相互吸引力和斥力。吸引力有利于纸浆的浓缩，而斥力却对纸浆浓缩起阻碍作用。纤维之间的吸引力主要是范德华 (Vander Wals) 力。纤维之间的斥力主要是双电层静电作用力。

研究表明，随着纸浆浓度提高，纤维间距离的减小，双电层的斥力快速增大，并且其增大的幅度要高于范德华力，因此，这两个力将在某一位置达到平衡。在纸浆浓缩过程中，当纸浆浓度较低时，双电层的静电作用力可以不予考虑。当浓度达到一定程度时，即纤维之间的距离小于双电层厚度的两倍时，静电斥力将成为浓缩阻力的重要组成部分。

二、影响浓缩的制浆工艺因素

(一) 原料品种

由不同的植物原料所制得的纸浆，其纤维形态、滤水性能及液体成分的差异等都会影响洗涤与浓缩设备的性能；使用同类的设备处理不同的浆种，其生产能力和处理效果会有较大差别。因此要根据制浆种类来选择不同的浓缩方法与浓缩设备，或者采用同类设备但对其结构和操作工艺进行适当的调整。

木浆的纤维成分较纯，草浆纤维成分复杂，因为草类原料组分性能差异大且难以分选；以麦草为例，茎秆约占一半，其余叶、节、穗等成分不同，细小纤维及杂细胞含量多；草浆的戊糖含量高，纤维细胞壁易膨润水化，亲水性强，所以草浆滤水性差，会在浓缩设备上出现糊网、黏辊、浆层压溃或跑稀打滑等现象。这些因素导致浓缩设备单位

面积的产量低，出浆浓度低，浆层薄且剥离困难，滤网的洗涤、再生困难等。

草类纸浆浓缩滤液中细小纤维的含量高，容易在浓缩设备的孔道沉积并引起堵塞。草类纤维的长度和宽度均比木浆小，例如竹、蔗渣、苇子的纤维宽度分别为红松的30%、41.5%和18%。宽度越小，纤维内的空隙及纤维之间的空隙也越小，这导致过滤阻力增大；由于草浆纤维相对细、短而且杂细胞和细小纤维含量高，所以草浆纤维的表面积比木浆的大，浓缩浆层承压能力差，浓缩施压速度相对较小。滤水阻力大，不能承受较大的施压速度就成了草类纸浆浓缩困难的一种原因。

碱法浆的滤水性能随原料而异，大致为：木浆比草浆好；在草类浆中，芒秆、竹子比芦苇浆好；荻苇比泡苇、小苇、毛苇浆好；生长成熟的原料比未成熟的好。此外，原料的产地、收获季节、储存时间、条件等都对纸浆的滤水阻力有影响。

（二）制浆方法、硬度

制浆方法同样影响纸浆的浓缩性能。对于同一种纤维原料，一般来说，酸法浆优于碱法浆，碱法浆优于机械浆。

纸浆硬度对纸浆的浓缩性也产生影响。硬度是衡量制浆时脱木素程度的标志。生产过程中一般用间接测量木素含量的经验方法来确定纸浆硬度。保留部分木素在纸浆纤维中，既能增加纤维的机械强度，又能提高纸浆得率。

木素留在纤维中较多，则纤维较硬。由纤维交织而成的浆层孔隙率较大，不易产生压缩变形，孔隙率保持能力相对较高，脱水阻力较低。化学浆在蒸煮时木素分解较多，所得纸浆中的纤维素含量较高，纤维柔软，在浓缩压力的作用下，浆层的孔隙容易减小，导致阻力增大，浓缩相对困难。同一种原料和方法制得的纸浆，硬度高的纸浆可浓缩性好。一般木浆的硬度高于草浆。

从制浆的工艺因素看，化学木浆的可浓缩性优于机械木浆，这主要是由于这两种纸浆的纤维形态差异影响。机械木浆的纤维受损伤较大，长纤维较少，细小纤维的比例很大，因此形成的浓缩浆层孔隙率较小。但是，机械浆纤维的硬度相对较高，在进一步挤压浓缩时，浆层的变形速度小，孔隙率的减少量相对少，所以其可浓缩性能优于化学木浆。图7-4为6种浆的纤维筛分组成。

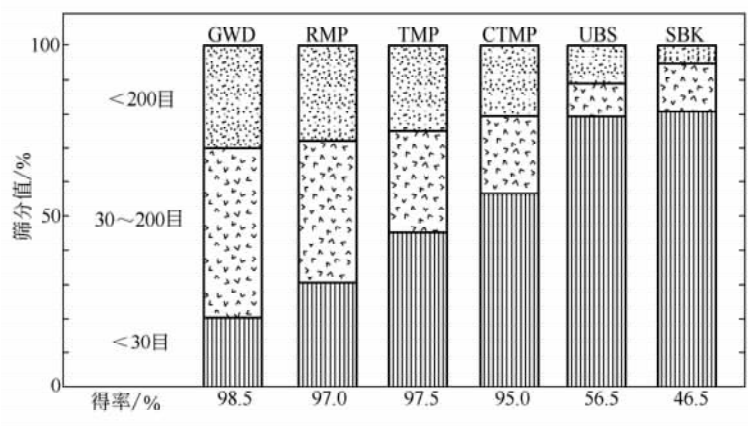


图7-4 6种浆样筛分比较（新闻纸浆）图

(三) 打浆度

打浆作用表现在微观上对纤维的疏解、切断、纤维细化、压溃、膨润等,以便获得满足纸张要求的纸浆性能。打浆程度越高,纸浆中的细小纤维含量提高得越多,纤维的柔软性越好,纤维的比表面积越大;浓缩时形成的浆层孔隙小,且在压力的作用下孔隙减小得更快。所以,打浆度高的纸浆浓缩或洗涤相对困难,特别是经过黏状打浆的纸浆,其浓缩或洗涤过程更难于进行,挤压应力过高,可能造成纤维网络压溃,孔隙变得非常小,导致液体不能通过,浓缩过程中断。

影响纸浆打浆度的因素不止打浆工艺。化学浆蒸煮后经过喷放、浆泵的输送,机械浆经过磨木处理等所得原浆都已经具有一定的打浆度。各种粗浆的打浆度相差很大,磨木浆比化学浆高,草浆比木浆高。

(四) 纸浆温度与黏度

纸浆滤液的黏度是温度的函数,随着温度升高,液体组分的黏度下降。例如水,将其温度由 20℃ 提高到 50℃,黏度降低大约 45%。液体从纸浆孔隙中流动时,黏度是决定流动阻力的一项重要因素。液体黏度与流通阻力为正比例函数关系。提高温度,纸浆的可浓缩性基本提高。在生产中,经常利用提高温度的方法,降低可浓缩性能差的纸浆的浓缩难度。

第二节 纸浆的浓缩方法与浓缩理论

制浆过程中,为满足各种工艺要求,对纸浆要进行浓缩或洗涤处理。浓缩设备及其工作原理一般根据具体工艺的要求确定。对用于黑液提取或闪急干燥前的纸浆浓缩设备,应选用出浆浓度高的,诸如双辊挤浆机等。用于中高浓漂白前浓缩的设备,可选用双网压滤机等出浆浓度适中的设备。不论采用什么浓缩方法,纸浆浓缩过程基本上都是从过滤开始的,而压榨可满足高浓纸浆的浓缩要求。

一、过滤理论

过滤是指在压力差的作用下,悬浮液中的液体透过可渗性介质(过滤介质)的孔道,而固体物料被介质所截留,从而实现固液分离的操作。实现过滤必须的两个条件是:①具有必需的分离设备(包括过滤介质);②推动过滤进行的动力。

按照推动力的类型,可分为重力过滤、真空过滤、加压过滤和离心过滤。重力过滤的压力差由纸浆的液柱高度产生;真空过滤的推动力为真空源提供,真空度一般为 40~80kPa;加压过滤的压力源是压缩机或压力泵。

过滤分为滤饼过滤和深层过滤两种。纸浆的浓缩过滤属于滤饼过滤。过滤过程中,液体的流动一般属于极慢流动,即渗流运动。影响渗流的宏观因素有流体力学的因素,如滤饼结构、压力差、液体黏度和过滤介质特性等。微观的有物理化学因素,如电化学现象等。粒径越小的固体颗粒,其微观物化因素影响越大,当粒径在 10~20 μm 时影响更加突出。

滤饼过滤采用表面过滤设备。过滤进行时,被处理纸浆中,大于和接近于过滤介质

孔隙的纤维先以架桥的方式在介质表面形成初始滤饼层，其孔隙通道比过滤介质更小，能截留住更小的纸浆组分。其后沉积的纤维便逐渐在初始层上形成一定厚度的滤饼层。滤饼对液体流动的阻力比过滤介质大得多，当滤饼厚度较大时一般可以忽略过滤介质的过滤阻力。

(一) 过滤的基本现象

过滤过程中，沉积层（滤饼）的过滤阻力与沉积层的厚度不成比例的问题一直困扰着过滤理论研究和实际操作。目前比较一致的观点认为其是滤饼的压缩引起的。这一理论主要是由蒂勒（Tiller）和白户纹平提出。

在可压缩滤饼中，其过滤阻力和孔隙率都不是常量。它们不仅与过滤压力有关，而且与其在滤饼中的位置有关。一般来说，在可压缩滤饼中，滤饼的孔隙率是沿滤液流动方向减小的，并且颗粒向过滤介质的移动也会挤出部分液体。因此可压缩滤饼中的流速在滤饼截面上不是常数，而是沿滤液流动方向增加的。研究表明，对于浓度较高纸浆过滤和过滤时间很短的情况，忽略滤液沿程速度的变化，将产生5%~15%的误差。

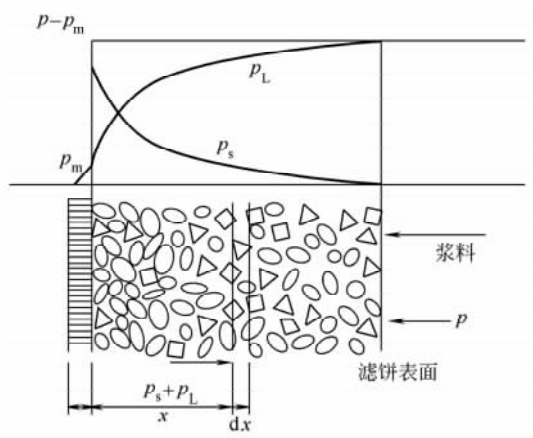


图 7-5 过滤压力变化示意图

图 7-5 为液体在滤饼中的流动示意图。纸浆在压力的作用下向过滤介质移动，流体在滤饼空隙中流动。颗粒对液体的阻滞使得孔隙压力沿液体流动方向减小。假定滤饼内部孔隙压力在垂直流动方向的平面上是均匀分布。当液体流过固体颗粒四周时，作用在颗粒上的流体动压力推动颗粒向介质移动。相互接触的颗粒都将所受到的力传递给相邻颗粒，如此层层叠加，至过滤介质表面达到最大。颗粒间的这种作用力称为固体压缩力。将固体压缩力与过滤面积的比值称为有效应力 p_s 。假定有一 dx 厚的沉积层在距介质表面 x 处。从 dx 微元到滤饼表面的这部分滤饼，在浓缩时沉积层的移动速度很慢，这里忽略惯性力，因此可得：

$$p_m + p_s + p_L = p \quad (7-4)$$

式中 p_s ——有效应力

p_L ——孔隙压力

p ——浓缩压力；其与时间和距离 x 无关

p_m ——过滤介质压力降；假设其与滤饼厚度无关

对式 (7-4) 两边取 x 的导数，得：

$$\frac{dp_m}{dx} + \frac{dp_s}{dx} + \frac{dp_L}{dx} = \frac{dp}{dx}$$

$$\frac{dp_s}{dx} + \frac{dp_L}{dx} = 0 \quad (7-5)$$

式(7-5)说明,在滤液流动方向上,有效应力的增加值等于孔隙压力的减小值。如图7-5所示,有效应力 p_s 从滤饼表面处的最小值零逐渐增大到过滤介质表面处的最大值;孔隙压力 p_L 从滤饼表面处的最大值减小至过滤介质表面处的最小值。因此,滤饼的孔隙率从滤饼表面沿其厚度方向逐渐减小,而比过滤阻力则沿厚度方向逐渐增大。

(二) 过滤基本方程

1856年,达西(Darcy)为解决法国第戎市的地下水问题,研究了水在直立匀质砂柱中的流动。达西所采用的试验装置如图7-6所示。根据实验,达西得出流量 Q 与横截面积 A 及水头差 $(h_1 - h_2)$ 成正比,与水体流经的路程成反比。据此,得到了著名的达西原始公式:

$$Q = K'A(h_1 - h_2)/L \quad (7-6)$$

式中 K' 是比例系数。

在过滤过程中,过滤推动力 Δp 相当于式(7-6)中 $h_1 - h_2$,为适应不同液体过滤的需要,后来的研究者又引入表征液体特性的量黏度 μ ,并将过滤过程简化处理后,形成了过滤方程的基础:

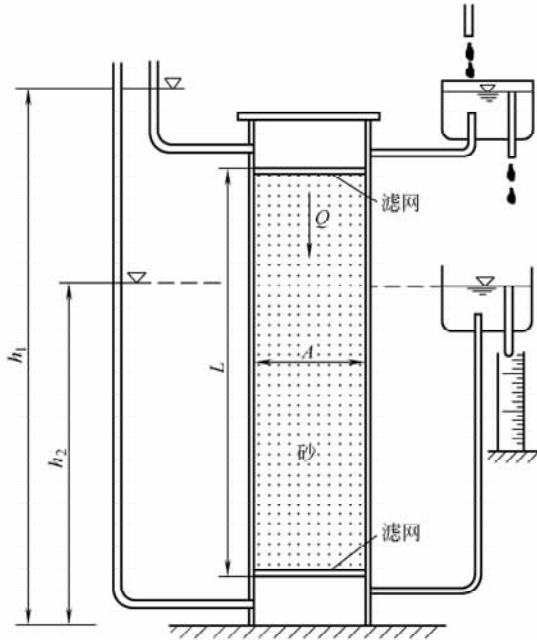


图7-6 Darcy的试验装置图

$$Q = \frac{dV}{dt} = K \frac{A \Delta p}{\mu L} \quad (7-7)$$

或者

$$u = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = K \frac{\Delta p}{\mu L} \quad (7-8)$$

式中 Q ——滤液的流量, m^3/s

A ——过滤面积, m^2

t ——过滤时间, s

V ——滤液的积累体积, m^3

u ——液体通过滤层的平均线速度, m/s

L ——滤层厚度, m

K ——滤层的渗透系数, m^2

Δp ——过滤层的压力降, Pa

μ ——滤液的黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$

实质上滤层厚度 L 和滤层渗透系数 K 是以阻力的形式影响过滤进程的,所以,一般将式(7-8)表示为:

$$u = \frac{\Delta p}{\mu R} = \frac{\Delta p}{\mu(R_c + R_m)} \quad (7-9)$$

其中 R 为滤层阻力, 其值为 L/K ($1/m$ 或 m^{-1}); R_m 、 R_c 分别为过滤介质阻力和滤饼阻力。

影响滤饼阻力的因素很多, 一般过滤研究中假定滤饼阻力与过滤介质表面沉积的固体质量成线性关系, 因此可用下式表达:

$$R_c = \alpha_m \omega \quad (7-10)$$

式中 α_m ——滤饼的质量比阻, m/kg

ω ——单位面积介质上沉积物质量, kg/m^2

则式 (7-9) 可表示为:

$$u = \frac{\Delta p}{\mu(\alpha_m \omega + R_m)} \quad (7-11)$$

在纸浆过滤浓缩过程中, 纤维沉积层的厚度一般较大, 介质阻力比滤饼阻力小得多, 可以忽略不计。因此式 (7-11) 可表示为:

$$u = \frac{\Delta p}{\mu R_c} \quad (7-12)$$

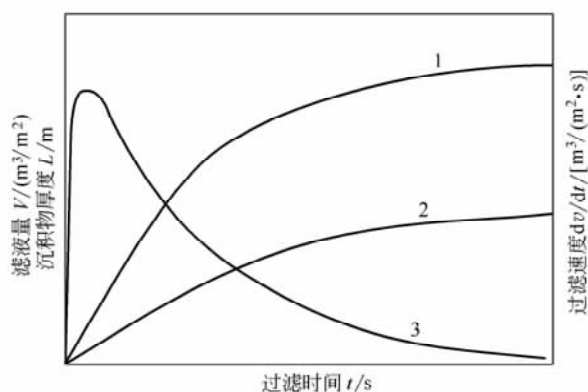


图 7-7 过滤各参量关系示意图

1—滤液积累量 2—沉积物厚度 3—过滤速度

图 7-7 是滤液积累量 (曲线 1)、沉积物厚度 (曲线 2) 和过滤速度 (曲线 3) 随时间变化的关系示意图。该图虽经过简化处理, 但有一定的代表性。曲线具有抛物线的特征, 说明在过滤过程中时间应尽可能的短, 沉积层厚度越小, 过滤效率越高; 但要以沉积层容易剥离, 而且滤液中固体物质流失能满足要求为限度。在这种工作状况下, 过滤设备才能达到最大过滤速度, 即最大处理能力。

假定滤饼阻力 R_c 与过滤介质单位面积上截留的干滤饼质量 ω (kg/m^2) 成比例, 那么, 在时间 t 内, ω 和滤液积累体积之间的关系为:

$$\omega A = cV \quad (7-13)$$

式中 c ——纸浆的质量体积浓度, kg/m^3

考虑到滤饼中液体含量以及细小物质的流失, 对式 (7-13) 修正为:

$$c_{\text{修正}} = \left(\frac{1}{c_s} - \frac{1}{\rho_s} - \frac{m-1}{\rho} \right)^{-1} \quad (7-14)$$

式中 m ——滤饼的湿干比 (湿滤饼质量/干滤饼质量)

c_s ——纸浆的质量体积浓度, kg/m^3

ρ_s ——纤维密度, kg/m^3

ρ ——水的密度, kg/m^3

(三) 恒压过滤

在整个过滤操作过程中保持过滤压力不变时就是恒压过滤。实际生产中, 利用真空泵、滤网张力等维持过滤压力的操作都可看作恒压过滤。过滤速度是变量, 滤液积累体积 V 和过滤时间 t 关系可表示为:

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta p}{\mu \left(\frac{\alpha_m c V}{A} + R_m \right)} \quad (7-15)$$

为计算方便, 将上式改为:

$$\frac{dt}{dV} = aV + b \quad (7-16)$$

其中

$$a = \frac{\mu \alpha_m c}{A^2 \Delta p}, \quad b = \frac{\mu R_m}{A \Delta p}$$

当由实验取得 α_m 和 R_m 的大小时, 可由式 (7-16) 计算下列值:

(1) 瞬时过滤速率 dV/dt

$$\frac{dV}{dt} = \frac{1}{aV + b} \quad (7-17)$$

(2) 达某瞬时终结速率 u_e 时的滤液积累量 V_e

$$V_e = \frac{A^2 \Delta p}{\mu \alpha_m c u_e} - \frac{R_m A}{\alpha_m c} \quad (7-18)$$

(3) 得滤液积累体积 V_e 所需的时间 t_e :

$$t_e = \frac{a}{2} V_e^2 + b V_e \quad (7-19)$$

(4) 在过滤时间 t_e 终结时, 滤液积累体积 V_e :

$$V_e = \frac{\sqrt{2at_e + b^2} - b}{a} \quad (7-20)$$

(四) 恒速过滤

在恒速过滤中, 过滤阻力是逐渐增大的, 保持恒速过滤, 只有增大压力。变量 Δp 、滤液体积 V 以及过滤时间 t 之间的关系可表示为:

$$\Delta p = a''V + b'' \quad (7-21)$$

$$\text{式中 } a'' = \frac{\mu \alpha_m c}{A^2} \left(\frac{dV}{dt} \right) = \frac{\mu \alpha_m c}{A^2} u,$$

$$b'' = \frac{\mu R_m}{A} \left(\frac{dV}{dt} \right) = \frac{\mu R_m}{A} u$$

$u = \text{常数}$

由于 $V = ut$, 所以式 (7-21) 可表示为:

$$\Delta p = a''u^2t + b'' \quad (7-22)$$

从式(7-22)可以看出,对于比滤阻 α_m 可以看作常数处理的恒速过滤,过滤压力与过滤时间成正比。对于过滤速率较高的情况,比滤阻 α_m 将是时间的函数,因此过滤压力将不再是线性函数,而且变化比较剧烈。

二、挤压浓缩

(一) 挤压浓缩种类

在滤饼过滤时,提高压力虽然对滤饼含液量的降低有作用,但作用不明显;甚至会导致过滤效率降低并影响生产正常进行。过滤浓缩所得滤饼含液量较高,不能满足中高浓制浆工艺的生产要求。因此,需要对纸浆进行进一步的挤压浓缩。常用的挤压脱液的方法有:①机械压榨脱水,如螺旋压榨、双网压滤、双辊挤压等;②气体驱替脱水法,如真空脱水等。

机械连续压榨脱水主要在带式压榨脱水机上进行,以其挤压区结构特点可粗略分为楔形区挤压,水平辊挤压和对辊挤压以及螺旋压榨。气体驱替脱水主要是纸浆滤饼形成后的真空脱水和蒸汽驱替脱水;后者目前多用于纸机湿部压榨脱水工艺中。

带式压榨脱水时,经过初步脱水阶段形成的沉积浆层,还需到挤压区进一步脱水,挤压脱水分为两种方式,即低压脱水和高压脱水。低压脱水压力主要是由滤网包绕辊子实现的,调整滤网张力就可以调节压力大小。较高的脱水压力一般是由对辊挤压实现的。

驱替脱水是指滤饼保持原有形状,以气体来驱替置换出纸浆滤饼中的液体。它包括真空抽吸和压气吹除两种方式。真空抽吸使用于处理开式结构的滤饼,压气吹除更适合于闭式结构的滤饼。影响气体置换脱水的因素很多,如滤饼的性质,两种流体的相对黏度、流体界面特性和温度、压力梯度等。

(二) 楔形区挤压

楔形区挤压分两种类型,即压力进浆的密闭方式和开式上浆方式。正是由于压区结构区别,引起压力施加方式的不同,从而所处理纸浆特性(主要是浓度)和脱水进程也不同。一般在楔形压区处理的纸浆浓度介于低浓与中浓之间,纸浆的变形性质主要表现为流动特性,可用相关的流体剪切理论进行近似处理。

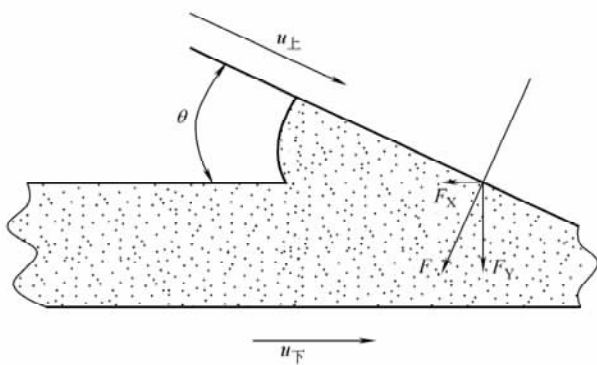


图 7-8 楔形区滤网对纸浆的作用力

1. 纸浆在开式楔形压区中的脱水过程

开式上浆方式结构如图 7-8 所示。为了便于描述,这里假定下滤网水平放置。在动力润滑理论中,潘岱(H. F. P. Purday)通过大量不同瓦块形状的研究发现,当楔形进口与出口的油膜厚度比相同时,其他工作条件也相同时,压力变化相差不超过 10%。因此,纸浆反作用

力引起的滤网变形忽略不计或由于结构的原因认为其不变形。

下滤网以速度 $u_{\text{下}}$ 水平向左运动，上滤网以速度 $u_{\text{上}}$ 沿夹角 θ 移动。纸浆以与下滤网相同的速度进入压区后，由于上下滤网间的距离减小，浆层受到挤压作用，液体分别经过上下滤网排出，浓缩的浆层同时分别在上下滤网内表面沉积，形成密度基本均匀的纤维沉积层（其原因随后叙述）；当正常生产时，沉积于上下滤网内表面的浆层将会在某一点汇合，并在压力的作用下形成浓度更高的一体浆层。如图 7-9 所示。

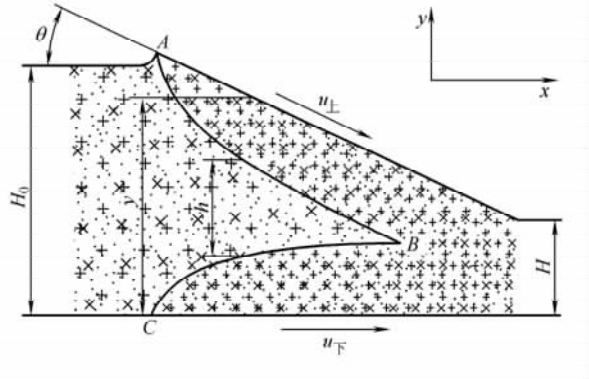


图 7-9 楔形区纤维沉积层形成示意图

在图 7-8 中，设滤网对纸浆的压力为 F ，其压力的大小可经夹角 θ 和滤网的张力来调整。该力可以分解为水平力 F_x 和垂向力 F_y ，它们分别为：

$$F_x = F \sin \theta \tag{7-23}$$

$$F_y = F \cos \theta \tag{7-24}$$

纸浆在垂向力 F_y 的作用下，受到挤压，通过上下滤网排出水分；其值越大越有利于纸浆脱水；水平力 F_x 对纸浆产生剪切作用，当这种剪切力大于纸浆的抗剪切强度时，可能导致纸浆上层被上滤网阻挡而堆积，产生纸浆进入楔形压区困难，更严重的是，会导致生产不能正常进行。

由式 (7-23) 和 (7-24) 来看，似乎应该减小 θ 角；然而，在实际结构中，为了纸浆能够进入压区，就必须保持一定的 θ 角度，因为 $\theta = 0^\circ$ 时，纸浆无法进入压区（在开式结构中）。

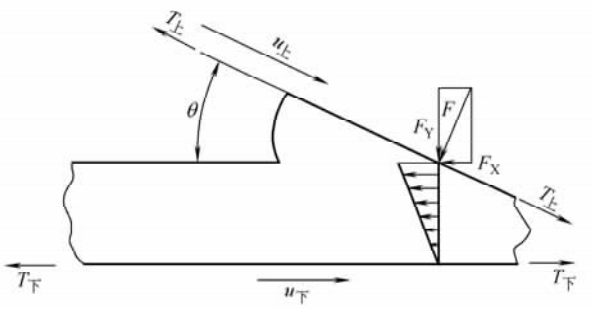


图 7-10 上下滤网水平速度相同时剪力图

如果 θ 角太小，将导致压区长度过大。过大压区长度，既不利于降低设备制造成本，也造成生产面积浪费。压区的长度应当决定于纸浆的浓缩工艺。因此， θ 角的确定是楔形压区设计的主要参数之一。影响 θ 角的因素有纸浆特性（种类、浓度、温度等）、上下滤网的速度差 $u_{\text{上}}$ 和 $u_{\text{下}}$ 、上下滤网的张紧力 $T_{\text{上}}$ 和 $T_{\text{下}}$ 等。

当 $u_{\text{上}} \cos \theta = u_{\text{下}}$ 时，纸浆所受的剪应力 $\tau_u = 0$ ，即 $\tau = \tau_F$ ；如图 7-10 所示。

随着纸浆的移动，上下滤网之间的间距逐渐减小，纸浆因此受到挤压，其压缩速率为：

$$Q = \frac{1}{2} B u_{\text{下}}^2 \operatorname{tg} \theta \tag{7-25}$$

式中 Q ——液体流出速率, m^3/s

B ——滤网有效宽度, m

在实际生产中, 滤网的速度、宽度都保持稳定, 因此由式 (7-25) 得出在这种条件下, 挤压过程可以看作恒速过滤来处理。

当 $u_{\perp} \cos\theta > u_{\text{F}}$ 时, 纸浆所受的作用如图 7-11 所示: 上下滤网水平速度差将对纸浆产生向右的剪应力 τ_u , 使滤网对纸浆的剪切应力减小到 $\tau = \tau_u - \tau_{\text{F}}$, 当 $\tau > 0$ 时, 纸浆所受剪切应力方向与纸浆移动方向相同, 是挤压脱水工艺所希望的条件; 当 $\tau \leq 0$ 时, 滤网速度差引起的剪应力减小了挤压力所产生的向后的剪应力, 有利于挤压操作的进行;

当 $u_{\perp} \cos\theta < u_{\text{F}}$ 时, 纸浆所受剪应力 $\tau = \tau_u + \tau_{\text{F}}$, 方向向左, 如图 7-12 所示。这样的剪应力对挤压脱水过程将产生极为不利的影响。

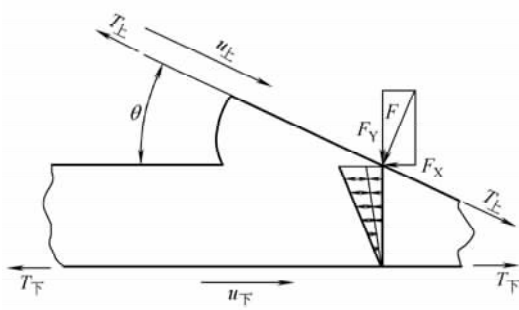


图 7-11 $u_{\perp} \cos\theta > u_{\text{F}}$ 时的剪力图

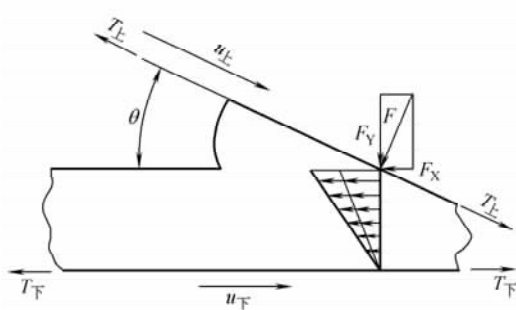


图 7-12 $u_{\perp} \cos\theta < u_{\text{F}}$ 时的剪力图

因此, 在楔形压区设计中, 适当提高上滤网的速度, 使剪应力的方向与纸浆前进方向一致是必须满足的条件。

在楔形脱水区中最终确定压区压力的因素是上下滤网的张力 $T_{\text{上}}$ 和 $T_{\text{下}}$, 原则上应选取适当的滤网张力; 张力太大, 滤网的寿命会受到严重影响, 而且会增加设备的动力消耗; 滤网张力过小, 为保持脱水压力, 则 θ 角会减小, 从而导致脱水区长度增加。

对不同特性的纸浆, 其脱水时间和抗剪切应力强度不同, 所以在 θ 角的选取时当然有所不同, 由于纸浆剪应力强度目前难以测定, 一般以试验测定 θ 角为好。

2. 纸浆在封闭楔形压区中的滤水过程

密封楔形压区中的浓缩原理如图 7-13 所示, 滤网在第一个水平挤压辊和上下回头辊的引导下形成楔形结构。纸浆在流浆箱压力 p_0 的作用下, 进入楔形压区。当纸浆悬浮液喷射到双网间的楔形夹缝中, 其运动立即受到上下网的限制, 并因此产生冲击压力, 开始过滤浓缩, 滤液从上下两个方向排出 (我们假定滤液经过上下滤网的排水阻力是相同的), 纸浆将分别在上下滤网内表面的 A、C 两点开始形成纤维层。而中间夹着一部分仍具有流动性的纸浆悬浮液层。此时, 在两网之间出现纤维层—纸浆悬浮液层—纤维层的三层结构。随着夹网向前继续移动的时候, 前期形成的浓缩纤维层在流浆箱压力作用下通过夹在中间的悬浮液层作用和上下网的压力作用, 逐渐脱水浓缩, 并被压实, 附着于滤网表面而且随之同步移动。中间悬浮液层在压力的作用下, 向上下两个方

向排出滤液，也逐渐沉积在纤维层上。随着纤维层厚度的增加，滤水阻力逐步变大，脱水逐渐变得困难，需要施加更大的压力或较长的行程，将绝大部分水脱除，使纸浆悬浮液态消失，其中的纤维沉积于附着纤维层上。此时，上下两层纤维层连结成一体。与此同时，在滤网的移动过程中，由于进浆压力的作用，双网之间所固定的纤维层和悬浮体之间产生剪切作用，有利于形成均匀的纤维层，以促进滤水。

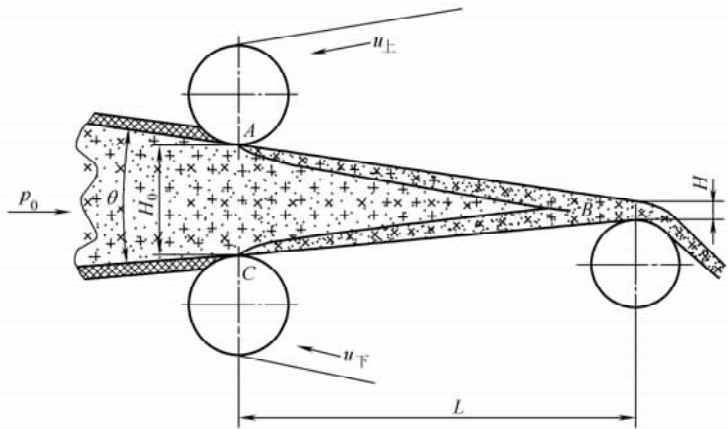


图 7-13 密封楔形压区浓缩示意图

期望压区在理想状态下工作，悬浮体滤水形成浆层的过程应当如图 7-14 中 AB、CB 曲线所示。如果不采取措施，当第一个水平辊和回头辊之间的中心距大于一定值时，仅依靠滤网张力（滤网可以被认为是柔软的）是不能防止滤网产生过大变形的。

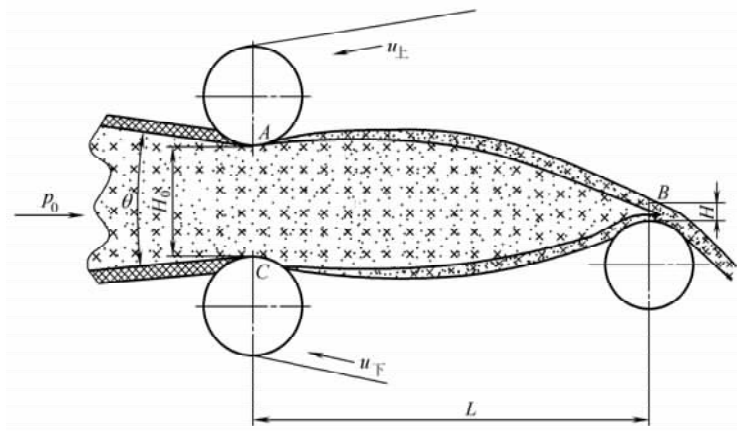


图 7-14 楔形压区滤网自由变形示意图

当发生如图 7-14 所示的变形时，正常生产将不能维持。若不考虑动压力和浆层重量的影响，那么，上下滤网将在过滤压力的作用下，形成悬连线。对于下滤网，若以辊子中心 O_2O_3 连线的中垂线向上方向为 Y 轴，

线段 O_2O_3 方向为 X 轴正方向，则悬连线的方程可以表示为：

$$y = C \left(\text{ch} \frac{x}{C} \right) \tag{7-26}$$

式 (7-26) 是余弦双曲函数，其中 C 是与流浆箱压力 p_0 有关的常数。

为了获得较为充分的脱水，密闭压区的长度一般都在 1m 以上。限制滤网的变形就成为双网压滤机楔形压区设计必须解决的问题。早期压滤机限制压区过分变形的措施就是用小直径托辊对滤网提供支撑。这种方法有三个问题不能得到满意解决：一是为满足托辊刚性，托辊直径较大，导致托辊间距过大，变形不能限制在理想状态；二是与滤网移动方向垂直的上滤网托辊严重阻碍上滤网排水，而且使上滤网托辊的轴承工作环境恶化；三是受托辊影响，滤网两端的密封难以实现。因此，托辊支撑结构基本上用在

脱水量较小的开式楔形压区中。



图 7-15 上刮水板局部示意图

随着刮水板技术在长网纸机网部的应用与成熟，该技术也被应用到双网压滤机上，并实现了密闭楔形压区脱水结构。密闭楔形压区刮水板的基本外形与纸机网部的基本相同，为满足压区较高的压力要求，其结构尺寸较大。下滤网的刮水板安装与纸机网部可以相同；为满足上滤网排水的要求，上滤网的刮水板在装配时，采用如图 7-15 所示结构。滤网移动速度方向和刮水板的夹角 2α 称为攻角。设置攻角的目的是改善上滤网滤液的排出状况。

刮水板的间距根据所处理的纸浆的浓度确定。纸浆浓度越小，进浆压力越大，间距应该越小。其确定原则是上下刮水板与滤网两侧防漏板适当配置后，满足纸浆不泄漏即可，不能太小，以免影响滤水排水。

密闭楔形压区滤网的变形在许可范围内时，其脱水浓缩过程可依照图 7-13 进行分析。当带压的纸浆进入压区后，分别在上下滤网的 A、C 两点开始过滤脱水；通过 A、C 两点连线、垂直于进浆速度的平面处的压力最小，等于进浆压力 p_0 ；在上下滤网沉积浆层交汇处，过滤压力最高，其值由下式确定：

$$p = p_0 + p^* \quad (7-27)$$

其中 p^* 是纸浆的动压力，可由一维雷诺方程近似求得。如果纸浆流进速度与下滤网移动速度相同，而且速度在适当范围内，那么脱水过程就可以当作恒速过滤处理。计算方法同前。对于滤水性不同的纸浆，可以通过调节进浆压力和流量的方法方便地满足不同纸浆使用要求。

过滤开始进行后，沉积浆层的过滤阻力逐步增大；当过滤阻力增加到与浓缩压力相当时，脱水几乎停止，就像发生了介质堵塞，此时，过滤应当结束。黏附于上下两滤网的纤维沉积层应在此时汇合。若两滤网间的沉积层还有未浓缩的纸浆，或者说纸浆供给量大于浓缩能力的最大处理量，那么，这部分未浓缩的纸浆将会进入后续浓缩区，并可能在那里产生纸浆流失问题。

对于上下滤网间夹角较大的楔形压区，当纸浆供给量不适当时，特别是纸浆在楔形压区停留时间偏长，导致上下滤网沉积层的交汇点 B 向流浆箱方向移动，移动距离与网速近似成反比关系。沉积层交汇点 B 前移，而楔形压区为恒速挤压区，B 点以后沉积浆层滤水阻力较高，一般不适于大速率的恒速挤压，其有可能导致浆层压溃，从而影响浓缩过程的进行。从恒速压区的挤压速度公式可以看出，减小 θ 角或降低滤网速度就可减少挤压速度。降低速度会导致产量降低，一般不可取。所以，减小 θ 角就成为比较可行的措施。调整 θ 角，就应从结构设计上采取措施。其实提高滤网速度，缩短纸浆在楔形压区中的滤水时间，可以达到将沉积层交汇点位置向压区出口调整的目的。

(三) 水平辊挤压

为了进一步提高纸浆浓度，就必须对其施加更大的挤压力。依据纸浆脱水阻力的变

化，一般把水平辊浓缩安排在楔形压区之后。那么，进入该浓缩区的纸浆，在经过了楔形区的脱水，其平均浓度较高，基本上应该消除了双面过滤所产生的夹心现象。这是因为在水平辊挤压区的结构设计上，不便于在滤网两侧装设密封装置；而过滤浆层夹心纸浆的浓度低，流动性高，受到较大的挤压力，容易从滤网的两侧溢出，不但造成纸浆的流失，而且影响网下滤液的回收利用。这些在生产中是不允许的。

水平辊挤压的结构如图 7-16 所示。这种浓缩方式为单面加压，单面脱水。对于单个挤压辊来说，脱水压力 p 可由下式计算：

$$p = \frac{T}{R} \quad (7-28)$$

式中 T ——滤网张力，N/m

R ——挤压辊直径，m

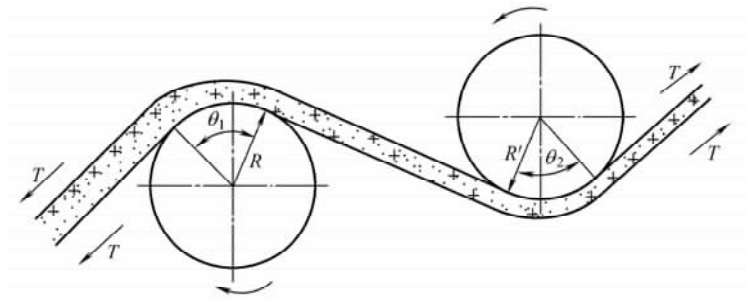


图 7-16 水平辊挤压示意图

式 (7-28) 中，影响挤压力 p 的主要因素 R 是定值， T 在生产中虽可调节，一旦调节到适当值，也是基本稳定的，所以， p 值也是稳定的，那么，就可以应用恒压浓缩理论来进行脱水量的计算。

影响脱水量的主要因素是时间 t 和压力 p ，时间由下式给出：

$$t = R\theta/u \quad (7-29)$$

式中 t ——有效挤压时间，s

R ——挤压辊半径，m

θ ——滤网的包角，弧度

u ——滤网速度，m/s

实际生产设备中的挤压辊不止一个。如果所有挤压辊都没有采取制动措施，滤网所受的传动阻力主要是辊子轴承阻力，可将此力忽略，认为在各个水平辊挤压时，滤网的张力相同，如果各个挤压辊的直径也相同，则 n 个挤压辊的总有效挤压时间可用下式计算：

$$t = \sum_{i=1}^n (R_i \theta_i / u) \quad (7-30)$$

在网速一定的条件下，由式 (7-30) 看出，保持一定滤水时间有两种措施：一是增大挤压辊直径；二是增加挤压辊个数。增大挤压辊直径虽然对提高滤网寿命和延长脱水

时间有利,但会减小脱水挤压力,导致设备体积庞大,对脱水明显不利。减小挤压辊直径,增加辊子个数,对减小设备高度,增加脱水压力有利;但是,过分减小辊子直径,对滤网的寿命不利。因此,选用辊子直径时,在满足滤网寿命的条件下,应尽量选用较小的辊子直径,自然,辊子的数量较多;或者使辊子直径由大到小排列,使脱水压力逐渐增大。

由前述分析知道,浓缩浆层的密度是由过滤介质表面处向浆层内部逐渐减小的,也就是浆层的孔隙率在指向滤液流动的方向上,是逐渐减小的,在过滤介质表面达到最小。脱水阻力自然与孔隙率变化趋势相反,在过滤介质处达到最大。浓缩过程中,如果滤液总是向一个方向流动,那么流动阻力增加得很快,继续浓缩效率迅速降低。如果能改变滤液流动方向,使滤液流向阻力最小的方向,就可提高浓缩效率。在水平辊挤压区,相邻辊子上滤液的相对流动方向刚好相反,因此增加辊子数量可以提高浓缩效率。这是选用较多辊子数量的另外一个原因。

张紧力 T 的选择主要决定于第一个挤压辊处纸浆可受压力的大小。因为过大的压力会导致浓缩浆层压溃,纸浆从滤网两侧溢出,造成纤维流失。在张紧力 T 确定的条件下,由式(7-28)看出,减小辊子直径可以提高滤水压力。因此,在压滤机上挤压辊的直径理论上应当是从前向后由大到小排列,以形成由小到大的压力梯度。由于压榨力是逐步提高的,滤饼中的水分也是逐渐脱除,滤饼的网络强度逐渐提高,可以承受大的压力。所以,这种排列方式可使压榨的效率提高。

(四) 对辊挤压

对辊挤压由两辊间的压力脱水,具有接触面积小、压榨力大、压榨时间短的特点。在纸浆浓缩工艺中,使用的挤压辊有两种:一种是表面光滑的普通压榨辊,另一种是带有沟纹或滤水孔的压榨辊。

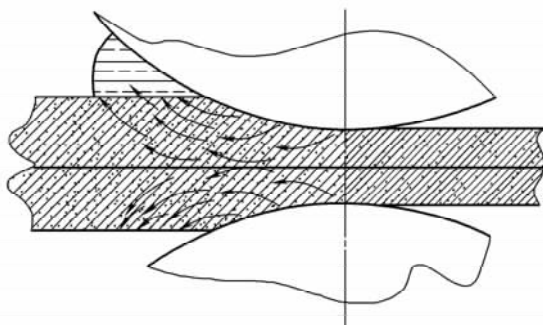


图 7-17 压区水流示意图

在普通压榨辊挤压脱水的过程中,受挤压脱出的水分被迫逆流而出,如图 7-17 所示。由于在脱水过程中,纸浆进入压榨区间后,压区体积逐渐变小,纸浆层被压缩。而纸浆是不可压缩体,只有将可流动的水分排除,才能满足压区体积减小的要求。由于在两压辊中心连接处,压区间隙最小,此处纸浆结构最密实,对液体流动的阻力最大,

因此挤压出的水分不能经过此处排除。而在纸浆移动的反方向上,纸浆组织结构的密度却是逐渐减小的,也就是液体流动阻力是逐渐减小的,因此,水分在压力的作用下,逆流排出。

纸浆的上下表面的阻力为零,因此水体在逆流排出的时候,却又有区别。从下网面排出的水流直接由滤网及下辊面排走;从上滤网排出的水流必须经过滤网的两侧才能排走,由于水流不能及时排走,所以在网面上集聚,水位集聚一定高度后,水流排出的速度才与由上滤网两侧排走的速度相同。这样,由上滤网排水的阻力与下滤网相比,就多

了重力项和集液水头项；因此，下滤网的排水要比上滤网稍微多一些。

对辊压榨过程中的脱水理论计算目前研究的人很多，但由于数学处理上的困难和实验手段的局限，纯理论的计算公式还没有。Dave MC Donald 和 Junis Amini 提出了适用于厚纸板压榨脱水量计算的经验公式，可用于对辊压榨脱水量的预测，公式表达为：

$$\frac{m}{m_0} = \left(1 + \frac{4nfI}{m_0}\right)^{-1/n} \quad (7-31)$$

式中 m ——出压榨纸浆的水分含量

m_0 ——进压榨纸浆水分含量

I ——压缩冲量， $\text{kPa} \cdot \text{s}$

n ——压缩系数

f ——渗透系数， $(\text{kPa} \cdot \text{s})^{-1}$

渗透系数决定于进压榨纸浆的水分，可以由下式计算：

$$f = \frac{A}{vW^2} m_0^{n+1} \quad (7-32)$$

式中 A ——比渗透率， g/m

W ——浆层单位面积质量， kg/m^2

v ——水的运动黏度， m^2/s

压缩冲量决定于压辊载荷和滤网的速度，计算表达式为：

$$I = \frac{F}{Lu} \quad (7-33)$$

式中 F ——压榨辊负载

L ——压榨辊宽度， m

u ——滤网速度， m/s

对于多压辊压榨脱水，应用式（7-31）计算时，可将多个压辊的压缩冲量累加在一起，通过一次计算，即可算出出压榨纸浆的水分。

第三节 纸浆的洗涤方法与洗涤理论

洗涤主要是除去纸浆中的固液杂质或者回收有用成分。洗涤效率和耗水量的高低主要决定于洗涤方法。置换洗涤高于稀释扩散洗涤；对应于各种洗涤方法，洗涤设备的结构和工作原理也不同。

一、纸浆的洗涤过程和方法

蒸煮后纸浆的洗涤称为粗浆洗涤，而纸浆漂白后的洗涤则称为细浆洗涤。纸浆的洗涤过程是复杂的固液分离过程，它包括纸浆加水稀释后产生的液液混合与溶质的扩散，以及把被稀释或置换的液体与纤维分离。

在纸浆的洗涤过程中，纸浆与洗液接触后，由于未洗纸浆的溶质浓度远远大于洗液

的溶质浓度（如用清水作为洗液，溶质浓度为零），这样溶质就会从高浓度向低浓度扩散。为了使之加速扩散进程，达到均匀溶质浓度，在洗涤过程中，往往采用混合原理所论述的方法或手段，增加对流作用，促进纸浆和洗涤的湍动，使分子扩散速度加快。扩散的结果不但由于纸浆中总液体量增多而使溶质浓度下降，而且能达到浓度均一，从而为过滤创造了充分的条件。因此，传统的洗涤纸浆的过程就是遵循稀释、混合、过滤的流程，如图 7-18 所示。

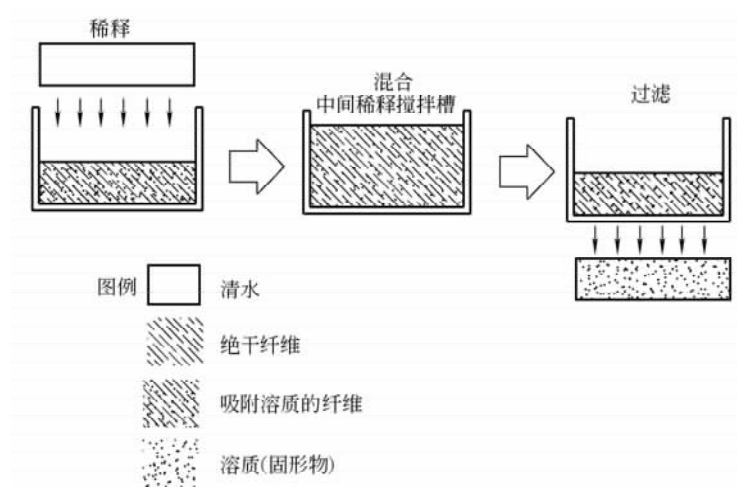


图 7-18 稀释、混合、过滤的洗涤过程

但是，由于纤维表面的分子与溶质分子之间因离子作用而吸附，加上理想混合难以实现，就给上述的洗涤过程要达到较好的洗涤效果带来困难：①分子扩散过程需要较长的时间，特别是在纤维内外浓度差逐渐减少以后；②创造分子扩散条件的对流作用和湍动需要对混合方法提出更高的要求；③对纤维吸附溶质的解吸需要一定的时间和浓度差。因而要达到预定的较高的洗涤效果，就要进行多段的以稀释、混合、过滤为单元的洗涤过程。

为了节约用水量，提高废液的浓度，同时有利于废液的综合利用及减少对环境的污染，纸浆通常采用多段逆流洗涤，如图 7-19 所示。

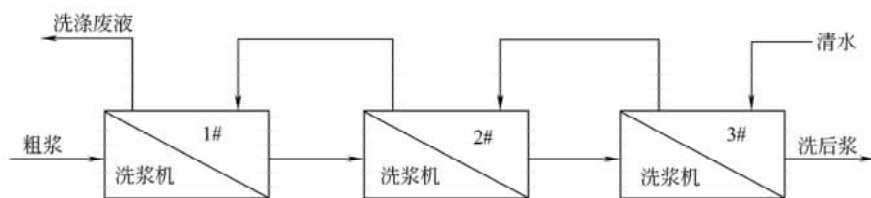


图 7-19 纸浆的多段逆流洗涤方法

中浓纸浆洗涤的重要性 纸浆的洗涤过程不论是蒸煮后粗浆的洗涤，还是纸浆漂白后细浆的洗涤，或废纸浆洗涤，都要求：①尽量使废液与纤维分离，不仅要有高的废液提取率，而且废液浓度不能太低，以保证后续工段废液的综合治理；②洗涤过程中纤维流失小，否则会降低纸浆得率，从而增加生产成本和浪费原料。因此，根据纸浆洗涤要

求, 为了减少洗涤负荷, 提高洗浆机的生产能力和洗涤效率, 大多数的洗涤设备(如真空洗浆机、压力洗浆机及置换洗涤装置等)的排浆浓度处在 10%~16% 之间。之所以选择中浓度下洗涤, 其重要性在于: ①选择纸浆在中浓度下洗浆, 对要求形成过滤的压力差较低, 滤网上形成的浆层受压缩程度小, 能保持过滤孔道的畅通, 废液易通过, 同时又有一定的过滤阻力, 可防止纤维流失; ②在多段洗涤系统中, 中浓度下的纸浆洗涤可保证纸浆在中间槽的稀释混合容易, 扩散时间短, 中间槽中纸浆的搅拌动力消耗低; ③与中浓筛选或中浓漂白等中浓操作单元相适应, 减少不必要的稀释和浓缩的工艺过程, 降低成本。

二、洗涤理论

由于纸浆中纤维的多孔性及亲水性, 使得纸浆中的废液分布不一样。研究表明: 纸浆中废液的 70%~80% 存在于纤维与纤维之间, 20%~30% 分布在纤维细胞腔内和细胞壁内微细孔道间。因此, 要想把纸浆洗干净, 必须充分利用基于扩散、置换及挤压的方式进行纸浆洗涤, 最好选用能同时兼有扩散、置换及挤压三种洗涤机理的纸浆洗涤系统。

(一) 扩散洗涤原理

纸浆的扩散洗涤机理就是利用纤维内外溶液的浓度差把纤维内部的废液置换出来, 从而得到洁净的纸浆。许多资料表明纤维内部的废液不能单纯靠过滤或挤压分离, 只能借助分子扩散使洗液进入纤维孔隙内置换出纤维内部的可溶性物质, 完成纤维与废液的分离过程。而分子扩散的速率则与纤维内外液体的浓度差、纸浆温度、纸浆纤维与洗液的接触面积及分子扩散行程有关, 理论上的溶质扩散速率可表示为:

$$G = DA \frac{\Delta c}{d} \quad (7-34)$$

式中 G ——溶质扩散速率

D ——扩散系数, m^2/h

A ——扩散面积, m^2

Δc ——纤维内外废液的浓度差, kg/m^3

d ——分子扩散经过的路程, m

在扩散过程中, 纤维内外的浓度差 Δc 将会逐渐降低, 至某一数值时将停止扩散。若要继续减少纤维孔隙中废液的浓度, 必须移去纤维外部的已扩散出的废液, 这通常是用过滤或置换来实现。由此可见, 扩散只是溶质分子的迁移, 亦即分子位置的转移, 如果浓度差越大, 纸浆温度越高, 纸浆洗涤越彻底。

(二) 挤压式洗涤原理

挤压洗涤原理是利用设备生产的机械力压缩纸浆层, 使废液与纤维进行分离, 达到净纸浆的目的。以挤压式洗涤为主的洗浆设备有双辊挤浆机、双网挤浆机、锥盘挤浆机及螺旋挤浆机等, 这类设备的操作特点是高浓、高压。有资料介绍, 一般情况下, 纸浆洗涤时液体的过滤速率与其所受的压差成正比, 而与过滤阻力成反比, 可表示如下:

$$Q \propto \frac{\Delta p}{R} \quad (7-35)$$

式中 Q ——液体的过滤速率, m^3/s

Δp ——过滤压差, Pa

R ——过滤阻力系数, $\text{kg} \cdot \text{s}/\text{m}$

因此, 加大过滤压差, 可提高液体的过滤速率, 但同时由于压强的增大使纤维间毛细管变细, 相应增加了毛细管内的压强, 使过滤阻力增加, 降低了液体的过滤量。所以挤压法只有在浓度高于 18%, 而压力在某一个范围内才能有效地加以利用, 过高的浓度下的过高的压力反而会把细胞腔压溃, 使大于纤维间微孔的溶质受到阻隔, 不能排出。例如, 研究表明硫酸盐松木浆在被压缩至 50% 浆浓时, 浆层及纤维中大于 3.0nm 的微孔被堵塞, 使直径大于 3.0nm 的溶质分子不能通过。不过当挤压后的纸浆经稀释、混合时, 由于纤维的亲水性, 使纤维间的微孔能再次膨胀, 因而又可以通过扩散作用把纸浆中的可溶物质分离出来。试验表明, 漂白后的磨木浆由于黏性大, 浓缩后的纤维网络强度低, 不能承受大的过滤压力, 当过滤压力大于 0.2MPa 后, 在滤网上形成一层致密的高浓浆层, 其孔隙很小, 高黏度的液体基本不能通过该浆层, 导致过滤中断。

(三) 置换洗涤原理

正如利用置换作用进行纸浆漂白一样, 采用置换方式进行纸浆洗涤的洗涤设备如 DD 洗涤机、双辊洗浆机、水平带式置换洗涤机及与连续蒸煮设备配套的置换洗涤塔等也日益得到重视并在实际应用中发挥了重要的作用。置换洗涤过程是利用扩散与过滤作用, 用洗液 (清水或比纸浆中可溶性溶质浓度低的液体) 取代纸浆中原有液体, 完成浆液分离过程。如图 7-20 所示, 在置换洗涤过程中, 纸浆随着过滤床移动逐渐形成浆层, 洗液在纤维层上下压力差的作用下从浆层表面均匀加入, 并从纤维空隙通道中穿过, 把纸浆中原有液体从过滤纸浆层底部的滤网压滤出来。

由于置换洗涤不需要对纸浆和洗涤液进行混合, 因而浆层内无需搅动, 处于相对静止状态, 不像稀释、混合过程那样, 扩散速率逐渐减慢, 纤维处于相对运动状态。此外, 在置换洗涤过程中, 由于纤维内部所吸附的溶质比纤维外洗液的溶质浓度大得多, 因此洗液在穿过纤维空隙时一直可以保持较快的扩散速率, 这样可使纸浆洗涤得更干净, 同时又可以提高洗涤质量。

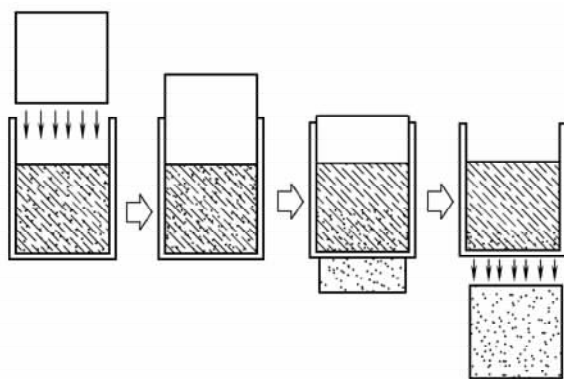


图 7-20 置换洗涤过程示意图

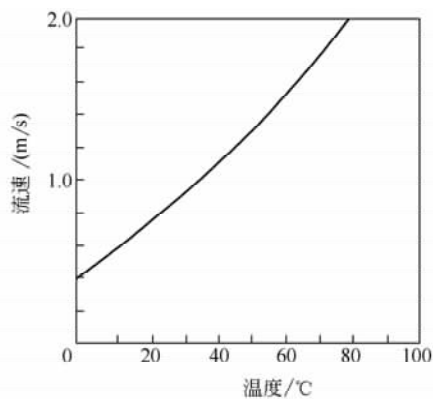


图 7-21 置换液体按给定条件通过浆层时温度的影响

浆层浓度: $107\text{kg}/\text{m}^3$; 厚度: 0.21m; 压差: 24kPa

与扩散洗涤、挤压式洗涤过程一样，置换洗涤也是一个较复杂的洗涤过程，它同样受到纸浆种类、液体的黏度和温度、纸浆浓度及纸浆过滤层上下压力差的影响。浆层属于高浓度的纤维网络，纤维网络具有可逆的压缩性，压差大时被压缩，压差小时就膨胀，厚度随压差而变化，浆层的厚度及其紧密度影响着置换洗涤的进程；液体的温度越高，则其黏度就越低，那么液体流过纤维间隙的速率就越大，纸浆洗涤速率就越高。图 7-21 表示了置换的液体按给定的条件通过纸浆过滤层时温度对流速的影响。

第四节 纸浆浓缩的实验方法与装置

在浓缩设备的设计和选型中，为了准确选定浓缩机的类型，确保所选定的浓缩设备能够满足制浆操作工艺的要求，并使设备处于最佳状态下运行；或者在原料发生变动，或者产品结构需要调整，都需要进行纸浆的浓缩实验。根据生产中应用设备的情况，或者纸浆的特点，选择浓缩实验的方法和实验装置。在纸浆浓缩过程中，应用的脱水方法一般有过滤、气体置换、挤压和压榨等。

在制浆过程中，由于纸浆种类繁多，不同的纸浆有不同的滤水特性，因此只有通过不同的实验才能确定最佳浓缩参数。同一种纸浆在制浆过程的不同工序中，甚至在同一浓缩设备的不同部位，所表现的滤水性不同，有时相差很大；这就更应采取实验措施确定各个工序中纸浆的浓缩特点，使浓缩设备在最佳经济参数下运行。

过滤浓缩实验及装置

在实际生产过程中，根据纸浆的滤水性，过滤浓缩的方法有重力过滤浓缩、真空过滤浓缩、挤压过滤浓缩等。

(一) 重力过滤浓缩

重力过滤浓缩实验可以在打浆度测定仪上进行，不过应将其滤网更换成网目较大的网子。网目的大小以纤维的流失率符合工艺要求即可。对于能够形成稳定浆层的浓缩过程，纤维流失主要发生在浆层形成的初期阶段，随着纤维层厚度增长，纤维流失迅速减小；当浆层达到一定厚度时，将不再发生纤维流失现象。

实验时应将打浆度测定仪排水底孔堵住，以获得更好测量精度。然后，将不同浓度和体积的纸浆加入滤水室中，进行过滤脱水，同时记录在设定时间间隔内积液量筒中滤液的体积；将数据处理即可。每次过滤所用浆样的体积根据重力脱水时滤网上纸浆的厚度确定。

(二) 真空过滤试验装置

真空过滤实验的目的是模拟多圆盘浓缩机等真空过滤设备的操作规程，获取纸浆浓缩设备的脱水能力及滤饼最终固含量。最简单的实验装置如图 7-22。

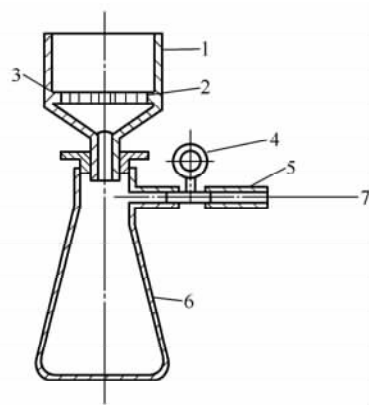


图 7-22 真空过滤试验装置
1—布氏漏斗 2—滤网 3—密封胶
4—真空表 5—真空管
6—滤液储罐 7—接真空泵

实验方法是，将纸浆倒入漏斗中，纤维在滤网上形成滤饼。滤液则穿过滤网流入液体接收器中。一次实验结束后，应关闭真空泵，洗净滤网，倒出滤液，组装后再重复实验。根据试验设计改变纸浆浓度、纸浆高度、滤网目数、真空度等条件继续实验。必须记录的实验数据有滤液量、过滤时间、真空度、滤饼、干度等。将数据制成表格或绘制成曲线图，通过计算即可求出滤饼的比阻和其他过滤常数。

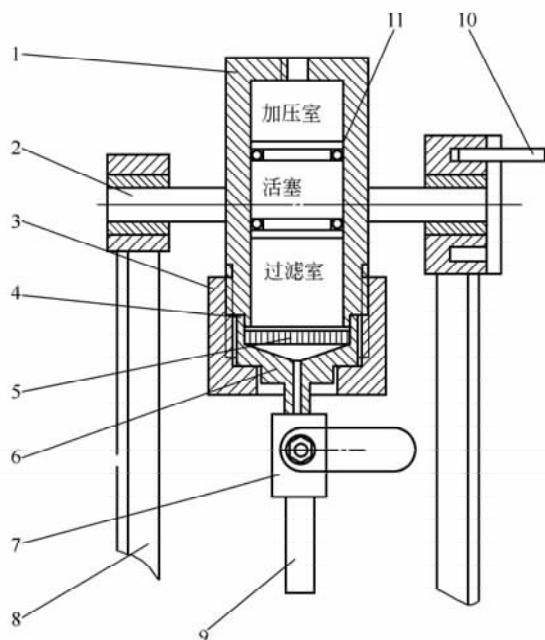


图 7-23 过滤压榨器的结构示意图

- 1—圆筒 2—支撑轴 3—大螺母 4—密封垫
5—过滤介质 6—端帽 7—球阀 8—支架
9—滤液出口 10—定位销 11—密封圈

和过滤室。

实验流程如图 7-24 所示。由压榨器、量筒、高压软管、压力表、稳压气囊、调压阀、柱塞气泵、球阀等组成。

2. 实验方法

调整压力阀，使稳压气囊压力满足实验要求。将过滤压榨器旋转 180°，卸下大螺母，取掉端帽及过滤组件，将已知体积和浓度的纸浆样品搅拌均匀后，加入过滤室中，并测量温度。打开单向阀，向加压室中缓慢充入空气，使纸浆液面与过滤室端面平齐后，迅速关闭单向阀；再安装过滤网和网托架，然

(三) 活塞式过滤压榨实验装置

加压过滤实验装置利用了压滤、压榨的基本原理，可模拟大型生产中的压力过滤和压榨过程中的实际操作条件，其操作简单可靠，是工程设计用实验装置。加压过滤浓缩实验装置国内外有多种，现仅介绍一种小型实验用压滤器。

1. 实验装置

该实验装置以压缩空气为过滤和压榨浓缩动力源。主要用来测量过滤及压榨时间、滤液排量及作用压力三者的关系。由于所用动力是静压力，对纸浆中的纤维不会产生影响，因此能够比较准确地反映纸浆的滤水阻力。

实验用过滤浓缩压榨装置的主体结构如图 7-23 所示。由筒体、活塞、过滤介质及网支架、端盖、大螺母、球阀等组成。活塞将桶体分为加压室

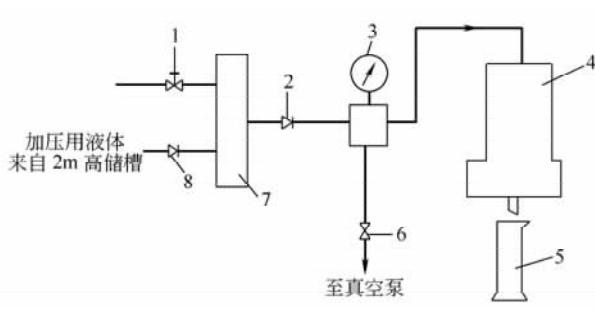


图 7-24 工作流程示意图

- 1—调压阀 2,8—单向阀 3—压力表 4—过滤压榨器 5—量筒 6—安全阀 7—柱塞气泵

后，放好端帽并锁紧大螺母；打开球阀，从排水口向端帽中加满水，关闭球阀。打开单向阀，将加压室接通。拔出定位销，迅速转动过滤压榨器，使排液口垂直向下，插好定位销；然后打开球阀，开始过滤并计时。每隔一定的时间间隔，记录滤液量。

当滤液排出停止后，关闭排液球阀，打开放气阀，使压力室气体压力降至大气压；松开压紧螺母，取下端盖及滤网等，关闭放气阀；将浓缩的纸浆饼取下，称取重量，测定水分。

如果过滤压力比较低，所得滤饼需要压榨，就可以在过滤完成后，关闭排液球阀；调整气源压力至需要的压榨压力，再次打开排液球阀，就可以进行压榨脱液实验。其他步骤与过滤相同。

（四）实验室带式真空过滤机

实验室用带式真空过滤机（图 7-25）是一种微型化的过滤机。1985 年由荷兰推出的 RT 型实验室带式真空过滤机，有效过滤面积仅为 0.1m^2 ，目前被全世界 20 多个国家应用。该实验室带式真空过滤机由一台微型带式过滤机及全套附属设备如真空泵、滤液罐、滤液泵等组成。特别适合用在实验室研究及小批量产品的生产。

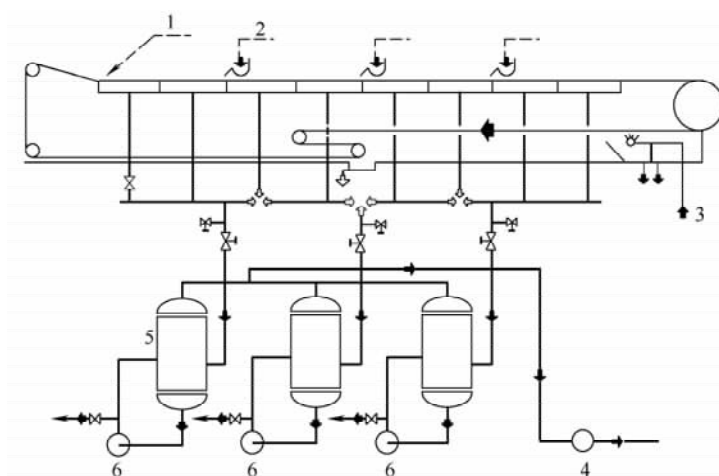


图 7-25 实验室用带式真空过滤机示意图

1—纸浆给料 2—滤饼洗涤液 3—洗网水 4—真空泵 5—滤液罐 6—滤液泵

这种实验用过滤机还适合于难处理纸浆的过滤，并可分段洗涤（顺流或逆流），洗涤后，滤饼可以再次脱水，或用安装在滤带上面的热空气或蒸汽干燥系统对滤饼进行干燥处理。

该过滤机是连续生产滤饼层的最小的带式真空过滤机，可以根据过程中物料的情况进行制造，使其具有一定的耐腐蚀能力。该机滤带宽度为 0.1m ，滤带的有效长度有 1m 与 2m 两种。

国内开发的实验室用带式过滤机有 DI0.6/315 型往复式水平带式真空过滤机和 DU1/400 固定带式真空过滤机，其技术性能见表 7-2。

表 7-2 国产实验室用带式真空过滤机技术性能

型 号		DI0.6/315	DUI/400
过滤面积/m ²		0.6	1
滤带宽度/mm		315	400
滤带速度/(m/min)		0.47~6	0.5~5
真空度/MPa		0.053	0.053
气源压力/MPa		0.59	0.4
主电机功率/kW		0.75	0.75
外形尺寸	总长/mm	4050	4700
	宽度/mm	1380	11200
	高度/mm	1540	1650
过滤机总重/kg		1700	1500

第五节 中浓纸浆浓缩设备

纸浆洗涤与浓缩设备大部分是可以互相替换的，它们的工作内容基本上都是过滤或者浆液分离，这类设备在制浆工艺中承担的是浓缩任务，还是洗涤任务，主要取决于其在工序中的位置所决定。例如双网挤浆机，当其位于磨木机之后，其功能就是浓缩机；当其与扩散、混合设备构成一套洗浆系统时，其功能就是洗浆机。另外的一小部分纸浆洗涤与浓缩设备只能完成单一的功能，如洗浆池、多圆盘浓缩机、高速洗浆机等。

一、多圆盘浓缩机

多圆盘浓缩机是在真空下连续工作的设备，它有许多表面套有滤网的过滤器件（滤扇）组成垂直旋转的圆盘，圆盘的部分浸入装有悬浮液的浆槽内。该设备中滤液的运动方向与重力方向垂直。圆盘过滤机主要处理沉降速度较小（18mm/s 以下）以及固相相当均匀的悬浮液。在这种悬浮液中，过滤时间不大于 2min，形成的滤饼厚度不小于 8mm，并且滤饼不需要洗涤。按设备所占厂房的单位面积和单位容积计算，圆盘浓缩机的过滤面积最大，而其钢材消耗量最小，再加上其规格不受运输条件的限制，可以制造得很大，这就使它的性能在许多方面优越于鼓式和带式浓缩机，更由于其操作简便，使其在中浓纸浆浓缩工艺中有着广阔的应用前景。

多圆盘浓缩机按照以下主要结构特点来区分：浆槽（整体的或分室的）；多格中空轴和分配头；圆盘中滤扇的结构和材料；有无搅拌器及其结构型式（摆动式或回转式），卸饼机构的结构和传动机构。如图 7-26 及图 7-27 所示。

（一）工作原理

如图 7-27 所示，浓缩机的浆槽 1 内装满自流和给料泵供给的悬浮液。多余的悬浮液由溢流口 2 排出。浓缩机的圆盘 3 由套着滤网的滤扇 4 组成，部分圆盘浸入浆槽内的

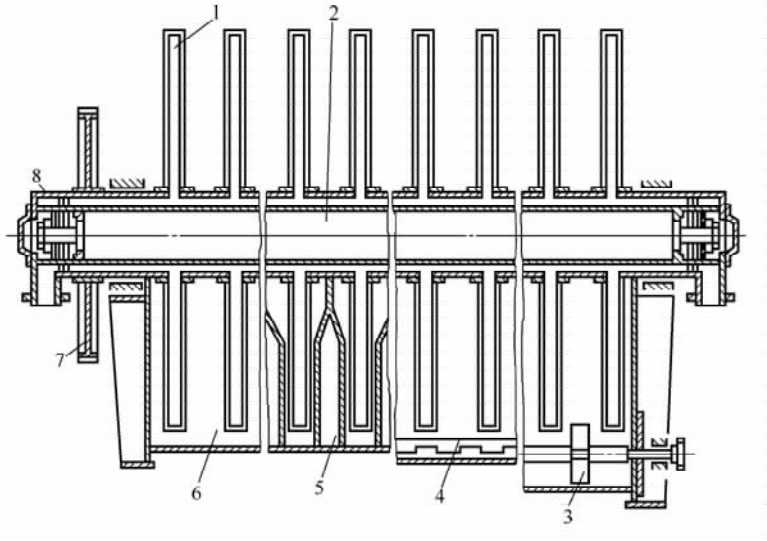


图 7-26 圆盘浓缩机的结构示意图

- 1—由滤扇组成的圆盘 2—多格中空轴 3—出浆螺旋 4—搅拌器
5—分室槽箱 6—整体槽箱 7—传动齿轮 8—分配头

悬浮液中。圆盘转动时，每一排滤扇经过多格中空轴的孔道与分配头 5 的各个空腔相通，并且顺序通过过滤区 I、吸干区 II、卸饼区 III、恢复区 IV（M 区是过渡区或称为“死区”）分配头上的空腔 I 和 II 与真空管路相连通，而空腔 III 和 IV 与压缩空气管路相连通。

在过滤区，滤扇完全浸入悬浮液后，再和分配头的空腔 I 相通。在滤网两侧压力差的作用下，使悬浮液分离，随之纤维在滤扇表面上沉积形成滤饼，并得到含少量纤维的滤液。滤扇旋转到悬浮液面后，滤饼的沉积过程结束。滤液集中在滤扇内部，并随着滤扇绕轴旋转，滤扇内的液面高出排液孔，滤液沿轴内的孔道通过分配头排入滤液箱。大部分滤液只有在滤扇高于圆盘的水平轴以后，也就是在吸干区才被抽走。这时滤扇和分配头的空腔 II 相通。在真空的作用下，大气透过滤饼的孔隙，将其中的水分挤出并汇集到滤液中。

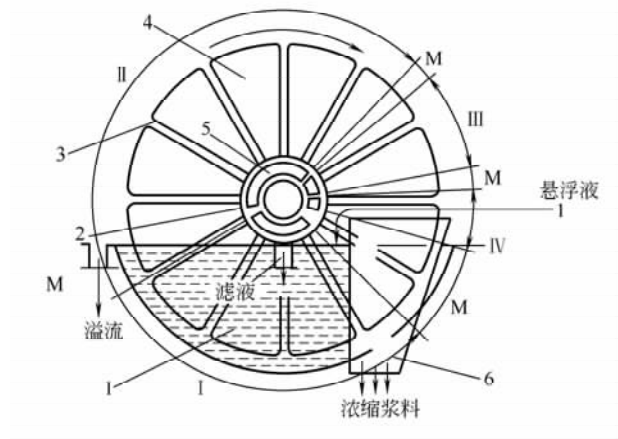


图 7-27 圆盘浓缩机的区域分配和工作原理

- 1—浆槽 2—溢流口 3—圆盘 4—滤网
5—分配头 6—排料箱

在吹风（卸饼）区，滤扇和分配头的空腔 III 相通，该孔在压缩空气的定压之下，或

在吹风（卸饼）区，滤扇和分配头的空腔 III 相通，该孔在压缩空气的定压之下，或

者通过专门的气阀，使之仅在空腔Ⅲ和轴的孔道完全重合的瞬时才与气源接通。在第一种情况下，和空腔Ⅲ连通的孔道面积逐渐增加，压缩空气发生迟滞现象，滤扇中的压力提高得相当慢。因而吹气无力，滤饼往往只能部分地从滤网表面脱落。在第二种情况下，压缩空气在完全敞开的孔道中吹入，产生空气冲击现象，卸饼效率高。滤饼从圆盘的表面脱落后，经排料箱6从浓缩机的下部排出。为防止滤饼落回浆槽中，在浆槽排料箱上沿圆盘两侧装有专门的小辊和刮刀。

在恢复区Ⅳ，过滤网用压缩空气或反冲液流清洗。由于压缩空气效率低，而反冲液又稀释悬浮液，因此一般中浓浓缩机中这个区通常不用。

过滤区和吸干区之间的过渡区，是用来保持两区之间的不同真空度——过滤区的真空度大，吸干区的小；其余的过渡区用来防止真空负压和正压力之间的相互串通。

圆盘浓缩机一旦设计定型，各个区的作业时间比例是不能改变的。总的过滤循环时间可以通过改变圆盘的转速来调节。

对于不同的纸浆性质和浓缩程度，排料箱的位置可以选择。一般来说，浓缩程度高或纤维积层的孔隙率较小的纸浆，宜采用顺向卸料，以延长有效脱水时间。否则，就采用逆向排料比较理想。

(二) 多圆盘浓缩机脱水机理

如图7-28所示，圆盘浓缩机的特征是在滤水形成沉积层时，自由悬浮体在浆槽中分化和随着沉积过程的进行在浆槽中的选择性沉积。所谓分化就是自由悬浮体中纤维组分的变化，较长的纤维留在悬浮体中而较短的细小纤维沉积在积层中。这是因为纤维沉积层到达一定厚度时，对边界层纸浆的相对滤水压力降低，即在浆槽中能使纤维沉积层稳定的滤水压力较低，不足以防止因沉积层与纸浆的相对运动而产生的冲刷作用，导致部分沉积纤维被冲刷下来。多圆盘浓缩机对纸浆的脱水浓缩过程可以分为

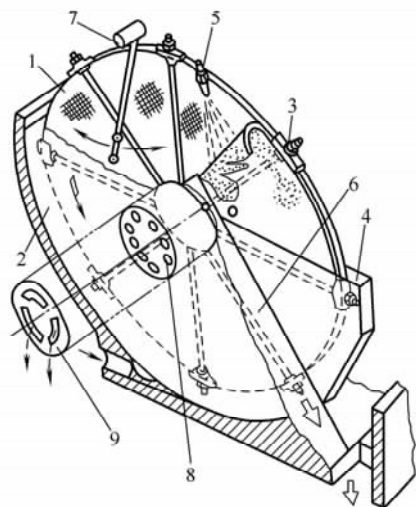


图 7-28 多圆盘浓缩机的剥浆喷嘴与活动洗水管
1—滤盘 2—浆槽 3—拉紧扇形滤盘的螺杆 4—出浆缝
5—剥浆喷嘴 6—淌浆板 7—活动洗水管
8—空心主轴 9—轴端分配阀片

四个阶段：初始沉积区、比例沉积区、选择性沉积区、空气驱替区。

1. 初始沉积区

初始沉积区是指扇形滤水板刚进入悬浮体到纤维沉积形成稳定的滤饼过滤的区间。扇形滤水板一进入悬浮体，就开始过滤过程，纤维沉积于滤网上；由于滤网的网孔尺度比悬浮体中大部分纤维的长度大，所以，部分短纤维和细小纤维随滤液一起通过滤网，只有部分纤维被滤网截留，导致滤液浑浊，即产生高浓白水。随着纤维不断地在滤网上沉积，滤网孔道被沉积纤维逐渐覆盖，纤维的留着率不断提高，滤液中流失的纤维含量迅速降低。当滤网上纤维沉积层的厚度达到一定值，纤维留着率基本不再提高，滤液中

流失纤维的含量不再降低时，初始沉积区就结束，进入比例沉积区。在初始沉积区，滤扇表面各处的压力差较小，所以，纤维在滤扇上沉积时，形成的沉积层比较均匀。

2. 比例沉积区

在比例沉积区，纤维的沉积服从比例沉积规律，就是说沉积在沉积层中的纤维量是与纸浆的浓度和其滤水量成正比例的；纸浆浓度较高，滤水较快时纤维的沉积速率也就较大。如果能保持这样的状况，则积层的定量将如图 7-29 所示，其中实线所示的趋势逐渐变得与滤水时间成正比。

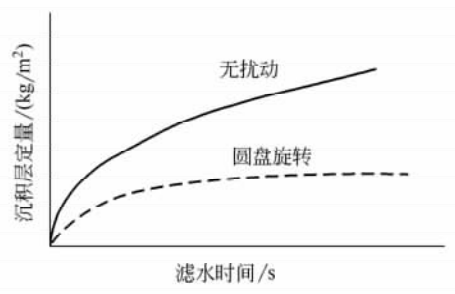


图 7-29 冲刷作用与定量的关系图

由于初始沉积区形成的沉积层比较均匀、厚度较小，且真空度在比例沉积区才达到额定的水平，即滤水压力达到最大值，因此纤维沉积在该区是最快的；圆盘浓缩过程中沉积层的绝大部分在该段形成，且在渐增

的压力差和滤水速度下被压得较紧。另外，随着圆盘的转动，滤扇内外圈的压力差逐渐增大；当滤扇柄转至倒垂位置时，压力差达到最大值。压力差的出现，使滤扇上纤维沉积层的厚度变得不均匀。滤水压力差大的外圈，纤维沉积层厚度增长最快。这样滤扇上沉积层的厚度由外向里成比例的分佈。当滤扇外圈纤维沉积层厚度达到一定值时，由于沉积层压紧和厚度增加，沉积层的滤水阻力增大，使得外圈部分的相对滤水压力差小于滤扇内圈部分，因此，内圈部分的滤水速度相对加快，纤维沉积层的厚度增长速度超过滤扇外圈部分；影响过滤的主要因素是相对过滤压力差。经过适当的时间，滤扇上的纤维沉积层厚度趋于均匀。

由于滤水速度逐渐降低，滤扇与悬浮液速度差的影响逐渐表现出来。速度差使得沉积层纤维的沉积方式由随机排列变为沿速度差方向排列，而且越来越显著。这主要是在滤水速度较高时，滤扇与悬浮液的速度差没有足够的时间对纤维作用，纤维就已经沉积，所以此时的沉积是随机排列。滤水速度降低，即就是纤维的沉积速度降低，使得较长的纤维一端沉积后，另外一端可能还处于悬浮液中。这样在速度差的作用下，该纤维继续沉积时，就呈现沿速度差方向排列。纤维的沉积速度越慢，则这种方向性越显著。

长纤维方向性沉积的结果是沉积纤维之间的接触面积增大，沉积层的孔隙率减小，但滤水阻力没有显著增加。比例沉积区结束后，接着进入选择性沉积区；由分析看出，沉积层是由滤扇的外圈向内逐渐进入选择性沉积区。

3. 选择性沉积区

在此区中，纸浆的滤水或者说纤维的沉积是与冲刷同时发生的，真正沉积在积层上的纤维量大为减少。这相当于图 7-29 中所示的虚线情况：滤水时间虽然延长，但沉积层的纤维量基本上没有显著的增高。

随着悬浮液与积层之间的速度差增大和滤水速度的进一步降低，开始出现纸浆对纤维沉积层的冲刷作用。严格地说，在沉积层与相邻的悬浮体之间存在着相对运动时，都有冲刷作用存在。只是由于滤水速度高、沉积层被压紧而较为稳定等特定条件才使这种

冲刷作用被抑制或掩盖。因此,冲刷作用在开始有浆网速差之时就出现,而其趋向在滤水速度越来越减缓时才较明显地表现出来。

浆网速差的大小与进浆的位置和圆盘的间距有关。不同的进浆方式和圆盘间距对浆网速差的影响不同。浆网速差的出现可以解释如下:纸浆由进浆管送入浆槽中,为减少进浆对沉积层的影响,进浆管径都较大,即进浆流速较低,加上浆槽中充满纸浆,所以进浆对沉积层的扰动可以忽略不计。这样浆网速差主要是由于滤扇的转动所引起。由于滤扇上沉积层对纸浆的剪切作用,导致浆槽内出现两种方向相反的液体流动。一部分悬浮液随滤扇同向流动,这部分悬浮液的流动称作边界层流动;当边界层移动到浆面附近再转折回来补充圆盘之间的悬浮液时的流动称为逆向回流。圆盘之间两种流向的液流同时存在,那么这两种液流之间就有一个中间层,在此中间层中不断地有两股流动的悬浮液进行物质和能量的交换与混合,且存在着不可控制的旋涡和扰动。随滤扇和沉积层同向流动的边界层厚度视悬浮体的浓度、游离度以及滤扇的旋转速度等因素而变化。通常约为10~50mm。显然,在边界层中存在强烈的剪切作用,靠近沉积层的部分有着接近于滤扇旋转速度的流动速度,而靠近中间层的部分有甚至接近于零的速度,而且由于中间层本身不稳定,边界层的厚度也不稳定,剪切程度因此是变化的。这样,导致纤维沉积表层被冲刷得更为严重。

在冲刷作用下,一端悬浮于浆料中、一端根植于沉积层的较长纤维首先被冲刷下来,而较短的纤维和细小纤维由于滤水的继续进行而按照前述的积留机理仍较多地附着在沉积层上。这样就形成了选择性沉积。事实上,纤维的选择性沉积在比例沉积区中滤水速度减缓、沉积层厚度增大时就已经开始,而在第三个沉积区中冲刷作用更为显著。

在选择性沉积时,主要是较短的纤维和细小纤维的沉积,导致沉积层的孔隙率减小,滤水阻力迅速增大。对于细小纤维含量较少的纸浆,延长选择性沉积时间,有利于空气驱替区的浓缩脱水;对于细小纤维含量较高的纸浆,就应缩短选择性沉积时间,以利于减小过滤阻力,提高生产率。

被冲刷下来的较长的纤维富集于边界层中并在以后随逆向回流运动,还由于中间层的逆向回流实际上起到稠化纸浆的作用;其浓度也因交换而更富集。这就是悬浮体的组分变化,即分化。由于边界层的外层和逆向回流的流速低,长纤维的絮聚程度很快增大,因为不可控的流量和不可控的中间层是变化的。

