



GAODENG XUEXIAO ZHUANYE JIAOCAI

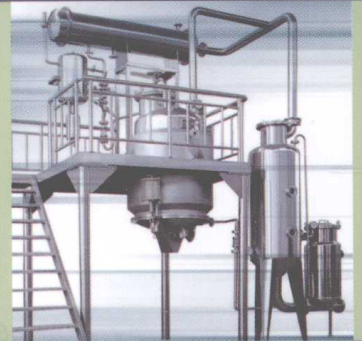
· 高等学校专业教材 ·

生物工程设备

(第二版)

梁世中 主编

BIOENGINEERING EQUIPMENT
(2ND EDITION)



中国轻工业出版社



GAODENG XUEXIAO ZHUANYE JIAOCAI

• 高等学校专业教材 •

生物工程设备

(第二版)

BIOENGINEERING EQUIPMENT (2ND EDITION)

上架建议：生物工程

ISBN 978-7-5019-7643-0



9 787501 976430 >

定价：60.00元

高等学校专业教材

生物工程设备（第二版）

梁世中

主编

陈 合	谭国民	王平诸	
吴振强	浦跃武	郑穗平	编著
王菊芳	朱明军	梁世中	

 中国轻工业出版社

图书在版编目 (CIP) 数据

生物工程设备/梁世中主编. —2 版. —北京: 中国轻工业出版社, 2011. 1

高等学校专业教材

ISBN 978-7-5019-7643-0

I. ①生… II. ①梁… III. ①生物工程—设备—高等学校—教材 IV. ①Q81

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2010) 第 089141 号

责任编辑: 张 靓 江 娟 责任终审: 孟寿萱 封面设计: 锋尚设计
版式设计: 王超男 责任校对: 李 靖 责任监印: 马金路

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: 三河市世纪兴源印刷有限公司

经 销: 各地新华书店

版 次: 2011 年 1 月第 2 版第 1 次印刷

开 本: 787×1092 1/16 印张: 37

字 数: 866 千字

书 号: ISBN 978-7-5019-7643-0 定价: 60.00 元

邮购电话: 010-65241695 传真: 65128352

发行电话: 010-85119835 85119793 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邮购联系调换

060828J1X201ZBW

第二版前言

现代生物技术的发展,已经成为人类彻底认识与改造自然界,克服自身所面临的人口膨胀、粮食短缺、环境污染、疾病危害、能源和资源短缺、生态平衡破坏等一系列重大问题的可靠手段和工具。世界各主要经济强国都把生物技术确定为 21 世纪经济与科技发展的关键技术,生物经济正在成为继信息产业之后知识经济的新代表。

生物工程技术是当今最活跃、发展最迅速的、最重要的工程技术之一,在解决粮食安全、提高人类健康水平、促进绿色制造、改善资源环境、缓解能源压力、保障国家安全等领域有着举足轻重的作用。生物技术以基因工程为先导,结合发酵工程、酶工程和生化工程等工程技术,构成了现代生物技术。生物工程设备则是生物工程技术 and 化学工程与设备交叉的结合体。

纵观国内外,有关生物工程设备的著作与教材甚少。其中,我国出版的有关教材只有寥寥数本,其中的代表作就是 20 世纪 70 年代末出版的由高孔荣教授主编的《发酵工程设备》,后于 1991 年改名为《发酵设备》。21 世纪初,全国生物工程(原来称发酵工程)教学指导小组与中国轻工业出版社决定组织编写《生物工程设备》,经华南理工大学、天津科技大学、西北科技大学等单位的有关教授通力合作,于 2002 年初由中国轻工业出版社在全国发行,受到了广大读者的好评。但生物工程技术发展一日千里,近几年来相应的生物发酵工程技术与设备又有新的发展进步。为此决定修订本教材,删除了过时的或繁琐的章节内容,增加了先进的技术、设备介绍,第二版增加了生物工程工厂能源与动力设备、生物工程工厂清洁生产两章,使本教材更具科学性和实用性。希望能更好地满足生物工程、生物技术以及制药工程、食品科学与工程、化学工程与工艺等有相关专业的师生参考与学习的需求,当然,本教材也可供从事生物工程技术及相关领域的研究生、科技工作者和工程技术人员参考应用。