适当调整进浆口的位置,使长纤维能够首先沉积在滤网上,形成预过滤层,对减小沉积层的过滤阻力和细小纤维流失都有较大的作用。据此,将进浆口设置在从滤扇纸浆中旋出侧,并应靠近浆面但不引起空气吸入的位置上。

4. 空气驱替区

在滤扇完全旋转出浆面之后,滤扇排液孔与真空管路相连接,纤维沉积层进入空气驱替区。在该区的脱水过程大致分为两个阶段,其分界线大体上在空气穿透纤维沉积层的时刻。第一阶段的特点是脱水主要借助滤扇和沉积层之间的压力差来进行。该压力差首先将沉积层压紧,使纤维网络孔隙中的部分自由水分被挤出而排入滤扇中,同时,空气由沉积层的表面进入纤维网络的孔隙中,进一步将孔隙中的部分自由水分驱替出,排入滤扇中。这就是驱替效应。一旦空气穿过沉积层,进入滤扇积液腔,第一阶段脱水结

束，第二阶段脱水开始。第二阶段的特征是在压力差作用下，空气流迅速通过沉积层的毛细孔，在毛细孔中发生气液两相流。附着于毛细孔壁的部分水分在湍流的空气流的挟裹下，进入滤扇积液腔，同时沉积层中还有部分水分由于毛细孔道内压力降低而汽化，对脱水过程起到促进作用。

空气驱替区是决定圆盘浓缩机出浆浓度的最终阶段。影响该区脱水效率的主要因素是沉积层的纤维网络结构和真空度。如果沉积层的网络结构均匀，毛细孔的阻力基本一致，那么，在第一阶段的脱水时，空气能够相对均匀地穿过沉积层，将毛细孔中的水分较多地驱替出来；否则，驱替时，将显著地发生黏性指进现象，即空气只对流动阻力较小的那部分毛细孔中的水分进行驱替，而其他部分的水分基本不受驱替脱水的影响，即使延长真空作用时间也不会有明显的效果。纤维沉积层在浆槽中沉积于滤扇，滤水压力小于空气驱替压力时，提高驱替压力，可以增加沉积层的压缩脱水效果，并可以抑制黏性指进现象，使驱替脱水过程进行得较为彻底。

从实验结果看，纤维网络结构的孔隙率过大和过小都不利于空气驱替脱水。孔隙过大，影响驱替初期脱水压力对浆层的压缩效果，并且黏性指进易于发生；孔隙率过小，滤层滤水阻力大，空气驱替过程所用时间长，影响生产效率。

影响沉积层纤维网络结构均匀性的主要因素是构成悬浮体的固体组分——纤维的特征和沉积时纸浆的扰动及滤水压力等。其中纤维的特征影响最大。纤维特征包括纤维的平均长度、纤维的带电性、分丝细化程度、纤维长度的分布状态以及纸浆的种类等。纤维特征也是影响沉积层增长过程中脱水快慢的主要因素。

(三) 结构改进

1. 滤扇结构

早期的滤扇结构类似于图 7-30 所示，焊接扇形滤盘表面钻有小孔，其上套有滤网

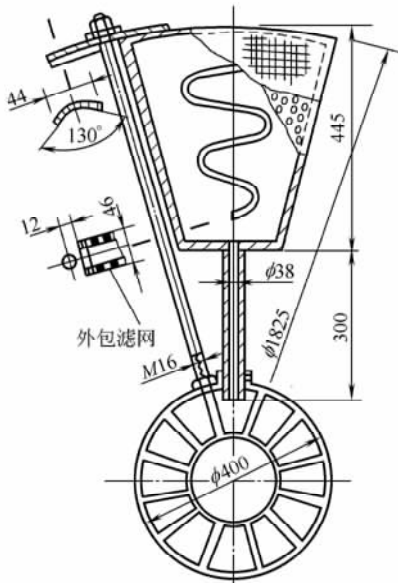


图 7-30 用短管连接扇形滤盘图

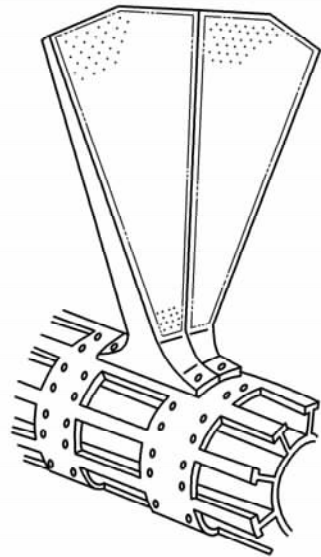


图 7-31 鳍状扇形滤盘图

组成滤扇，滤扇由短管与空心主轴相接。这种从短管内通过全部滤液的连接方法，会发生滤液未能及时排净，而从滤扇下端一角回流冲落浆层；为使滤扇内的滤液均匀排向连接管，曾在滤扇内焊有蛇形板；后来又改为若干条向心直板。为彻底解决滤扇内集液不能迅速排净的问题，RR-76 型浓缩机采用了图 7-31 所示的鳍状扇形滤盘，较好地解决了滤液的排放问题。这种扇形滤盘的框架滤板用增强的玻璃纤维压制成型；滤网为聚丙烯网，可耐腐蚀，便于清洗，但不能用蒸汽吹网。这种滤网是预先制成两端开口的网袋，套入扇形滤盘后用特制工具拉紧，在适当温度下热缩，换网方便。

2. 主轴

RR-76 多圆盘浓缩机的主轴表面开有长方形孔，虽然排液通顺，但主轴强度削弱较多；有的公司的产品则将此长孔改为圆孔。

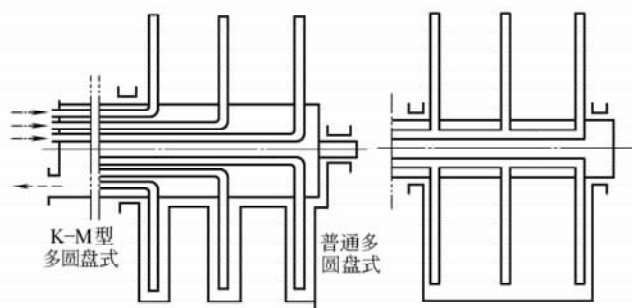


图 7-32 K-M 型与传统多圆盘浓缩机主轴对比图

德国克劳斯·马发公司设计的 K-M 型多圆盘浓缩机在结构上与传统产品的区别如图 7-32 所示，K-M 型每一格扇形滤网板与分配阀之间都有各自的滤液管连通，老式产品的同一区各格则共享同一根滤液管，后者在用压缩空气剥料时，会发生远离滤液盘边缘处剥料效果差的问题。为弥补因为

主轴加大而缩减的过滤面积，K-M 型采用较大盘径，较深的浸入角和较快的转速。其 K-M 型浸入面积达 50%~52%，老式产品仅有 37%~40%。盘径可达 6m，全周分 30 格，比 24 格的鼓式过滤机能力增大 19%，比 12 格的老式多圆盘浓缩机的能力提高 30%。转速可达 5r/min，因为可单独吹气剥料，其浆层厚度在 5~7mm 也能剥净。

我国某厂引进的芬兰 Ahlstrom 公司的 ADT4514/12 型多圆盘浓缩机的基本参数为：进浆浓度 0.5%~0.8%，出浆浓度 10%~12%，过滤面积 364/312m²，转速 0.3~1.4r/min，主传动功率 11kW，出料螺旋功率 7.5kW，摆动水管功率 2.2kW。其基本结构为：配有多管进浆的流浆箱，以保证进浆流态和浓度稳定；每盘由 18 块滤扇组成，圆盘直径 4.5m；扇形滤板采用蜂窝状不锈钢骨架，配用不锈钢或聚酯网，双面脱水；配有分配阀及清浊液滤管，通过改变阀片挡板的角度可以改变清浊液的比例。浊液是依靠重力作用从纸浆中滤出的第一批液体；清液是依靠真空作用，从纸浆中分离出来的经过滤网和浆层双层过滤的液体。济宁华一轻工机械有限公司生产的多盘过滤机也可用于低浓纸浆的浓缩。该机主要依靠水腿的真空作用来脱水形成浓缩浆层，再通过高压水冲刷至出浆槽排出。型号为 ZNP35、ZNP45、ZNP55，对应型号的圆盘直径为 $\phi 3500\text{mm}$ 、 $\phi 4500\text{mm}$ 、 $\phi 5500\text{mm}$ ，单圆盘的面积为 15m²、25m²、38m²。

二、离心浓缩机

图 7-33 所示为 KBC 公司开发的一种高速 (910m/min) 运转的带式离心机, 它由胸辊、伏辊、聚酯滤网、流浆箱、出料螺旋输送器等组成。纸浆从流浆箱分布喷头高速喷入聚酯网与胸辊之间的压区, 受到挤压而大量脱水, 滤网绕胸辊转动过程中继续脱水。滤网离开胸辊, 形成的浆层进入网与伏辊之间的压区进一步脱水, 浓缩的纸浆落入出料螺旋输送器排出, 脱除的含有油墨粒子和填料的白水从白水盘底部排出。这种设备主要用于洗

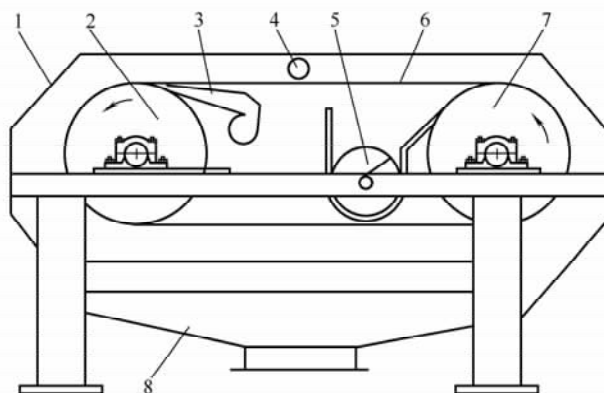


图 7-33 带式离心浓缩机示意图

1—机罩 2—胸辊 3—喷浆嘴 4—洗网水
5—出浆螺旋 6—聚酯滤网 7—伏辊 8—白水盘

浆系统中, 进浆浓度为 $0.5\% \sim 3\%$, 出浆浓度 $10\% \sim 15\%$ 。由于其设计简单, 性能良好, 在国外被广泛采用。该设备比较适合于废纸纸浆的浓缩与洗涤。由于是薄层浓缩, 细小组分的流失率大, 较为符合废纸浆净化过程的工艺要求。

由济宁华一轻工机械有限公司 2004 年初研制的离心浓缩机——ZDG 型高速洗浆机在多家造纸企业运行良好。其特点如下: 纸浆借助流浆箱以 $0.8\% \sim 1.5\%$ 的低浓度通过喷嘴喷射在网和主动辊之间的压区中, 通过网和主动辊之间的挤压作用而大量脱水; 主动辊上刻有深的沟槽, 可获得较高的压力, 并且使纸浆不形成纸幅状 (sheet), 而是使纸浆在网内表面浓缩成纸条状 (strips) 的形式, 这些条状浆条保持在网上, 在网绕主动辊转动过程中继续脱水; 滤网离开主动辊后, 形成的浆条绕过网与从动辊之间的压区进一步脱水后, 被刮刀刮离网面, 脱落至辊面下卸料。排出纸浆浓度为 $10\% \sim 15\%$, 脱除的含有油墨粒子和填料的白水从白水盘底部排出。该机克服了普通洗浆机在滤网上形成的浆层厚的缺点, 形成的滤层很薄, 能获得较大的处理量, 而且不呈纸幅状, 能很好地除去废纸浆中的灰分和油墨粒子等物质, 得到较高的洗涤效率和较高的白度; 另外, 该机在高压摆动喷水作用下, 网带得到充分冲洗, 并且网带张力可电磁调速, 自动纠偏, 运行平稳、换网方便。

第六节 高浓纸浆浓缩设备

一、双网挤浆机

双网脱水机与双网压滤机由于工作原理近似, 在这里统称双网挤浆机。双网压滤机

是通用过滤设备，广泛的应用于选煤、选矿以及化工行业的固液分离生产中。约在1960年前后，奥地利 Andritz 和德国 Albldein 等公司就制造过初期的产品，并用于造纸工业。它将纸浆或脱墨污泥等夹在两长网或长圆网之间，靠网的张力与各组压辊的挤压双面脱水。压区较长，压力逐渐加大，浆层被夹后不易压溃打滑；所以浓缩比大，出浆浓度高，适用于 60~720mL 游离度的各类纸浆。双网挤浆机种类很多，对于不同滤水要求的纸浆，可有不同的选择。

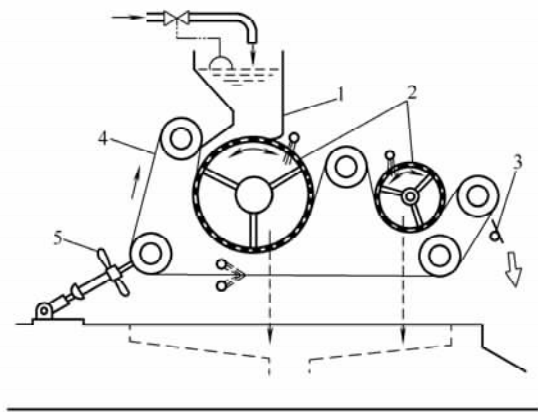


图 7-34 带式浓缩机

1—进浆箱 2—圆网 3—刮刀 4—橡胶带 5—张紧装置

压双面脱水。压区较长，压力逐渐加大，浆层被夹后不易压溃打滑；所以浓缩比大，出浆浓度高，适用于 60~720mL 游离度的各类纸浆。双网挤浆机种类很多，对于不同滤水要求的纸浆，可有不同的选择。

（一）长圆网式的压滤机

早期的长圆网式压滤机如图 7-34 所示，两个直径不同的圆网先后被一条无端橡胶带所挤压；橡胶带配有张紧装置及导辊。经第二个小圆网后胶带带出的浆层被刮刀剥落；进浆箱设在大圆网的上方有利于大量脱水。两圆网与胶带两边均配有喷洗管。

该设备的进浆浓度约为 4.5%，进浆箱上有由浆位调节进浆阀开度的控制装置。每米有效网宽日产量 33~39t；废纸浆和机浆的出浆浓度为 28%~30%，化学浆和半化学浆的出浆浓度可高达 35%。

该设备的进浆浓度约为 4.5%，进浆箱上有由浆位调节进浆阀开度的控制装置。每米有效网宽日产量 33~39t；废纸浆和机浆的出浆浓度为 28%~30%，化学浆和半化学浆的出浆浓度可高达 35%。

20 世纪 70 年代，Voith、EW、日立等公司研制了长圆网相夹的压滤机。Voith 公司的产品有如图 7-35 的 SB 型与 M 型；其中 SB1 至 SB3 型只有一条长网，可用于容易脱水的含化学木浆的废纸浆与筛渣再磨系统。SB3.1 及 M1 至 M3 型则有两长网，即先经长圆网相夹，以后由两长网相夹，用于较难滤水的浆种。SB 型的滤网最大张力 7kN/m，规格能力见表 7-3。M 型的进浆浓度 4%，出浆浓度 20%~37%，产量 120~200t/d；900~1000kPa 的喷水水耗 180L/min，500kPa 的加压气耗为 6.5m³/h。

表 7-3 SB 型压滤机技术特征

型 号	SB1	SB2	SB3	SB3.1
网宽/m	1~1.5	1.25~1.5	1~1.25	1~1.25
产量/(t/d)	25~100	30~90	20~55	20~80
出浆浓度/%	24~28	28~32	32~40	34~40
功率/kW	7.5~9.5	8.5~10	7.8~8.5	8~9.5

1985 年，福建青州纸厂引进 Voith 90t/d 的 OCC 废纸制浆生产线中的热分散系统，配备 SB2 型宽 1.5m 的压滤机。南平纸厂引进 Voith 的 35~45t/d 机浆粗渣再磨系统中，配备 SB1 型宽 1m 的压滤机。

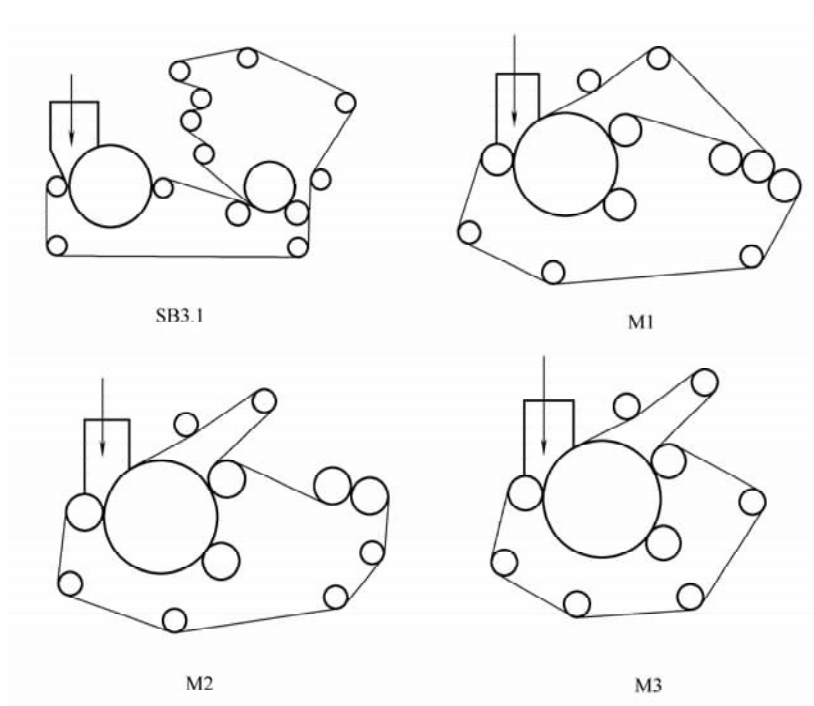


图 7-35 几种长圆网式压滤机原理图

随着制浆工艺对纸浆浓缩设备的要求越来越高，长圆网式的压滤机缺点逐渐显露出来，甚至不能满足制浆新工艺的要求。这就促使人们开发出来长网相夹的压滤机——双网压滤机。

（二）长网相夹的压滤机

1. 结构原理

图 7-36 是 1980 年前欧洲几家公司制造的该设备原理图。现在还有芬兰的 Enso、瑞典的 Hedermora、日本的丸石与清朝等厂家也在制造这类设备。1980 年后，我国一些行业从奥、法、德等国引进夹网式压滤机。上海宏文纸厂引进奥地利产品用于污泥脱水。1987 年山东台儿庄造纸厂开始研制 SD-I 型压滤机用于洗浆；近年来，已有一批制造厂与设计科研单位协作开发了多种机型用于不同用途。这类设备多数使进料在上网经历一段重力过滤区，然后进入双网的楔形压滤区，形成夹料层后，利用网的张力在 S 形回旋区挤压脱水。最后经压辊或外加挠性带压榨至最后浓度。以压榨为主的机型适用于纸浆，回旋挤压脱水则适用于污泥。

山东台儿庄造纸机械厂的 SD 系列各型是为压滤不同物料、进浆浓度与产量而设计；其中 I、II、IV、VI 型的重力过滤区较短，用于进料浓度较高者；III、V、VIII 型重力过滤区较长，进料浓度可较低；VII 型采用压力流浆箱进浆；IV 型相当于两台串联，有三条网，留出中间扩散洗涤区。SD 型的技术特征见表 7-4。用于纸浆的网速 8~20m/min（污泥为 0.7~4m/min）；对 15°~30°SR 纸浆可用 45 目滤网。回旋区的网速在 4m/min 以上滤网容易打褶。

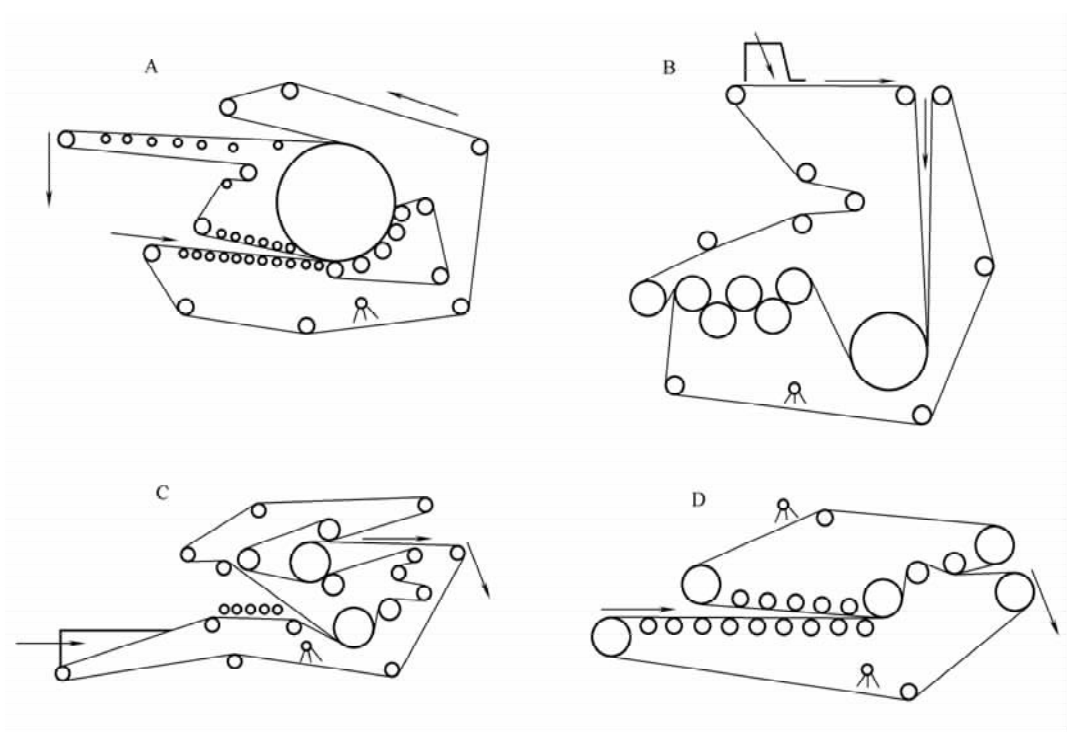


图 7-36 1980 年前欧洲制造的几种压滤机原理图 A~D

表 7-4 SD 型压滤机技术特征

型号	网宽/mm	产量/(t/d)	进浆浓度/%	出浆浓度/%	外形尺寸/mm (长×宽×高)	配用动力/kW
SD-I	1250	10~20	≥2	20~25	5490×33602×485	7.5
SD-II	1500	20~25	≥2	20~25	5590×3717×2562	7.5
SD-IV	1800	30~35	≥2	20~25	5590×3920×2562	11
SD-VI	2000	40~55	≥2	20~35	7300×3590×3047	18.5
SD-VIII	2000	60~70	≥2	30~35	8227×4824×2820	22
	2500	75~90	≥2	30~35	8227×5324×2820	37
	2950	90~120	≥2	30~35	8227×5824×2820	45

山东枣庄市环保设备厂制造的 ZH 型系列产品, 网速 6~32m/min, 滤层压力 100~400kPa, 进浆浓度 2%~5%, 出浆浓度 20%~25%。山东滕州市轻机厂制造的 DYD 型系列产品, 网速 6~16m/min, 进浆浓度 2%~3%, 出浆浓度 15%~25%。杭州轻工机械设计研究所设计的宽 1.2m 的双网压滤机, 由福州上游造船厂轻机分厂制造, 用于福州纸厂 40t/d 磨木浆 H₂O₂ 漂白前的浓缩。上海轻工设计院设计了专门用于造纸污泥脱水的压滤机。

山东邹县纸厂麦草浆用 SD II 两台串联洗浆, 产量达到 30t/d, 出浆浓度为 26%, 黑液提取率达 90%; 此外还有山东禹城浆厂的 SD II、III 型用于红麻浆, 安徽滁州化纤

厂用 SD II 型浓缩棉浆, 福建罗源纸厂的 DYD 型用于芒秆浆等。

奥地利 Andritz 的双网压滤机网宽 0.8~4.8m, 进浆浓度 3%~12%, 出浆浓度 35%; 每米网宽的功率为 15kW, 产量约为: 化学浆 83t/d, 半化学浆 63t/d, TMP63~70t/d, 废纸浆 65t/d。日本丸石的双网压滤机出浆浓度随机型而异, 无回旋区的 W 型为 15%, 由网上 3 辊与网下辊构成回旋区的 S 型为 20%, 无回旋区而设两对压辊的 2P 型出浆浓度为 25%, 设 4 对压辊的 4P 型出浆浓度 33%~35%。

2. 性能特点

(1) 两面脱水, 过滤区长, 压力差逐渐增强。洗浆浓缩设备均为过滤设备, 由滤网及浆层构成过滤层; 其过滤能力与有效过滤面积、过滤压力差、过滤时间、浆的游离度与温度等成正比, 与滤液黏度、滤层厚度、浆层中纤维孔道弯曲路程等成反比; 且随被过滤的纸浆原料、制浆方法等的变化而改变。夹网式压滤机能双向脱水, 相当于滤层厚度减小一半; 但对于上下平放的双网区应尽量消除上网回水的影响。双向脱水在其他过滤设备中虽曾被采用过, 如环式双鼓挤浆机、双锥盘挤浆机、链栅式挤浆机等, 但它们的压区过短, 压力差增强过快, 只适合高浓档次或化学木浆的浓缩。采用长网相夹的压滤机, 在网的拉伸强度与伸长率允许范围内, 只要增加网长与导辊使之回旋环绕, 既增长过滤区又不过分增大占地面积。并且把驱动辊安排在浓缩浆层剥离处, 则网的张力从进料至出料逐渐加大, 靠网的张力与回旋曲率半径产生均匀的压力差, 不必按过滤面积比例增大动力消耗, 所以它的电耗低。只要合理设计, 夹网式压滤机可以从低浓的重力过滤逐渐进入楔形区、回旋区, 最后进入双辊或三辊宽区压榨或高线压压榨; 进浆浓度可从 1%~3% 最终浓缩至 20%~35% 以上, 可取代过去需要低浓过滤设备与挤压设备的多机台串联; 若在进浆前增设斜网浓缩器或斜螺旋浓缩机, 则进浆浓度可低于 1%。

(2) 适用于黏度大、难滤水的草类浆与机械浆浓缩。在低浓度下过滤草浆, 若加大压力差会把浆层压溃或跑浆, 因为压力差转换成浆中水分的液压而使浆层流动。夹网式压滤机的楔形区较长, 辅以夹网两侧楔形定边器, 对于黏度大的草浆与游离度低的机械浆, 可使浆层形成后进入挤压区, 延长过滤时间。国际上被称为 21 世纪浆种的 CT-MP、PGW 等机械浆大量发展, 并采用高浓漂白, 使夹网式压滤机应运而生。30% 以上浓度漂白可使漂液有效浓度增大, 漂剂用量减少, 而漂后的压滤浓缩又可使浆中残留漂剂被回用。

其次, 机械浆作为商品浆出售也在增长; 若用长网浆板机抄制, 则网部难以达到抄制化学浆的干度与克重; 而用气流干燥机械浆, 由于纤维短, 浆中含木质素等多, 则有浆粕容易结成疙瘩、表面硬化、不宜贮存过久与难以疏解等问题。现在, 夹网式压滤机已被应用作为浆板机、湿浆板机及仿革纸板机的成形部, 配用气垫干燥; 使生产效率提高。

(3) 制作简单, 适应能力强。夹网式压滤机类似造纸机的网部与压榨部, 可以应用造纸机发展的先进技术与成熟可靠的通用部件, 如 SD 型压滤机采用气动控制张紧和调偏, 配用 $\phi 160\text{mm} \times 150\text{mm}$ 的标准汽缸。400kPa 气压时网的张力可达 8kN/m。DYD 型也采用积分式自动调偏装置。

在选用造纸机通用部件的基础上, 夹网式压滤机可按不同浆种、游离度与出浆浓度

调节网速与张力，甚至可设计成不同的网长与分区，采用适宜的压力差变化曲线，以适应不同的工艺要求。在积累大量实际生产资料的基础上，将来有可能制成积木式的机架，供设计单位与用户选择最经济的技术特征与规格。夹网式压滤机按照用户的工艺要求进行装配与机构改造，或在生产中改变网速与压力差，比其他过滤设备有更大的机动性。

(三) 双网脱水机

双网脱水机的技术参数如表 7-5。

表 7-5 ZNS3 双网脱水机性能参数

项 目	参 数	项 目	参 数
滤网宽度/mm	2000	进浆浓度/%	1~3
滤网速度/(m/min)	3.7~37	出浆浓度/%	25~30
产量/(t/d)	40~70	电机功率/kW	11

1. 总体设计及原理

双网脱水机工作原理如图 7-37 所示。该机由 I 重力脱水区、II 缓压脱水区、III 高压区及附件（导辊、校正辊、张紧辊）组合而成。上下滤网实际上是两条无端的滤水运输带，将三个主要工作部分连接起来，由主压辊带动回转。纸浆由布浆器均匀上网形成浆层，经重力脱水区脱除纸浆中的游离水，再由导向辊进入缓压脱水区，最后经高压区，用高线压力强行脱水，纸浆浓度达到 25%~35%，形成滤饼后卸料。

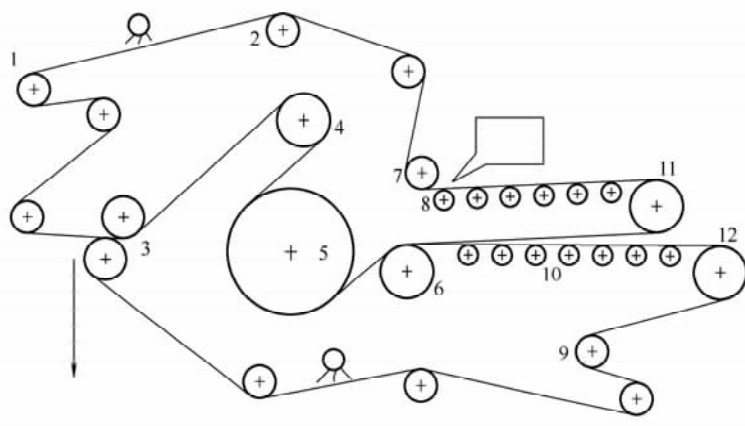


图 7-37 ZNS3 型双网脱水机示意图

1, 9—张紧辊 2—纠偏辊 3—对辊压榨 4—上滤水辊 5—下滤水辊
6—沟纹辊 7—水平辊 8, 10—案辊 11, 12—回头辊

(1) 第一部分为重力脱水区。重力脱水区类似于将长网抄纸机中的长网网案，分成上下两层排列，纸浆由布浆器均匀分布在上层滤网上，形成浆层，依靠纸浆在网上的重力所产生的水静压力脱除纸浆中的游离水。同时案辊排列顺滤网前进方向提升 50mm。以加强纸浆的脱水作用。随着滤网的运行，滤网上的纸浆浓度逐渐提高，浆层中的纤维排列越来越紧密，滤水性降低。浆层到达上网回头辊 11 处，经过反转机构，翻转到下

层滤网上,浆层中的纤维在翻转过程中,产生错位、倒向,重新排列,这样可提高浆层的滤水性。在下层滤网上,纸浆仍靠在网上的重力产生的水静压力脱除游离水,整个网部的脱水量约60%~70%。平整的网面,依靠案辊来撑托。

影响重力区脱水能力的主要因素是滤网的有效过滤面积、被处理浆的滤水性能、纸浆浓度、滤网运行速度。在已确定的滤网幅宽下,增加滤网的有效过滤面积,只要延长重力脱水区网的长度,就可以提高脱水能力。但重力脱水区的长度延长到一定值后,浆层经前段重力脱水后浓度已较高,再行重力脱水就比较困难。重力脱水区网的长度不可任意加长,滤水性差的纸浆可适当延长重力脱水区,滤水性好的纸浆可适当缩短重力脱水区,经实践用于碱法麦草浆蒸煮后的黑液脱除,其重力脱水区的长度为4.5m,滤网线速约为22m/min,较为合理。

(2) 第二部分为缓压脱水区。滤网经导向辊(沟纹辊)6,进入缓压脱水区,此区设上下两个滤水辊,滤网先接触下滤水辊,此辊直径为690mm,设有排水沟。浆层在下滤网张紧力的作用下,受挤压强度平均0.01MPa,持续时间1.7~13.1s。浆层的脱水,不仅与受挤压强度有关,还直接受挤压时间的影响。脱水时间可通过调节滤网运行速度来控制。

浆层由滤网带入上滤水辊,此辊直径为320mm,在上滤网张紧力的作用下,浆层受挤压强度平均0.25MPa,持续0.81~1.5s,在缓慢递增的压强下,避免了浆层压溃,防止了纸浆流失,使浆层达到最大脱水量。

该部分与其他浓缩设备,如侧压浓缩机、真空浓缩及水平带式洗浆机等相比,其特点是浆层受滤网张紧力的挤压后,从两面同时脱水,其脱水面积提高一倍,并且滤液通过浆层的相对路程减少一半,给浆层的脱水提供了非常有利的条件。浆层在这部分的脱水量约占总脱水量的20%。浆层经过缓压脱水区,已形成滤饼,纸浆的浓度可达到14%~16%,为进入高压区创造了有利条件。

(3) 第三部分为高压脱水区。浆层随滤网进入高压脱水区,高压脱水区由一对主压榨组成。上压辊与下压辊中心有偏心距,浆层经偏心预压进入两辊间强挤压区,用高压强行脱水,高压区的下压辊是整机的主动辊,它要承受上压辊的重力及施加的压力,下压辊的表面有橡胶包覆层,橡胶硬度为肖氏90,包胶的目的主要是使辊子具有弹性,使上下辊接触良好,促进浆层均匀脱水,减少浆层压溃,防止跑浆,延长滤网的使用寿命。

上压辊表面也有橡胶包覆层,橡胶硬度为肖氏70,包胶的目的是使其具有适宜的弹性,防止浆层中的硬杂质破坏滤网,延长滤网的使用寿命。因为上压辊与下压辊有偏心距,所以滤网先接触上压辊形成预压,然后逐渐进入上压辊与下压辊相切的线上,压力达到最大值,这样对排走挤出的水就起到了较好的导向作用,从而使出高压区的浆层滤饼浓度高达25%~35%。压榨脱水过程,基本上可分成两个区域:从入口处到两辊相切的中心线为第一区域,从中心线至出口为第二区域。浆层的脱水基本上是在第一区域进行的,浆层和滤网进入两辊压区而被压缩,在浆层中水分已达到饱和的状态下,保持高的滤水压力,水分从浆层经过滤网流出,从而降低了浆层的含水量。当压榨区的变形速度超过浆层经过滤网的排水量时,被压榨挤出的水分逆向流动的速度增加,相应的

浆层内水静压力提高。如果水静压力超过浆层纤维网络强度所允许的数值时，浆层的结构将被挤坏而出现压溃现象，以至跑浆。

(4) 设置加压和提升机构，以保证得到所要求的线压力。最大设计压力为 98~118N/cm (针对麦草浆)。为了增加压辊间的压力，并可进行调整，因而上压辊对下压辊必须设有加压装置，同时在更换滤网和停机时，都必须把上压辊提高，以便退出和套上滤网，并避免在包胶的上下辊和滤网上形成折纹和凹印，所以上压辊又必须有提升装置。加压和提升装置选用气动式。气动加压的优点是线压力调整幅值宽，调整压力曲线平滑，能选择保持理想的压力，杠杆的数目少，效率高。这种形式还可补偿因浆层厚薄变化较大引起的上辊移动幅值大所产生的压力波动。

2. 结构及作用

为达到双网脱水机的经济性、耐用性以及零部件的标准化，该设计优先采用了国家标准纸机的现有设备零部件，按生产能力的规模，采用了 2400mm 的抄纸机国轨轨距，使标准部件达到了全部零部件的 70.1%。其中导辊、导辊轴承壳、轴承座、滤网手动张紧器及滤网校正器是标准 1575 纸机的零部件。高压区中的上下胶辊、杠杆臂及部分瓦架等，参考 1575 纸机主压和挤水装置设计。本机机架设计为型钢焊接框架形结构，可缩短制造周期，采用钢管制作的固定式定距管，足能保证整机的刚性和轨距。

案辊在重力脱水区中，案辊的结构与长网抄纸机中案辊的设计基本相同。两端支撑轴承，因在工作中经常被含碱性高的黑液浸蚀，工作环境恶劣。所以，选用耐腐蚀、能自润滑的聚四氟乙烯材质的外球面滑动轴承，内球面开口形轴承座。此种结构的轴承，向心性能极好，很适应动力较小的案辊。

在重力脱水区上下层间，设有翻转机构，翻转机构由回头辊、翻转挡浆板组成。翻转挡浆板用不锈钢板制作，固定在机架上。反转是利用在上层滤网上形成的浆层，随滤网运行到回头辊处，靠纸浆的自重和离心力被抛向前方，经表面光滑的挡浆板溜到下层滤网上。使在上层案辊区形成的浆层产生错位、倒向，重新排列形成新的浆层，以利于脱水。

滤网的张紧采用气动张紧和手动张紧相补偿的形式。手动张紧器是采用造纸机上的通用部件，它可使滤网张紧或松开，以便于更换新网后张紧滤网，使其正常运转，同时还可补偿滤网经长期使用所造成的伸长。气动张紧器是由汽缸、杠杆臂、轴承座、导辊等组成。它是以压缩空气为动力，通过汽缸推动杠杆，使固定在杠杆臂上的导辊轴承座移动，导辊便张紧滤网，用于保证滤网张力始终保持一致，并可补偿因浆层厚度 (0~18mm) 的变化，而造成的滤网回程松紧的变化。

滤网的跑偏会把网面拉斜或扭歪引起跑浆，严重时会使滤网撕裂。为了保持滤网在正常的位置运行，设置校正器，用于调正滤网的运行位置。该机采用气动控制调正和手动补偿校正，这种形式灵敏度高，动作快，非常适应双网脱水机中浆层厚薄和偏厚偏薄的变化而引起的滤网跑偏，在特殊情况下，可由手动补偿校正。

整个校正器是由执行机构和控制系统构成，执行机构由汽缸、螺杆、手轮、导管、导辊轴承座、导辊等组成。控制系统由监控触板、旋转二位四通换向阀、阀座等组成。滤网在正常位置运行时，滤网与监控板不接触，导辊在正常位置运转。当滤网跑偏时，

滤网的左边（或右）接触左（或右）监控触板，带动旋转二位四通换向阀阀杆使通过换向阀到汽缸两端进口的压缩空气换向，汽缸动作，推动与连杆连在一起的导辊轴承座沿导管向前（或后）位移，使导辊与滤网经线形成夹角，迫使滤网向正常位置运行。导网原理与抄纸机中导毯原理相同。

卸料刮刀由高分子聚乙烯材质的刮刀片、刮刀架、压杆组成。刮刀与滤网接触点的切线夹角为 $20^{\circ}\sim 25^{\circ}$ ，小于 20° 不利于卸料，大于 25° 就会增大对滤网的磨损。

3. 操作与注意事项

(1) 开机前的准备工作。开机前必须先检查网子上面是否有硬物、杂物，以免损坏滤网。单独将气控校正器部分通气检查，看是否灵活有效。检查刮刀与滤网表面整个宽度上接触是否一致。调整手动张紧器，将上下滤网适当张紧。调整气控柜的各调压阀，把上下滤网气动张紧器的汽缸气压和主压加压汽缸的气压先调到 0.1MPa ，校正器控制系统气压调到 $0.3\sim 0.4\text{MPa}$ 。

(2) 启动。开启喷水管闸门，冲洗滤网，启动电机，使车速调到工艺要求的速度，使浓缩滤水机正常运转。开启上浆阀门，控制进浆量，保持布浆器内的浆位。调整上网浆层的厚薄并使之均匀。调整启动控制箱的各调压阀，使气压达到各处所要求的压力。

(3) 运行。运行中应经常检查各部的运转情况，以防电机超载，同时要保证清洗滤网的压力在 $0.5\sim 0.6\text{MPa}$ 范围内。因为滤网在使用过程中，部分网眼很容易被各种污染物及细小纤维堵塞，导致滤网阻力增大。因此，在滤网回程中要连续地高压喷洗，使滤网过滤作业周期后得到净化再生，有利于下一步的循环作业。

发现滤网跑偏应及时校正，防止滤网跑偏造成纸浆流失，滤网跑偏严重时停机处理，检查导致滤网跑偏的原因并消除。

保持上网浆层两边的厚度均匀并控制上浆量，使喷布到滤网上的浆层厚度为 $40\sim 50\text{mm}$ 。在进浆浓度接近 1% 时，上浆量应控制在浆层厚度为 $38\sim 40\text{mm}$ ，不能过厚。进浆浓度提高，可适当增加上浆量。上网浆层厚度小于 38mm 将会降低浓缩机的产量。浆层厚度过厚导致纸浆的含液量超过重力脱水区的脱水量时，在滤网进导向辊处，纸浆容易从滤网两边挤出，产生跑浆现象。因此，滤网的上浆量应控制适当，使浓缩机处于满负荷运转状态。

（四）双网压滤机

1. 结构及工作原理

我国进口的 Andritz 双网压滤机用于废纸脱墨浆高浓漂白前的浓缩，其原理如图 7-38 所示。浓缩过程分为楔形脱水区、预压脱水区、水平辊脱水区和压榨脱水区。

纸浆由流浆箱喷入密闭的楔形脱水区，在进浆压力和滤网张力的作用下，水分由上下滤网排出。楔形区是由脱水板支撑的上下滤网和两侧的密封板组成。

经过浓缩的纸浆在滤网的带动下，进入三对偏心对压辊组成的预压脱水区。纸浆在压榨辊的挤压下，浓度逐步提高，滤水由上下滤网同时排出。经过低压压榨后，进入水平辊挤压区，在包绕辊子的滤网张力作用下，纸浆开始单方向滤水；单方向滤水后，纤维层的滤水阻力沿着滤水方向增大。当进入第二个挤压辊时，滤水方向变为与前一个辊子处相反的方向，即滤饼阻力减小的方向，这样有利于滤水过程的进行。当滤水过程进

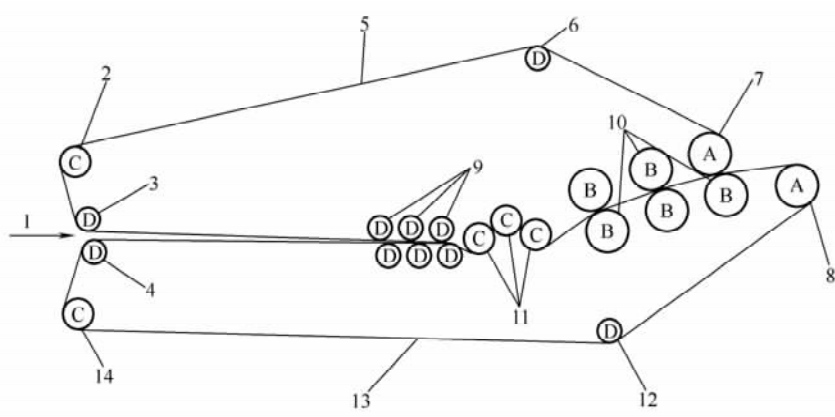


图 7-38 Andritz 双网压滤机

- 1—进浆 2—上网张紧辊 3—上胸辊 4—下胸辊 5—上网 6—上网纠偏辊
7—上网驱动辊 8—下网驱动辊 9—预压辊 10—挤压辊 11—水
平挤压辊 12—下网纠偏辊 13—下网 14—下网张紧辊

行了一定时间，浆层的结构发生变化，滤水阻力在指向滤网处是递增的。当进入下一个挤压辊处时，滤水方向又反向。如此循环，就能提高滤水速度。

经过水平辊挤压区滤水，纸浆的浓度已经比较高，可以承受较高的挤压力，随后进入压榨脱水区，进一步提高其浓度。对辊挤压区由三对包胶辊组成，其中第三压榨辊同时是上滤网的驱动辊。下滤网的驱动辊在卸料处。上下滤网的驱动结构一样，传动系统一样。由一台变频器同时控制两台 22kW 的电动机，分别通过两台 SM7060P4H 减速箱带动传动辊。

2. 特点及应用

该双网压滤机的特点就在于流浆箱为楔形压区压力供浆，楔形区也为密封结构，提高了楔形脱水压力，使进入预压区的纸浆浓度提高，可以使用较大的脱水动压力，从而使设备的产量提高；三对主压榨辊的应用，使出浆浓度高达 35%。该设备的技术参数如表 7-6 所示。从表中看出进浆浓度比较高，这是由于楔形脱水区的密封结构要求的。滤网与滤网两侧的密封结构缝隙较大，如果纸浆浓度过低，则会导致跑浆。从该厂的生产实践看，当进浆浓度（脱墨浆）降低至 2.5% 时，还可以正常使用，对应的出浆浓度为 28%，产量为 200t/d。

表 7-6 双网压滤机参数

名称	参数	名称	参数	名称	参数
网宽/m	3.4	网速/(m/min)	5~30	进浆压力/kPa	≤70
上网长/m	16.7	进浆浓度/%	4.5~5.5	产量/(t/d)	271
下网长/m	18.97	出浆浓度/%	25~35	主驱动功率/kW	22×2

另外由于滤网长时间张紧后，会发生蠕变伸长，滤网宽减小，导致密封宽度减小，泄漏增加。

由于流浆箱的出浆浓度较高，纸浆在滤网上不能自由沉积，而是浓缩脱水。所以，

要保证纸浆在滤网上形成均匀的纤维沉积层，就要求流浆箱能满足把不连续的纤维絮聚团变成连续、均匀的一层纤维网络组织（见图 7-39）。所以高浓纸浆上网所形成的纤维沉积层结构实际上在流浆箱内就具备初始形态。这种方法生产的浓缩浆层，具有较明显的毡（felted）特性，也就是纤维在垂直方向（Z 方向）分布的较多，具有各向同性的特点。属于较典型的浓缩成形。由于其较为开敞的结构，其在网上及压榨部脱水较容易。

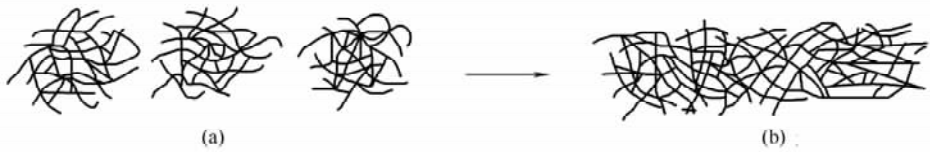


图 7-39 纤维分散示意图

(a) 离散的纤维絮聚团 (b) 连续均匀的纤维网络

高浓流浆箱使纤维团形成均匀、连续的一层网络组织，就像传统流浆箱分散絮聚团一样，也是依靠湍动剪切力实现的，不过后者的剪力场要求更加均匀（指平面方向），强度更高。在低浓成形过程中，“自愈”现象对成形质量的提高起到较大的作用，但在高浓情况下由于网络中纤维之间相互约束，“自愈”现象是不存在的。通常认为纤维在流浆箱内形成的连续网络在网上脱水过程中是难以改变的。

二、双辊挤浆机

(一) C26 型双辊挤浆机

1. 结构

俄罗斯彼得罗扎沃茨机械股份公司生产的 C26 型双辊挤浆机主要用于纸浆洗涤过程中的浓缩单元。能把纸浆浓度从 3%~5% 提高到 30%~40%，可把纸浆中的液体挤出 95%，实现纸浆浓缩的要求。这种双辊挤浆机如图 7-40 所示，包括两个平行的装在密闭机壳 1 内的孔辊 2 和游动辊 3；机壳带有进料管和滤液的排放管，并固定在两个焊接而成的支座上面。这两个支座上装有挤压辊的轴承件和游动辊 3 的加压机构。使用时，游动辊 3 以给定的压力作用于孔辊 2。孔辊 2 的上方装有平滑挤压辊 4。辊 4 也

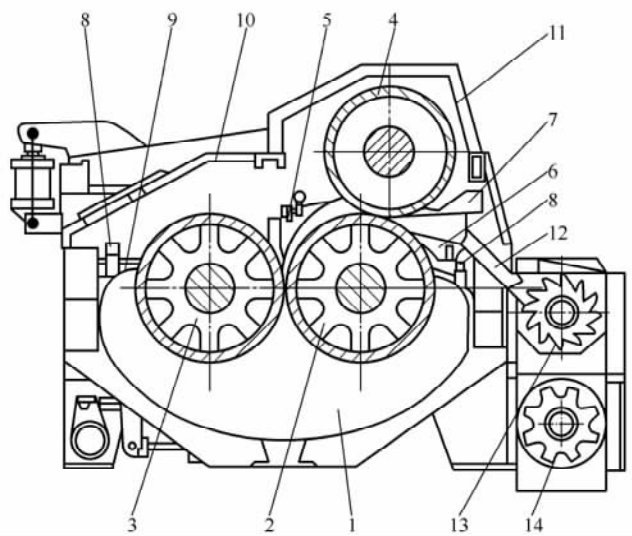


图 7-40 C26 型双辊挤浆机示意图

1—机壳 2—孔辊 3—游动辊 4—平滑挤压辊 5—湿润刮刀
6—下刮刀 7—上刮刀 8—喷水管 9—纵向密封条 10, 11—机罩
12—溜槽 13—螺旋碎解机 14—混合器

对辊 2 施加预定的挤压力。与挤浆机相连的还有螺旋碎解机 13 和混合器 14。

2. 工作原理

将要洗涤的纸浆用浆泵送入挤浆机槽，机槽中的两个孔辊彼此相向转动，纸浆纤维首先在辊面产生过滤作用，在辊面底部形成均匀的浆层，随着该浆层逐渐转向挤压区，两辊之间空间减小，作用于浆层的压力逐步增大，纸浆中的液体经过辊面小孔进入辊体内的集液管并由辊体两端连续排出。纸浆经过两辊挤压后，浓度达到 35% 以上。在挤压辊的上方装有湿润刮刀 5，给纸浆加洗涤液，该洗涤液将从两压辊区出来的纸浆层浸湿，并进行置换洗涤。纸浆层继续向上转移，进入挤压辊 2 和 4 组成的压区，经过挤压后纸浆的浓度可达到 30%~40%。

该挤浆机有如下特点：

① 设备结构简单、可靠及使用期限长；② 占地面积和厂房容积小。

(二) 英普可双辊挤浆机

加拿大因格索耳-兰德 (Ingersoll-Rand) 公司的双辊挤浆机的特征是从双辊间隙出来的纸浆立即被左右两刮刀引向间隙上方的破碎螺旋，经破碎分散后输送至机器外。其刮刀与压辊间的压力由加压汽缸来调节，具有较大的缓冲弹性。压辊有 $\phi 600\text{mm}$ 、 900mm 、 1200mm 等几种，基本型辊宽度为 1m 及 2m，可根据工艺需要选用。其已经向大型化方向发展，已适用大型浆厂的需求。例如 $\phi 900\text{mm} \times 4000\text{mm}$ 的挤浆机能力高达 800t/d ， $\phi 1200\text{mm} \times 5000\text{mm}$ 规格处理能力高达 1300t/d 。

进浆浓度 1%~8%，推荐浓度 4%。浆槽内压力为 $0.02 \sim 0.14\text{MPa}$ ，通常用 $0.05 \sim 0.07\text{MPa}$ 。纸浆可被浓缩至 40%~50%。有一只压辊由压缩空气调节双辊的间隙，移动范围为 19mm，使双辊间保持定压挤浆。

该公司的英普可 (Impoc) 双辊挤浆机如图 7-41 所示，其槽底有置换洗涤段和成形

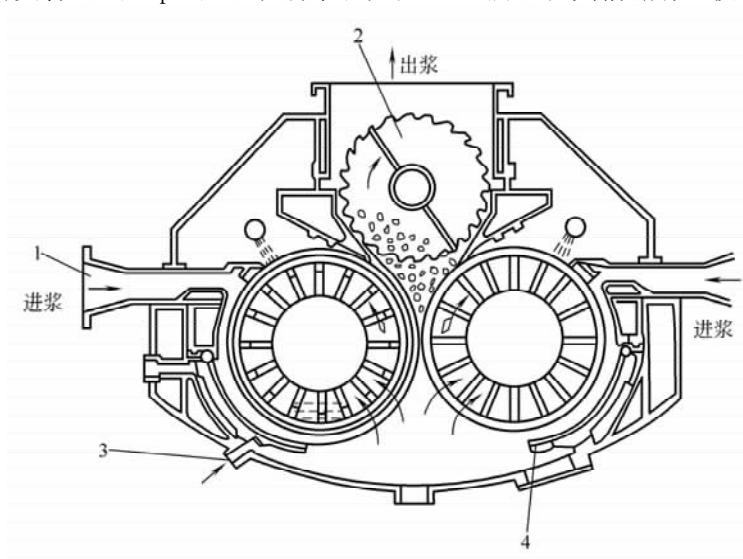


图 7-41 英普可双辊挤浆机

1—进浆管 2—出浆破碎螺旋输送机 3—洗液进口 4—成形挡板

挡板，其能力决定于槽内浆压与辊速，辊速调速范围 3~20r/min。

(三) DP 双辊挤浆机

瑞典 Sunds 公司对双辊挤浆机的结构做了全面、细致的改进，生产出双辊置换挤浆机 (Displacement Press, 简称 DP 挤浆机), 具有洗涤效率高, 出浆浓度高的特点, 其结构如图 7-42 所示。

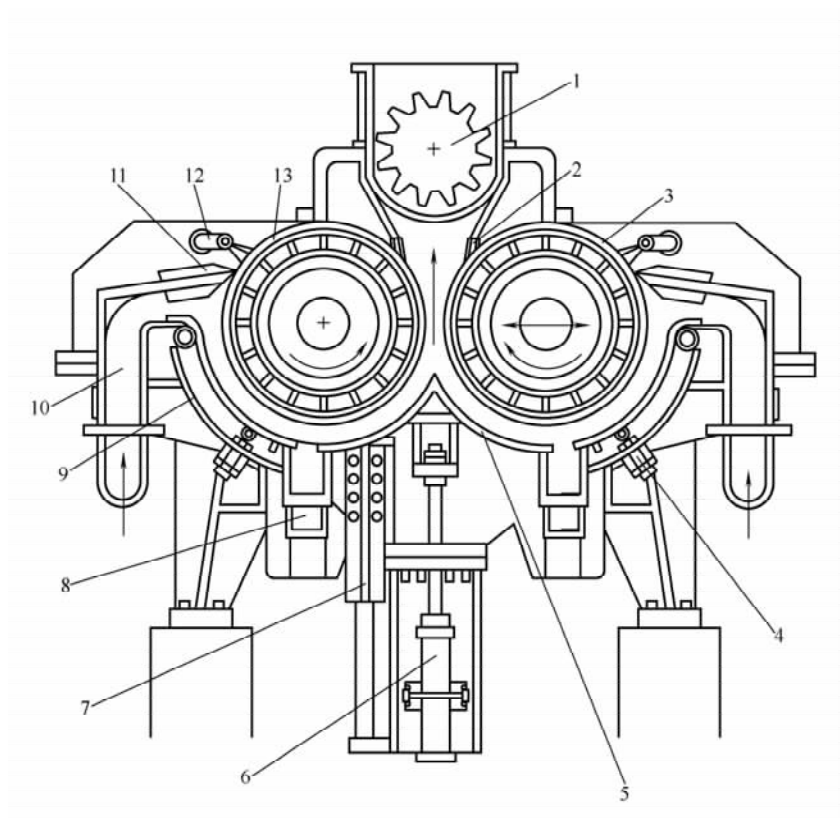


图 7-42 DP 双辊挤浆机

- 1—出浆螺旋 2—上刮刀 3—移动辊 4—调节螺栓 5—底板 6—液压缸
7—升降滑道 8—洗涤水进口 9—弧板 10—进浆流道
11—下刮刀 12—喷淋管 13—固定辊

1. 结构

(1) 压辊。同普通双辊挤浆机一样, 压辊是 DP 挤浆机的主要部件。它是装在密封槽体中相互平行的卧式挤浆辊。该辊属焊接小孔辊, 可分成三部分: 带有筋板的空心轴及套在轴上的辊体和盖在辊体上的滤板。辊体上有排液沟, 沟上开有小孔。轴、筋板与辊体组成辊内排液槽。两辊中的一根可水平移动, 另一根固定。辊与槽体之间由密封条进行动密封, 辊端面用水高压密封。

(2) 槽体。包括进浆部件、成形部件及中部可调部件。进浆部件包括带有视镜的渐缩形锥形进浆管及缝形纸浆分配器。成形部件主要有浆槽、成形挡板、唇板、长方形洗液进口管。槽体的可调节组件设在其中下部, 包括液压升降装置及活动槽板, 用于检查

和清洗。

(3) 出浆部件。主要由一根锯齿状的破碎螺旋出料器及连在出料辊上的两只卸料刮刀组成。

(4) 清洗组件。两根间歇用高压喷水管，分别用来冲洗两个压辊的辊面。

2. 原理

DP 挤浆机有脱水区、置换洗涤区和挤压区。纸浆以一定的压力从槽体两侧浆管进入，通过缝形分配器均匀地进入缝隙通道（脱水区）进行脱水。随着辊的转动，在成形板的末端进入置换洗涤区（此时浆浓在 10% 左右），洗涤液以高压进入方形洗液管，通过其上的小孔及唇板对浆层进行置换洗涤，洗涤后的浆层随辊带入双辊挤压区进行挤压脱水，最后经卸料刮刀刮落，由破碎螺旋出料器破碎并送出；纸浆浓度为 30% 左右。滤液则穿过滤板进入排液沟，通过径向小孔流向辊内，再从与辊平行的排液槽向辊的两端排出。

3. 工艺参数

与普通双辊挤浆机比较，脱水区脱液效率高。从前，国内双辊挤浆机大部分为浆槽底部进浆两侧出料，脱水区域受到限制，脱液面积不可能很大，影响了脱液效果；加之一个进浆口难免使两辊上浆不均匀造成两辊浆层厚度不一，脱液不均衡，出浆浓度不稳。DP 挤浆机每个辊有自己的进浆系统，浆通过各自的进浆系统进入自己的脱水区，经成形挡板与压辊间缝隙通道先行脱水。由于该通道是逐渐缩小的，间隙大小可以根据浆的浓度、流量、压力的不同进行调节，保证了纸浆在脱水区有足够的停留时间及一定的压力进行脱液并逐渐压实；因此脱液效率高，纸浆上辊均匀、厚度一致。

设置换洗涤装置洗涤效率高。DP 挤浆机在槽底部设置换洗涤段，有两个洗液进口，每个辊有自己的置换洗涤区。进口的上方盖有唇板，唇板的一端与洗涤管上部活性连接，另一端开口，开口方向与辊转向一致，而开度可以调节，以达到洗液流动状态、流速稳定的目的，保证了均匀、高效地洗涤。同时也可避免发生过强的湍流，造成洗液直接冲击浆层而使浆层破坏的现象，保证了浆层厚度均匀一致。DP 挤浆机的洗液进管是两根与辊平行的方管，管上方沿长度方向均匀开有小孔，可使洗液沿辊轴方向均匀地进入洗涤区洗涤浆层，洗涤效果好。

双辊定压操作。DP 挤浆机的可移动辊的主轴承上配有负荷测定装置，可连续测定双辊间的相互挤压力并通过仪表显示出来。当负荷超过规定的挤压力时即发出警报，这时可启动调节系统，通过该辊上的液压装置驱动辊做水平移动，调节双辊挤压区的间距以确保挤压力不变；也可以调整辊的转速或者进浆量达到定压的目的，确保出浆浓度稳定。

出料方法更加合理。早期国内双辊挤浆机一般采用浆槽两侧卸料，挤干后的浆在压辊上停留的时间较长，随着辊的转动易发生滤液回流而返潮现象。DP 挤浆机采用上出料，浆一出挤压区即由破碎螺旋送出，减少了返潮现象，而且为增大压辊的脱液面提供了可能。表 7-7 为 Sunds 公司 DP 挤浆机的技术资料。

4. 双辊挤浆机的特点

表 7-7 DP 挤浆机的技术资料

型 号	DPA915	DPA921	DPA928	DP1245
外形尺寸				
长/mm	5230	5680	6575	9100
宽/mm	2800	2800	2800	2800
高/mm	2450	2450	2700	4400
压辊直径/mm	900	900	900	900
压辊有效长度/mm	1460	2140	2820	4520
压辊转速/(r/min)	2~15	2~15	2~15	2~12
工作温度(最大)/℃	90	90	90	90
进浆浓度/%	2~5	2~5	2~5	3~5
出浆浓度(最大)/%	35	35	35	35
挤浆压力(最大)/kPa	150	150	100	100
洗涤水压力/kPa	600	600	600	600
密封水消耗/(L/s)	4	6	8	10
液压电机/个	2	2	2	2
主泵功率/kW	45	55	75	132
中部调节机构油泵功率/kW	3	3	3	4
破碎螺旋出料器直径/mm	450	450	580	750
破碎螺旋出料器功率/kW	7.5	7.5	11	30

近年来,国内双辊挤浆机发展迅速,具备了置换洗涤功能,生产厂家较多,王锡元对此进行了深入分析和比较,认为置换压榨洗浆机的特点如下:

(1) 与其他鼓式和平面类洗浆机相比,置换压榨类洗浆机的过滤面积利用率较高,在其上,按低、中、高浓浆层不同的过滤性能,合理地组合了纸浆与废液的高效、高强度分离过程,即在低浓到中浓阶段采用压力过滤方法脱除纸浆中的废液;在中浓阶段采用压力置换方法洗涤浆层,排出存在于浆层固体纤维骨架间的废液;在中浓到高浓阶段采用辊压方法压缩浆层;排出废液,提高出浆浓度。因而置换压榨类洗浆机与其他类型的洗浆机相比,具有更高的单台设备洗涤效率和更大的单位过滤面积生产能力。其中双辊置换压榨洗浆机因采用了浆层双面过滤的技术,故单位有效过滤面积的生产能力较鼓式置换压榨洗浆机的要高。置换压榨洗浆系统单位过滤面积的生产能力远高于鼓式真空洗浆系统,可达到其 4~5 倍。

(2) 在置换压榨类洗浆机内浓缩和置换都是以液体自身的压力为动力进行的,不用真空抽吸,既简化了洗浆系统的组成,方便了操作控制,节省了抽真空的能耗,又防止了空气进入浆层,减小了过滤阻力,防止了废液中的泡沫危害。

(3) 在置换压榨类洗浆机内全部过滤和置换过程是在中浓下进行的,其后再通过辊压挤水,才达到高浓出浆,因此这类设备和许多中浓洗浆机一样,不仅适用于易洗的木浆洗涤,也可用于难洗的各种草浆洗涤。当然由于草类浆的过滤性能较差,与木浆相比,在洗涤草浆时单位过滤面积的生产能力较低,出浆浓度也较低。

(4) 由于置换压榨类洗浆机的出浆浓度较高,与中浓洗浆机相比,可节省洗涤水用量 1/2 左右,还可减少洗涤水对提取废液的稀释,从而可大大节省洗浆的水耗和蒸发废液的汽耗。

(5) 由于置换压榨洗浆机具有较高的单台洗涤效率和较大的单位过滤面积生产能力, 可适用于大、中、小型各类浆厂对木、草等各种纸浆进行粗浆洗涤和漂后洗涤。进行粗浆洗涤时需用 2~3 台串联组成洗浆系统 (洗涤木浆用 2 台, 洗涤草浆用 3 台), 其黑液提取率可达到 95%~98%。佳木斯造纸厂用 2 台双辊置换压榨洗浆机取代 4 段真空洗浆系统和 2 台鼓式真空洗浆机, 已成功地将该洗浆系统的黑液提取率提高到了 99.5%。在中、高浓漂白系统中, 每段漂白后设置 1 台置换压榨类洗浆机, 即可满足漂后洗涤的要求。

四川昭化纸厂生产绝缘浆流程中, 双辊挤浆机在闪急干燥工段的使用情况如下: 该厂使用的小孔双辊挤浆机主要部件均为不锈钢制作。辊体 $\phi 610\text{mm} \times 920\text{mm}$, 辊体表面采用不锈钢的网孔板, 厚度 1mm, 孔径 1mm; 滤孔系电火花打孔, 很光滑, 不堵塞孔眼, 不挂浆。挤浆机的底部进浆槽搅拌器由无级变速箱的传动链条带动, 将纸浆向中间推动, 槽底四周不积沉死浆。进浆浓度为 3.5%, 挤压脱水达到 40%~45% 干度; 挤浆机进

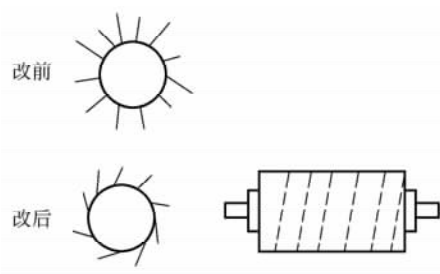


图 7-43 粗粉碎辊改进示意图

浆压力 0.1MPa。浆层厚度 10mm, 以有利于粗粉碎机疏解浆板。挤压浓缩后的浆层经引导板和刮刀转移至位于挤浆辊侧面且与之平行的粗粉碎辊, 浆饼被其粉碎并送向三辊细粉碎机。为防止浆层在挤浆机内打拱, 不向粗粉碎机进料, 挤浆机与粗粉碎机的速比为 1:900。

该机原来的粗粉碎辊上装有长短错位的横棒, 经常打不散浆层, 并容易造成堵塞。后改成如图 7-43 所示的用不锈钢条焊成螺旋错位的锯齿形, 少了浆层阻力。同时电机的转速由 960r/min, 提高到 1440r/min, 克服不进料和浆层打拱之弊。

第七节 转鼓式洗浆设备

转鼓式洗涤设备是指配备洗鼓的过滤置换设备, 转鼓的表面铺设滤网, 纸浆中的液体通过滤网而过滤; 同时, 转鼓式纸浆设备还必须装有洗液喷淋装置, 把纸浆中的废液置换出来, 达到洗涤纸浆的目的。

最有代表性的转鼓式洗浆机有圆网浓缩机、真空洗浆机、压力洗浆机以及鼓式置换洗浆机等。圆网浓缩机属于低浓洗浆设备, 它的排浆浓度为 5%~8%; 同时也是最简单的鼓式洗浆设备, 其他形式的鼓式过滤机是以此为基础发展而成的。而真空洗浆机、压力洗浆机及鼓式置换洗浆机的出浆浓度为 10%~16%, 最高的排浆浓度可达 20%, 属中浓洗浆设备。不同的是过滤浆层上下压差的产生方法不一样, 真空洗浆机是以真空抽吸作为过滤动力, 压力洗浆是以风压与液体静压作为过滤动力, 而鼓式置换洗浆机是洗液本身就带有轻微压力, 从而在洗液加入浆层上表面时, 就产生了压力差。

一、真空洗浆机

近 20 年来, 随着洗涤技术的发展, 出现了许多新式的洗涤设备。发展势头强劲的

要数压力洗浆机和置换洗浆设备。然而，鼓式真空洗浆机因其洗涤效率高、适用性广及积累了丰富的操作经验等特点而仍被广泛地应用。

(一) 工作原理

图 7-44 表示真空洗浆机的工作原理图。真空洗浆机的转鼓由许多辐射条间隔成互不相通的小室，所以可以把真空洗浆机的洗浆过程简单划分为几个阶段，并依次接通大气、真空和吹气系统或大气系统，完成纸浆的洗涤操作过程。

当转鼓小室处在成形段时，纸浆由于鼓体内外的真空度和大气压所产生的压差而在网面成形，并过滤掉大量的水；转到洗涤段时，网

面浆层中废液可通过洗涤喷淋而被置换出；转到排干段时，被置换出并游离于纤维间的废液被排干；最后转到卸料段时，纸浆被卸掉。至此已完成了纸浆的整个洗涤过程，并又开始了下一个过滤—置换—排干—卸料的纸浆洗涤循环。

(二) 结构与性能

如图 7-45 所示，典型的真空洗浆机由回转的圆形鼓体、分配阀、浆槽（进浆槽与中间槽）、喷淋装置、剥浆装置、水腿管及其真空系统、预脱水辊与压辊等组成。

鼓体表面铺设有多孔不锈钢板，钢板外覆盖有 80~100 目的不锈钢网或 40 目的塑料网。鼓体内由板间隔成若干小室并由分配头依次连接大气、真空、大气。当洗涤腐蚀性纸浆，如洗涤酸法粗浆和漂白细浆时多为包胶或不锈钢结构，用于硫酸盐粗浆洗涤时，多为普通铸铁或碳素钢结构，且常采用多台逆流洗涤流程。

真空洗浆机是一种中浓过滤洗浆设备，其进浆浓度为 0.8%~2.0%，出浆浓度为 10%~16%（通常为 12%~14%）。这类设备因浓缩比大（出浆浓度与进浆浓度的比值），可相差 10 倍，所以挤压作用不强烈，扩散作用明显，残液提取率高，洗涤木浆黑液时可达 96%~99%，洗涤苇浆和竹浆时可达 90%~95%，但在洗涤稻麦草浆时还存在由于其滤水性差，因而易糊网、堵塞网孔、洗涤效果差、生产能力低等难题，如表 7-8 所示。

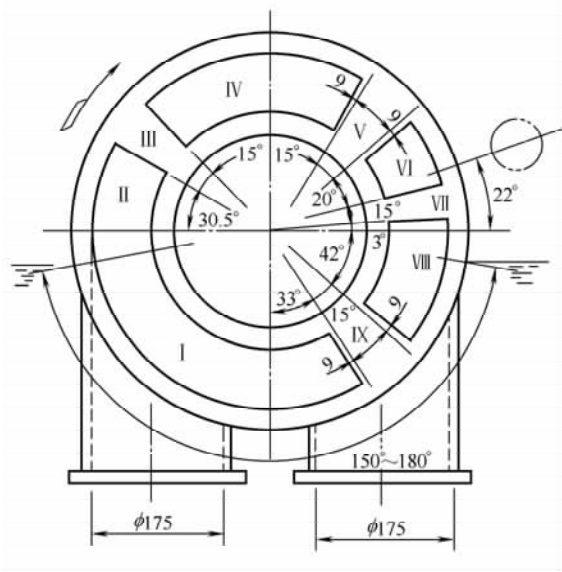


图 7-44 真空洗浆机原理图

表 7-8

真空洗浆机洗涤硫酸盐浆的生产能力

单位：t/(d·m²)

浆种	国内厂家生产漂白浆(绝干)	国外厂家生产数据	设计指标(风干)	浆种	国内厂家生产漂白浆(绝干)	国外厂家生产数据	设计指标(风干)
木浆	4.80	—	3.00~4.00	蔗渣浆	2.35	2.60~2.80	2.00~2.50
苇浆	2.50~3.00	3.00~3.50	3.00~3.50	稻麦草浆	<2.00	2.00	—
竹浆	2.68~3.78	3.00	2.50~3.00				

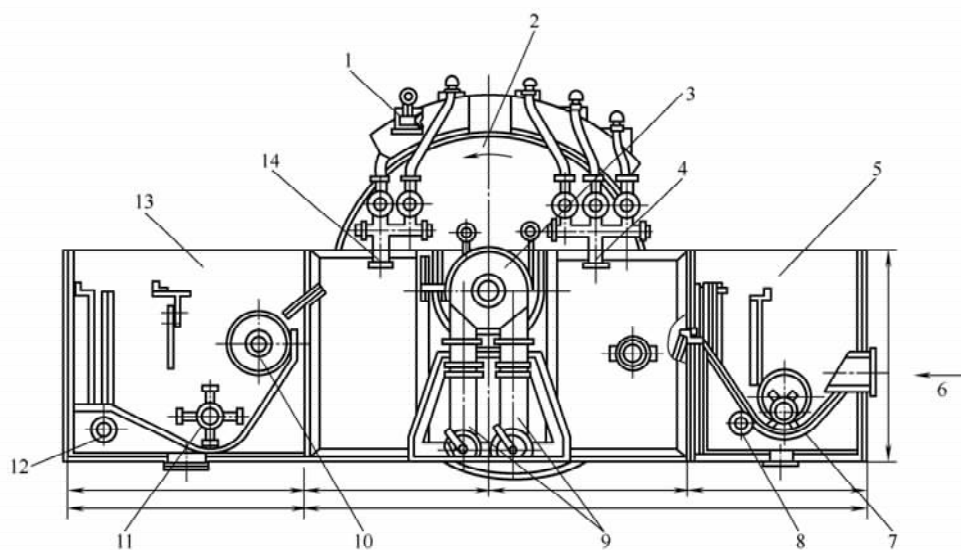


图 7-45 真空洗浆机

1—洗液槽 2—洗浆筛鼓 3—分配阀 4, 14—洗液管 5—头槽 6—浆料进口 7—搅拌辊 8—黑液进口
9—真空管黑液出口 10—散浆辊 11—搅拌辊 12—黑液进口 13—中间槽

进浆浓度也是一个影响真空洗浆机的生产能力的重要参数,如图 7-46 所示。从图示与纤维网络理论可以得出两个结论:①真空洗浆机单位过滤面积的生产能力随进纸浆浓度的上升呈线性增加,1.5%的进浆浓度时的产量是 0.25%进浆浓度时的 2 倍多,进浆浓度超过 1.5%时,随进浆浓度的增加,洗浆机生产能力的增加减缓;②纸浆中的纤维网络强度随浓度的增加而呈指数上升,浓度越高,纤维越易絮聚、纸浆混合越困难、分子间扩散越慢,不利于纸浆的洗涤。因而可以认为,鼓式真空洗浆机的进水浓度最好在 1.0%~1.5%之间,这样既可以有较高的生产能力,纸浆洗涤效率也高。

(三) 特征与工艺参数

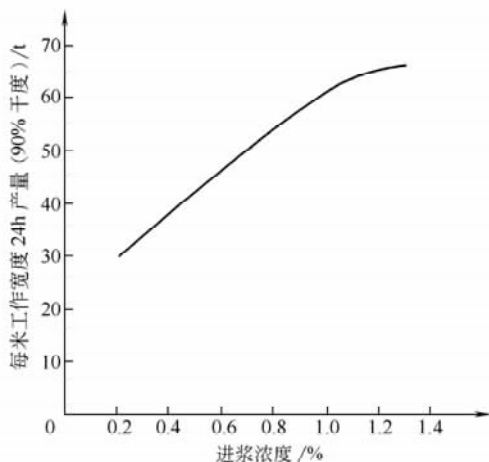


图 7-46 真空洗浆机上浆浓度与生产能力的关系

真空洗浆机的种类和规格很多。国内的产品可分为 A 型真空洗浆机和 B 型真空洗浆机。A 型真空洗浆机主要用于漂后浆的洗涤,而 B 型真空洗浆机专用于碱法粗浆的洗涤。在进浆浓度相同的条件下,A 型真空洗浆机的生产能力要比 B 型洗浆机大 50%左右,这是因为前者的分配阀直径比后者大,转鼓外最低浆位浸入角要高,配有电机的功率也大。表 7-9 是已定型的 B 型真空洗浆机的设备特征。

B 型真空洗浆机常用于提取木浆、

表 7-9 B 型 ZNK 系列真空洗浆机设备特征

型号	ZNK11	ZNK12	ZNK13	ZNK14
洗鼓规格/mm ²	φ1750×1000	φ2600×1300	φ2600×2000	φ2600×2600
过滤面积/m ²	5	10	15	20
洗鼓转速/(r/min)	1.5~4.5	0.8~2.4	0.27~2.7	1~3
生产能力/(t/d)	20~25	40~50	60~75	80~100
出浆浓度/%	10~13	12~16	12~14	12~14
制造厂家	辽阳纸机厂	西安纸机厂	江门纸机厂	上海纸机厂

草浆的黑液，一般采用多台串联逆流洗涤。许多文献资料所推荐的真空洗浆机的应用范围与工艺参数如下：

应用范围：适宜于木浆和草浆的粗浆、漂白浆的洗涤；最好不用于机械木浆与废纸浆的洗涤，前者纤维碎片多，后者黏着性的杂质多，极易堵塞网孔；不宜于游离度过高和过低的纸浆的洗涤。纸浆游离度过高，纸浆脱水快，浆层易脱落，难以上浆；游离度过低，纸浆脱水慢，滤液量少，水腿流速低，难以产生足够的真空度。

洗涤用水量：8~12m³/t 浆；洗涤水温度：75~85℃；进浆浓度：0.8%~2.0%；出浆浓度：10%~16%；转鼓最小浸入角：130°；分配阀真空度：26.7~40.0kPa；水腿内黑液流速：1~2m/s，不超过 3m/s；水腿位差：不小于 9m；纤维流失：0.1%左右；黑液与白水纤维含量：小于 0.01%。

二、压力洗浆机

(一) 工作原理

压力洗浆机是目前最先进的洗浆设备之一。它是利用转鼓内外风压与大气压之差和液位差之和作为过滤动力进行纸浆的洗涤。压力洗浆机的工作过程与真空洗浆机类似，可以分为成形过滤区、喷淋置换区及卸料区。图 7-47 说明了国内外常用的 PW 型压力洗浆机的工作原理。

压力洗浆机主要由圆周设有带小孔的不锈钢板组成的洗鼓、废液收集装置、气压密封装置、剥浆装置所构成。

(二) 性能参数及应用

在生产流程中，PW 型压力洗浆机系统与传统的真空洗浆机一样，经常采用多段逆流洗涤，如图 7-48 所示。由于每台压力洗浆机带有 2~3 个洗涤区，因而在用水量相同的情况下，压力洗浆系统比真空洗浆机组要少

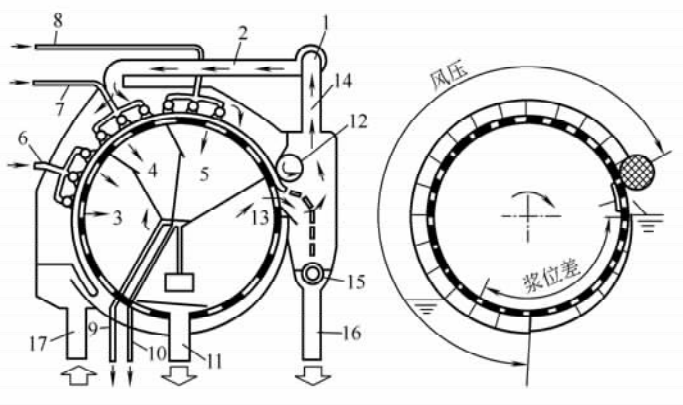


图 7-47 PW 型压力洗浆机的工作原理图

1—风机 2—风管 3, 4, 5—三个洗涤区的滤液槽 6, 7, 8—洗涤液进口管 9, 10, 11—滤液排出管 12—密封辊 13—剥浆口 14—回风管 15—碎浆螺旋 16—出浆管 17—进浆管

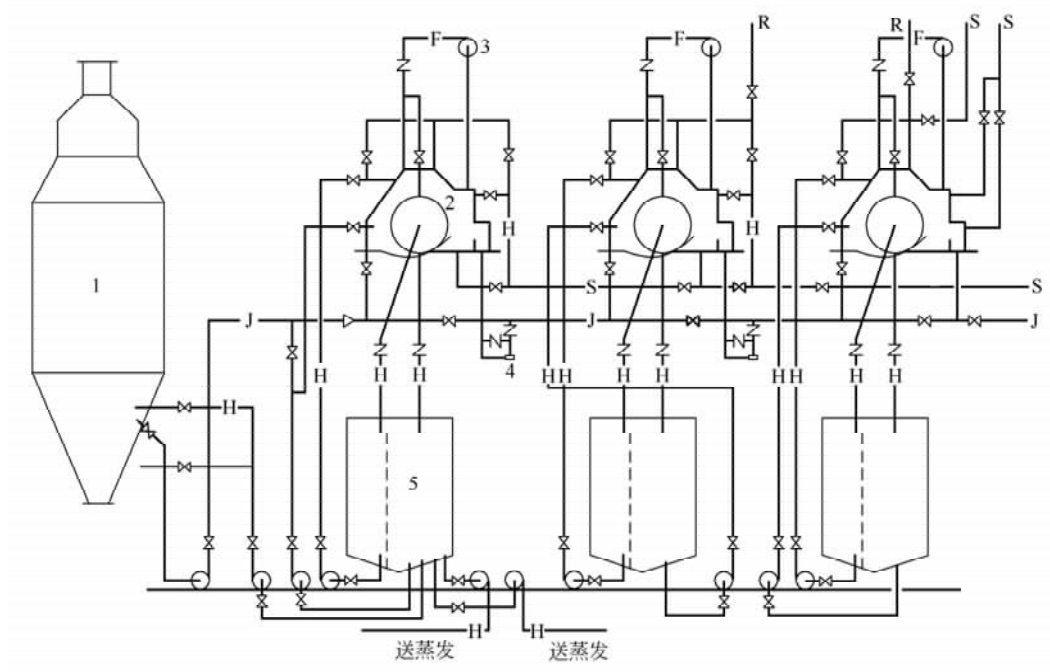


图 7-48 压力洗浆机逆流洗涤系统

1—喷放仓 2—洗浆机 3—风机 4—调控器 5—黑液桶

用一台或两台设备，只需用两段或三段洗浆就能满足洗浆要求。

PW 型压力洗浆机本身是为了解决真空洗浆机洗涤亚硫酸盐木浆时在鼓内滤液管中钙的沉淀结垢问题发展起来的。后来广泛用于碱法木浆的洗涤，但经实践检验，压力洗浆机不适于草浆的洗涤。

根据压力洗涤的设备特型，压力洗浆机的应用参数如下：

进浆浓度：1.0%~1.5%；洗液温度：85~90℃；洗鼓内风压：0~300Pa；洗涤用水量：8~11m³/t 浆；出浆浓度：12%~18%；黑液提取率：95%~98%；纤维流失：0.1%左右；废液中纤维含量：<0.01%。

三、鼓式置换洗浆机

1. 主要结构

DD (Drum Displacer) 洗浆机，又称鼓式置换洗浆机，主要由可旋转的鼓体、封闭罩和密封元件、卸料搅龙等构成，此外还有机壳、增压泵、热水泵、真空系统和滤液输送管道等附属部件。图 7-49 所示为芬兰 Ahlstrom 公司生产的 DD 洗浆机结构图。

转鼓是 DD 洗浆机的核心部件，转鼓表面有孔眼（孔径 1mm，孔距 2mm），并由钢隔板分成若干小区域；封闭罩上固定着若干块密封挡板，静止的密封挡板与转动的隔板相互紧密接触，就把转鼓分隔成彼此分开的若干区段，即喂料成形段、置换洗浆段、吸滤排干段及卸料段。

2. 工作原理

DD 鼓式洗浆机带有 1~4 个不同洗涤段，能在一个转鼓中完成过滤上网、多段逆流置换洗涤、卸料等整个洗浆的全部工序。如图 7-50 所示。

根据工艺要求，浓度为 3%~8% 的未洗纸浆，在 30~80kPa 的压力下泵送入纸浆喂料成形区。在进浆浓度高、无空气和压力条件下，形成均匀的浆层。当充满纸浆的区域通过第一个密封板时，多余的纸浆被刮回。由于运行时进浆压力和流量基本稳定，因而能保证进入洗涤段的浆层厚度和紧密度基本一致，从而能得到最佳洗涤效果。

厚度均一的浆层在洗涤段进行多段逆流置换洗涤。即第三洗涤段用热水洗涤，第二段的洗液用第三段泵送来的滤液，第一段的洗液用第二段的滤液。

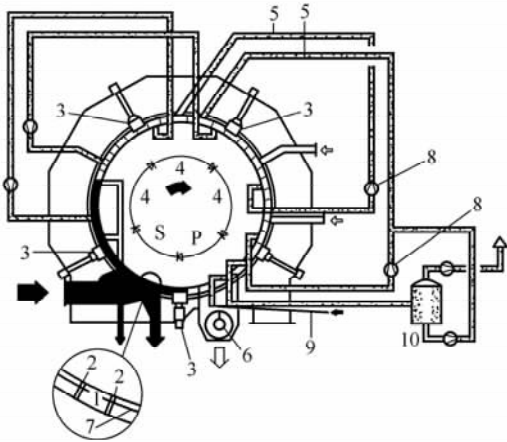


图 7-50 DD 洗浆机原理图

- 1—隔板分隔成的若干区域 2—隔板 3—密封件 4—洗涤区
5—滤液管 6—破碎螺旋 7—滤板 8—循环泵 9—鼓内的压缩空气 10—真空系统 S—喂料区 P—卸料区

和稀释后排入浆槽并泵送至筛选工序；从选浆段和成形段排出的滤液流入滤液收集槽并泵至蒸发工序。

为了使 DD 洗浆机有效、稳定地运行，应通过仪表监控影响产量和洗涤效率的参数，并通过调整这些参数达到最佳的洗涤效果。洗浆过程的自动控制回路有四组：第一

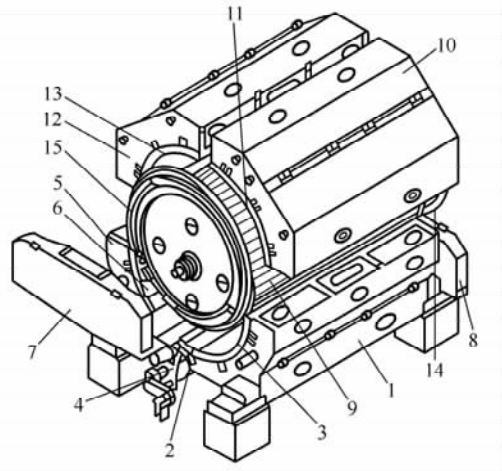


图 7-49 DD 洗浆机的主要结构

- 1—进料区及鼓支撑 2, 3, 5, 10, 12—密封件 4—电机
6—传动侧支梁 7—操作侧支梁 8—转鼓 9—进料侧上壳体 11—卸料侧上壳体 13—操作侧分配阀
14—传动侧分配阀 15—卸料搅龙

段的洗液都具有一定的压力，从而保证了浆层洗涤所需的压差；此外，由于整个洗涤区在密封条件下运行，防止了空气与纸浆的混合，因而免除了因泡沫产生的操作难题。洗浆段之后是真空吸滤排干段。浆层在约为 0.05MPa 真空度下排干增浓至 15%~16% 的浓度，成为滤饼状，然后进入卸料段。卸料段的纸浆由压缩空气吹落至破碎螺旋输送机，而后送入下道工序。