本教材分成三篇共 16 章,各章的编写具体分工为:天津科技大学谭国民编写第二篇第一章和第六章;陕西科技大学陈合编写第二篇第二章、第三章和第五章;河南工业大学王平诸编写第二篇第四章;华南理工大学吴振强编写第一篇第一章和第三篇第三章,浦跃武编写第一篇第三章和第三篇第四章,郑穗平编写第一篇第四章,王菊芳编写第三篇第一章,朱明军编写第一篇第五章和第三篇第二章,梁世中编写第一篇第二章和第六章,并担任全书的主编。

本书的修编,得到中国轻工业出版社等及有关部门的领导、专家和编审人员的支持,几位作者部分的研究生参加了资料查阅整理、图表制作和打印等工作,在此一并致以衷心的感谢。

由于作者水平和经验有限,书中难免存在错漏和不足之处,敬请读者批评指正。

第一版前言

生物技术是当今最活跃、发展最迅速的、最重要的科学技术之一，在工农业生产、医药工业及环境保护等国民经济领域有着举足轻重的作用。生物技术以基因工程为先导，结合发酵工程、酶工程和生化工程等工程技术，构成了现代生物技术。生物工程设备则是生物工程技术和化学工程与设备交叉的结合体。

纵观国内外，有关生物工程设备的著作与教材甚少。其中，我国出版的有关教材只有寥寥数本，其中的代表就是 20 世纪 70 年代末出版的由高孔荣教授主编的《发酵工程设备》，该书经修编后于 1991 年面世，改名为《发酵设备》。但近十多年来，生物工程技术无论从深度和广度都已有举世公认的众多成就与发展，相应的生物发酵工程原理与设备也取得长足的进步。为了使生物工程技术有关专业的师生有一本较系统的有关生物工程原理和典型设备的教材参考与学习，全国生物工程（原来称发酵工程）教学指导小组与中国轻工业出版社决定组织编写此书。当然，本教材也可供从事生物工程技术及相关领域的科技工作者和工程技术人员参考应用。

全书分成三篇共 17 章，华南理工大学梁世中主编。各章的编写具体分工为：天津轻工业学院孙连贵编写第二篇第一章和第六章，第三篇第三章；西北轻工业学院陈合编写第二篇第二章、第三章和第五章、第三篇第四章；华南理工大学梁世中编写绪论、第一篇第二章、第五章和第六章，第三篇的第一章和第二章；华南理工大学吴振强编写第一篇第一章，浦跃武编写第一篇第三章和第二篇第四章，华南理工大学郑穗平编写第一篇第四章。

由于我们的水平和经验有限，加之可参考的国内外有关生物工程设备的教材极少，故书中错漏和不足之处敬请读者批评指正。

本书的编写，得到全国生物工程教学指导小组、中国轻工业出版社等单位及有关领导、专家和编审人员的支持，得到广东省政府科研基金的资助；承蒙高孔荣教授审阅全书并提出宝贵的补充修改意见。在此致以衷心的感谢。但遗憾的是，在本书出版之前，高孔荣教授已不幸辞世，在此寄予深切的悼念和哀思！

目 录

第一篇 生物反应器

第一章 生物反应器设计基础	(1)
第一节 生物反应器的化学计量基础	(2)
第二节 生物反应器的生物学基础	(4)
第三节 生物反应器的质量传递	(14)
第四节 生物反应器的热量传递	(20)
第五节 生物反应器的剪切力问题	(23)
第二章 通气发酵设备	(30)
第一节 机械搅拌通气发酵罐	(30)
第二节 气升式发酵罐	(51)
第三节 自吸式发酵罐	(54)
第四节 通气固相发酵设备	(60)
第五节 其他类型的通气发酵反应器简介	(62)
第三章 嫌气发酵设备	(66)
第一节 酒精发酵设备	(66)
第二节 啤酒发酵设备	(73)
第三节 连续发酵	(89)
第四章 植物细胞(组织)和动物细胞培养反应器	(97)
第一节 植物细胞(组织)培养反应器	(97)
第二节 动物细胞培养反应器	(106)
第三节 微藻培养反应器	(120)
第五章 生物反应器的检测及控制	(126)
第一节 生化过程主要检测的参变量	(126)
第二节 生化过程常用检测方法及仪器	(130)
第三节 生物传感器的研究开发与应用	(141)
第四节 生化过程控制概论	(155)
第六章 生物反应器的比拟放大	(161)
第一节 生物反应器的放大目的及方法	(161)
第二节 通气发酵罐的放大设计	(169)