3. 生产流程及控制

典型的 DD 洗浆机生产流程如图 7-51 所示。首先，未洗纸浆以一定压力被泵入 DD 洗浆机喂料成形段，置换洗涤后呈滤饼状的纸浆经破碎

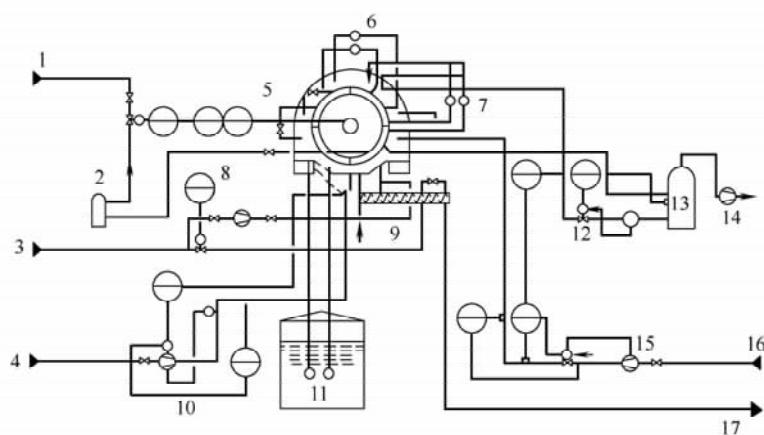


图 7-51 DD 洗浆机的典型生产流程图

- 1—压缩空气 2—稳压缸 3—白水入口 4—未洗粗浆 5—DD 洗浆机
6, 7—增压泵 8, 15—水泵 9—螺旋输送机 10—浆泵 11—滤液槽 12—循环泵
13—真空收集器 14—真空泵 16—清水洗涤入口 17—洗后纸浆筛选工序

组为生产能力控制，主要由进浆流量控制器来控制，是为了达到稳定的纸浆浓度，进浆流量还决定了转鼓转速；第二组为洗浆效果控制，由清水流量控制器调节，洗浆效果可以从真空收集器泵回的滤液电导率中反映出来；第三组为串联控制回路，即阶梯式控制回路，由滤液快速测定电导率控制器设定的洗涤水流量控制器给定值，以确保最佳的稀释因子和置换速率；第四组控制回路为真空槽液位控制器。

DD 洗浆机的总时间常数典型的是 8min。一般地，整个 DD 洗浆机系统的开机调整只有 10~20min 就可以建立起正常平衡，使洗浆过程达到平衡稳定状态。

4. DD 洗浆机的特点

相对于其他鼓式洗浆来说，DD 洗浆机突出的特点表现在：①应用置换洗涤理论进行鼓式多段逆流洗涤，并且各段洗涤均在同一转鼓上完成，省去了各洗涤段间的混合稀释槽、输液泵、管线等，占地少。各洗浆段具有良好的完整均匀的浆层和可调节的置换

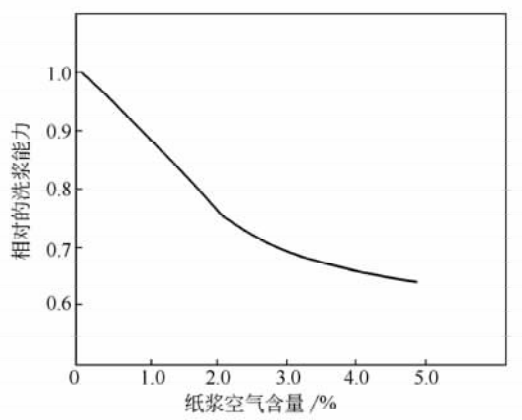


图 7-52 纸浆空气含量对洗涤能力的影响

速率，因而 DD 洗浆机的置换洗涤效率和节能达到了最佳状态。②在 DD 洗浆机中，每段的洗液是带压的，因而可提高洗浆时的温度，不会出现大多数以真空为条件的洗浆机，在纸浆洗涤温度接近沸点时极易发生滤液闪急蒸发所引起的操作失败现象。另一方面，加压洗液的洗浆能获得令人满意的均匀洗浆效果。③如果纸浆洗涤过程中混入空气会产生大量的泡沫，影响纸浆的洗涤，因而影响洗浆机的生产能力，如图 7-52 所示。在 DD 洗浆机中，各段间没有中

间槽的搅拌混合，洗浆滤液具有一定的压力，以致在洗浆过程中不可能有空气混入浆中。另外，由于中浓浆泵的除气作用使纸浆进入 DD 洗浆机之前已除去大部分的空气。因此，DD 洗浆机不需加消泡剂，降低了操作费用，操作过程简单。

5. DD 洗浆机的应用

目前全球有多台 DD 洗浆机的运行，而芬兰的 Ahlstrom 公司是制造 DD 洗浆机的主要厂家之一。国外某些厂为了解决洗浆能力不足的问题，在原来的洗浆系统中增加一台 DD 洗浆机，提高了洗浆工序的生产能力和洗浆效果。例如，芬兰的 Kymmene 公司的 Kaukso 造纸厂，在原有 4 台真空过滤洗浆机流程中并联一台 DD3040 型洗浆机，生产流程如图 7-53 所示，DD 洗浆机的特征与技术参数为：

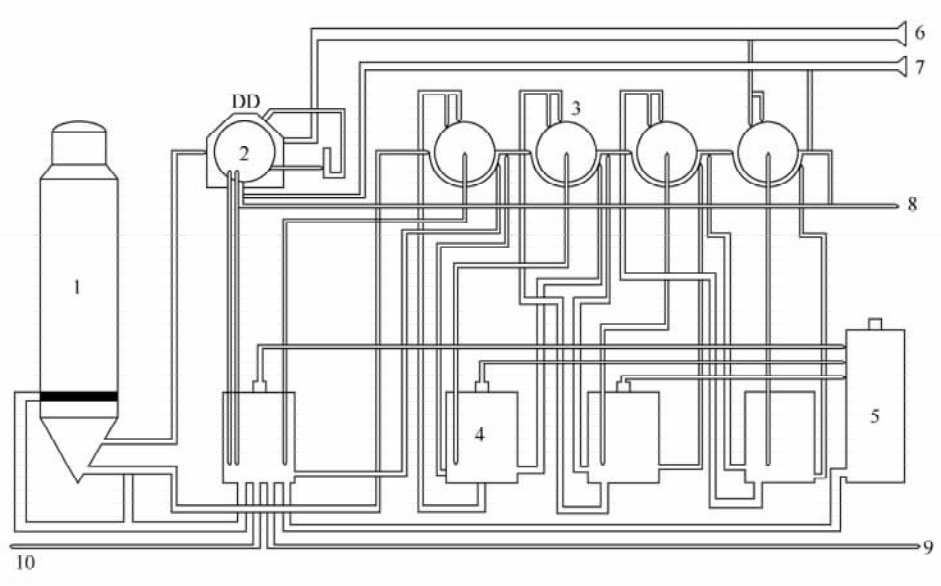


图 7-53 Kaukso 厂的洗浆生产流程图

1—储浆塔 2—DD 洗浆机 3—真空过滤机 4, 5—储罐 6—清水洗涤入口 7—白水入口
8—洗后纸浆筛选工序 9—滤液送至蒸发工序 10—滤液送至制浆车间回用

转鼓规格： $\phi 3000\text{mm} \times 4000\text{mm}$ ；生产能力：150~180t 风干浆/d；进浆浓度：3.5%~4.5%；出浆浓度：13%~16%；稀释因子：1.3~1.9；提取的滤液量： $10\text{m}^3/\text{t}$ 浆；洗涤损失：10~12kg $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{t}$ 浆。

国内已有吉林造纸厂、佳木斯造纸厂等引进和安装了 Ahlstrom 公司的 DD 洗浆机。佳木斯造纸厂引进的 DD 洗浆机型号是 DD4060-3LCV，主要用于硫酸盐本色木浆的洗涤及漂白、氧脱木素、ECF 和 TCF 漂白等工段中的洗涤。其 DD 洗浆机系统流程如图 7-54 所示，而 DD 洗浆机的性能与设计参数为：

转鼓规格： $\phi 4000\text{mm} \times 6000\text{mm}$ ；过滤面积： 75m^2 ；生产能力：440~660t 风干浆 t/d；洗涤段数：三段；供浆压力：15~50kPa；进浆浓度：4.5%~6.0%；出浆浓度：8%~12%；洗液压力：100kPa；洗液温度： $<90^\circ\text{C}$ ；稀释因子： $2.5\text{m}^3/\text{t}$ ；洗涤损失： $<12\text{kg} (\text{Na}_2\text{SO}_4)/\text{t}$ 浆。

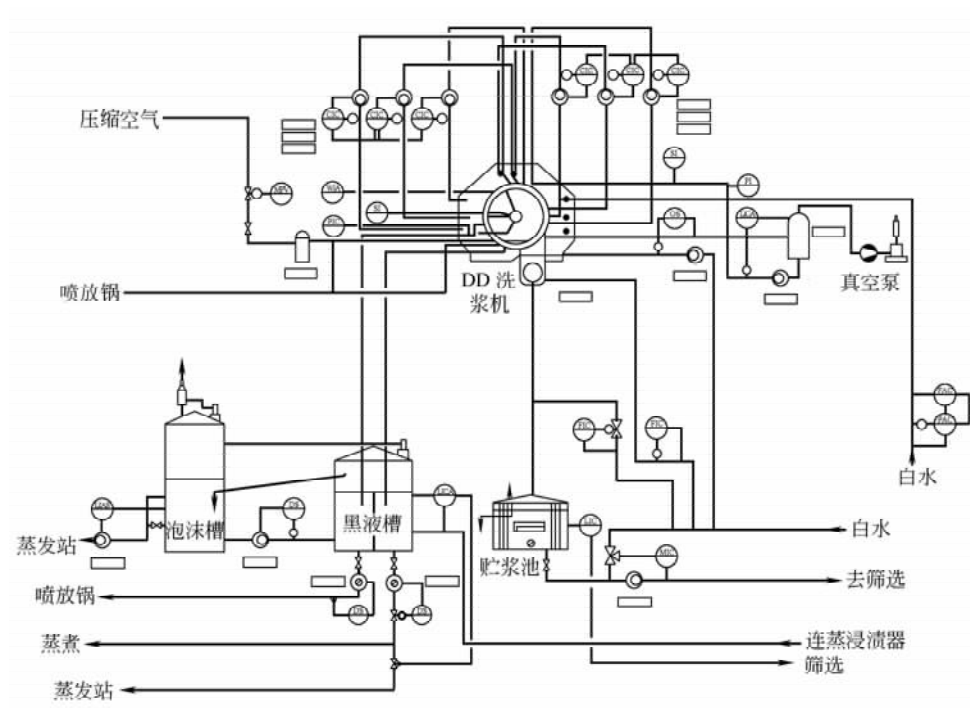


图 7-54 DD 洗浆机系统流程图

第八节 压力置换洗浆机

一、水平带式真空洗浆机

1. 用途与性能

水平带式真空洗浆机是由水平带式真空过滤机发展而来的，而水平带式真空过滤机早已广泛应用于化工、石油、冶金和食品加工等行业。从 20 世纪 60 年代起，国外开始把水平带式真空过滤机作为洗浆设备应用于造纸行业，我国第一台水平带式真空洗浆机是在 1981 年制造的。经过多年的发展，国产水平带式洗浆机目前有三种规格，如表 7-10 所示。到目前为止，全球已有多台水平带式真空洗浆机在造纸厂中使用。

表 7-10 国产水平带式真空洗浆机的设备参数

型 号	ZND12	ZND18	ZND24
有效过滤面积/m ²	12	18	24
过滤面(长×宽)/m ²	9×1.36	13.5×1.36	40.5×1.5
滤带(长×宽)/m ²	21.25×1.5	31.5×1.5	40.5×1.5
滤带前后辊间距/m	9.8~10.2	14.45~14.85	18.95~19.35
最高车速/(m/min)	25	38	50
电机功率/kW	7.5	15	30

水平带式真空洗浆机不仅结构简单，造价、能耗低，洗涤效率高，而且几乎所有的浆种都适用。尤其是在洗涤草浆时，废液的提取率高，超过真空洗浆机洗涤草浆的水平，如表 7-11 所示。

表 7-11 两种洗浆机洗涤麦草浆时的性能比较

洗浆机类型	台数	洗浆量/ (t 浆/24h)	生产能力/ [t 浆/(d·m ²)]	提取率/ %	电耗/ (kW·h/t 浆)	总投资/ (万元/t 浆)
10m ² 真空洗浆机	4	24~28	0.65	83.3	300	3.2
10m ² 水平带式 真空洗浆机	1	16.6	1.66	96.5	53	1.2

2. 结构与工作原理

水平带式真空洗浆机的结构类似于普通长网机的网部，主要由流浆箱、过滤带、过滤网、真空吸滤箱、纸浆层喷洗装置、转动辊筒、传动部分、后辊、高压与低压喷水装置、张网装置、挡边滚轮及机架汽罩等构成，如图 7-55 所示。

水平带式真空洗浆机属于薄浆层连续逆流置换洗涤设备，如图 7-56 示。出浆端的传动辊带动一条无端橡胶过滤带，过滤带下安装由隔板分隔成浓缩区（纸浆通过这一区浓度由 2%~4% 提高到 10%~14%）和 3~5 段的逆流置换洗涤区的真空吸滤箱，40~60 目的聚酯网套在过滤带之外随过滤带一起移动，在网套上方每组进入吸滤箱处布置喷淋装置。当纸浆泵送到流浆箱，通过堰板，靠静压力横向均匀分布到滤网的全幅上时，由于重力和真空抽吸作用对纸浆中的废液进行浓缩和多段逆流置换洗涤，过滤压差一般为 10~30kPa，抽出的废液进入收集器和废液槽。在出浆端，即在过滤网和

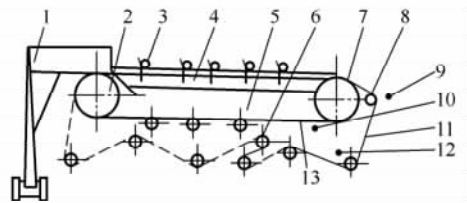


图 7-55 水平带式真空洗浆机的结构示意图
1—洗浆箱 2—后辊 3—喷洗管 4—真空吸滤箱
5—托辊 6—张网装置 7—传动辊 8—排料辊
9—低压水管 10—滤带喷洗 11—滤网
12—高压水管 13—橡胶滤带

过滤带的下方回程中，借助于导网辊使过滤网与过滤带分开，以便分别对过滤网和过滤带进行清洗，除去粘在过滤网和过滤带上的杂质，以利于下一循环的洗涤。

3. 主要工艺参数与应用

目前国外有很多公司制造水平带式真空洗浆机，技术设备水平越来越高。如美国的伊姆寇（Eimco）公司、加拿大恩维特克（Enviro-tech）公司、英国的 BC（Black Clawson）公司、瑞典的顺智（Sunds）公司等，此外比利时、芬

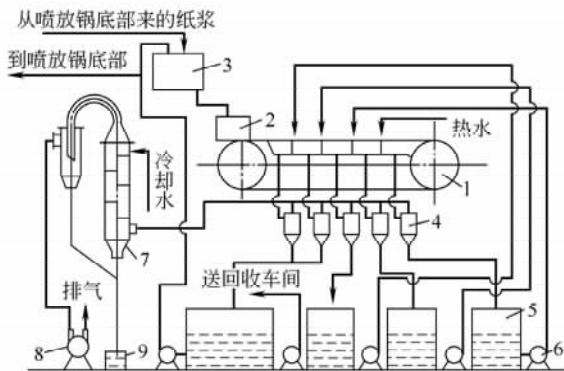


图 7-56 水平带式真空洗浆机的洗涤流程示意图
1—洗浆机 2—流浆箱 3—混合槽 4—气水分离器 5—黑液槽 6—黑液泵 7—冷凝器 8—真空泵 9—水封槽

兰、日本以及前苏联等国家和地区也生产带式真空洗浆机。广州造纸厂在 20 世纪 90 年代初引进的 BC 公司生产的水平带式真空洗浆机，已是无橡胶滤带洗浆机，因此不必考虑滤带的制造和更换等问题，且稀释因子只有 1.2，洗涤效率可达 96% 以上。顺智公司生产的钢带式洗浆机（见图 7-57），钢带上钻有 $\phi 1\text{mm}$ 的滤孔，由两个传动辊带动，不需导辊与张紧辊，钢带速度为 $30\text{m}/\text{min}$ ，浆层厚 25mm ，进浆浓度 3%，6 个洗涤区，出浆浓度 12%~14%，日产 750t 绝干浆，电耗才 $14\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 浆，稀释因子仅为 1.0。上述两种洗浆机，控制和操作均较简单。

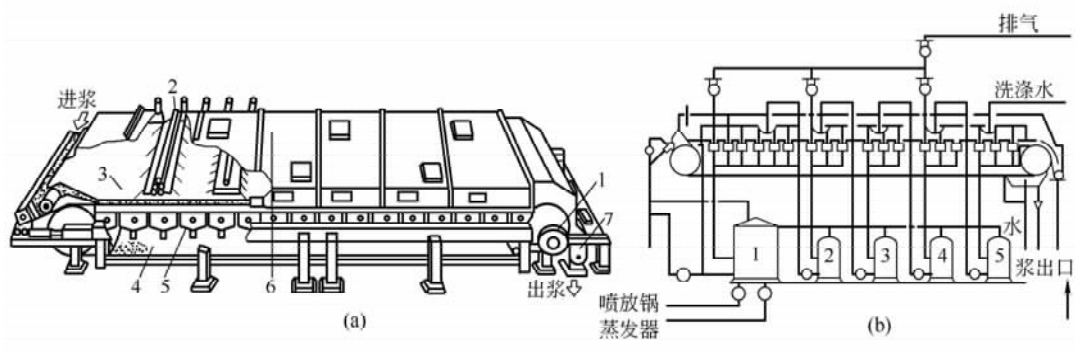


图 7-57 顺智公司的水平钢带式真空洗浆机

(a) 结构外形

1—液压马达 2—喷洗管 3—浆层 4—钢带 5—真空箱 6—机罩 7—出浆碎浆螺旋

(b) 运行流程

1—黑液桶 2—Ⅱ滤液收集罐 3—Ⅲ滤液收集罐 4—Ⅳ滤液收集罐 5—Ⅴ滤液收集罐

经过多年的实践，水平带式真空洗浆机的主要工艺参数如下：

进浆浓度：3%~4%；出浆浓度：15%~19%；洗涤水温：70~80℃；稀释因子：1.5~2.5；洗涤段数：3~5；洗涤压差：10~30kPa；低压喷水管水压：0.2~0.3MPa；高压喷水管水压：1.2~1.8MPa；提取率：96%以上；纤维损失：<0.01%。

二、压力置换洗涤塔

20 世纪 80 年代初，瑞典卡米尔 (Kamyrr) 公司在常压置换洗涤塔的基础上开发了压力置换洗涤塔。由于这一段设备的进出浆浓度为中浓 (9%~11%)，因而把它纳入中浓技术的流程配套中。压力置换洗涤塔使洗涤过程在密闭加压下进行，隔离了空气，保持了较高的洗涤温度和避免了泡沫的产生；加之利用中浓下纤维网络的多孔性和稳定性，故为纤维与洗涤液的逆流置换创造了良好的条件。对于蒸煮后粗浆的洗涤，要经受喷放管线的压力约为 0.49~0.69MPa，而卡米尔压力置换洗涤塔最大工作压力可达 0.98MPa，最高温度为 100~130℃，可大大地加速置换逆流扩散洗涤。

卡米尔压力置换洗涤塔有两种构造，分内流型和外流型两种，见图 7-58 和图 7-59。在内流型压力置换洗涤塔中，纸浆在滤鼓外由上往下流动；而洗液从塔外加入，翻过环形堰板，通过浆层置换滤液，滤液从滤鼓向内流。滤鼓由塔顶的液压升降装置通过拉杆带动随浆层下行，在行程末了时被升降装置迅速提升。由于滤鼓内的滤液通道是锥形

的，瞬间上升引起滤液倒流反冲，滤鼓周期性上下往复运动保持滤鼓的清洁。滤鼓孔径约 $\phi 1.2\text{mm}$ ，开孔率 14%，洗浆浓度 10%。塔底卸料搅拌器兼作浓度指示器，由其电机的电流变化来控制洗液的加入量以保持浆层浓度。

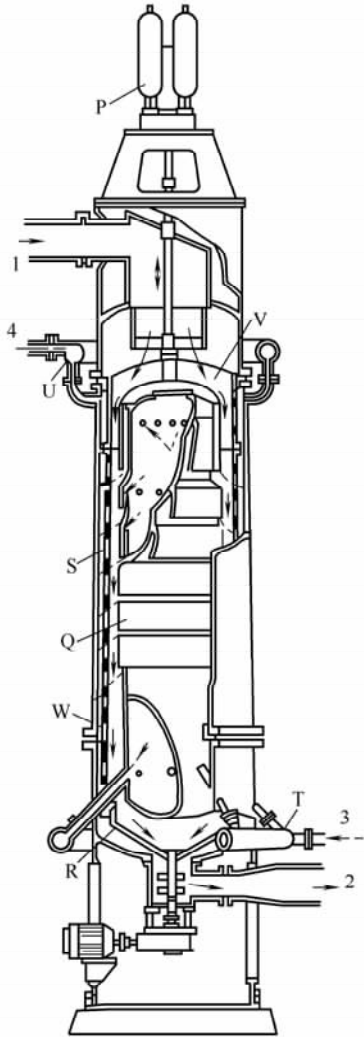


图 7-58 外流型卡米尔压力置换洗涤塔
 1—进浆 2—出浆 3—洗涤液进口 4—滤液出口
 P—压力升降装置 Q—洗涤液分配管 R—卸料器
 S—滤鼓 T—洗液环形管 U—滤液环形管
 V—滤鼓悬挂装置 W—环形导轨

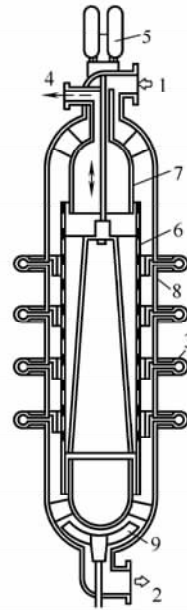


图 7-59 内流型卡米尔压力置换洗涤塔
 1—进浆 2—出浆 3—洗涤液入口
 4—滤液出口 5—液压升降装置
 6—滤鼓 7—柱形导轨
 8—环形堰板 9—卸料搅拌器

在外流型压力置换塔中，中浓纸浆是在滤鼓内向下流，而被置换的滤液则从滤鼓内向外流，然后再由滤鼓外向上流，最后从上方环形管排出塔外。洗液由下方环形管通过斜管（也是分配管的支撑）进入分配管，洗完的纸浆在塔底经过卸料器排出。

卡米尔压力置换洗涤塔的型号与尺寸见表 7-12。滤鼓面积 $6\sim 70\text{m}^2$ ，生产能力 $100\sim 1200\text{t/d}$ ，最大可达 1500t 风干浆/d。

一台高度约 15m，塔径为 2m 的压力置换塔，其滤鼓行程 508mm，下行时间约为 3.5s，与纸浆降流速度相近，瞬间上升时间约为 0.3s。其升降液压装置用动力 73.5kW，塔底卸料动力为 39.4kW。

压力置换洗涤塔等连续置换洗浆设备优于传统的稀释、混合和过滤的鼓式设备。在洗涤蒸煮后木浆时，汽耗节省 8%~12%，消泡剂省 30%~60%，漂白药剂省 8%~

10%，可使外排废水中 BOD 浓度大大降低，减少污染治理费用约 25%。

表 7-12 卡米尔压力置换洗涤塔型号与外形尺寸

型号	高度 H / m	外径 D / m	进出口管口直径/m				总质量 /t
			a	b	c	d	
TD12	12	1.2	300	150	150	200	11
TD20	13.8	2.25	400	150	150	300	16.8
TD30	15.5	2.75	400	200	200	300	23.6
TD40	16.8	3.1	500	250	250	350	32.6
TD50	19.5	3.35	600	250	250	400	26.5
TD60	21.4	3.6	600	300	300	400	42

参考文献

- [1] C. C. 维亚洛夫著 杜余培译. 土力学的流变原理. 北京: 科学出版社, 1987
- [2] 韩其为、何明民等. 泥沙启动规律及启动流速. 北京: 科学出版社, 1999
- [3] C. R 斯科特. 土力学及地基工程. 北京: 水利电力出版社, 1983
- [4] B. C. 加敏斯基. 强化脱水过程. 北京: 煤炭工业出版社, 1990
- [5] 俞茂宏. 双剪切理论及其应用. 北京: 科学出版社, 1998
- [6] 罗茜. 固液分离. 北京: 冶金工业出版社, 1997
- [7] 周桂如、马冀等. 流体润滑理论. 杭州: 浙江大学出版社, 1990
- [8] 刘金涛. 双网成形器的脱水与成形. 纸和造纸, 1997 年 1 月
- [9] Dave MC Donald, Junis Amini (Predicting the press dewatering of heavyweight grades Vol. 83: No. 2 Tappi Journal)
- [10] 启圣, 王唯一. 实用新型过滤技术. 北京: 冶金工业出版社, 2000, P359
- [11] 陈启新, 薛宗华. 纸浆洗涤与浓缩设备. 北京: 轻工业出版社, 1986. 2 P219
- [12] 赵黎, 刘启站. 高速洗浆机的开发和应用. 中国造纸, No. 8, 2005
- [13] 陈启新. 夹网式压滤机在崛起. 中国造纸, No. 5, 1991
- [14] 任淮声. ZNS3 双网脱水机. 中国造纸, No. 1, 1993
- [15] 杨旭, 关富安等. 高浓成形的特性及技术开发. 中国造纸, No. 2, 1998
- [16] 玉汝翻译. 采用双辊挤浆机洗浆. 国际造纸, Vol. 15, No. 2
- [17] 王锡元. 置换压榨洗浆机在大中型浆厂中的应用. 轻工机械, No. 1, 2005
- [18] 陈克复编著. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994 年 12 月版
- [19] 《纸浆造纸手册》编写组编. 制浆造纸手册第七分册. 纸浆的洗、选、漂. 北京: 中国轻工业出版社, 1993
- [20] 胡楠主编. 轻工业技术装置手册. 北京: 机械工业出版社, 1995
- [21] 方红. DD 洗浆机的特点与应用. 中国造纸, No. 3, P13, 1999
- [22] K. M. William. Improved Pulp Washing Provides Big Savings for Little Expense. Pulp & Paper, P133, April 1996
- [23] E. L. John. Evaluating the Performance of Rotary Drum Vacuum Washers. Appita J., Vol. 51, No. 6, November 1998

第八章 纸浆的高浓筛选和高浓净化技术

第一节 纸浆筛选净化技术的发展

筛浆机或筛选净化系统是制浆造纸过程中的重要部分。好的筛浆机或筛选系统不仅要有高的除渣效率，而且在其他方面也要保持良好的性能，因此判断筛浆机或筛选系统的优越性应从以下几个方面着手：（1）筛选效率高。筛浆机从纸浆中除去无用杂质的效率高；（2）筛渣量小。在筛选效率高的同时，排出的尾浆量低；（3）能耗低。筛选单位质量的纸浆所需的能量比其他类型的筛选设备或系统相应少得多；（4）能力大。筛浆机的产量大，使用可靠性强；（5）适应性好。筛浆机能适用于不同种类的纸浆筛选。目前受到日益重视的高浓筛浆机是高浓、高效设备，所表现出的优越性能是其他传统低浓筛浆机不可比拟的。

根据中浓纸浆流体化设计要求，中浓纸浆筛选和净化技术及装置的浓度操作范围应该分别是7%~15%。在国外，这种依据流体输送定义的中浓纸浆筛选技术及装置在1985年已由瑞典卡米尔公司研制成功，并批量投入生产。然而，国内外许多制浆造纸厂正在使用的传统筛选净化设备如振动筛、离心筛、压力筛、涡旋除渣器等是在低浓度（小于2%）下操作，这是基于纸浆和杂质混合悬浮液的浓度低、杂质易分离、筛孔（缝）或排渣口不易堵塞的原因，但纸浆低浓度筛选的最大缺点是液体循环量大以及泵送成本高，同时净化效率低、产量低，单位产量电耗高、占地面积大等，也是低浓筛选的不足之处。由于利用废纸原料制浆的比重日益增大，杂质的数量和品种不断增加，特别是在20世纪70年代中期，由于产生胶黏碎片颗粒的压敏黏合剂（PSA）逐步替代了上树胶的粘贴标签和纸带以作为地址标签、纸盒密封带等用，这类胶黏物破碎成既不长也不扁的细小粒状，不会定向排列通过缝筛开口作为粗渣排出，故去除胶黏物最好的办法是用很细的压力筛筛缝来除去。根据实际要求，本色浆所用缝筛的缝宽为0.45~0.65mm，脱墨浆所用缝筛缝宽为0.25~0.35mm，这主要是由于光滑平面筛板压力筛的高粗渣率和低通过率所致。为了获得高质量的纸浆或纸张，20世纪80年代出现了高浓（2%~5%）筛选、净化技术和装置，如楔形棒筛筐的细缝筛和波形开口缝筛，能使纸浆靠近筛缝进口处处于流体化状态，从而提高纸浆通过量和进浆浓度，减少筛板表面的分级现象，从而使本色浆的筛缝宽度降低到0.20~0.25mm，脱墨浆为0.10~0.15mm，提高了纸浆的筛选效率。至20世纪90年代，新型高浓压力筛基本上取代了传统筛选设备用于粗浆和漂白浆的筛选，同时高浓压力筛也用作纤维分级设备。

筛选的一个重要前提就是，在筛选过程中好纤维与粗渣能彼此之间自由运动，这在低浓筛选时是很容易实现的，但高浓时在纤维悬浮液中易形成强度高的纤维网络，为了使纤维与粗渣有效地分离，必须在筛板表面产生足够的剪切应力以分散纤维絮聚团，使纤维悬浮液流体化，才能进行有效地筛选。

高浓筛选、净化的浓度不是按工程划分的纸浆浓度（大于15%），也就是说，只是与传统操作浓度比较的高浓，不是真正工程意义上的高浓。通常认为，高浓筛选、净化的浓度是指2%~5%的浓度范围。纸浆为什么要高浓条件下筛选呢？事实上，为了提供足够的剪切应力，高浓筛的转子转速很高，要消耗较大的能量，但由于高浓筛具有两个特点：一是纸浆浓度高，二是产量高，从而相对能耗反而减少。生产实践证明，低浓（小于2.0%）筛筛选每吨绝干纸浆的通过量约为70~140m³，而高浓筛选时每吨绝干纸浆的通过量仅30~50m³，因此，高浓筛选每吨绝干纸浆的通过量与低浓筛选相比减少50%以上，而筛选每吨绝干纸浆的能耗与低浓筛选相比也显著减少。另外，由于筛选浓度高，高浓筛选系统不像低浓筛选那样，大量的水被循环输送，因此，从整个筛选系统来看，低浓筛选系统所消耗的能量更大。例如，国外日产500t的TMP和CTMP筛选系统，高浓筛选只需要配置1000kW的动力，而低浓筛选却要1650kW的动力配置。显然，高浓筛选系统比低浓筛选系统节水、节能。

目前在制浆造纸行业使用的新式高浓压力筛形式多种多样，例如，近几年来发展速度较快并在欧洲得到较广泛应用的Kadant-Lamort公司的Screen系列压力筛，筛选浓度在4%~5%的范围。在国内，用得比较多的有PH与PS型高浓压力筛，属Black-Clawson公司的产品，PH型孔筛筛选浓度可达4.5%，PS缝筛为2.5%；Andritz Ahlstrom公司生产的Modu Screen系列高浓压力筛，其进浆浓度为2%~5%，而PSV压力筛，其纸浆筛选浓度可达5%；TAS、TAP压力筛，属Metso Valmet公司的产品，进浆浓度最高可达3%；Delta压力筛，是Sunds公司的产品，进浆浓度在4%左右；此外，还有超高浓（7%~15%）压力筛，如圆筒式超高浓压力筛、圆盘式超高浓压力筛等。经过开发研究，国内也有许多造纸机械厂能加工制造筛选浓度在2%~4%高浓范围的压力筛，如山东济宁华一轻机公司生产的卧式高浓压力筛系列，最高筛选浓度可达4%。

与传统的低浓纸浆筛选、净化工艺及装备相比，高浓筛选、净化技术与装置能高效地去除纸浆中的杂质，减少流程中的浓缩设备和节省输送费用，简化工艺流程，因此，高浓筛选、净化技术与装置已在化学制浆、机械制浆及废纸制浆中得到广泛地应用，在许多新建工厂或老式筛选流程的改造过程中，高浓筛选、净化装置是首选。随着高浓筛选、净化技术与装置的不断应用与发展，出现了许多高效率、低能耗的新式高浓压力筛，促进了纸浆悬浮液高浓筛选理论的发展和提高，并为进一步研发更高效率的高浓甚至超高浓压力筛提供理论依据与技术支持。

第二节 筛选理论

一、影响纸浆筛选重要技术指标的因素

多年来，制浆造纸工业一直在使用压力筛除去纸浆中的杂质并进行筛分，开发了各种

形式的筛板和转子，以适应不同种类纸浆的筛选，尽管筛浆机结构上有差别，但影响其筛选效率与纸浆通过量的因素通常可归纳为：①筛浆机的特性（筛板结构与转子结构）；②操作特性（浓度、转速、压力差）；③纸浆特性（纤维形态、游离度、杂质形态）。

上述影响因素中，纸浆特性及转速和压力差对筛浆机筛选效率的影响在其他文献中均有详细论述，本处仅讨论纸浆浓度、筛板结构及转子结构的影响。

（一）筛浆浓度

在第二章中可知，当纸浆中纤维含量达到一定值后，才能形成稳定的纤维网络，并具有一定的强度。因此，纸浆浓度既可以视作纤维网络形成的基本条件，又可以认为是纤维网络强度的基本标志。当纤维悬浮液的浓度低于 0.6% 时，形成的纤维网络不稳定；当纸浆浓度处于 0.7%~7% 时，形成的纤维网络具有一定的稳定性；而当纤维悬浮液的浓度大于 7% 时，形成的纤维网络具有明显的强度，需有高强剪切力才能使纤维网络分散。因此，纤维悬浮液浓度越高，且纤维越长，越柔软，则所形成的网络强度就越大，稳定性就越好，越难分散。图 8-1 说明了纸浆浓度对纤维网络强度的影响，很显然，纤维流态化所需能量以浓度为函数迅速上升。这样在所有的分离过程中，纸浆浓度起着主要作用。

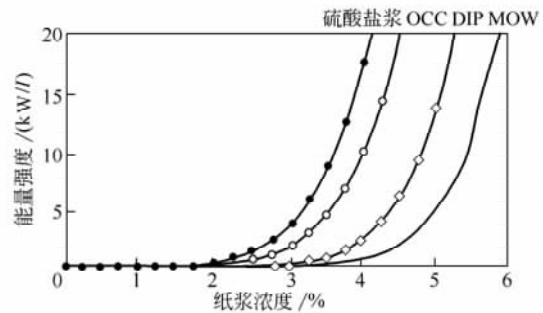


图 8-1 几种常用纸浆纤维网络被破碎所需能量

纤维流态化所需能量以浓度为函数迅速上升。这样在所有的分离过程中，纸浆浓度起着主要作用。

纸浆筛选过程就是纤维、水、杂质组成的多相悬浮液中杂质与纤维的分离过程，因此，纤维悬浮液浓度的变化对筛浆机筛选性能的影响是很大的。

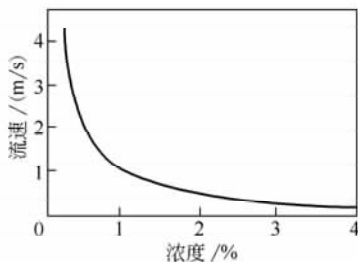


图 8-2 筛浆机液压与浓度的关系

这就意味着纸浆的浓度低时，要保证有一定的生产效率，必须增大筛浆机的筛板面积。而当纸浆浓度达到 3%~4% 的较高浓度时，通过筛板的流速较低，因而有好的除渣效率，良好的筛选效果。但是，高浓条件下，筛板表面边界层易形成纸浆絮聚团，阻碍纤维与杂质的进一步分离，因此，高浓纸浆的筛选必须使筛板表面的纸浆处于流体化状态。

如果从纤维网络强度和分散纸浆使之流体化所需能量的关系来考虑，则纸浆浓度越高，所形成纤维网络强度也越高，从而分散纸浆使之达到流体化所需能量也就越大。如果向形成网络状的纤维施加足够的能量，分散网络中的纤维，使单根纤维可以自由移动，从而实现纸浆流体化。一般来说，只有在这种状态下，纤维方能通过筛板孔（缝）。

还有一个需要慎重考虑但极易忽视的方面是，分散的纤维再次絮凝所需时间及其随

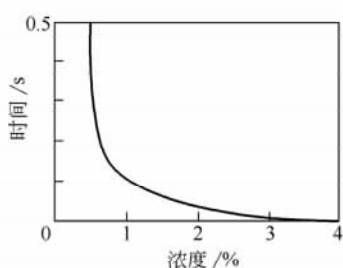


图 8-3 纤维再次絮凝时间与浓度的关系

浓度的变化。Kallmes 经过研究，得到了如图 8-3 所示的磨木浆纤维悬浮液经过“纤维规格”湍流后再次絮凝所需的大致时间。很明显，根据上述浓度的诱发效应，浓度越高，再次絮凝的时间越短，在浓度 1% 以上，纤维在很短的时间内就将重新絮凝。因此，对高浓度纸浆的筛选，保持筛板表面纸浆流体化而不让其重新絮凝是非常重要的。

对于同一种纸浆，如提高浓度，将增加能耗；如降低浓度，将增加筛板的表面积。因此，筛浆机筛选浓度的最佳控制范围应是处于使液压增加和使纸浆“流体化”所需能量所对应的浓度的最低值和最高值之间。

(二) 筛板与转子结构

当前，有许多制造厂越来越趋向于采用小孔径或细窄缝的筛板，目的是为了提高纸浆的筛选效率，减少纸浆中的非纤维性物质的含量，尤其是在杂质含量较多的废纸制浆中，这种趋势更明显。对于孔型筛板，孔径小，能阻止粗渣通过筛孔，但纸浆通过筛孔的阻力较大，易引起筛板的堵塞。如果纸浆浓度高，筛板孔径小，则发生筛板堵塞的周期就短；若筛板孔径大，堵塞的现象不易发生，但筛选效果将大大下降。而对于缝筛，缝的宽度限制了纸浆中粗渣或其他杂质通过，但缝的长度并不影响作圆周运动的细长纤维通过。如果筛缝较宽，则筛选效率下降，筛缝过窄，浓度过高，则筛板也易堵塞。解决上述矛盾的方法之一是根据纸浆浓度及纸浆流量通过操作实践经验取得一种平衡；另外是把筛板表面加工得“粗糙”些，可以加工成各种形状，如锯齿形、波纹形及凸台形等，如图 8-4 所示，以增加筛板表面对纸浆流的“破碎力”，激发筛板表面纸浆流的湍动，为纸浆筛选浓度的提高创造条件，进而提高设备的筛选能力和筛选效果。因此，纸浆浓度提高了，就需要足够强度的能量用于促进其强力湍动，使纸浆流一直保持在湍流的状态下，有利于筛选。

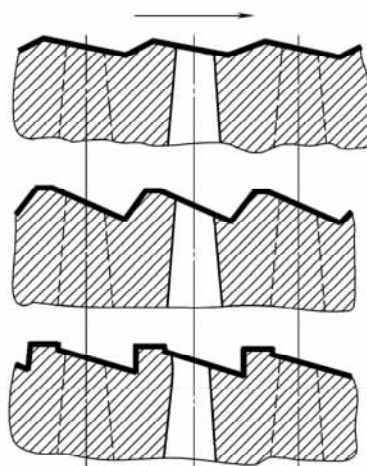


图 8-4 筛板表面构造图举例

同样，转子旋转产生的压力脉冲对筛板的净化作用也决定筛浆机的筛选效果、筛选能力和筛浆机的有效运行。对于旋翼筛，由于在筛选过程中，存在着不同的浓度区，即沿轴向有增浓现象，增加了动力的无效消耗，降低了筛选作用，因而可通过加宽作用面的旋翼，增加压力脉冲强度，使纸浆在筛选区充分流体化，从而排除筛选过程中的增浓现象，保证沿着整个筛板表面有浓度均一的筛选，进而能够提高纸浆的筛选浓度。提高了筛选浓度，也就提高了筛浆机的筛选能力和筛选效率。

由上分析可知，当筛选的纸浆浓度从低浓度变化到高浓度时，就必须提高纸浆所需

流体化的能量。然而，为了实现筛板表面纸浆的流体化，不仅需要改进筛浆机筛板及转子的结构，而且还要配上较大功率的电机，这样才能产生足够大的剪切应力，以便分散高强度的纸浆纤维网络，使纸浆在筛选过程中不发生再絮聚，保持流体化状态，达到高浓筛选的目的。

二、筛选过程中的纸浆流体力学

许多研究者对不同形状的筛板在筛选过程中良浆与粗渣的分离力、筛板进浆侧的流型与纤维网络的形成及再破碎机理、纤维通过筛孔（缝）的运动轨迹以及筛孔（缝）挂浆等水力学现象进行了深入探讨，借以彻底弄清楚纸浆筛选机理，并为提高纸浆筛选浓度，进而提高筛选效率和生产能力提供保证。

（一）纸浆流的分离力

在筛选过程中，保持筛孔畅通是使筛选正常进行的必要条件，故此，既要造成筛板两侧的压力差在单位时间内的大部分时间使良浆流过筛孔，又要使附在或靠近筛板的粗渣在很短的瞬时间内离开筛孔；另外，仅使粗渣沿着与筛板垂直的方向离开筛板还不够，还必须使它流向排渣口排出筛外，否则，会引起堵塞，破坏筛选。通常，在压力法筛选过程中，纸浆流通过筛板后，良浆与粗渣分离，但分离的效果则与流体所受的作用力有关，从流体动力学的角度进行分析，纸浆通过筛板孔（缝）时，受到以下三种力的作用。

流体径向拉力。良浆在通过筛孔（缝）之前，每个孔（缝）边缘附近的纸浆流体首先汇聚到孔（缝）口处，并在径向上加速，产生径向加速度。径向加速度是流体径向拉力所引起的，而压力筛的径向拉力主要是靠进浆静压头高于良浆静压头，或者是由浆泵向筛浆机内送浆实现，也就是说，是由筛板两侧的压力差所产生的。径向速度是压力筛中纸浆流最重要的速度，因为适当的流体径向拉力是决定压力筛浆机的筛选效率与生产能力的关键，流体径向拉力太大，不但把纤维和水拉向筛孔（缝），同时也把杂质拉向筛孔（缝），也给杂质提供了通过或堵塞筛孔（缝）的条件。

影响流体径向拉力大小的因素除了压力差外，还取决于筛板表面的形状。以图 8-5 所示三种筛板形式为例，在同样的条件下，波形筛板产生的流体径向拉力是光滑面筛板的 1.5 倍以上，究其原因，因为筛板表面的构造不同，其表面纸浆边界层的运动状态差别很大，如图 8-6 所示。

筛板厚度也对流体径向拉力有一定影响，太薄的筛板，良浆侧的流体湍动能干扰进浆侧的流态，从而干扰流体径向拉力，因此并非筛板越薄越好；太厚的筛板易在孔（缝）内产生较大的阻力，不利于纸浆的通过，同样影响流体径向拉力，这样就存在最佳筛板厚度，根据经验，如筛孔 $\phi 1.2 \sim 2.4 \text{mm}$ 时，筛板理想厚度为筛孔直径的 2.5 倍。

由转子旋转引起纸浆周期性脉动，脉动产生了局部应力。如图 8-7 所示，对称线为压力零线，脉冲前缘的 A 区域为正压区域，脉冲后缘的 C 区域属负压区域，因此，脉动局部应力的方向与大小也周期性变化。随着旋翼的转速增高，旋翼前后正压与负压值都会加大，对外流式筛浆机来说，正压过大会促使粗渣通过筛孔及引起筛孔堵塞，而负压加大可加强净化筛板的效果。压力脉冲的强度还跟旋翼与筛板之间的间隙有关，通常

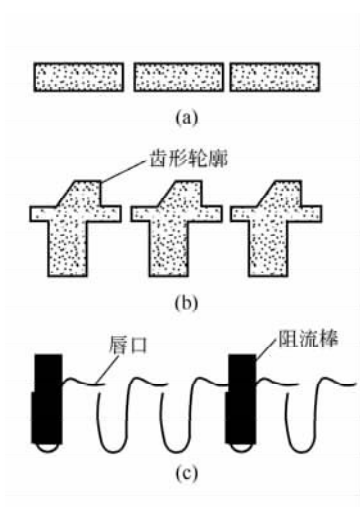


图 8-5 常用的几种筛板的表面结构
(a) 普通光滑面筛板 (b) 齿形筛板
(c) 波形筛板

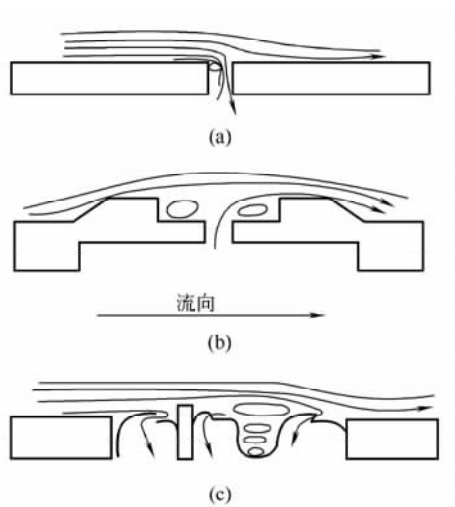


图 8-6 不同筛板表面纸浆边界层的层流状况
(a) 光滑普通形缝筛 (转子前端) (b) 齿形缝筛
(转子后端) (c) 波形缝筛 (转子前端)

间隙越小，压力脉冲应力越大，清洁效果就越好，研究及实际经验说明，当间隙为

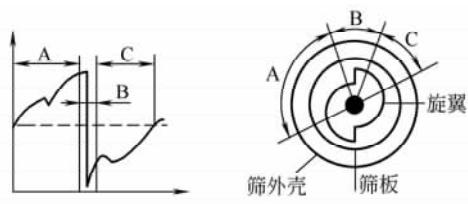


图 8-7 转子旋转产生的周期性脉动状况

2mm 时，转速 200r/min，压力脉冲的幅度为 300Pa；转速为 300r/min 时，为 600Pa；当转速提高到 400r/min 时，压力脉冲强度提高到 2.4kPa。此外，脉动局部应力与流体拉应力的关系视不同类型的压力筛而定，例如，对单鼓外流、旋翼在鼓内的压力筛，在 A 区域脉动局部应力与流体拉应力同向，提高了筛选能力，在 C 区域，脉动局部应力与流体拉应力反向，起到清洗筛孔（缝）边缘杂质的作用。

为了进行有效的清洗，C 区域的脉动局部应力必须远大于流体拉应力，而对内流式压力筛却相反。

如图 8-8 所示，当纸浆沿筛板表面做切线流动时，由于筛板表面处速度为零，而在离开表面处的主浆流切线速度很大，在很薄的边界层中会引起很大的速度差，由速度差会产生剪切应力，其大小正比于纸浆切线速度。

筛板表面剪切应力消耗了能量，使筛板表面处的切线速度慢慢降低，因此，从进浆端到排渣端所消耗的能量由旋翼输出的能量进行补充。

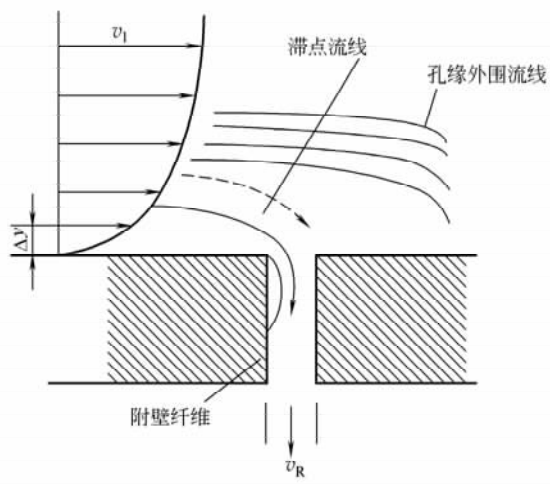


图 8-8 光滑面筛板表面纸浆流中产生的速度梯度

(二) 纤维通过筛孔（缝）时的运动轨迹

在筛选过程中，纤维流过不同类型的压力筛浆机筛孔（缝）时，其行为方式有很大的差别，在正常情况下，正脉动期间纤维会以三种形式通过筛孔（缝）。

- (1) 纤维由头部先进入筛孔（缝）。
- (2) 纤维由尾部先进入筛孔（缝）。
- (3) 纤维由中间部分先进入筛孔（缝）。

决定纤维以怎样的形式通过筛孔（缝）的主要因素有：①筛板表面的流型；②纤维的柔软度；③纤维与筛板间的径向距离。

图 8-9 描述了纤维头部先进入两种不同筛板开口区的情况。这种现象在光滑面筛板、冲孔状波形筛板及齿形筛板上尤为突出。在这种现象中，黏性力起主导作用。

由于浆流的涡流作用使纤维尾部先进入小孔，如图 8-10 所示。线性排列的纤维在阻流棒后来不及调节其自身的方向，涡流就把纤维的尾部拖进了开口区。这种现象在波形筛板中非常明显。

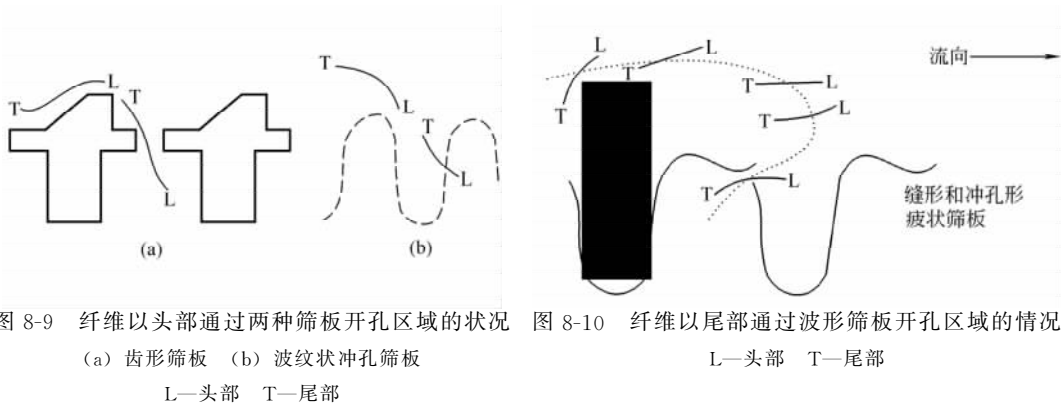


图 8-9 纤维以头部通过两种筛板开孔区域的状况 图 8-10 纤维以尾部通过波形筛板开孔区域的情况
(a) 齿形筛板 (b) 波纹状冲孔筛板
L—头部 T—尾部

当一根纤维非常接近筛板表面，而纸浆流过开孔区时，就有可能使纤维产生弯曲，甚至折叠使纤维的中部先进入开口区。这种现象在光滑面筛板和齿形筛板上最为突出，如图 8-11 所示。

(三) 筛孔（缝）的挂浆现象

筛孔（缝）的挂浆现象降低了筛板开口面积，降低了筛浆量，甚至会产生筛选效率为零的后果。挂浆现象的程度与纤维平均长度、筛板表面的构造及纸浆边界层的运动状态有关。若纤维平均长度小于孔（缝）间距，那么就很少产生纤维的挂浆现象；在波形筛板表面，因纸浆边界层中有涡流作用，因而发生纤维挂浆的现象比较少见，而在冲孔光滑面筛板，由于孔缘光滑，也不会产生大量挂浆的现象。

图 8-12 显示了齿形筛板表面的挂浆现象，这种纤维钉挂现象以两种方式产生。

方式一：当纤维与筛板的径向距离较大时，纤维头部进入一缝口，与开孔区的边缘相接触，浆流的连续运动使得纤维尾部向下游流去，最后使之进入旁边另一缝（孔）。

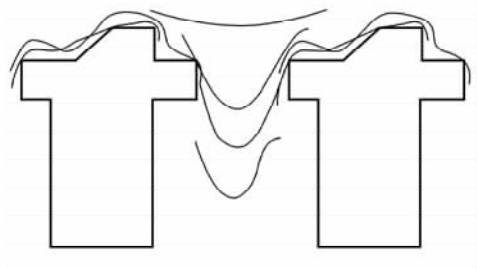


图 8-11 纤维中间部分通过齿形筛板开孔区情况

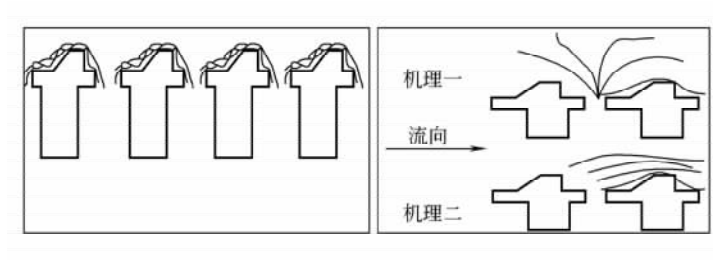


图 8-12 齿形筛板进浆侧挂浆现象与纤维钉挂的方式

方式二：当纤维比较接近筛板时，纤维两端在两个相邻的缝间停留，而向外的浆流迫使纤维两端进入开孔区，产生挂浆现象。

(四) 进浆侧纤维絮聚团的形成及再分散

纤维絮聚团是纤维、杂质、絮凝物和碎片在筛孔开口周围无规律地堆积起来的集体。一旦某种介质粘在或挂在孔（缝）的边缘，纤维等物质就会很快地在粒子周围聚积起来，形成纤维絮聚团。纤维絮聚团的形成过程是非常快的。根据实验观察，最大纤维絮聚团厚度可达 2~3mm，这与筛板类型及纸浆浓度有关。大多数纤维絮聚团的厚度一旦达到临界厚度，它就会被主流分散或带走。但必须指出的是，当正脉动力大到能将纤维絮聚团压进筛孔，那么就会导致筛孔堵塞，如图 8-13 所示。

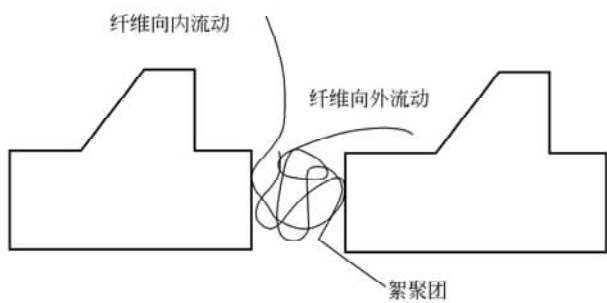


图 8-13 孔（缝）边缘处的纤维和杂质絮聚团

(五) 纸浆在筛选过程中与杂质的分离

如图 8-14 所示，纸浆流的切线速度使纤维或杂质平行于筛板表面，就使切线与径向合成速度的投影方向的有效开口（孔或缝）面积减少，切线速度越大，影响就越厉害，有效开口（孔或缝）面积就越小。

因此，提高切线速度，对所给定的纤维和杂质要顺利通过筛板所需开口（孔或缝）率就呈线性增大。由于切线速度使筛板的有效开口（孔或缝）面积相对减少是筛选的一个重要机理。

图 8-14 表明，在 v_t 与 v_R 合成速度方向上筛孔（缝）投影宽度很小，大于投影宽度的粗渣通过筛孔

的机会小。其次，因分层排列作用，使纤维束呈与筛板平行方向排列，同时使得平行于筛板表面呈圆周方向运动纤维束或类似于刚性的杂质很难旋转为径向接近筛孔（缝），如粗硬纤维和杂质越长越硬，被切向速度带走而总不通过筛板的可能性就越大。再则，即使某一杂质的尺寸小于投影宽度而进入孔（缝）口前缘，也会因瞬间负压被吸落。

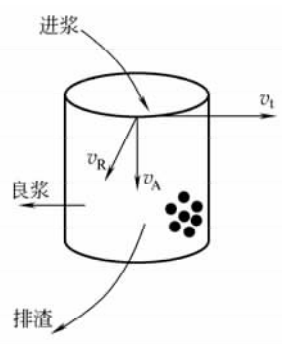


图 8-14 筛板表面纸浆的受力分析

v_t —纸浆切线速度 v_R —纸浆垂直穿过筛孔的速度 v_A —轴向速度

通常，纸浆平行于筛板速度 v_t （切线速度）远远大于垂直通过筛孔（缝）的速度 v_R （径向速度，是由旋转离心力、筛板两侧压力差与叶片脉动形成流体径向拉力等共同产生）。其比率是决定杂质分离效率的重要参数，比率 v_t/v_R 越大，杂质的分离效率就越高。 v_t/v_R 比率的增大，也会影响良浆纤维通过量，不过由于良浆中纤维是柔软易弯曲的细长状物质，尽管合成速度方向相应缩小了有效开口（孔或缝）面积，纤维照样会沿孔（缝）缘的涡线弯曲地通过筛孔（缝）。如果纸浆中的杂质与纤维相近，把杂质从纸浆中分离出来难度就较大，当然 v_t/v_R 比率也不能过大，否则良浆纤维通过筛孔（缝）也会带来困难。一般建议 v_R 为 $1\sim 2\text{m/s}$ ，一般建议 v_t 为 67m/s ，这样 v_t/v_R 比率在 $4\sim 7$ 范围内较好。

三、高浓筛选过程中的特殊性

纸浆筛选的一个重要原则就是利用纸浆悬浮液中纤维、杂质、空气、水各自的动态物理性质在微观和宏观上的差别，使通过筛选设备的纸浆混合悬浮液中各成分产生不同的运动方式，从而创造分离条件，达到纤维与杂质分离的目的。其中水是运输媒介，在纸浆筛选当中发挥着举足轻重的作用。

纸浆筛选有低浓度和高浓度的限制，如果纸浆筛选浓度很低，意味着大量的水被循环输送，需要消耗更多的能量；如果纸浆筛选浓度很高，纸浆中极易结成强度较大的纤维网络。为了满足筛选时纤维、杂质粒子能自由地运动，必须输入足够的能量使筛板表面纤维边界层实现流体化。图 8-15 说明了筛选浓度的变化与筛选通过量及能量的关系，显然，纸浆正常的筛选浓度在 $1.0\%\sim 2.0\%$ 范围之内，当纸浆筛选浓度小于 1% 时，特别是小于 0.5% 时，纸浆通过筛板的量剧增，如果想要保持较高的排渣效率，就必须增大筛选面积，同时要消耗更多的能量；当纸浆筛选浓度超过 2.0% 时，为了使纸浆中纤维、杂质处在相对自由的运动状态，实现纸浆流体化的意义就更大，而浓度越高，比如达到 5% 时，纸浆达到流体化就越困难，输入到纸浆中的能量就越大。

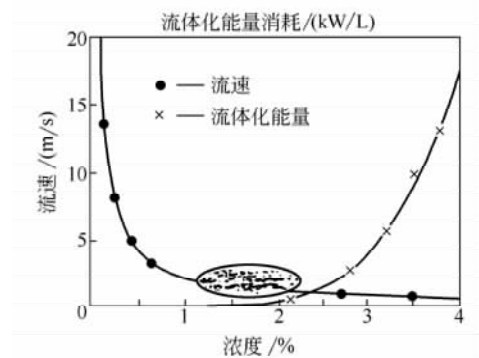


图 8-15 纸浆筛选时的浓度限制

传统筛浆机遇到的主要问题之一，就是纸浆在从进浆口沿筛板到排渣口的过程中产生的浓缩现象。在传统筛浆机中，筛渣的浓度比进浆浓度高，纸浆在筛板表面出现的浓缩现象会产生一些操作问题，例如，①由于部分筛板被浓缩的纸浆堵塞而使得筛选能力下降；②由于在筛选区纸浆浓度变化不能与能量强度变化要求相匹配，而使杂质去除效率降低；③进浆浓度、筛板利用率及良浆浓度等操作范围被限制，因为其与筛选区的浓缩作用有着直接的关系；④不能实现低排渣率。

图 8-16 说明了典型的传统筛选过程中纸浆在筛板表面的增浓现象。由于水比良浆更易通过筛孔（缝），故从进浆口到排渣口纸浆的浓度逐渐增大，为了防止增稠，通常加入大量

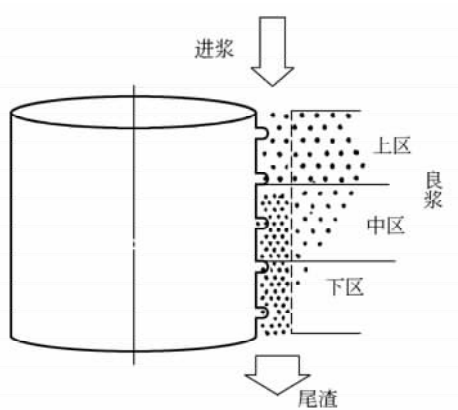


图 8-16 传统筛选过程中的三个筛浆区

的稀释水，从而导致良浆的浓度逐渐降低。

图 8-16 还显示，由于筛板表面的增浓现象，实际上只有一部分的筛板表面（1/3 或 1/2）起到有效的筛选作用，即可以把进浆端到排渣端的筛选表面分成不同浓度的三个筛选区，在上区，因浓度较低，切线速度高，大部分水和纤维通过筛板，且保持了一定的筛选效率，由于浓度低，转子输入了过量的能量，从而浪费了部分动能；在中区，浓度和切线速度适中，纸浆流所具有的能量恰好达到流体化的要求，从而使这一区的筛选效率较高，但生产能力比上区低；在下区，由于浓度增高，切线

速度却过低，转子旋转所补给的能量又不能使纸浆流体化，能量被大量消耗，容易形成纤维网络塞体，并导致筛孔（缝）的堵塞，极易影响筛浆机的正常运行。

鉴于传统筛选中沿着筛板表面有增浓现象以及输入能量不能被很好利用的弊端，因而在理想的筛选过程中应该不要出现纸浆增浓现象，如图 8-17 所示，这将有利于提高筛浆机的筛选效率，优化操作工艺。例如，①可以选定最佳的能量强度，优化能量的输入；②减少稀释水的加入，提高进浆浓度、良浆浓度、粗渣浓度；③整个筛板可以被利用，提高生产能力；④降低排渣率，减少筛选段数、设备投资及占地面积。

在高浓筛选过程中，如果筛板表面出现纸浆增浓现象，那么高浓筛选过程的优化就更困难。例如，在其他条件一定的情况下，当进浆浓度为 1% 时，末端排渣浓度可能为 1.3%，此时纤维网络强度变化不是很大；然而如果进浆浓度为 3%，则排渣浓度可能达到 5%~7%，这时的纤维网络强度呈指数大大增加，那么筛板表面纸浆流体化所需的能量要求就相当大，将超出筛选设备所能提供的能量值，导致筛板堵塞，筛浆机仅起到脱水和洗涤的作用。

因此，在高浓筛选时更要避免筛板表面的增浓现象，以便进浆浓度、良浆浓度及排渣浓度保持一致，整个筛板都得到有效利用，提高筛选效率并降低排渣率。目前已得到广泛应用的 Delta 系列压力筛，就是通过增宽旋翼作用面，增加真空抽吸长度，使在正压时通过筛孔的大量水当处于负压脉冲时又重新返回到进浆侧，这样使良浆沿筛板表面的浓度保持一致，避免筛板表面的增浓现象。另外一些高浓压力筛，为了使进浆、良浆、粗渣浓度保持一致，避免纸浆的浓缩作用，通过改变筛板表面的几何形状及优化筛板表面条件，在筛板表面纸浆边界层中产生湍流，完成纤维、杂质聚集体的分散，从而根据物料的不同性质把纤维和杂质分离开。

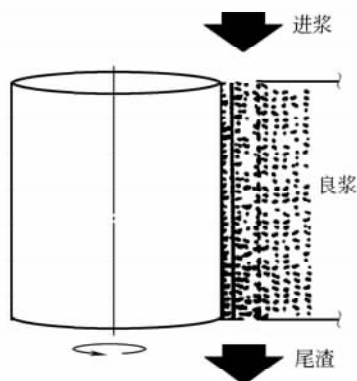


图 8-17 无“增浓”现象的筛选过程

四、筛选效率新的评价方法

筛选设备的筛选效果主要表现在粗渣与良浆的高效分离，而分离效果通常是以所达到的分离作用和排出的尾浆量的关系来进行评价的。1981年，L. Nelson 提出了筛选效果新的评价方法——杂质去除指数法。

图 8-18 描述了纸浆通过筛浆机时杂质与良浆分离的示意图。

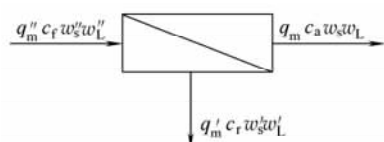


图 8-18 筛选时杂质与良浆分离的示意图

- 设 w_L ——良浆中纤维含量，%
 w_s ——良浆中杂质含量，%
 c_a ——良浆的浓度，%
 q_m ——良浆的流量，以质量计，kg/s
 w_L' ——尾渣中纤维含量，%
 w_s' ——尾渣中杂质含量，%
 c_r ——尾渣的浓度，%
 q_m' ——尾渣流量，以质量计，kg/s
 w_L'' ——进浆中纤维含量，%
 w_s'' ——进浆中杂质含量，%
 c_f ——进浆浓度，%
 q_m'' ——进浆流量，以质量计，kg/s

以质量计的尾渣率为 R_w （%），可表示为

$$R_w = \frac{q_m' c_r}{q_m'' c_f} \quad (8-1)$$

那么可得出

$$1 - R_w = \frac{q_m c_a}{q_m'' c_f} \quad (8-2)$$

$$w_s'' = (1 - R_w) w_s + R_w w_s' \quad (8-3)$$

$$w_L'' = (1 - R_w) w_L + R_w w_L' \quad (8-4)$$

如记 E_r 为杂质去除效率（%），则有

$$E_r = \frac{q_m' c_r w_s'}{q_m'' c_f w_s''} = R_w \cdot \frac{w_s'}{w_s''} \quad (8-5)$$

筛选效率 E_c （%）为

$$E_c = 1 - \frac{w_s''}{w_s''} = \frac{w_s'' - w_s}{w_s''} \quad (8-6)$$

则可定义纸浆中杂质去除指数 Q 为

$$Q = \frac{E_c}{E_r} = \left(1 - \frac{w_s}{w'_s}\right) \cdot \frac{w''_s}{w'_s R_w} = 1 - \frac{w_s}{w'_s} \quad (8-7)$$

从上述各式可得出 E_r 及 E_c 与 Q 及 R_w 的关系:

$$E_r = \frac{R_w}{1 - Q(1 - R_w)} \quad (8-8)$$

$$E_c = \frac{R_w Q}{1 - Q(1 - R_w)} \quad (8-9)$$

由以上可知, 如果良浆中没有杂质, $w_s = 0$, 则杂质去除指数 $Q = 1.0$, 筛选效率 $E_c = 100\%$, 表示尾渣中带走所有的杂质, 杂质去除率 $E_r = 100\%$, 这时可认为筛选效果为 100% , 即筛浆机处在最理想的筛选状态; 当 $Q = 0$ 时, $w''_s = w_s = w'_s$, 进浆含渣量、良浆含渣量及尾浆含渣量一样, 此时筛选效率 $E_c = 0$, 杂质去除率 $E_r = R_w$, 此时整个筛选过程失败。

过去常用杂质去除效率 E_r 作为判断一台筛浆机的筛选效果好坏的主要参数, 认为 E_r 越大越好, 但 E_r 与尾渣率 R_w 成正相关系, 尾渣率对 E_r 值起了很大作用, 这从以上公式也可以看出。因而单纯以 E_r 值作标准来检验筛浆机就不全面, 有了 Q 、 E_c 值就全面了。 Q 、 E_r 、 E_c 是评价一台筛浆机的依据。

因此, 判定一台筛浆机的优劣, 筛选效果如何, 单纯用杂质去除效率 E_r 来描述是不行的, 必须用 Q 、 E_r 、 E_c 这三个参数来判别, 三个参数的值越接近于 1, 说明筛浆机的筛选效果就越好。

第三节 高浓筛选设备

一、高浓筛选设备类型

(一) 高浓压力筛选设备

1. Modu Screen 高浓压力筛

Modu Screen 高浓压力筛是 Andritz、Ahlstrom 公司的产品, 有 C、F、H、CR 及 C&F 等多种类型, 图 8-19 和图 8-20 所示的是 F 型高浓压力缝筛, 应用 VF 转子或鼓泡形旋翼以及波形筛板。表 8-1 表示用于纸机上浆系统的 Modus F 型筛的技术参数。

表 8-1 Modus F 型筛的技术参数

技术参数 型号	F1	F2	F3	F4	F5
最大产量/(t/d)	130	230	510	700	1000
进浆浓度/%	2~4				
释稀水用量/(L/s)	一般为 0				
最大操作压力/kPa	600				
筛选面积/m ²	0.3	0.64	1.26	2.11	3.25
功率/kW	22~45	37~75	75~132	90~200	132~250

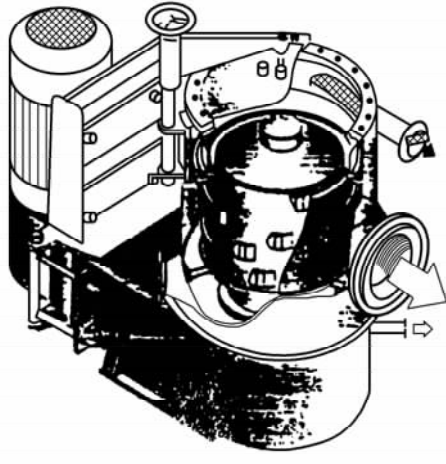


图 8-19 Modus F 型高浓压力筛 (I)

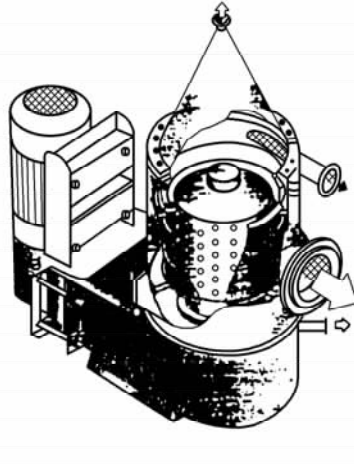


图 8-20 Modus F 型高浓压力筛 (II)

Modu Screen CR 筛是集筛选和净化作用为一体的高浓压力筛，去除杂质的同时，起着粗筛的作用，其结构如图 8-21 所示。纸浆从筛的底部进入，重杂质迅即被废料捕集器所除去，重杂质经淘洗水冲洗后，纤维返回筛内，使重杂质基本上不含纤维。较清洁的纸浆随后上升到筛选区，回转的筛鼓产生的高速离心力将重杂质抛向外周，借助特别装置将这些重杂质移送至废料捕集器，定期排出，轻杂质则上升至筛顶并从顶部的排出口连续排出，良浆则从筛鼓的内部向下通过良浆出口排出。

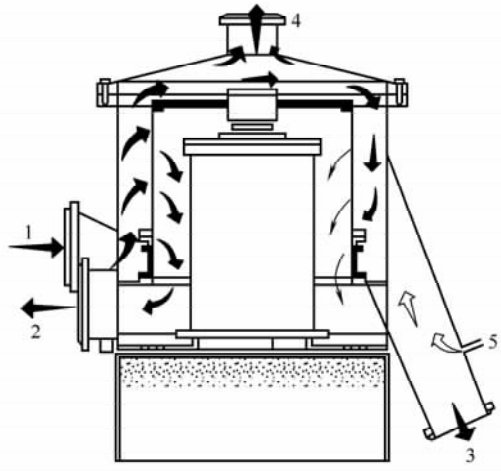


图 8-21 Modu Screen CR 筛

1—进浆 2—良浆 3—粗渣 4—轻杂质 5—淘洗水

CR 高浓压力筛的筛选浓度可达 5%，具有转动筛鼓、固定旋翼的内流式设计，生产能力大，筛选效率高，纤维损失小，磨损低，能耗低，技术参数如表 8-2 所示。

表 8-2 Modu Screen CR 高浓压力筛的技术参数

型号	筛选面积 /m ²	孔径 /mm	开孔率 /%	进口压力 /kPa	压降 /kP	电机功率 /kW	筛选浓度 /%	生产能力 /(t/d)
2CR	0.39	2.0	10.9	250	0~50	75	~5	60
4CR	0.88	2.0	10.9	250	0~50	45	~5	150
6CR	1.77	2.0	10.9	250	0~50	37	~5	300

图 8-22 说明了 CR 高浓压力筛和高浓除渣器在重杂质去除效率方面的比较。显然，CR 筛去除杂质大小范围明显超过高浓除渣器，其筛选效率也比高浓除渣器高很多，因此安装有 CR 高浓压力筛的废纸制浆流程，可以不安装高浓除渣器。

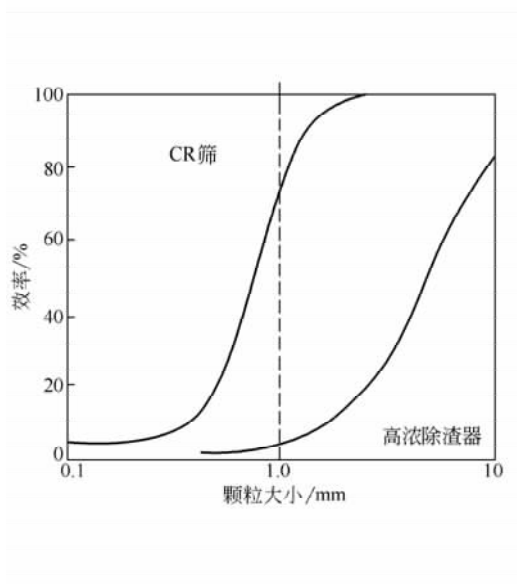


图 8-22 CR 高浓压力筛的结构及其与高浓除渣器在重杂质去除效率方面的比较

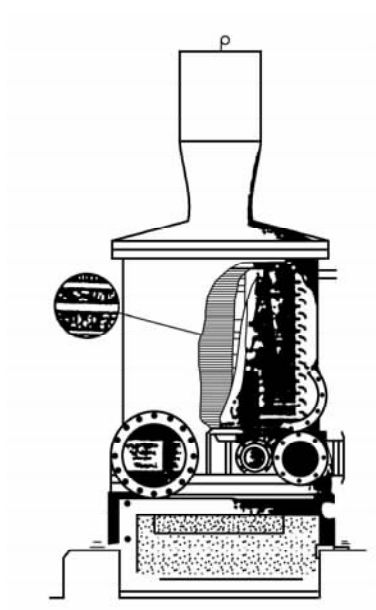


图 8-23 Delta 高浓压力筛的构造

2. Delta 高浓压力筛

Delta 压力筛是瑞典顺智 (Sunds) 公司的产品, 其结构如图 8-23 所示, 采用波形筛板, 缝宽最小可达 0.1mm, 其技术参数如表 8-3 所示。

表 8-3 Delta 高浓压力筛的设备参数

型号	进浆浓度/%	产量/ m^2 筛板面积	筛缝宽度/mm	功率/kW	筛选效率/%
Delta4	4	100t/d	0.10	90	热熔杂质 100
					粗纤维 75
Delta8	4	220t/d	0.15	160	热熔杂质 100
					粗纤维 65

近年来, Metso Paper 公司在 Delta 筛的基础上, 又开发了主要用于废纸浆筛选用 DeltaT 型高浓压力筛 (图 8-24) 和能有效除去纸浆中的节子、未煮透的生片、碎片、废物 (金属、石块) 及其他杂质的新型 Delta Combi 压力筛 (图 8-25), 以及适用于高产能的 Delta15 高浓压力筛 (参见图 8-44)。

Delta T 型筛是基于宽旋翼转子的原理, 扩展了宽旋翼的抽吸脉冲, 这种筛浆机在高浓运转时, 进浆浓度可达 3%~5%。由于宽旋翼的长抽吸作用和回流滤液量的适当补充, 不存在筛板表面纸浆增浓现象, 即使在高达 5% 浓度下操作, 也不会发生筛缝堵塞现象。转子从圆筒形改为圆锥形, 更好地适应浆流曲线, 提高分离效率。改变了进浆方式, 提高了筛鼓利用效率。转子绕着固定轴承座转动, 故即使在高浓下, 也能有效地分离轻杂质。

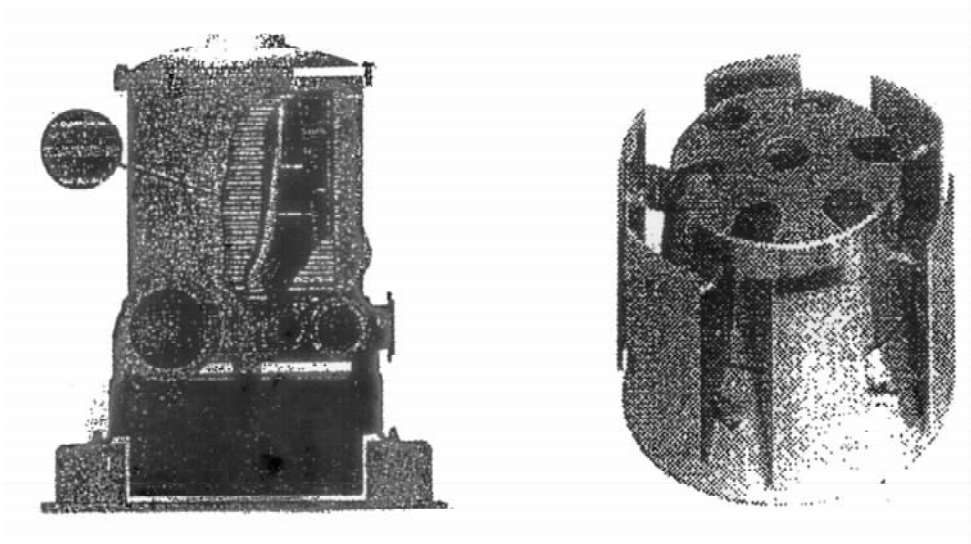


图 8-24 Metso Delta T 型高浓压力筛及转子结构

在 Delta Combi 高浓压力筛中，可以完成除节和细筛两项任务。采用这种筛子，可以使筛选工段变得更为紧凑。Delta Combi 压力筛有一个带顶盖的垂直圆筒形机壳。机壳内有一个安装在轴承上面回转的孔筛筐，作为细筛用，另外安装有一个类似 Delta 的转子和 Nimega 筛筐（见图 8-26）。

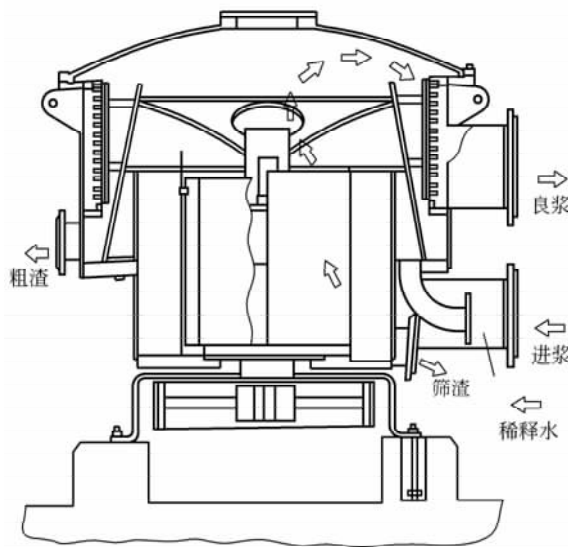


图 8-25 Delta Combi 高浓压力筛结构图

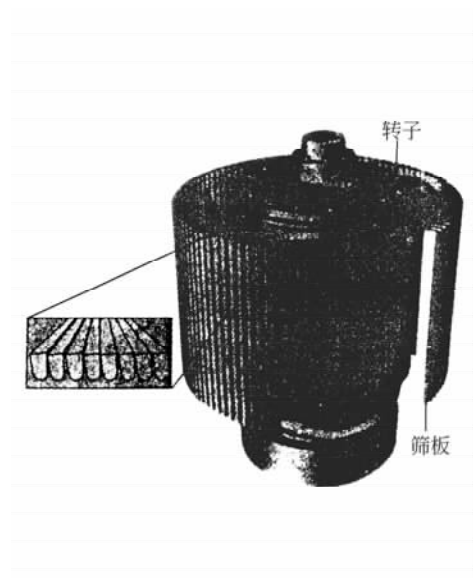


图 8-26 Nimega 筛板和转子

Delta Combi 高浓压力筛的工作过程是，纸浆以切线方向进入筛浆机的底部，通过回转的筛筐进入筛内，产生脉冲的静止叶片安装在筛筐的良浆侧，粗渣从筛底排出，通过筛筐的纸浆则向上通过细筛的转子，并向上进入转子和 Nimega 筛筐之间，然后通过筛缝向外从良浆口排出。

3. 国产高浓压力筛

济宁华一轻机公司生产的用于废纸浆筛选的卧式高浓压力筛如图 8-27 所示。采用鼓形呈封闭状态的转子，在运行中可避免杂质缠绕，即使在尾渣量较少时也不会堵塞筛孔或缝，且不会使纸浆的游离度下降，因而可在较高浓度下进行筛选。主要规格和技术参数见表 8-4。各型号的高浓压力筛的生产能力取决于废纸浆的品种、筛鼓形式、筛鼓孔（缝）的大小。

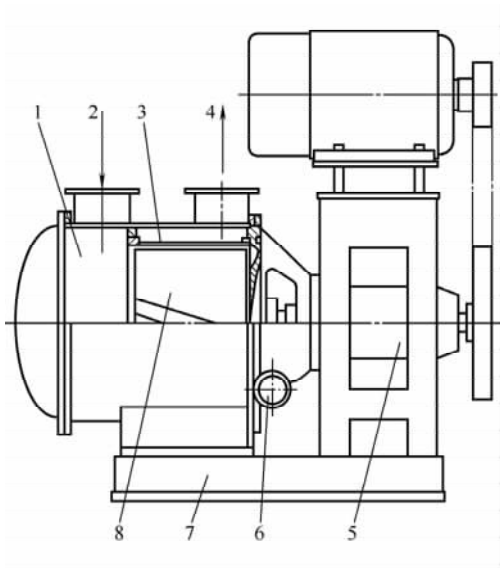


图 8-27 国产高浓卧式压力筛

1—壳体 2—进浆口 3—筛鼓 4—出浆口
5—传动部件 6—层浆 7—底座 8—转子

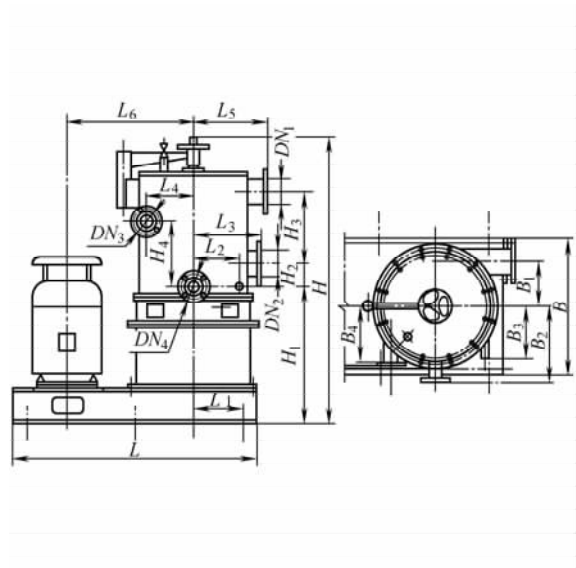


图 8-28 ZSL 系列偏心转子高浓压力筛

表 8-4

卧式高浓压力筛的技术参数

型 号		ZSL41	ZSL42	ZSL43
筛选面积/m ²		0.4	0.7	1.4
筛选浓度/%		1.5~4	1.5~4	1.5~4
压力差/MPa		0.02~0.03	0.02~0.03	0.02~0.03
筛孔规格/mm		φ1.4~φ3.0	φ1.4~φ3.0	φ1.4~φ3.0
筛缝规格/mm		0.35~0.7	0.35~0.7	0.35~0.7
生产能力	孔筛/(t/d)	25~50	45~90	80~150
	缝筛/(t/d)	15~35	25~60	45~100
电机功率/kW		30	45	110

福建省轻机公司制造的 ZSL 系列高浓压力筛结构如图 8-28 所示。该机适用于纸浆的精筛选、短纤维废纸浆的粗筛选，其主要技术参数如表 8-5 所示。

ZSL 系列高浓压力筛由偏心转子、筛鼓、筛体和传动装置组成，并按进出浆方向不同而分为内流式与外流式两种。

表 8-5 ZSL 系列立式高浓压力筛主要技术参数

型号	产量/(t/d)	筛选面积/m ²	筛选浓度/%	进浆压力/MPa	压力降/kPa	电机功率/kW
ZSL60	5~10	0.2	2~4	0.1~0.25	10~30	7.5
ZSL61	10~20	0.3	2~4	0.1~0.25	10~30	15
ZSL62	15~30	0.4	2~4	0.1~0.25	10~30	22
ZSL63	25~50	0.6	2~4	0.1~0.25	10~30	30
ZSL64	30~60	0.7	2~4	0.1~0.25	10~30	45
ZSL65	40~80	1.0	2~4	0.1~0.25	10~30	75
ZSL66	60~120	1.4	2~4	0.1~0.25	10~30	90
ZSL67	80~160	2.0	2~4	0.1~0.25	10~30	132
ZSL68	100~200	2.8	2~4	0.1~0.25	10~30	185

外流式筛的纸浆从上部进浆管切线压力送入筛鼓内，在偏心转子旋转离心力和旋转压力脉动的作用下，使筛鼓内的纸浆产生环流的切向速度，又在转子一侧产生负压脉冲，以清洗筛孔缘聚集的絮聚体，良浆由良浆口排出。粗渣由转子旋转产生的轴向推力逐步移动到粗渣管排出压力筛。内流式筛的纸浆从筛体下部进入，良浆从筛鼓外部向内部流动，从筛体上部送出，偏心转子位于出浆侧。