第二篇 生物反应物料处理及产物分离纯化设备

第一章 物料处理与培养基制备	(186)
第一节 固体物料的处理与粉碎设备	(186)

第二节	液体培养基的制备及灭菌设备	(200)
第二章	过滤、离心与膜分离设备	(222)
第一节	过滤速度的强化	(222)
第二节	过滤设备	(229)
第三节	离心分离设备	(240)
第四节	膜分离设备	(250)
第三章	萃取与色谱分离设备	(261)
第一节	萃取分离方法及设备	(261)
第二节	离子交换分离原理及设备	(278)
第三节	吸附分离方法及设备	(290)
第四节	色谱分离方法及设备	(296)
第四章	蒸发与结晶设备	(304)
第一节	常压与真空蒸发设备	(304)
第二节	结晶设备	(320)
第五章	干燥设备	(333)
第一节	物料干燥过程及生物制品干燥的特点	(333)
第二节	非绝热干燥设备	(337)
第三节	绝热干燥设备	(345)
第四节	冷冻干燥及其他干燥设备	(361)
第六章	蒸馏设备	(369)
第一节	蒸馏分离提纯原理	(369)
第二节	酒精蒸馏流程	(373)
第三节	粗馏塔	(375)
第四节	精馏塔	(385)

第三篇 辅助系统设备和清洁生产

第一章	空气净化除菌与空气调节	(402)
第一节	空气净化除菌的方法与原理	(402)
第二节	空气介质过滤除菌设备及计算	(408)
第三节	生物工业生产的空气调节	(430)
第二章	设备和管道的清洗与杀菌	(441)
第一节	生物工业加工设备和管道的清洗与杀菌的目的和意义	(441)
第二节	常用清洗剂、清洗方法及设备	(443)
第三节	设备及管路的杀菌	(451)
第四节	方便清洗消毒的设备及管路管件的设计	(459)
第三章	生物工程工厂能源与动力设备	(463)
第一节	生物工程工厂供水系统	(463)
第二节	生物工程工厂供电系统	(476)
第三节	发酵工厂洁净蒸汽系统设备	(484)

第四节	发酵工厂洁净制冷系统设备·····	(494)
第四章	生物工程工厂清洁生产·····	(507)
第一节	清洁生产概述·····	(507)
第二节	清洁生产中节能节水方案实施·····	(512)
第三节	废液处理·····	(524)
第四节	固体废物处理·····	(542)
第五节	废弃资源的综合利用·····	(553)
第六节	生物工程工厂清洁生产示例·····	(557)
附录	·····	(572)

第一篇 生物反应器

第一章 生物反应器设计基础

生物反应器 (bioreactor) 是指以活细胞或酶为生物催化剂进行细胞增殖或生化反应提供适宜环境的设备, 可分为细胞反应器和酶反应器两大类。生物反应器种类很多, 已广泛用于发酵食品、药品、环保等方面。从生物反应过程说, 发酵过程用的反应器称为发酵罐; 酶反应过程用的反应器则称为酶反应器。另一些专为动植物细胞大量培养用的生物反应器, 专称为动植物细胞培养装置。生物反应器中的物质、能量和热量转换与反应器的结构和内部装置密切相关, 换句话说, 生物反应器的结构对生物反应的产品质量、收率 (转化率) 和能耗起到关键作用。与化学反应器的主要不同点是生物 (酶除外) 反应都以“自催化”方式进行, 即在目的产物生成的过程中生物自身要生长繁殖。因此, 生物反应器的设计必须以生物体为中心, 这就要求设计者既要有化学工程的知识, 又要有生物学的基础。设计工程师除了考虑反应器的传质、传热等性能以外, 还需要选择适宜的生物催化剂, 这包括了解产物在生物反应的哪一阶段大量生成、适宜的 pH 和温度, 是否好氧和易受杂菌污染等; 生物体是活体, 生长过程可能受到剪切力影响, 也可能发生凝聚成为颗粒, 或因自身产气或受通气影响而漂浮于液面; 材料的选择能确保无菌操作的设计; 检验与控制装置的可靠性、安全性、经济性等。总之, 生物反应器的设计原理是基于强化传质、传热等操作, 将生物体活性控制在最佳条件, 降低总的操作费用。