(二) 超高浓筛浆机

按纸浆流体化设计的要求，纸浆筛选浓度在 7%~15% 范围，根据工程上对纸浆浓度分类，又称为中浓筛浆机。中浓筛选是继中浓贮存与输送、中浓漂白、中浓洗涤等之后的中浓制浆技术的另一个重要的操作单元。然而根据筛选过程的实际情况，以及浓度参数在筛选过程中的重要作用，可以认为浓度大于 5% 的筛选，可称作超高浓度筛选，而其筛选设备则称作超高浓筛浆机。其工作原理与高浓筛选一样，还是利用纸浆流体化原理，使得处于高浓度下的纤维、杂质能彼此自由相对运动，完成像低浓度条件下纤维与杂质的有效分离。目前，超高浓筛浆机已在机械浆和化学浆的筛选中得到应用。

图 8-29 和图 8-30 分别为圆筒式超高浓筛浆机的结构简图和示意图。在筛鼓内装设

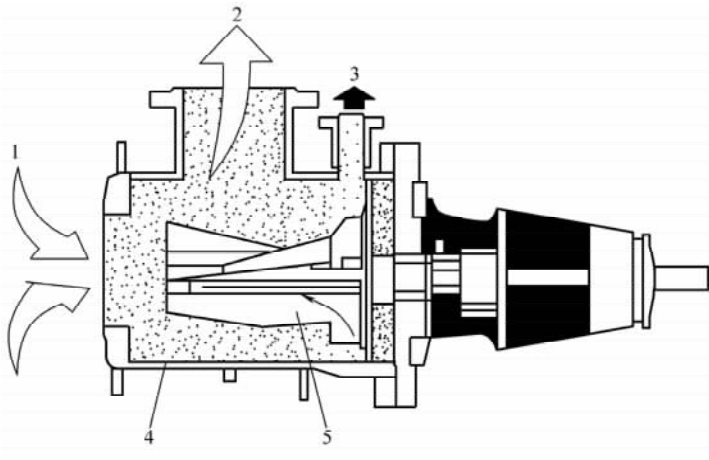


图 8-29 圆筒式超高浓筛浆机结构简图

1—纸浆进口 2—良浆出口 3—粗浆出口 4—筛板 5—转子

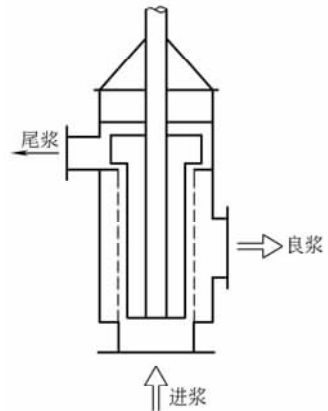


图 8-30 圆筒式超高浓筛浆机示意图

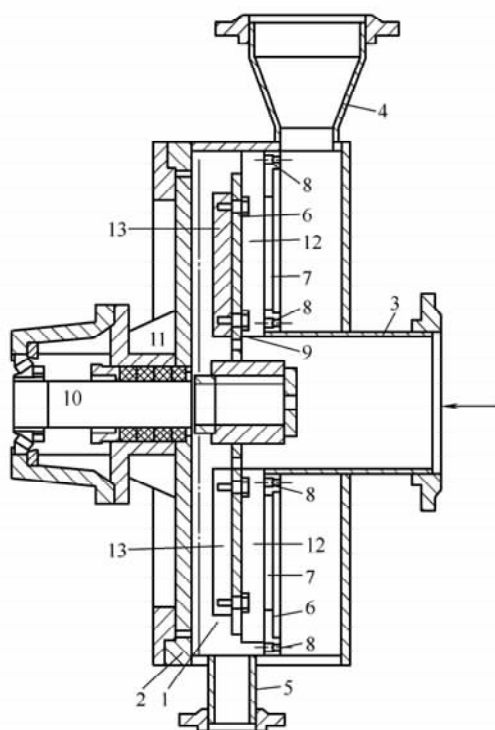


图 8-31 圆盘式超高浓筛浆机结构图

- 1—筛室 2—外壳 3—纸浆进口 4—良浆出口
5—粗渣出口 6—平直环形筛板 7—筛板上的筛缝
8—支撑环 9—带有叶片的转盘 10—转轴 11—密封环
12—叶片 13—转盘背面短叶片

破碎机构。圆盘的作用有两个：一是给筛选段的纸浆施加一定的摩擦阻力，纸浆停留时间延长，使纸浆得到充分的筛选；再一个作用是对粗渣进行分散破碎，防止粗渣的堵塞，以利于粗渣的排放。

环缝筛浆机既可以作为高浓压力筛（浓度为 2%~5%）使用，又可以作为超高浓压力筛（7%~10%）使用，其工作原理如图 8-33 所示。筛缝是由动环和静环之间的缝隙构成的，动环上的叶片使浆室的纸浆具有使其分散的湍流动能，动环圆周的运动使筛缝受到净化，环形加上缝的一边运动就可防止筛缝堵塞。

目前使用的超高浓环缝筛浆机的筛缝一般为 3~7 条，筛宽由 0.4~4mm 不等，并可以调节，动环直径最大达 1m。筛浆机的生产能力除受筛缝条数和宽度、进出浆压力差而变动之外，还受到动环转速的影响，高的转速可增加分散的湍流动能，并且也增加了压力降，而使筛缝不受堵塞。

二、高浓压力筛的结构

高浓压力筛的基本构件是筛板和转子。为了适应纸浆的高浓筛选，高浓压力筛在设计 and 加工制造时必须考虑以下几个方面：

有能高速度旋转的转子，转子旋转产生的离心力、周期性脉动力以及由泵压或液位差所产生的径向拉力，能在筛板表面产生纸浆的切向流动和粗渣沿轴向移动的功能，即能使纸浆保持流体化状态，就像低浓度筛浆机一样，能够正常地进行纸浆的筛选。为了使排放的压力不小于进浆的压力，同时使排放阀之前的粗渣保持完全流体化，压力筛转子延伸到粗渣室内，并设计成具有破碎粗浆能力的特殊结构。良浆通过筛孔（缝）进入环形的良浆室，然后以等于或略大于进浆的压力排放，这样通过筛浆机的压头降低等于或低于转子产生的压头。粗渣到粗渣室后，由粗渣阀控制排放。

这种超高浓筛浆机的筛缝宽在 0.5~3mm 范围，取决于纸浆的种类及筛选的质量。筛选浓度在 10%~12% 的范围。

另一种已得到推广使用的超高浓筛浆机的结构如图 8-31 所示，而图 8-32 是其示意图。纸浆靠浆泵的输送压头送入，良浆通过筛鼓进入良浆室，粗渣室和筛选段之间装有转动圆盘，圆盘表面设有

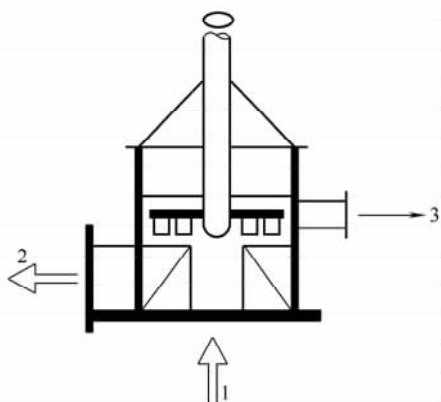


图 8-32 圆盘式超高浓筛浆机示意图

1—进浆 2—良浆出口 3—粗渣出口

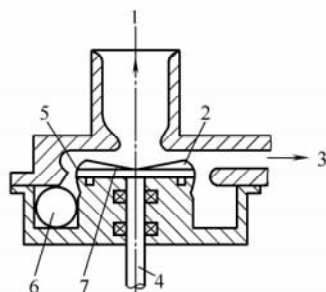


图 8-33 超高浓环形筛缝筛浆机的工作原理图

1—进浆 2—叶片 3—粗渣 4—传动轴
5—环形筛缝 6—良浆 7—动环

- (1) 改变转子的结构，给纸浆提供一个较长真空负压区，加强对筛板的净化效能。
- (2) 改变筛板的表面形状，增强筛板表面的湍动强度，创造良浆与粗渣分离的条件。
- (3) 筛板加工时，筛孔（缝）宜采用精加工技术，减少筛板的堵塞。
- (4) 因转速高，动力大，需加大筛板的厚度，增强筛板的刚度。

（一）筛板的结构

基于以上考虑，国内外对筛板的结构进行了很多的研究，对筛板的优化设计取得了丰富的经验，目前极力推荐的高浓压力筛的筛板有齿形筛板和波形筛板，如图 8-34 所示。据资料报道，与光滑面普通筛板相比，齿形和波形筛板的筛选能力能提高 40%~60%左右，如表 8-6 所示，同时筛选效率也提高了许多。

从筛选水力学来看，对同样的齿形和波形筛板，孔筛和缝筛在运行操作时是有很大的差别的。由于缝筛比孔筛的开孔率要小，从而使筛板两侧的压力差增大；同样地，旋翼产生的前后压力脉冲强度作用更大，对长纤维的通过和消除筛缝的挂浆堵塞有利。缝筛的良浆排出除压力差之外，开缝处的涡流起了重要作用，而孔筛的良浆排出主要依赖于压差和黏性作用。因此良浆更易顺利通过缝筛。有人在同样条件下研究了缝宽 0.254mm 和孔径 1.143mm 的两种波形筛板，发现无论使用何种纸浆，缝筛观察不到纤维网络的形成，而孔筛可观察到纤维絮聚团卡挂在孔缘，需经历几个脉冲才能使它们游离进入浆流中。目前常用的缝筛缝宽在 0.20~1.0mm，缝与缝中心距 2~5mm，开孔率较低，不超过 20%，常在 7%~8%左右，随着筛选技术的发展，为了有效去除细小杂质，许多高浓筛采用更小的缝宽，最小的缝宽已达到 0.10mm。

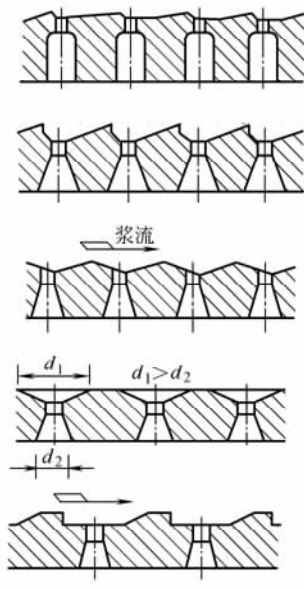


图 8-34 高浓压力筛的筛板构造

表 8-6 在同样压力差 p 和进浆流速 u 条件下, 不同筛板的筛选参数比较

筛选参数 筛板种类	$p/(\text{kPa})$	$u/(\text{m/s})$	$K_{\max}/(\text{m}^2/\text{s}^2)$	$\mu^*/(\text{m/s})$
光滑面普通筛板	15	30	4.7	1.8
	40	30	8.5	3.8
	80	30	12.5	6.2
齿形和波形筛板	20	30	24.4	3.2
	40	30	24.2	5.8
	80	30	35.9	9.2

注: u^* (m/s) 为良浆通过筛孔(缝)时的流速, K_{\max} 为最大湍动能量。

筛缝的宽度越来越窄是由于改进了筛板的加工方法。图 8-35 是常用的切割方法加工的开缝筛板。

由于高浓筛选的需要, 近期在筛板的加工上有许多突破。图 8-36 为具有周向加强筋的带阻流棒的波形筛板, 用若干棒条排列组成筛板, 棒间缝的宽度由相邻二棒之间相互位置所限定, 所有的棒均焊于周向加强筋, 棒与加强筋相应角度就自然形成了筛板的波形表面。把筛板滚压成圆柱体并对应焊接组成筛鼓。相比之下这种筛板筛缝宽度和筛选面积可调节, 最小筛缝可达 0.2mm, 不存在锐利的缝缘, 能量消耗少、制造成本低, 但焊接加工需要矫正变形, 而且存在大量焊点, 故需要消除内应力。

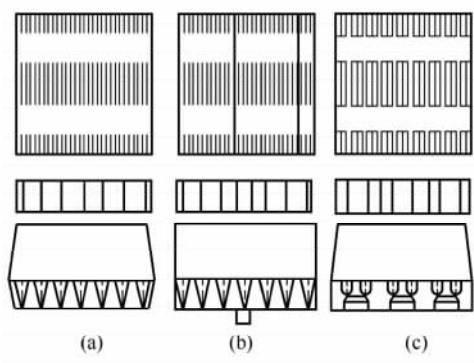


图 8-35 切割加工的开缝筛板

(a) 光滑面开缝筛板 (b) 进浆面加筋的光滑面开缝筛板 (c) 波形开缝筛板

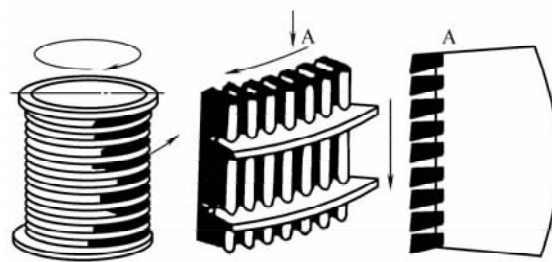


图 8-36 具有周向加强筋的棒式波形筛板

图 8-37 所示为另一种高浓缝筛筛板的结构与加工方法。其加工过程是先用激光技

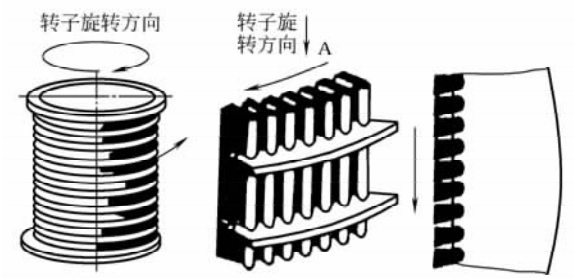


图 8-37 改进了加工方法的棒式波形筛板

术加工棒条与加强筋的接触面, 在专用设备上把加强筋套入棒条上制成一块筛板, 把筛板滚压成圆柱形并焊接加强筋的两端, 加工每一节筛板的末端凸缘, 并对应焊接组成一台圆柱形筛鼓, 最后进行表面处理。国外把这种筛板称为 C-bar 筛板。据资料报道, 这种加工方法制造的筛板, 其缝宽误

差很小, 80%的缝宽误差小于 0.01mm, 20%的缝宽误差小于 0.02mm, 缝宽最小可达到 0.1mm。

台湾川佳公司采用楔形棒装配技术生产棒式波形筛板, 比传统的用整体不锈钢板加工波形筛板可提高筛选产量 15%~30%, 节省能耗 10%~15%。其加工方法为: ①根据筛缝断面形状将不锈钢条拔成长条形楔形棒; ②在未弯曲的加强环上铣出相应的沟槽; ③楔形棒自动排列嵌入加强环的沟槽内并熔接; ④将嵌有楔形棒的加强环弯卷成型并焊接接头; ⑤电镀抛光。由楔形棒组装的波形筛板开孔率提高, 可形成较窄筛缝, 通过量大, 不易堵塞, 对胶黏性杂质筛选效率高, 省电, 运行成本低, 筛后纸浆质量好。

(二) 旋翼的结构

旋翼的结构和类型也决定着高浓压力筛的筛选能力、净化效能及运行操作过程。

1. 加宽作用面的旋翼

由高浓筛选原理可知, 加宽旋翼的作用面, 扩大旋翼的低压区域, 增强脉动负压力, 增加回流的水量, 能使筛板两侧的浓度接近。如图 8-38 所示, 使用更宽的旋翼, 增加旋翼的作用表面积, 在脉动正周期内, 正压时引起的增浓, 可由负压区域的倒流来补偿。这样可消除普通压力筛在筛选过程沿筛板表面的增浓现象, 从而使进浆、良浆及粗渣的浓度相一致, 有效地利用了整个筛选区域, 提高了筛选能力和筛选效率, 并使纸浆在高浓度下筛选, 减少了筛选过程中的动力消耗。

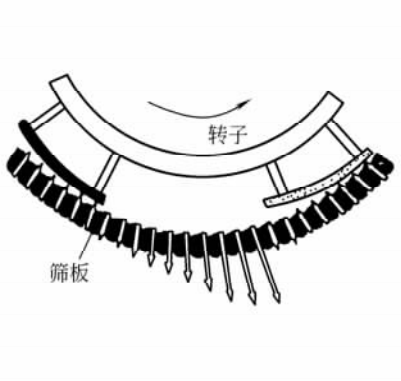


图 8-38 加宽了作用面旋翼的工作过程



图 8-39 半球状或楔形状鼓泡形旋翼

2. 鼓泡形旋翼

在转子表面加工有鼓泡形凸块 (半球状或楔形状), 如图 8-39 所示。由于鼓泡的数量和形状可改变筛选质量和效果, 其排列密度可以随筛选过程中纸浆浓度增高而变化。因此, 可根据纸浆处理量、浓度和杂质含量等条件来确定鼓泡的数量、排列方式及形状。一般来说, 鼓泡的排列是从上到下越来越密, 整个筛选过程可分为进浆、进浆和混合、混合、高效混合等四个区域, 浓度越高, 混合强度越大, 混合强度完全由鼓泡形旋翼产生的脉动决定。这种鼓泡形旋翼使整个筛选区域产生的脉动均匀, 使整个区域纸浆流体化, 故可实现纸浆的高浓筛选, 对化学纸浆, 筛选浓度即使在 5% 也可进行有效操作。因而, 高浓筛选与普通低浓压力筛相比, 生产能力可提高 2~3 倍, 净化效率也得到提高。

3. 多叶片旋翼

图 8-40 所示为一种塔形转子的多叶片旋翼。这种旋翼叶片数较多且相互错开，使筛板全周产生许多均匀的局部小脉冲，而塔形转子不但能使叶片产生的脉动沿轴线均匀，而且能增加浆流的径向压力，使纸浆在高浓条件下筛选成为可能。

此外，适用于高浓筛选的旋翼还有齿形旋翼，如图 8-41 所示，这种旋翼的叶片为齿条形，旋翼宽度小，在整个筛浆过程中具有破碎浆团、分离絮聚的作用，适用于各种纸浆的粗浆筛选，特别是比较脏的粗浆。还有一种真空薄片式旋翼，又称为 VF 转子，这种旋翼带有浆流分配器，能使纸浆在压力筛内分布均匀，并能避免筛板局部超负荷的现象。

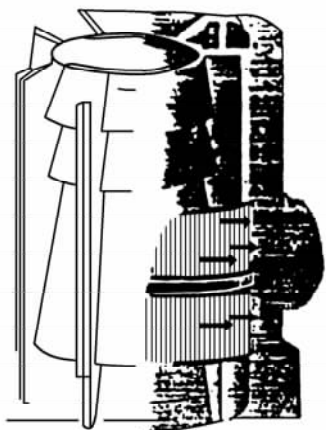


图 8-40 塔形转子的多叶片旋翼

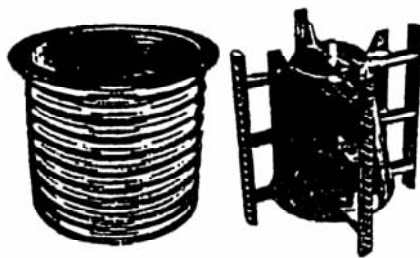


图 8-41 齿形旋翼

第四节 高浓筛浆机的应用

高浓压力筛的主要特点是能在高浓条件下运行，尤其是高浓条缝筛的筛选能力很高，能筛选出很干净的纸浆。自从 20 世纪 80 年代末以来，高浓筛浆机在制浆造纸行业得到了广泛推广和应用，可以说，这种筛浆机完全改变了筛选工段的设备配置。浓度高不仅使得筛选流量降低了一半以上，而且大大地节省了动力消耗。每台筛浆机的生产能力接近以前的两倍左右，这样也就节省了许多投资。此外，高浓筛浆机的杂质去除效率高，排渣率低，可减少筛选段数，有时一段就够了。因此，它具有很好的发展前景，现已普遍地应用于废纸制浆、化学制浆及机械制浆的筛选，还可用作纤维分级设备。

一、高浓压力筛的应用

(一) 用于粗浆的筛选

近年来，为了节约用水，降低能耗，减少制浆废液排放量，降低中段废水处理费用，蒸煮后粗浆的封闭筛洗流程得到广泛的应用。传统上，经过化学蒸煮后的纸浆要经过洗涤、筛选两个相对独立的处理工段，名曰开式流程，洗浆和筛选都是低浓，用水量。而现在通用的流程为两者结合在一起，洗涤为 4 台 (3+1) 洗浆机或 5 台 (4+1)

洗浆机串联，流程中配置高浓波形压力筛或楔形棒式波形压力筛。也就是说，在 3 台（或 4 台）洗浆机后加上压力筛对未漂浆进行高浓筛选，最后再配置一台洗浆机，只有这台洗浆机才加清水，其他都是逆流洗涤。这套流程称之为封闭筛洗流程。图 8-42 为国内某厂麦草浆的封闭筛选流程。

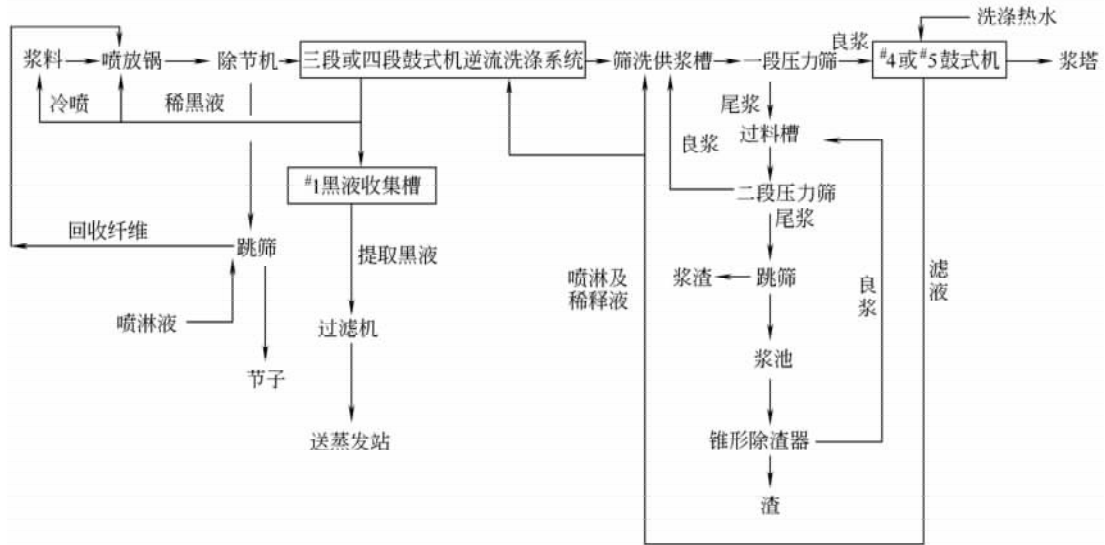


图 8-42 麦草浆 4 段 (3+1) 或 5 段 (4+1) 鼓式洗浆机—高浓压力筛组合的封闭筛选流程

目前国内大多数制浆造纸企业的制浆系统仍在使用开式筛洗工艺。这种开式筛洗流程因为是在低浓度下运行，清水消耗量大，吨风干浆用水量在 100m^3 以上，能耗高，流程布置松散，占地面积大，排放的中段废水量多，治污成本高。而封闭筛洗流程采用高浓筛选的最新理念，最大限度地解决低浓筛选过程中纸浆增浓的问题。用很窄的筛缝进行纸浆的筛选，省掉低浓除砂器及纸浆浓缩装置。与常规的开式筛洗系统相比，其工艺流程简单，布置紧凑，占地面积小，洗涤、筛选效率高，吨浆耗水节省 $50\sim 60\text{m}^3$ ，节电约 30%，中段废水处理费降低约 30%。

封闭筛洗被认为是造纸业最节水的技术成就。国内应用该技术较早的企业有华泰纸业、银河纸业、晨鸣纸业、银鸽纸业、新亚纸业等。

(二) 用于中高浓无 (少) 污染漂白浆 (ECF、TCF) 生产线中

漂白不仅仅只是提高纸浆的白度，更重要的是，还能提高纸浆的洁净度，减少纸浆中的尘埃度。为了得到高白度的纸浆，多数情况下是加强纸浆的筛选，消除纸浆中的杂质，降低纸浆中的尘埃度。如果是通过增加漂白段数，或者加大化学品用量，以加强细小纤维性杂质的脱木素量，得到高白度漂白浆，那么势必增加设备的投资，增加漂白成本，降低漂白浆的经济性。

由于环保、节能、节水的需要，中高浓无 (少) 污染漂白方法 (ECF、TCF) 得到了广泛地应用。而与之配套的筛选设备是高浓筛浆机。图 8-43 是国外某厂高白度漂白浆筛选流程。由于其生产规模很大，使用了高生产能力 Delta15 高浓压力筛 (图 8-44) 进行筛选。这套筛选系统第一段只使用两台大容量的高浓压力筛，设备布置紧凑，

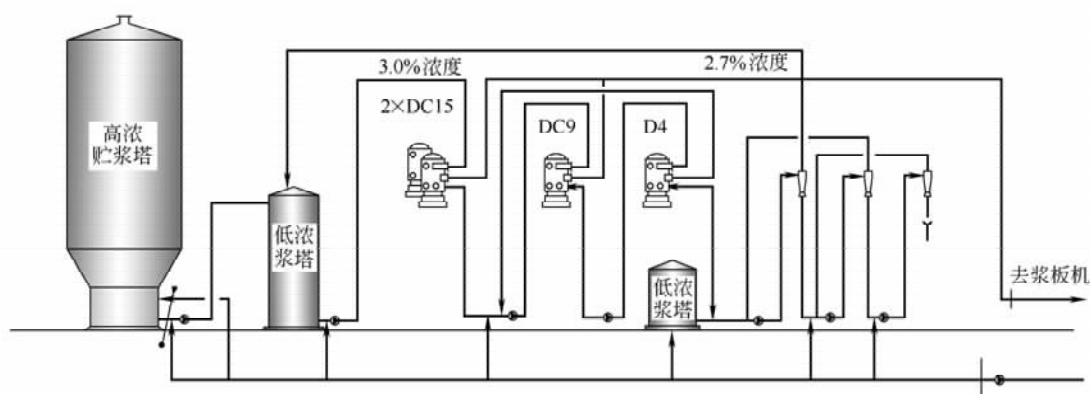


图 8-43 国外某厂 2000t/d 高白度漂白浆筛选流程图

比低浓压力筛节省投资 40%、节能 50%，筛选效率高，筛选后纸浆尘埃度小，纸浆白度更高。

(三) 在废纸制浆中的应用

废纸浆的筛选，过去用旋翼筛等压力筛浆机，筛选浓度低，现在都用高浓压力筛，筛选浓度高。粗选用孔筛，筛孔一般为 $\phi 0.12\text{mm} \sim \phi 2.0\text{mm}$ ，也可用缝筛，缝宽较大；精选则都用缝筛，缝宽为 $0.1 \sim 0.3\text{mm}$ ，一般为 0.15mm 。选择筛孔（缝）的几何尺寸的重要因素是筛选纸浆的性质，包括纤维种类、纤维平均长度和宽度、滤水性能、杂质种类等。

经过多年的实践，细缝波形筛选技术被认为是废纸处理技术的最大突破。在废纸处理过程中，胶黏物被破碎成既不长又不扁的细小颗粒，不会定向排列随粗渣通过筛板表面排出，故除去胶黏

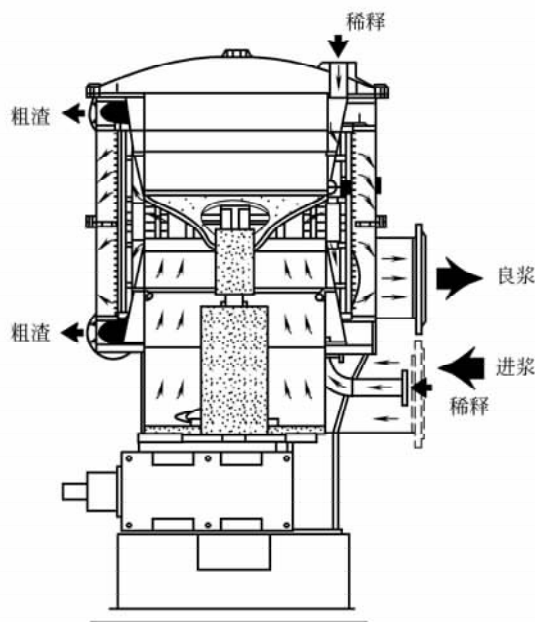


图 8-44 Delta15 高浓压力筛

物的最好办法是用很细的压力筛筛缝除去。因此，细缝筛的最重要的意义在于它能在废纸处理过程中有效地除去胶黏物，从而使消费过的废纸能得到很好地利用，见表 8-7 所示。

表 8-7 废纸处理各操作单元大胶黏物除去的效率

操作单元	筛选	浮选	洗涤	除渣/重胶黏物	除渣/轻胶黏物	分散	漂白	总去除效率
大胶黏物去除效率/%	80	30	0	30	30	70	0	97.7

现在，为了节能，欧美国家的一些废纸制浆厂省去了热分散。因为热分散在废纸制浆系统中能耗较大，但为了保证细小杂质的除去，精选时采用 0.1mm 以下的更小细缝

筛，这样就不需要再用热分散机了。也就是说，不需要将杂质分散于浆中，而在精选时就能除去细小杂质。高浓筛选可以节水，不用热分散机又可大大地节能。同时，由于油墨粒子除去较多，成品浆的白度也能提高，这是因为残余油墨没有被分散在纸浆中而是在筛选、净化时已除去的缘故。

（四）高浓压力筛作为纤维分级设备的应用

高浓压力筛作为分选设备并用于筛选系统可大大提高筛选效率。因为筛分机的排渣率或长纤维组分通常不小于40%，远远大于正常的排渣率（10%左右），图8-45是BC公司（Black-Clawson）设计的超级筛选净化系统，筛分机的进浆浓度3%左右，筛选效率可达60%。

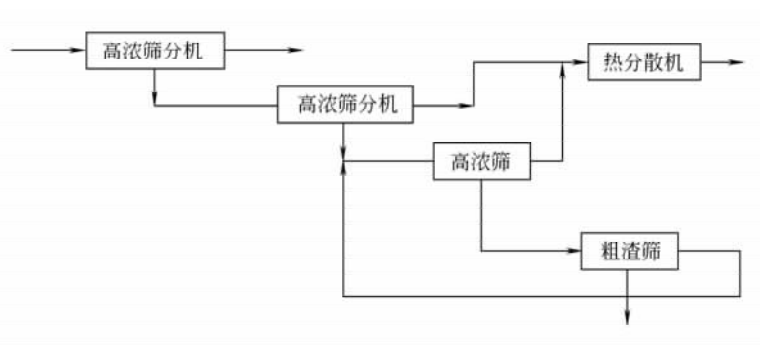


图 8-45 300t/d 的废纸浆超级筛选净化系统

该系统所用的高浓筛分机如图8-46所示。根据系统的要求，筛板可选用孔筛或缝筛。纸浆以3%左右的浓度从底部进入，然而上升到筛选区，长纤维组分继续上升至筛浆机顶部而排出，排渣浓度可达到5%~5.5%；绝大多数短纤维通过筛板成为细浆。缩小上端旋翼与筛板间距可增加顶端纸浆的湍动能量，实现纸浆的流体化，从而使长纤维组分能顺利排出。

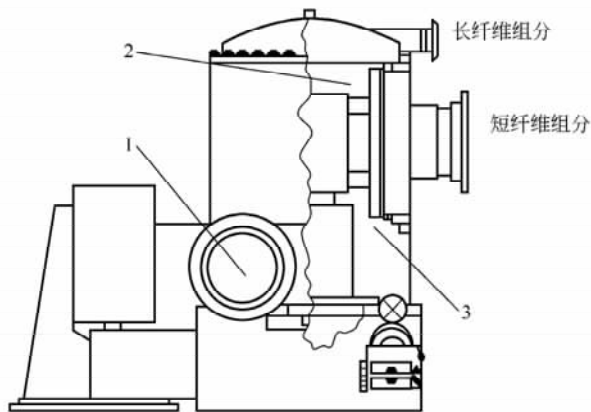


图 8-46 高浓压力筛分机

1—进浆 2—顶部旋翼 3—底部旋翼

（五）高浓压力筛的安装

1. 压力筛的布置

压力筛进出管路必须安装成具有反压操作的，也就是说，纸浆通过压力筛后，其良浆和尾渣能被抛到比排出口高得多的水平位置上，保证纸浆能完全充满筛浆机，并在全负荷下运行。一般来说，良浆管和尾渣管至少应与进浆管处在同一高度上，如图8-47所示。这样，除了控制阀之外，通过反压操作，也可以对压力筛进行有效的调节。

2. 尾渣管路

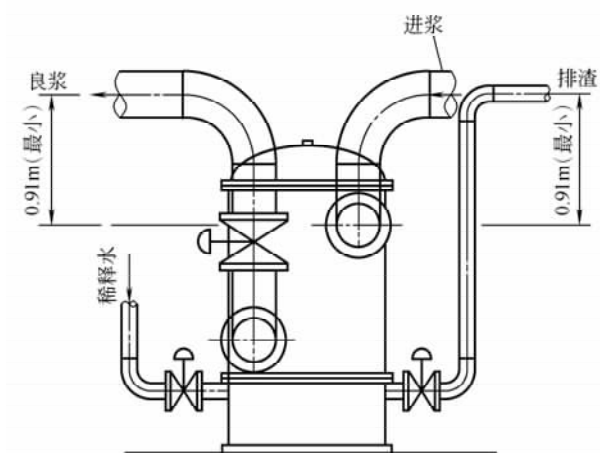


图 8-47 压力筛的安装布置图

尾渣排到比压力筛进浆口更高位置的尾渣池中，或尾渣管高于压力筛的位置，可有助于提供强制反压力，以保证启动时开排渣阀不会使压力筛瞬间排空。如果尾渣必须排到位置低于压力筛的尾渣池，就必须安装单独尾渣管，并在接近尾渣池的进渣口位置安装流量控制阀，这样可使整根尾渣管总是充满尾渣浆，如图 8-48 所示。除在多数筛选中，上一段筛的尾渣浆需直接送给下一段筛的进浆之外，最好是每一台筛的尾渣浆由单独管子输送，如图 8-49 所示，这样可避免各管压力不同而相互干扰。

图 8-49 所示，这样可避免各管压力不同而相互干扰。

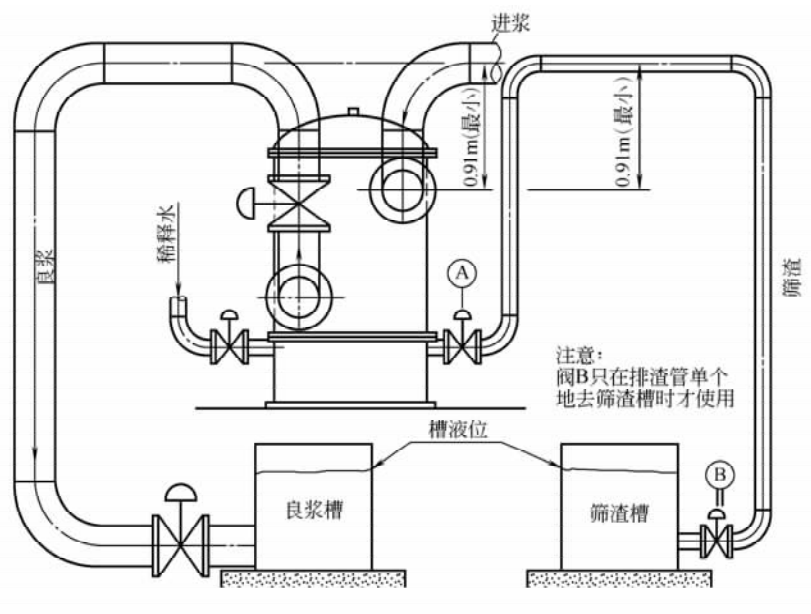


图 8-48 压力筛系统安装图

在尾渣管路中，应尽量避免直管路中的落空现象，管路应尽量直和短，避免压降过大而堵塞。另外，流量控制阀应安装在流量计的下游，稀释管应尽量靠近阀门的上游处，使稀释水可直接作用于阀面，这样可避免尾渣在阀中形成网络塞体。

3. 良浆管路

在最差操作条件下也应保证有足够的压力输送良浆到良浆池。良浆管如存在落空现象将严重影响操作，应该尽量避免将良浆送到低于压力筛进浆口位置的地方，如实在避免不了，那就与尾渣管一样，必须在良浆管路末端安装控制阀，并由单独管路输送，如图 8-49 所示。

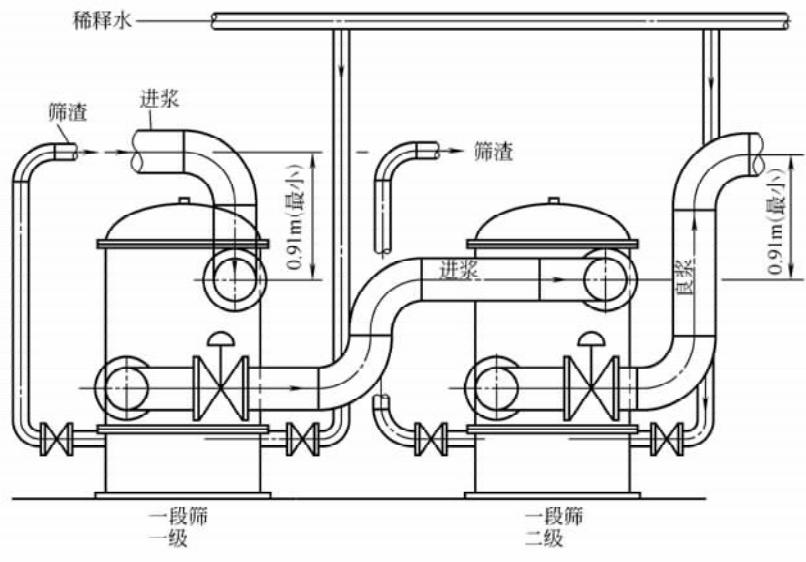


图 8-49 串联的一段筛安装图

一般不希望良浆直接由泵来抽送，如果一定要这样，筛的良浆控制阀就必须安装于浆泵的出口端。

如果多台筛的良浆由同一浆泵抽送，除要在浆泵出口端安装控制阀之外，在进口端也要各安装良浆控制阀；设计的良浆池要能够为每一条良浆管提供相同的反压力，消除进浆口反压不等的现象。

4. 进浆管路

应保证进浆管的进浆压力满足压力筛的要求，进浆压力值一般都由压力筛制造厂家推荐。浆池应不存在压力波动，并对所有压力筛提供相同的进浆压力并充分混合，使浓度及杂质含量的不匀度达到最低值。

此外，还应重视稀释水管、取样、纸浆中除气等其他压力筛安装问题，只有这样才能够做到正确安装压力筛，保证压力筛在最佳状态下运行。

二、超高浓压力筛浆机的应用

超高浓压力筛浆机可用于未漂化学浆及 TMP、CTMP 等机械浆的筛选，同低浓筛选相比，其筛选效率相似，但水耗只有低浓时的 1/10，能耗只有低浓时的 1/2。

超高浓压力筛浆机还可以作为机械浆的纤维分级机，以适应印刷用纸、生活用纸与绒毛浆要求含长纤维或细小纤维不同组分的要求，所以超高浓筛浆机的纤维分级功能已受到重视与应用。

（一）用于未漂纸浆的筛选

在中浓氧漂白段中的中浓浆泵和中浓混合器之间安装超高浓压力筛，在纸浆还处于流体化状态时进行纤维与杂质的分离，以降低超高浓筛选时的能耗，如图 8-50 所示。使用的是双级圆筒式超高浓压力筛，操作压力为 0.6~0.7MPa。一级良浆直接送到中浓混合器，再从混合器送到氧漂白塔；二级良浆被送回到贮浆塔，再返回到中浓浆泵，

进行第二次循环筛选。

(二) 用于机械浆的筛选

在 TMP 和 CTMP 生产中, 经第一段盘磨机磨出来的纸浆经过超高浓压力筛后, 良浆送入下一工段, 粗渣用盘磨机再磨, 磨后的纸浆又送入系统进行筛选。这样可以简化流程, 并减少第二段磨浆的能耗, 如图 8-51 所示。此外, 超高浓筛浆机还可用作机械浆的纤维分级设备等用途。

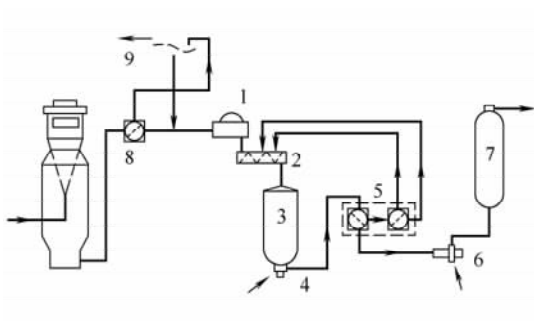


图 8-50 超高浓压力筛用于未漂浆的筛选
1—浓缩机 2—送浆螺旋 3—贮浆塔 4—中浓浆泵
5—双级超高浓压力筛 6—中浓混合器 7—氧漂
白反应塔 8—一级超高浓压力筛 9—除节机

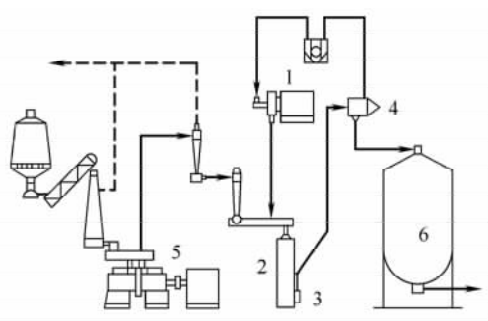


图 8-51 带有超高浓压力筛浆机的机械浆生产流程
1—盘磨机 2—供浆主管 3—中浓浆泵 4—超
高浓压力筛 5—盘磨机 6—贮浆塔

第五节 高浓除渣器

一、高浓除渣器的净化原理

筛选设备的主要用途是除去纸浆中的长条状、扁平状的杂质。而高浓除渣器最重要的用途也是能除去纸浆中的颗粒状的细小杂质, 这些细小杂质颗粒的面积小到 1mm^2 , 长度小于 5mm 。高浓除渣器也属于涡旋锥形除渣器。在化学制浆、机械制浆过程中使用涡旋锥形除渣器的操作浓度较低, 一般在 1% 以下, 单个锥形除渣器的通过量较小, 需要多个单体组合才能满足工艺的要求。因此, 与高浓筛选相似, 高浓净化在除杂系统中具有同样重要意义。提高纸浆净化浓度, 有利于减少输送液体的负荷, 节省动力消耗, 在相同条件下可提高生产能力。但提高纸浆的净化浓度, 能使纸浆中的纤维密度增大, 粗渣与纤维间结合形成的网络强度相应增加, 粗渣从好纤维中分离出来就会更难。目前, 大多数的净化设备在结构上不带运动件, 纸浆的运动纯粹是由设备本身或输入压头所产生, 因而, 如果浓度太高, 在纸浆中就难以实现流体化。

目前高浓净化设备主要是用于废纸制浆中去除重杂质的高浓涡旋除渣器, 安置于废纸碎解后及粗筛选之前, 只作粗选净化设备使用, 重点除去夹带在废纸原料中 4mm 左右粒径以下的重质杂质。这些重质杂质典型的有书钉、玻璃、铁片、砂石等。由于这些重杂质的相对密度为 $1.5\sim 8.0$, 在纸浆浓度较高的环境中, 例如 $3\%\sim 4\%$ 浓度, 由于旋转产生的离心力较纤维大很多, 仍能穿透浆层而得以有效分离。杂质密度越大, 分离

的效果越好。但是，纸浆净化的浓度较高时，将增加重杂质从纸浆中分离的阻力，在涡旋除渣器中将产生较大的压力降。而为了保证杂质的去除效率，势必要提高进浆泵的输入压头，也就要消耗更多的能量，并在旋转的纸浆中产生流体化，才能使颗粒状杂质从纸浆中游离出来，达到分离的目的。所以，有些高浓除渣器增设了旋转叶轮，传递动能给纸浆，使纸浆流内部发生湍动，以至于高浓下有好的净化效果。

二、高浓除渣器的结构和类型

早期的高浓涡旋除渣器如图 8-52 所示，其结构上的特点是主体上部带有由电机带动的旋转叶轮，借以增强浓度为 2%~4% 纸浆的旋流作用，分散纤维网络，使粗杂质与纤维分离，粗渣从下部排出，净化效率较低。

图 8-53 是 Thermo-Black Clawson 公司的 Liquid Cyclone 高浓除渣器外形图，一个是间歇排渣，一个是连续排渣。

Liquid Cyclone 高浓涡旋除渣器是一种自由涡旋式的分离器，可除去高和中等相对密度的杂质，纸浆浓度最高可达 6%。纸浆以切线方向进入除渣器，而后以不断加大的离心力沿着有一定倾斜度的锥体向下移动，直至锥形除渣器的末端，重杂质从锥筒的末端开口排入静止室并进行沉降。良浆经洗涤后则呈螺旋状上升，并从除渣器上端的涡旋定向管排出。

图 8-54 是国内某轻机厂研制的用于去除废纸浆中的各类重杂质的高浓涡旋除渣器。该设备也是利用涡流离心原理高效净化纸浆，纸浆以一定的压力沿切线进入高浓除渣器，形成涡流旋转进入内锥管，高压平衡水从内锥管下部进入，上升至玻璃锥管中部，与上面下来的纸浆相遇并达到平衡状态。此时纸浆被稀释，浓度开始下降，由于平衡水在中心处受到离心力的作用形成低压带，从而使良浆从中心逆流上升，由螺旋室出口流出。涡流产生的离心力使杂质集中在锥管内侧，与纸浆分离后下降，落入沉渣罐中，定期排出。

该设备与纸浆接触的部分采用不锈钢或陶瓷材料制造，耐酸、耐磨、耐腐蚀。特殊的结构形式适用浓度高，除渣效果好，无需动力配置，使用方便可靠。排渣方式分手动和自动两种形式，自动排渣采用 PLC 控制。该类型设备的主要性能见表 8-8 所示。

表 8-8 国产高浓除渣器的性能和主要参数

型号	ZSC51	ZSC52	ZSC53	ZSC54	ZSC55	ZSC56	ZSC57
通过量/(L/min)	800~900	1200~1300	1600~1800	1800~2600	3000~4500	4500~5800	5800~7500
进浆浓度/%	2~5	2~5	2~5	2~5	2~5	2~5	2~5
进浆压力/MPa	0.2~0.35	0.2~0.35	0.2~0.35	0.2~0.35	0.2~0.35	0.2~0.35	0.2~0.35
出浆压力/MPa	0.01~0.05	0.01~0.05	0.01~0.05	0.01~0.05	0.01~0.05	0.01~0.05	0.01~0.05
排渣方式	手动	手动	自动	手动、自动	手动、自动	手动、自动	手动、自动

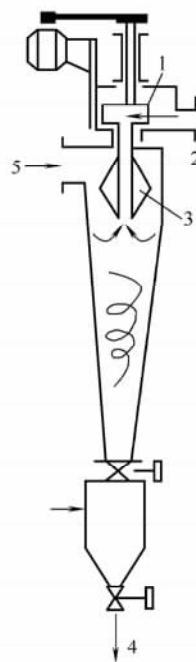


图 8-52 早期的高浓涡旋除渣器

1—泵叶 2—良浆 3—叶片
4—渣砂 5—进浆

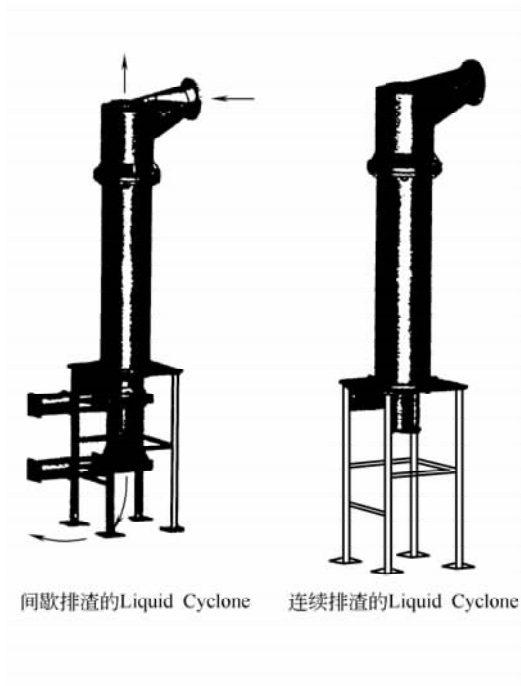


图 8-53 Liquid Cyclone 高浓涡旋除渣器

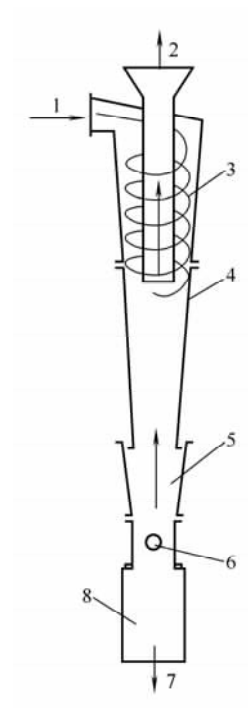


图 8-54 国产的高浓除渣器结构示意图
 1—进浆口 2—出浆口 3—旋转浆料 4, 5—锥管
 6—平衡水口 7—重渣口 8—沉渣罐

参 考 文 献

- [1] 陈克复编. 中高浓制浆技术与装置. 广州: 华南理工大学出版社, 1994
- [2] 陈启新编. 纸浆筛选设备. 北京: 轻工业出版社, 1981
- [3] 陈庆蔚编. 最新废纸处理设备手册. 北京: 人民交通出版社, 2002
- [4] 陈克复编. 制浆造纸机械与设备·上册, 北京: 中国轻工业出版社, 2003
- [5] 《制浆造纸手册》编写组编. 制浆造纸手册. 第七分册·纸浆的洗、选、漂. 北京: 中国轻工业出版社, 1993
- [6] 中国轻工总会编. 轻工业技术装置手册第1卷. 北京: 机械工业出版社, 1995
- [7] 邝守敏编. 制浆工艺及设备. 北京: 中国轻工业出版社, 2000
- [8] 陈克复等. 对压力筛筛选机理及效率评定方法的新认识. 中国造纸, Vol. 15, No. 6, P51, 1996
- [9] 杨光誉、陈克复等. 新型压力筛的结构. 中国造纸, Vol. 16, No. 1, P58, 1997
- [10] 林思球. 新型压力筛在纸浆筛选中的应用. 中国造纸, Vol. 17, No. 3, P9, 1998
- [11] 邵立译. 国外造纸, Vol. 10, No. 6, P44, 1991
- [12] Börje Fredriksson. Paper Technology, May 1995, P35
- [13] Björn Wikström. Paper Technology, Sept. 1999, P67
- [14] J. Gullichsen, Tappi J. 68 (11): 54 (1985)

-
- [15] C. J. Yu, and R. J. Defoe. Tappi J. 77 (8): 219 (1994)
- [16] C. J. Yu, and R. J. Defoe. Tappi J. 77 (9): 119 (1994)
- [17] C. J. Yu, and R. J. Defoe. Tappi J. 77 (9): 125 (1994)
- [18] J. J. Pimley, and X. Marquat. Paper Technology, April 1995, P21
- [19] 陈庆蔚. 废纸处理技术的现状. 纸和造纸, 增刊, 2005年8月
- [20] 陈嘉翔. 废纸制浆过程节水、节电的实例与展望. 纸和造纸, 增刊, 2004年8月
- [21] 林乔元. 麦草浆洗筛及黑液提取工艺和设备的优化组合. 中国造纸, Vol. 21, No. 1, P53, 2002

第九章 中、高浓纸浆打浆技术

第一节 概 述

打浆是制浆造纸过程中的一个重要单元，其目的是对纸浆纤维进行适当的机械处理，使之达到符合抄造及产品质量要求的特性。在打浆过程中，由于机械力对纤维的剪切、搓揉及扭曲作用，导致纤维初生壁、次生壁发生破裂，继而使纤维产生吸水润胀、分丝帚化；同时，也适度地切断纤维。

最初的打浆设备是间歇式的槽式打浆机，典型的有打半浆的荷兰式打浆机及打成浆的伏特式打浆机。但现在用得最多的还是连续式磨浆设备，如圆柱磨浆机、锥形磨浆机及盘磨机，尤其是盘磨机，自从其出现以来，得到广泛的应用。近年来，由于盘磨机结构的不断改进以及磨浆技术的发展，盘磨机被公认是较理想的纸浆连续打浆设备。

根据打浆工艺，打浆可以分为低浓、中浓和高浓打浆。工程上把进浆浓度在 2%~6% 范围的打浆称为低浓打浆，进浆浓度在 10%~20% 的称为中浓打浆，进浆浓度在 30%~35% 范围的称为高浓打浆。不同的打浆浓度，会产生不同的打浆效果。因此，选择打浆浓度依赖于纸浆的质量要求。中浓打浆有时更适合于废纸浆、草浆以及阔叶木浆的打浆。在中浓打浆系统中，纸浆浓度为 15% 比较合适。首先，利用浓缩机将管道输送来的约 4% 浓度纸浆进行浓缩，然后经过螺旋喂料器，将 10%~20% 浓度的纸浆送入单圆盘盘磨机进行打浆。研究表明，在 10%~12% 的浓度下打浆能产生细纤维化，并使纤维发生润胀，而在 15%~20% 浓度下打浆能使纤维发生卷曲和微细压缩变形。当浓度增加时，纤维的细纤维化程度下降。中浓打浆的效果介于低、高浓打浆之间。

结合当前盘磨打浆技术现状以及今后盘磨机打浆技术的发展趋势，打浆技术将向大型化、高效化、高浓化、低能耗及全自动化的方向发展。在国外，中高浓度打浆应用得比较广泛；而在国内，目前正在大力推广，打浆浓度有的已提高到 10%。总的来说，我国多数造纸厂还是采取低浓度打浆的方式。

我国造纸厂传统上均采用低浓度条件下打浆，如一般的盘磨打浆机，进浆浓度为 3%~4%，对高速盘磨机，进浆浓度也只有 6%~8%。对锥形磨浆机、圆柱打浆机等连续式打浆机，打浆浓度均属于低浓度范围。由于打浆浓度对打浆质量及运行成本影响甚大，随着打浆技术的不断研究发展，越来越明确提出，打浆浓度达到中高浓度范围的打浆技术更有利于提高产品质量及效率，并降低能耗。

研究表明，无论是中浓打浆还是高浓打浆，提高打浆浓度对提高打浆质量或降低能

耗都有非常明显的效果。国外有关资料的报道及相关实验数据表明,打针叶木浆时,浓度 15% 的打浆效果比 5.5% 的明显要好,抗张强度能提高 6%~8%,纤维保水值提高约 20%,撕裂度提高 5%~6%,而电耗却下降了;我国造纸企业的实践也表明,中浓打浆的纸浆质量比低浓度打浆的质量要好。

关于高浓打浆的研究也有近 30 年的历史。高浓打浆不仅能保留纤维长度,减少纤维切断,而且能均匀地打浆,使纤维分丝帚化更好,高浓打浆后的纸浆抄出的纸具有优良的特性,为生产高强度纸及充分利用短纤维纸浆原料开辟了新的途径。但也有专家认为,实际生产中并不是所有纸浆都可以采用高浓打浆,高浓打浆比较适用于处理马尾松木浆厚壁纤维及短纤维的阔叶木浆与草类浆等。

经过多年的努力,我国目前已有多家设备制造厂具备了生产适用于中浓打浆的盘磨机的能力,在我国推广普及中高浓打浆的条件已经成熟。

第二节 中高浓纸浆在盘磨机中的流动特性

中高浓纸浆在打浆机中的流动状态决定了盘片上磨齿与纸浆相互作用力的本质与强度。因此,分析这一流动对于中高浓打浆理论,以及理解打浆质量的影响因素,甚至为设计好中高浓打浆机都有理论和实际的指导意义。

K. B. Miles 和 W. D. May 于 1990 年对磨浆机内中高浓纸浆的流动进行了详细的分析,采用的是 18%~30% 的中高浓进浆,经过实验研究,得到了纸浆在磨片间的流动特性。

一、作用于磨盘上纸浆的作用力

如果只分析纸浆沿盘片径向所受到的作用力,那么,离心力推动纸浆向盘片外周移动,而纸浆与盘片的摩擦力则起相反作用。由于磨浆浓度较高,纸浆温度上升很快,使部分水汽化,当蒸汽与纸浆同向,则起推动作用,反之则起阻碍作用,因此在中高浓磨浆机中必须设有排气装置,以免蒸汽压力对磨浆造成影响。在磨片径向 r 处,取一块宽度为 dr 的同心圆环进行分析,如图 9-1 (a) 所示,并假设圆环内充满纸浆,且均匀分布在圆环内。

经分析,纸浆在动静盘之间受到各种力的作用,如图 9-1 (b) 所示,假设盘 2 为动盘,盘 1 为静盘。而这些力归结起来有以下几种:

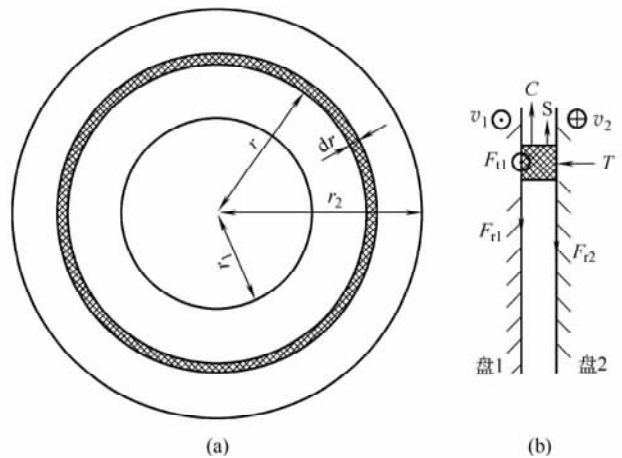


图 9-1 在磨片径向 r 处宽度为 dr 的同心圆环内纸浆的受力分析

(1) 离心力 F_c ，由于纸浆紧贴动定盘，动盘的运动会使纸浆产生离心力。

(2) 纸浆与动盘片之间的径向摩擦力 F_{r2} ，纸浆贴附于盘片，但与动静盘之间有相对运动。运动引起的摩擦力也就是阻碍纸浆径向运动的反作用力。这一摩擦力是由打浆机轴向机械压力作用于动定盘间隙的纸浆而产生的。没有轴向力就不能有盘片中的摩擦力。

(3) 纸浆与定盘之间的径向摩擦力 F_{r1} ，这个摩擦力的产生及作用与上述一样。

(4) 纸浆与定盘之间的切向摩擦分力 F_{t1} ，是由于剪切力作用于纤维网络体所引起的。

纸浆在离心力作用下，迅速通过打浆机作用区域而沿径向排出，此时摩擦力刚好是纸浆沿径向的运动阻力。在切线方向，纸浆纤维网络为克服与动盘的摩擦阻力耗散了动盘通过磨齿传递回来的动力。因此有必要假设：①纸浆纤维网络结构具有抵抗径向力和切向力作用下分散被破坏的能力，即在齿间形成纸浆纤维垫；②与动盘一样，相对于定盘具有一样的切向速度；③纤维网络结构是动态的，纤维网络不断被分散，又不断形成新的网络，这一动态过程确保了总能量向纤维网络传递并逐渐耗散；④所有纸中的水分被纤维吸收，在离心力作用下不会分离出来，如果网络中水被盘片上磨齿相互挤压出来，也会被纤维网络再吸附。

二、纸浆的径向速度

考虑到上述纸浆在打浆机中的所受作用力，设 F 为纸浆沿径向排出的总作用力，则

$$F = F_c - F_{r1} - F_{r2} + F_s \quad (9-1)$$

式中 F_c ——纸浆离心力

F_{r1} ——纸浆与定盘之间的径向摩擦力

F_{r2} ——纸浆与动盘之间的径向摩擦力

F_s ——蒸汽对纸浆的作用力，如果设有排气装置， $F_s = 0$

如图 9-1，设圆环中湿纸浆质量为 $dm(r)$ ， ω 为动盘 2 的角速度，则圆环中纸浆所具有的离心力为：

$$F_c(r) = \omega^2 r dm(r) \quad (9-2)$$

如设： $T(r)$ 为圆环内纸浆受到的总法向推力， $p_m(r)$ 为圆环内纸浆的平均机械压力或挤压力， μ_{r1} ， μ_{r2} 分别为圆环内纸浆与两盘片间的径向摩擦因数。

$$\text{则} \quad F_{r1} + F_{r2} = (\mu_{r1} + \mu_{r2}) T(r) \quad (9-3)$$

可取 μ_r 为 μ_{r1} 、 μ_{r2} 的平均径向摩擦因数，则可得出圆环内纸浆受到的总径向摩擦力为：

$$F = F_{r1} + F_{r2} = 4\pi\mu_r r p_m(r) dr \quad (9-4)$$

设 u 为纸浆在 r 处的径向速度, $u = \frac{dr}{dt}$ 则

$$dm(r) \frac{du}{dt} = dm(r) r \omega^2 - 4\pi\mu_r r p_m(r) dr \quad (9-5)$$

在圆环内纸浆的质量与其径向速度 u 及质量流动速度 m 有关, 并考虑到:

$$\frac{dm(r)}{dt} = \frac{dm(r)}{dr} \times \frac{dr}{dt} = u \frac{dm(r)}{dr} \quad (9-6)$$

$\frac{dm(r)}{dt}$ 是纸浆流速, 那么, 绝干纸浆的流速就为:

$$\frac{dm'(r)}{dt} = c(r) \frac{dm(r)}{dt} \quad (9-7)$$

式中 $c(r)$ ——圆环内纸浆的平均浓度

由式 (9-5) 得到:

$$\frac{du}{dt} = r\omega^2 - 4\pi\mu_r r p_m(r) / \left(\frac{dm(r)}{dr} \right) \quad (9-8)$$

考虑到式 (9-6) 和式 (9-7), 就有:

$$\frac{du}{dr} = \frac{du}{dt} \times \frac{dt}{dr} = \frac{du}{dt} \times \frac{1}{u} = \frac{r\omega^2}{u} - 4\pi\mu_r r p_m(r) c(r) / \left[\frac{dm'(r)}{dt} \right] \quad (9-9)$$

这就是磨浆机盘片间纸浆径向速度沿半径方向的变化方程式。式中 ω , $c(r)$ / $\left[\frac{dm'(r)}{dt} \right]$ 均可以通过打浆机转速、纸浆浓度及生产能力所得到, 但是 $p_m(r)$ 及 μ_r 需要进一步讨论。

三、圆环内纸浆的平均机械压力—— $p_m(r)$ 的确定

可以认为盘片内作用区每单位面积平均占有的打浆总能耗, 也就是平均占有轴功率, 在作用区内任何区域, $p_m(r)$ 均为常数, 则损耗于环形内纸浆的动力 $P_1(r)$ 就为:

$$P_1(r) = \frac{\frac{dm'}{dt} E dA}{\pi(r_2^2 - r_1^2)} \quad (9-10)$$

式中 E ——盘磨机的打浆比能

r_1 , r_2 ——打浆机磨浆区域的内外半径

dA ——环形面积

在盘磨机运行过程中, 其动力主要耗损于克服盘片上产生的切向摩擦力, 其克服径向摩擦力所消耗的动力相比较小, 而克服切向摩擦力所损耗的动力为:

$$P_f(r) = h F_{t1} \omega r = h \mu_{t1} p_m(r) dA \omega r \quad (9-11)$$

这里如果是单盘磨浆机, $h=1$; 如果是双盘磨浆机, $h=2$; u_{t1} 是纸浆与盘片之间

的切向摩擦因数，此时纸浆是呈滑移运动状态。

如果忽略克服径向摩擦力所损耗的动力，则：

$$P_1(r) = P_i(r) \quad (9-12a)$$

$$\text{即} \quad \frac{\frac{dm'}{dt} E dA}{\pi(r_2^2 - r_1^2)} = h\mu_{t1} p_m(r) dA \omega r \quad (9-12b)$$

$$p_m(r) = \frac{\frac{dm'}{dt} E}{\pi(r_2^2 - r_1^2) h r \omega \mu_{t1}} \quad (9-12c)$$

从式 (9-12c) 中，只要能测出纸浆与盘片的切向摩擦因数，就可以得出 $p_m(r)$ 和 E 的相互关系，考虑到式 (9-12c)，径向速度方程式 (9-9) 就变成：

$$\frac{du}{dr} = \frac{r\omega^2}{u} - a \frac{\mu_r}{\mu_{t1}} \times \frac{Ec(r)}{\omega(r_2^2 - r_1^2)} \quad (9-13)$$

如果是单盘磨机， $a=4$ ；如果是双盘磨机， $a=2$ 。

四、摩擦因数 μ_{t1} 的确定

Miles 和 May 利用 $\phi 914\text{mm}$ Bauer400 型磨浆机进行了打浆试验，认为通过磨浆机电机负荷和轴向推力进行磨浆机切向摩擦因数的计算，即：

$$\mu_{t1} = \frac{P}{\omega T(r_1 + r_2)} \quad (9-14)$$

式中 P ——磨浆机的电机负荷

T ——总的轴向推力

在纸浆浓度不同（均为中高浓纸浆）， P 与 T 的关系特性曲线，如图 9-2 所示，从图中可看出其关系曲线近似直线。直线的斜率约为 0.75，说明特性曲线与纸浆浓度无关，这是一个非常重要的研究结果。

至于径向摩擦因数 μ_r ，对一种纸浆，可认为是常数。显然，木浆与盘片的滑移摩擦因数 μ_r 可取 0.25。

五、影响纸浆在磨浆机中流动的主要因素

(一) 通过量的影响

当打浆比能和进浆浓度一定时，从式 (9-13) 中可预测到，对于一台特定的打浆机，通过量的变化，不会影响纸浆沿径向的速度及纸浆在打浆机内的停留时间。但是在实际生产中往往发现，纸浆的打浆质量通常取决于通过量。因此，不能认为打浆机可以无限制地增加生产能力，每一台打浆机应有它的产能范围。

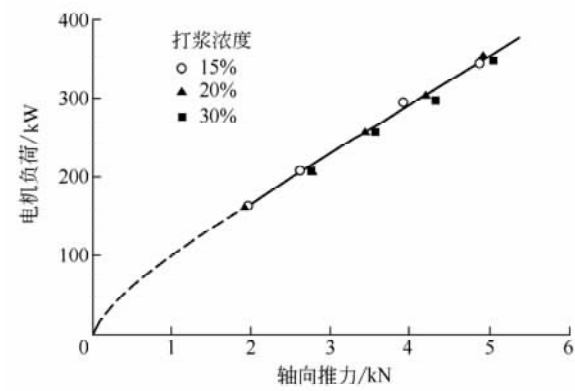


图 9-2 电机负荷与轴向推力的关系曲线

(二) 纸浆种类的影响

在式(9-13)中,表面上没有出现任何表示纤维性质的物理量,但是 μ_r 和 μ_{t1} 都包含了纸浆与盘片之间的摩擦特性,不同类别的纸浆,其摩擦特性是不一样的,摩擦因数差别较大。单从纸浆与金属圆管内表面的摩擦强度来看,摩擦力强弱的顺序是:机械木浆,化机木浆,化学木浆,化学草浆。

(三) 磨盘间隙及磨齿的影响

在式(9-13)中,没有体现磨盘间隙的影响。然而,磨盘间隙对打浆比能 E 起很大作用。因为对于已知打浆比能的打浆机来说,磨盘间隙与纤维网络的弹性常数有关,而纤维网络体的弹性常数又影响纸浆在磨盘间的停留时间。纸浆在磨片间停留时间的变化会引起一系列打浆参数诸如浓度等的变化,从而影响磨片间纸浆打浆性能的变化,因而必须通过调整磨片间隙以维持打浆比能。

磨齿与齿槽宽度的比值在式(9-13)中也没有表现出来,而它也是影响打浆比能的因素。在纸浆停留时间已定时,其比值的变化将改变磨盘在回转过程中对纸浆的碰撞次数,从而影响了每次碰撞的平均比能。比能的改变就会影响打浆质量。在浓度一定时,打浆机盘磨直径越大,磨齿每次碰撞的平均比能 E 就越大,如图9-3所示。鉴于上述各

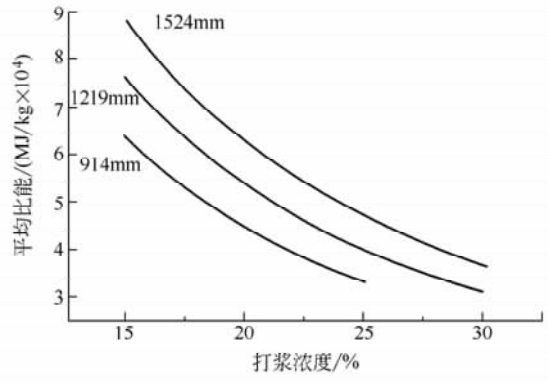


图 9-3 磨齿碰撞的平均比能与打浆浓度及盘磨直径的关系

因素,可以认为,盘磨间隙及磨齿形状对纸浆的打浆质量将产生重要影响。这就是所有打浆机制造商均极为重视磨盘的设计及其技术指标的原因。

(四) 纸浆浓度的影响

进浆浓度是重要的打浆工艺参数。在总打浆比能一定时,磨浆浓度决定打浆质量。

图9-4表示了对不同尺寸的打浆机打浆浓度与撕裂度的关系。从图中可以看出,在工程实际的中高浓度磨浆范围内,进浆浓度越高,打浆后纸浆的撕裂强度越高。

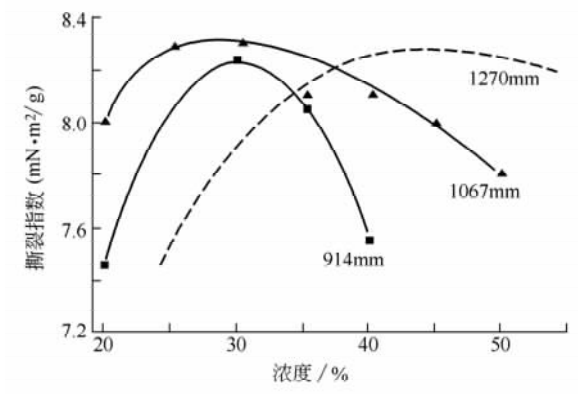


图 9-4 纸浆撕裂指数与打浆浓度的关系

产生这一现象的原因主要在于进浆浓度的变化影响了纸浆的湿浆质量,从而影响盘磨对纸浆的离心力。纸浆受到的离心作用力与纸浆湿浆质量成正比,也就是与浓度成反比,这可由式(9-15)看出:

$$dm(r) \frac{du}{dt} = r\omega^2 dm(r) - \frac{au_r Ec(r) u dm(r)}{\mu_{11} \omega (r_2^2 - r_1^2)} \quad (9-15)$$

其中纸浆离心力项 $r\omega^2 dm(r)$ 是正比于纸浆的湿浆质量。在打浆机生产能力一定时, 就与纸浆的浓度成反比例; 另一方面, 对所给定的打浆比能 E , 进浆浓度越高, 纸浆离心力越小, 从而增加纸浆在打浆机中的停留时间, 使纸浆在磨盘内被碰撞的次数增加, 而每一次碰撞的比能则减少。纤维间的温和碰撞 (内摩擦) 能使纤维的长度维持不变, 细小纤维较少, 从而能使打浆后纸浆撕裂强度提高。

进浆浓度也影响打浆后纸浆的其他物理特性。例如, 游离度和松厚度随进浆浓度的增加而升高, 而散射系数则下降。

第三节 中浓纸浆打浆机理

有不少文献研究探索了纸浆在中浓条件下的打浆过程, 发现中浓打浆基本上还是遵循了低浓打浆的整个作用过程, 其所依托的理论与低浓打浆类同。从上节对中浓纸浆在打浆过程中的流动分析可知, 其流动状态及影响因素不过是低浓打浆过程的延续, 不存在本质上的区别。

纸浆是以水为载体的多相纤维悬浮体。低浓 (2%~6%) 打浆时, 由于纤维悬浮液中水是连续相, 而纤维是分散相, 纤维之间存在大量的水, 形成的纤维网络结构不稳定, 强度不大, 因而纤维悬浮液流动性好, 机械作用下易发生形变。因此, 打浆时磨盘间的挤压使水向齿槽及磨盘外圆周快速移动, 留下纤维受到磨齿的直接剪切、扭曲, 纤维切断的几率很大, 且随着机械剪切力的加大, 纤维越易被切断。由于纤维切断口的不规整性, 当再受到机械的、流体的作用力时会发生所谓的分丝、帚化。因此, 可以认为“机械效应”在低浓打浆过程中起主导作用。

中浓 (10%~20%) 打浆时, 浓度的提高使纤维悬浮液丧失了流动性, 纤维悬浮液中水由连续相变为分散相, 而纤维是连续相。因此, 中浓打浆机理仍有别于低浓打浆机理, 除“机械效应”以外, 许多研究文献指出, 中浓打浆过程还具有“流变效应”及“内摩擦效应”的打浆特性。事实上, 纸浆作为纤维悬浮液, 在各种浓度下都具有流变特性, 而且是呈现假塑性流体等非牛顿流体特性, 纸浆悬浮液浓度越高, 表现出来的非牛顿流体特性就越明显。研究表明, 纸浆浓度到 15% 以后, 纸浆就具有明显的黏弹体特性, 即既有液体特性, 又有固体特性, 浓度越高, 纸浆黏弹性特性越显著。因此, 尽管“流变效应”在低浓打浆或中浓打浆都存在, 但纸浆浓度越高时, “流变效应”就越明显。与低浓打浆相比, 中浓打浆“流变效应”较突出, 因而打浆过程中要求: 中浓纸浆在进入盘磨作用区时, 需处于流体化状态。许多文献认为, 中浓纸浆悬浮液具有足够的强度抵抗外力的破坏或分散, 如果纸浆在进入作用区之前没有达到流体化状态, 就将以无数团束状甚至块状进入作用区, 此时纤维就不具有独立运动的能力, 这样不但不会体现中浓打浆的优势, 即纤维间的高强脉动引起纤维相互之间的转动与摩擦, 使纤维自身得到优化处理, 还可能会产生不均匀打浆, 使打浆机难以稳定运行。要实现中浓打浆的流体化, 就必须配用中浓浆泵, 从中浓浆泵出来的纸浆已处于流体化状态, 要在纸浆

流体化强度还未衰减之前就进入打浆机作用区，因此，中浓浆泵的安装位置要尽可能紧靠打浆机进口。流体化的中浓纸浆在打浆时就遵循了低浓纸浆的打浆规律，因此说，中浓打浆是低浓打浆的延伸与发展而不是区别低浓打浆的另一种打浆方式。

中浓打浆的另一个突出的现象则是“内摩擦效应”。由于纸浆浓度高，根据上一节的分析，离心力都变小，纸浆在磨片作用区内逗留时间延长，在磨片内被齿条碰撞的次数相应增加；另一方面，纤维由于高强脉动，相互之间产生强烈的扰动和摩擦，浓度越高，单位体积内纤维量越大，这种相互扰动与摩擦的机会就更大，从而使纤维经受了特殊优化处理，即单根纤维切断作用减少，细纤维化程度增加，提高了纸浆的强度及柔软度。此外，由于中浓打浆时纤维之间的内摩擦作用的增加，减少了磨盘相互间接触的机会，减少了无用功的消耗，从而降低了打浆的比能耗。

与低浓打浆一样，影响中浓打浆的因素很多，简略示于图 9-5 中。

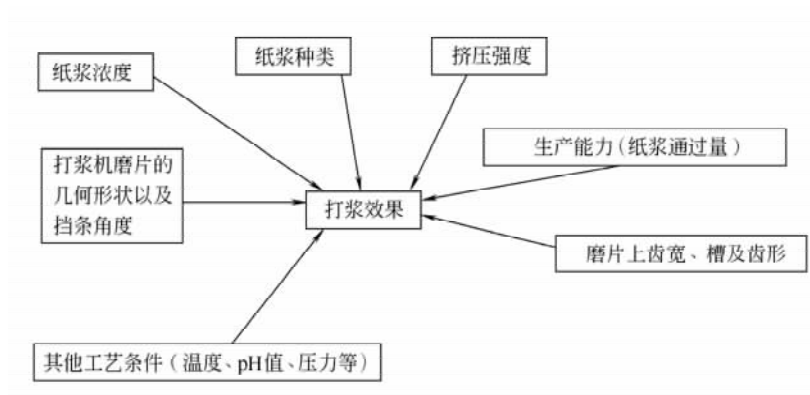


图 9-5 影响中浓打浆的因素

第四节 中浓打浆的能耗及影响因素

一、中浓打浆的能耗

目前中浓打浆设备主要是盘磨机，盘磨机中浓打浆的总能耗，由有效能耗和无效能耗组成。有效能耗主要消耗磨片与纸浆之间及纤维与纤维之间的摩擦，无效能耗主要用于打浆机空运行所需能耗。相应地，打浆机总功率就由有效功率和无效功率组成，即：

$$P = P_n + P_0 \quad (9-16)$$

其中，总功率 P 和无效功率 P_0 可以通过实验测得，这里就中浓打浆的有效功率 P_n 进行讨论。

根据中浓打浆的机理，有效功率 P_n 主要是磨盘表面和纤维之间及纤维与纤维之间的摩擦所消耗的功率，即：

$$P_n = P_1 + P_2 \quad (9-17)$$

式中 P_1 ——因磨盘表面和纤维之间的摩擦而消耗的功率

P_2 ——因纤维与纤维之间的相互搓揉及摩擦而消耗的功率

(一) 功率 P_1 的预测

由上分析可知，中浓打浆过程受各种因素的影响，那么功率 P_1 的影响因素也较多。为了简化 P_1 的计算，可假设磨盘作用区纸浆保持均匀状态，动静盘的磨片不直接接触，忽略磨片锥度的影响，并忽略用于纤维与磨盘表面径向摩擦的能耗，只考虑纤维与磨盘表面切向摩擦的能耗，根据式 (9-11) 有：

$$P_1(r) = P_f(r) = h\mu_{t1} p_m(r) dA\omega r \quad (9-18)$$

而 dA 为图 9-1 所示的圆环面积， $dA = 2\pi r dr$ ， $\omega = 2\pi n$ ，则圆环面积上的切向摩擦能耗 $P_1(r)$ 就为下式表示：

$$P_1(r) = h\mu_{t1} p_m(r) 4\pi^2 r^2 n dr \quad (9-19)$$

那么功率 P_1 就为：

$$P_1 = \int_{r_1}^{r_2} h\mu_{t1} p_m(r) 4\pi^2 r^2 n dr \quad (9-20)$$

由于磨盘作用区纸浆保持均匀状态，则单位面积所受轴向压力 $p_m(r)$ 就为常数：

$$p_m(r) = p a_{r1} a_{r2} \quad (9-21)$$

式中 p 为盘磨作用区盘磨与纤维摩擦的比压， a_{r1} ， a_{r2} 分别为静盘及动盘齿纹面积占磨盘表面积的比率。

在设计上，一般取 $a_{r1} = a_{r2} = a$ ，是常数， a 一般取 0.3~0.5。那么由式 9-20 就可以计算出因磨盘表面和纤维之间的摩擦而消耗的功率 P_1 。

$$P_1 = \frac{4}{3} \pi^2 \mu_{t1} p a^2 n (r_2^3 - r_1^3) \quad (9-22)$$

式中 r_1 ， r_2 ——分别为磨片作用区的内外半径，m

n ——转速， s^{-1}

μ_{t1} ——切向摩擦因数，可利用式 (9-14) 计算，计算时式中 P 的单位为 W，

T 的单位为 N， ω 的单位 s^{-1} 。

(二) 磨浆区内因纤维之间的摩擦所消耗的功率

同样，由于环形区域之间纤维的切向速度远远大于径向速度，仍可以认为，纤维之间的径向摩擦力相比于切向摩擦力甚小，可忽略径向速度引起的摩擦力影响，磨浆区内纤维之间的摩擦能耗的功率主要还是切向摩擦能耗的功率。

仍参看图 9-1，设纤维之间的摩擦因数为 f_1 ，则环形区域之间纤维的摩擦能耗为：

$$P_2(r) = f_1 p dA = 2\pi r f_1 p dr \quad (9-23)$$

那么磨盘作用区中纤维之间相互摩擦所消耗能量为：

$$P_2 = \int_{r_1}^{r_2} 2\pi r f_1 p \omega r dr = \int_{r_1}^{r_2} 4\pi^2 r^2 n f_1 p dr = \frac{4}{3} \pi^2 n f_1 p (r_2^3 - r_1^3) \quad (9-24)$$

上式是在包含下列条件成立的，即

$$f_1 p > \tau_d \quad (9-25)$$

式中 τ_d 为中浓纸浆实现流体化的临界剪切应力。

(三) 有效功率 P_n 的分析

根据有效功率 $P_n = P_1 + P_2$ ，则有：

$$P_n = \frac{4}{3} \pi^2 p n (\mu_{v1} a^2 + f_1) (r_2^3 - r_1^3) \quad (9-26)$$

由 $P_n = P - P_0$ ，及总摩擦因数 $f = \mu_{v1} a^2 + f_1$ ，则有：

$$3(P - P_0) = 2\pi f \omega p (r_2^3 - r_1^3) \quad (9-27)$$

因此，从式 (9-26) 可以看出，打浆机的有效功率与转速、比压、磨浆区面积及摩擦因数 f 有关，而 f 又与纸浆种类及浓度有直接的关系。因此，对已选定的纸浆，打浆浓度越高，打浆机转速就越快，打浆比压增加及磨浆区就越大，而打浆机实际所消耗的功率也就越大。

从式 (9-27) 也可以看出预测总摩擦因数 f 的方法。测定 f 时，可先测量 P （总输入功率）及 P_0 （无效功率）、 n （转速）和 p （打浆比压）等物理量，然后由式 (9-27) 就算出 f 值。 f 是一个物理参数，它取决于打浆机磨片结构、纸浆种类及浓度等因素。

二、中浓打浆能耗的影响因素

(一) 磨盘的齿型对能耗的影响

在中、高浓打浆时，打浆机磨盘的磨齿对纸浆产生碰撞，是激发纸浆纤维产生高强度脉动的原动力，打浆机消耗的动力大部分靠磨齿传递给纸浆纤维。因此，可以通过对磨盘齿型的最优设计，提高磨齿的激发效果，是中、高浓打浆机节能的有效措施之一。

用于中、高浓打浆的盘磨机齿纹，与低浓打浆盘磨机齿纹相比，齿窄、槽浅；与锥形打浆机的齿纹相比，齿面更窄，沟槽更浅，这样就减少了动力损失，节省了负载的动力，有文献证明，其负载可节省 20%~30%。齿面的宽窄影响磨齿数目，也就影响对纸浆的碰撞次数，齿槽的宽窄及深浅也影响对纸浆的碰撞强度。因此，盘磨机的齿面不是越窄越好，沟槽不是越浅越好，对于不同种类、不同浓度的纸浆，应该通过实验研究找出最佳齿型设计。造纸工业发达国家对盘磨机磨盘设计研究已有多年历史，目前已研究出 400 多种齿型，有资料透露国外已有对不同的纸浆种类，可以推导出最佳磨盘磨齿的几何形状，从而设计出节能高质的磨盘，用于工程实际生产中。

(二) 磨盘材质对能耗的影响

磨盘材质决定了其使用寿命，更换新的磨盘需要磨合过程，电耗要增加，打浆质量也会产生波动。如果磨盘使用寿命短，则更换频繁，既浪费又耗电。因此，研究优质盘磨新材料对节能高效相当重要。总之，中高浓打浆技术还有很多课题需要我们去研究。

经过多年实践，目前有许多新的磨盘材料，用于磨盘的制造，如合金钢，塑料和陶瓷烧结结构，与钨铁磨盘相比，大多提高了磨盘的使用寿命。有文献报道，用一种工程

塑料制造的“软木盘”，其弹性模量接近纤维（0.6~20MPa），故打浆时可保持纤维长度，改善纤维柔性，因而提高了纸页耐破度和撕裂度，并比普通的钢磨盘节电10%~40%。

（三）盘磨机操作对能耗的影响

对不同种类的纸浆，在保证打浆质量的前提下，磨盘的转动引起的圆周速度不应该是相同的，对某些纸浆，较低的转速就能实现较好的打浆质量，因此，无论何种纸浆，尽量降低盘磨机转数，这样就可以节约用电，减少能耗。

第五节 中浓打浆设备——盘磨机

目前用于中浓打浆的设备与装置主要是盘磨机，图 9-6 表示了盘磨机的基本结构：(a) 为 ZDP 型单动盘磨机，(b) 为 ZDP 型三盘单动盘磨机。纸浆从盘磨机进浆口进入后就开始受到离心力的作用，同时受到磨齿或挡条的作用，使纸浆受力脉动程度进一步激化；进入磨浆区后，纸浆进一步受到磨齿的冲击和齿面的摩擦，纤维之间也相互搓揉和摩擦，经过充分均匀的磨浆以后，纸浆最后被甩出磨浆区，进入出浆口排出，完成打浆过程。盘磨机其主要结构特点是在圆形盘磨上能分布不同形状的磨纹，磨片能够适应各种不同的打浆工艺要求，也可设计成分别用于低浓打浆、中浓打浆及高浓打浆的结构类型。

一、盘磨机的结构

中浓打浆盘磨机除了进浆系统、控制系统外，磨盘就是最主要的配件，磨盘的磨纹和材质直接影响到纸浆的打浆效果、生产能力、进浆浓度及使用寿命。在结构上，磨盘做成整体的圆盘形磨盘，磨盘分为整体磨盘和组合磨盘两种，一般把小直径（小于 $\phi 550\text{mm}$ ）磨盘加工成整体形状，而大直径（ $\phi 600\text{mm}$ 以上）的通常就由扇形单盘片组合而成，目前这两种类型的磨盘我国均有制造。

磨盘上的磨纹起到研磨、搓揉纤维和激化纤维运动脉动并向纸浆纤维传递能量的作用，磨纹在磨盘上构成有规律的几何图形。对不同种类、不同浓度的纸浆及不同工艺要求，磨纹的设计是有差别的，这样才能适应不同的打浆质量要求，达到如期打浆效果。图 9-7 表示了目前中浓打浆盘磨机常用的 17 种磨纹。

打浆实践及理论研究表明，磨齿面窄和较浅的沟槽有助于纸浆的运动和激发纤维的运动脉动，减少纸浆在沟槽的沉积，有利于中浓纸浆打浆；在磨盘面上设有挡条（或称封闭条），起阻止纸浆因离心力过快而甩出磨区的作用，能够延长纸浆在磨区内的停留时间，使得纸浆受到均匀的打浆作用。挡条与磨齿径向的角度决定了其“阻浆”的能力，从 90° 到 0° 逐步减弱；对无挡条的开放式磨纹，对纸浆的泵送能力很强，通过量较大，但打浆效果不好；而磨纹上（无论动盘还是定盘）都设有较多圆周形挡条时，纸浆通过量小，纸浆在磨区逗留时间延长，从而纸浆打浆质量较好。

磨纹准确的设计要经过长期的摸索和实验研究，只有在工程实践中逐渐探索，才能最终找出适合中浓打浆的磨纹设计规律。

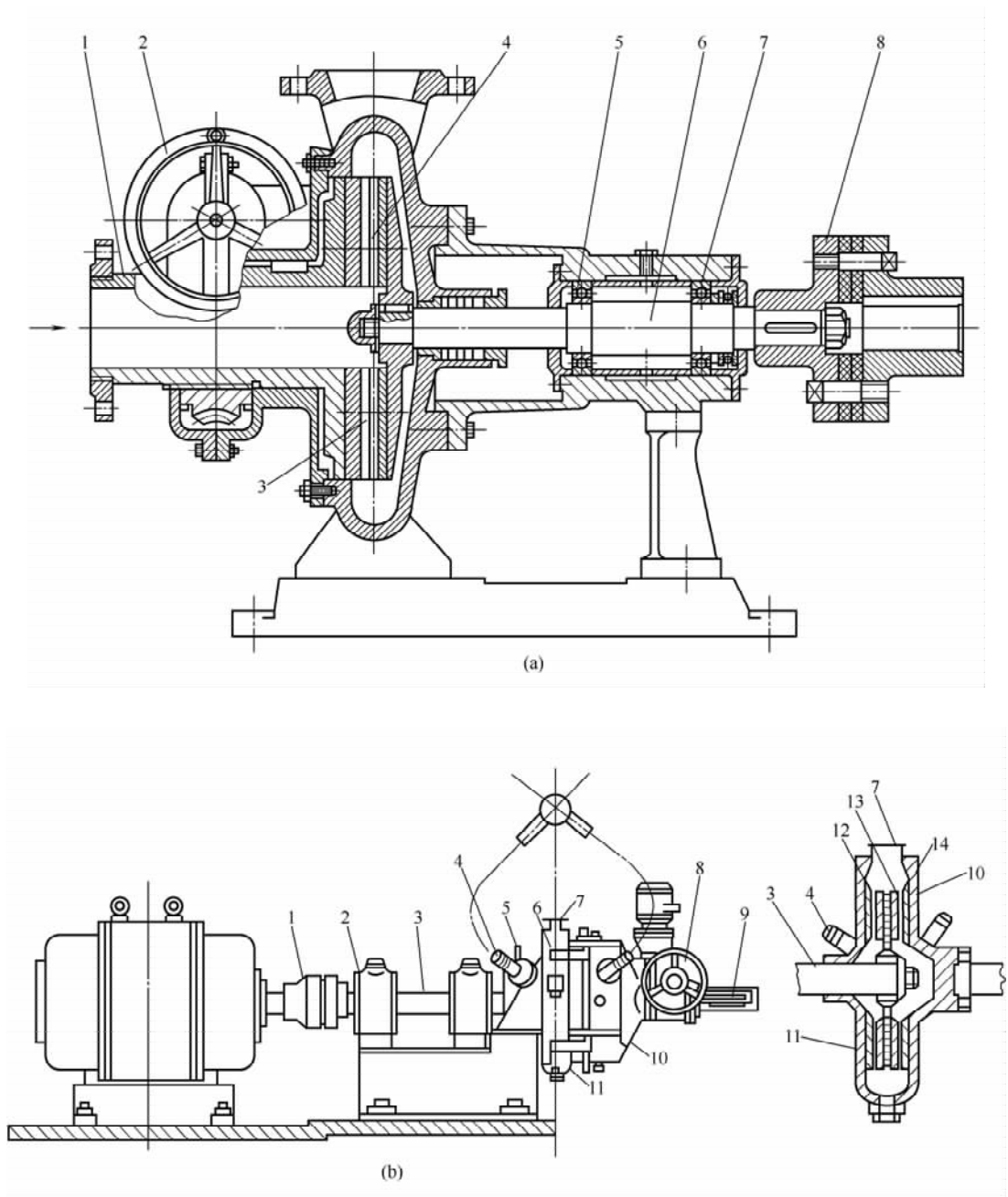


图 9-6 中浓打浆设备-盘磨机的基本结构

(a) ZDP 型单盘磨机

1—连接定盘可移动的进料管 2—手轮与蜗轮蜗杆 3—定盘 4—转盘
5—前轴承 6—主轴 7—后轴承 8—联轴器

(b) ZDP 型三盘单动盘磨机

1—联轴器 2—滑动轴承 3—转轴 4—进浆管 5—水压密封圈 6—磨盘室 7—出浆口 8—手轮
9—限位装置 10—可移动机座 11—机壳 12—机壳固定磨盘 13—转动磨盘 14—机座固定磨盘

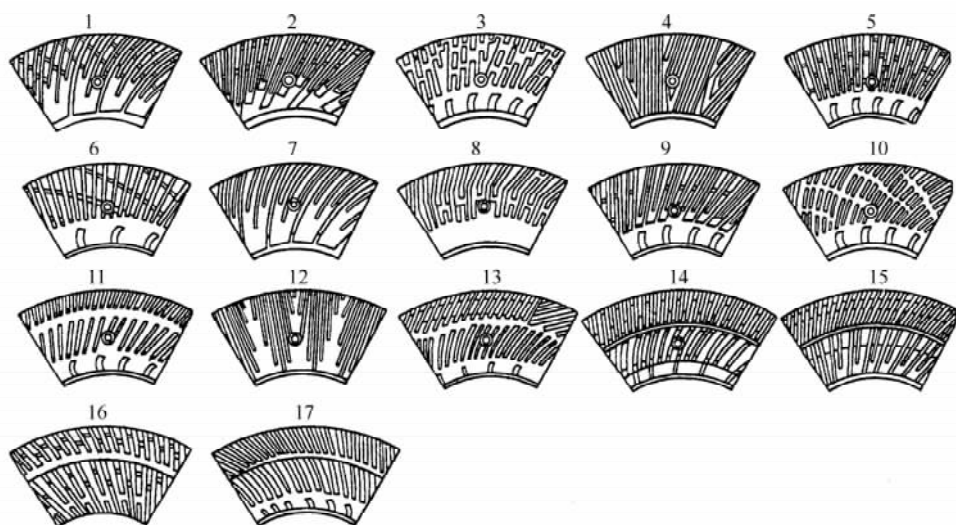


图 9-7 中浓打浆盘磨机磨盘常用磨纹

二、盘磨机的控制系统

国内应用盘磨机打浆的过程控制一般采用定值的功率控制，因此，能量消耗较大，打浆质量控制不佳。根据盘磨机的打浆机理，可以用盘磨机单位时间内所通过的绝干纤维量所消耗的有效能量来估算比能耗，其所消耗的功率基本上是一个恒值，因此，对电机输出的有效功率也要求是一个恒值。

目前在对打浆过程的控制方案上，则有比能量控制，打浆度控制和比能量—比边缘负荷控制等。国内已引进的盘磨打浆机及国产的盘磨打浆机，多采用比能量的控制方法，更高一级的比能量—比边缘负荷优化控制，目前在国内还未有应用。对盘磨机中浓打浆过程，多采用比能量控制方法。

（一）工艺过程分析

从图 9-8 可以看出，纸浆由中浓纸浆泵加压后送入盘磨机，进入盘磨机的浆压可通过旁路控制的方法保持恒定，但进浆量是由立管的液位控制，浆浓可以通过加白水稀释来调节。这样，由于浆浓和浆压已有控制，整个工艺过程的主要扰动就是立管液位的变化，立管液位的变化会引起浆流量的变化，从而使盘磨机的负荷变化，故必须实施液位的均匀控制，通过盘磨机电机的功率控制比能量的稳定。

（二）控制系统的分析

目前国内引进的盘磨机打浆过程控制系统，是以盘磨机电机功率控制为副环，单位绝干纤维量所消耗的功率为主环的定值控制系统，功率控制系统的有关参数包括设定值（用百分比表示）、比能量（用 $\text{kW} \cdot \text{h}/\text{t}$ 表示），实际的功耗（ kW ）等主要数值；同时还有泵压、立管的浆液位、浆浓等控制系统及相应运行参数。

盘磨机的主电机功率控制采用比能量控制方案，采用多回路控制器实施，输入信号有主电机功率、浆流量及浆浓，输出信号用于改变磨盘间隙，组成图 9-9 所示的串级控

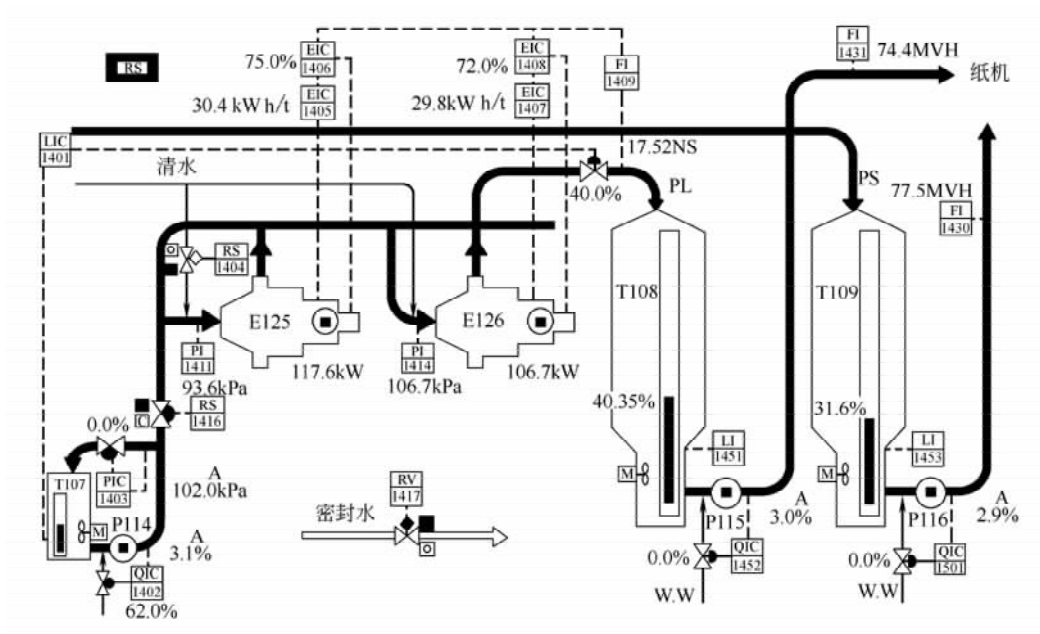


图 9-8 打浆过程流程图

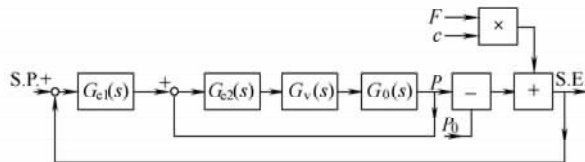


图 9-9 功率控制系统方框图

c —浆浓 P —主电机总功率 P_0 —主电机空载功率 F —浆流量
 S. E. —比能量，即单位绝干浆量所需要有效打浆功率的计算值

制系统。

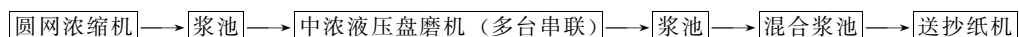
第六节 中浓打浆流程及应用

随着中浓打浆机理研究不断深入，以及中浓打浆实践的不断积累，中浓打浆技术在国内外得到普遍的推广应用。国外的中浓打浆流程大多采用中浓浆泵输送和中浓盘磨机打浆的工艺技术，其主要设备装置有纸浆浓缩机、中浓浆泵（包括立管）、中浓打浆机（盘磨机）、中浓贮浆塔、塔底稀释水管、搅拌器、低浓浆泵；而国内的中浓打浆流程则是采用自吸式进浆（或中浓浆泵）和中浓磨浆机的配置。目前国内已有多家造纸机械厂和研发中心生产中浓打浆机，其中华南理工大学造纸与污染控制国家工程研究中心研制的中浓液压盘磨机在废纸原料、草类原料及阔叶材等中短纤维原料打浆方面有很好的打浆效果。

一、中浓盘磨机用于马尾松未漂硫酸盐浆的打浆

马尾松纤维壁厚，低浓打浆难以破除较厚的初生壁及次生壁外层，难以使纤维壁纵向撕裂及进一步起毛、分丝和帚化，为达到生产上所需打浆效果，需要多台盘磨机串联打浆，打浆能耗很大，即使如此，低浓打浆所抄造的纸张仍存在匀度差、强度低等毛病。为了解决所存在的问题，某些纸厂改用中浓打浆，取得了良好的效果。

(一) 工艺流程及设备



打浆工艺根据纸浆种类、产量及打浆质量而定。

(二) 打浆效果

采用较高浓度打浆后，已在生产上取得了较好的效果，与原有低浓盘磨机打浆(2.5%~3.0%)相比，在成浆打浆度降低的情况下，成品纸板的紧度、耐破指数和环压指数等物理强度指标都有明显的提高，如表 9-1 所示。

表 9-1 中、低浓打浆抄造挂面牛皮箱纸板物理性能比较

打浆类型	打浆浓度 /%	成浆打浆度 /°SR	定量 /g·m ⁻²	紧度 /g·cm ⁻³	环压指数 /Nm·g ⁻¹	耐折度 /次	耐破指数 /kPa·m ² ·g ⁻¹
低浓打浆	2.5~3.0	35~38	125	0.67	5.46	80	3.1
中浓打浆	6.0~7.0	30~32	125	0.69	6.01	80	3.4

注：选自参考文献 [5]。

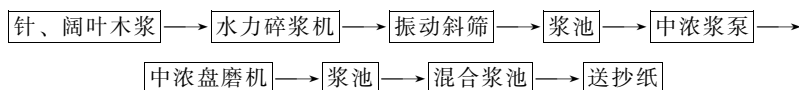
由于打浆时浓度较高，已不是单纯地靠机械剪切力对纤维的作用，而是靠纤维之间的搓揉、摩擦及纤维与齿条的碰撞摩擦等作用，在这种情况下，纤维初生壁被压损、破除。纤维纵向撕裂及至进一步分丝帚化，且纤维挠曲度增强，有助于纸张的抄造及提高纸张的物理强度。

(三) 能耗

据报道，采用盘磨机低浓打浆，每吨绝干浆电耗约为 680kW·h，而改造为盘磨机中浓打浆后，每吨打浆电耗仅为 350~370kW·h，电耗节省约 40%。电耗降低的原因是多方面的，纸浆浓度提高，浆的通过量变大，盘磨消耗的无用功减少，而且由于浓度高，中浓打浆时动静磨盘的间隙也避免了磨片间的机械摩擦能耗，更重要的是，纤维之间的相互搓揉摩擦对打浆效果影响更大，从而也降低了机械剪切力的作用。

二、中浓打浆用于针、阔叶木浆生产防粘原纸

(一) 根据参考文献 [6] 抄造防粘原纸中浓打浆的工艺流程如下：



(二) 运行结果

考虑到中浓打浆能较好保留纤维长度且对纤维的分丝帚化能力较强，故在中浓打浆

时将原低浓打浆的长短纤维配比 5 : 1 进行调整降为 1 : 1, 调整配比后经中浓打浆所抄造纸张具有较高强度, 撕裂度比原配比要高, 如表 9-2 所示。

表 9-2 防粘原纸低、中浓打浆成纸性能比较

纸种	打浆类型	成浆打浆度 /°SR	定量 /g · m ⁻²	紧度 /g · cm ⁻³	尘埃度 /个 · m ⁻²	撕裂度 /mN	耐破指数 /kPa · m ² · g ⁻¹
防粘原纸	低浓打浆	45~50	49.2	0.71	8	469	3.1
防粘原纸	中浓打浆	20~25	47.3	0.75	3	550	3.4

注: 选自参考文献 [6]。

由于针叶木浆和阔叶木浆价格的差异, 仅原料一项就可以大幅度降低成本, 与上面应用的实例一样, 较高浓度打浆的电耗较低浓打浆的要低得多, 低浓打浆时吨浆电耗为 425.2kW · h, 而中浓打浆就降为 217kW · h。关于浆压、浆浓和立管浆液位控制系统都是单回路控制系统, 由 DCS 实施, 并按均匀控制的方式调整控制器的参数, 各单回路控制系统之间有一定的关联, 立管浆液位的控制对中浓浆泵输送量有影响, 并对中浓浆泵输送压力也有影响, 从而对浆压控制系统引入干扰, 浆浓控制使浆流量变化, 它对浆压也有影响。可见盘磨机中浓打浆与中浓浆泵两者的控制必须合为一个控制系统来考虑。

另外, 在操作上还有电机开停, 有关控制阀的开关及相应的一些系统等, 因此, 盘磨机中浓打浆系统还应有顺序控制系统。

三、废纸浆的中浓打浆

随着造纸工业的发展, 对原料的需求量越来越大, 其中二次纤维原料用量增加尤为显著, 但是与此同时, 随着废纸使用次数的增加, 不仅废纸中杂质含量和种类增加, 而且废纸纤维的物理强度损失越来越大。因此, 如何在废纸处理过程中采用较新的技术或装备来优化二次纤维的品质尤为重要。其中比较有经济和社会效益的方法有利用中浓打浆替代低浓打浆, 可以使二次纤维造纸的物理强度提高 15%~30%, 打浆能耗节省 30%~40%, 能保持废纸纤维原有长度, 减少纤维网部流失, 提高纸张的抄造车速。

表 9-3 是中浓液压盘磨机优化二次纤维原料打浆的试验结果。

表 9-3 二次纤维纸浆中、低浓打浆效果比较

打浆类型	打浆度 /°SR	湿重 /g	打浆能耗 /kW · h · t ⁻¹	裂断长 /m	环压指数 /Nm · g ⁻¹	撕裂指数 /mN · m ² · g ⁻¹
低浓打浆	28~30	3.5~3.7	90~110	3500~3600	4.5~5.0	6.5~7.5
中浓打浆	28~30	4.3~4.5	40~60	4000~4300	6.5~7.5	9.0~9.5

注: 选自参考文献 [7]。

显然, 表 9-3 反映了这样一个事实, 中浓打浆在提高二次纤维制浆的物理强度、降低能耗方面要优于低浓打浆。这主要是因为中浓打浆过程中有较强的纤维“内摩擦效应”, 使得中浓打浆对废纸纤维的固有强度不仅没有造成大的损伤, 反而较好地“激活”纤维的结合作用, 纤维的角质化作用被逆转, 纤维表面出现更多的分丝、帚化, 从而游离出较多的羟基, 无疑优化了二次纤维造纸的品质。

第七节 高浓打浆

一、高浓打浆原理

从中浓打浆原理中看到中浓打浆的优点，人们就可以设想，既然纤维的高强脉动能产生纤维之间的相互搓揉和摩擦，并由此得到更好的打浆效果，那么如果纸浆浓度再提高，是否能得到更好的打浆效果？

20世纪70年代，就有在实验室进行高浓（高达30%）打浆的研究报道。其实验研究表明，高浓打浆不仅能保留纤维长度，还能使打浆后的纸浆纤维切断少，纤维束少，滤水性能较好，抄造的纸页具有较高的撕裂度、伸长率和耐破度，某些物理特性，比中浓打浆更为优良，特别是对厚壁纤维和短纤维阔叶木浆和草浆，采用高浓打浆更为有利。

高浓打浆时，由于纸浆浓度高，盘磨的间隙比中浓打浆的更大，中间的浆层厚，因此与中浓打浆相比，在高浓打浆时更不是仅靠磨盘与纤维的直接作用，而是更依赖于磨片间高浓纸浆纤维之间的相互搓揉、摩擦、挤压的作用。也就是说，在高浓打浆作用中高强脉动纤维之间的摩擦是实现纸浆打浆的更重要的作用。

另一方面，高浓打浆的突出优点还在于能使成纸具有较高的透气度及较高的抗张吸收能特性。这对制袋用牛皮本色纸浆来说，是很重要的性能，因为当装入粉末状物料（如水泥）时，纸袋必须具有足够强度，同时透气性能要好，防止因突然冲击而破损。但高浓打浆过程，易使纤维卷曲，从而影响纤维间的结合强度。图9-10说明了，在高浓打浆中，由于产生纤维卷曲现象，纤维长度似乎变短了，但高浓磨浆除了对纤维长度有影响外，对纤维的其他特性没有大的影响。当经过相对低能耗的高浓打浆后，由于卷曲使纤维长度缩短，从而纤维的结合力及松厚度稍微地降低了。因此，高浓打浆段后通常需要配备2%~3%的低浓打浆段，消除纤维间的内应力，使纤维伸直，从而增加纤维间的结合强度。

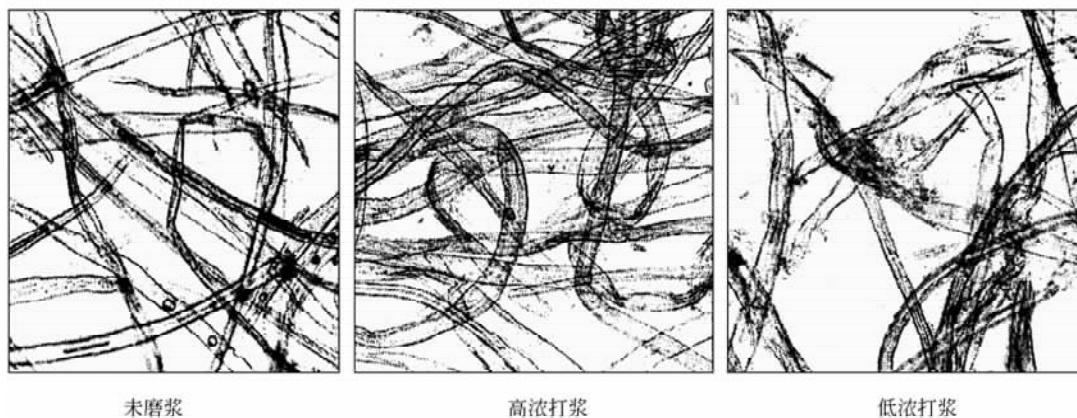


图 9-10 高浓打浆对纤维性能的影响

此外,由于纸浆浓度高,纤维相互摩擦的同时产生大量热量,使纸浆软化,有利于纸浆的离散和帚化。因此可以认为高浓打浆具有以下特点:

(1) 高浓打浆能更多地保留纤维长度,较少增加细小纤维组分,使纤维帚化及纵向撕裂更明显,纤维柔软可塑,润胀程度大。可以看出,高浓打浆一般不适用于长纤维的针叶木浆。

(2) 高浓打浆更能使纤维得到更大撕裂强度和纤维冲击强度。

(3) 高浓打浆最适宜于纤维短、强度低的阔叶木和草浆纤维原料的打浆,为生产高强度、高性能的纸张提供了新的途径。

二、高浓盘磨机

高浓打浆的关键设备是高浓盘磨机。由于纸浆浓度达30%,纸浆已属于黏弹体,完全丧失流动性,并具有较强弹性的固体性质,需要在高温条件下以及常压或带压下工作,所以,高浓盘磨机在结构上与中浓盘磨机和低浓盘磨机就大不相同。

(一) 具有强制性进料装置

纸浆浓度高,需要经过斜螺旋输送机输送,如果输送纸浆的动力不足,纸浆就较难进入高浓盘磨机的打浆区。因此,在高浓盘磨机的进浆口处需配套强制性进料装置,一般采用螺旋进料器。

(二) 排气装置

纸浆在高浓条件下打浆,纸浆含水量少,不能充分及时地吸收打浆时由于摩擦产生的大量热量,在打浆区造成蒸汽压力。为了防止蒸汽压力给盘磨机正常运行带来不良影响,就必须设立排气装置,一般是采用轴孔排出的方法。

(三) 液压调节盘磨间隙装置

高浓盘磨机液压系统是盘磨机的重要组成部分,它控制盘磨间隙以保证纸浆的打浆效果。因此,一般情况是以导阀调整盘磨间的间隙。只有当导阀出现故障时,才通过手轮操作,用螺杆定位。压力系统中设有安全阀,当盘磨内压力超过设定压力时,安全阀就会打开而卸载,这样可使磨片间隙保持恒定值。

国产高浓盘磨机液压系统的设计,于顺科等人在《中国造纸》1998年第一期做了详细介绍。

(四) 磨片

磨片是高浓盘磨机的关键部件,但是由于高浓打浆靠的是纸浆纤维的高强搓揉和摩擦作用,加上磨盘间的纸浆层很厚,因此,与低、中浓打浆相比,对磨纹形状及磨齿的要求就较为缓和,为了节能,就常采用齿面较窄,齿槽较浅的磨纹。

三、高浓打浆流程及应用

根据高浓打浆的特性,高浓打浆工艺流程中的关键设备包括双网挤浆机或其他挤浆设备、螺旋输送机、高浓盘磨机。其典型流程应是高浓打浆与低浓打浆相结合的方式,如图9-11所示。双网挤浆机纸浆进浆浓度3%~5%,出浆浓度30%~35%,也就是高浓打浆浓度,然后由螺旋输送机送入高浓单盘磨进行高浓打浆,高浓打浆紧接进行低浓

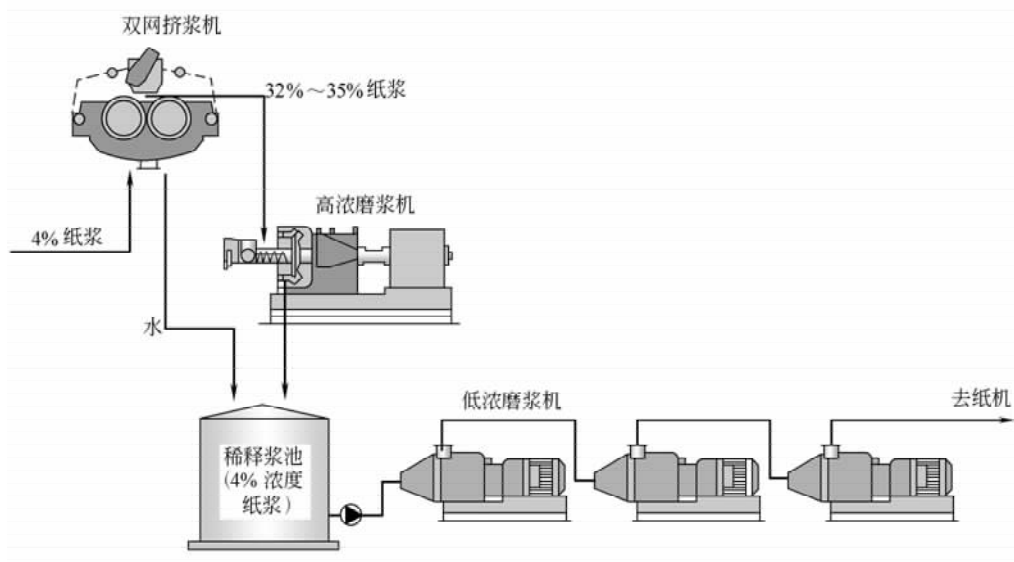
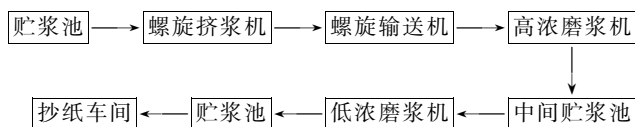


图 9-11 高浓打浆典型流程图

打浆。高浓磨浆配备低浓磨浆能使纤维伸直，降低松厚度、增加打浆度、抗张强度及抗张吸收能量和空气阻力。消耗的能量大小依赖于打浆种类及纸浆质量。一般来说，漂白浆打浆的能量消耗比未漂浆要低。

(一) 高、低浓盘磨机处理化学木浆流程

国内某厂新闻纸化学木浆原打浆系统是采用 $\phi 450\text{mm}$ 低浓盘磨机多台串联打浆，打浆浓度为 $3.0\% \sim 3.5\%$ ，打浆存在强度低、质量不稳定，以及漂白化学木浆配比高的问题。后改为高浓打浆的方式，其工艺流程如下所示：



打浆工艺技术条件是，螺旋挤浆机进浆浓度为 $3.0\% \sim 3.5\%$ ，出口浓度达到 $30\% \sim 35\%$ ，高浓盘磨机出口打浆度 $16 \sim 20^\circ\text{SR}$ ，低浓盘磨机打浆浓度 $3.0\% \sim 3.5\%$ ，打浆度约 $26 \sim 35^\circ\text{SR}$ 。

低浓打浆与高浓打浆流程的打浆效果比较如表 9-4 所示。从表中可以看出，采用高浓打浆后，尽管打浆度下降，但纸浆的抗张指数、撕裂指数都提高了，因此可以降低漂白化学木浆的比例，能降低生产成本，效益显著。

表 9-4 低浓打浆与高浓打浆效果比较

打浆方式	打浆度 $^\circ\text{SR}$		纸浆抗张指数 $/\text{N} \cdot \text{m} \cdot \text{g}^{-1}$		纸浆撕裂指数 $/\text{mN} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$		成纸抗张指数 $/\text{N} \cdot \text{m} \cdot \text{g}^{-1}$		成纸撕裂指数 $/\text{mN} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$	
	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均	范围	平均
低浓打浆	30~38	35	44~52	48	9~11	10	38~41	39.5	6.0~6.8	6.4
高浓打浆	28~32	30	54~60	57	11~13	12	39~42	40.5	6.2~7.0	6.6

注：选自参考文献 [3]。

(二) 高浓盘磨机处理废纸浆

为解决因废纸循环使用次数增加而使强度降低的问题，减少纸张强度增强剂的使用量以降低生产成本，改善纸张表面外观质量，尤其是细小油墨点问题，同样可以采用高浓打浆和低浓打浆相结合的处理方式，以改善纸张的物理强度和改善纸张外观质量。

图 9-12 显示的是用 Coni Disc 型锥形高浓盘磨机（日本相川铁工株式会社研制）代替常规高浓盘磨机（SDR）处理废箱板纸浆的打浆效果。显然，高浓打浆对于使纸张表面均一化、改善纸张表面外观质量以及改善纸张物理强度是非常有效的。

图 9-13 是 Coni Disc 高浓盘磨机的外形图。常规型高速高浓盘磨打浆机，受到动盘旋转产生的离心力作用，纸浆会被甩向磨盘的外侧。而高浓 ConiDisc 锥形盘磨机，纸浆受到离心力作用会被压向固定刀刃侧，纸浆在固定刀刃及旋转刀刃之间的充满度高，且滞留时间长，纤维之间的进一步摩擦作用也大。同时在锥盘磨的最外周侧还有圆盘形磨扇，通过调节其间隙，可以调整锥形部分的纸浆充满度。这种高浓盘磨机有 CD24 型、CD30 型、CD42 型，配制电机的功率分别是 350kW、600kW 及 1200kW。

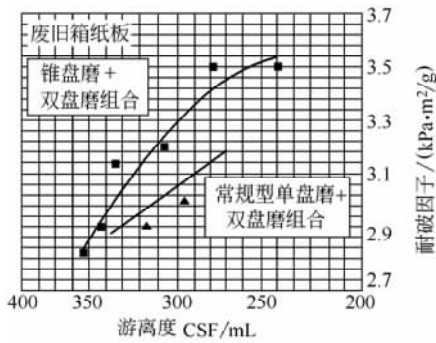


图 9-12 高浓盘磨机处理废纸浆的打浆效果

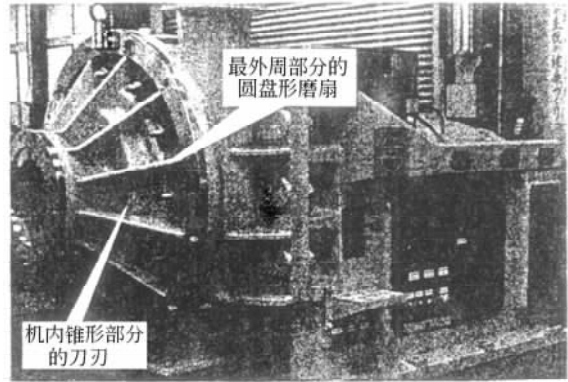


图 9-13 Coni Disc 锥形高浓盘磨机

第八节 中高浓打浆技术的发展

从盘磨机中、高浓打浆机理可以看出，盘磨机打浆作用主要靠纸浆纤维之间的搓揉和摩擦，与低浓打浆主要靠磨盘磨齿对纸浆的碰撞产生的剪切作用大不相同，因此可以降低电耗，同时也可以看出中高浓打浆的节能还有极大的潜力。

盘磨机的自动控制程度及智能化也可以减少盘磨机的无效操作，也是节能的重要措施。造纸厂的打浆工段能耗很大。有文献报道，对废纸浆抄造瓦楞纸打浆的能耗占造纸厂总能耗的 20%~30%，由于采用中浓打浆可以降低电耗，因此打浆的进一步节能仍然是中浓打浆技术的研究方向。为了达此目的，中浓打浆今后要在下列几个方面继续发展：

- (1) 继续研究中浓打浆技术的机理，发展适合于不同低能耗的中浓盘磨机系列。
- (2) 研制适合不同纸浆种类的中浓打浆的磨盘系列，以及相配套的优质磨盘材料。

(3) 研制中浓打浆配套设备及与盘磨机的最优组合, 建立低能耗的打浆系统。

(4) 提高中浓打浆的自动化程度, 实现打浆过程的智能化, 由单台盘磨机控制发展成为多台盘磨机集中控制, 并进一步发展到对整个打浆系统进行全自动的控制。

对于用高浓盘磨机打浆, 尽管高浓打浆有它的优越性, 但至今仍存在一些未能解决的问题, 阻碍了高浓打浆技术的推广。归纳起来, 高浓打浆存在的问题有如下几点:

(1) 由于高浓打浆较少切断纤维, 因此长纤维的针叶木浆就很少采用高浓打浆, 否则, 打浆后的纸浆容易絮聚成团, 对成纸质量有一定影响。

(2) 由于高浓盘磨机结构复杂, 附属部件多, 操作不便, 维修保养要求高。

(3) 由于高浓打浆引发高热, 过量的热量积聚会产生蒸汽压力, 盘磨机在运行中必须花费部分功率来平衡机内压力, 从而使吨浆能耗要比中浓打浆大。

因此, 高浓打浆还需要更深入地研究发展。

参 考 文 献

- [1] 陈克复编. 制浆造纸机械与设备 (下册). 北京: 中国轻工业出版社, 2003
- [2] K. B. Miles, and W. D. May. The Flow of Pulp in Chip Refiners. JPPS, 16 (2): J63 (1990)
- [3] 王永强等. 用高低浓盘磨处理化学木浆提高打浆质量. 中华纸业, Vol. 23, No. 12, P43, 2002
- [4] 刘培兰等. 新型高浓 Coni Disc 型锥盘磨. 中华纸业, Vol. 25, No. 10, P26, 2004
- [5] 曹国平等. ZDPM 盘磨中浓打浆的生产使用效果. 广东造纸, Vol. 19, No. 2, P41, 2000
- [6] 李世扬等. ZDPM 盘磨中浓打浆的生产使用效果. 广东造纸, Vol. 18, No. 2, P29, 1999
- [7] 李世扬等. ZDPM 盘磨中浓打浆优化处理废纸浆. 造纸科学与技术, Vol. 2, No. 1, P30, 2003
- [8] 何衍庆等. 盘磨机打浆过程的控制. 中国造纸, Vol. 16, No. 3, P35, 1997
- [9] 刘士亮等. 中浓打浆在高强牛皮箱纸板中的应用及机理分析. 中国造纸, Vol. 23, No. 9, P10, 2004
- [10] 初嘉鹏等. 盘磨机磨片间纸浆纤维剪切机理的研究. 中国造纸学报, Vol. 16, P124, 2001
- [11] Homnu Paulapuro. Papermaking Part I. Stock Preparation and Wet end. Papermaking Science and Technology. Published by Fapet, Printed by Gummerus Printing, Jyvaskyla, Finland, 2000

第十章 造纸过程的高浓成形与高浓流浆箱

第一节 概 述

一、高浓成形的优点及发展高浓成形技术的意义

纸和纸板的传统抄造成形过程都是先将纤维、填料及助剂等原料分散在水中成为上网纸浆，然后通过一系列布浆和匀浆元件使之分散均匀，再通过流浆箱唇板区在长网、圆网或夹网上形成均匀的浆层，并逐步脱除浆层中的水分而形成湿纸页。上网纸浆的浓度一般在 0.1%~1.0% 左右，纸浆中 99% 以上都是水，为形成干度为 10%~20% 左右的湿纸页，纸机网部设置了成形网、案辊、脱水板、真空吸水箱、真空伏辊等脱水元件来脱除上网纸浆中 90% 以上的水。随着纸机向大型、高速、自动控制的方向发展，纸机的流浆箱及网部脱水元件已越来越复杂，造价也越来越昂贵。另一方面，这种将低浓纸浆稀释→分散→脱水→成形的传统纸页成形工艺，不但要耗费大量的水来稀释纸浆、使用复杂的设备和消耗大量的能源来分散纤维及脱水成形，而且还在纸页成形过程中造成了纤维、填料、胶料及助剂的大量流失，从而使造纸过程消耗过量水资源、能源及原材料。

为节约用水、降低能耗、减少原料浪费及环境污染，探索新的纸页成形方法，永远是造纸工业重要的研究课题。其中高浓成形技术就是这一领域的关键技术。

对于成形技术而言，高浓并不意味着一个确定的浓度范围，它指的是比常规的操作浓度更高的浓度，由于传统的上网浓度范围是 0.1%~1%，平均操作浓度是 0.5% 左右，当上网浓度大于 1.5% 时，普通的流浆箱就难以正常操作。因此，一般将上网浓度大于 1.5% 的成形操作，称为高浓成形。

与低浓成形相比，高浓成形的优点是显而易见的：

(一) 节水

两种成形方式典型的白水循环系统如图 10-1 所示，对于一个日产 150t 印刷纸或书写纸的抄纸车间，高浓成形时流浆箱中纸浆浓度比传统成形时大 4.6 倍，高浓成形时通过流浆箱的流量是 1.5m³/min，而传统成形时是 22.5m³/min。在传统的纸机抄造系统中，配浆箱中的纸浆必须用大量的白水进行稀释，而在高浓成形时，纸浆的量大于白水量，这在节水的同时也有助于稳定流浆箱中的打浆度。

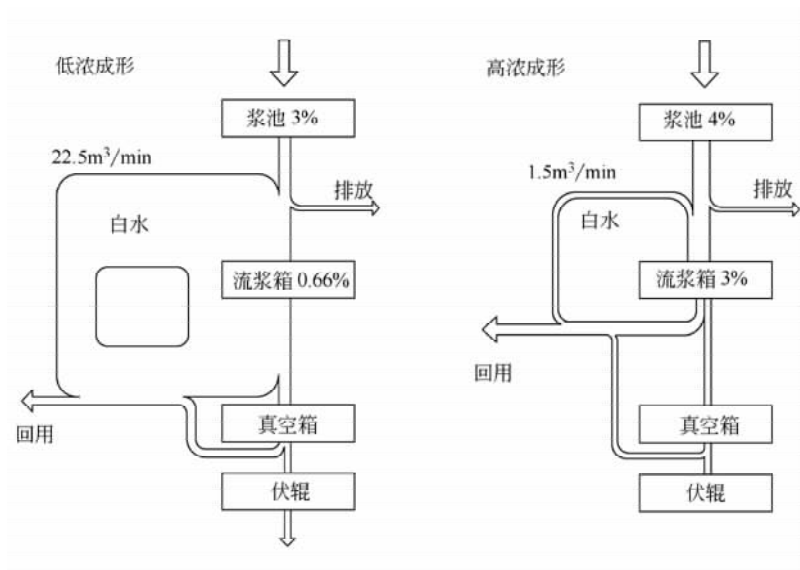


图 10-1 两种成形方式典型的白水循环系统图

(生产印刷纸和书写纸, 产量为 150t/d)

(二) 节能

与传统成形相比, 高浓成形具有很大的节能优势:

(1) 由于采用更高的上网浓度, 湿部系统需要处理的纸浆量少, 更少的水需要脱除, 从而大大减小了纸机在这部分的尺寸, 并降低了泵送的能量需求。图 10-2 表示了流浆箱的上网浓度与泵能量消耗的关系。由图中可以看出, 上网浓度越高, 泵送纸浆所消耗的能量就越小, 当上网浓度为 3% 时, 泵送纸浆所消耗的能量为 $20\text{kW}\cdot\text{h}/\text{t}$ 左右, 仅为上网浓度 1% 时的 $2/5$ 。

(2) 由于目前所说的“高浓”浓度范围, 正处于输送阻力的“减阻现象”发生的区域中, 因而输送阻力减少。

由纸浆悬浮液流体动力学可知, 输送阻力与纸浆浓度之间有图 10-3 所示的关系,

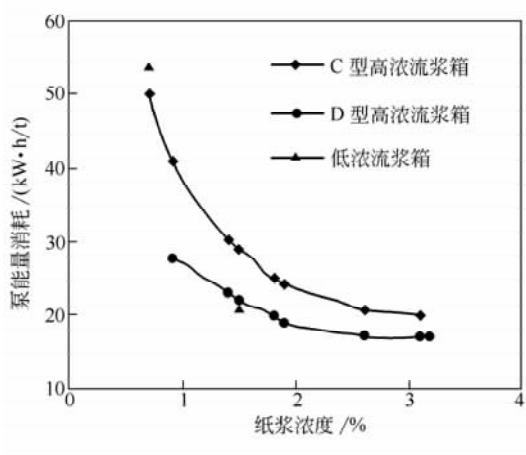


图 10-2 上网浓度对泵能量消耗的影响

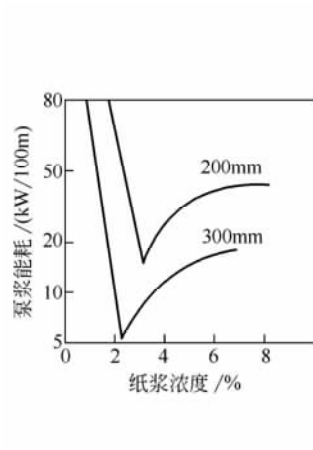


图 10-3 输送阻力与纸浆浓度的关系

即在某一浓度范围内，输送阻力会突然减小。而这一浓度区域刚好是高浓成形的浓度范围。

当然，在高浓流浆箱中，分散纤维所需的能量要高于传统的低浓流浆箱，但这少许的超出，远小于高浓输送中所节省的能量。

(3) 高浓成形纸页具有毯式多孔结构，在网部和压榨部易于脱水，出压榨部时的纸页干度高浓成形比低浓成形高 2%，节省了干燥部的蒸汽消耗，从而提高了纸机的生产能力，降低了吨纸的能量消耗。

所有这些因素都将降低纸机的投资成本和运行费用。对于一台成纸宽度为 3300mm、车速为 600m/min 的纸机，每天生产 150t 薄页纸，每吨纸可节能 100kW·h 以上。如表 10-1 所示。

表 10-1 高浓成形的吨纸节能量

项 目	节能量	电能/kW·h	相当于燃油量 /L
纸浆输送		70.4	17.6
0.05t 脱水蒸气		15.0	3.75
脱水真空泵		3.2	0.80
驱动动力		9.5	2.38
压榨真空泵		3.6	0.90
500L 新鲜水		0.08	0.02
合计		101.8	25.45

(三) 提高细小纤维和填料的留着率

细小组分的留着是由吸附过程、过滤过程、沉积过程及絮凝过程所决定的。其机理主要有两种学说。①机械截留学说。机械截留学说认为，细小组分是由于机械过滤作用，使填料不能通过滤层而留在纸页内。②胶体吸附学说。胶体吸附学说认为，细小组分的留着是由电荷之间的相互作用造成的。事实上，细小组分的留着是机械截留和胶体吸附相结合的结果。

由于纸浆种类相同，因此造成不同浓度纸浆之间纤维和填料留着率差别的原因主要应该是机械截留，高浓成形时上网纸浆浓度大，形成的滤层密度大；同时，高浓成形时需要脱除的水更少，脱水过程会把细小物质带走，因而在高浓成形过程中有更高的留着率，高浓成形比低浓成形能节省近 10% 的纤维。

图 10-4 和表 10-2 表示了单程留着率随着上网浓度的变化关系，图中的图

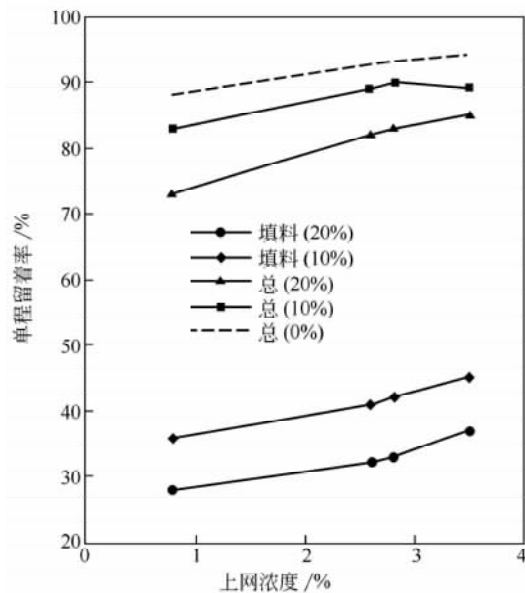


图 10-4 上网浓度对单程留着率的影响

表 10-2 单程留着率与上网浓度的关系

项目	速度 /(m/min)	唇口开度 /mm	流浆箱 浓度/%	白水浓 度/%	单程留着率/%			灰分/%
					纤维	填料	总和	
中试纸机 (无填料)	600	1.6	3.02	0.15	95.0	0	95.0	0
	600	2.3	2.50	0.12	95.2	0	95.2	0
	600	3.1	1.99	0.12	94.2	0	94.2	0
	600	3.7	1.49	0.09	93.8	0	93.8	0
	400	9.8	0.70	0.06	91.0	0	91.0	0
中试纸机 (有填料) 64g/m ²	600	1.6	3.71	0.61	95.1	37.3	83.6	11.1
	600	2.3	2.90	0.51	95.3	33.0	82.5	9.0
	600	3.1	2.50	0.46	94.5	31.6	81.5	8.0
	600	3.7	1.65	0.39	92.6	18.4	76.5	5.8
	400	9.8	0.88	0.23	89.4	28.3	73.4	8.3
长网 (60.3g/m ²)		16.0	0.66	0.21	83.7	26.3	68.0	11.7
夹网		11.0~11.5	0.9~1.2	0.4~0.7	45~50	17~18	40~50	9.0~2.1

注：1. 单程留着率 = $\frac{\text{流浆箱浓度} - \text{白水浓度}}{\text{流浆箱浓度}} \times 100\%$

2. 表中的“长网”和“夹网”分别表示 17 种生产高级纸的工业长网纸机和夹网纸机的平均留着率。

例“填料 (20%)”表示当加填量为 20% 时的填料留着率，“总 (20)”表示当加填量为 20% 时总的留着率，其余依此类推。从图和表中可清楚地看到，纤维和填料的单程留着率随着纸浆浓度的增加而增加，灰分含量的增加即表示填料留着率的增加，这与理论分析的结果是相符的。

(四) 独特的成纸性能

高浓成形纸页的毯式结构使纸页具有独特的机械性能，如平压强度、环压强度、Z 向强度等都高于传统成形产品，同时，成纸厚度较大，密度较小，内部结合强度较高。

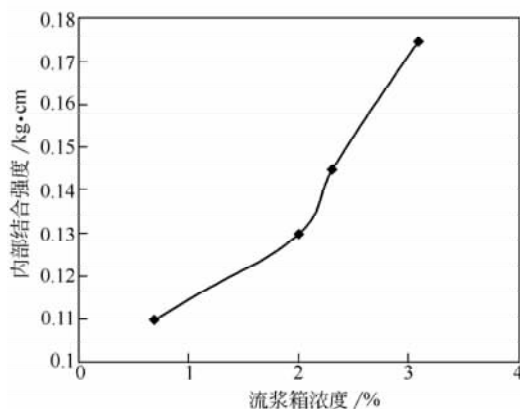


图 10-5 流浆箱浓度对内部强度的影响

流浆箱的浆浓与内部结合强度的关系如图 10-5 所示，由图可以看出，在图中的浓度范围内，纸页的内部结合强度随着流浆箱内浓度的增加而增加。

由于高浓成形纸页有很好的内部结合强度，从而允许整饰辊或顶网进行更大程度的处理，这有利于纸页性能的改进，而且通过改变向上的滤水速度也可以改变纸页的性能，如改进成形、减小松厚度、改进 MD 抗张强度等，如图 10-6 所示，图中成形指数越低，表示成形越好。但是随着向上滤水速度的提高，层间结合强度下降。因此可以根据产品的要求制订合适的生产工艺，有更大的生产

灵活性。

由此可见，高浓成形技术在纸页 Z 向强度等方面也有着普通成形技术无法比拟的优势。

在实际的生产应用中，对造纸工业在节能、节水以及减少环境污染等方面，高浓成形技术均有着重要的意义。另一方面，高浓成形技术的开发和发展，不仅推动了整个造纸成形理论的研究和发展，同时也促进了抄造技术及设备的变革和更新。

它不仅对造纸过程中的流浆箱、成形网部、压榨部等方面有了更高的要求，且对高浓纸浆的输送以及净化、筛选设备也提出了新的要求。

因此可以认为，人们希望通过高浓成形而不是传统的方式来造纸，其原因就在于：

- (1) 高浓成形提供了节省资金和能源的潜力。
- (2) 高浓成形开拓了一个改进现有产品和发展新产品的领域。

二、高浓成形技术的国内外发展现状

高浓成形技术是国际上造纸工业中的一项高新技术，该项技术从 20 世纪 60 年代末开始实验室研究，直到 20 世纪 80 年代末实现工业化应用，前后经历了 20 多年。世界上第一次高浓成形试验是 1970 年由瑞典森林产品研究所 (Swedish Forest Products Research Laboratory) 的 Lennart Reiner 教授着手进行的，1975 年 2 月 18 日，他们又在芬兰的 Karuttue 造纸厂进行了高浓流浆箱工业应用的中试。随后在世界范围内都开始了对高浓成形技术的研究并取得了较大的成功。在 20 世纪七八十年代进行的研究使高浓成形技术得到了进一步的完善，其在抄造纸板和定量纸页上的优势开始得到证实。当时不仅在实验室中取得了较大的成功，而且能在生产实际中生产出一些特定的纸种，诸如瓦楞芯纸、层压基纸、折叠箱板纸以及液体包装纸等，其成形浓度范围为 1.5%~5.0%，其抄造纸页定量的范围为 65~300g/m²，车速范围为 100~800m/min。1985 年高浓成形技术正式开始商业应用。

进入 20 世纪 90 年代以后，高浓成形技术的研究进一步深入，并受到了国际造纸界的普遍关注。其时，高浓成形技术中的一些难关也相继被攻破。诸如纸页强度指标偏低、定量分布偏差较大、高浓纸浆的筛选及净化困难、低定量纸种的抄造受到限制等问题也得到了初步解决，使高浓成形技术在更加广阔的范围内得到应用。

20 多年来，众多研究者从高浓成形的理论、成形装备以及成形技术诸方面进行了大量的研究与实践。目前，在高浓成形技术上处于世界领先地位的有日本、荷兰、瑞典

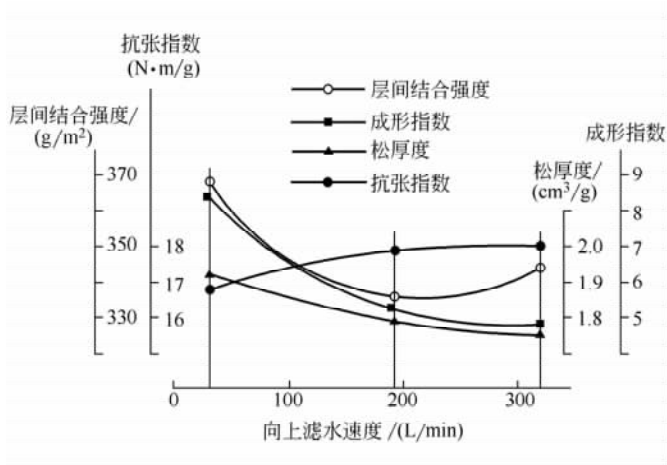


图 10-6 向上脱水对纸页性能的影响
唇板区的喷浆速度为 650L/min

和美国等发达国家,其高浓成形的实验浓度为1.5%~5.0%,在浓度高达3.0%时可维持稳定的操作。其科研成果,包括新技术、新装备等专利,已在一些国家得到应用。其中日本的制浆造纸技术研究院(Research Association of Pulp and Paper Technology)、瑞典的森林产品研究所(STFI)、芬兰 Metso 公司的研究机构等,均从高浓成形机理、高浓湍流发生器和高浓流浆箱直到高浓成形器的设计诸方面进行了系统的研究和开发,对高浓成形技术的发展起了积极作用。

高浓成形技术在工厂应用主要在纸板领域。早在20世纪80年代,世界上就有3台高浓流浆箱投入工业化生产,其中两台在芬兰,一台在美国,这三台都是作为第二流浆箱用于生产液体包装纸板。现在高浓成形技术已在少数国家应用,生产薄页纸、瓦楞原纸、层压基纸以及折叠箱板纸等,抄造浓度在3%左右,纸页定量为65~500g/m²,车速范围100~800m/min。

我国造纸工业由于受到仪器、设备等方面的限制,在高浓成形这一领域的研究起步较晚,从20世纪80年代末起,国内才开始对高浓成形技术进行跟踪研究。20世纪90年代中,华南理工大学和轻工业杭州机电设计研究院合作,开展了高浓成形技术的深入研究,并在华南理工大学的多功能实验造纸机上,采用自行研制的高浓流浆箱,成功地进行了高浓成形的中试。在车速100~200m/min,上网浓度1.5%~2.5%范围内,抄造了定量60~185g/m²的纸页,成为我国在高浓成形技术研究方面的一个新起点。

由于高浓成形技术的独特魅力,国内外研究者在高浓成形的机理和成形装备等多方面进行了大量的探索,虽然高浓成形技术的应用还不广泛,在我国更是处于研究开发阶段,还未见生产应用,但人们有理由相信,随着该技术的进一步研究和开发应用,其在节水、节能及减少环境污染等方面的优点将极大地促进造纸工业的发展。

三、高浓成形技术今后的研究重点

自20世纪60年代末至今,高浓成形的研究已历时40多年了,也取得了许多重大突破。但高浓成形技术还有待进一步的完善。首先是高浓成形机理的进一步深入研究及高浓成形工艺的优化,以提高高浓成形纸页的平面性能,减少高浓成形技术的产品局限性;其次是高浓成形相关设备的研制。高浓成形与低浓成形在筛选、净化及成形设备等方面有着显著的区别,设备也是限制高浓成形技术在生产中广泛应用的重要因素,因而需要根据高浓成形的机理研制相关的配套设备,为高浓成形技术的成功应用提供条件;此外,如何在确保纸页质量的前提下进一步提高纸浆的成形浓度也是摆在造纸工作者面前的一个重大课题。

第二节 高浓成形的机理探讨

一、纸浆的流体特性及对纸页成形的影响

(一) 纸浆悬浮液的流动机理

1. 纸浆的流动状态

上网纸浆悬浮液主要是由纤维、填料、胶料、水(包括溶于水中的化学添加物)和

空气所组成的复杂的分散体系，其流动特性区别于水，而且随着纸浆本身的性质和浓度、流速等因素的不同，流动特性也不断变化。在临界浓度以下时，由于纤维与纤维之间的相互作用很小，而能够自由运动，因而其流动状态与水大体相同。在临界浓度以上时，随着纤维浓度的提高，纤维与纤维的机械交缠作用使纤维互相碰撞并形成絮聚物，这些絮聚物在纸浆浓度较低和流动速度较大时，活动是比较容易的。但在较高的浓度（通常在 0.25% 以上）和较低的流动速度时，絮聚物可以互相联结形成纤维网状物，使纸浆悬浮液具有纤维网状物的性质，从而导致纸浆悬浮液的流动特性与水的流动特性有明显的区别，浓度越高，区别也越大。

临界浓度以上的纸浆悬浮液，随着纸浆流速的不同，可以分为塞流、混合流和湍流等三种基本的流动状态。如图 10-7 所示。

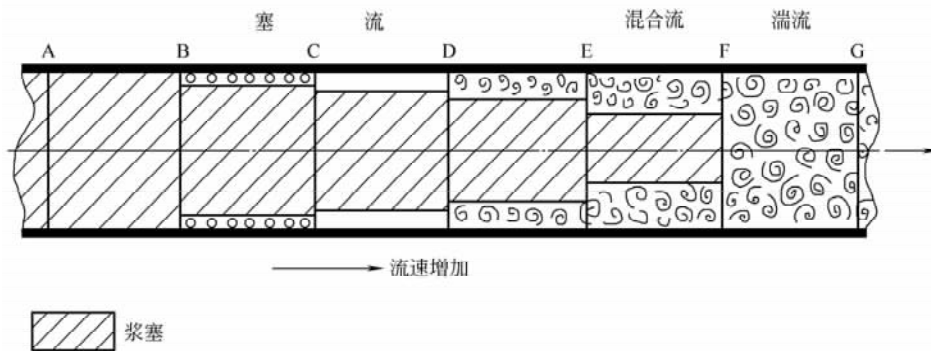


图 10-7 各种流态示意图

在纸浆流速较低的情况下，由于流体流动的剪切力尚不足以克服纤维缠结的内摩擦力，因而纸浆以整体流动，形成一栓塞状的流动状态，在其中无速度梯度，只是在纤维与管壁之间有一个水环，开始时水环很薄，浆塞与管壁处于滚动摩擦状态（图中 B-C 段）；随着速度的增加，水环变厚，浆塞与管壁之间出现层流水环（图中 C-D 段）；层流水环随后变成湍流水环（图中 D-E 段），这种流动状态称为塞流。当流速加快时，在靠管壁的部分出现了湍流的状态，但靠中间的部分还保持塞流的状态，这时称为混合流（或过渡流）（图中 E-F 段）；随着速度的进一步提高，湍流部分不断地扩大，直到一定的速度时全部变为湍流（图中 F-G 段）。

在一般情况下，由塞流变为混合流和由混合流变为湍流的转折点，所需的纸浆流动速度与纸浆的浓度和性质（纸浆的种类、硬度、打浆的程度等）有关，纸浆的浓度越高，出现转折点时所需的速度也越高，当纸浆的浓度很高时，即使流动的速度比较大，但由于纤维网状物内部的阻力，因而流速尚不足以造成局部的湍流，这时就会出现塞流向中心线逐步发生龟裂，而生成很多同心圆的塞流层。增加纤维的长度、纤维的柔软性和纤维的表面粗糙程度，能够增加纤维的机械缠结，进而增加纤维的网络和絮聚的强度，在同样流动条件下，就较难被互解分散，从而就推迟了湍流流态的出现。

2. 纸浆的流动特性

当浓度在 6% 以下时，纸浆悬浮液在圆管中的流动阻力可表示为：

$$\frac{\Delta H}{L} = FK u^\alpha c^\beta D^\gamma \quad (10-1)$$

式中 $\Delta H/L$ ——100m 管道长度上的压力降, mH_2O ($1\text{mH}_2\text{O}=10\text{kPa}$)

F ——温度变化修正系数, 当纸浆悬浮液温度偏离 35°C 时, 温度每减少或增加 1°C , 流阻相应增加或减少 1%

K ——纸浆特性常数

u ——浆流速度, 指管道截面平均流速, m/s

c ——纸浆浓度, $\%$

D ——管道内径, mm

α, β, γ ——纸浆特性指数

以纸浆的流速 $u(\text{m/s})$ 为横坐标, 以流动的压头损失值 $\Delta H/L(\text{m}/100\text{m}$ 长) 为纵坐标, 采用双对数坐标纸绘制, 即可以得到纸浆的流动特性曲线。纸浆在流动过程中的

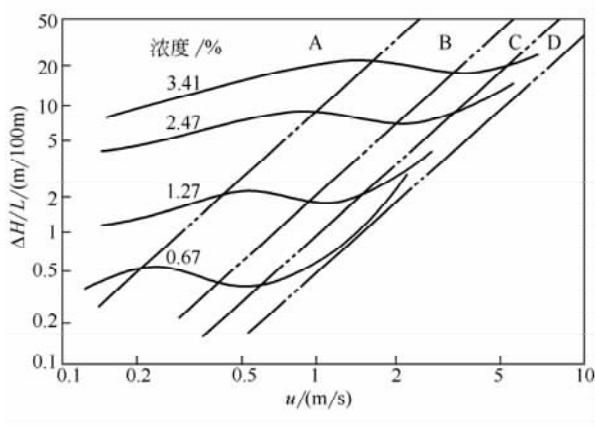


图 10-8 硫酸盐木浆的流动特性曲线

管道: 管径 76.2mm, 铜管, 直管

打浆度: 约 15.5°SR

浆温: 19°C 浆种: 未漂硫酸盐木浆

摩擦损失, 可以分为两种情况: 一种是纸浆与管壁之间的摩擦, 称为管壁摩擦或表面摩擦; 另一种是纸浆本身纤维与纤维之间的摩擦, 即流体摩擦或称内部摩擦, 这些摩擦均造成能量的损失。

硫酸盐木浆的流动特性曲线如图 10-8 所示, 从式 10-1 和图 10-8 中可以看出, 纸浆的浓度对流动过程中压头损失具有显著的影响, 浓度越高, 压头损失越大。图中 B 区所对应的纸浆的流动, 是具有连续水环的塞流, 纤维网络以几乎相同的速度运动。在 C 区, 塞流中的水环流层由层流转

变为湍流, 但纤维网络还是整体运动, 这区间所对应的流动即湍流环塞流区。在 D 区, 纤维网络逐渐消失, 由混流过渡为湍流, 在这区间内, 纸浆流动压头损失比水小些, 而且与浓度的关系不大。

(二) 纸浆悬浮液的湍动与絮聚

在一般情况下, 纸页是纸浆在网上脱水而形成的, 由于通常采用的纸浆上网浓度比絮聚临界浓度高得多, 因而在纸浆中纤维与纤维之间存在互相交缠的作用, 致使纤维絮聚, 从而造成局部浓度过大、纸页结构不均匀甚至破坏的问题。而且随着纸浆浓度的提高, 纤维絮聚的可能性也增大。

1. 纤维絮聚的描述

在纸页成形过程中, 絮聚物很少保持同样的尺寸, 因此絮聚程度主要是根据不同尺寸的絮聚物在纸页中所占的比例来划分的。如国外有研究者将絮聚程度按絮聚物的直径

分为三个档次，即 0.2~1.00mm，1.0~5.00mm，5.0~50.00mm。

早在 1948 年，Mason 等人就认识到，纤维絮聚产生于纤维间的相互作用，并提出了临界浓度的概念。在他的研究中发现，当纸浆悬浮液超过临界浓度后，纤维间的相互作用对絮聚影响较大。因而他将临界浓度描述为：在这种条件的浆流中，一个以纤维长度为直径的球形体积内，所包容的纤维数量少于 1。加拿大 B. C. 大学制浆造纸中心 (Pulp and Paper Centre the University of British Columbia) 的研究者将这一定义扩展，导出了集聚因子 (crowding factor) 的概念。

集聚因子是指在纸浆悬浮液中一个以纤维长度为直径的球形体积内，所能包容的纤维数量，以 N 表示。根据纸浆的体积分数、纤维长度和纤维直径，可以计算出 N 值：

$$N = \frac{2}{3} c_v \left(\frac{L}{D} \right)^2 \quad (10-2)$$

式中 c_v ——纸浆的体积分数，%

L ——纤维的长度，m

D ——纤维直径，m

对于实际的纸浆悬浮液，可选用纸浆浓度 c (%) 和纤维粗度 ω (kg/m)，则有：

$$N = \frac{5cL^2}{\omega} \quad (10-3)$$

如把集聚因子 N 与每根纤维与其他纤维的接触点联系起来，由于 L/D 远大于 1，可得：

$$N = \frac{4\pi n_c^3}{3(n_c - 1)} \quad (10-4)$$

式中 n_c ——纤维与其他纤维接触点的数量

集聚因子概括了纸浆浓度、纤维形态等参数对絮聚趋向的影响，可较全面地描述浆流的特征。PPCUBC 的研究者用尼龙纤维、冷杉和红松等木浆纤维进行了验证，得出了 N 值与浆流絮聚的变化趋势。一般浆流的 N 值范围在 0~200。

研究表明，当 $N < 1$ 时，纤维相对运动自由，只有偶然的碰撞。当 $N \approx 1$ 时，纤维的迁移率很高，随着 N 值的增加，纤维间的碰撞加剧。当 N 达到 60 左右，纤维已形成连续的网络。在 $60 < N < 130$ 范围内，纤维的迁移率大大下降，浆流中已形成有足够强度可抵御絮聚团的分散。根据上述的分析，可将纤维悬浮液的絮聚程度划分为三种类型 (见表 10-3)，这给絮聚研究中的定量描述带来了极大的方便。

表 10-3 纤维悬浮液的特征

类 型	纤维的接触形式	N 值
稀释型	偶然碰撞	$N < 1$
半浓缩型	受迫碰撞	$1 < N < 60$
浓缩型	连续接触	$N > 60$

以一般针叶木化学浆来计算，对于普通的低浓成形范围，纸浆悬浮液集聚因子的数量级在 $N = 20 \sim 200$ ，而高浓成形范围内，集聚因子 $N = 400 \sim 1000$ ，此时的絮聚趋势

是非常明显的。因此在高浓成形过程中，纤维絮聚是不可避免的。

S. Mason 则将形成絮聚的纤维尺寸大小作为指标，称为轴比。

$$\text{轴比} = \frac{\text{纤维长度}}{\sqrt{\text{纤维宽度} \times \text{厚度}}} \times \frac{\pi}{2} \quad (10-5)$$

在低浓度纸浆中，纤维的拘束性小，能自由地回旋于浆液中不易絮聚，浓度与轴比之间的关系，被称为界限浓度。当纸浆浓度比界限浓度高时，纤维之间将产生絮聚。表 10-4 所示为纸浆悬浮液中不同的纤维轴比所对应的界限浓度，从表中可以看出，轴比越大，界限浓度越小，纸浆越容易絮聚。

表 10-4 纤维的轴比与界限浓度的关系

轴 比	界限浓度(g/100mL)	轴 比	界限浓度(g/100mL)
20	0.125	50	0.021
30	0.055	60	0.014
40	0.031		

多年来，一直认为，絮聚作用只是一种胶体现象。纤维和填料在纸浆中的表现，有如胶体悬浮液，并涉及动电和静电的表面力，然而，即使胶体的吸引力或排斥力的影响总是存在着，其作用也尚不足以成为在纤维网络中出现聚集的唯一因素，纤维必须受到强度远远超过胶体作用力的水力作用力，才能构成在纸浆悬浮液中出现的纤维网络，只有在低剪切力和低浓度的实验室条件下，胶体作用力才能够是促进纤维絮聚的主要控制因素。高湍动和定向剪切力是造纸机操作的特点，而这些作用力，通常均远远比纤维间可能出现的胶体作用力强得多。目前，普遍地认为，絮聚纤维是处于纤维的物理交织、化学键力以及破坏性的湍动与剪切力之间的动平衡状态。

2. 影响絮聚的因素

影响纸浆纤维絮聚的因素很多，但主要是受流速和浓度的影响。

(1) 流速对纤维絮聚的影响。加拿大制浆造纸研究院对在不同流速下的浆流进行光学测量，发现浆流平均速度对纤维絮聚有很大的影响。图 10-9 是对 0.58% 浓度的木浆

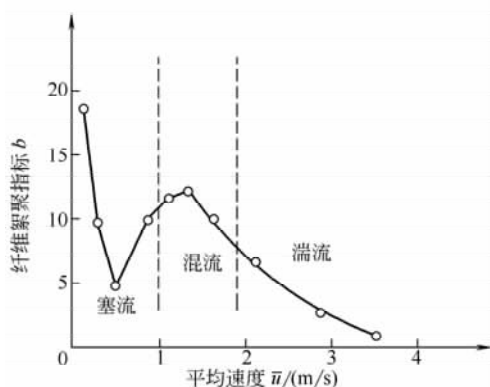


图 10-9 平均流速与纤维絮聚程度的关系
 b 为纤维絮聚的程度

在不同流速下所测出的流速与纤维絮聚程度的关系曲线。图中表明，当流速很低时，浆流中纤维絮聚现象很严重。在塞流状态下，纤维絮聚团束有所减小，在混流状态下，纤维絮聚程度又上升，达到了极大值。当浆流处于湍流状态时，絮聚程度趋于零。因此，由于不同的流速，使浆流经历不同的三种流动状态，而不同的流动状态又使纤维絮聚的程度不同。

(2) 浓度对纤维絮聚的影响。浓度越高的浆流，纤维絮聚程度越高，这是由于浓度越大，纤维相互交织和纠缠的可能性

就越大的缘故。

如果使 3% 浓度的长纤维硫酸盐浆完全分散，停放 1/100s 后纤维又出现再絮聚现象。但浓度 4% 的硫酸盐浆，完全分散后停放不到 1/1000s 后就出现再絮聚的现象。可见纤维絮聚的程度随着浓度的提高而迅速增大。

除了浆流平均速度和浓度极明显地影响着纤维絮聚程度以外，纸浆的性质也影响着纤维絮聚程度。长纤维、半纤维素含量少、未经漂白和含有空气较多的纸浆，纤维絮聚趋势较大。纤维表面带正电荷，能使纤维相互排斥而不易絮聚。纸浆施胶后，使纤维表面形成一层水膜，增加纤维之间的润滑性能，减少纤维之间的摩擦力，从而也能减少纤维絮聚的现象。

(3) 影响纤维絮聚的其他因素。近期的研究表明，纤维絮聚不仅与纸浆的纤维形态、物理性质有关，同时还与纸浆的湿部化学环境有一定的关系。芬兰学者采用图像分析技术测量絮聚尺度的方法，研究了纤维悬浮液中无机电解质含量和 pH 值等化学环境因素对纤维絮聚的影响。采用人造丝纤维 (rayon fibre) 配成 0.05% ~ 0.35% 的悬浮液，加入 NaCl、CaCl₂ 和 FeCl₃ 等无机盐电解质，考察 1 价、2 价和 3 价的金属离子对纤维絮聚的影响。研究表明，随着无机盐含量的增加，絮聚尺度逐步增加，但是增加的幅度不是很大。电解质对纤维絮聚的影响，归结为其对纤维表面电位的改变。

研究者还用 HCl 和 NaOH 调节纤维悬浮液的 pH，以观察其对纤维絮聚的影响。研究表明，随着纤维悬浮液的 pH 的增加，纤维絮聚的尺度也有所增大。悬浮液 pH 的变化，可改变纤维周围双电层的变化，从而改变纤维间的吸附或分离趋势，进而影响纤维的絮聚和分散的程度。

当然，对于湿部化学环境与纤维絮聚的关系问题，也有一些学者持不同的观点。他们认为，湿部化学环境对纤维絮聚没有任何直接性的影响，而是随着电解质的加入，影响到原有的湿部化学体系的平衡，从而间接地影响了纤维的分散或絮聚。随着对湿部化学系统研究的深入，纤维絮聚与湿部化学环境的关系将会进一步地明朗。

3. 湍动与纤维絮聚的关系

网络和絮聚团束中的单根纤维处于其他纤维强加于它的拉力作用之下，其他纤维的拉力就最终引起了纤维的内应力。由于每根纤维都能承受一定的拉力，加上纤维表面相互摩擦力或联结力的存在，因此，要分散它们的交织就必须要有了一定的剪切力，造纸过程中通常利用湍流所产生的剪切力来达到分散纤维絮聚的目的。

湍流是在高雷诺数下发生的，其特点是流体的质点不再规则地成层向下游流动，而是杂乱无章地沿各个方向以大小不同的速度运动，发生强烈的混合，但总的或平均的流动方向还是指向下游。流体质点的这种不规则的运动，就使得流体质点除沿主流方向运动之外，还有各个方向上的附加脉动，也即在流场的定点处，流体质点的流速与压力都随时间呈不规则的高频脉动，质点的脉动是湍流最基本的特点。

可用动量传递的概念，来阐明湍流剪切应力产生的机理。考虑如图 10-10 所示的流动， $u_x = u_x(y)$ ， $u_y = u_z = 0$ ，速度梯

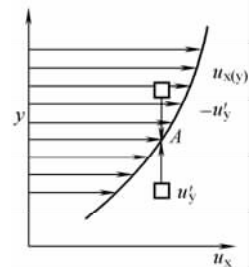


图 10-10 脉动速度所引起的动量传递

度 $\frac{du_x}{dy} > 0$ 。

脉动的存在，使得流场中不断有流体微团互换位置。由于存在大于零的 y 方向的脉动速度（即 $u'_y > 0$ ），流体微团从下面（图中 A 处以下）向上运动，因该微团原来的时均速度较小，故微团到达新的位置时，会获得动量，并使该处运动有减慢的趋向，导致产生负的速度分量 u'_x ($u'_x < 0$)。相反，若流体微团由于向下的速度脉动 ($u'_y < 0$)，微团从上面（A 处以上）转移到下面，其速度较周围流体微团为大，因而给出动量，造成该处运动有加速的趋向，导致产生正的速度分量 u'_x ($u'_x > 0$)。由于湍流脉动的随机性，虽然不能认为一定出现上述情况，但总的说来，“多数”情况下正的 u'_y 与负的 u'_x 相联系，而负的 u'_y 则与正的 u'_x 相联系，亦即纵向与横向速度脉动有某种关联。微团的这种位置交换，造成了动量传递。动量传递相当于一种作用力，作用于单位表面的力就是应力。这种不同于层流运动中分子动量交换所引起的黏性力，即是湍流剪切应力。

引入涡流黏度的概念，湍流应力可有如下的表达式：

$$\tau_{xy}^{(t)} = \rho \eta_M \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y} \quad (10-6)$$

式中 $\tau_{xy}^{(t)}$ —— 湍流应力

ρ —— 流体密度

η_M —— 涡流黏度，又称为湍流混合系数

可见，流体作湍流运动时，既受到分子黏性应力的影响，也受到湍流应力的影响，湍流中总的剪切应力为：

$$\tau = \tau' + \tau_{xy}^{(t)} = \mu \frac{d\bar{u}_x}{dy} + \rho \eta_M \frac{\partial \bar{u}_x}{\partial y} \quad (10-7)$$

由于湍流应力通常远大于分子黏性应力，因此湍流应力是影响流体的主要因素。

理论和实践证明，由于湍流状态下对流体具有较高的剪切作用，因此纸浆合理的湍动有助于分散纤维，减少絮聚，改善匀度。但是如果浆流的湍动强度低，纸浆内絮聚物的纤维缠结强度足以阻碍湍动的作用，而使絮聚物不分散。另一方面，当湍动尺度很大

时又能够完整无损地将絮聚物包容在大涡流之中，也没法分散絮聚物。

图 10-11 为激光多普勒仪所测定的湍流强度与浓度不均匀性的关系图，试验用的纸浆浓度为 1%。由图中可以看出，在图示的范围内，湍流强度越大，流速越高，纸浆浓度的不均匀性越小。

因此高强微湍流是造纸中对造纸机流送部的纸浆（特别是在流浆箱中的纸浆）所希望具有的流态，即浆流具有高强度和小尺度的湍动。高强度

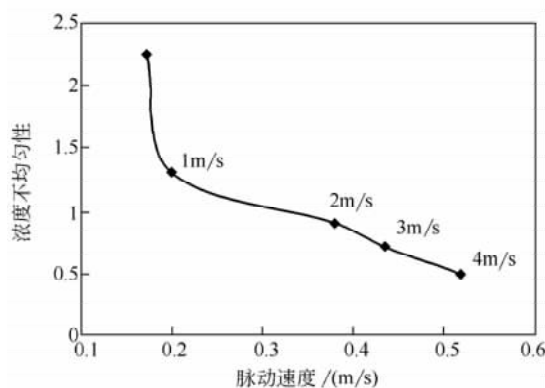


图 10-11 湍流强度与浓度不均匀性的关系

是指湍动具有足够的能量来分散纸浆中的纤维絮聚团，小尺度指湍动度是纤维规模的。因而湍动剪切力可作用于每根纤维，此时，纸浆各点的物理量迅速趋于平均，纤维充分分散，从而获得均匀的流动。

有研究者对早期的流浆箱唇口浆流的湍流规模进行了测量，发现其湍流规模的尺度为 20~30mm。而对于现代的流浆箱唇口浆流的测试结果表明，其湍流规模为几个毫米。上述研究结果表明，微湍流规模是造纸工作者追求的一种理想，但在实际工程中，要达到微湍流的规模，目前还有一段距离，特别是在高浓条件下更是如此。

值得注意的是，湍动与絮聚有一定的平衡关系，由于造成纤维絮聚的一个主要原因是机械交织。因此，湍动具有双重性，湍动不仅能够分散纤维絮聚物，而且还能够为纤维碰撞与絮聚提供条件，湍动能分散纤维但又给纤维创造交缠的机会，一旦湍动衰减下来，纤维又将交缠成网络及絮聚团，纤维重新絮聚的时间很快。从磨木浆的实验数据（见表 10-5）来看，重新絮聚的时间随着纸浆浓度的增加而急剧减少。在一般造纸机上网浓度的纤维悬浮液中，永远都会有絮聚物的存在，高浓成形时更是如此。至于絮聚的程度则取决于湍动和絮聚的平衡关系，因而，必须采取措施控制这个平衡关系向有利于分散絮聚物的方向发展。另外，由于设备结构和纸浆流动条件的限制，高强微湍动具有生存期很短的特点，故上网时机必须选择适度。

表 10-5 纸浆浓度和重新絮聚的时间

纸浆浓度/%	絮聚时间/s	纸浆浓度/%	絮聚时间/s
0.5	约 0.5	2.0	0.01~0.04
1.0	约 0.1	3.0	0.001

二、纸页的高浓成形机理

（一）纸页成形过程的流体动力学

纸页的成形是指纤维悬浮液在成形网面上的脱水和沉积，其主要是一个流体力学的过程；化学力和胶体化学作用力也有一定的影响，尤其是对纸浆中微细物质的影响是比较显著的。但不管是低浓成形还是高浓成形在纤维悬浮液的脱水和纤维沉积过程中流体动力起了决定作用。

纸页形成的基本过程主要包括泄水、定向剪切和湍动三个过程（图 10-12）。

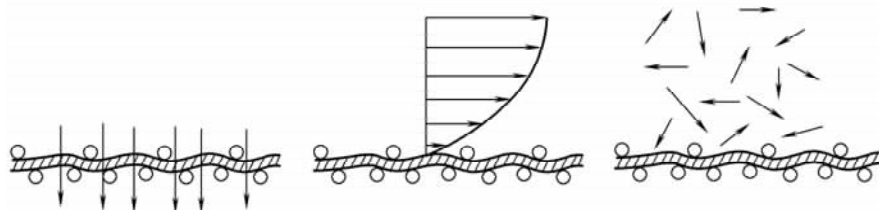


图 10-12 纸页成形中的三种流体动力过程

1. 泄水

泄水是指成形过程中的纤维悬浮液中的水分借重力、离心力和真空吸力等排出的过

程。泄水是水通过成形网的流动，水流的方向基本是但不完全是垂直于网平面，其特征是流速随时间而变化。泄水所起的主要作用是纤维悬浮体脱水而使纸浆中的纤维沉积到成形网上成为沉积层。

泄水按两种机理来进行：过滤和浓缩。当悬浮体中的纤维是易动的或可以互相无干涉地自由运动时，就发生过滤。在过滤的机理下泄水时，沉积的纤维积层与接近积层的稀薄的悬浮体之间有着清楚的边界，积层上的未泄水的悬浮体的浓度基本上是常值。过滤机理的泄水对纸的成形有两种作用：均布作用和逐层沉积作用。因为泄水流动总是在阻力最小的途径上有最大的流量，从而把较多的易动的纤维带到阻力最小、纤维层较薄的地方去，这就使积层有均匀增长的趋势，这就是均布作用。由于过滤机理的泄水把主要是呈单体状态的纤维一层层地沉积在成形网上，故积层结构中纤维的交织、穿插相对地较少，层次性比较明显，这就是逐层沉积作用。当悬浮体中的纤维成为互相交缠连绵的网络状态、纤维不易动时，就发生浓缩。此时积层与悬浮体之间没有清楚的界限，悬浮体的浓度在越靠近积层之处越大。悬浮体中的纤维网络与积层一样，随着浓缩的过程而被逐渐地压紧。

过滤机理对纤维的“均布效应”，显然在纤维絮聚程度越低时越大。为了要达到过滤，在进行泄水时就需要分散纤维网络，使纤维达到易动状态以适应过滤的要求。造纸过程中通常通过湍动的方式对悬浮体施加剪切力以分散纤维，对高浓成形，由于纤维浓度高，就要施加更高的剪切力。

在低浓成形的纸页结构中，表现了以纤维分层为主的结构组织，这说明过滤机理是起主导作用的；但由于同时存在着分层与交织两种组织的混合结构，因此说明过滤与浓缩两者也是同时存在的，只是按浓缩机理进行的泄水带局部性和暂时性。而在高浓成形的纸页结构中，表现为以纤维交织为主的结构组织，显然，浓缩机理起了主导作用。

在泄水中纤维受到成形网的机械阻拦而积留在网上，由此产生了积层，并使积层随着泄水的进程增长并受到压紧。在积层中的纤维之间和纤维与成形网之间的摩擦在泄水过程中逐渐增大，从而使积层的纤维结构稳定下来，能够抵抗积层上方未泄水的悬浮体中的流动扰动和来自成形网下方的水的反冲。积层的增长和压紧使纤维和细微物质的积留增加。

纤维与细微物质两者的积留机理不同，在纤维和细微物质之间还存在着很多的中间尺度的悬浮体，它们同时受两种积留机理的影响。纤维由机械的阻拦而积留，也就是说，纤维横跨在网线和纤维积层的孔道上。在浓缩之中，纤维组成大而连贯的网络，其大小比网线的孔道大得多，故实质上是百分之百的纤维在泄水时积留下来。而在过滤过程中，悬浮的纤维呈单体或小群的状态存在，其大小与网线孔道差不多，纤维到达网面时是否被阻拦而积留，在很大程度上与它相对于网面的方向有关，所以在过滤中只发生部分的积留。

细微物质是指小到可以通过积层中的孔穴的颗粒，它包括有机物质的碎屑和无机填料，这一些细微物质之间有胶体附着力而部分地附着在纤维上。纤维捕捉靠近它的微细颗粒，捕捉的数量取决于颗粒的扩散率，亦即颗粒与纤维发生碰撞的次数。所以，细微物质浓度的变稀是受扩散控制的。如无搅拌作用，未被积层上层纤维捕获的细微物质就

会被输送到积层下层而被部分地捕获，故在积层下层被积留的细微物质以较大的速度富集起来。

2. 定向剪切

定向剪切是在尚未泄水的纤维悬浮体中的剪切流，它的特征是有清楚可见的流动方向和平均流速的梯度。最明显的例子就是在纸机纵向上，流浆箱的喷浆速度与网速之差和网案摇振时自由悬浮体中诱导的横向速度“摆动”所产生的流型。

定向剪切具有分散作用、定向作用和浓集作用。定向剪切的分散作用即是由于其流速梯度的存在，使悬浮体中的纤维网络受到剪切力的作用而发生变形，以致最后被分散为较小的网络。直至纤维絮聚，其最终产物取决于定向剪切力的大小。定向剪切的定向作用即是由于定向剪切表现出明显的流动方向性，使积层中沉积的纤维多沿着该优势的剪切方向排列。在泄水范围内包含有非匀布的强剪切流型时，纤维表现出相应于剪切场模式的浓集趋势，这就是定向剪切的浓集作用。例如，在流浆箱喷浆中含有的稳定涡流以及网上浆面的自由表面波，都是这一类强剪切流型的典型。喷浆涡流可能导致“差分沉淀”（differential sedimentation）和强剪切区间相的分离。自由表面波来自高度湍动的流型，它沿泄水区一直存在着，它导致自由悬浮体深度方向的变化。当悬浮体迅速泄水时，沉积层的定量是与其上的悬浮体深度成比例的，由此在纸页中产生相应于波型的定量变化。这些剪切流型往往在长网机成形中发生，导致沿纸机纵向上纸页定量和纸浆配比变化的条纹。这种作用是成形中不希望有的，所以要用高强度小尺度的湍动来抑制它。

3. 浆流的湍动

在成形过程中，理想的湍动就是在未泄水的自由悬浮体中的流速的无定向波动。但实际上自由悬浮体中湍动的流型并不是真正的无定向的，只不过它还不足以产生显著的定向剪切，它对纸的结构的影响与真正的流速无定向波动所起的效应很近似。这是一种拟湍动的流型（Pseudoturbulent Pattern）。它也是流动方向性很高的流动衰减的结果。

湍动包括真正无定向流的波动和部分定向流的波动。湍动的主要作用是：分散纤维网络，并在有限的程度上使纤维在悬浮体中易动，从而降低悬浮体的絮聚程度，以及作为定向剪切衰减的手段。