生物反应器的设计也因反应的目的不同而有所区别。生物反应的目的可归纳为几种: 一是生产细胞, 二是收集细胞的代谢产物, 三是直接用酶催化得到所需产物。最初的生物反应器主要是用于微生物的培养或发酵, 随着生物技术的不断深入和发展, 它已被广泛用于动植物细胞培养、组织培养、酶反应等场合。

因此, 实际应用的生物反应器根据细胞或组织生长代谢要求、生物反应的目的等不同可以有很大变化, 总的来说可归纳为以下几类:

1. 提供厌氧或好氧条件的反应器

厌气生物反应器——发酵过程不需要通入氧气或空气, 有时可能通入二氧化碳或氮气等惰性气体以保持罐内正压, 防止染菌, 以及提高厌氧控制水平。此类反应器有酒精发酵罐、啤酒发酵罐、沼气发酵罐 (池)、双歧杆菌厌氧反应器等。

通气生物反应器——又可分为搅拌式、气升式、自吸式等。前两者需要在反应过程中通入氧气或空气, 后者则可自行吸入空气满足反应要求。搅拌式反应器靠搅拌器提供动力

使物料循环、混合，气升式则以通入的空气上升而产生动力，自吸式反应器是利用特殊搅拌叶轮在搅拌过程中产生真空从而将空气吸入反应器内，毋须另外供气。

2. 提供光合作用条件的反应器

光照生物反应器——反应器壳体部分或全部采用透明材料，以便光可照射到反应物料，进行光合作用反应。一般配有照射光源，白天可直接利用太阳光。

3. 提供细胞或酶附着生长条件的反应器

膜生物反应器——反应器内安装适当的部件作为生物膜的附着体，或者用超滤膜（如中空纤维等）将细胞控制在某一区域内进行反应。

另外，根据反应器的结构形式不同又可分为罐式、管式、塔式、池式、固定床式、流化床式生物反应器等；根据物料混合方式可分为非循环式、内循环式和外循环式生物反应器等。

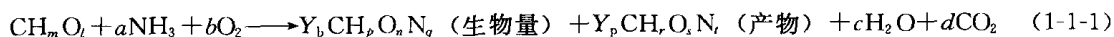
不管什么形式的生物反应器，只要掌握了基本设计方法，设计过程基本一样，以下对有关的基础知识进行介绍。

第一节 生物反应器的化学计量基础

化学计量是反应器设计的关键之一，它为过程中使用的介质的合理设计提供基本数据。反应器内发生的反应过程的产率可根据质量守恒定律和能量守恒定律推导的公式进行计算，前者为化学计量法，后者为热力学法。

通常化学反应的过程基本是固定的，人们可列出完整精确的质量和能量衡算式。但生物反应与一般化学反应有着显著差别，首先是生物反应存在着活细胞，在反应中可以将它看作催化剂；其次，由于细胞是生长着的，它对营养有一定的要求，使得参与反应的成分很多；第三是生物反应的途径通常不是单一的，反应过程也往往伴随着生成代谢产物的反应，它受到众多环境因素的影响。因此，在利用质量及能量守恒定律时，它们之间的关系将变得更为复杂，必须加上对过程动力学的深入理解，才能很好地进行生物反应器的设计，而化学计量及热力学则可构成生物反应器、生化过程的上游与下游产物分离纯化之间的联系。

生化反应含有大量不定因素，不可能对复杂培养基的每一个成分进行跟踪，而只能识别部分产物，而且培养过程细胞活性也会随生长阶段而变化。进行化学计算之前，必须先列出生化反应的方程，下面总方程给出了单一碳源、氮源、氧以及生物量、产物生成（包括水和CO₂）的关系式，细胞、基质、产物定义为采用单一碳源化学表达式，并认为只有一种产物，则化学平衡式可表示为：



这里Y_b、Y_p分别是生物量（biomass）和产物（product）相对单位碳源量的产率，氮和氧的需求量分别用系数a和b表示，所产生的水和CO₂量分别用系数c和d表示。所有这些参数通过基本守恒关系以有机方式关联，由于假定只有一种碳源进入生化反应，碳源平衡式为：

$$1 = Y_b + Y_p + d \quad (1-1-2)$$

氮、氧、氢的平衡式分别为：

$$a = qY_b + tY_p \quad (1-1-3)$$

$$l + 2b = nY_b + sY_p + c + 2d \quad (1-1-4)$$

$$m + 3a = pY_b + rY_p + 2c \quad (1-1-5)$$

上面 $l \sim t$ 分别来自式 (1-1-1) 中各分子式元素的下标值。这表明, 如果知道得率, 所需要的氮量和氧量, 以及所产生的 CO_2 和水都可由这些方程算出。同样, 通过进气、排气和氮消耗量的测量有助于确定得率。