湍流所产生的剪切力能分散纤维网络和纤维絮聚，但又给纤维创造了重新交织的机会，可以说湍流中的絮聚状态是纤维絮团的形成与解体之间的动态平衡。亦即在平衡时纤维絮团有一个平均尺寸，比这尺寸大的纤维絮团被分散，比之小的纤维絮团则保留，而絮聚与分散的速率是相等的。湍动增强，平衡向有利于絮聚解体的方向移动，而纤维絮聚团的平均尺寸就会减小到一个较小的新平衡值；相反的，在衰减的湍流场中，纤维絮聚团的平均尺寸则趋于增大。

因为湍动是无定向的，亦即没有稳定状态的流动，它能把定向剪切的定向作用和浓集作用掩盖起来。湍动有自然地使定向剪切朝无定向衰减的作用，所以湍动可以作为许多定向剪切流型的有效抵消方法。

定向剪切和湍动都是剪切的过程，其区别仅在于：在给定的尺度（与单体纤维的长度尺寸相比足够大的尺度）范围内方向性的程度不同。在任何成形器中，上述三种流体

动力过程都是同时发生和存在的，而且它们在时间上和空间上都不是均匀分布的，彼此也都不是完全独立的。

(二) 纸页的高浓成形机理

高浓成形时，由于纸浆浓度远远超过了纤维絮聚的临界浓度，也超过了传统成形时的浓度，纤维絮聚非常严重，不可能像低浓成形时那样利用剪切力把絮聚团分散成为单根纤维。高浓成形的方法是把不连续的纤维絮聚团变成连续、均匀的一层纤维网络组织（见图 10-13），脱水后成形。这种方法生产的纸，纤维在竖直方向上分布得较多，具有各向同性的特点，属于较典型的浓缩成形。与絮聚团相比，纤维网络是一种匀质物体，纤维在网络中的分布是均匀的，而絮聚团具有更大的交织力，也只有更大的剪切应力才能把它们分散。于是，纸页的高浓成形必须经历三个阶段：①分散纤维絮聚；②纤维重新交织成网络；③稳定纤维网络。

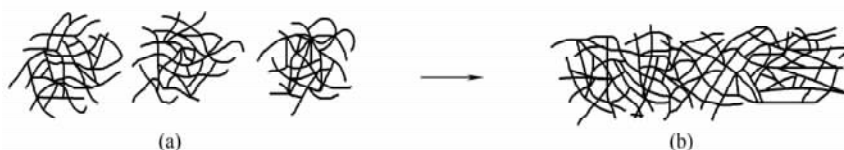


图 10-13 高浓纤维网络形成示意图

(a) 离散的纤维絮聚团 (b) 连续均匀的纤维网络

1. 分散纤维絮聚

在高浓成形中，虽然不是企图去阻止纤维絮聚，而是希望尽量利用纤维的这种性质，但是纤维絮聚团首先必须被破坏，然后才能生成新的均匀、连贯的纤维网络。高浓流浆箱分散絮聚团的过程与传统流浆箱一样，也是依靠湍流所产生的剪切力来实现的。

由于纤维絮聚物必须依靠湍流来分散，因而纸浆通过流浆箱时必须形成适度的湍流，以利用湍流的剪切力促进纤维的均匀分散和纸页在网上的良好成形，那么在流浆箱中形成适度的湍流就非常关键了。

工程上通常利用提高流速使层流转变为湍流。在一定条件下，流层中的微小波动就会形旋涡，当速度达到某一值时，旋涡就会克服惯性阻力、形体阻力和摩擦阻力而脱离原流层进入新流层，形成湍流。当纤维浓度比较低时，形成湍流所需的速度值比较小，但是当纤维浓度比较高时，从层流转为湍流的速度值在实际流程中有时是难以实现的。

从图 10-8 中可以看出，纸浆浓度越高，压力损失越大，纸浆达到湍流状态时所需的速度也越大。

Hemstrom 等人也发现，在外径 10.8cm 管内，斯堪的纳维亚硫酸盐浆完全变成湍流时的速度与纸浆浓度有如下的关系式：

$$V = 1.8 \times c^{1.4} \quad (10-8)$$

式中 c 代表浓度。对这个方程进行外推计算，当纸浆浓度达 10% 时，完全湍流需要的纸浆流速为 40~50m/s，这种过高的速度表明在这种浓度下湍流不可能通过速度来产生。在造纸过程中，为了增加湍流剪切应力而过分地增加平均流速，将带来如下的

后果:

(1) 速度梯度 $\frac{d\bar{u}_x}{dx}$ 随之增大, 将直接引起管壁剪切应力的增大, 引起较大的摩擦损失, 消耗浆流的能量。

(2) 过大的平均流速将会使浆流处于射流状态。

(3) 由于 $\frac{d\bar{u}_x}{dx}$ 的增大, 引起流速沿流道横截面分布极不均匀。

(4) 由于流速不均匀和射流状态的出现, 将会引起浆流的大旋涡运动。

特别是对于流浆箱, 流浆箱中的纸浆流速必须与纸机速度相配套, 受到纸机速度的限制, 否则有可能造成过大的浆网速比, 因此高浓流浆箱中的湍流不能通过提高速度来实现, 而必须通过在相对运动的表面间施加剪切力来完成。如在锯齿形流道中 (如图 10-14), 通过多次突扩产生旋涡来分散纤维, 形成湍流; 而在波浪形通道中 (如图 10-15), 流体流过波浪形通道的情形与流体流过圆柱体侧面的情形极为相似, 会产生边界层分离, 并由于边界层分离而形成湍流。

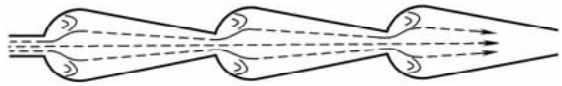


图 10-14 锯齿形流道

当然, 湍流的形成只是分散纤维絮聚的一个条件, 所形成的湍流还必须有足够大的强度和适度的规模。



图 10-15 波浪形流道

2. 纤维重新交织

纤维形成稳定网络的基本条件主要是以下三个方面:

(1) 浓度。纤维网络全靠纤维相互交缠而成, 如果纸浆中纤维含量少, 纤维就难以相互交织或即使形成网络也不稳定, 只有纸浆中的纤维含量达到一定以后, 纤维的碰撞交织的机会多, 才能形成流体动力也难以分散的稳定的网络。可以认为, 纸浆浓度越高, 纤维含量越大, 纤维网络就越容易形成, 并且所形成的网络就更加稳定。

(2) 流速。纸浆的流速也是纤维网络能否稳定的条件。当纸浆进入湍流状态, 纤维网络就会受到湍动剪切力的作用, 流速越高, 作用在纤维网络表面的剪切力越大, 纤维网络的稳定性就越差, 网络塞体的表面随时受到破坏瓦解。

(3) 湍动。纸浆在塞流状态下, 纤维网络已经形成, 说明纤维只有在湍动场中交织。纸浆在湍动状态下, 纤维才具有相互交织和碰撞的动力, 一旦浆流由湍动状态稳定下来, 恢复到塞流状态, 已相互交织的纤维才能逐渐形成一个连贯的网络塞体。

在高浓成形中, 一般上网纸浆浓度都在 1.5% 以上, 完全满足形成稳定的纤维网络的浓度条件; 为分散纤维絮聚, 高浓流浆箱中必须引入湍流, 从而也满足形成纤维网络的湍动条件, 剩下的问题是形成的纤维网络在流浆箱的湍动条件下是否稳定, 这与纤维网络的强度及流浆箱中的湍流强度有关。

3. 稳定纤维网络

纤维网络主要是由于纤维缠结所导致的物理上的结合而黏结在一起的，纤维网络内的每根纤维都受拉力、纤维表面相互间的摩擦力和联结力作用，因此由单根纤维交织成的网络就具有一定的强度，有抵抗被分散和压缩的能力，也就是说具有一定的固体力学的性能。

纤维网络强度主要受浆流浓度、纤维刚度和纤维长径比的影响。浓度既是纤维网络形成的基本条件，又是纤维网络强度的基本标志。浓度越高，纤维网络的稳定性就越好，抵抗变形和分散的能力就越大。福根斯从实验得出纤维网络的抗拉应力和浓度成正比，他认为浓度大小是决定纤维网络强度的主要因素。如设网络的抗拉应力为 τ ，并在浓度不高时，纸浆悬浮液的密度约等于水的密度，则：

$$\tau = cgl \left(1 - \frac{\rho_0}{\rho} \right) \times 10^{-3} \quad (10-9)$$

式中 c ——纸浆浓度，%

ρ_0 、 ρ ——分别表示水的密度和纤维密度， kg/m^3

g ——重力加速度， m/s^2

l ——网络的断裂长度， m

如考虑纤维密度取为 $1.6 \times 10^3 \text{kg}/\text{m}^3$ ，从式 (10-9) 就有：

$$\tau = cgl \left(1 - \frac{1 \times 10^3}{1.6 \times 10^3} \right) = 3.8 \times 10^{-5} cgl (\text{N}/\text{m}^2) \quad (10-10)$$

图 10-16 表明了纸浆浓度、纤维刚度和纤维长径比对纤维网络强度的影响。它表示

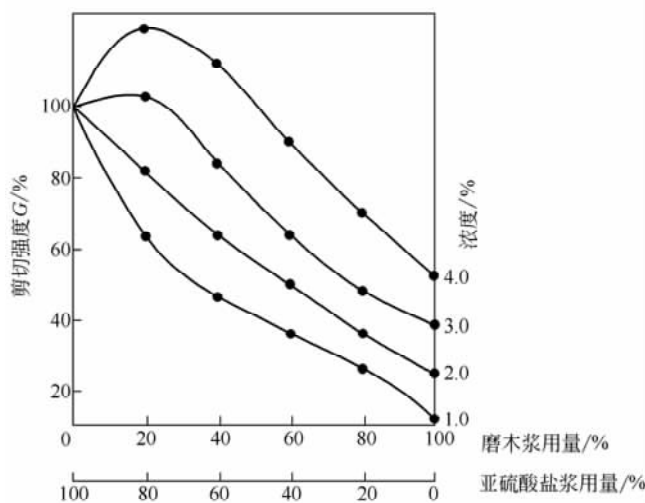


图 10-16 两种纤维混合比变动时的纤维网络强度

四种不同浓度的磨木浆和亚硫酸盐浆以不同比例混合后其纤维网络的剪切强度。由于磨木浆的纤维短而刚硬，亚硫酸盐浆的纤维细长而柔韧，因此在低浓度时，增加亚硫酸盐浆的含量将稳定地增加网络的剪切强度，混合浓度越高，磨木浆的纤维将明显地起作用，使网络强度明显增大。以 80% 硫酸盐浆和 20% 的磨木浆混合成的 4% 浓度的纸浆，其纤维网络的剪切强度超过最大值。这个现象显然是由于亚硫酸盐浆的长纤维形成的网络，

使多数较短的磨木浆纤维，由于不够网络的长度而不能被交织，只允许少部分磨木浆纤维参与这个网络结构。因此，网络就是均匀分布的亚硫酸盐浆的长纤维和局部分布的刚硬的磨木浆短纤维交织而形成，这两者的作用就使得网络的强度超过最大值。一般来

说, 纤维越长、越刚硬, 所形成的网络的强度就越大。

浓度为 0.8% 的各种纸浆中纤维网络强度如表 10-6 所示, 其中复杂旋转形式表示纤维不但旋转, 而且同时产生弯曲。

表 10-6 木浆纤维网络的强度

纸浆种类	浓度为 0.8% 时网络强度/(N/m ²)	单根纤维的运动形式所占的百分比/%		
		刚性旋转	弹性旋转	复杂旋转
松木亚硫酸盐浆(83%得率)	<0.3	90	10	0
松木亚硫酸盐浆(77%得率)	0.45	82	16	2
松木亚硫酸盐浆(68%得率)	1.01	42	46	12
松木亚硫酸盐浆(62%得率)	13.5	24	28	48
松木亚硫酸盐浆(48%得率)	12.2	2	16	82
软木亚硫酸盐浆	15.7	—	—	—

流浆箱中的湍动强度是由流浆箱的结构以及上网的工艺参数所决定的。高浓成形时, 高浓流浆箱利用各种流道形成湍动剪切力, 分散纤维絮聚。纤维重新交织, 所形成的纤维网络由于上网纸浆浓度高而具有较高的剪切强度和抵抗被分散压缩的能力, 只要湍流强度适当, 完全可以形成稳定的纤维网络, 高浓下纤维网络的成形没有问题, 但纤维必须在足够小的规模内得到分散, 才能形成比较均匀的纤维网络。而且一旦网络被形成, 所有的扰动力都应当避免, 因为正是这种纤维网络在压缩后形成纸页。

高浓成形显然与低浓成形有明显的不同, 纸页是在流浆箱中而不是在网上成形的, 纸页在增浓过程中形成, 属于较典型的浓缩成形。这种方法生产的纸, 具有独特的三维结构和较明显的毡(felted)特性, 也就是纤维在垂直方向(Z-方向)分布得较多, 具有各向同性的特点。而常规纸页是稀的纸浆在过滤过程中成形的, 大多数纤维沿纸机纵向排列, 因而高浓成形的抗张强度、耐破度和伸长率都低于常规成形, 而层间结合能力却高很多。

由于纤维网络层越薄越不容易均匀、连续, 越不容易控制, 所以高浓成形生产薄纸难度会较大。

第三节 高浓流浆箱

一、高浓流浆箱在高浓成形中的重要地位

流浆箱是造纸机的关键部件, 是连接流送与成形两部分的枢纽。在造纸中流浆箱的功能是把合乎要求的、经过各种必要的辅助设备处理的、各项特性符合工艺条件的纸浆, 按照造纸机成形部分的要求均匀地送到成形网上去, 为纸幅的良好成形提供必要的前提。因而流浆箱必须做到: 沿着造纸机的横向均匀地分布纸浆; 有效地分散纤维、防止絮聚; 按照工艺要求, 保持稳定的浆速和网速的关系, 并且要便于控制和调节; 流道平滑, 没有挂浆现象, 并且便于清洗; 有足够的刚性, 不变形等。

流浆箱的结构和性能对纸页的成形和纸页的质量具有举足轻重的作用，高浓流浆箱更是如此。在传统的低浓成形过程中，浆流在网上的“自愈”现象对成形质量的提高起到较大的作用，但在高浓条件下，由于网络中纤维之间相互约束，“自愈”现象是不存在的，纤维在流浆箱内形成的连续网络在网上自由脱水过程中是难以改变的，浆流通过唇板后马上被“冻住”，使低浓下出现的大规模的移动不再能看到。虽然通过调节浆网速比、整饰辊等有助于改善某些特性，如纵横拉力比等，但其影响是有限的。在高浓成形中，纸页在流浆箱中就已经基本形成了，这是与普通成形方法的主要区别之一，高浓流浆箱内产生的剪切力场对成形质量起着决定性作用。因此，高浓流浆箱在高浓成形技术的发展过程中扮演了一个重要的角色，高浓流浆箱是高浓成形技术的核心，与现代化的夹网成形器比较，高浓流浆箱也可看成是一个初成形器。因此对高浓成形技术而言，其关键之处也正是在于需要一个能适用高浓成形的流浆箱，各国的研究工作者在研究和发

二、高浓流浆箱的设计探讨

在实际的造纸生产过程中，从合理的用水量和网部容许的脱水量考虑，常用的造纸纸浆浓度远超过纤维絮聚的临界浓度，高浓成形时的纸浆浓度更是高达 1.5%~5%，在这样的浓度条件下，纤维有明显的絮聚成团倾向。

对于普通的流浆箱而言，由于其中的纸浆浓度并不高，因而尽管流体的流速较低、

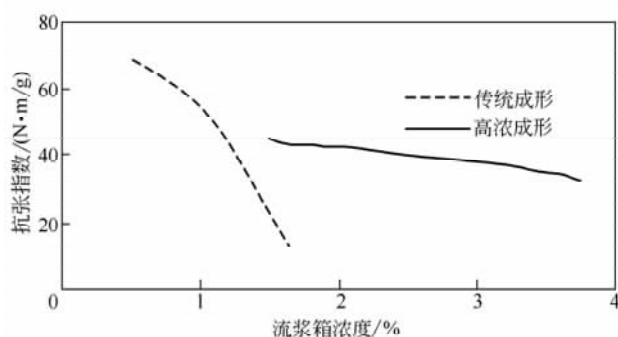


图 10-17 流浆箱浓度对抗张指数的影响

压降较小、湍流较弱，也不会发生特别严重的纤维絮聚，但是当纸浆浓度提高几倍甚至十几倍以后，仍然沿用传统的低浓流浆箱就会产生许多无法克服的困难，其中最重要的一点就是产品性能恶化。以抗张强度为例，如图 10-17 所示，抗张指数作为浓度的函数，在低浓成形系统中随着浓度的提高下降很快，在某一点，由于成形

恶化的结果，曲线因严重的絮聚成形导致纸页断裂而达到终点。而在高浓成形系统中，曲线以一个很低的速度下降，或根本不上升。因而在低浓成形系统中采用高浓纸浆根本不可能进行正常的生产，而必须根据高浓成形特点研制出适应高浓纸浆的流浆箱。

由于高浓流浆箱在造纸过程中与低浓流浆箱有着基本相同的任务，因此高浓流浆箱的设计可利用低浓流浆箱的成功经验，与低浓流浆箱类似，高浓流浆箱主要由布浆器（纸浆的均布装置）、整流室（纸浆的整流装置）及堰板（纸浆的上网装置）等组成。

（一）布浆器

布浆器是纸浆的流送和分布装置，它的作用是将上网纸浆沿网宽均匀地分布到整流室中。

为了解决横向均匀布浆的问题，人们采用了多种方法，发展了各种形式的布浆器，目前应用得最广泛的是从单侧进浆的锥形总管布浆器，它在低浓流浆箱和高浓流浆箱中都得到了成功应用。

锥形布浆器也称为单侧进浆的分布器，这是由 Jasper Marden 和他在 Anglo Canadian 小组发展的，今天许多流浆箱制造厂都在运用这个基本原理进行不同形式设计。如图 10-18 所示，浆流由锥管大端的一侧进入，然后通过一系列的小管或小孔被均匀地分布到纸机的幅宽上。在锥管的尾端装有可以调节的回流管。锥形布浆器通常是由过渡管、锥管和布浆元件等主要部件组成的。

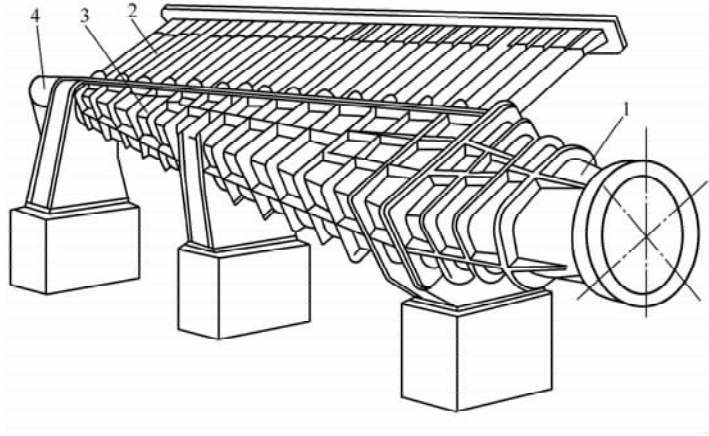


图 10-18 支管式锥形布浆器外形

1—过渡管 2—支管 3—锥管 4—回流管

1. 过渡管

锥形布浆器是侧向进浆的，锥管进口附近需使用弯头，有时候还需装设闸门。浆流通过急剧的弯头或闸门等部件时，会产生不稳定的二次流或发生流体与管壁分离的现象。如果这种不稳定的流态尚未消失之前就进入布浆器的锥管，势必影响浆流的分布效果。为了避免这种现象，除了较远地装设闸门和采用缓和的弯头以外，可以使用一定长度的过渡管或采用专门设计的较长的且变化和缓的由圆变成方的过渡管段，使浆流在进入锥管之前是处于稳定的流动状态。过渡管的长度推荐采用 6~8 倍管径，另外要特别注意连接圆管与长方形管那一段变截面管的设计。

2. 锥管

目前在总管的设计中常用三种截面形状，即圆形、矩形和弓形。三种截面有各自的优缺点，矩形锥管由于设计制造容易，精度高，因而得到了最广泛的应用。

现在最常采用的锥管，是一个等宽单斜薄壁的锥形管道（图 10-18）。也就是说，锥管的截面为一等宽的矩形，截面高度的变化是线性的，即锥管的底面管壁是一个倾斜的平面。锥管的管体是用 2~5mm 厚度的钢板制成，管表面焊有加强刚度防止变形的框架。

锥管布浆器的基本要求是自每个支管或孔板的孔中流向流浆箱的流量相等。当支管或孔板的设计能使得沿锥管长度方向上均匀分布的支管或孔的几何形状严格一致，且压头损失相同，在锥管沿长度方向上的压力分布保持均匀相等时，就能达到上述支管流量相等的要求。

浆流在锥管中的压力分布受到三个主要因素的影响：压力恢复、摩擦损失和由孔口效应导致的压头损失。这三个因素都要在设计锥管截面尺寸时考虑，借助于合适的锥管

截面尺寸来保持在它们的影响下的均匀压力分布。

锥管布浆器的关键是确定总管的横截面形状和锥度。目前有多种确定总管的横截面形状和锥度的公式，这些公式的不同，只是由于对计算的精度要求不同，也就是对浆流所存在的压头损失在计算中取舍不同。

由于总管的横截面沿轴线均匀收缩，可认为总管各部位的收缩损失系数 ξ 不变。如果锥形布浆器具有较大的回流量，任一支管进口处左右两侧的总管横截面积比值近似于 1，则根据公式：

$$\xi = 0.5 \left(1 - \frac{A_m}{A_{m+1}} \right) \quad (10-11)$$

ξ 值就近似于零。因此，在计算中可取 $\xi=0$ ，所引起的误差不会太大。只考虑摩擦压头损失和浆流分岔压头损失，可以推导出如下的锥形总管设计计算公式。

$$\frac{A_z}{A_0} = \frac{1}{(1-K)} \left\{ \frac{\lambda L}{2B_0 \left(1 - \frac{Q_L}{Q_0} \right)} + \left[(1-K) - \frac{\lambda L}{2B_0 \left(1 - \frac{Q_L}{Q_0} \right)} \right] \times \left[1 - \left(1 - \frac{Q_L}{Q_0} \right) \frac{Z}{L} \right]^{(1-K)} \right\} \times \left[1 - \left(1 - \frac{Q_L}{Q_0} \right) \frac{Z}{L} \right] \quad (10-12)$$

式中 A_0 ——总管进口处的面积， m^2

A_z ——总管在 Z 横截面处的面积， m^2

Z ——总管进口端到 dZ 对应的总管横截面处的距离， m

Q_L ——回流量， m^3/s

Q_0 ——总管进浆量， m^3/s

B_0 ——总管进口的宽度， m

L ——造纸机幅宽， m

K ——分岔损失系数

λ ——摩擦因数

式中的速度均为平均速度。不考虑锥形总管浆流收缩压头损失的设计计算公式，既适用于矩形锥形总管的设计，也适用于圆锥形总管的设计计算，既适用于多支管锥形布浆器的总管，也适用于孔板式锥形布浆器总管。

但按上式设计的矩形锥管后壁是抛物线型，加工制造相当困难，故一般都是按公式计算的最后一点，然后用直线代替抛物线，以便于加工制造。但用直线又会造成沿管长的浆流压头的变化，对宽幅纸机误差较大，为了弥补这个不足，工程上通常采用折线来近似代替抛物线，分段加工锥管的后壁。

锥管的设计中通常都设有回流，设回流的作用主要是保证支管浆流压头的稳定与纸浆的分布均匀，同时可以防止在锥管末端有死角，防止浆团聚集，排除气泡，起着自清洗作用。调节回流量可以为控制总管中流态的变化提供手段。回流量控制在 15% 以下，通常按 5%~10% 考虑。

如果所设计的锥形布浆器没有回流或回流较小，那么，任一支管进口处左右两侧的总管横截面积之比就远大于 1，就不应取 $\xi=0$ ，必须通过计算来确定 ξ 值。

3. 分布元件

分布元件的作用是使纸浆沿着纸机的横向均匀地分布。分布元件的种类很多，高浓流浆箱的设计中通常采用多管、孔板等类型。

(二) 整流室

整流室是流浆箱的主体部分。整流室的主要作用是借助整流元件，产生适当的湍动，有效地分散纸浆中的纤维絮聚物，稳定浆流，保证上网纸浆的均匀分散和速度的均匀分布。低浓流浆箱中通常采用隔板、匀浆辊、孔板、阶梯扩散器、管束及导流片等作为整流元件来匀整浆流。但高浓成形时，由于纸浆浓度远大于低浓成形时的纸浆浓度，因此在高浓流浆箱中采用匀浆辊、孔板等整流元件根本达不到匀整浆流的效果。高浓流浆箱与低浓流浆箱在结构上的差异主要体现在整流室的结构上。

现有高浓流浆箱的最大特点就是采用了曲线形流道作为整流室，由于流道很窄，纸浆流经时能产生强烈的湍动，使纤维可以得到很好的分散，达到较好的成形效果。其中瑞典森林产品研究所（SFTI）设计的高浓流浆箱采用波纹形流道，日本制浆与造纸技术协会（RAPPT）设计的高浓流浆箱采用了锯齿形流道。

(三) 堰板

在高浓流浆箱中，堰板与整流室是结合在一起的。高浓成形时，由于纸页在流浆箱中已经形成了，因此在唇板区中应避免任何形式的扰动，以免破坏已经形成的纸页，唇口区中的流道必须是平整的，一般采用喷嘴式唇口；同时由于高浓成形时纸浆浓度大，于是当生产相同定量的纸页时其唇口开度远小于低浓成形时流浆箱的唇口开度，唇口开度的微小偏差都会导致纸页定量的较大偏差；因而对高浓流浆箱的唇板的加工精度和稳定性有比低浓流浆箱更高的要求。另一方面，与低浓流浆箱相似，高浓流浆箱同样必须采取合理的方式来调节纸页的横幅定量。

(四) 纸页定量的调节方式及机理

每台纸机都能适应一定的定量范围，当上网浆浓一定时，所抄纸页定量的改变是通过改变流浆箱中唇口开度来实现的；另一方面，即使流浆箱的设计是非常合理的，仍然会出现喷浆中流速不均的现象，从而引起纸页横向定量分布不均，纸页横幅定量不均会对纸页性能产生极大的影响。因此，所有高浓流浆箱与低浓流浆箱一样都必须有一套完善的定量调节系统。

纸页定量大范围的变化是通过上唇板的整体调节完成的，而局部调节则可分为传统的唇板配曲调节方法和局部调节纸浆浓度控制全幅横向定量的方法。

对于高浓流浆箱来说，由于上网纸浆浓度大，唇口开度的微小变化都会引起纸幅定量的较大变化，同时，浓度越大，改变纸浆浓度（即改变纸页局部定量）所需的水量越少。因此，从这方面来说，避开其他因素不管，高浓流浆箱无疑更适合采用局部改变纸浆浓度的方法来调节纸页的横幅定量。

局部调节浆液控制全幅定量的工作原理是：在布浆元件的支管之间，沿横向选择适当的间隔距离，向布浆元件的上游注入稀释水，通常为造纸白水，用以局部调节纸浆浓度，实现全幅横向定量均匀调节。

进入进浆总管的浆流浓度和流量是恒定的，在不加稀释水时进入各个布浆管的浆流

浓度和流量也是均匀一致的。当纸页横向某处定量偏离了标准定量时，向与该处相对应的管的的上游注入稀释水，调节该处的浆流量与白水量的比率，即调节该处的纸浆浓度从而实现调控纸页全幅横向定量的均匀一致。如图 10-19 所示。

由于调浓流浆箱采用沿纸机横向向布浆器的支管上游注入稀释水的办法，来调节全幅横向定量。因此，流浆箱的喷浆唇口开度是全幅均匀一致的。与唇板配曲调节相比，局部调节浆浓的方法具有如下特点：

(1) 调节定量精确、灵敏度高。首先稀释水注入点间距小，仅为 63mm 或 35mm。图 10-20 表示不同调节间距对横向定量偏差的影响。其次，当调节某处定量时，波及干扰调节点两侧的范围小，对调节点校正定量的效率高。

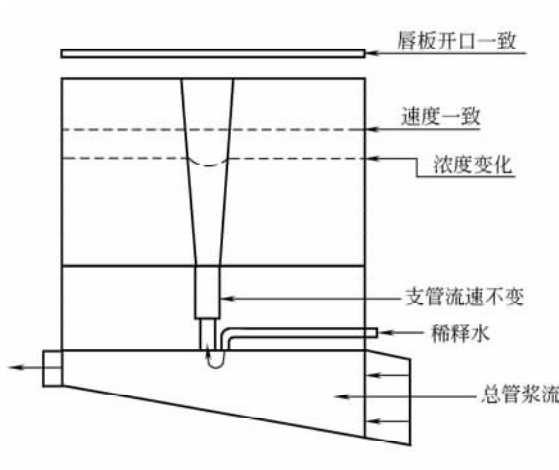


图 10-19 Beloit 公司流浆箱横向调浓示意图

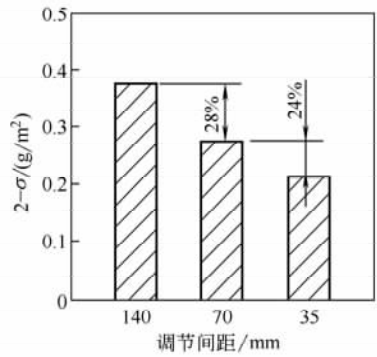


图 10-20 调节间距对横向定量偏差的影响
σ 为标准偏差

(2) 调节和校正定量偏差的幅值大。其调节的定量的范围可达 6%~7%，而传统流浆箱仅为 2%~3%。采用唇板配曲调节时，单个调节手轮局部微调唇口开度，校正定量变化仅为 3.2%时，就会引起相邻 2~10 个调节区间的定量波动，而单个稀释阀校正定量变化达到 10%时，相邻区间几乎不受影响。如图 10-21。

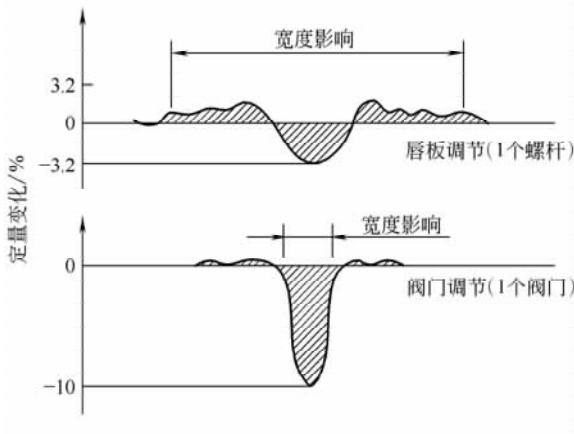


图 10-21 两种调节方式的效果比较

采用唇板配曲调节时，单个调节手轮局部微调唇口开度，校正定量变化仅为 3.2%时，就会引起相邻 2~10 个调节区间的定量波动，而单个稀释阀校正定量变化达到 10%时，相邻区间几乎不受影响。如图 10-21。

(3) 在调节全幅横向定量变化和改变生产纸页品种（特别是定量发生大幅度变化的纸种）时，调节速度快，反应时间短。采用局部调节浆浓可在开机 8~10min 内将横向定量偏差稳定在 0.2g/m² 左右，

如图 10-22。而唇板调节间距为 150mm 的流浆箱在同样时间内的定量偏差为

1.33g/m²。

(4) 既能有效调节全幅横向定量的均匀一致, 又能保持全幅纤维排列均匀一致。调浓流浆箱具有优良的纤维排列性能, 纤维排列的方向角偏离可维持 3°~4° 以下。由于上下唇板全幅保持平行, 即全幅横向所有各点喷浆唇口开度都相同, 这就使自喷浆唇口喷出的浆流方向完全一致, 在唇口及成形器上不会产生横流和交叉流, 改善了纤维排列。与传统流浆箱相比, 大幅度降低了纤维排列的方向角偏离值。

用唇板手轮调节将横向定量调至均匀分布时, 纤维排列角度由 -10°~+12° 呈 S 形分布。

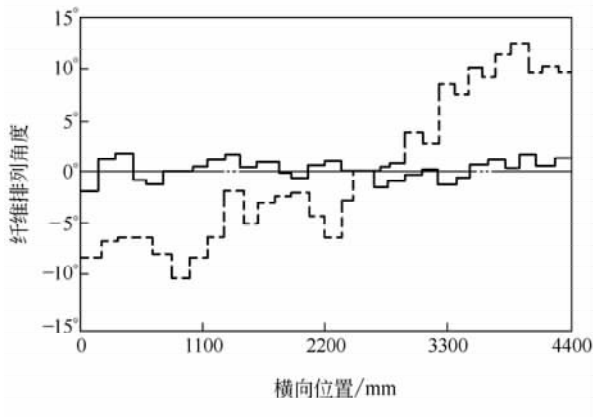


图 10-23 稀释控制前后纤维排列角度对比

(1) 投资成本高。尽管流浆箱本身的成本取决于稀释水管间距的宽度, 但目前调浓流浆箱比传统流浆箱贵很多。此外调浓流浆箱需要两个纸浆供应系统, 一个供应较浓的浆进入方锥总管, 一种供应较稀的白水或清水进入稀释总管, 如果使用机内储存白水稀释, 还要考虑是否使用除气器。

(2) 尽管最经济和对环境有利的稀释水是白水, 但如果用白水稀释, 其浓度的大小和在短时间内的变化, 将影响稀释水的调节效果, 稀释水浓度的变化会影响纸页横向绝干定量的分布。其次, 浓度调节的总能力还取决于留着率的大小。若留着率降低, 稀释系统的调节能力也就降低。此外如果在线白水稀释的流速太慢, 就会出现生产线污物积累的问题。为了防止或减轻白水在线污物积累, 在稀释白水流程设计上, 必须增设压力筛净化稀释白水。同时, 应设一个最低的稀释水流量, 不可断流, 以保证稀释通道的干净和畅通。一般白水稀释的最低流量为 3%。

(3) 全幅灰分不均匀。当用清洁白水调节某些灰分含量较高的纸种的纸浆浓度时, 可能造成全幅横向不均匀的不透明度。此时必须根据生产纸的品种, 使用高浓白水解决这一问题。然而, 在这种情况下, 白水会加剧在线污物, 并且, 由于浓度稍有变化便会影响调节效果, 从而造成所控制的定量幅度下降。从图 10-24 中即可看出这一影响。白

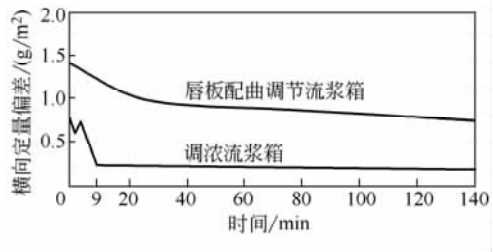


图 10-22 开机或品种变换的响应时间

而用稀释阀局部调浓时, 可保持唇板平直, 消除了定量与纤维定向之间的相互影响, 纤维排列角度在 -1.25°~+2.5° 变化, 近乎于平直曲线, 如图 10-23。由图可见纤维定向的偏差控制在 ±2.5°, 特别是在边缘部位有明显改善。

虽然通过局部调节浆浓控制全幅定量的方法具有许多传统方法无法比拟的优点, 但仍然有许多方面有待完善。

水浓度必须稳定, 这样才能实现稳定的横向调节效果。

(4) 稀释水管的间距最小为 34mm, 这比传统的喷浆唇板控制螺距少 75~150mm, 使用这么小的螺距必须根据在复卷部的测定值灵活而精确地调整稀释水阀。由于各品种操作条件不同, 不可避免地引起复杂的浆流变化, 因此必须做出动态的调节。

(5) 横向稀释调节会对纸页的组成产生重要影响。稀释水的总用量应减小到最低限度, 以避免对纸页组成的潜在影响。尤其是在生产高填料含量纸种的情况下, 更应如此。因为这些纸种的留着率比较低。

(6) 调浓流浆箱对纵向变化也提出了新的稳定性要求。为充分实现快速而精确的稀释水横向控制, 要求把来自纸浆制备和湿部的干扰减小到最低限度, 并按新的高标准实现横向控制, 如图 10-25。

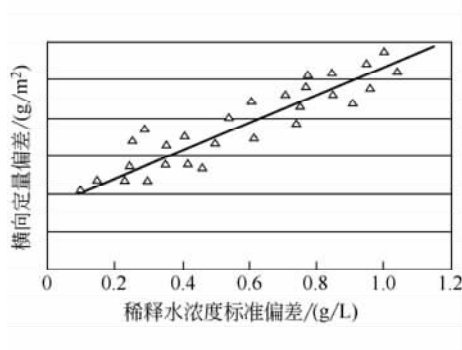


图 10-24 稀释水浓度变化对控制效果的影响

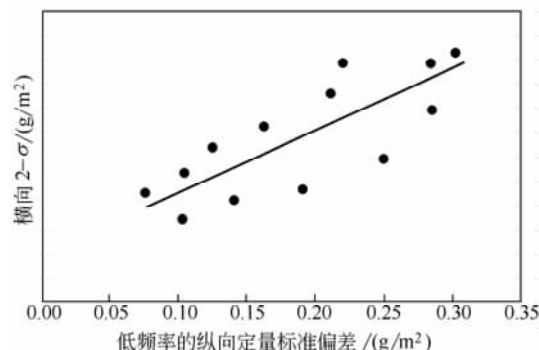


图 10-25 纵向定量波动对横向定量偏差的影响
 σ 为标准偏差

由于调浓流浆箱是通过局部调节纸浆浓度来控制全幅定量的, 因此在保证整幅喷浆唇口开度一致及保留整幅唇口开度调节设备的前提下, 从理论上来说可取消传统流浆箱中的唇板配曲调节装置, 删去所有上唇板的微调设备, 不过, 现有的调浓流浆箱都保留了上唇板的微调设备, 作为稀释水调节的补充。

另一方面, 为了达到局部调节纸浆浓度来控制全幅定量的目的, 与传统流浆箱相比, 调浓流浆箱必须相应地增加一个稀释水系统。

纸页的分布 (定量、水分的横幅分布) 控制可以说是最重要的控制。多年来, 一直是通过调整流浆箱的唇口开度来实现的。但这不仅仅是改变流量, 还存在着改变纤维方向性的问题。20 世纪 90 年代初期研制成功的通过局部调节纸浆浓度控制全幅横向定量的新方法, 既能有效地调节全幅横向定量的均匀一致, 又能保持全幅纤维排列均匀一致。是更理想的调节方式。

(五) 高浓流浆箱的设计实例

下面将通过对几种不同结构的高浓流浆箱的介绍来进一步探讨高浓流浆箱的设计及其与低浓流浆箱的异同。

1. 波纹形流道流浆箱的设计

瑞典森林产品研究所 (SFTI) 设计的高浓流浆箱采用了波纹形流道, 来产生湍动,

分散纤维。在 SFTI 早期设计的高浓流浆箱中，纸浆从方锥形总管进来，通过圆形管束进入一个横截面积稍微缩小的区域，这个区域逐渐从圆形变为矩形，最后所有的区域沿纸机的横向满足形成连续通道的要求，这个区域之后是成形区，成形区中包含两个 90° 的波形引入湍动，在出口流道中，湍动衰减，使悬浮液形成一个连续的纤维网络。

但是由上述流浆箱所成形的纸页质量并不理想，主要原因是，虽然成形区中的湍动足以破坏纤维絮聚，但同时又产生了新的絮聚，因此应进一步改进成形区，避免絮聚的重新产生。后来的研究表明，在 90° 的波形之后，应对悬浮液施加柔和的剪切力以阻止纤维重新絮聚。在实验纸机上运行成功的流浆箱原理图如图 10-26 所示，图 10-27 为实验流浆箱外观图，成形区为波纹形通道。

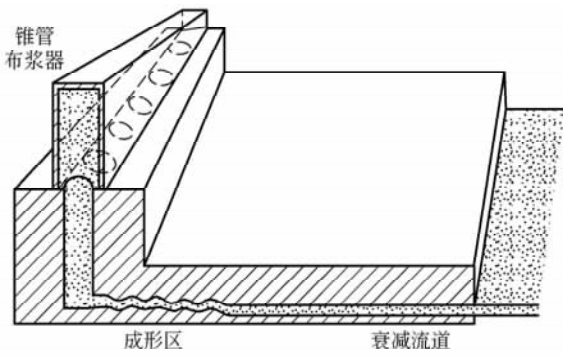


图 10-26 高浓流浆箱原理图

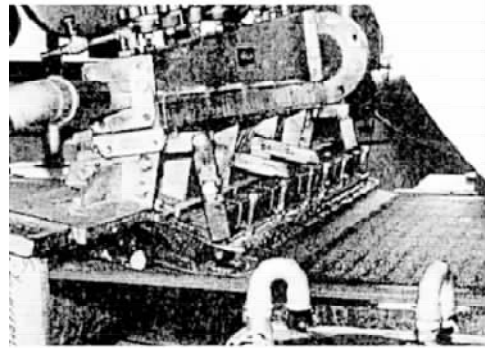


图 10-27 高浓流浆箱外观图

SFTI 对按上述原理加工的流浆箱进行了瓦楞纸和高级纸的高浓成形与低浓成形对比试验，两种成形方式采用的纸浆相同，实验纸机车速为 $200\text{m}/\text{min}$ ，高浓成形时上浆浓度为 3.4% ，低浓成形的上浆浓度为 0.5% ，实验流程图如图 10-28。

实验取得了比较满意的结果，包含波纹形通道的新的成形区设计显著地改善了纸页的成形。波纹形结构的精确尺寸是非常关键的，微小的偏差都可能产生过高的湍动破坏纤维网络，从而破坏纸页的成形。

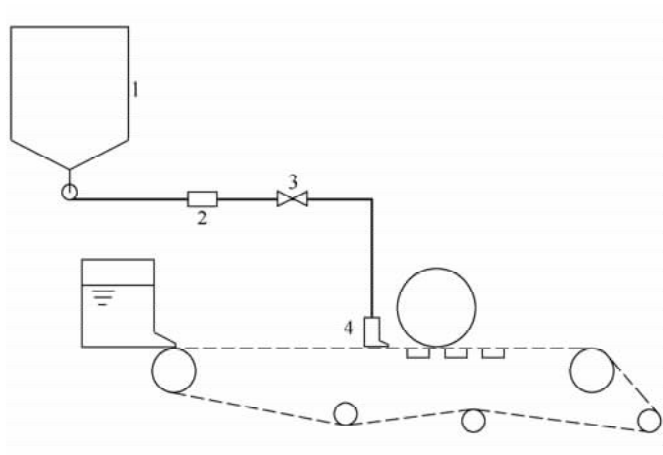


图 10-28 实验流程图

1—浆池 2—电磁流量计 3—控制阀 4—高浓成形器

目前，芬兰美卓所研发生产的 Formflow 高浓流浆箱（如图 10-29）与 SFTI 的高浓流浆箱原理相同，它由总管、布浆多管、流道和唇板区所组成，流道的高度小于 4mm ，

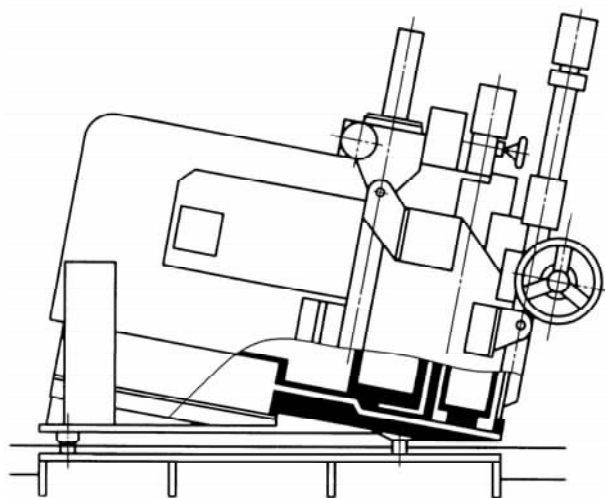


图 10-29 Formflow 高浓流浆箱侧面图

属于水力式，系统中没有特殊的脉冲衰减设备（如气垫），体积小，重量相对较轻，长度为 1m，上唇板的横梁能打开，从而流道的上壁和下壁能被检查，并在必要时进行清洗。高浓流浆箱的喷浆收缩系数接近于 1，留着率接近于 100%。

Formflow 与其说是一个流浆箱，它更像一个挤压机，在整个系统中，进浆管路良好的混合条件，避免了纤维和水的分离；纸浆通过布浆器时压力降足够高，从而消除通过布浆管束时流速的不均匀性。

Formflow 流浆箱主要用于处理 2.5%~3% 浓度的纸浆，这个浓度值指的是纯的纤维浓度，当加入填料时，流浆箱能在更高的浓度下运行。在 Formflow 流浆箱上所实践的最高浓度是 4.9%，纸浆是由漂白硬木浆和软木浆以及大量填料组成，适于高定量范围。最低浓度是 1.5%，适于高定量纸板，最高是 500g/m²，在低速下运行。

2. 锯齿形流道流浆箱的设计

随着对高浓成形理论研究的深入，关于高浓流浆箱的设计，日本制浆与造纸技术协会（RAPPT）提出纤维分散模型，对高浓流浆箱内浆流湍动的发生与衰减历程，以及对浆浓分布波动的关系做了定量的表述。

该模型理论认为，湍流的形成会分散絮聚，从而引起浆流浓度分布的波动。湍流发生器下游浓度波动的变化，可视为速度波动与浓度波动之间的动态平衡过程。如果最终的浓度分布是这一平衡的结果，那么流道设计最重要的因素就是如何产生及衰减湍流。纤维分散模型以分散能力描述高浓流浆箱的性能，其表达为：

$$D_1 = \frac{(\sigma_{w1} - \sigma_{w2})}{\sigma_{w1}} \quad (10-13)$$

$$D_2 = \frac{(\sigma_{w1} - \sigma_{w3})}{\sigma_{w1}} = \frac{(D_1 - F)}{(1 - F)} \quad (10-14)$$

$$F = \frac{(\sigma_{w3} - \sigma_{w2})}{\sigma_{w3}} \quad (10-15)$$

式中 D_1 ——靠近湍流发生器处的最初分散系数

D_2 ——总分散率

σ_{wi} ——浓度分布波动量， $i=1、2、3$ ，分别表示湍流发生器前段、后段和重新絮聚处的位置

F ——重新絮聚率

从以上方程可以看出, 对一个高浓流浆箱来说, 要尽可能地增大总分散率 D_2 , 即取得较大的原始分散度 D_1 和较小的重新絮聚率 F 。

基于理论研究和实验结果, RAPPT 设计出了锯齿形高浓流浆箱, 与 SFTI 所设计的高浓流浆箱相比, 两者的区别在于流道的结构不同, SFTI 流浆箱采用波纹形流道, 而 RAPPT 流浆箱采用锯齿形流道产生剪切力, 分散纤维, RAPPT 所设计的锯齿形流道流浆箱如图 10-30 所示。

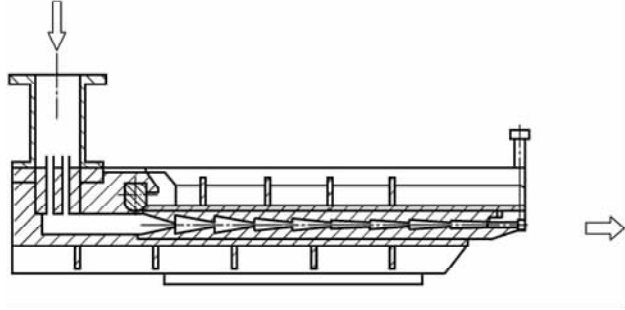


图 10-30 锯齿型流道流浆箱示意图

由于流道是高浓流浆箱中的湍流发生器, 是产生湍动, 破坏纤维絮聚的关键部件, 它对高浓流浆箱的性能有决定性的影响, 因此, 日本制浆与造纸技术协会为优化流道进行了多方面的探讨。

(1) 各种流道的性能比较与选型实验

A. 实验条件: 纸浆种类: 硬木硫酸盐浆; 纸浆浓度: 3%; 纸浆游离度: 加拿大游离度 400mL。

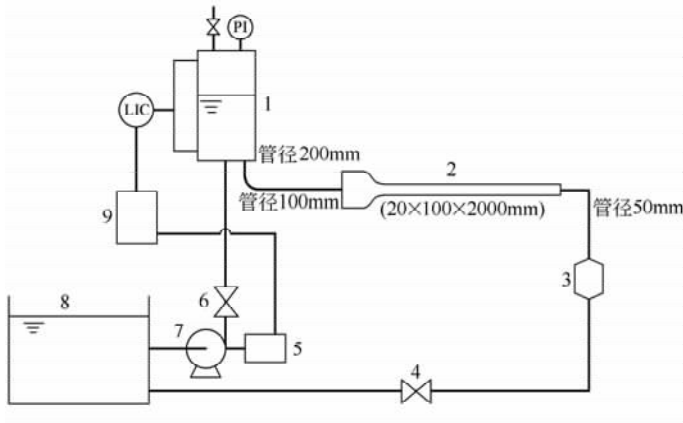


图 10-31 基本实验流程图

1—高位箱 2—测量区 3—电磁流量计 4, 6—阀
5—电机 7—泵 8—浆池 9—变频器

B. 实验流程: 流道选型实验流程设计如图 10-31 所示。

从混合室来的纸浆, 利用泵和高位箱穿过一个测量区在流程中循环, 平均流速通过阀门和电磁流量计手动控制。高位箱的液位反馈给变频器以控制泵的转速获得一个稳定的流速, 泵的脉冲被高位箱所吸收。

C. 测量方法: 如图 10-32 所示, 利用光穿过透明的管道, 再在另一端接收光, 根据光强度推导管中纸浆浓度的不均匀性, 结合纤维密度、该点通过的时间以及平均流速可求纤维絮聚团的直径及其分布。

测量区尺寸: 2000mm (长) × 100mm (宽) × 5~20mm (高), 测量区中放置各种形状和尺寸的湍流发生器。

D. 结果与讨论: 图 10-33 表示了纸浆浓度的不均匀性在不同结构的管道中的变化过程, 图中当横坐标大于或等于 1m 时, 突缩管和锯齿形管中的纸浆平均流速为 8m/s。

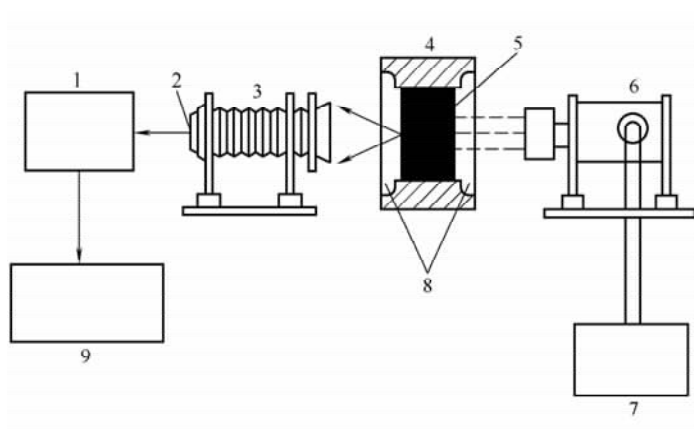


图 10-32 纸浆浓度不均匀性测量装置

1—浓度计 2—光电管 3—透镜 4—浆管 5—浆料悬浮液
6—投影机 7—电源 8—透明壁面 9—信号分析仪

由图 10-33 可以看出，当速度为 8m/s 时，没有任何湍流发生器的直管里，纤维分散没有发生，纸浆浓度的不均匀性是个常数；急剧缩小的管其浓度的不均匀性在缩小区域显著减小，到达接近于直管浓度分布的水平。锯齿形管，即逐渐缩小再突然扩大的管，能获得最大限度的纤维分散，其浓度的不均匀性即使在湍流区后都很小。图 10-34 表

明，当速度为 2m/s 时，锯齿形管能获得良好的纤维分散，最后一段的重新絮聚率很低。显然，锯齿形管优于直管和突缩管，能更好地分散纤维絮聚。

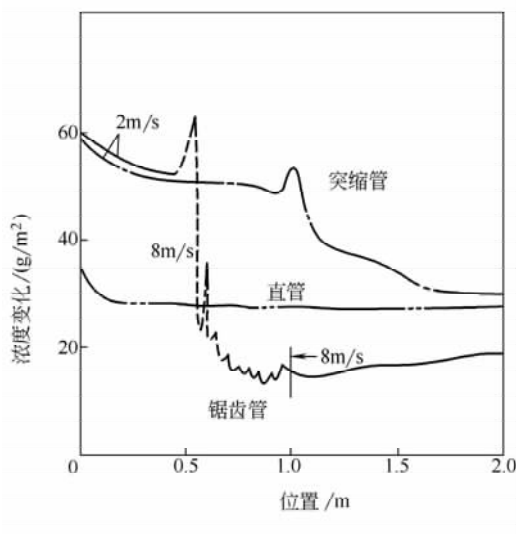


图 10-33 不同种类管中的浓度不均匀性
注：浓度的不均匀性由定量的变化来表示

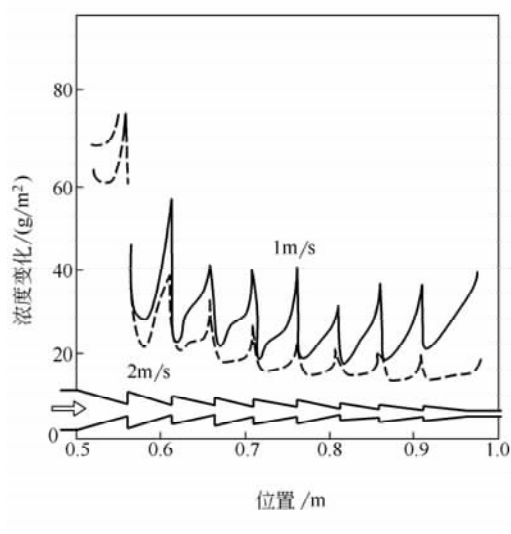


图 10-34 锯齿形管道中的浓度不均匀性

锯齿形流道在突扩区域能产生强大的湍流减小浓度不均匀性，在渐缩区域能产生小而弱的湍流，减少重新絮聚，不均匀性沿流线产生变化，流道的形状也应按照流线进行设计。

起初的锯齿形流道是由平面形的突扩和渐缩区域所组成的，新设计的锯齿形流道是由曲面形突扩和渐缩区域所组成，曲面形状可以更有效地抑制浓度的波动，如图 10-35 所示。每个流道由具有相同形状的三个单元串联而成，每个单元由“杯”和“角”组

成，在“杯”中，曲面是向外凸的，在“角”中，曲面是向内凹的。

对图 10-35 中的四种流道进行了实验，浓度不均匀性的测量结果表明，每种形状都有一个不同的变化率趋势，“杯”在扩展流中增加分散，而收缩流对浓度波动的影响较小，在流道的下游端，不同流道中纸浆浓度的不均匀性区别不大。

“杯-角”形状组合特别显示了减小低频组分和增加高频组分的趋势，也就是说，絮聚被更均匀地产生，并被良好地分散，因此作为高浓流浆箱的湍流发生器，“杯”“角”结构的锯齿形流道是一种比较理想的选择。

根据试验结果，经过初步分析而设计出来的几种流道如图 10-36

所示。结构 A 是规则的锯齿形，在扩散区有分离点；结构 B 上游是锯齿形，接着是一系列的渐扩和突缩结构；结构 C 在突扩后是长的扩散区；结构 D 是优化的“杯”“角”形结构。

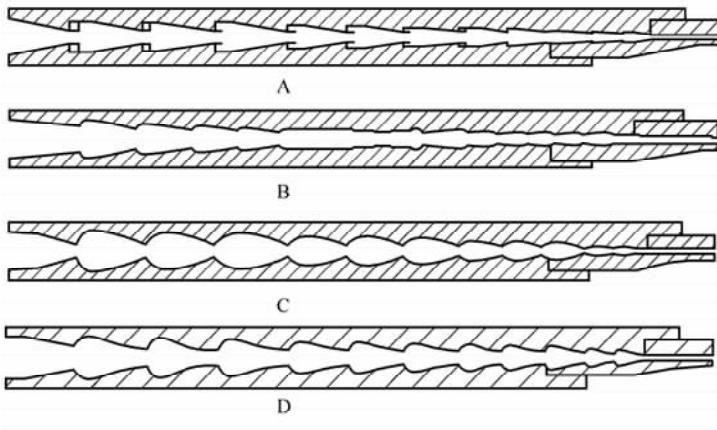


图 10-36 试验用的流道

明，从结构 B 所喷出的浆因为浆面有波纹而显得粗糙和多孔，而 A、C、D 则看起来比较平整。

结构 A，可能由于有浆壁分离点的原因而产生了稳定的絮聚；C 提供适当的纤维分散，但比其他结构需要更高的压力损失；D 在喷浆稳定性、浓度均匀性和压力损失等各方面有可接受的性能。上述对喷浆性能的评估是通过图像处理 and 定量分析所得出的，而不是从视觉上获得的。

图 10-37 是把流浆箱喷浆的俯瞰图的数据输入图像分析仪后所得的结果。从 B 中喷出的浆有许多各种尺寸的波形阴影，而 C 中则比较平稳，有更少和更小的阴影。

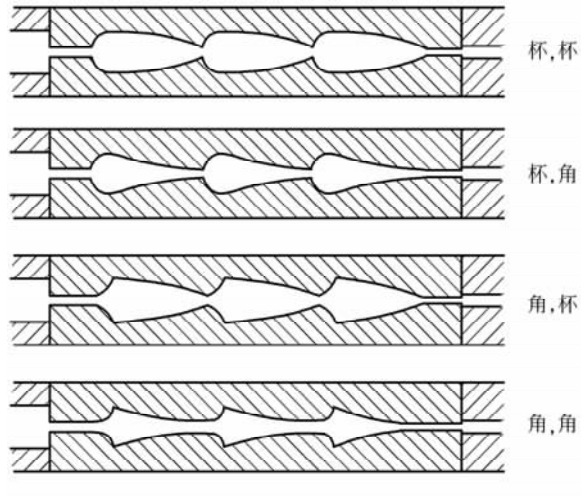


图 10-35 不同表面形状组合的锯齿形流道

利用 A、B、C、D 四种流道分别制作唇板宽度为 350mm 的实验流浆箱，当纸浆浓度为 3%，唇口开度为 3mm，速度是 600m/min 时，对上述流浆箱喷浆的俯瞰图进行分析，结果表

图 10-38 所示是图 10-37 中阴影的数量和面积，这种喷浆的定量分析结果与该法抄造的样品中的纸页成形系数非常吻合，表明对喷浆的观察可在一定程度上预测纸页成形。

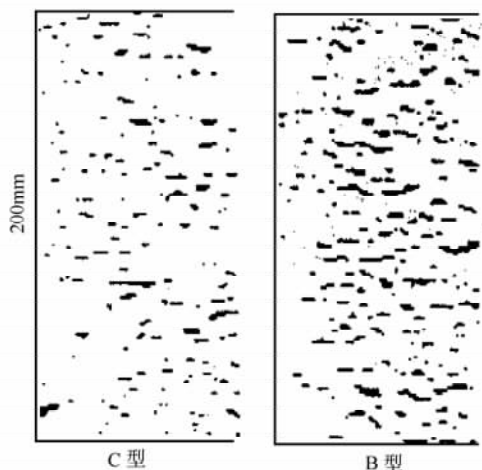


图 10-37 B 型和 C 型流道分散效果图像分析

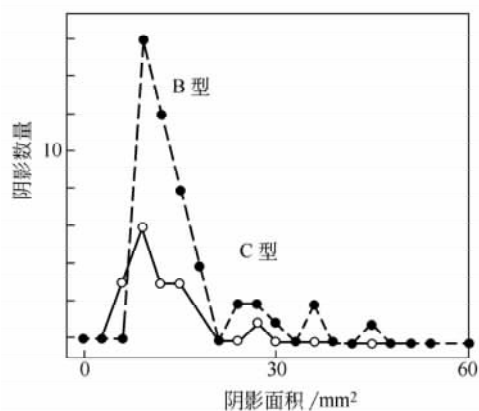


图 10-38 不同流道阴影部分的数量和面积

采用 D 型结构的流浆箱，当生产定量为 $65\text{g}/\text{m}^2$ 的纸页时，纸浆流速对压力损失和成形指数的影响如图 10-39 所示。这里的成形指数是指以成形测试仪所测的直径为 $0.5\sim 12.5\text{mm}$ 絮聚团的数量来表示的纤维絮聚程度，流速范围为 $400\sim 800\text{m}/\text{min}$ 。从图中可以看出，随着唇口开度从 5mm 降到 3mm ，压力损失不断增加，即使流速相同时仍然如此，而成形指数在流速小于 $600\text{m}/\text{min}$ 时随着唇口开度的降低而下降，纸页成形得到改善，当压力损失为 $1\text{kPa}/\text{cm}^2$ 时纸页成形最好。这种现象可解释如下：纸页成形受纤维分散程度和喷浆稳定性两个因素的影响，当压力损失较低时，湍流强度弱，喷浆稳定，但纤维分散不够，纸页成形较差；另一方面，高的压力损失产生了强的湍流，导致了更好的纤维分散，但同时也造成喷浆不稳定，因而成形也不好，当纤维分散和喷浆稳定达到平衡时成形最好。

图 10-40 为当生产定量为 $65\text{g}/\text{m}^2$ 的纸页时，各种流浆箱成形指数与压力损失的关系图，浓度从 $0.6\%\sim 3\%$ ，低浓水力式流浆箱需要压力损失较小，但成形指数高，成形差，这个结果表明传统的低浓流浆箱不经过改进是不适于高浓成形的，C 型结构流浆箱有低的成形指数，但压力损失高；D 型结构流浆箱其压力损失和成形指数都比较低。

(2) 不同的成形器和填料含量时几种流道结构的流浆箱性能比较

在流道选型实验的基础上，RAPPT 又进行了高浓流浆箱与成形器的组合试验和加填试验，中试的基本参数如下：纸浆种类：100% 漂白硫酸盐硬木浆；定量： $64\text{g}/\text{m}^2$ (从 $40\sim 120\text{g}/\text{m}^2$)；最大流浆箱浓度：3%；最大速度： $1000\text{m}/\text{min}$ ；网宽： 500mm ；唇板宽度： $300\sim 350\text{mm}$ ；成品纸宽度： $250\sim 300\text{mm}$ ；产量： $960\text{kg}/\text{h}$ 。

通过 A、B、C、D 型四种流道结构的流浆箱与多种成形器组合进行实验，并假设流浆箱和成形器单独影响纸页成形，以求得各因素与纸页成形的关系，这也为高浓成形

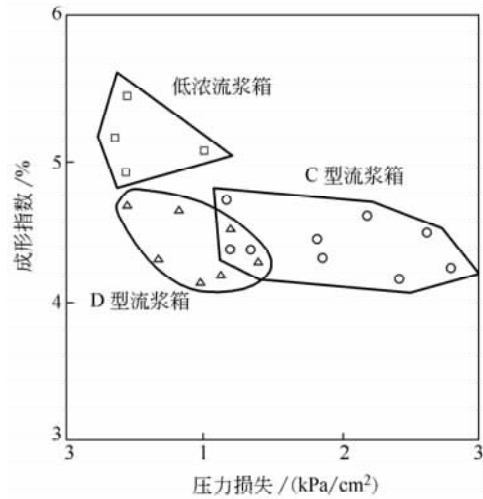
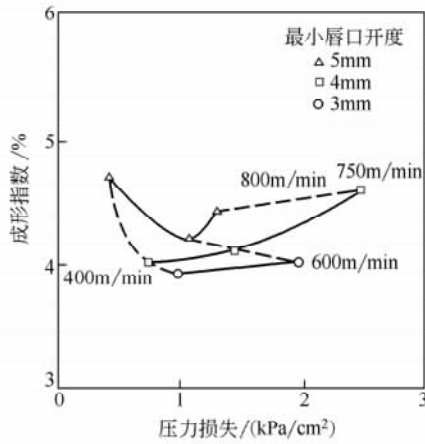


图 10-39 速度对压力损失和成形指数的影响 图 10-40 流浆箱种类对成形指数和压力损失的影响

在工厂应用时选择合适的流浆箱和成形器提供了参考。在组合实验的基础上，选用 2W-X 成形器、C 型和 D 型结构流浆箱和低浓流浆箱（上网浓度为 0.7%）进行加填实验，实验条件如表 10-7 和表 10-8 所示，实验所用各种成形器如图 10-41 所示。

表 10-7 组合实验与加填实验的实验条件

项 目	组 合 实 验	加 填 实 验
纸浆游离度/mL	760	350
流浆箱纸浆浓度/%	0.7~3.0	0.7, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0
纸机速度/(m/min)	400~900	600

表 10-8 加填实验添加剂的种类和分量

添 加 剂	浆中的百分含量/%
碳酸钙	0, 10, 20
中性施胶剂	0.1
阳离子淀粉	0.5
助留剂	0.02

实验结果表明，各因素与纸页成形之间没有明显的关系。2W 系列成形器都是不错的，但流浆箱结构 A 在 3W 成形器上比其他流浆箱有更低的成形指数。在 2W-1 成形器上，C 型流浆箱比 A 型和 B 型有更低的成形指数，2W-0 成形器由于没有网上分散板从而比其他成形器有更高的成形指数，这个有趣的发现表明网上分散板对高浓成形的影响。这种现象可解释如下。

如图 10-42 所示，湿纸页由于分散板作用而起伏向前，上板压向下板幅度越大，湿纸页起伏程度越大，纸浆悬浮液所受到的压力脉动就越强大，于是良好的纸浆分散导致了更好的纸页成形。成形指数随着分散板位置的变化而变化情况如表 10-9 所示。

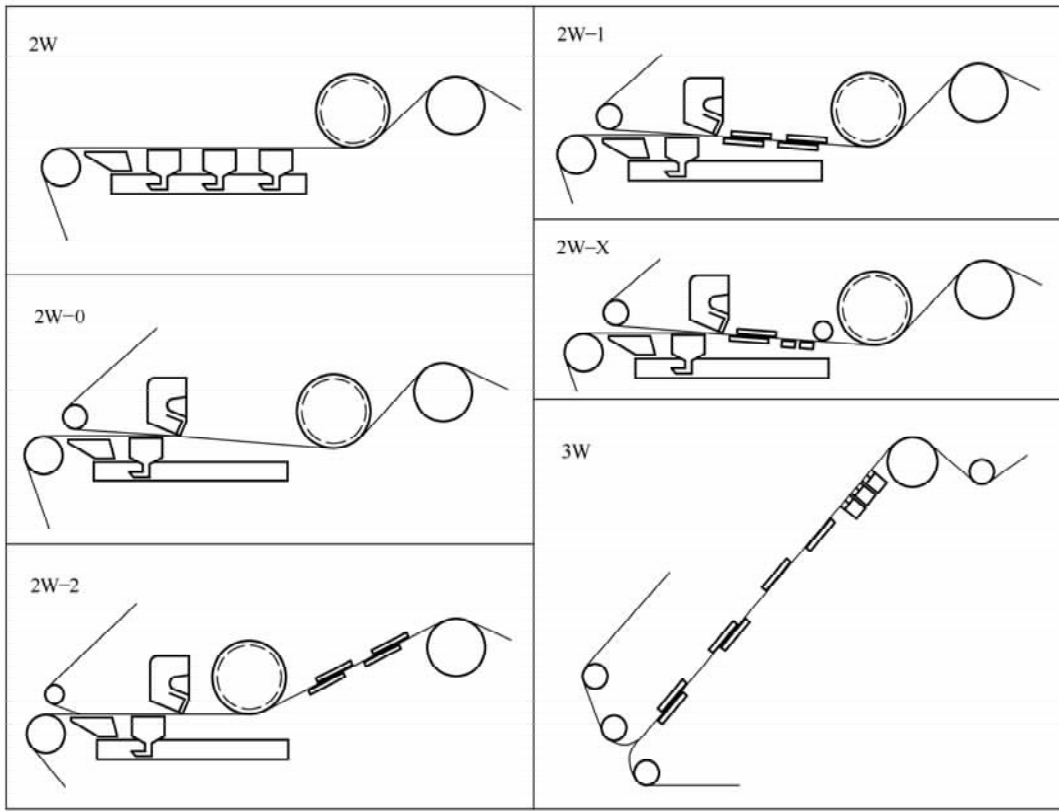


图 10-41 实验用的各种成形器

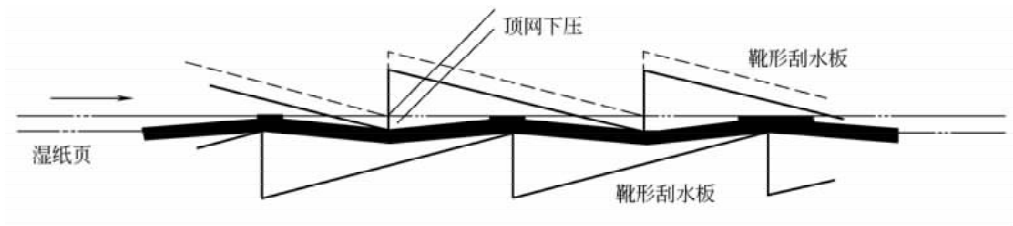


图 10-42 网上分散概念

表 10-9 纸页成形指数与分散板压网幅度的关系

幅度/mm	成形指数/%	
	F_T	F_P
开	8.0	6.6
0	7.1	5.9
1.50	6.6	5.2
2.0	6.2	4.9
2.25	6.4	5.0
2.5	6.1	4.7
2.75	6.0	4.7

注： F_T 代表在整个波长 0.16~80mm 范围内成形指数， F_P 代表在 1~25mm 波长范围内成形指数，数值越大，成形越差。

表 10-10 表示流浆箱种类、浓度、速度对纸页各成形参数的影响。样品纸的成形指数，对于 C 型，在 1.5%~4% 的范围内，浓度越高，成形指数越大，D 型又比 C 型成形更好；与商品纸比较，高浓时样品纸有更差的成形指数，但絮聚尺寸比低浓样品小。总的说来，填料和化学助剂的影响不明显。

表 10-10 流浆箱种类、浓度、速度对纸页各成形参数的影响

样品号	流浆箱	浆浓/ %	速度 /(m/min)	定量 /(g/m ²)	定量偏差 /%	平均絮团 直径/mm	纸页成形指 数 F_T /%
1	C 型	3.65	600	68.5	4.38	3.00	4.8
2	C 型	2.90	600	67.2	3.96	2.89	4.8
3	C 型	2.49	600	71	3.73	2.94	4.5
4	C 型	1.56	600	71	3.54	2.93	4.3
5	低浓	0.88	400	63.7	3.61	3.62	4.1
6	D 型	3.00	600	88.2	3.07	3.28	3.7
	商品纸样品,中性施胶			60	3.04	3.44	—
	商品纸样品,酸性施胶			64	3.50	3.54	—
	商品纸样品,酸性施胶			64	3.38	3.48	—

综上所述，C 型流道和 D 型流道都能较好地满足高浓成形的要求，尤其是 D 型流道不但成形指数小，而且压力损失低，因而更优于 C 型流道；D 型流道结构的流浆箱由于喷浆稳定、分散良好而得到发展，它在中试纸机上产生了良好的纸页成形。锯齿形流浆箱的优点在于多级锯齿统一了每一级的压力损失，在纸机横向能产生均匀的纤维分散。

3. 我国高浓流浆箱的设计

参考国外的高浓成形资料，结合多年来研究流浆箱机理的基础上，华南理工大学与轻工业杭州机电设计研究院共同设计出了我国第一台高浓流浆箱，如图 10-43 所示。

主要技术参数：定量 120~200g/m²；车速 120~250m/min；上浆浓度 2.5%~3%。

该流浆箱的外观设计基本上沿用了普通流浆箱的形式，结构与低浓流浆箱类似，主

要由布浆器、匀整元件、湍动元件及唇口区等组成，布浆器也使用方锥管式布浆器，然后是孔板，孔板后面的混合室为流线形结构，以保证既混合均匀，又能消除停浆、挂浆等现象。湍动元件的结构

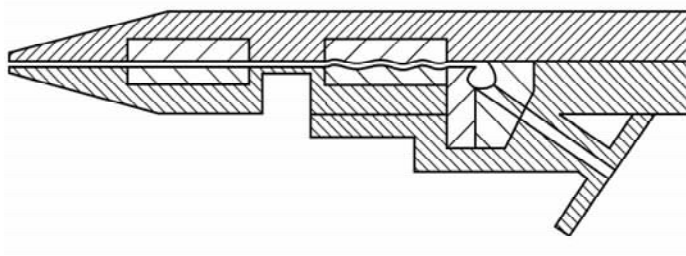


图 10-43 高浓流浆箱示意图

与低浓流浆箱的完全不同，其设计主要是参考瑞典森林产品研究所以及日本制浆与造纸技术协会的一些经验，流道分二段，前段为成形区，成形区采用了波纹形流道；紧随其后的是一段平滑的流道，湍流在这里逐渐减弱，纤维在这里有序地聚集形成纸基，直至上网成形，这一段称为衰减区。该流浆箱在华南理工大学制浆造纸工程国家重点实验室

的多功能实验纸机上进行了中试实验，实验系统配置如图 10-44 所示，实验方案如表 10-11 所示。试验采用直接供浆方式，即高浓纸浆直接从浆池泵送至高浓流浆箱。其实验条件如下：

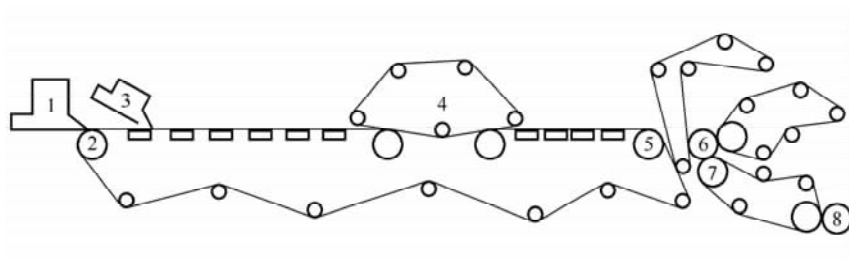


图 10-44 高浓成形的中试实验系统配置图

1—原系统流浆箱（本试验中不上浆） 2—胸辊 3—高浓流浆箱
4—顶网装置 5—伏辊 6—吸移辊 7—压榨辊 8—卷取辊

表 10-11 高浓成形中试实施方案

编 号	1	2	3	4	5	6
车速/(m/min)	130	150	135	180	180	190
浆浓/%		2.5			1.5	

纸浆：44%脱墨浆+56%CTMP浆，成浆打浆度为 56.5~59.0°SR，取自广州造纸厂。

纸机操作参数：车速范围 100~200m/min；上网浓度：1.5~3.0%；高浓流浆箱唇口开度：4mm；成纸定量：60~185g/m²。

为了与低浓成形进行对比，还分别使用了纸页标准成形器和纸页自动动态成形器，并用同一纸浆抄纸测试。

设备：L&W 纸页自动动态成形器；型号：OA320；上网浓度：0.5%；浆速：1.51m/min；网速：980~1100m/min。

脱水程序如表 10-12 所示。

表 10-12 纸页动态成形器的脱水程序

第一段		第二段		第三段	
角度/(°)	时间/s	角度/(°)	时间/s	角度/(°)	时间/s
20	90	50	60	35	9

研究表明，在实验范围内，研制的高浓流浆箱可稳定操作，并能适应浆浓和车速等操作参数的变化。纸浆分布较均匀，成纸无明显的絮聚现象，可满足实际生产的要求。

高浓流浆箱的设计充分利用了低浓流浆箱的设计经验，高浓流浆箱从结构到外观都与低浓流浆箱非常类似，两者都是利用锥管或等压布浆器进浆，通过阻尼元件布浆整流，到唇板区喷浆上网；而且高浓流浆箱也是利用唇口的开度控制纸页的定量，采用传统的唇板微调方式或局部浆浓调节方式来调节纸页的横幅定量；但是由于高浓纸浆特殊的流动特性，高浓成形与低浓成形在原理上有着本质的区别，低浓流浆箱是要将纤维分散成单根或接近单根的纤维，而高浓流浆箱的作用却是要将不连续的、离散的纤维团尽

量疏解成一层连续的、均匀的悬浮于水中的纤维网络组织。而且除了纤维均匀分散、喷浆稳定等流浆箱的基本要求外，高浓流浆箱还必须在浆流减少的情况下，维持高强度的湍动以破坏纤维絮聚、阻止流道堵塞、降低压力损失。显然，要达到这样的目的，使用传统的多孔板或匀浆辊等都是不行的。如何设计好湍动元件的形状及尺寸是高浓流浆箱能否开发成功的关键。国际上比较流行、使用较多的湍动元件的形状主要有两种：一种是波纹形流道（北欧及北美使用较多），一种是锯齿形流道（日本等地使用较多）。前者主要是依靠流体急转弯产生边界层分离而产生剪力场，这种剪力场较均匀，但适应的流道高度不能太大，因此，限制了产品的定量不能太高，一般在 $200\text{g}/\text{m}^2$ 左右。后一种流道的剪力场强度高，但有时有停浆现象发生，制造难度较大。设计人员应根据实际情况选择正确的流道形式方能取得满意的成形效果。

第四节 新型高浓成形器

人们提高抄纸浓度的努力历时已经超过 40 年，由于市场对纸张质量的要求，纸机成形部的浆还只能局限在 5% 的浓度以下，当要突破 5% 的浓度限制时，需要进行新的设计，芬兰的 Cichoracki、Gullichsen 和 Paulapuro 通过研究发明了一种新的高浓成形器，该装置能在 5%~15% 浓度下进行抄造。

一、高浓成形器原理

利用转子剪切装置进行的基础研究拓宽了纤维悬浮液在 5%~15% 浆浓范围内流变学的知识领域。该装置主要是由一些有挡板的同心圆筒组成。内圆筒转动而外圆筒静止，挡板的作用是为了防止两个表面间的滑动。这一装置已被用于测定屈服强度、能耗、黏度、估算混合强度、测定在流体和湍流中气体和结构的影响等。从该实验可得到两个与造纸相关的重要结论。

首先，在高剪切下，高浓纤维悬浮液的表现与其悬浮介质——水的行为相似。图 10-45 表明在较高的转子转速（剪切）下，纤维悬浮液的特性曲线与水接近，它被称作为流态化点或转变成流体状的转折点，这可从图 10-45 中得到体现，其特点是高湍动。在流态化点之上，纤维悬浮液的流动与水相似。

其次，所确定的纤维絮聚体的尺寸与在现代纸机流浆箱中的尺寸接近，图 10-46 给予了例证说明。可以看到超越流态化点后，絮聚体的平均尺寸大幅度下降。在这一特定情况下，纤维絮聚体的尺寸是由高速照相机进行测定的，根据湍流涡旋尺寸和浆料黏

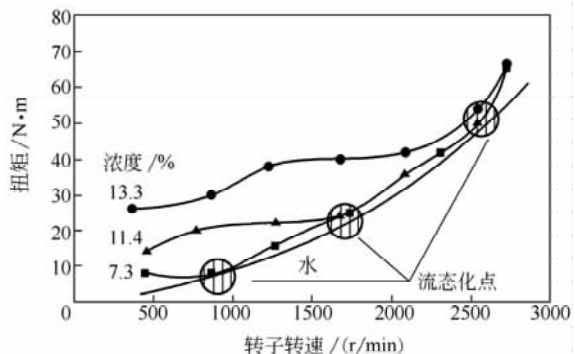


图 10-45 转子转速对漂白硫酸盐松木浆纤维悬浮液的影响

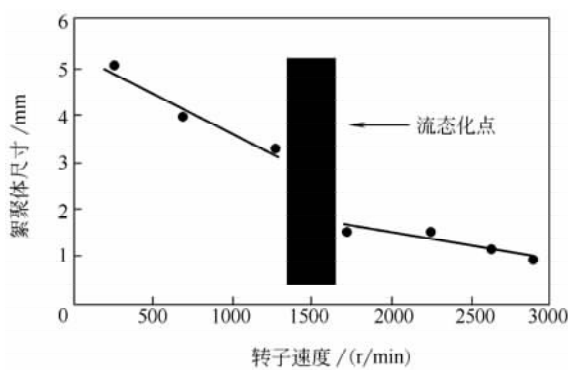


图 10-46 转子转速对 10.3% 的漂白硫酸盐松木浆絮聚体尺寸的影响

高浓成形器成纸幅宽为 300mm，设计运行速度高达 700m/min（受电机和齿轮箱限制），基本操作步骤如下：浆料被泵送至流态化箱，此处转子对浆料进行流态化作用，破坏浆料中的絮聚，并沿纸机横向均匀分散浆料。紧接着流态化箱的是真空辊，有 2 个吸水区对纸幅进行脱水，纸幅离开真空辊通过压榨辊后，就可以从压榨辊外获得纸幅。

流态化箱是方形的，内部尺寸为 300mm（见图 10-48），转子直径为 165mm，转速可达 3000r/min。浆料沿纵向从成形端 50mm 直径的浆料输送管路进入流态化箱中。转子的作用是横向均匀分散浆料和打碎浆料絮聚。挡浆板形式的设计要产生脉冲而不直接产生轴向混合。为了解决这一问题，选择了菱形结构的转子（图 10-49）。此种结构的转子可以产生较强的轴向流动，能够沿横向分散浆料，便于混合和产生湍动，以打破絮聚。转子和真空辊都是沿顺时针方向转动，这意味着转子和真空辊最近点速度矢量方向相反，这比转子和真空辊相反旋转会产生更强的剪切力以打碎絮聚并保持良好的湍流至成形区。

与转子的设计同样重要的是流态化箱壁的结构，这些结构有助于产生湍流和破坏絮聚，并需控制成形区和成形间隙。从图 10-48 可以看出采用平滑箱壁的设计情况，其他结构形式的箱壁设计也成功地进行了实验。

三、高浓成形器初步实验及其研究结果

图 10-49 所示的高浓成形转子是从 1997 年 1 月份开始实验研究的，最初的纸幅絮聚严重而且外观粗糙，然而，这一纸页的成形开创了高浓成形的新时代。此后，

度估算的悬浮体尺寸与这一数据具有良好的一致性。这些结果都假设浆料浓度在 5%~15% 纸幅成形也是可能的。为了验证这一设想，国外有人设计了一个简单的成形装置，其目的首先是纸幅成形；其次是生产浆板干燥质量的纸幅，进一步是生产纸及纸板等级的纸页。

二、高浓成形器设计

这种高浓成形器主要包括：流态化箱、真空辊及压榨辊等（见图

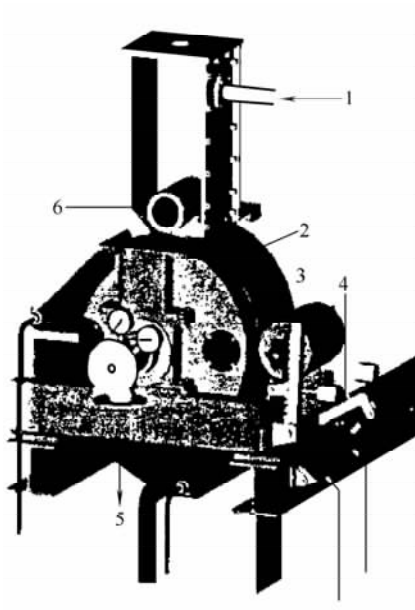


图 10-47 高浓成形器组成图

1—进浆 2—纸幅 3—真空辊
4—压榨辊 5—抽真空 6—转子

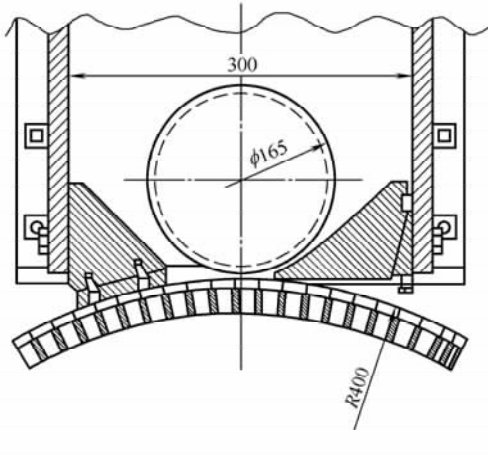


图 10-48 流态化箱结构

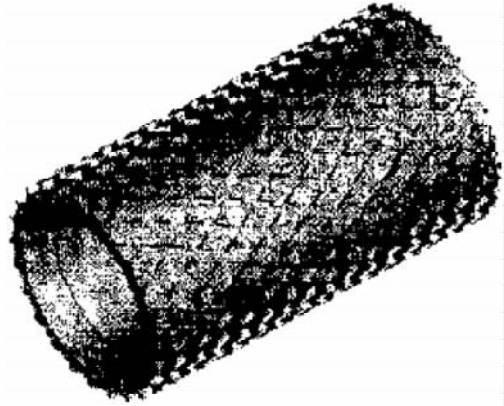


图 10-49 高浓成形器转子

经过广泛的研究，进一步提高了纸页的质量。未打浆的漂白硫酸盐松木浆（BKP）现在可以在 10% 的浓度下成形，成形间隙为 1.5mm。这表明纤维絮聚体大小至少在一个数量级。

到目前为止，该实验已经在浆浓 5%~12% 范围内，抄造出定量为 275~1000g/m² 的纸幅，至今只使用未打浆的 BKP 进行实验研究，而且不加任何助剂和填料。使用 BKP，现行真空泵可以提供 25kPa 的真空度。纸页进入压榨前的干度达到 17%~21% (50m/min)。压榨后干度可达到 32% (1.8kN/m, 50m/min)，这将有助于纸页样品的成形。为了便于纸幅表面状况的观察，实验车速一般在 40~60m/min。此外，目前还不能在 60m/min 的速度下获得试样。

现在已经实现了生产商品浆质量的纸页的初始目标，纸页的结构与在低浓状况下成形明显不同，但适用于浆板机。目前需要克服的缺点是，与传统的商品浆纸幅相比纤维分离性较差。图 10-50 表明了经过冷分散之后的纸页中存在的纤维束的数目。可以看出，高浓成形纸页中尽管不含有透明点，但纤维没有被完全分离，需要经过较长时间的疏解。