基质及产物的还原度可用于列出有效的电子平衡方程, 建立附加关系式。另外, ATP 的形成与产率密切相关。生物量直接与生成能量的基质降解所产生的 ATP 成比例, 但对这一结论的实际开发必须知道准确的催化途径。

大量的证据显示, 相对基质的得率取决于比生长速率 μ 。这种现象可用维持进行解析, 它是变性蛋白的变换、保持最佳的胞内 pH、抗衡通过细胞膜的泄露的主动运输、无用的循环及运动所需要的能量。从热力学角度看, 维持的概念是非常适当的。它是在保持细胞一个有序状态、补偿系统中熵的产生、避免造成细胞死亡的平衡状态中消耗的能量。假设生成能量的基质部分与生长相关 (所消耗的基质用于生物量的产生), 部分与生长无关, 而是取决于当前系统中存在的生物量大小 (基质提供维持的能量)。下面是不同的近似方法, 将两项均列入方程, 可以认为是对维持的定义:

$$\frac{1}{Y_{xs}} = \frac{1}{Y_{xs}^{\max}} + \frac{m_s}{\mu} \quad (1-1-6)$$

式中 Y_{xs} —— 生物量对基质的得率

Y_{xs}^{\max} —— 得率最大值

m_s —— 维持系数

μ —— 比生长速率

方程显示生物量对基质的得率 (Y_{xs}) 随反应速率的增加而增加, 如果忽略右边第二项, 得率将为最大值 Y_{xs}^{\max} 。应该记住, Y_{xs} 是实验中观察到的细胞质量浓度增加值与基质浓度消耗值的比率, 而 Y_{xs}^{\max} 只是一个模型参数。

如果方程中两项乘以 μ , 可以得到下面表达式, 有时称为基质消耗的线性方程:

$$q_s = \mu/Y_{xs}^{\max} + m_s \quad (1-1-7)$$

式中 q_s —— 基质比消耗速率。系指单位生物量在单位时间内消耗营养物质的量。它表示细胞对营养物质利用的速率或效率。在比较不同微生物的发酵效率上这个参数很有用

有人提出一个概括性的线性方程, 表达具有产物产生情况下的生物量生长:

$$q_s = \mu/Y_{xs}^{\max} + q_p/Y_{xs}^{\max} + m_s \quad (1-1-8)$$

式中 q_p —— 产物比生成速率, 即 $q_p = (dP/dt) / X$ 。系指单位生物量在单位时间内合成产物的量, 它表示细胞合成产物的速度或能力, 可以作为判断微生物合成代谢产物的效率

基质和氧消耗的线性方程是反应器设计的重要工具。速率可以被预测, 而培养过程得率系数的改变就可以用比生长速率的函数建立模型。

上述线性方程 (1-1-7) 显示基质消耗用于两个独立反应, 因此不能用方程 (1-1-1) 所列的简单组合完全表达, 另一方面, 它又是人们所希望能做到的。如果不同生长阶段的定义是指培养进程中合成/分解代谢途径所发生改变, 则有理由相信化学计量也发生改变, 新的

产物可能出现。不可能期望用相同的化学计量关系在整个生长和产物形成过程中都有效, 分析表明它只有在化学计量系数不发生改变时才有效。尽管它明显缺乏普遍性, 但它在工业操作范围内表现得相当准确, 因此从工程实际的观点看, 它对反应器设计是非常有用的。

第二节 生物反应器的生物学基础

为了完成生物反应器的设计和优化, 必须首先确定生物量、基质及产物浓度的变化速率、细胞生长、细胞数分布、产物合成、基质消耗等数据对运行情况的预报、控制及系统优化等都是必须的。了解环境参数(如 pH、温度、化学成分等)如何影响系统的动力学是十分重要的。在某些情况下, 利用简单模型就足以进行系统设计。但是, 在另一些场合, 采用结构模型和隔离模型将更具优势。在通过诱导和抑制描述酶合成时就是这种情况, 建立详细的代谢途径模型可用于克服代谢的瓶颈, 建立重组细胞的模型解释质粒稳定性, 建立哺乳动物细胞的模型区分细胞总数中的活细胞数, 甚至可以建立细胞分布模型解释培养过程中的产物分布, 建立植物细胞培养模型报告细胞存活率及其对二次代谢物产生的影响。

一、细胞数动力学

由于细胞反应器内整个过程是由细胞驱动, 系统的分类自然集中于细胞的生长速率与所有其他速率的关系问题。下面将主要讨论建立细胞生长动力学模型的方法。

细胞在分批培养中的生长, 正如它们在自然界及大多数工业过程中一样, 通常都被分成一系列阶段: 接种后的停滞期、对数生长期(细胞数及生物量对特定的基质的比生长速率为最大值)、减速期、平衡期和衰退期。图 1-1-1 给出了一条典型的生长曲线, 分别比较了光密度测量法、粒子计数器法及平板培养法的观察结果。该图揭示了不同测量方法得到的生物量增加量有所不同。

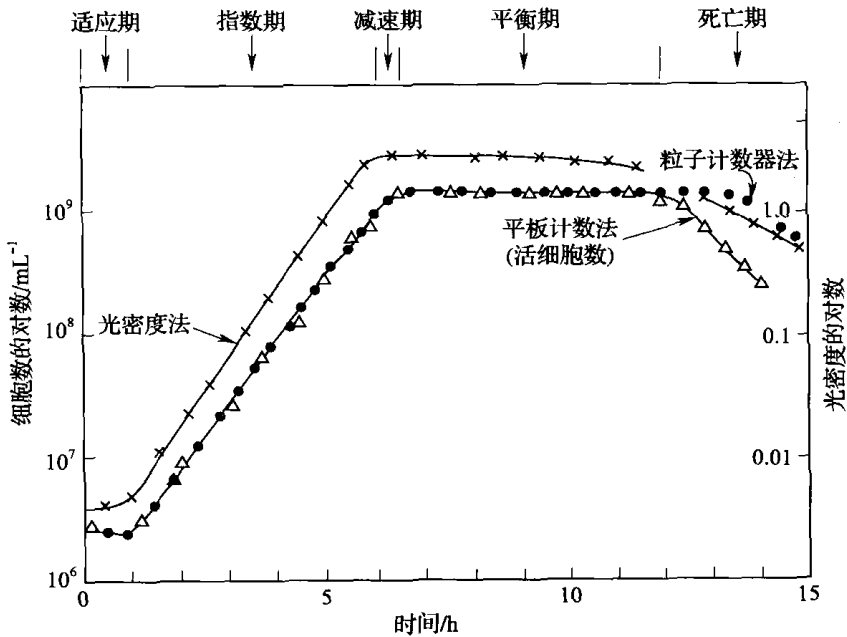


图 1-1-1 典型的细菌生长曲线

图 1-1-1 所示的曲线描述了一个既没有产物抑制又没有传递抑制的细菌培养过程记录。但实际上抑制是存在的，前一种抑制方式是因产物浓度对生长率产生的抑制，后一种抑制方式则是由传递现象产生的抑制，如由必需基质耗尽导致的抑制，生长率随着限制基质的减少而降低，当这种营养物质耗尽，细胞将转向利用另一种可能的营养物质（如碳源），直至所有有用的营养物质被全部耗尽，生长将完全停止。另一方面，传递抑制通常与外部现象有关，取决于过程的最大速率。可看到的结果是以一定速率的稳定生长，它在一个相当宽的生物量和基质浓度范围内保持恒定，并低于在特定基质下潜在的最大细胞生长速率。只要条件不变，这一速率将维持恒定。最后，其中一种基质被消耗到某一水平，使生长速率与限制传递过程的速率可能在相同范围内。当到达基质限制水平，生长速率将开始下降，直至最后停止。典型的例子是藻类生长过程中的光抑制。生物量将以一个恒定速率减少，该速率取决于光子（proton）吸收速率，直至氮源成为限制物。氧的传递限制也有类似的情况，通过增加通气率，可以消除线性生长期，而出现具有高生长率的传统对数生长期。当过程的速率由一种基质的流加速率控制时，这些例子就相当于流加式分批培养操作的情况。