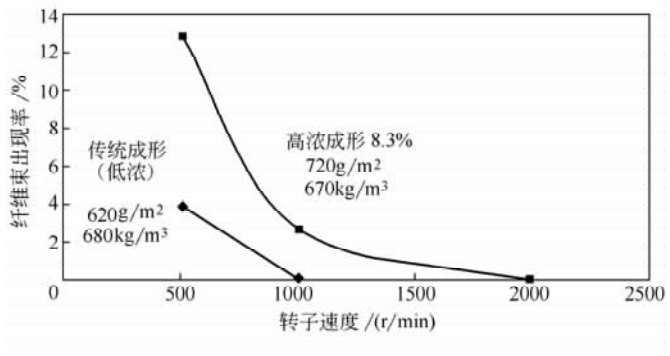


图 10-50 高浓和低浓浆料成形纸页的纤维分离性

高浓成形器的发展要在提高成形和纤维分离性、减少絮聚尺寸上进行更深入的探索，用于高浓（5%~15%）成形的装置自 1997 年制成以来就得到应用，目前在 5%~12% 浆浓下得到定量为 275~1000g/m²，纸幅宽度为 300mm 的纸页，成形速度可达 700m/min。该成形最关键的问题是怎样使转子给纤维悬浮液以高度剪切。

第五节 高浓成形的成纸特性

浓度是影响浆料悬浮液流动特性及纤维絮聚的主要因素，浆料浓度在纸页成形上的影响体现出高浓成形与低浓成形的原理有着本质的区别，低浓成形为过滤成形，高浓成形为浓缩成形；在成纸性质上体现为高浓成形纸页与低浓成形纸页从基本性质到微观结构上都有着很大的区别。

一、高浓成形纸页的基本性质

(一) 抗张强度和耐破度

抗张强度是指纸或纸板所能承受的最大张力，也以抗张指数的大小表示。纸页的断裂是由于纤维之间结合的破裂和纤维本身的断裂所造成的，因此抗张强度主要是受纤维间的结合力和纤维本身的强度的影响。

耐破度是指纸或纸板在单位面积上所能承受的最大压力，它是抗张强度与伸长率的复合函数，与纤维长度和纤维间的结合力有关，纤维长度较长且纤维间结合力大的纸页其耐破度就高。

由表 10-13 和表 10-14 中的数据可以看出，高浓成形纸页的抗张强度和耐破度指标均低于低浓成形纸页。这是由于在高浓成形中，纸浆纤维的排布和取向较为杂乱，一方面在 $x-y$ 平面的纤维排布数量较少，另一方面结构较松散，这都影响了纸页的抗张强度和耐破度。

从表 10-13 和表 10-14 中还可以看出，高浓形成纸页的裂断长较小，但是其纵横拉力比也较小，约为 1.86 左右，而低浓成形纸页却为 2.53，这也是由于高浓成形中纤维排列杂乱所致。纸页的裂断长与上网浓度的关系如图 10-51 所示，从图中曲线表明，纸页的裂断长随着浓度的增加而减小，特别是在纸机方向，使得纸页的纵横比接近于 1。

表 10-13 高浓成形纸页的主要性能指标

纸样序号		1	2	3	4	5	6
定量/(g/m ²)		185.2	165.2	125.3	83.1	63.6	61.1
裂断长/m	纵	2415	1685	2429	2976	2775	2372
	横	1299	1581	2117	1339	1120	1088
抗张指数/(N·m/g)	纵	23.67	16.52	23.81	29.17	27.20	23.25
	横	12.73	15.50	20.74	13.13	10.97	10.66
撕裂指数/(mN·m ² /g)	纵	5.979	5.292	8.632	6.167	5.955	5.500
	横	7.500	6.116	9.920	7.654	6.745	6.344
耐破度/MPa		0.1087	0.1230	0.1632	0.0788	0.0532	0.0492
耐破指数/(kPa·m ² /g)		0.575	0.730	1.277	0.930	0.819	0.798
环压强度/(N/m)	纵	1470.39	1192.51	1343.75	300.75	163.53	135.34
	横	1126.10	999.18	1109.96	256.58	156.72	116.54
Z 向结合力/N		21.435	20.570	18.545	27.048	25.309	26.913
Z 向结合强度/kPa		34.30	32.91	29.67	43.28	40.49	43.06
挺度/mN·m	纵	—	3.3432	5.2359	0.8133	0.2576	—
	横	—	1.6820	3.1557	0.4384	0.1797	—

表 10-14 低浓 (动态) 成形纸页的主要性能指标之一

纸样序号		1	2	3	4
定量/(g/m ²)		170.4	142.5	113.3	44.0
裂断长/m	纵	4908	3561	3842	3768
	横	1882	2956	2253	1491
抗张指数/(N·m/g)	纵	48.10	34.90	37.65	36.93
	横	18.44	28.96	22.08	14.62
撕裂指数/(mN·m ² /g)	纵	3.692	4.852	4.211	3.752
	横	7.204	5.405	5.449	4.842
耐破度/MPa		0.2852	0.2383	0.1918	0.0358
耐破指数/(kPa·m ² /g)		1.624	1.639	1.659	0.798
环压强度/(N/m)	纵	1486.84	945.18	600.88	92.11
	横	804.28	774.12	460.53	74.56
Z向结合力/N		22.590	20.820	14.283	8.792
Z向结合强度/kPa		36.14	33.13	22.85	14.07

表 10-15 低浓 (动态) 成形纸页的主要性能指标之二

项 目		D5	D6	D7
定量/(g/m ²)		139.0	121.8	75.2
挺度/(mN·m)	纵	3.8407	3.3876	0.7743
	横	1.7283	1.1291	0.2283

注：表 10-13 至表 10-16 中的数据均为华南理工大学高浓成形中试实验结果，发表于参考文献 [6]。

(二) 撕裂度

影响撕裂度的因素很多，其大小主要取决于纤维的平均长度，其次是纤维间的结合力、纤维本身的强度及纤维的交织情况等，从表 10-13 至表 10-15 可以看出，与低浓成形相比，高浓成形纸页具有较高的撕裂度。其原因可能是高浓成形过程中，纤维间的相互交织缠绕较多，因而撕裂时所需克服的纤维间的摩擦力也较多所致。

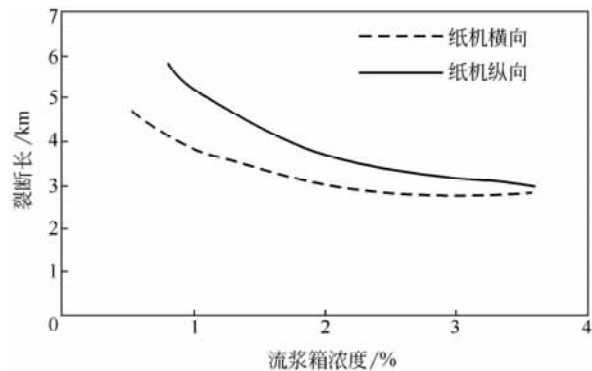


图 10-51 流浆箱浓度对纸页裂断长的影响

(三) 纸页的 Z 向强度、环压强度和挺度

高浓成形技术多用来生产包装纸和纸板，因此研究高浓成形纸样层间结合强度（Z 向强度）、环压强度和挺度指标是非常重要的。

由于高浓成形技术的特点，其抄造出来的纸页纤维在 Z 向分布要比低浓成形的多。从表 10-13 至表 10-15 中可以看出，高浓成形抄出纸页的 Z 向强度要比低浓成形的要好。尽管其定量在不断地改变（由 60~185g/m²），但是其 Z 向结合强度的波动并不大。表中所示低浓动态成形所抄的纸页，定量越高，Z 向结合力越大是由于受到动态成形器的特殊的抄纸方式的影响。

环压强度表征材料受压后至压溃时所能承受的最大压力，它主要是受纤维本身特

性、纤维结合力和纸页厚度的影响。从表 10-13、表 10-14 可以看出，高浓成形纸页的纵向环压强度与低浓成形的差不多，而横向环压强度，高浓成形纸页却比低浓成形纸页高出不少。高浓成形技术的这种特点可用于生产瓦楞原纸以提高瓦楞纸箱的抗压强度。

挺度是指纸或纸板抗弯曲变形的能力，是抄制包装纸板的重要指标之一。纸或纸板的挺度与其厚度、紧度和定量有着密切的关系，厚度是影响纸或纸板挺度的最主要因素，此外挺度还受纤维本身的刚性及纤维间的结合强度的影响。从表 10-13 和表 10-15 可以看出，对于纵向的挺度指标，两种成形方式相差不多；但在横向指标上，高浓成形纸页的挺度要高一些。

(四) 透气度

由于两种成形方式使其纸页中纤维的排布不同，必然会导致透气度值的差异，两种成形方式所抄纸页的透气度测定数据如表 10-16。由于高浓成形时纤维交织成网状，排列的有序性不如普通成形好，故其透气度值也比普通成形的大得多。透气度值较大，说明高浓成形纸页结构较为疏松，纤维间的空隙较多，由此影响到纤维间的紧密结合，从而导致纸页抗张强度、耐破度等强度指标的下降。

表 10-16 透气度的测定数据

项 目	定量/(g/m ²)	透气度/[μm/(Pa·s)]
低浓动态成形	75.2	1.413
	121.8	1.356
	139.0	1.695
高浓成形	165.2	3.480
	125.3	2.283
	83.1	4.972
	63.6	9.718

(五) 印刷性能

对高浓成形样品用淀粉进行表面施胶，每边用量为 1g/m²，它们被压光后，能以 6000 张/h 的速度进行印刷。高浓成形纸页样品印刷区域的白度和光泽度稍低于低浓成形纸页，但两种样品看起来类似。

(六) 涂布性能

把高浓成形样品在实验涂布机上进行涂布，速度为 5m/min，先涂毯面，再涂网面，表 10-17 表明高浓成形样品有更高的层间结合强度和防气泡的性能。

二、低浓与高浓成形所抄纸页的微观结构分析

图 10-52 (低浓动态成形纸页) 和图 10-53 (高浓成形纸页) 是两种成形方式所抄低定量纸页的断面微观剖视图。很明显动态成形纸页在低定量时，纤维排布的有序性好，层间分布很有规律，证明了低浓成形纸页的纤维排布主要是在 $x-y$ 平面内，这与普通长网机成形的纸页结构是一致的。而高浓成形的纸页纤维排布较杂乱，层的界限不分明，这也证实了高浓成形纸页结构的三维性，即部分纤维的 Z 向取向性。这些均是造

表 10-17 高浓、低浓、工厂流浆箱所抄纸样的涂布性能

项 目	高 浓		低 浓		工 厂	
流浆箱浓度/%	3.65	2.90	2.49	0.88	0.63	0.74
灰分含量/%	10.0	9.0	8.5	8.0	14.3	17.1
定量/(g/m ²)	101.4	98.9	103.0	100.2	89.2	111.2
涂布量/(g/m ²)						
毯面	17	17	17	17	15	17
网面	15	15	15	15	15	16
印刷前光泽度/%						
毯面	69	69	68	68	69	69
网面	68	68	68	68	68	68
印刷后光泽度/%						
毯面	89	89	88	90	89	90
网面	89	89	89	89	89	90
层间结合强度大小/g/15mm	103	96	93	60	97	94
变化%	28	26	23	11	12	12

注：表 10-17 中的数据为 RAPPT 高浓成形中试实验结果，发表于参考文献 [3]。

成高浓成形纸页特点的主要原因。图 10-54 与图 10-55 则是两种成形方式的高定量纸页的微观结构对比。从图 10-54 可见，当用动态成形器抄造高定量纸页时，纤维主体虽然



图 10-52 低浓成形（低定量）纸页微观结构



图 10-53 高浓成形（低定量）纸页微观结构



图 10-54 低浓成形（高定量）纸页微观结构



图 10-55 高浓成形（高定量）纸页微观结构

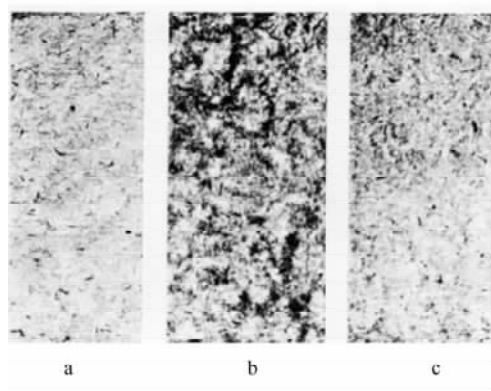


图 10-56 三种瓦楞纸样品的微观结构图

保持着分层的状态，但已能观察到一层纤维嵌入另一层的现象。而高浓成形纸页在高定量时仍保持着其特有的纤维分布状态。这就解释了当定量提高时，动态成形方式纸页的有些物理指标（如撕裂强度、Z向强度等）的值接近高浓成形的原因。同时也说明了动态成形器在高定量成形时与普通长网机成形有一定的差异。

图 10-56 为三种瓦楞纸样品的微观结构图。样品 a 是传统条件下生产的成形良好的工厂纸样，样品 b 和样品 c 分别表示高浓条件下生产的成形较差和成形较好的

纸样。对比样品 a 和样品 c 的微观结构图可知，良好成形的高浓成形产品在外观上与良好成形的传统成形产品相似。

三、几种纸页两种成形方式的性能比较

（一）瓦楞原纸

高浓成形与低浓成形生产瓦楞原纸性能比较如表 10-18 所示。从表中可以看出，在抗张强度方面，低浓成形的纸是非常各向异性的，而高浓成形的纸页，纤维随机排列，纸页是各向同性的，但也能在一定限度内沿纸机方向排列纤维从而获得希望的纵横比。纵横向抗张强度的几何平均值是比较具有不同纤维方向的纸页最相关的抗张参数，低浓成形纸页的这个参数比较高。

表 10-18 低浓成形和高浓成形中试生产瓦楞原纸性能比较

性 能	低 浓 成 形	高 浓 成 形
定量/(g/m ²)	152	151
密度/(g/cm ³)	0.55	0.56
裂断长/m		
纵向	6100	3300
横向	3100	2600
$\sqrt{\text{纵向} \times \text{横向}}$	4350	2950
耐破指数/(kPa·m ² /g)	1.8	1.2
撕裂指数/(mN·m ² /g)	6.0	6.5
CMT ₃₀ /N	225	275
弯曲挺度/mN·m	0.30	0.30
压缩强度/N	15	18
Z向强度 $\sqrt{\text{纵向} \times \text{横向}}$ /N	0.4	0.85

注：1. 表中数据为瑞典森林产品研究所（SFTI）瓦楞原纸高浓成形中试实验结果，发表于参考文献 [34]~[35]。

2. 实验条件：流浆箱上网浓度：传统（低浓）成形 0.5%，高浓成形为 3.4%，纸机速度为 200m/min。

3. 实验过程中，传统（低浓）成形时白水封闭循环，而高浓成形时白水不循环。

平压强度 CMT 对于瓦楞纸来说是最重要的测试指标，它表示了瓦楞原纸的抗压性能，它取决于纸页的抗压能力和弯曲挺度，高浓成形纸页的平压强度值显著高于传统（低浓）成形的纸页。挺度似乎对平压强度的增加没有影响，因为表中的挺度值是相等的，但压缩强度影响很大，不同的压缩强度与不同的平压强度值有很好的对应关系。

两种成形方式产品性能上的差异与纸页的结构和纤维排列有关。高浓成形纸页的 Z 向强度比传统成形纸页 Z 向强度值的两倍还大。

（二）高级纸

低浓成形与高浓成形生产高级纸性能比较见表 10-19。Z 向强度对于高级纸是非常重要的，例如在胶版印刷中，填料的加入量常常受到 Z 向强度的限制，因为加入一些没有结合力的填料后，Z 向强度减小。从表中可以看出高浓成形时纸页有较高的 Z 向强度，但裂断长较低。

表 10-19 低浓成形与高浓成形中试生产高级纸性能比较

性 能	低 浓 成 形	高 浓 成 形
定量/(g/m ²)	85	84.9
松厚度/(cm ³ /g)	1.36	1.39
裂断长/m		
纵向	5280	2745
横向	2420	1715
$\sqrt{\text{纵向} \times \text{横向}}$	3575	2170
Z 向强度 $\sqrt{\text{纵向} \times \text{横向}}$ /N	0.56	0.67
透气性(Gurley)/(s/100mL)	46	25
灰分含量/%	7.8	5.5

注：1. 表中数据为瑞典森林产品研究所（SFTI）高级纸高浓成形中试实验结果，发表于参考文献 [35]。

2. 实验条件：浆料为 25% 的长纤维加 75% 的短纤维漂白浆，填料用量为 18%（对纤维量），没有使用助留剂，上网浓度：低浓成形时为 0.6%，高浓成形时为 3.2%；纸机车速：低浓成形时为 150m/min，高浓成形时为 200m/min。

3. 实验过程中，低浓成形时白水封闭循环，而高浓成形时白水不循环。

（三）涂布原纸

高浓成形与低浓成形工厂实验生产涂布原纸性能比较见表 10-20。工厂实验结果表明，高浓成形纸页的抗张指数和耐破指数相对较低，纸页密度也低了 10%~20%，表面施胶后强度得到很大的提高。低浓成形与高浓成形纸页有相似的撕裂指数和表面强度，相对湿度从 30% 增加到 99%，则高浓成形纸页的形状稳定性提高了 10%，表面平滑度却受到浆网速比的影响，浆速太高时在表面引起皱纹，太低时引起结构上的裂开。

四、高浓成形纸页特性的综合分析

通过前面的分析可知，高浓成形技术与低浓成形技术相比各有优势。在抄造抗张强度等要求较高的纸种时，高浓成形目前还不能取代低浓成形技术，但是在抄造纸板和瓦楞原纸等纸种时，高浓成形又存在一定的优势。综合上述结果，可得高浓成形产品与常规产品总的性能比较如表 10-21，其增长率随纸页定量的变化而有所波动。

表 10-20 高浓成形与低浓成形工厂实验生产涂布原纸性能比较

性能指标	低浓成形	高浓成形	高浓+表面施胶
定量/(g/m ²)	122	146	—
密度/(kg/m ³)	830	690	650
抗张指数/(N·m/g)	37	22	27
耐破指数/(kPa·m ² /g)	2.5	0.90	1.5
撕裂指数/(mN·m ² /g)	7.6	7.5	10.5
形状稳定性/%	0.75	0.68	—
蜡棒起毛试验	10/11	9/10	—

注：1. 表中数据为 Reiner 教授等人在芬兰 Kauttua 纸厂的一号纸机上进行的利用高浓流浆箱生产涂布原纸的试验结果，发表于参考文献 [34]。

2. 实验条件：纸机最高车速为 250m/min，纸页定量为 80~270g/m²，实验用的高浓流浆箱尺寸为长 500mm×宽 2600mm×高 500mm，重 1600kg，唇口开度从 2~6mm，适用的浓度范围为 2.5%~5%。

3. 表中结果为几个试验的平均结果。

表 10-21 高浓成形产品与常规产品的性能比较 单位：%

		单位：%
抗张强度	纸机纵向	-30~-45
	纸机横向	0~-30
耐破指数		-30~-50
撕裂指数		0~+5
层间结合 (Scott 结合力)		+50~+100
体积	磨木浆	+2~+5
	化学浆, CTMP	+5~+20
伸长		-20~-50
弹性模数		相当
表面强度		相当
挺度		相当
尺寸稳定性		+10
环压强度		+10~+20
平压强度		+10~+20

基于高浓成形的特点，其纸页在抗张强度、耐破度等指标上与低浓成形相比尚有差距；但在撕裂强度、Z 向结合强度、挺度和环压强度（特别是横向环压强度）等指标上有较明显的优势。这对于抄造某些包装纸和纸板，将会有较大的实用价值。

纸页的微观结构分析表明，普通低浓成形纸页的纤维分布主要在 $x-y$ 平面，而高浓成形纸页的纤维是三维分布的。这种微观结构不但解释了两种成形方式在纸页物理性能指标上的差异，同时也说明了高浓成形纸页特有优势的原因。

第六节 纸和纸板的高浓喷射成形

一、概 述

从 20 世纪 80 年代开始，国外发达工业国家竞相进行纸页高浓成形工艺的研究，但 these 研究和试验都立足于对传统的布浆、匀浆和上浆元件的改进，而没有突破用水来分散纤维再脱水成形的传统工艺，且都没有形成规模生产能力，在国内，纸页高浓成形这

个研究领域也没有进入产业化阶段。

为了彻底摆脱纸页在成形过程中对于水的依赖，我国有人提出了利用空气来分散纤维的方案，具体设想是：利用压缩空气产生的高速气流，将浓度为 10%~20% 的高浓纸浆强制进行分散并直接喷射在毛毯上，使湿纤维堆积而形成湿纤维层，再通过压榨使之进一步脱水到 35%~40% 浓度，且使纸页变得紧密和平滑，纤维间的间隙变小，然后在烘缸表面进一步干燥，纤维间形成氢键而产生纤维间的结合力。通过小型试验表明，这一设想是基本可行的。

二、高浓喷射成形设备

简单的射吸式纸页高浓喷射成形器如图 10-57 所示，由进气管、喉管、负压射

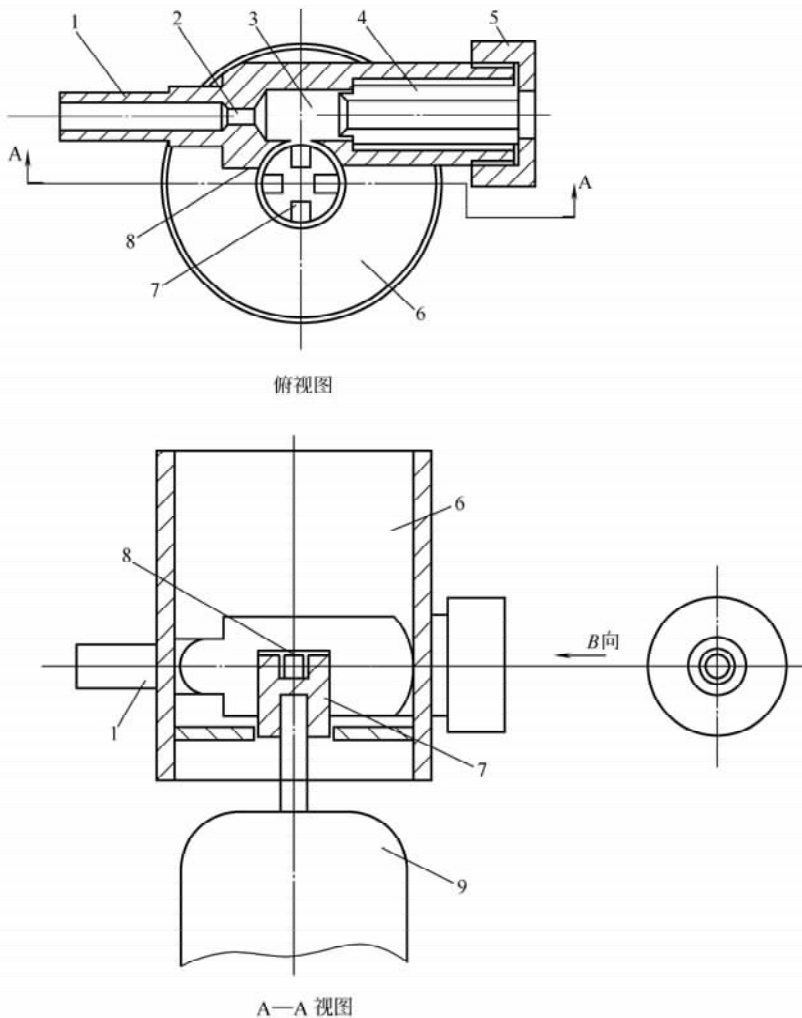


图 10-57 高浓喷射成形器结构简图

1—进气管 2—喉管 3—负压射吸腔 4—稳流管
5—压盖 6—贮浆罐 7—高频疏解器 8—进浆口 9—疏解器电机

吸腔、稳流管（喷口）、纸浆高频疏解器、进浆口、贮浆罐及疏解器电机等元件构成。

射吸式纸页高浓喷射成形器的工作原理为：压缩空气经控制阀从进气管进入，通过狭窄的喉管部形成高速气流，进入负压射吸腔后使周围空间形成负压，贮浆罐中的高浓纸浆在负压作用下向进浆口运动，经高频疏解器的疏解而成为分散的湿纤维或小纤维束，进入负压射吸腔后，在高速气流的冲击下，被进一步分散，形成空气湿纤维混合气流，经稳流管喷出，直接喷到毛毯上，成为高浓湿纸页。纸页高浓喷射成形实验流程图如图 10-58 所示。

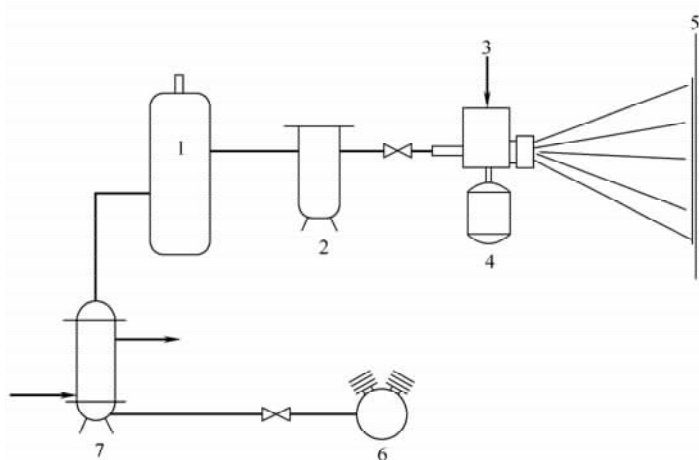


图 10-58 纸页高浓喷射成形实验流程示意图
1—储气罐 2—配气罐 3—高浓纸浆 4—喷射成形器
5—毛毯 6—空气压缩机 7—空气净化冷却罐

三、高浓喷射成形工艺

在纸页高浓喷射成形试验中，影响纸页成形质量的因素大致有：喷射成形器的结构、喷射纸浆的浓度、纸浆的组成和质量、压缩空气的压力、高频疏解器的结构与转速、喷射成形器喷口与毛毯间的距离等，但其中最主要的影响因素是喷射成形器的结构与喷射纸浆的浓度。设计人员对喷射纸浆浓度的影响做了一些探索研究，其余一些次要影响

因素则直接选用较优的工艺条件。

高浓度喷射成形实验工艺参数如下：

- (1) 原料：陕西咸阳造纸厂漂白麦草浆（未经打浆）；
- (2) 喷射纸浆浓度：1# 试样 10%，2# 试样 12%，3# 试样 15%，4# 试样 16%，5# 试样 20%；
- (3) 压缩空气压力：0.4MPa，实际生产时可更高些；
- (4) 高频疏解器转速：采用调速电机的最高转速 6000r/min；
- (5) 喷口与毛毯间距离：90cm（使纸浆喷出后能在较大范围内沉积到毛毯上而又不致于大量飞散的距离）；
- (6) 压榨压力：1.5MPa；
- (7) 压榨时间：10min，压榨后的浓度约 45%；
- (8) 干燥温度：120℃。

用不同浓度的纸浆喷射成形并经压榨干燥制成的纸样的物检结果如表 10-22 所示。

表 10-22 高浓喷射成形纸样物检结果

定量 /(g/m ²)	厚度 /mm	裂断长 /m	耐折度/次	耐破指数 /(kPa·m ² /g)	撕裂指数 /(mN·m ² /g)
236	0.35	1412	4	567	407
226	0.36	1459	5	464	389
244	0.35	725	4	293	328
224	0.37	501	4	176	357
293	0.47	766	4	261	273

四、高浓喷射成形的成纸特性

由图 10-59 可知,采用高浓喷射成形方法抄造的纸和纸板强度较低,且纸页强度又大致随喷射时纸浆浓度的增大而降低,但裂断长和耐折度在浓度为 12% 时达到最高值。纸页的强度是由纤维平均长度、纤维之间的结合力、纤维相互交织排列状态及纤维本身强度等因素决定的,喷射成形的纸页因受喷射器结构限制匀度较差,故纸页的强度普遍较低;同时喷射沉积的湿纤维层内部存留着大量的细小气泡,因纸浆中含水分较少,压榨时难以将这些细小气泡赶出,这也影响了纸页强度。另一方面,纤维在高浓下喷射沉积到毛毯表面时,有一部分纤维会与毛毯平面垂直或有较大夹角,即形成一种三维的交织状态,在相对较低的浓度下喷射成形时,因纸浆中的水分较多,在水的表面张力作用下,喷射到毛毯上的纤维易于呈平行于毛毯表面的交织排列状态,故其强度较高。反之,在相对较高的浓度下喷射成形时,平行于毛毯表面的纤维排列减少,故其强度较低;此外,浓度越高,气泡含量越大,纸中残留的气泡阻碍了纤维之间的结合,这也导致了喷射浓度较高时强度较低。故纸页强度大致呈现随喷射成形时纸浆浓度的增大而降低的规律(见图 10-59 中各条曲线)。

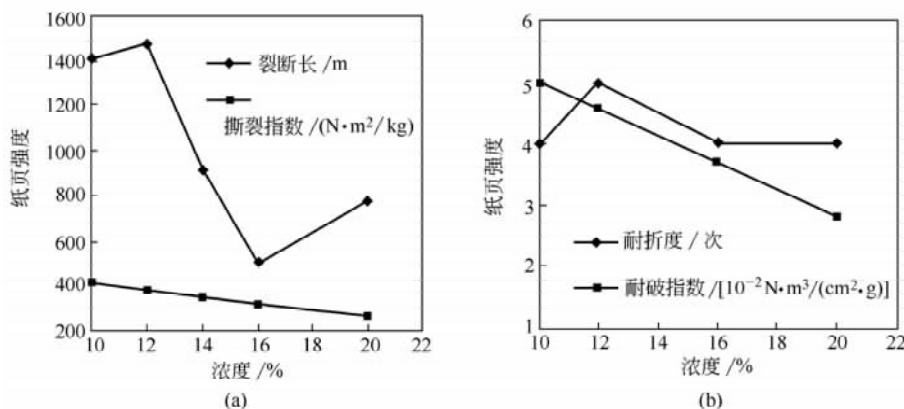


图 10-59 高浓喷射成形的喷射浆浓与纸页强度的关系曲线

(a) 喷射浆浓对纸页强度的影响 (一) (b) 喷射浆浓对纸页强度的影响 (二)

对纸页高浓喷射成形过程及所抄纸样的观察可知,在喷射纸浆浓度为 10%~12% 时,纸浆中的游离水较多,形成细小水滴喷射到湿纤维层表面时易于打出凹坑,形成环状透明点;而当喷射纸浆浓度为 15%~20% 时,因纤维中游离水较少,纸浆较难疏解,

喷射时易于夹带小浆团,使纸页匀度变差。因此,还应通过改进喷射成形器结构和确定合理的喷射成形工艺条件来进一步提高纸页的匀度。

通过对纸页高浓喷射成形工艺及设备的探索试验,可以得出如下初步结果:

(1) 利用高速气流分散高浓纸浆并直接喷射在毛毯上的纸页成形方法是可行的,喷射纸浆的浓度可达 10%~12%。

(2) 喷射成形器的结构和喷射纸浆浓度是影响喷射成形纸页性质的最重要因素,喷射纸浆浓度较低时易于因喷射纸浆中夹杂水滴而造成透明点,而浓度较高时又因纤维较难疏解而易于形成小浆团,因此,喷射纸浆浓度的适宜范围在 12%左右,过低和过高的喷射浆浓都会造成纸页匀度下降。

(3) 实验结果表明高浓喷射成形的纸页各项强度指标普遍较低,且随喷射纸浆浓度增大而降低,这与浆浓较高时纸页纤维的三维交织状态及纸页中的细小气泡含量较多有关。

(4) 高浓喷射成形工艺难于适应普通文化用纸及要求有较高强度和匀度的纸种,但由于纸页中纤维的三维分布及含有大量细小气泡,使其吸水、隔热、隔音、吸收等性能均优于普通方法抄造的纸页,故可用来生产各种浸渍原纸、纸尿布和纸床褥的中间层及壁纸、保温纸盒等纸品,且因其吸水性好而强度差,又适用于生产商品浆板。

(5) 高浓喷射成形技术可在较小的空间里灵活布置多列喷射器,以抄造特殊纸种,且其成形时毛毯可以垂直运行,便于在传统抄造设备上添加中间层抄造设备。且利用高浓喷射成形工艺,可望直接在模具表面一次性加工成形状复杂的纸容器,而无需经过目前传统的复杂加工过程。

另外纸页高浓喷射成形可大量节约生产用水和脱水能耗,有利于降低成本和减少环境污染。纸页的高浓喷射成形技术的研究虽然刚刚起步,工作中存在着许多不足之处,但因其有着许多突出的优点,值得我们进一步研究探索,为纸页成形开辟出一条新的途径。

第七节 高浓成形技术的应用

一、高浓成形技术的产品适用性

高浓成形技术抄造的单层纸页定量范围约为 60~280g/m²,因此适合于大多数纸种的抄造。20 世纪 90 年代国外中试研究和实际生产试验均表明,高浓成形技术适合于下列纸种的抄造。

1. 高级纸

国外研究者在生产机台上,已经成功地在 250m/min 的车速下生产了定量在 60~275g/m² 的高级纸。

高浓纸浆抄造中的首程留着率比传统的低浓成形提高 10%~15%,成纸的松厚度比传统低浓成形纸页高出 20%左右,从而提高了高级纸的印刷适性。

2. 瓦楞纸

瓦楞纸是一种非常适于高浓成形技术抄造的纸种。高浓成形的瓦楞芯纸可使其环压强度等抗压强度指标提高 20%~45%，且大大改善了成纸的层间结合强度。

3. 折叠箱纸板

用高浓成形技术抄造折叠箱纸板的芯层，并以传统的低浓成形生产面层和底层。芯层浆料采用磨石磨木浆，抄造定量为 160g/m²。生产试验表明，用高浓成形技术与低浓成形技术结合进行抄造，纸页的松厚度稍有增加，而纸板的层间结合强度可大大提高，约提高 50%~100%。

4. 浆板

国外的研究者在 3%~4% 的浓度范围内，用高浓成形技术抄造浆板。生产实践表明，用高浓成形技术抄造的浆板，其在干燥过程中纤维受损程度较少，可大大保持纤维应用的强度特性。

二、高浓成形技术的工程应用

高浓成形技术本身固有的特点及与传统低浓成形的差异使高浓成形技术在生产中多方面的应用非常具有吸引力。

1. 降低设备造价

使用高浓成形技术的纸机，由于浆料上网浓度高，网部的脱水量显著减少，从而使纸机成形部的长度大大缩短，可以简化成形部结构，降低其设备造价。

适于低浓成形的长网成形器、夹网成形器等成形装置对于高浓成形同样是合适的，但由于高浓成形时上网浓度大大高于低浓成形时的上网浓度，因此高浓成形装置的脱水负荷比低浓成形装置大大降低了。

高浓成形技术的这一优点，既可用于新纸机的设计，也可用于旧纸机的改造，特别是对于厂房面积小和干燥能力不够而又有提高产量潜力的纸厂而言，由于高浓成形能缩短成形部的长度，从而可以把压榨部前移，增加干燥部的烘缸数和干燥能力，再结合高浓成形能提高压榨和干燥效率，将大大提高纸机的生产能力，实现纸厂提高产量的愿望。

图 10-60 为装有高浓流浆箱的纸板机与传统纸板机的网部结构图。从图中我们可以清楚地看到，采用高浓成形技术的纸板机其网部长度比传统纸板机短 1/3。

当然，应该指出的是，在高浓成形过程中，纸料的上网浓度高，纸页在流浆箱中已基本成形，其所形成的湿纸幅中纤维的排列及分布状况通常比不上低浓成形时的纸幅，对于单层高浓成形而言，有必要在成形过程加以改善。例如在长网上加装顶网装置等，图 10-61 为安装了辊式顶网的高浓单层成形器。

2. 增加压榨和干燥效率

由于高浓成形纸页具有毯式多孔结构，因而易于脱水。在网部，高浓成形时水线出现在流浆箱后大约 20mm 处；在压榨部，高浓成形纸页离开压榨部时的干度比传统成形纸页高了 2%。这使高浓成形工艺很适于多层纸板的生产，高浓流浆箱能够安装在一个 2m 长的空间内（可能也适于一台普通的流浆箱），置于一台普通的长网纸机上形成

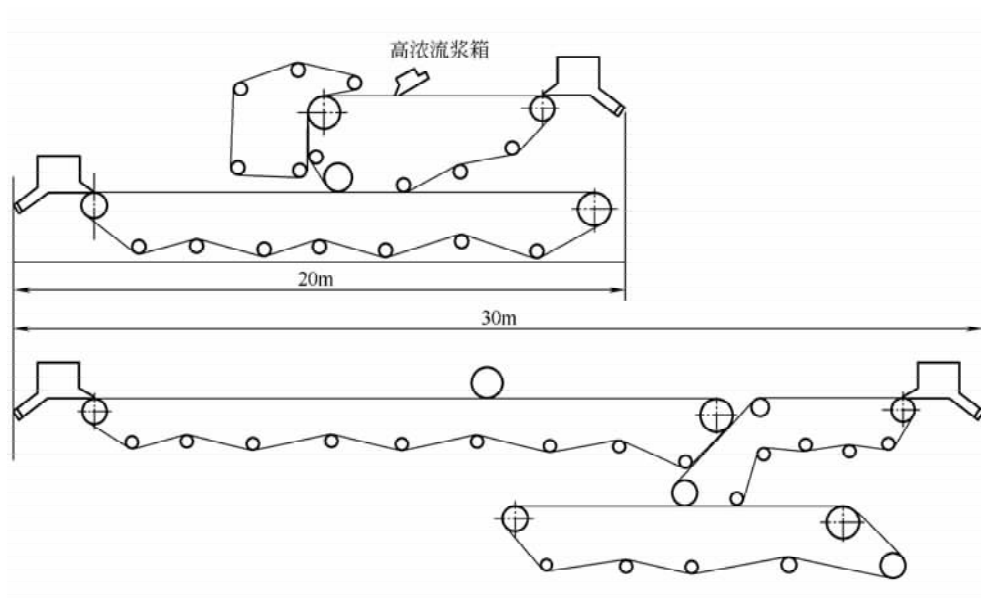


图 10-60 有高浓流浆箱的纸板机与传统纸板机的网部结构图

非常紧凑的湿部系统。考虑到每个流浆箱都能提供 $200\sim 300\text{g}/\text{m}^2$ 定量的纸层，如果不考虑面层和底层的话，一般情况下只要两个流浆箱就能满足生产要求。

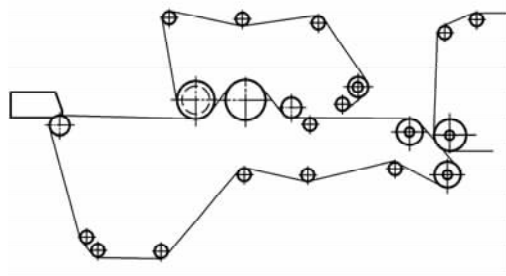


图 10-61 安装了辊式顶网的高浓单层成形器

3. 高浓成形与低浓成形结合生产多层纸板

高浓成形纸页具有毯式多孔结构，Z向强度高，松厚度好，使高浓成形纸页与低浓成形纸页结合生产多层产品逐渐成为一个利用高浓纸页三维特征的理想方法。多年来深入的研究和实验表明，高浓成形

系统的性能能在多层纸板的生中得到最好的利用和开发，上下层为常规成形纸页，高浓成形纸页作芯层使高浓成形的优点能得到充分的发挥，并弥补其缺点：

- (1) 高浓成形生产的芯层能增加纸板的体积，从而提高了纸板的挺度；
- (2) 利用传统方式生产的表层保证了纸板的强度和挺度；
- (3) 表层的平滑度弥补了芯层平滑度低的缺点；
- (4) 芯层高的层间结合强度和三维结构使纸板有良好的层间结合强度；
- (5) 在压榨部和干燥部脱水效率提高。

利用高浓成形技术的三层成形器对于现代纸板机是一个非常切实可行的设计或改造方案，图 10-62 为配有高浓流浆箱的叠网纸板机（高浓多层复合）典型的网部结构图，高浓流浆箱可直接安装在生产纸板面层的长网上，高浓流浆箱的后面利用双网进行层间复合和两面脱水，从而形成了一个非常紧凑的网部系统。如果利用传统成形方法生产芯层的话，则需要一个全新的长网抄造芯层，可能还由于芯层定量大需要在长网上加一个

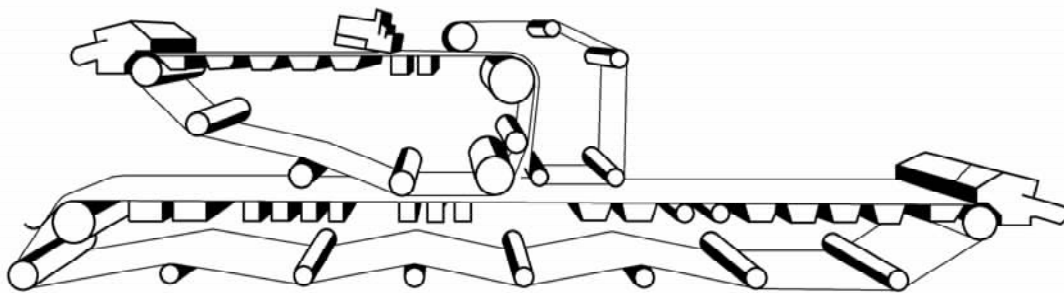


图 10-62 高浓多层复合的成形部

顶网改善成形，从而使整个网部变得复杂而巨大。

对于单层长网纸机而言，生产纸板时可直接在现有网部适当位置上放置新的流浆箱和成形器，而几乎不用改变现有的网部，从而节省了改造时间和费用。

采用高低浓结合成形技术生产多层纸板，在国外已完成了实验室研究，并进行了初步的工业化应用。中试研究和工业化应用的操作参数见表 10-23，纸板各层的上浆浓度和抄造定量见表 10-24。

表 10-23 试验和工业高浓流浆箱的操作参数

项 目	工业用高浓流浆箱	试验用高浓流浆箱
单层纸页定量/(g/m ²)	110~275	85~290
纸机车速/(m/min)	100~450	100~750
上网纸浆浓度/%	2.5~3.2	2.2~3.5
浆网速比	0.95~1.10	0.90~1.20

表 10-24 高浓流浆箱结合生产多层纸板

项 目	流浆箱形式	定量范围/(g/m ²)
面层	低浓上浆	45~80
芯层	高浓上浆	85~290
底层	低浓上浆	35~80
三层总计		160~450

三、制约高浓成形技术推广和发展的因素

1. 高浓成形对生产流程的特定要求

(1) 由于高浓流浆箱的上浆浓度在 3% 左右，因此，与之配套的短循环系统（供浆系统）也需要在 3% 浓度下工作，也就是说需要使用高浓压力筛、除渣器等设备。

(2) 高浓流浆箱流道很窄，浆料容易堵塞，在高浓成形技术的工厂应用中，需要一个非常有效的高浓浆料筛选和净化系统，对浆料进行筛选以防止浆料堵塞流浆箱中的狭窄流道。高浓筛的排渣率以前高达 10%~15%，现已减小到 3%。浆料的净化依然没有得到很好的解决，唯一的方法是使进高浓成形系统的浆料有很高的洁净度，网前筛的孔径为 2.0~2.8mm 以保护流浆箱的窄流道不致阻塞。

(3) 相同流送条件下, 高浓浆料中空气含量高, 必须对浆料进行更有效地脱气处理, 以免影响抄造和产品质量。纸料中气泡的存在会给生产过程带来许多困难, 对纸页质量也有一定影响, 高浓除气至今为止仍是一个非常棘手的问题, 也有人不处理进入流浆箱的浆料, 而是处理离开纸机的白水, 除气后的白水再用于稀释, 但这样在纸机部将出现一个大的除气装置。

(4) 高浓流浆箱都是水力式流浆箱, 对脉冲非常敏感, 因此除在上网流程中安装脉冲衰减器外, 泵和筛的选择要考虑降低脉冲的需求, 尽量避免高频脉冲。

(5) 由于高浓成形过程上网浆量少, 约为低浓成形的 $1/10$ 左右, 因此浓度的偏差将对定量产生很大的影响, 要严格控制上浆系统中的浓度稳定。实验表明, 进浆系统浓度偏差可导致 $10\% \sim 15\%$ 的定量偏差。

(6) 高浓流浆箱的浓度范围受到一些因素的限制: ①在范围上端, 当浓度超过 5% , 产品性能恶化, 特别是抗张强度、耐破度和伸长能力都难以满足产品的实际要求。②在范围下端, 产品性能得到改善, 但流浆箱的操作不稳定, 低浓浆料不拥有产生稳定唇口喷浆的脉冲衰减特征。

因此上网系统中浆料浓度应控制在适当的范围内。

2. 高浓成形对纸页质量的制约

在造纸领域, 至今人们对采用高浓成形技术仍然持非常谨慎的态度, 其最大原因是高浓成形的产品及其性能还不足以与传统产品相比较。

(1) 基于高浓成形的特点, 尽管其纸页在撕裂强度、Z向结合强度、挺度和环压强度(特别是横向环压强度)等指标上有较明显的优势, 但在抗张强度、耐破度及平滑度、光泽度等指标上与普通低浓成形相比尚有较大的差距, 纸页Z向强度提高导致纸机平面性能的恶化。这使得高浓成形纸页更适于包装纸和纸板的生产。

(2) 高浓成形不适于生产低定量产品, 例如, $60\text{g}/\text{m}^2$ 只能在下列条件下获得: 唇口开度为 $3 \sim 3.5\text{mm}$ (依赖于留着率), 流浆箱浓度为 2% , 唇口开度的进一步减小而不影响横幅定量控制是不可能的, 当然浓度降低到 1.5% , 仍然能谈论高浓成形, 但在窄的唇口开度下, 横幅定量控制将面临非常严重的挑战。高浓成形合适的最小定量约为 $100\text{g}/\text{m}^2$, 随着定量的提高, 成形不断改进, 但当纸页定量超过 $300\text{g}/\text{m}^2$ 后, 就必须采用第二流浆箱了。

除上述因素影响外, 值得一提的是, 高浓成形是一个全新的过程, 原有的造纸规则将不起作用, 更多的操作人员需要进行训练。同时高浓成形对纸页全幅控制提出了更高的要求, 因为高浓成形下有更小的唇口开度, 因而唇板上一个小的偏差将对纸页全幅性能产生显著的影响。

尽管我们应该以发展的眼光来对待高浓成形技术, 但就现阶段而言, 高浓成形技术的优点和不足之处都是非常明显的, 因此什么情况下采用高浓成形值得思考, 并有如下原则可供参考:

- (1) 相对窄的定量和速度范围, 可以减少与操作适应性相关的冒险。
- (2) 筛选和净化不重要的情况下, 可以减少采用新型筛选和净化设备的冒险。
- (3) 浆料性能相对稳定的情况下, 减小浆料改变产生的问题。

- (4) 需要高的内部结合强度的情况下。
- (5) 纵向抗张强度不关键的情况下。
- (6) 要求高的横向压缩强度的情况。

第八节 高浓成形的前景展望

1976年, TAPPI 流体力学委员会主持召开了一个关于高浓处理的研讨会, 会后, 许多与会的造纸工作者都带回去这样的一个印象: 3%~7%的范围内的的高浓制浆造纸在造纸工业中不久将成为现实。

20世纪70年代人们进行了高浓成形的实验室研究, 随后是工厂试验, 但当时并没有看到永久性的商业应用。高浓成形的缺点和不足导致了人们主要对以下几个方面进行了新的开发和评估: ①定量分布; ②高浓浆料的净化; ③高频脉冲; ④高浓成形与传统成形产品性能上的差别。

今天, 定量分布已经得到了控制。定量波动是由有缺陷的流道形状及网前供浆系统的浓度变化所引起的, 高频脉冲则是由不适当的泵、筛及流浆箱的结构等因素所引起的, 高浓浆料的净化和筛选也正在逐步得到解决, 高浓成形的产品在性能方面的问题使下列领域正在受到特别的关注: ①扩大定量范围的下限; ②改进产品的平滑度; ③寻找方法改变产品的性能, 使其性能接近于传统成形产品。

根据高浓成形理论, 在高浓流浆箱中, 纤维形成了连续的网络, 纸页已经形成, 其作用胜过滤水过程所产生的影响。从某种意义上说这是真的, 纸页的三维结构是占优势的, 流浆箱胜过其他后续过程的影响, 然而3%的浓度对于夹网纸机而言仍然是足够低的, 从而允许纤维之间的相对运动, 依赖于网部脱水元件的影响, 使纸页的性能向常规成形纸页结构方向改变。因此流浆箱后的网部设置将有助于改善高浓成形纸页的平面性能, 很大程度上弥补高浓成形纸页的不足之处, 不过这是以牺牲部分其他性能如Z向强度、挺度等为代价的。因此, 在不久的将来, 多层技术可能仍将是高浓研究的基础, 至少是在平滑度和印刷性能至关重要的情况下。在单层中, 同样的平滑度只能通过压光降低松厚度来得到。

高浓成形工艺还远没有优化, 关于成形工艺和纸页的独特性能仍有许多东西需要探索, 然而至今为止已经获得的结果是令人信服的。高浓成形技术是十分具有实用价值的, 技术上完全可行, 节水节能效果十分明显。很多纸种的基本性能利用高浓成形工艺得到改进, 高浓成形能成功地完成当前正在使用的各种造纸过程, 而且高浓成形能解决许多低浓条件下不能解决的问题。

高浓成形具有许多低浓成形不可比拟的优点: 产品性能独特、脱水易、干燥快、湿部过程简单、装备紧凑、投资少。随着人们对高浓成形机理的更深入的理解, 高浓成形工艺与设备的优化, 高浓成形过程的严格控制, 这些优势会不断扩大, 高浓成形系统将成为一个现实的选择。

不过高浓成形虽然上网浓度高, 湿部用水量大为减少, 但仍然没有摆脱对水的依赖。从技术上说来, 水是很好的分散纤维絮聚的媒体, 也是最便宜且安全的聚合剂。但

是它的缺点也是很明显的, ①因为水的体积和质量, 因而在纸页成形过程中用水需要有巨大的机械设备以及蒸发水所需的热能。②氢键结合对水很敏感, 这会引起很多产品应用方面的问题。而以空气为成形媒介的干法成形却避开了湿法成形的缺点, 能在很短的流程内经济地生产纸页, 而且与常规成形相比, 产品的松厚度、透明度、柔软度、伸长性和Z向强度都能得到改进, 对于脱水慢的浆料或定量大的产品都有优势。

因此从长远的观点来看, 有人说, 高浓成形的最后发展可能是干法成形也许是不无道理的。

参 考 文 献

- [1] 杨旭, 关富安, 何北海等. 高浓成形的特性及技术开发. 中国造纸, 1998; 17 (2): 1-4
- [2] Geoffrey G. Duffy. Flow of medium consistency wood pulp fibre suspensions. APPITA, 1995; 48 (1): 51-55
- [3] Tadayoshi Nomura, Kiyoshi Wada, Tohru Shimizu. High-consistency sheet forming. Part 3: Sheet quality and engineering data. Tappi Journal, 1989; 72 (5): 187-192
- [4] Brian G. Higgins and Douglas Wahren. Optimum consistency for pumping pulp. Tappi Journal, 1982; 65 (3): 131-133
- [5] 何北海, 麦康平等. 高浓纸页成形技术的初步研究. 广东造纸, 1997; (5~6): 40-46
- [6] 何北海, 龙明辉等. 高浓成形的中试研究. 中国造纸, 1998; 17 (3): 3-8
- [7] 何北海, 卢谦和. 纸浆流送与纸页成形. 广东: 华南理工大学出版社, 2002
- [8] 卢谦和主编. 造纸原理与工程 (第二版). 北京: 中国轻工业出版社, 2004
- [9] R. J. Kerekes and C. J. Schell. Characterization of fiber flocculation regimes by a crowding factor. Journal of pulp and paper science, 1992; 18 (1): J32-J38
- [10] Grundstrom, Karl Johan; Norman, Bo; Wahren, Douglas. High-consistency forming of paper. Tappi, 1973; (56) 7: 81-84
- [11] 刘建安, 陈克复等. 高浓成形机理的流体力学分析. 中国造纸学报, 2002
- [12] [日] 石黑久三郎著, 张尔聪译. 最新造纸技术的理论与实践. 北京: 轻工业出版社, 1989
- [13] Behello L, Ekkybd D. The influence of the chemical environment on fibre flocculation. JPPS, 1999, 25 (7): 246-250
- [14] 武书彬, 何北海等. 制浆造纸清洁生产新技术. 北京: 化学工业出版社, 2003
- [15] J. P. 凯西. 制浆造纸化学工艺学. 第三版第三卷. 北京: 轻工业出版社, 1988
- [16] 陈克复. 中高浓制浆技术与装置. 广东: 华南理工大学出版社, 1994
- [17] 胡楠, 陈克复. 浆料输送与输送机械. 北京: 中国轻工业出版社, 1991
- [18] Joe Parker and Dick Hergert. Simultaneous convergence—a new concept of headbox design. Tappi Journal, 1968; 51 (10): 425-432
- [19] Dieter Egelhof. Determination of headbox flow stability and effect of basis-weight variations on paper. Tappi Journal, 1977; 60 (3): 63-65
- [20] 天津大学等合编. 化工传递过程. 北京: 化学工业出版社, 1980
- [21] B. A. Thorp and R. A. Reese. Turbulence approach to optimizing fourdrinier performance. Tappi Journal, 1985; 68 (3): 70-73
- [22] James L. Ewald. Forming Layered products allows best use of different furnishes. Pulp & paper,

- 1981 (4): 137-140
- [23] 陈克复. 造纸机浆料流体动力学. 北京: 轻工业出版社, 1984
- [24] J. P. 凯西. 制浆造纸化学工艺学 (第三版第三卷). 北京: 中国轻工业出版社, 1988
- [25] 戴干策, 陈敏恒编. 化工流体力学 (第二版). 北京: 化学工业出版社, 2005
- [26] 隆言泉主编. 造纸原理与工程. 北京: 中国轻工业出版社, 1994
- [27] 龙明辉, 陈礼辉等. 高浓成形机理浅谈. 广东造纸, 1997; (3): 28~29, 34
- [28] 刘建安. 满流气垫结合式流浆箱的机理研究与设计. 华南理工大学博士学位论文, 2002
- [29] 杨福成. 新型的流浆箱布浆器. 国际造纸, 2005; 24 (3): 46-48
- [30] 毛京贤, 赵涛. 流浆箱稀释上浆控制横向定量分布. 纸和造纸, 1999; (2): 15-17
- [31] Tapio Waris. Headbox for high consistency forming. Paper Technology and Industry, 1990; 31 (2): 14-18
- [32] Peter seifert. High-consistency processing. Tappi, 1976; 59 (3): 1
- [33] E. G. Meyer. Feasibility of high-consistency forming. Tappi, 1976; 59 (3): 56-57
- [34] Karl-Johan Grudstrom, Paul Olof Meinander, Bo Norman, Lennart Reiner and Tapio Waris. A high-consistency former. Tappi, 1976; 59 (3): 58-61
- [35] K. J. Grundstrom, B. Norman, L. Reiner. High-consistency forming. paper technology, 1974; 15 (6): 340-345
- [36] Tadayoshi Nomura, Kiyoshi Wada, Tohru Shimizu. High consistency sheet forming part 1: research and development of headbox. Tappi Journal, 1989; 72 (1): 115-122
- [37] Tadayoshi Nomura, Kiyoshi Wada, Tohru Shimizu. High-consistency sheet forming. Part 2: Pilot plant tests. Tappi Journal, 1989; 72 (4): 171-176
- [38] 杨德庆, 吴解生. 纸和纸板的高浓喷射成形研究. 西北轻工业学院学报, 1996; 14 (2): 73-78
- [39] 吴解生. 纸和纸板高浓喷射成形的探索. 中国造纸, 1996, 15 (6): 59-60
- [40] 马伯龙等译. 纸幅成形译文选. 北京: 轻工业出版社, 1979

第十一章 中高浓制浆造纸中的污染检测技术

第一节 概 述

制浆造纸工业发展中所存在的一系列问题的解决都离不开先进的技术与装备。随着造纸工业的不断发展,如何控制对环境的污染以及如何利用现代检测手段来评估对环境污染的程度等问题越来越引起关注。仪器分析检测技术的应用,成为当代制浆造纸污染控制的一个突出的特点。它使我们对客观事物的认识得以深化,减少了生产过程的盲目性,增加了科学的预见性,同时为造纸工业的可持续发展拓宽了道路。各种污染控制与检测技术,引入了近代化学、物理学、数学、生物学、计算机和其他技术科学的最新成就,定性定量地研究制浆造纸工业中各类物质的种类、成分、含量以及物化形态及其污染控制的方法,解决了许多常规分析根本无法解决的难题。为评价环境质量、污染控制和治理成效,解决环境污染问题提供了科学依据。

制浆造纸过程中,在备料、蒸煮漂白等单元操作溶出的原料组分如半纤维素、甲醇、甲酸及糖类随废水排入水体,将消耗水中的溶解氧。环境工程上将消耗水中溶解氧的量称为 BOD (Biochemical oxygen Demand)。

在制浆造纸废水中所含有的木素及大分子碳水化合物一般难以生物降解,所以只能高温与强酸性条件下,用强氧化剂催化氧化水中的有机物,即采用化学需氧量 COD (chemical oxygen Demand) 来表示废水中有机物的浓度。

在制浆造纸工业废水中所含有的有机物有些是难以氧化的。如多环芳烃、酚类等。所以采用总有机碳 TOC (Total oxygen carben) 来表示废水中所含有的全部有机碳的量。

对于制浆造纸工业废水来讲,水中的有机物不仅局限于有机碳,还存在有机氮、有机硫、有机磷、有机氯等,则总耗氧量 TOD (Total oxygen Demand) 表示了水体中所有有机物的耗氧量。

中高浓制浆造纸技术是节能、节水、减少污染的清洁生产技术与传统低浓制浆造纸方法相比,其排出的废水量少了,污染物也少了。但是,其废水中仍存在一定量的污染物。因此,实施中高浓制浆造纸技术这一清洁生产过程,如何检测废水的污染物、治理好废水,同样是造纸与环境科技工作者的重要任务。例如,无元素氯漂白方法也产生一定量的 AOX (可吸附有机卤化物),在中高浓度条件下无论是次氯酸盐漂白还是二氧

化氯漂白,都需要对产生 AOX 的量进行检测与控制。因为采用生化和非生化降解方法不易处理这些持久性有机污染物。有文献资料报道,用淤泥生化法处理含有 AOX 的废水,经 20d 的处理,才能降解 20%。经 50d 的处理,才能降解 40%,所以 AOX 降解的难度较大。另外,为了提高中高浓制浆造纸技术的经济性和可行性,需要对纸浆废液中的某些组分进行分析检测,例如,为了提高中高浓纸浆过氧化氢漂白的效率,消除或控制过氧化氢的无效分解,就必须检测制浆悬浮液中金属离子的含量。其次,实施中高浓制浆造纸技术,同样需要分析检测特别是在线分析检测 COD、BOD、TOC、TOD 等污染物含量。

因此,实施中高浓制浆造纸技术,同样需要通过分析检测技术来控制废水中污染物质,保证中高浓制浆造纸技术的正常运行。本章从方法学的角度出发,简单介绍中高浓制浆造纸技术中所涉及的主要仪器分析检测技术的理论及其应用,并重点介绍下面几类主要的分析检测技术。

一、光谱分析技术

凡是以光吸收、发射和散射等作用而建立起来的光分析方法,称为光谱分析法。光谱分析法是根据待测物质与辐射能发生作用时,测量由物质内部量子化能级之间的跃迁产生的发射、吸收、散射等辐射能的变化,如测量波长或强度的变化而进行分析的方法。常见的光谱分析方法有原子吸收光谱、原子发射光谱、紫外可见吸收光谱、红外吸收光谱、荧光发射光谱、化学发光光谱、生物发光光谱等。利用光谱分析法分析检测待测物质的技术就是光谱分析技术。

二、色谱分析技术

色谱分析法是利用混合物中各组分不同的物理或化学性质来达到分离的目的,分离后的组分可以进行定性或定量分析,有时分离和测定同时进行,有时先分离后测定。利用色谱分析法来分离分析待测物质中组分的技术就是色谱分析技术。

特别要强调的是,色谱分析法主要功能是分离。分离后组分的测定仍旧是靠光谱分析法、电化学分析法或热分析法。

三、电化学分析技术

电化学分析法是利用物质及其溶液的电化学性质进行分析的方法。一般方法是使待测物质的溶液构成一个化学电池,可以是原电池也可以是电解池,然后测得这类化学电池的某些物理量,如两极间的电位差或电流强度、电量、电阻等来确定被测物质的相关参数。利用电化学分析法分析检测待测物质的技术就是电化学分析技术。

由于篇幅所限,在这里只重点介绍下列分析检测技术:光谱分析技术,包括紫外可见吸收光谱、原子吸收光谱;色谱分析技术,包括气相色谱分析;电化学分析技术。

第二节 光谱分析技术

一、光谱的产生

辐射能与待测物质相互作用后能量会相互转化，总能量就会发生变化，在能量相互转化的过程中会产生辐射信号并引起辐射信号的变化。根据这些变化，可进行光谱分析。光谱分析法就是基于光与物质相互作用时，测量由物质内部发生量子化的能级之间的跃迁而产生的发射或吸收光谱的波长和强度进行分析的方法。

二、光谱的分类

根据光的基本性质和光波在传播能量过程所发生的变化，可以将光谱分为 3 大类，即发射光谱、吸收光谱和散射光谱。

(一) 发射光谱

物质的分子、原子或离子，吸收了能量后，从基态跃迁至激发态，处于激发态的物质内部能量比原来能量多，处于不稳定状态，需要把吸收多余的能量以光的形式释放出，并回到稳定的基态，而产生相对应波长的光谱，这种光谱称之为发射光谱。发射光谱又分为线光谱、带光谱、连续光谱。发射光谱法主要用于金属元素的定性分析和半定量分析。

(二) 吸收光谱

物质当原子、分子或离子吸收光子的能量与它们的基态能量和激发态能量之差满足 $\Delta E = h\nu$ 时，将从基态跃迁至激发态，在系统内吸收外界能量，所对应吸收的波长产生光谱，称之为吸收光谱。吸收光谱又分为原子吸收光谱、分子吸收光谱。对吸收光谱的研究可以确定待测物质的组成、含量以及结构。

(三) 散射光谱

物质的分子、原子或离子，经光照射后，系统内散射出来的能量产生相对应波长的光谱，称之为散射光谱。散射光谱主要是以拉曼散射为基础形成的光谱，它主要分布在红外区，属于分子散射光谱。光子与分子间发生了非弹性碰撞，碰撞时光子不仅改变了运动方向，而且还有能量的交换，因而改变了光子的频率，产生散射光谱，这种散射过程称为拉曼散射，散射光频率与入射光频率之差称为拉曼位移，利用拉曼位移可研究物质的结构，其方法又称为拉曼光谱法。散射光谱法可用于高聚物分子和胶体粒子的大小及形态结构的研究。

三、光谱分析仪器

我们将研究光的吸收、发射和散射的强度和波长的关系的仪器，称之为光谱仪或分光光度计。这些仪器的基本构造都大体相同，一般包括光源、单色器、样品室、检测器和显示器等 5 个基本单元。各部分之间的关系如图 11-1 所示。

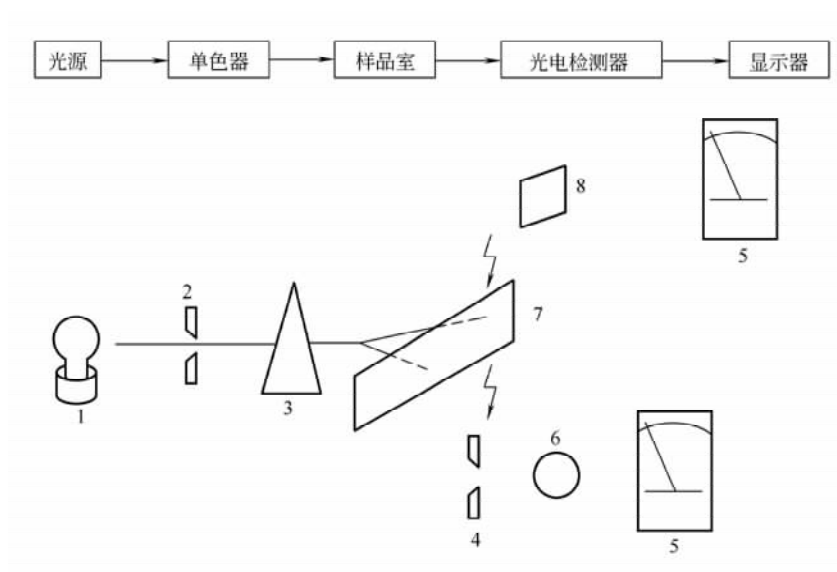


图 11-1 光谱仪或分光光度计

1—光源 2—入射狭缝 3—棱镜 4—出射狭缝 5—读出装置 6—光电管 7—焦面 8—感光板或光电管

四、光谱分析技术在中高浓制浆造纸中的应用

(一) 紫外—可见吸收光谱分析技术

1. 概述

紫外—可见吸收光谱分析是研究物质在紫外—可见光波区（190~1100nm）的分子吸收光谱的一种常用分析方法。是某些物质的分子在吸收了光能后产生价电子在不同能级间的跃迁，处于稳定状态的基态分子就会跃迁到不稳定的高能态而形成吸收光谱。利用吸收光谱这一特性可以对无机化合物、有机化合物及生物大分子进行定性和定量分析。

当一束光通过待测物质时，待测物质的分子会全部或部分吸收光子的能量。在吸收过程中，光能被转移给分子，分子吸收光能本身又具有选择性，一定分子结构吸收一定波长的能量。根据分子吸收光谱的谱图和吸收位置来确定被测物质的基本性质，利用分子对光吸收的强弱进行定量分析。

紫外—可见分光光度计（ultraviolet and visible Spectrophotometry, UV—Vis）是最早出现的光谱仪器。新的光源、分光器、光敏元件及计算机工作站等的应用，使紫外—可见分光光度计发生了很大的变化。新型的紫外—可见分光光度计具有稳定性好、灵敏度高、分辨率高、应用广泛的特点。

2. 原理

由于分光光度计所采用的是连续光谱的光源，不同的波长对分子吸收光谱的强弱是有差异的。因此，分光光度计需根据不同的波长而设计相应的用途和测定范围，见表 11-1。

3. 基本概念

与分光光度计相关的基本概念见表 11-2。

表 11-1 分光光度计与波长的关系

分光光度计	区域范围	波长范围/nm	分光光度计	区域范围	波长范围/nm
紫外光分光光度计	远紫外区	10~200	可见光分光光度计	可见光区	400~1100
	近紫外区	200~400	红外光分光光度计	红外光区	1100~25000

表 11-2 分光光度计相关基本概念

术语名	概念	表示方法	影响因素
消光系数	溶液对光吸收的比例常数	用 K 表示	溶质性质入射光波长和温度
消光度	溶液吸收光的强弱或吸收程度	用 E 表示	E 值越大, 溶液对光吸收的程度越大
摩尔消光系数	溶液浓度为 mol/L, 光程厚度为 1cm 时的消光系数	用 ϵ 表示	由物质的性质与光的波长而定
百分消光系数	指被测物质的浓度以质量浓度表示时的消光系数溶液浓度为 1g/100mL, 光程为 1cm 时的消光系数	用 $E_{1\%}^{1\text{cm}}$ 表示	由物质的性质与光的波长而定
光吸收	选择地吸收某一波长的光, 使入射光的强度减弱	吸收光谱	紫外—可见分光光度测定法就是分子吸收光谱, 属于带光谱
光互补色	溶液颜色与相应颜色的单色光生成互补色——白光		

在实际工作中, 要根据溶液的相对颜色选择比较合适的互补色。溶液的颜色与相应波长的关系, 见表 11-3。

表 11-3 波长范围, 样品吸收光的颜色和透过光的颜色比较

波长/nm	颜色	
波长/nm	吸收的光	观察到(透过)的光
0.1~10		X 射线区
10~200		远紫外区
200~400		紫外区
400~1100		可见光区
1100~2500		近红外区
2500~5000		红外区
5000~10 ⁶		远红外区
400~435	紫	黄绿
435~480	蓝	黄
480~490	绿蓝	橙
490~500	蓝绿	红
500~560	绿	红紫
560~580	黄绿	紫
580~595	黄	蓝
595~650	橙	绿蓝
650~780	红	蓝绿

4. 朗伯—比耳定律 (Lambert—Beer)

紫外—可见分光光度法的定量依据是朗伯—比耳定律 (Lambert—Beer) 也称之为

光吸收定律。朗伯—比耳定律同时反映了溶液厚度 L 和浓度 c 对光吸收的关系，其数值随光的波长、溶液浓度和溶液性质的变化而变化。

在一定的条件下，当一束强度为 I_0 单色光，通过盛有吸收介质溶液厚度为 L 的比色池时，比色池中的吸光介质浓度为 c ，因吸收介质吸收部分光能，引起透过溶液的光强度的降低，经过比色池透射光的强度降低为 I 。吸收介质的厚度和吸光物质的浓度与光降低的程度成正比。用公式表示：

$$A = \lg(1/T) = \lg(I_0/I) = K'cL = KcL \quad (11-1)$$

式中 K ——常数

c ——溶液浓度

L ——光程

上述公式的物理意义是当一束平行的单色光通过均匀的含有吸光物质的溶液后，溶液的吸光度与吸光物质的浓度及吸收层厚度成正比。这是紫外—可见分光光度法定量的基础。 K 为吸光系数。当浓度 c 以 g/L 为单位，吸收层厚度 L 以 cm 为单位时，吸光系数 K 的单位是 $\text{L}/(\text{g} \cdot \text{cm})$ 。若溶液浓度以 mol/L 表示，则此时的吸光系数为摩尔吸光系数。 K 是各种吸光物质对一定波长单色光吸收的特征常数。

如果该溶液光吸收越大，则 I_0/I 也越大，因此， A 就越大。由于吸光值的大小与溶液浓度成正比，比例系数为 $K'L$ ，使测量值 A 与浓度 c 的关系比较直观。在实际测量中常使用 A 值。用分光光度计测量时，首先测量出 I_0 和 I ，若进行 I/I_0 运算，则显示 T 值；若进行 $\lg(I_0/I)$ 运算，则显示 A 值。一般仪器都有 T 值和 A 值指示，可以自由选择。

在多组分体系中，如果各种吸光物质之间是相对独立的，没有相互作用，则体系的总吸光度等于各组分吸光度之和。

5. 紫外—可见吸收光谱分析的条件

我们在分析中为了提高灵敏度和准确度，应选择最佳的测定条件。即仪器、反应和参比等条件的选择。

(1) 测量仪器：在分析中引起偏离朗伯—比耳定律的原因是仪器不能提供真正的单色光。分光光度计分出来的单色光是通过狭缝获得的，如果狭缝的质量不好或者调节得太大，所获得的单色光波长不单一，这样的单色光进入待测样品后，杂波会干扰测定，引起测定误差，降低灵敏度和准确度。

(2) 化学反应：在分析中有许多样品是通过化学显色反应生成颜色后再进行比色测定的。显色反应生成的有色溶液，有利于与单色光形成互补色，并且在所测定的波长范围内有较大的光吸收，一般能很好地服从朗伯—比耳定律。

但要注意显色反应生成的有色溶液的相关理化性质，如稳定性、显色可控性、结果重复性等。要选择显色可控制并具有良好的稳定性和重现性的反应，反应物和生成物的最大吸收波长之差要在 50nm 以上。

(3) 参比溶液：在分析中有许多样品的分析性质不同可选择不同的参比溶液。见表 11-4。

表 11-4 不同的参比溶液及其用途与使用方法

参比溶液名称	用 途	使 用
溶剂参比	组分比较简单,与其他组分共存对所测定波长无任何吸收	选用溶剂为参比
试样参比	显色剂与其他试剂在所测定波长有吸收	按显色反应得到的条件,选用不加试样或显色剂的溶液
平行参比	用不含被测组分的试样	在同样条件下与被测试样同样处理后作参比溶液

6. 紫外—可见吸收光谱分析仪器的基本构造

紫外—可见分光光度计主要由 5 个部分组成。如图 11-2 所示,即光源、单色器、样品吸收池、检测器、显示器。紫外—可见分光光度计常用的配件及用途如表 11-5 所示。

表 11-5 紫外—可见分光光度计常用配件及其用途

配件名称	材 料	用 途
光源	氘灯	紫外区
	卤素灯	可见光区
单色器	棱镜和光栅	
比色池	硅酸盐玻璃	可见光区
	石英玻璃	紫外区
检测器	光电倍增管、极个别的用二极管阵列	
显示器	液晶数字显示或计算工作站显示	

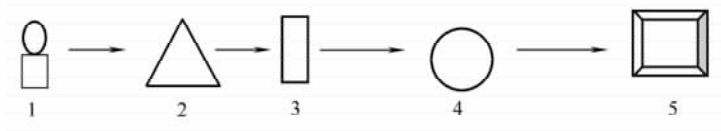


图 11-2 紫外—可见分光光度计的基本构造

1—光源 2—单色器 3—样品吸收池 4—检测器 5—显示器

7. 紫外—可见分光光度计的应用

(1) 定性分析。紫外—可见吸收光谱可用于对待测样品主要是分子中生色团和发色团的

特性进行分析。结合红外吸收光谱、核磁共振波谱、质谱等其他物化方法配合起来进行物质的鉴定及结构分析。具体方法是在相同的测定条件下,将测定出的未知物光谱参数与已知标准物的紫外可见吸收光谱图进行比较,从而确定未知物的基本性质;利用紫外可见吸收光谱可以对有机化合物的分子结构进行推断。根据化合物的吸收光谱图判断其所含的官能团。例如某化合物在 210~800nm 范围内无吸收峰,说明不含有双键或环状共轭体系,没有醛酮、溴、碘等基团。如果在 210~250nm 有强的吸收带,可能含有两个双键的共轭单位;如在 250~300nm 处有中等强度吸收峰且有精细特征吸收,则表示含有苯环。除此之外,紫外—可见吸收光谱还可用于纯度检验。若某化合物没有在紫外—可见区有吸收光谱,但却有强的杂质吸收峰,那么就可以定性检测出杂质含量。

(2) 定量测定

① 定量测定的原理。紫外—可见吸收光谱的定量测定是根据朗伯—比耳定律的原理,在一定的条件下,当一束单色光,通过盛有吸收介质溶液厚度为 L 的比色池时,比色池中的吸光介质浓度为 c ,因吸收介质吸收部分光能,引起透过溶液的光强度的降

低。吸收介质的厚度和吸光物质的浓度与光降低的程度成正比。 $A = KcL$ 其中 A 为吸光值； K 为常数； c 为溶液浓度； L 为光程。因此，只要测出待测溶液的 A 值，将待测液的 A 值与标准溶液进行比较，便可知道待测溶液的浓度 c ，可以推算出溶液中溶质的含量。在制浆造纸的定量分析中，大部分都是采用比色法，而比色的溶液又分两大类：一类是在紫外—可见吸收光谱区有吸收的，直接用比色法测定；另一类是紫外—可见吸收光谱区无吸收的要选择显色剂进行衍生反应后再进行测定。

② 定量测定的条件的选择

- a. 测定波长的选择：测定时一般选择最大吸收波长以获得高的测定精度和灵敏度。
- b. 吸光度读数范围的选择：采用调节比色池的厚度及待测液的浓度来选择合适的范围。
- c. 狭缝宽度的选择通过吸光度与狭缝宽度的变化曲线选择吸光度不减小时的最大狭缝宽度。
- d. 有色化合物的形成：应选择具有选择性好、灵敏度高、反应所生成的组分恒定、化学性质稳定的显色剂。有色化合物的形成过程中还应注意：①反应溶液的 pH；②显色剂用量；③反应时间；④反应温度；⑤加入试剂的次序。

(3) 定量测定的分类。紫外—可见吸收光谱的定量测定方法见表 11-6。

表 11-6 紫外—可见吸收光谱的定量测定方法

测定方法分类	方法介绍	适用条件	优缺点
单组分定量分析	采用标准曲线法、从标准曲线查待测试液的浓度	一般单一组分样品浓度的测定	
多组分同时定量分析	建立方程、用纯标样的摩尔吸光系数解联立方程组	测定混合物中多个组分的浓度	
分光光度滴定	以标准溶液滴定待测溶液、通过作图法求得滴定终点，计算待测组分含量	酸碱滴定、氧化还原滴定、沉淀滴定、配合滴定	准确性和精密性、灵敏度较高
差示分光光度法	选用已知浓度的标准溶液作参比	高吸收法：测定高浓度溶液；低吸收法：测定低浓度溶液；最精密法	
导数分光光度法	用吸光度对波长求导并对波长做图	分辨多组分混合物的谱带重叠，增强次要光谱的清晰度，消除浑浊样品散射的影响时采用	灵敏度高、再现性好、噪声低、分辨率高
双波长分光光度法	试样溶液对两波长的吸光度的差与待测组分的浓度成正比	用于悬浮液和悬浊液混合组分的同时测定还可用于高浓度溶液中的痕量组分的光谱测定	

8. 紫外—可见吸收光谱分析在制浆造纸中的应用

本节主要介绍紫外—可见吸收光谱分析的水样分析技术，对于水样中的许多阴离子和阳离子的测定，它具有很高的灵敏度和选择性。进行水样分析的基本方法是将样品与试剂混合，这些试剂与要测定的组分发生特征反应。生成有颜色的化合物或络合物，其

颜色的深度反应出该组分的浓度。用紫外—可见吸收光谱分析技术进行定量测定。对某特征波长光强度减弱的程度进行测定，根据朗伯—比耳定律建立吸光度与浓度之间的校正曲线。当然朗伯—比耳定律只适用于一定的浓度和吸光度的范围。尽管在一些特殊情况下可以在非线性范围内进行测定，但是在实践中还是建议在校正曲线的线性范围内进行测定。所以使用人员一定要了解其适用范围和导致偏离曲线偏离朗伯—比耳定律的原因和补救办法。下面进行特别阐述：

如果是离子强度或 pH 改变、静电相互作用、缔合、离解、聚合等化学方面的原因影响曲线偏离，我们可以通过改变反应条件得到控制。如果是光束色散不够等仪器方面的原因引起偏离，在高吸光度（高浓度）时它所造成的影响最大。吸收光度法的测定范围因此受仪器和化学两方面因素的制约。使用具有低散射光性能的光度计有助于改善测定范围，因而其性能要优于简单的光度计。根据朗伯—比耳定律，使用具有较长光程的比色皿（池）会增加测定的灵敏度。标准比色皿的光程长是 10mm，在水样分析中经常使用的比色皿还有 20mm、50mm、100mm 光程长度。这样灵敏度可以提高多达 10 倍。不过现代的紫外—可见分光光度计已具备了非线性曲线拟合的功能，所以在即使偏离了朗伯—比耳定律的情况下也能够一定范围内进行测定。

本书主要介绍用 Lambda2 进行制浆造纸废水样品的分析方法。Lambda2 是专门用于日常定量分析的双光束紫外—可见分光光度计。可以进行测定的波长范围为：190～1100nm。仪器带有 7 种基本方法。①扫描 scan；②时间驱动 Timedrive；③波长程序 Wavelength Program；④浓度 1 Conc1；⑤浓度 2 Conc2；⑥酶 Enzyme；⑦胶 Substrate。

后两种属动力学测定。这些方法可以在不同仪器上和不同实验室共用。在水样分析中④、⑤两种方法很重要。其均用于定量分析。包括多标准校准和灵活的曲线拟合功能。浓度 1④法可以在一个、两个或三个波长处对某种成分进行测定，即在化合物具有最大吸光度的波长下进行测定。浓度 2⑤法提供了更加完善的基线处理方法，这种方法可以进行峰面积计算并且利用峰面积进行二阶导数的定量分析。

(1) Lambda2 进行制浆造纸废水样品的分析，其分析一览表见表 11-7。

表 11-7 Lambda2 进行制浆造纸废水样品的分析一览表

测定成分	本书方法	EPA 方法
硝酸根	二甲苯酚	二甲苯酚离子色谱
亚硝酸根	磺胺/乙二胺	磺胺/乙二胺离子色谱
硫酸根	氯化钡浊度法	氯化钡浊度法、离子色谱
磷酸根	钒酸盐/钼酸盐法	
硅	钼酸盐法	钼酸盐法、ICP
铬	二苯卡巴肼	二苯卡巴肼
铁	1,10-邻二氮菲	ICP
锰	甲醛肟	ICP、ICP MS
COD	将 Cr 从四价还原成三价	将 Cr 从四价还原成三价
色度	光谱法	光谱法
苯酚	4-氨基安替比林	4-氨基安替比林
尿酸	二阶导数法	
铵(流动注射)	气体扩散法	

在中高浓制浆漂白技术中，氧脱木素及过氧化氢漂白段激发过氧化氢的效能，控制金属离子对过氧化氢的无效分解作用是相当重要的环节。通过检测可有效控制金属离子特别是铁、铜、锰等对过氧化氢漂白效力的破坏作用，因此，测定纸浆中金属离子的浓度就相当重要。

(2) 造纸废水中铁离子的测定

铁会以二价或三价的形式以及不同的浓度存在于各种水中，它不仅存在于真溶液中，也存在于胶体溶液中、有机化合物和络合物中。1,10-二氮杂菲（邻菲罗林）(O-phenanthroline) $C_{12}H_8N_2$ 在水中和 Fe^{2+} 结合生成橙红色的络合物：三菲罗林铁（II）离子。

这种络合物在 320nm 到 660nm 之间有最大的吸收谱图，最大吸收值为 510nm，颜色可以稳定若干小时。

① 分析设备。Lambda 紫外—可见分光光度计 Perkin-Elmer；光程 10mm 或以上的比色皿，浓度小于 0.5mg/L 时用 50mm 的比色皿；容量瓶；移液管。

② 试剂。使用分析纯的试剂和重蒸水（或相同纯度的其他用水）。a. 稀硫酸 1mol/L；b. 醋酸铵/醋酸溶液；c. 盐酸羟胺溶液；d. 邻菲罗林溶液；e. 铁标准溶液。

③ 样品制备。测定可溶性全铁，要在取样后立即用孔径 0.45 μ m 的滤膜进行过滤，并用硫酸酸化到 pH=1.0。

④ 分析条件。造纸废水铁离子测定条件见表 11-8。

⑤ 校正曲线。根据预计的样品中的铁的浓度，从标准溶液（②e）配制标准系列。标准系列的浓度应在预计的浓度范围内均匀分布。使用 10mm 比色皿，若铁的浓度低于 0.5mg/L 则使用 50mm 的比色皿。下面介绍假定样品的体积为 50mg/L，铁的浓度在 0.5~12.0mg/L 之间配制情况：

- a. 向 15 个 100mL 容量瓶中各加入 1mL 硫酸。
- b. 按表 11-9 向容量瓶中加入铁的标准溶液。

表 11-8 造纸废水铁离子测定条件

测定波长	510nm
比色皿	10mm
铁离子浓度单位	mg/L

表 11-9 标准溶液加入量

项目	标准溶液加入量 /mL	MgFe/(50mL 水样) / (mg/L)	项目	标准溶液加入量 /mL	MgFe/(50mL 水样) / (mg/L)
空白		0	标准 8	1.5	3.00
标准 1	25	0.05	标准 9	2.0	4.00
标准 2	50	0.10	标准 10	2.5	5.00
标准 3	100	0.20	标准 11	3.0	6.00
标准 4	250	0.50	标准 12	4.0	8.00
标准 5	350	0.70	标准 13	5.0	10.00
标准 6	500	1.00	标准 14	6.0	12.00
标准 7	1.0	2.00			

- c. 加入约 40mL 蒸馏水。
- d. 然后向各容量瓶中依次加入：①5mL 醋酸铵/醋酸溶液 (②b)；②2mL 盐酸羟胺溶液 (②c)。
- e. 溶液的 pH 应接近 4.5 (介于 3.4~5.5 之间)。然后加入 2mL 邻菲罗林 (②d)，并用蒸馏水稀释到 100mL。摇匀，并静置 15min。
- f. 按前面所述的分析条件，以空白溶液为参比，在 510nm 处测定溶液的吸光度。
- g. 测定完成后，打印出校准曲线，浓度和对应的吸光度值被储存到 Lambda2 中。
- ⑥ 测定样品中的铁
- a. 移取 50mL 储备的待测样品，到 100mL 容量瓶中，如果估计铁的浓度过高则减少取样。
- b. 向各容量瓶中依次加入：①5mL 醋酸铵/醋酸溶液 (②b)。②2mL 的盐酸羟胺 (②c)。
- c. 检查溶液的 pH 应接近 4.5。加入 2mL 邻菲罗林 (②d) 并用蒸馏水稀释到 100mL。摇匀，并静置 15min。
- d. 按前面所述的分析条件，在 510nm 处测定溶液的吸光度。
- ⑦ 结果显示 (以 mg/L 表示)
- a. 浓度在 0.01 到 0.1mg/L 之间，表示到 0.001mg/L。
- b. 浓度在 0.1 到 10mg/L 之间，表示到 0.01mg/L。
- c. 浓度在高于 10mg/L 时，表示到 0.1mg/L。例如：铁：0.009mg/L；0.12mg/L；11.2mg/L。

(3) 造纸废水中硅的测定

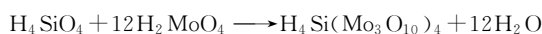
① 造纸原料的测定前处理。一般原料称衡重后在马福炉 600~900℃ 下灰化，再用高氯酸或王水溶解。

② 概述。硅虽然在造纸原料中以多种状态存在。经过前处理后均以溶解性的离子状态或胶体状态存在。而浓度 (含量的多少) 会因原料不同而在一定的范围内变化。

③ 应用范围。本书介绍的方法适用于浓度在 0.1~45mg/L 之间的溶解性硅，若含有更高浓度硅的样品，其水样必须预先稀释。本次实验步骤只用于 10mL 样品，对其他体积的样品应将结果乘以适当的系数。并将系数输入到方法中。当硅浓度较高时，用更少的样品。当干扰物质的含量较高时，建议只用 1mL 的样品，然后用 50mm 或 100mm 的比色皿测定。

④ 方法原理。在醋酸溶液中，硅酸与钼酸铵结合生成黄色的硅钼酸络合物。随后用抗坏血酸将其部分还原，形成蓝色的硅钼蓝络合物。

反应式：



该络合物在 400nm 到 1100nm 之间的吸收谱图，其最大值在 815nm 处。这种蓝色的硅钼蓝络合物在 5min 后形成，并可在较长时间内保持稳定。也可形成类似络合物的磷酸根离子可通过加入酒石酸进行掩蔽。

⑤ 干扰。磷酸根在浓度高于 10mg/L 时有干扰，低于该浓度的磷酸根可通过加入酒石酸来消除。

⑥ 分析设备

- a. Lambda 紫外—可见分光光度计 Perkin-Elmer;
- b. 光程 10mm 或以上的比色皿。浓度小于 0.5mg/L 时用 50mm 的比色皿;
- c. 100mL、500mL、1000mL 聚丙烯酸酯容量瓶;
- d. 带刻度移液管;
- e. 取样和配置试剂用的塑料瓶。

⑦ 试剂。使用分析纯的试剂和重蒸水（或相同纯度的其他用水）。

a. 硫酸：在冷却下，小心地将 50g 硫酸（98%）加入 500mL 蒸馏水中，并用蒸馏水稀释到 1000mL。

b. 钼酸铵溶液：在水中溶解：50g 四结晶水的七钼酸铵 $[(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}\cdot 4\text{H}_2\text{O}]$ ，并用蒸馏水稀释到 1000mL。

c. 酒石酸：于水中溶解 200g 酒石酸（ $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_6$ ），并用蒸馏水稀释到 1000mL。

d. 抗坏血酸溶液：溶解 50g 抗坏血酸 $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_6$ 于水中并用蒸馏水稀释到 1000mL，该溶液在冷、暗处（冰箱）存放可稳定四周。

e. 硅储备液（1mL 含 1mgSi）建议使用市售标准溶液。换算：1g/L Si 相当于 2.139g/L SiO_2 。

f. 硅标准溶液 10mg/L：吸取 10mL 硅储备液放入 1000mL 聚丙烯酸酯塑料容量瓶中用蒸馏水稀释到刻度并摇匀。换算：1gSi 相当于 2.139 SiO_2 。

⑧ 样品保存。样品必须在塑料瓶中存放。

⑨ 分析条件。造纸废水中硅测定的条件见表 11-10。

■ 校正曲线。根据预计的样品中硅的浓度，从标准溶液（7(5)）配制标准系列。标准系列的浓度应在整个预计的浓度范围内均匀分布。使用 10mm 比色皿，若硅的浓度低于 0.5mg/L 则使用 50mm 的比色皿。本书介绍假定样品的体积为 10mL，硅的浓度在 2~20mg/L 或 4~42mg/L SiO_2 之间。

表 11-10 造纸废水中硅测定的条件

测定波长	810nm
比色皿光程	10mm
硅浓度单位	mg/L

a. 向 7 个 100mL 容量瓶中，按表 11-11 加入硅的标准溶液（7(6)）：

表 11-11 标准溶液加入量

标准溶液	标准溶液加入量 (mL)	标准溶液浓度	
		mg SiO_2 /L	mg Si/L
空白		0	0
标准 1	2	4.28	2
标准 2	50	8.56	4
标准 3	100	12.83	6
标准 4	250	17.11	8
标准 5	350	21.39	10
标准 6	500	42.78	20

b. 将上述各容量瓶补加蒸馏水到 50mL。然后边摇边向各容量瓶中依次加入：2mL 硫酸 (⑦a)；2mL 钼酸铵溶液 (⑦b)，并静置 5min；2mL 酒石酸溶液 (⑦c)，静置 5min；2mL 抗坏血酸溶液 (⑦d) 并摇匀。

c. 按前面所述的分析条件，以空白溶液为参比，在 810nm 处测定溶液的吸光度。

d. 测定完成后，打印出校准曲线，浓度和对应的吸光度值被储存在 Lambda2 中。

■ 样品的测定

a. 准确移取 10mL 已处理好的待测样品放入塑料烧杯中，如果估计硅的浓度过高则取较少体积的样品。用蒸馏水准确补加到 50mL。

b. 边摇边依次加入：2mL 硫酸 (⑦a)；2mL 钼酸铵溶液 (⑦b)，并静置 5min；2mL 酒石酸溶液 (⑦c)，静置 5min；2mL 抗坏血酸溶液 (⑦d) 并摇匀。

c. 按前面所述的分析条件，在 810nm 处测定溶液的吸光度。

■ 结果表示。以 mg/L 表示。当浓度低于 20mg/L 时，将结果保留到 0.1mg/L，高于此值时则保留到 1mg/L。例如：硅：25mg/L；硅：6.8mg/L。

(4) 色度的测定。在制浆造纸过程中所产生的废水都是有色的，我们往往需要进行色度的测定，下面介绍一种测定色度的方法。

① 概述。纯水是无色的，所以有色水样肯定是含有有色的溶解物或混浊物。区别溶解物和分散物的颜色是困难的，这里叙述的分析方法可测定溶解物的色度，浊度需另行测定。

② 应用范围。此方法适用于测定能改变可见光光谱成分的所有物质。

③ 方法原理。当一种有色物质存在于水样中时，与纯水比较它的光学性质发生了变化。光在不同波长减弱的程度是由溶解物而定的。水的色度在光减弱的波长处测定。在 400~800nm 波长范围内记录吸光度或透光率光谱时，这个波长能被确定。

在特定波长处，光减弱的计量单位是此规定波长的吸收系数 $a(\lambda)$ 。吸收系数的定义为： $a(\lambda) = A(\lambda)/d$ ；它的单位是： m^{-1}

这里： $a(\lambda)$ 为在相应波长处的吸收系数； $A(\lambda)$ 为在相应波长处的吸光度； d 为比色皿的光程长度 (m)。

④ 干扰。若样品混浊时，应用 0.45 μ m 孔径的滤膜过滤样品。但应考虑有色颗粒也会被除去。

⑤ 分析设备。Lambda 紫外—可见分光光度计 Perkin-Elmer；光程 10mm 或以上的比色皿。

⑥ 试剂。采用二次蒸馏水（或相应纯度的水）配置背景校正，参比溶液及稀释水。

⑦ 分析条件。造纸废水色度测定的条件见表 11-12。

⑧ 校正曲线。此方法不属于定量测定，不需要校正。

表 11-12 造纸废水色度测定的条件

CMETH	18	SCAN/MAN
WAVEL:MAX		800nm
WAVEL:MIN		400nm
SPEED		480nm/min
SMOOTH		2MN

⑨ 废水样品色度的测定。记录波长在 400~800nm 间的水样光谱。在此之前，用纯蒸馏水做背景校正 (BACK CORR)。使用相同的比色皿做背景校正和分析，以消除不同比色皿差异而产生的

误差。背景校正和样品测定时在参照位置放一个装蒸馏水的比色皿。测定样品在 400~800nm 波长范围的吸光度的最大值和最小值。如果要测定稍微有色的样品，则使用 100nm 的比色皿，最大吸收波长在 633 左右。

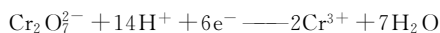
■ 结果表示。结果表示为最大吸收波长的光谱吸收系数 $a(\lambda)$ 。

(5) 制浆造纸废水中化学耗氧量 COD 的测定

① 概述。化学耗氧量是一种评价废水总污染的分析参数。采用此法能测定水中所有可氧化物质的总量。

② 应用范围。本书介绍的方法适用于测定废水中 15~1500mg/L 的 COD。

③ 方法原理。此 COD 法可测定废水中所有可氧化物质的总量，因为在硫酸银做催化剂时大部分有机物会被重铬酸钾氧化；反应式：



反应中，由黄色重铬酸根形成绿色的铬酸根离子 (Cr^{3+})。在 446nm 能测到此反应。在 446nm 处吸光度随 COD 浓度的增加而减小。而在 600nm 左右，吸光度随 COD 浓度的增加而增大。所以高浓度的 COD 可在 620nm 处按吸光度增值测定，而低浓度 COD 在 446nm 处以吸光度减值测定。

④ 干扰。除了一些含氮化合物和挥发、不溶于水的烃外，此方法可测定所有可氧化物质 (有机或非有机)。氯离子有强干扰，因此它们同样被重铬酸盐氧化。在本方法中，氯离子的影响由氯化汞消除，氯离子无干扰浓度达 1g/L。

⑤ 分析设备。Lambda 紫外—可见分光光度计 Perkin-Elmer；测试管架 (圆池)；专用干燥箱；移液管。

⑥ 试剂。①使用分析纯的试剂和重蒸水 (或相同纯度的其他用水)。②COD 标准溶液。③0.340g 邻苯二甲酸氢钾溶于水中，并移至 1L 的容量瓶中，然后加入 5mL 浓硫酸 (98%)，并用蒸馏水稀释到 1000mL。

⑦ 样品制备。在混合器中搅匀样品，若测定可溶化合物的 COD 时，要过滤水样。

⑧ 分析条件。造纸废水 COD 的测定条件见表 11-13。

表 11-13 造纸废水 COD 测定的条件

WAVEL:1	446nm
CONC UNITS	mg/L

⑨ 校正曲线。按污水的 COD 浓度，从标准溶液 (⑥b) 制备校正溶液。校正溶液浓度应均匀分布于预期浓度范围内。上述步骤 COD 浓度范围在 15~300mg/L 之间。

a. 分别吸移 25mL 蒸馏水至 8 个 100mL 的容量瓶内。按表 11-14 加 COD 标准溶液至容量瓶。

表 11-14 COD 标准溶液加入量

标准溶液	COD 标准溶液的体积/mL	标准溶液的浓度/mg/L
空白	—	0
标准 1	3.75	15
标准 2	7.50	30
标准 3	12.5	50
标准 4	25.0	100
标准 5	50.0	200
标准 6	62.5	250
标准 7	75.0	300

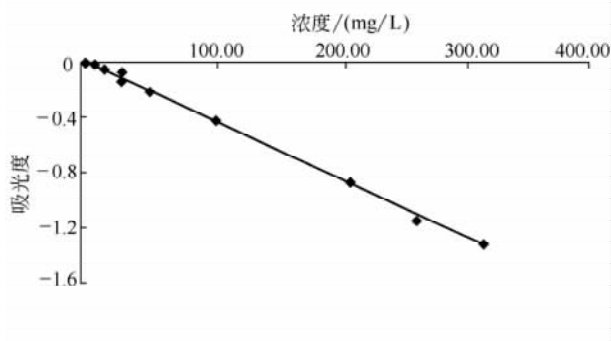


图 11-3 校准曲线图

b. 吸移标准溶液至盛有消解液的圆池中，并在 148℃ 加热 120min。冷却至室温后按规定分析条件，在 446nm 处相对于空白溶液测定校正溶液的吸光度。在 446nm 测定时，校正曲线（图 11-3）是负斜率。因为吸光度随浓度的增加而降低。当污水样品中的 COD 浓度较高时，在 585~620nm 测定吸光度。在这些波长

位置，吸光度随浓度的增加而上升。

■ 废水样品 COD 的测定。吸移样品溶液至盛有消解液的圆池中，并在 148℃ 加热 120min。冷却至室温后按规定分析条件，在 446nm 处测定样品的 COD 值。在 446nm 测定时吸光度随浓度的增加而降低（校正曲线是负斜率），当污水样品中的 COD 浓度较高时，在 585~620nm 测定吸光度。在这些波长位置，吸光度随浓度的增加而上升。

■ 结果表示。结果以 mg/L 为单位，并舍入至 1mg/L。

（二）原子吸收光谱分析技术

原子吸收光谱法（atomic absorption spectrometry, AAS）是澳大利亚物理学家 A. Walsh 在 1953 年建议使用的原子光谱分析方法。早在 1802 年，人们就观察到原子吸收现象。1955 年，Walsh 的论文从理论上探讨了这种方法，为原子吸收光谱法作为一种新的极有用的分析方法奠定了基础，原子吸收光谱法已成为一种重要的痕量分析方法。它可测定 70 多种元素，且准确、快速，应用广泛。

1. 基本原理

（1）原子吸收过程。原子吸收的过程及原子吸收光谱分析的仪器装置如图 11-4 所示。试液喷成细雾，与燃气在雾化器中混合送至燃烧器，被测元素在火焰中转化为原子蒸气。气态的基态原子吸收从光源（空心阴极灯）发射出的与被测元素吸收波长相同的特征谱线，使该谱线的强度减弱，再经单色器分光后，由光电倍增管接收，并经放大器

放大，从读出装置中显示出吸光度值或光谱图。

气态的基态原子对特征谱线的吸收是原子吸收光谱的基础。在一定温度下，处于热动平衡的基态原子数 N_0 和激发态原子数 N_i 的比值服从玻耳兹曼公式：

$$\frac{N_i}{N_0} = \frac{g_i}{g_0} e^{-\frac{\Delta E}{kT}} \quad (11-2)$$

由该式可知：①当大量原子达到热动平衡时，基态原子数总是大于激发态原子

数， $N_0 > N_i$ ；②温度 T 越高， ΔE 越小， $\frac{N_i}{N_0}$ 的比值就越大。

表 11-15 为不同温度下一些元素的共振线的 $\frac{N_i}{N_0}$ 值。从表中可以看出，最低激发态的原子数与基态原子数的比值只有在高温和长波长共振线时才变得可观。

表 11-15 不同温度下一些元素的 $\frac{N_i}{N_0}$ 值

共振线/nm	g_i/g_0	$\Delta E/eV$	N_i/N_0	
			$T=2000K$	$T=3000K$
Cs 852.1	2	1.45	4.44×10^{-4}	7.24×10^{-3}
Na 589.0	2	2.10	9.86×10^{-6}	5.88×10^{-4}
Ca 422.7	3	2.93	1.21×10^{-7}	3.69×10^{-5}
Fe 372.0		3.33	2.29×10^{-9}	1.31×10^{-6}
Cu 324.8	2	3.82	4.82×10^{-10}	6.65×10^{-7}
Mg 285.2	3	4.35	3.35×10^{-11}	1.50×10^{-7}
Zn 213.9	3	5.80	7.45×10^{-15}	5.50×10^{-10}

在采用火焰光源的原子吸收光谱法中，火焰温度一般约 3000K，而且大多数元素的最强共振线都低于 600nm，所以激发态的原子数 N_i 还不到基态原子数 N_0 的 1%，甚至更少。处于更高能级的激发态原子数还要少。若将所有可能的激发态原子数累加起来，与 N_0 相比仍然很小。以上讨论仅考虑了热动平衡，而在火焰中的自由电子和紫外光也能引起原子的激发，因此，激发态原子数比只考虑热动平衡时要大。但是，即使激发态原子数增加 10 倍，基态原子数的比例还是相当大。因此，在原子吸收光谱中，可以将 N_0 视作被测元素的原子总数 N_0 。

(2) 原子吸收的测量

积分吸收：积分吸收就是将图 11-5 中吸收线轮廓所包含的吸收系数进行积分，从

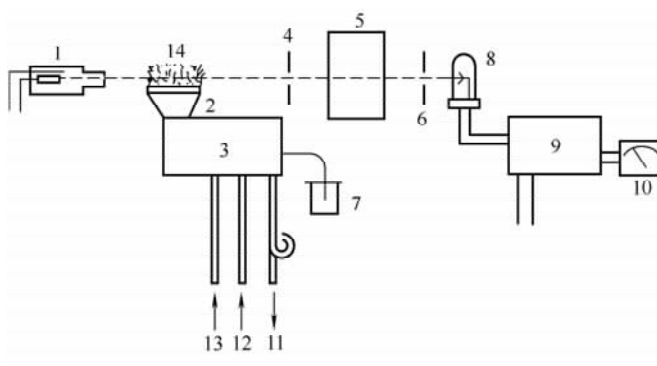


图 11-4 原子吸收光谱原理图

- 1—空阴极灯 2—燃烧器 3—雾化器 4—狭缝 5—单色器 6—狭缝
- 7—试液 8—光电倍增管 9—放大器 10—读出装置 11—废液
- 12—燃气 13—助燃气 14—火焰

而代表总的吸收。其数学表达式为

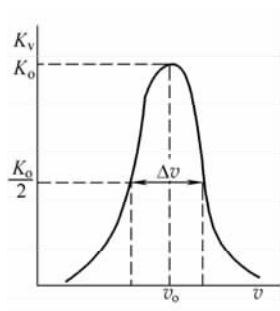


图 11-5 吸收线轮廓

$$\int K_v d\nu = \frac{\pi e^2}{mc} f N_0 \quad (11-3)$$

式中 e ——电子的电荷

c ——光速

m ——电子质量

N_0 ——单位体积内基态原子数

f ——为吸收振子强度，它表示每个原子中能够吸收（或发射）特定频率光的平均电子数

f 与能级间跃迁概率有关，它反映了谱线的强度，在一定的条件下对一定的元素可视为定值。

在一定条件下， $\frac{\pi e^2}{mc} f$ 为常数，则

$$\int K_v d\nu = k N_0 \quad (11-4)$$

这是原子吸收光谱分析的理论基础。

2. 原子吸收分光光度计

原子吸收分光光度计由光源、原子化系统、单色器、检测器和读出装置等部分组成，如图 11-6 所示。

图 11-6 中 (a) 和 (b) 是单道单光束型仪器，它只有一个空心阴极灯、一个光束、一个单色器和检测器。这类仪器结构简单、操作方便，但它会受到光源不稳定的影响而引起基线漂移。为了消除来自火焰发射的辐射线的干扰，空心阴极灯电源采用脉冲供电，或使用机械扇形板切光器，将光束调制成具有固定频率的辐射通过火焰，从而在检测器中得到的是交流信号。由于火焰发射的辐射属直流信号，通过交流放大器可将它们分开，达到消除发射背景的影响。

双光束型仪器见图 11-6 (c)，空心阴极灯发出的光束被切光器分成一束测量光（通过火焰）和一束参比光（绕过火焰），这两束光被火焰后面的反射镜反射后交替地进入同一单色

器和检测器。检测器将接收到的脉冲信号进行光电转换，并由放大器放大，最后用读出装置显示，由于两光束来源于同一个光源，光源的漂移通过参比光束的作用而得到补偿，所以，能获得一个稳定的输出信号。

(1) 光源。原子吸收光谱法要求锐线光源发射的被测元素共振线的半宽度小于吸收

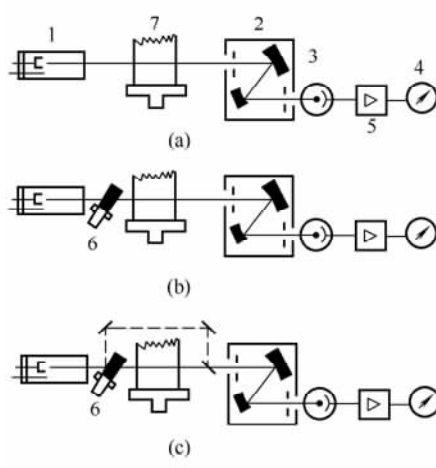


图 11-6 原子吸收分光光度计示意图

(a), (b) 单道单光束 (c) 单道双光束

1—空心阴极灯 2—单色器 3—检测器 4—读出装置 5—放大器 6—切光器 7—火焰

线的半宽度，辐射强度大、稳定性高和背景小。目前普遍使用的锐线光源是空心阴极灯，此外还有高频无极放电灯、蒸气放电灯等。

空心阴极灯的结构如图 11-7 所示。它是一种阴极呈空心圆柱形的气体放电管，在阴极内脏衬上或熔入被测元素的金属或它的化合物。阳极材料用钨、镍、钛或钽等有吸气性能的金属制成。灯内充有一定压力的惰性气体或氖或氩，这种气体也称载气。

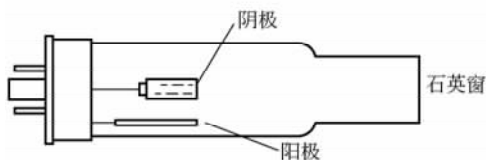


图 11-7 空心阴极灯

在阴极和阳极之间施加直流电压或脉冲电压后，阴极发射出的电子流向阳极，碰撞充入的载气原子，使它电离放出二次电子。在电场作用下，载气离子有足够的动能从阴极表面轰击出被测元素的原子，该过程称为溅射。溅射出来的原子再与载气的原子、离子和电子碰撞，使原子激发而发射出共振线。

空心阴极灯发射的共振线强度和半宽度与电极的材料、构造及供电方式等因素有关，还与灯电流、载气种类和压力有关。灯电流小，热变宽及自吸现象小。灯内载气压力约 133~266Pa，压力变宽也可忽略。因此，由空心阴极灯发射出的共振线半宽度很窄，且以热变宽为主。如果提高灯电流，将会增大热变宽和自蚀，使谱线强度减弱，对测定不利。

(2) 原子化系统。原子吸收光谱分析必须将被测元素的原子转化为原子蒸气，即原子化。被测元素原子化的方法有火焰原子化和非火焰原子化等方法。火焰原子化法利用火焰热能使试样转化为气态原子。非火焰原子化法利用电加热或化学还原等方式使试样转化为气态原子。

① 火焰原子化。它的装置如图 11-8 所示，包括喷雾器、雾化器和燃烧器三部分。

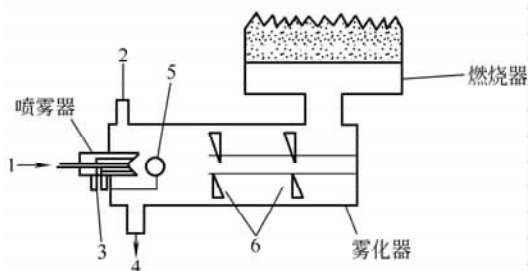


图 11-8 预混合型燃烧器

1—试液 2—燃料气体 3—助燃气体
4—废水 5—撞击球 6—扰流器

燃烧器有全消耗型和预混合型两种。全消耗型燃烧器是将试液直接喷入火焰，也称紊流燃烧器。预混合型燃烧器也称层流燃烧器，它用喷雾器将试液雾化，在雾化器中除去较大的雾滴后，再喷入火焰。一般用于吸收分光光度计中采用预混合型燃烧器。

a. 喷雾器。图 11-8 中的喷雾器是一种气动同心型喷雾器。它的作用是使试液雾化成细小的雾滴，生成的雾滴随气流运动并被加速，形成粒子直径为微

米级的气溶胶。气溶胶粒子的直径越小，在火焰中生成的基态原子就越多。

b. 雾化器。它的作用是使气溶胶粒度更小、更均匀，使燃气、助燃气充分混合。因此，在雾化室中装有撞击球和扰流器。雾化器的记忆效应要小，记忆效应也称残留效应。它是指将试液喷雾后，立即用蒸馏水喷雾，仪器读数返回至零点或基线的时间。记忆效应小，仪器返回基线的时间短。为了降低记忆效应，雾化室内壁的浸水性要好；雾

化器本身要稍有倾斜,便于让未雾化的废液排出,废液排出管需用水封,否则会引起火焰不稳定,甚至回火。

c. 燃烧器。它用不锈钢制成,有单缝和三缝燃烧器,常用的是单缝燃烧器。气溶胶进入燃烧器,在火焰中干燥、蒸发和原子化。对燃烧器的要求是火焰稳定、原子化效率高。吸收光程长和噪声小。燃烧器应能旋转一定角度,其高度能调节,便于选择合适的位置。火焰由燃气(燃料气体)和助燃气燃烧而形成,火焰按燃气与助燃气的比例(燃助比)不同,可分为化学计量火焰、富燃火焰及贫燃火焰三类。

d. 化学计量火焰。也称中性火焰。燃助比与化学计量关系接近。这类火焰层次清晰、温度高、稳定、干扰少。许多元素可采用这类火焰。以乙炔—空气为例,燃助比为1:4。

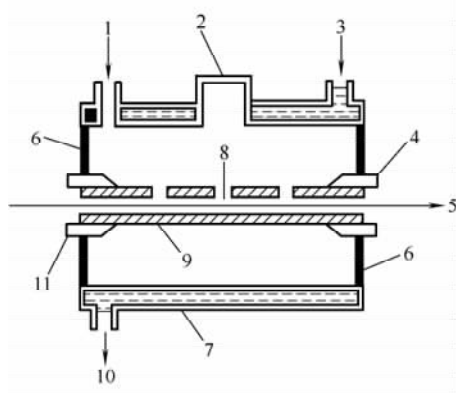


图 11-9 管式石墨炉原子化器示意图
1—惰性气体 2—可卸式窗 3—冷却水 4,11—电接头 5—光路 6—绝缘材料 7—金属套 8—样品 9—石墨管 10—冷却水

e. 富燃火焰。燃助比超过化学计量焰,以乙炔—空气为例约3:1。这类焰中有大量燃气未燃烧完全,含有较多的碳、CH基等,故温度略低于化学计量焰,具有还原性,适用于易形成难离解氧化物的元素的测定。

f. 贫燃火焰。燃助比小于化学计量焰,以乙炔—空气为例约1:6,燃烧完全,氧化性强由于助燃气充分,冷的助燃气带走火焰中的热量,火焰温度降低。适宜于易离解、易电离的元素,如碱金属元素的测定。原子吸收光谱分析中,常用的火焰是乙炔—空气火焰。它能用于30多种元素的测定,但在短波长范围内有吸收。乙炔—氧化亚氮火焰温度高,它能用于70多种元素的测定,尤其适

合于难原子化元素的测定。

② 非火焰原子化。它可采用管式石墨炉原子化器以及还原气化和热分解等方法。

a. 管式石墨炉原子化器。

它由加热电源、惰性气体保护系统和石墨管炉组成,装置如图11-9所示。石墨管长约50mm,内径5mm。试样以溶液(5~100 μ L)或固体(几毫克)放入石墨管中,在Ar或N₂惰性气体保护下分步升温加热,使试样干燥、灰化(或分解)和原子化,如图11-10所示。在干燥过程中,于105~120 $^{\circ}$ C下加热以

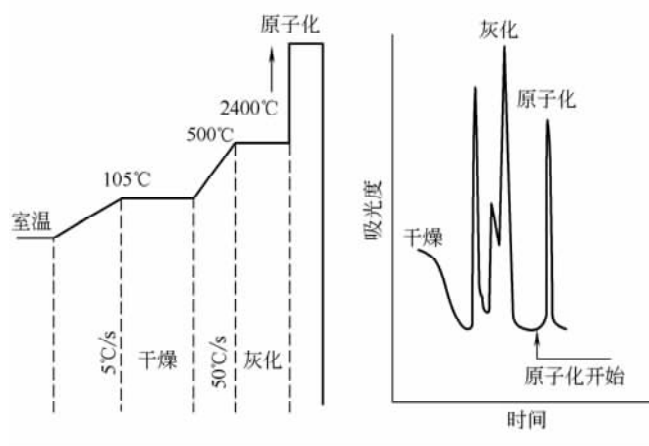


图 11-10 石墨炉升温示意图

蒸发溶剂。溶剂的蒸发必须慢而平稳，以避免飞溅而损失。灰化过程主要是除去易挥发的基体和有机物等干扰物质。干燥和灰化约 20~45s。原子化时，升高温度至最佳原子化温度，原子化约 3~10s，使试样成为基态自由原子，并观察响应的吸收信号。在原子化过程中，停止通气可延长原子在石墨管炉中停留时间。对于电加热过程，必须仔细通过实验来选择合适的温度和时间参数。采用石墨炉原子化，样品消耗少，灵敏度比火焰原子化法高，其绝对灵敏度可达 $10^{-6} \sim 10^{-11}$ g。但是分析结果的精密度比火焰原子化法差，而且记忆效应较严重。

b. 冷原子吸收测汞法。将试液中的汞离子用 SnCl_2 还原为汞，在室温下，用空气将汞蒸气引入气体吸收管中测定其吸光度。

c. 氢化物原子化法。对 As、Bi、Ge、Sb、Se 和 Te 等元素，将其还原成相应的氢化物，然后引入加热的石英吸收管内，使氢化物分解成气态原子，并测定其吸光度。

(3) 单色器。单色器由入射狭缝、出射狭缝和色散元件（光栅或棱镜）组成。单色器可将被测元素的共振线与邻近谱线分开。由锐线光源发出的辐射的光谱，谱线比较简单，对单色器的分辨率要求不高，能分开 $\text{Mn}279.5$ 和 279.8nm 即可。

(4) 检测器和读出装置。原子吸收分光光度计用光电倍增管作为检测器。光电倍增管的工作电源的稳定性要好。使用时应注意光电倍增管的疲劳现象，避免使用大的工作电压和使用强光，或照射时间太长，吸光度值直接显示在表头上，或用记录仪记录吸收曲线，或将测量数据用微机处理。

(5) 测定条件的选择

① 空心阴极灯的工作电流。通常，空心阴极灯需要预热约 30min，灯电流低时谱线变宽小，不产生自蚀；但灯电流过低放电不稳定。灯电流过高，谱线轮廓变坏，灯的寿命变短。一般空心阴极灯的灯电流选择在额定电流的 40%~60% 比较合适。最适宜的工作电流必须通过实验选择，这可通过喷雾在线性范围内浓度低的标准溶液，由吸光度—电流曲线来确定。

② 分析线。一般选用元素的共振线作为分析线。若测定高含量的元素，可选择非共振线作为分析线。对于吸收线在 $200\mu\text{m}$ 以下的 As、Se 等元素，乙炔—空气火焰对此吸收线也有吸收，则可用其他火焰或选择非共振线进行测定。

③ 狭缝宽度。狭缝宽度 W 与色散元件的倒线色散率 D 以及光谱通带 S 之间的关系由式 $S=DW$ 表示。狭缝宽度会影响光谱通带宽度和通过狭缝到达检测器的能量通带宽度的选择以能将吸收线与邻近干扰线分开为原则。实际工作中，通过改变狭缝宽度来选择不同的通带宽度。在原子吸收光谱中，由空心阴极灯发射的谱线大多数是共振线，光谱比较简单，通常，可以使用较宽的狭缝。对碱金属、碱土金属元素，谱线较简单，用较大狭缝宽度。对多谱线元素如铁族元素等以及背景干扰大的，则用较小的狭缝宽度。适宜的狭缝宽度需通过实验，绘制吸光度—浓度曲线来确定。

④ 火焰类型和燃烧器高度。选择合适的火焰类型和燃烧器高度可使被测元素充分分解成自由原子，减少各种干扰效应。火焰的选择主要决定于它的类型和性质。对于分析线 $200\mu\text{m}$ 以下的元素，乙炔—空气火焰有吸收，宜采用氢气—空气火焰。易分解的元

素，用温度较低的火焰。易生成难离解化合物的元素，用温度较高的乙炔—空气火焰或乙炔—氧化亚氮火焰。氧化物熔点较高的元素，用富燃火焰氧化物不稳定的元素，用化学计量火焰或贫燃火焰。为了获得所需特性的火焰，应通过实验调节燃助比来选择。一般采用先固定助燃气流量，然后改变燃气流量，由吸光度和燃气流量之间的关系来确定。

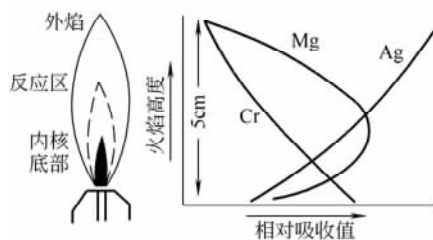


图 11-11 Cr、Ag 和 Mg 自由原子在不同火焰区域的分布曲线

火焰自下而上可以分为底部、内核、反应区和外焰等区域。试样的雾滴从火焰底部进入并蒸发，使试样以固体微粒形式进入内核，在内核区发生原子化、激发和吸收过程，在反应区原子转变为氧化物，然后进入外焰并从火焰中排出。各元素在火焰中都有合适的测量位置，这可以通过调节燃烧器的高度来获得最大的吸收信号。图 11-11 是 Cr、Ag 和 Mg 自由原子在不同火焰区域的分布曲线。火焰的氧化性随火焰

高度的升高而逐渐增加。铬氧化物的稳定性高，从底部开始随火焰高度的升高形成氧化物的趋势增大，自由原子浓度减小，因此吸收值也相应地减小。银氧化物不稳定，火焰高度升高，温度也升高，对银化合物原子化有利，因此吸收值增大。而镁氧化物的稳定性中等，火焰高度升高，在内核区对镁原子化有利，吸收值升高；然后在反应区，自由镁原子又因生成氧化物而减少，吸收值降低，在火焰的中部吸收值有一极大值。因此，应调节燃烧器高度，使空心阴极灯发射的发射线通过自由原子浓度最大的火焰区，提高测定的灵敏度。

石墨炉原子化法中，通过选择适宜的干燥、灰化以及原子化温度和时间，以获得更大的吸收值。原子化后迅速升温至某温度，使石墨炉空烧很短时间，以消除残留物产生的记忆效应。

⑤ 进样量。进样量过大或过小对测量都不利。进样量可通过实验由吸光度与进样量关系来选择。

(6) 分析方法

① 标准曲线法。这是原子吸收光谱法中常用的一种分析方法。首先配制含有不同浓度被测元素的一系列标准溶液，喷雾并测定吸光度值，绘制吸光度对浓度的标准曲线。然后在标准曲线上内插试样溶液的吸光度值，即可求出试样中被测元素的含量。

② 标准加入法。先测定一定体积试液的吸光度，然后在该试液中加入一定量的与未知试液浓度相近的标准溶液，其浓度为 c_s ，测得的吸光度为 A ，则

$$A_x = kc_x$$

$$A = k(c_s + c_x)$$

整理以上两式得

$$c_x = \frac{A_x}{A - A_x} \cdot c_s \quad (11-5)$$

实际测定时,采用做图外推法。取相同体积的试液 4 份或 5 份,并在其中 3 份或 4 份中按比例加入不同量的标准溶液并稀释至一定体积,然后分别测定 c_x , $c_x + c_s$, $c_x + 2c_s$, \dots , $c_x + 4c_s$ 的吸光度。绘制吸光度对未知元素加入量 c_s 的曲线,将此曲线外推,与浓度坐标的交点即为试液中未知元素的含量,见图 11-12。

当试样组成复杂,配制的标准溶液与试液的组成之间存在较大差别时,可以采用标准加入法。标准加入法不能清除背景干扰。使用标准加入法时,被测元素的浓度应在通过原点的标准曲线的线性范围内。

(7) 灵敏度和检测限

① 灵敏度。灵敏度包括相对灵敏度和绝对灵敏度。

原子吸收光谱法中的相对灵敏度

以能产生 1% 吸收即吸光度值为 0.00434 时,水溶液中元素的浓度来表示:

$$S = \frac{0.00434 \times c}{A} [\mu\text{g}/(\text{mL} \cdot 1\%)] \quad (11-6)$$

式中 c ——被测元素浓度, $\mu\text{g}/\text{mL}$

A ——吸光度

灵敏度 S 的数值越小,灵敏度越高。

原子吸收光谱法中,吸光度值在 0.1~0.5 范围内,测量准确度较高,其相应的浓度范围约为灵敏度的 25~125 倍。

在火焰原子吸收光谱法中,用相对灵敏度比较方便。在石墨炉原子吸收光谱法中,灵敏度决定于石墨炉原子化器中试样的加入量,常用绝对灵敏度来表示。

绝对灵敏度指产生 1% 吸收时水溶液中元素的质量:

$$S = \frac{0.00434 \times c \times V}{A} (\text{g}/1\%) \quad (11-7)$$

式中 c ——被测元素浓度, $\mu\text{g}/\text{mL}$

V ——试液体积, mL

A ——吸光度

② 检测限。它以被测元素能产生 3 倍于标准偏差的读数时的浓度来表示:

$$\text{L. D.} = \frac{c \times 3s}{\bar{A}} (\mu\text{g}/\text{mL}) \quad (11-8)$$

式中 c ——试液浓度, $\mu\text{g}/\text{mL}$

\bar{A} ——吸光度平均值

s ——空白溶液吸光度的标准偏差,对空白溶液(或接近于空白的标准溶液),至少连续测定 10 次,从所得吸光度值来求标准偏差

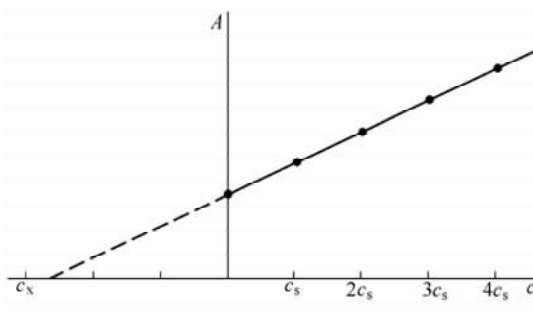


图 11-12 标准加入法

绝对检测限以 g 表示。

灵敏度及检测限是衡量分析方法和仪器性能的重要指标。检测限考虑了噪声的影响，其意义比灵敏度更明确。同一元素在不同仪器上有时灵敏度相同，但由于两台仪器的噪声水平不同，检测限可相差一个数量级以上。因此，如降低仪器噪声，可将仪器预热，选择合适的空心阴极灯的工作电流、光电倍增管的工作电压等，有利于改进检测限。

原子吸收光谱法具有灵敏度高、干扰少、操作方便等特点。因此，它应用广泛，可测定 70 多种元素。

(8) 原子吸收光谱分析技术在制浆造纸中的应用。在中高浓制浆漂白技术中，铜离子与铁离子一样会降低氧脱木素及过氧化氢漂白段中的过氧化氢的效能，通过检测有效控制铜离子对过氧化氢的无效分解作用，也是中高浓制浆漂白技术中的重要环节。这里以采用原子吸收光谱分析技术测定铜离子的含量为例，叙述原子吸收光谱分析技术的应用。

① 仪器分析条件：

波长：	324.7nm	乙炔压力：	0.09MPa
光谱带宽：	0.4nm	空气流量：	6.5L/min
灯电流：	2mA	乙炔流量：	1.0L/min
燃烧器高度：	6mm	火焰类型：	蓝色氧化焰
空气压力：	0.3MPa		

② 标准溶液的配制。标准储备液浓度：1000mg/mL（外购），以每毫升含铜量：0、0.5、1.0、1.5、2.0、2.5mg 系列配标准溶液，绘制工作曲线。

③ 灵敏度的确定。铜的特征浓度约为 $0.03\mu\text{g/mL}$ ，浓度为 $2\mu\text{g/mL}$ 的铜的标准溶液，通常将给出 0.300 的吸光度读数。

④ 测定方法。按前面所述的分析条件，测定标准和待测溶液的吸光度读数。再根据标准曲线得出结果，以 mg/L 表示。

第三节 色谱分析技术

一、色谱分析技术的原理及分类

色谱分析技术是一种具有高分离效能和高检测性能的高速快捷的分离分析技术，是现代仪器分析中应用最多最广的一种技术。

色谱分析法种类繁多，但其原理相同，即互不相溶的相混合两相（固定相和流动相）间进行相对运动，携带混合物的流动相流过固定相。由于流动相中被分离组分和固定相间的分配系数不同，表现在与固定相发生作用时产生强弱的差异，致使不同组分在固定相中的滞留时间不同，并由于流动相所携带的混合物在同相中进行反复多次连续的分配，使各组分间微小的性质差异产生明显的分离效果，各组分按先后次序从固定相中流出，实现混合组分的有效分离，再通过相应的检测器和记录仪得到色谱图进行定性定

量分析。这种根据两相间的分配系数不同的原理而使混合物中各组分分离的技术，称为色谱分析技术，或称色谱法（或色层法、层析法）。

色谱法按不同角度可有不同的分类方法，如表 11-16 所示。

表 11-16 色谱法的分类

色谱类型	流动相	固定相	特点
气相色谱法	气相	固体吸附剂	气固色谱
		液体涂于固定担体或毛细管壁上	气液色谱
液相色谱	液相	液体	液液色谱
		固体吸附剂	液固色谱
超临界色谱法	超临界流体		
柱色谱法		装在色谱柱中	
纸色谱法		滤纸	
薄层色谱法		吸附剂粉末制成薄层	
吸附色谱法		吸附剂	吸附性能的差异进行分离
分配色谱法		液体	利用不同组分在两相中不同的分配系数进行分离
离子交换色谱法		离子交换树脂	利用固定相对各组分离子交换能力的差别来分离
排阻色谱法		分子筛或凝胶	利用多孔性物质对不同大小分子的差异进行分离

各种分类方法的分类原则都是按色谱法的某一特征加以归纳分类的，但任何一种色谱法所发生的机理往往不是单一的，而是几种机理同时发生作用的，所以各分类方法之间既有区别又有联系。

二、气相色谱法分析技术

由上述表 11-16 分类可知气相色谱法（gas chromatography, GC）分为气液色谱法和气固色谱法两种，其主要区别见表 11-17。由于气液色谱法应用较广，本章重点讨论气液色谱法。

表 11-17 气液色谱法和气固色谱法的主要区别

名称	固定相的物态	分离机理	应用范围
气液色谱法	液体，它被涂抹在担体表面上使用	溶解作用	挥发性的液体、固体和部分气体
气固色谱法	固体，一般为吸附剂	吸附作用	一般适用于气体

气相色谱法是以气体作为流动相，先将试样溶于流动相，然后让流动相连续均匀地通过色谱柱，注入色谱柱进行分离时必须处于“汽化”状态，由于流动相中混合液各组分的沸点不同及被吸附和解析能力的不同，所以被流动相带出时的顺序也不同，最终达到分离和检测的目的，如图 11-13、图 11-14 表示了典型的气相色谱仪流程。

色谱仪通常由表 11-18 所列几个部分组成。

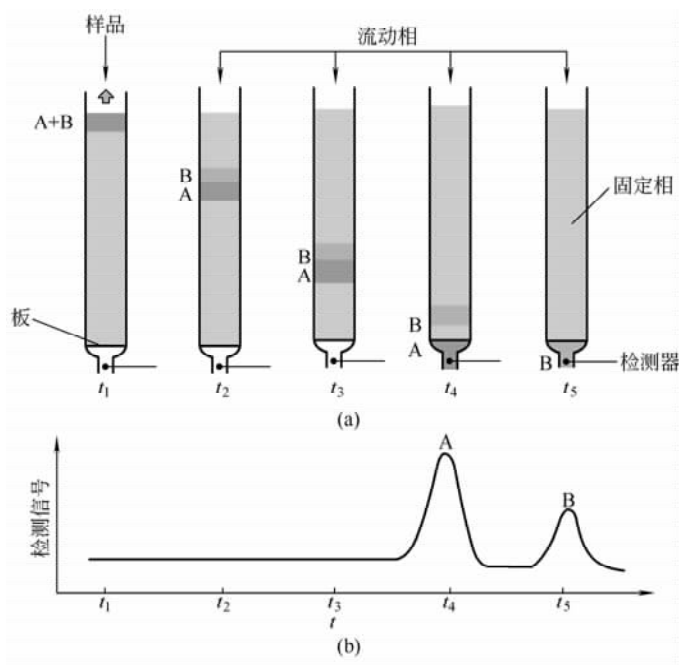


图 11-13 气相色谱分离过程示意图

(a) 在固定相上冲洗的过程 (b) 由检测器得到的色谱图

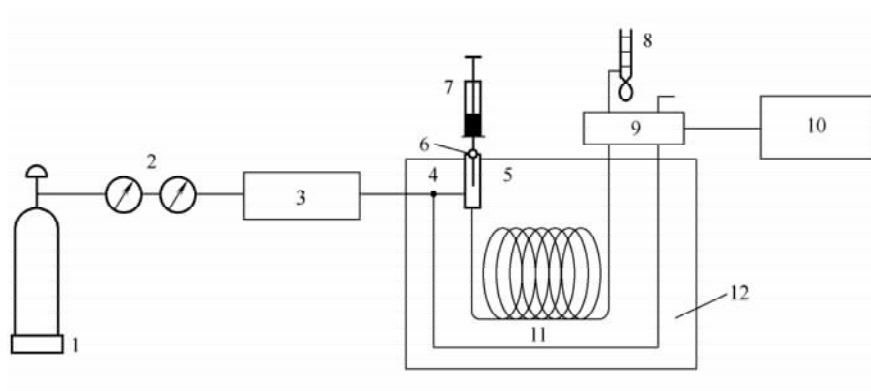


图 11-14 典型的气相色谱仪流程图

1—载气源 2—压力调节 3—流量调节器 4—分流器 5—进样器 6—隔膜 7—注射器
8—流量计 9—检测器 10—数据处理系统 11—色谱柱 12—色谱柱箱

表 11-18

色谱仪的组成

系统名称	构成	特点
载气系统	气源、净化器、测量	载气干燥纯净、流量稳定
进样系统	进样器、汽化室	试样在汽化室瞬间汽化, 填充柱的进样量一般为 $0.5 \sim 20 \mu\text{L}$
色谱柱和柱箱	温度控制试样分离装置	使用前必须在载气流中加热老化
检测系统	检测器、电源和控制装置	对分离出组分进行鉴定与测量
记录系统	放大器、记录仪、数据处理系统(计算机工作站)	对试样进行定性、定量分析

三、色谱分析技术在制浆造纸中的应用

我国造纸厂数量多，规模小，造纸原料大多就地取材，以马尾松、麦草、芦苇、龙须草、毛竹、蔗渣、芒秆等木材、非木材原料为主，这些木浆和非木浆纤维原料的制浆废水含有各类物质，成分多、结构复杂。由于制浆造纸过程连续且封闭，纸浆不断被迅速浓缩与稀释，所以对废水中这些物质的检测难度也相应地加大，普通的检测手段已无法应用。因此如何富集分离测定废水中痕量、复杂多组分的有机物已显得更加重要。对特定有机物的测定，主要方法有顶空气相色谱法（GB 11890—1989），液-液萃取气相色谱法（GB 8972—1988），吹扫捕集气相色谱法（国家环保总局推荐方法）等。上述方法操作简便、快速，受水样基本干扰小，具有较高的准确性和重现性。同时采用气相色谱柱分离，能较大程度地改善样品中其他组分的重叠干扰，进一步地提高了方法的灵敏度。

进行中浓纸浆次氯酸盐漂白或二氧化氯漂白，虽然与低浓漂白比其废水量少得多，但废水中仍然存在一定量的有机氯化物，包括五氯酚（PCP）。下面介绍针对五氯酚 PCP 这些痕量或超痕量物质的检测分析技术。

（一）几种气相色谱分析技术测定五氯酚（PCP）的原理介绍

1. 吹扫捕集气相色谱法（PTC 与 GC/ECD 联用）

PTC（Purge and Trap Concentration）气相色谱仪是由吹扫装置、捕集及解析系统组成。通过利用高纯氮气将废水样中 VOCS 连续吹脱出来，通过气流带入并吸附于捕集管中，待废水样中 VOCS 被全部吹脱出来后停止对废水样的吹脱并迅速加热捕集管，将捕集管中的 VOCS 热脱附出来，进入气相色谱仪，采用在线冷柱头进样，使加热脱附的 VOCS 冷凝浓缩，然后快速加热进样气相色谱。其检测流程如图 11-15 所示。



图 11-15 检测流程图

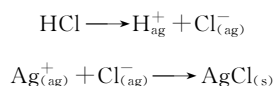
2. 液-液萃取气相色谱法

在酸性条件下，废水样中的五氯酚钠转化为五氯酚，用正己烷萃取，再用 0.1mol 的 Na_2CO_3 反萃取使五氯酚转化为五氯酚钠盐，进入碱性水溶液中，使五氯酚与水样中的氯代烃类和多氯联苯分离，消除干扰。再在碱性溶液中加入乙酸酐与五氯酚盐进行乙酰化反应。最后用正己烷萃取生成五氯苯乙酸酯，再进气相色谱，经过色谱检测分离后通过电子捕获检测器检测。

3. 液-液萃取—微电量滴定 EOX 法

液-液萃取如同上法最后均萃取出五氯苯乙酸酯，再进样有机氯测定仪测定，PCP

经过萃取、燃烧、分解转化为 HCl 后进入盛有 75% 乙酸电解池里，通过 I、R、A、C 等电极发生如下电化学反应



H^{+} 向上 pH 电极移动，而 Ag^{+} 量为 Cl^{-} 增加量，从而就可以得出 PCP 的含量。其分析流程如图 11-16 所示。

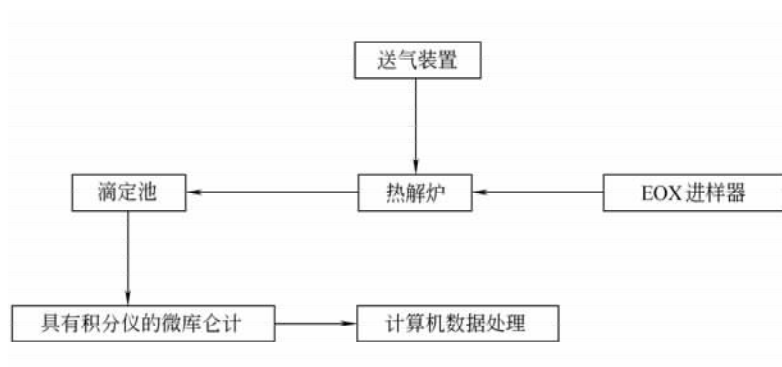


图 11-16 分析系统流程图

(二) 气相色谱分析技术测定五氯酚 (PCP) 的实验部分

1. 样品采集及预处理

对针叶木浆、苇浆、甘蔗渣浆三种不同浆料，其漂白工艺分别为传统 CEH 低浓漂白及中浓 OHP 漂白。从传统三段漂白的 C 段排污口水面下 5cm 处采集废水样；以及从中高浓制浆漂白新技术中的 H 段废水中取样。PCP 不稳定，在阳光直接照射下易分解，因此要用棕色玻璃瓶盛装。每 100mL 水样中，加 0.1mL 10% 硫酸溶液和 0.5g CuSO_4 ，用衬有聚四氟乙烯薄膜的反口橡皮塞封口，瓶内不得有气泡，水样采集置于暗处，在 4℃ 下保存并应尽快分析。

2. 实验仪器及试剂

(1) 仪器。美国 TEKMAR 公司的 3100 PTC (purage and Trap concentration) 吹扫捕集，美国 PE 公司的 GC/ECD 带有电子捕获 (放射源 ^{63}Ni) 检测器的气相色谱，美国 Thermo 公司的有机氯化物测定仪。

(2) 试剂。正己烷 (分析纯)；0.1mol Na_2CO_3 (优级纯)；浓 H_2SO_4 (优级纯)； NaOH (优级纯)；乙酸酐 (分析纯)；PCP (色谱纯)；五氯苯乙酯 (色谱纯)。

(3) 纯水。三蒸水。

3. 试验条件

(1) 吹扫捕集。吹扫时间 30min, 25min, 15min；捕集温度 35℃；解析温度 225℃；解析时间 2min, 4min, 6min；烘烤温度 220℃，烘烤时间 25min；吹扫气体为 N_2 ，吹扫速度 40m/min。

(2) 气相色谱条件。硬制玻璃填充柱，长 1.5m，内径 3mm，固定液 OV-17 (含苯基的聚甲基硅氧烷)，汽化温度 250℃，检测器温度 300℃。

表 11-19 采用三种不同方法测定三种不同原料造纸废水中 PCP 含量的结果一览表

浆类型	漂白方式	采样点	采样量 /mL	液-液萃取气相色谱法		吹扫捕集-气相色谱法		液-液萃取微量滴定法			
				取样品量 /mL	测定结果 /(mg/kg)	取样品量 /mL	吹扫时间 /min	解析时间 /min	测定结果 /(mg/kg)	取样品量 /mL	测定结果 /(mg/kg)
蔗渣浆	CEH	C 段出水口水 面下 5cm 处	50	5	0.150	25	30	2	0.150	5	0.155
								4/6	0.145/0.150		
								2	0.152		
				15	2	0.112					
				25	4/6	0.131/0.131					
		中浓技术 OHP	H 段废水	50		0	25	4	0	1	0
苇浆	CEH	C 段出水口水 面下 5cm 处	50	5	0.351	25	30	2	0.385	5	0.352
								4/6	0.452/0.484		
								2	0.490		
				25	4/6	0.435/0.435					
				15	2	0.255					
				25	4/6	0.282/0.338					
	中浓技术 OHP	H 段废水	50		0	25	4	0		0	
马尾松 木浆	CEH	C 段出水口水 面下 5cm 处	50	5	0.553	21	30	2	0.454	5	0.553
								4/6	0.510/0.511		
								2	0.420		
				25	4/6	0.520/0.520					
				15	2	0.321					
				25	4/6	0.388/0.389					
	中浓技术 OHP	H 段废水	50		0.002	25	4	0	5	0	

注：工艺 OHP 为中高浓制浆漂白工艺技术。

4. 实验结果

实验结果见表 11-19。

(三) 工作曲线与结果讨论

1. 工作曲线

(1) 取 PCP 用纯水配成浓度为 0.1、0.2、0.4、0.6mg/kg 的标准溶液，记录峰面积，制作工作曲线（见表 11-20 左及图 11-17）。

(2) 称取五氯苯乙酸酯 0.1157g，用正己烷溶解并稀释到 100mL，该溶液浓度相当于 1mg/mL，然后用正己烷稀释成浓度为 0.1、0.2、0.4、0.6mg/kg 的标准溶液，记录峰面积，制作工作曲线（见表 11-20 右及图 11-18）。

表 11-20 吹扫捕集—气相色谱法及液-液萃取—气相色谱法工作曲线

吹扫捕集—气相色谱法		R=0.9698	液-液萃取—气相色谱法		R=0.9847
浓度/(mg/kg)	峰面积		浓度/(mg/kg)	峰面积	
0	1.65×10^6	0	1.58×10^6		
0.1	2.96×10^6	0.1	2.90×10^6		
0.2	3.99×10^6	0.2	3.89×10^6		
0.4	5.38×10^6	0.4	5.40×10^6		
0.6	6.61×10^6	0.6	6.60×10^6		

(3) 微量滴定法的校准是采用特定的氯化物标准样来进行仪器的校准，不需要做工作曲线。

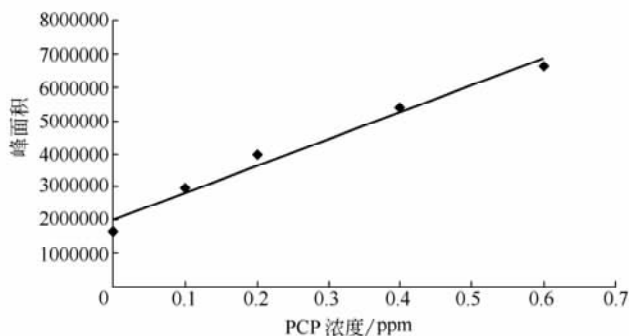


图 11-17 吹扫捕集—气相色谱法标准曲线

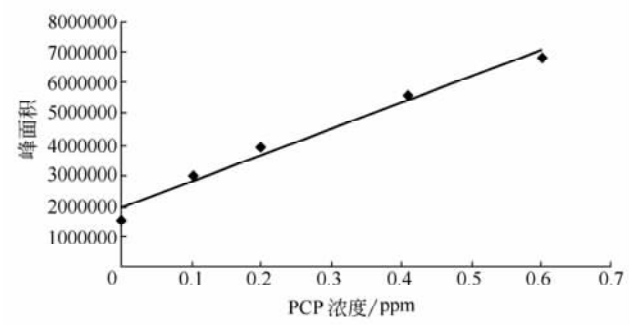


图 11-18 液-液萃取—气相色谱法标准曲线

2. 精密度、回收率及最低检出限比较

精密度、回收率及最低检出限比较见表 11-21。

表 11-21 三种检测方法的精密度、回收率及最低检出限比较

方 法	样品重复测试 4 次误差/%	回 收 率/%	最低检出限/($\mu\text{g/L}$)
吹扫捕集—气相色谱法	6	110(样品中 PCP 含量小于 $2\mu\text{g/L}$)	1.0
液-液萃取—气相色谱法	4	94.0(样品中 PCP 含量小于 $2\mu\text{g/L}$)	0.04
液-液萃取—微电量滴定法	9	91(样品中 PCP 含量小于 $20\mu\text{g/L}$)	1.0

3. 结果分析与讨论

(1) 吹扫捕集—气相色谱法测定中吹扫和解析是分析操作中最重要两个过程，因此对吹扫和解析时间进行正交实验，实验结果表明：吹扫时间以 25min 为宜，吹扫时间太短会因为吹扫不彻底而使结果偏低，吹扫时间太长会影响整个分析时间效率；解析时间以 4min 为宜。解析时间太短，例如 2min，会因解析不完全使结果偏低。吹扫捕集气相色谱法具有组分损失小、无溶剂污染、操作简单、快捷、方便等特点。此法不适用于不挥发或半挥发性组分，组分的挥发性越强采用此方法的效果会越好。

(2) 液-液萃取—气相色谱法，具有较高的准确性和重现性，检出限较低，精密度较高（见表 11-21），但萃取过程中会有组分损失，所以控制萃取的前处理过程中组分的损失是本方法的关键所在。

(3) 液-液萃取—微电量滴定 EOX 法，相对不挥发或半挥发性组分的测定具有较强的优势，此方法无需做工作曲线，简单快捷，能较大地改善样品中其他组分重叠干扰。

(4) 通过几种方法的测定结果可以看出：采用 CEH 三段漂白，造纸废水中 PCP 含量能够被检出，若不控制用氯量则会严重超标。CEH 漂白为传统的含氯漂白工艺，它的应用会对环境造成一定污染。因此研究中高浓制浆漂白新技术和造纸漂白废水中主要污染物的痕量分析都具有非常重大的现实意义。

在实际分析中，应根据组分含量的多少、物理化学性质的不同选择相应的分析方法。

第四节 电化学分析技术

一、电化学分析技术的原理

电化学分析是应用电化学的原理和实验技术建立的分析方法，它通常是将被分析的样品溶液构成化学电池（电解池或原电池），然后测量电池的某些参数（如两电极间的电位差，通过电解的电流或电量，电解质溶液的电阻等），利用某些参数与被测物质含量之间的关系进行定量分析。

电化学分析法基本原理是利用物质的电学和化学性质与特点来进行分析的方法。主要是将待测试样溶液制成一化学电池，通过电极这个传感器将被测物质的浓度转化为测定电池的电极电位、电流、电量和电导等电学参数，完成对待测组分的分析。电化学分

析法根据测定电池的物理量的不同又分为电位分析法、伏安分析法、电导分析法等。本节主要探讨电位分析及库仑分析技术。

(一) 电化学分析的分类

按测量参数分：电位法、电重量法、库仑法、伏安法、电导法，见表 11-22。

IUPAC 分类：不涉及双电层及电极反应，如电导分析及高频测定；涉及双电层，不涉及电极反应，如表面张力及非 Faraday 阻抗测定；涉及电极反应，如电位分析、电解分析、库仑分析、极谱和伏安分析。

1. 电分析法

电分析法是利用被测试样中离子浓度与电极电位之间的定量关系，通过测定在零电流条件下电池的电动势进行定量的方法。

电分析方法特点：①分析检测限低；②元素形态分析：如 Ce(III) 及 Ce(IV) 分析；③产生电信号，可直接测定。仪器简单、便宜；④多数情况可以得到化合物的活度而不只是浓度，在某些领域中比较活度大小比其浓度大小更有意义；⑤可得到许多有用的信息：界面电荷转移的化学计量学和速率、传质速率、吸附或化学吸附特性、化学反应的速率常数和平衡常数测定等。

2. 电位分析法

(1) 直接电位法。通过测定电池电动势，根据能斯特公式 [式 (11-11)] 直接计算待测组分的活度或浓度。

(2) 电位滴定法。利用滴定过程中电极电位的突变来指示滴定终点。根据滴定液到达终点时所消耗的体积计算出被测溶液的含量。

表 11-22 电化学分析的分类表

电化学分析的分类	电位分析法	直接电位法
	伏安分析法	电位滴定法
	电导分析法	

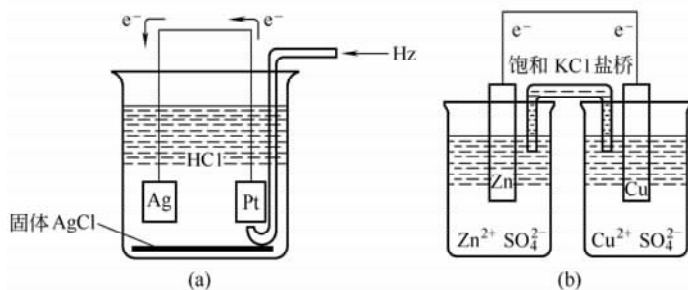


图 11-19 电化学电池

(a) 无液接原液电池 (b) 带盐桥的有液接电池

电化学电池由电极、溶液体系和外部导线所组成。两电极处于同一溶液中所构成的电池称为原液电池 [图 11-19 (a)]；两电极处于不同的溶液中而以盐桥连接，或者不同溶液之间以半透膜隔开，这样的电池称为有液接电池 [图 11-19 (b)]。凡发生还原反应的电极称为阴极

，凡发生氧化反应的电极称为阳极。阴阳两个电极反应组成电池总反应。形成一个完整的电化学电池时才能进行工作。

(二) 电化学分析的基本概念、组成及应用

1. 化学电池

- (1) 电解池——实现电化学反应的能量是由外电源供给的化学电池。
 (2) 原电池——电化学反应在电池内自发进行，并将化学能转变成电能的化学电池。

2. 电极电位

电极电位是指单个电极与其电解质溶液界面的相间电位。规定标准氢电极的电极电位在所有温度下都为零，标准氢电极与待测电极组成一个原电池，如此测出的电动势值即是待测电极的电位值，它表示被测电极得到电子即还原能力的大小，称为标准还原电位，也即标准电极电位。

3. 金属基电极

金属基电极是由金属与其离子溶液组成。金属基电极的共同特点是电极反应中有氧化还原反应发生。目前仅少数几个电极在电位滴定中用作指示电极和参比电极。

- (1) 金属与金属离子电极：应用于沉淀滴定、指示电极如：



(2) 金属与其难溶盐或该盐的阴离子组成的电极称为金属—金属难溶盐电极。如银—氯化银电极、 $[\text{Hg} \mid \text{Hg}_2\text{Cl}_2, \text{Cl}^-]$ ，在 Cl^- 浓度恒定时它的电极电位很稳定，常用作参比电极，但当 Cl^- 浓度变化时，它也可以作为指示电极使用，可以作为 Br^- 、 I^- 、 S^{2-} 的指示电极。应用于参比电极、指示电极。

(3) 金属与两种具有相同阴离子的难溶盐和其中一种盐的阳离子组成的平衡体系形成的电极。如配合滴定、指示电极等。

(4) 惰性金属（金、铂或碳）插入含有可溶性氧化态和还原态的均相溶液中所组成的电极为惰性金属电极或零类电极。

(5) 氧化还原指示电极：惰性金属不参加电极反应，仅起传导电子的作用。例如将铂丝插入含有 Fe^{3+} 和 Fe^{2+} 的溶液中即构成此类电极。

4. 一般电极

- (1) 指示电极：用于测定过程中溶液本体浓度不发生变化的体系的电极。
 (2) 辅助电极：除指示电极以外的其他电极均称作辅助电极。
 (3) 参比电极：提供标准电位的辅助电极称为参比电极。如标准氢电极、甘汞电极和银—氯化银电极，见图 11-20 和图 11-21。
 (4) 极化电极：电极电位完全随外加电压改变的电极。
 (5) 去极化电极：电极电位不随外加电压改变的电极。

(三) 电化学分析的常用公式

1. 电池电动势和标准电动势

- (1) 电动势用式 (11-9) 表示：

$$E = \varphi_{\text{右, 还原}} - \varphi_{\text{左, 还原}} \quad (11-9)$$

式中 E ——电动势

φ ——电极电位

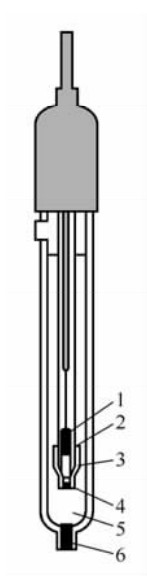


图 11-20 甘汞电极

- 1—汞 2—汞/氯化亚汞糊状物
3—浸入 3.8mol/L KCl 的绒填料
4—密封塞 5—3.8mol/L KCl
6—液体接界 (多孔陶瓷塞)

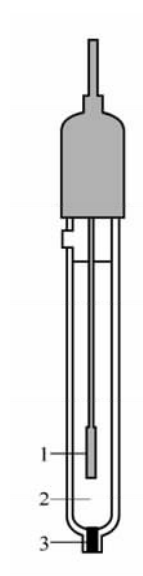


图 11-21 银—氯化银电极

- 1—银丝表面的氯化银涂层 2—AgCl
饱和的 3.8mol/L KCl
3—液体接界 (多孔陶瓷塞)

(2) 标准电动势用式 (11-10) 表示

$$E^{\ominus} = \varphi_{\text{右,还原}}^{\ominus} - \varphi_{\text{左,还原}}^{\ominus} \quad (11-10)$$

2. 能斯特方程

(1) 电极电位的能斯特方程由式 (11-11) 表示:

$$\varphi = \varphi^{\ominus} - \frac{0.0592}{Z} \lg \frac{a_{\text{R}}}{a_{\text{O}}} \quad (11-11)$$

式中, a 为离子活度或浓度。

(2) 电动势的能斯特方程由式 (11-12) 表示:

$$E = E^{\ominus} - \frac{0.0592}{Z} \lg \frac{(a_{\text{C}})^c (a_{\text{D}})^d}{(a_{\text{A}})^a (a_{\text{B}})^b} = E^{\ominus} - \frac{0.0592}{Z} \lg k_a^{\ominus} \quad (11-12)$$

式中, A、B、C、D 代表不同的离子。

3. 法拉第定律

法拉第经过实验总结了一条基本定律, 称法拉第定律, 它的数学表达式为

$$\frac{Q}{F} = \frac{m}{\frac{M}{Z}} \quad (11-13)$$

根据上式, 析出物质的质量 m 为

$$m = \frac{Q}{F} \times \frac{M}{Z} \quad (11-14)$$

式中 M ——摩尔质量

Q ——电量

F ——法拉第常量

Z ——电极反应中电子的计量系数

电解时消耗的电量 Q 按式 (11-15) 计算

$$Q = It \quad (11-15)$$

式中 I ——电流强度

t ——电解时间

若 1A 电流通过电解质溶液的时间为 1s, 其电量为 1C (1A=1C/s)。

(四) 库仑分析及电位滴定分析

1. 库仑分析技术

通过测量在电解过程中, 待测物发生氧化还原反应所消耗的电量为基础的电分析方法。该法不一定要求待测物在电极上沉积, 但要求电流效率为 100%。实现库仑分析的方式有恒电位库仑分析和恒电流库仑分析 (库仑滴定)。

(1) 基本原理及 Faraday 定律。以电解过程中消耗的电量对物质进行定量的方法, 称为库仑分析。

① 分析要求: 电极反应单纯, 电流效率 100% (电量全部消耗在待测物上)。

② 分析依据: Faraday 定律变化的物质的质量 m 与通过电解池的电量 Q 成正比, 即:

$$m = \frac{Q}{F} \times \frac{M}{Z} \quad (11-16)$$

其中 F 为 1mol 元电荷的电量, 称为 Faraday 常数 (96485C/mol); M 为物质的摩尔质量; Z 为电极反应中的电子得失数。

电量 Q 可由下式求得:

$$Q = It$$

库仑分析方式包括控制电位和控制电流库仑分析两种。

Q 电量大小用库仑计、积分仪和做图等方法测量。

① 库仑计测量: 在电路中串联一个用于测量电解中所耗电量的库仑计, 常用氢氧库仑计。标准状态下, 1F 电量产生 11200mL H_2 及 5600mL O_2 , 共 16800mL 混合气。即每库仑电量相当于 0.1741mL 氢氧混合气体, 设得到 V mL 混合气体, 则电量 $Q = V/0.1741$, 由 Faraday 定律得待测物的质量。

② 电子积分仪测量: 采用电子线路积分总电量 Q , 并直接由表头指示。

③ 做图法: 在恒电位库仑分析中, 电流随时间而衰减, 即

I_0 为初始电流值, K 为与电极面积、离子扩散系数、电解液体积和扩散层厚度有关的常数。电解消耗的电量 Q 可通过积分得到, 以 $\lg(It)$ 对 t 做图得一直线, 由截距求得 I_0 , 由斜率求得 K , 可求得电量 Q 。

不足: 由于电解时, 电流随时间减小, 电解时间较长, 电量测定不易。

(2) 库仑滴定特点 (与常规滴定分析相比)

共同点: 需终点指示、使用的反应都必须快速、完全且无副反应发生;

不同点: ①库仑滴定更灵敏 (比经典法低 1~2 数量级); ②不需标准液 (省去配

制、标定和贮存等过程)；③可以用不稳定滴定剂(如 Cl_2 ， Br_2 ， Ti^{3+})；④电流及时间可准确获得；⑤最主要的是可以进行微量库仑滴定(电流可变，通过电路积分求电量)。

2. 电位分析法

(1) 电位分析：通常是由指示电极、参比电极和待测溶液构成原电池，直接测量电池电动势，并利用能斯特公式来确定物质含量的方法。

(2) 分类：

① 直接电位法：测定原电池的电动势或电极电位，利用能斯特方程直接求出待测物质含量的方法。

② 电位滴定法：向试液中滴加可与被测物发生氧化还原反应的试剂，以电极电位的变化来确定滴定终点，根据滴定试剂的消耗量间接计算待测物含量的方法。

a. 电位滴定法基本原理。电位滴定法是以指示电极、参比电极和待测溶液组成化学电池，定量滴定待测液，通过测定电池电位发生突变的范围而指示滴定终点的方法。它不需要准确测量电极电位的绝对值，所以电极电位测定准确度对测定都没有太大影响，电位滴定还能进行连续滴定和自动电位滴定。滴定装置如图 11-22。适用于浑浊有色、带荧光的溶液以及非水介质和找不到合适指示剂测定的溶液。

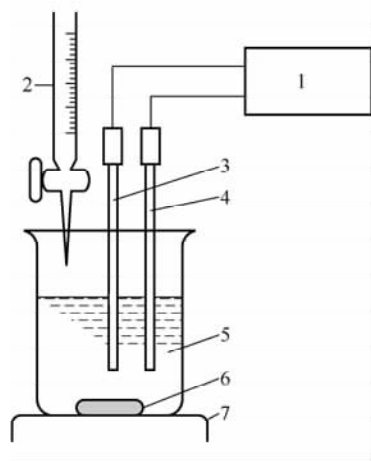


图 11-22 电位滴定装置

1—PH-mV 计 2—滴定管 3—指示电极 4—参比电极 5—试液 6—铁芯搅拌棒 7—电磁搅拌器

b. 滴定类型。可参阅表 11-23 选择滴定类型。

表 11-23 滴定类型表

滴定类型	指示电极	滴定方式
酸碱滴定	玻璃电极	酸滴定碱或碱滴定酸
氧化还原滴定	零电极(铂电极)	发生氧化还原反应的滴定
沉淀反应	银电极	硝酸银滴定卤素离子
	卤素离子选择电极	硝酸银滴定卤素离子
EDTA 络合滴定	汞电极	形成络合物的滴定

自动电位滴定仪有两种类型：一种是预先设定滴定终点，以恒定速度进行滴定，达滴定终点时自动停止；另一种是在记录仪上记录完整的滴定曲线，当滴定至终点以后，由计算机确定终点和终点滴定体积。

滴定曲线：以 pX (或电动势) 对滴定体积做图所绘制的曲线，称为滴定曲线。发生电位突变时所对应的体积即为终点时所消耗的滴定剂体积。

微分曲线：对上述滴定曲线微分或以 pX (或电动势) 对 DE/DV 做图所绘制的曲线，称微分曲线。终点时出现的尖峰所对应的体积为滴定体积。滴定曲线进行多次微分

而得到不同阶次的微分曲线，这些曲线均可用于滴定终点的指示。

滴定终点的确定：于含有浓度为 c_x 的试液加入浓度为 c_s 的待测物 X。随滴定剂的加入，X 的浓度渐渐降低 (c_5, c_4, c_3, c_2, c_1)，这相当于在标准加入法中，在样品中加入了一系列不同体积 V_s 的滴定剂。

以滴定剂体积对 $(V_s + V_x) 10E/S$ 做图，并将直线外延至与 V_s 相交于一点，该点即为滴定终点所对应的体积。

可见，Gran 做图法具有几个优点：①不需做出整个滴定曲线，只要做四五个点即可通过外推法确定终点；②可以克服当溶度积常数大或配合物稳定常数差时，滴定终点不明显、测量误差大的缺点；③如果使用 Gran 做图法，则不做进行繁杂的指数计算。

(五) 电位分析法的应用

电位分析法具有快速、准确、精密度高、仪器体积小、操作简单等优点。随着各类离子选择电极的不断发展，使电位分析法在各个领域的研究应用范围不断扩大。离子选择电极和参比电极组成化学电池，通过测定各种电学物理量来分析各种离子，和连续地测定流体和气体中化学物质的浓度，实现工业自动化和在线分析以及原位监测等。

在造纸工业生产中，常用 pH 玻璃电极和各种离子选择电极对工业循环用水的 pH、浊度以及水中的重金属离子和有机污染物进行在线监测。见图 11-23。

pH 的测定：以 pH 玻璃电极为指示电极、SCE 电极为参比电极，用 pH 计分别测定已知 pH 的缓冲液和待测液的电动势：

$$E_s = K + 2.303 \frac{RT}{F} \text{pH}_s \tag{11-17}$$

$$E_x = K + 2.303 \frac{RT}{F} \text{pH}_x \tag{11-18}$$

二式相减并整理，得 pH 实用定义：

$$\text{pH}_x = \text{pH}_s + \frac{2.303RT}{F} (E_x - E_s) \tag{11-19}$$

该式其实是标准曲线 (pH— ΔE 做图) 的一种，即两点校正方法。

定位：用已知 pH 的标准缓冲液 (pH_s) 校准校正曲线的截距。

温度校正：用 T 调整曲线的斜率。

影响准确度因素：① pH_s 的准确性；② 缓冲液与待测液基体接近的程度。

在实际分析工作中，若遇有色、浑浊溶液或找不到合适的指示剂，用普通滴定法测定非常困难时，电位滴定法就发挥了其优越性。

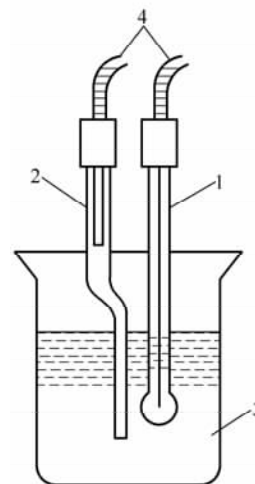


图 11-23 溶液 pH 的测定体系
1—玻璃电极 2—饱和甘汞电极
3—待测溶液 4—接 pH 计

二、电化学分析技术的应用

制浆过程的清洁生产，废水的治理是目前造纸与环境科技工作的重大任务。纸浆在低浓条件下氯漂白废水是制浆过程中较大的污染源之一。这里提到的氯漂白是指我国制浆厂还在采用的传统 CEH 三段漂白或 H 单段漂白。近几年来，国内外多次报道，已发现 CEH 三段漂白会产生有害化合物，已明确所生成的三氯甲烷对人体有致癌作用，饮水时对人的致死浓度为 20mg/L。除三氯甲烷外，还有很多有机氯化物，其中有近 40 种氯代酚，它们都是有毒污染物。另外，纸浆氯化时还产生二噁英和呋喃两个系列的有毒物质，二噁英已被公认为剧毒物质。更为关键的问题是，这些污染物又不易进行生化与非生化降解处理，降解难度大。2001 年我国颁布的《造纸工业水污染排放标准》首次作为参考指标把 AOX 列为限制排放之列，目前引起了相关造纸厂的高度重视。

纸浆漂白废水中 AOX 含量的测定

1. 测定原理及方法

纸浆漂白废水中 AOX 含量是采用目前国际上最先进的有机氯化物测定仪 (Themo Euroglas-ECS1200) 进行测定的。并按照国际权威机构 ASTM (the American Society of Testing and Materials) 和 EPA (the U. S. Environmental Protection Agency) 所提供的测定标准及方法进行测定。测定原理以废水中的有机卤化物通过活性炭吸附的电位滴定检测原理为依据。具体来说，有机卤化物经过吸附、过滤、燃烧、分解转化为卤化氢之后，进入盛有 75% 乙酸电解液的电解池里通过 I、R、A、C 等电极发生如下电化学反应：

$\text{HX} \rightarrow \text{H}(\text{aq})^+ + \text{X}(\text{aq})^-$, $\text{Ag}(\text{aq})^+ + \text{X}(\text{aq})^- \rightarrow \text{AgX}(\text{s})$, H^+ 向 Pt 电极 (阴极) 移动。而 Ag 电极上 Ag^+ 减少量即为 X^- 增加量，并将这个电信号产生的图谱根据法拉第定律进行如下积分：

$$n = \frac{1}{Nf} \int_0^t I dt \quad (11-20)$$

式中 n ——有机卤化物物质的量，mol

f ——法拉第电量单位，96487C/mol

N ——参与电极反应的电子数，这里 $N=1$

t ——滴定时间，s

I ——滴定时间的电流值， μA

实际上，通过积分后 $\int_0^t I dt = Q$

Q ——滴定时间内通过电极反应的电荷量，C

测定方法包括以下 3 个步骤：①利用 200~270 目活性炭微孔吸附作用，在摇床上低速振荡 30min，将废水中的有机卤化物充分吸附；②不可吸附的无机卤化物经过硝酸盐水溶液的清洗而被除去；③在 1000℃ 的高温下燃烧吸附了有机卤化物的活性炭，生成 HX，通过微电量滴定，测定至少含有 100ng 的 HX 的含量。根据实际测定及 ASTM

的建议，有机溴化物 (AOBr) 和有机碘化物 (AOI) 在制浆漂白废水中很少被发现，因此所研究的有机卤化物 (AOX) 实际上就是有机氯化物 (AOCl)。具体测定流程如图 11-24 所示。

2. 测定条件及结果

通过对不同漂白工艺的纸浆厂的考察，选定了 4 家有代表性的纸浆厂，不同时间内在其排污口采集了废水样，并进行了 AOX 的测定。

(1) 测定条件：样品处理：所有样品采集后均用玻璃器盛装，用 HNO₃ 溶液调节 pH 为 2，并保存于 2~4℃ 的冰箱内。样品采样时间的设定：每隔 5min 采集 1 个样，AOX 的测定值为 3 个样的平均值。

(2) 测定结果：不同纸浆厂不同漂白废水 AOX 的测定结果见表 11-24。

我国 2001 年颁发《造纸工业水污染排放标准》中的关于 AOX 允许排放量（作为参考指标）为 12mg/L（漂白木浆）及 9mg/L（非漂白木浆），若考虑最高允许排放废水量 220m³/t 浆（漂白木浆）、300m³/t 浆（漂白非木浆），则对应值为 2.6kg/t 浆（木浆）和 2.7kg/t 浆（非木浆）。由表 11-24 可以看出，若把颁布的 AOX 排放限量作为控制指标，那么采用 OHQP 及 C/DE₀P 漂白方式的两家纸浆厂的 AOX 排放量均已达标。虽然这个指标和国外发达国家的标准相比，仍有距离，但对于低浓 CEH 传统漂白，其 AOX 的排放量就远远超过我国颁布的参考指标，因此，就我国整个造纸行业来看，要全面实现 AOX 达标排放必须改革纸浆的漂白方法，把低浓 CEH 传统漂白方式改造为中高浓漂白，特别是无元素氯漂白或全无氯漂。

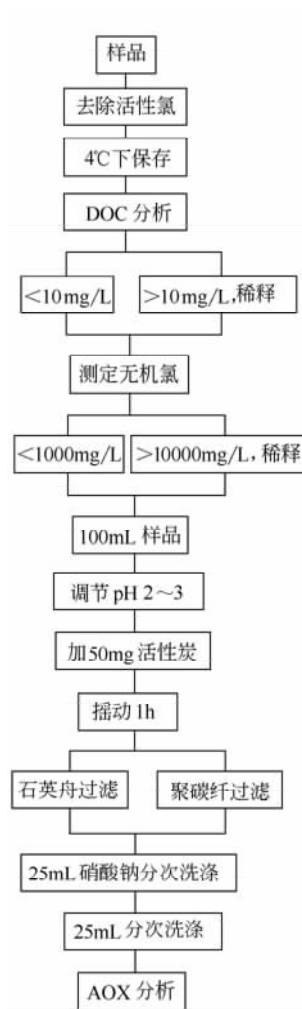


图 11-24 测定纸浆漂白废水中 AOX 含量的流程

表 11-24 不同纸浆厂不同漂白废水 AOX 的测定结果

原料	漂白程序	取样点	AOX 测定值/(mg/L)	AOX 排放量/(kg/t 浆)
苇浆	低浓漂白 CEH	总排污口	95	9.5
马尾松木浆	中浓技术 OHQP	H 段出口 MP	43.5	1.30
		段出口	21.7	0.64
木浆	中浓技术 C/DE ₀ P	总排污口	43	2.15
甘蔗渣浆	低浓漂白 CEH	C 段排污口	88	1.14
		E 段排污口	61	0.49
		H 段排污口	99	2.77

注：MP：添加了活化助剂的过氧化氢漂白，作为一段考虑；AOX 排放量 (kg/t 浆) = AOX 测定值 (mg/L) × 废水量(L/t 浆) × 10⁻³；废水量视每个纸浆厂具体情况而定；C/D 为 30/70。

第五节 废水中 COD、BOD、TOC、TOD 指标的在线测定

造纸废水中 COD、BOD、TOC、TOD 四种水体污染程度的评价指标除 TOD 之外,均属常规监测范畴。对各种检测方法本文不予细述,作者将各指标的多种不同的在线检测方法进行了归纳总结,其旨在使读者掌握国家标准检测方法的同时能根据不同的条件灵活应用其他检测手段。

1. COD 的检测方法

在线自动分析 COD 的方法有:①重铬酸钾消解—光度测定法;②重铬酸钾消解—库仑滴定法;③重铬酸钾—氧化还原滴定法,此法为国家标准法(GB 11914—1989);④UV法;⑤氢氧基及臭氧氧化—电化学测量法;⑥臭氧氧化—电化学测定法。

2. BOD 的检测方法

BOD 的分析方法有:①标准稀释法,此法为国家标准法(GB 7488—1987);②高温法;③活性污泥快速法;④减压式库仑法;⑤压力传感法;⑥微生物电极法;⑦坪台值法;⑧相关估算法。

各种测试方法因采用的手段不同,其所得结果的含义也不尽相同。目前在线 BOD 测定多采用压力法。压力法的原理是:使水样置于特制的玻璃培养瓶中。用瓶盖拧紧。瓶盖内置可以感测压力的压电传感器。瓶盖外表面有读数显示窗。瓶上空装有二氧化碳吸收剂 CaCO_3 或 Na_2CO_3 等,瓶内放有搅拌子。将瓶子放在磁力搅拌器上,整个培养期间连续搅拌。在密闭的培养瓶中,水样中的微生物分解有机物,消耗水中溶解氧,培养瓶内液面上空的氧,会不断溶解,进入水样,所产生的二氧化碳被吸收剂吸收后,瓶内的氧分压和总气压下降,下降的量,由压力计记录,转换成电讯号,并自动改为 BOD 值。每天可由瓶盖外侧的数字显示器,读取数据。5d 后读数即为培养瓶内水样的 BOD_5 值。

3. TOC 的检测方法

TOC 在线分析主要分析方法有:①高温燃烧氧化非分散红外光度—NDIR 法为国家标准法(GB 13193—1991);②UV 催化—过硫酸盐氧化—NDIR 法;③UV—过硫酸盐氧化—离子选择电极法(ISE);④加热—过硫酸盐氧化—NDIR 法;⑤UV—TOC 分析法。

4. TOD 的检测方法

在线分析的主要方法是燃烧氧化—电极法,目前国内仍未制定出相关标准。其测定原理是:将水样与含一定量氧气的惰性气体(氮气),一起送入装有铂催化的高温燃烧器(900℃)中。还原性物质在 900℃ 温度下,被瞬间燃烧氧化。测定惰性气体中氧气浓度,根据氧的减少量,即可求得水样的 TOD 值。

参 考 文 献

[1] 田丹碧编著. 仪器分析. 北京:化学工业出版社, 2005

-
- [2] 周先碗, 胡晓倩编. 生物化学仪器分析与实验技术. 北京: 化学工业出版社, 2002
- [3] 沈一丁. 造纸化学品. 北京: 化学工业出版社, 2004
- [4] 谭仁祥主编. 植物成分分析. 北京: 科学出版社, 2002
- [5] 石淑兰, 何福望主编. 制浆造纸分析与检测. 北京: 中国轻工业出版社, 2003
- [6] B. L. 布朗宁著, 雷金选译. 纸的分析. 北京: 轻工业出版社, 1975
- [7] 北京造纸研究所编. 造纸工业化学分析. 北京: 轻工业出版社, 1982
- [8] DX-120 CHROMATOGRAPH OPERATOR' S MANUAL. 1998 Dionex Corporation.
- [9] USER MANUALV. 3.0 SEPTEMBER 2001
- [10] UV WinLab Guide For use with Lambda40
- [11] 国家环保总局编. 水和废水监测分析方法. 2002年12月第四版
- [12] 田英姿, 陈克复等. 造纸废水中痕量组分的分析. 中国造纸学报, 2004 (2), 142
- [13] 田英姿, 陈克复等. 控制 AOX 生成量. 中国造纸, 2003 (5), 37
- [14] User Manual TEKMAR 3100 PURGE AND TRAP CONCENTRATOR
- [15] EPA. method study 32: Method 450. 1
- [16] Particle Size Measurement: T. Allen, Chapman&-Hall 4th Edition 1992. ISBN0412 35070