如果培养基向微生物的传递速率是由扩散所控制，则在密闭的分批系统中有时也可能出现传递抑制。在这种情况下，质量传递是所传递的主要成分浓度的函数，在指数生长期（图 1-1-1），对于特定的基质，细胞数以最大的比生长速率增长。生物量的增加用细胞量或细胞数的倍增时间 t_d 来表示，它是一个常数，则生物量生长速率为：

$$dX/dt = \mu X \quad (1-1-9)$$

式中 μ ——比生长速率， h^{-1}

X ——生物量浓度，以 g/L 表示

t ——生长时间，h

该方程也可以改写成以每升细胞数 N （个/L）表示的方式，即细胞数增长速率：

$$dN/dt = \mu N \quad (1-1-10)$$

这里假设 N 与 X 成正比。

对方程（1-1-9）取积分，并将零时的生物量浓度称为 X_0 ，则：

$$\ln(X/X_0) = \mu t \quad (1-1-11)$$

因此倍增时间 t_d （即 $X/X_0 = 2$ 时的时间 t ）是：

$$t_d = \ln 2 / \mu \quad (1-1-12)$$

这一简单模型对细菌及酵母大部分是正确的。当用霉菌（线性生长代替指数生长）和哺乳动物细胞（细胞数增加而非以 g/L 计算的生物量）将有所不同。

[例题] 某微生物的 $\mu = 0.125 h^{-1}$ ，求 t_d 。

解： $t_d = \ln 2 / \mu = 0.693 / 0.125 = 5.544 h$

二、生长动力学方程

1. 无抑制的细胞生长动力学——Monod 方程

现代细胞生长动力学的奠基人 Monod 在 1942 年指出，在培养基中无抑制剂存在的情况下，如果是由于基质耗尽而出现减速生长，细胞的比生长速率与限制性基质浓度的关系可用下式表示：

$$\mu = \mu_{\max} S / (K_s + S) \quad (1-1-13)$$

式中 μ_{\max} ——在特定基质下最大比生长速率

K_s ——饱和常数 (g/L), 其值为此系统比生长速率达到的最大值的一半 (即 $\mu_{\max}/2$) 时的基质浓度

此式可反映某一微生物在限制性基质浓度变化时的比生长速率的变化规律。当基质浓度 $S \gg K_s$ 时, $\mu = \mu_{\max}$ 。

此方程已被成功应用于大量的场合, 被称为 Monod 方程。Monod 方程式只适用于单一基质限制及不存在抑制物质的情况。也就是说, 除了一种生长限制基质外, 其他必需营养都是过量的, 但这种过量又不致引起对生长的抑制, 在生长过程中也没有抑制性产物生成。这个方程是半经验的, 而实际上的 K_s 值也是很小的, 表 1-1-1 给出了部分微生物在不同基质下的 K_s 值。

表 1-1-1 在不同基质生长条件下 Monod 模型的 K_s 值

微生物名称	基 质	$K_s / (\text{mg/L})$
<i>Aspergillus</i>	精氨酸	0.5
	葡萄糖	5.0
<i>Candida</i>	甘油	4.5
	氧	0.45
<i>Cryptococcus</i>	维生素 B ₁	1.4×10^{-7}
<i>Enterobacter (Aerobacter) aerogenes</i>	氮	0.1
	葡萄糖	1.0
	镁	0.6
<i>E. coli</i>	葡萄糖	2.0~4.0
	乳糖	20.0
	甘露糖醇	2.0
	磷酸盐	1.6
	色氨酸	0.001
	甲醇	120.0
<i>Hansenula polymorpha</i>	核糖	3.0
	二氧化碳	0.4
<i>Klebsiella</i> sp.	镁	0.56
	钾	0.39
	硫酸盐	2.7
	甲烷	0.7
<i>Pseudomonas</i> sp.	甲醇	0.4
	葡萄糖	25.0
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	细菌	12.0

另一方面，基质抑制现象可以在纯质量传递过程中看到。如果 k_L 是细胞消耗基质时的质量传递系数，限制基质从液体体积流向细胞的流速 N_s 如下：

$$N_s = k_L (S - S_c) \quad (1-1-14)$$

式中 k_L ——细胞消耗基质时的质量传递系数，m/h

S ——液体主流中基质浓度，kg/m³

S_c ——细胞表面的基质浓度，kg/m³

假设细胞是球形，则细胞的面积/体积比为 $(6/d_c)$ ，单位反应体积的细胞面积 (A_c/V) 可表示为：

$$A_c/V = 6X/\rho_c d_c \quad (1-1-15)$$

式中 A_c ——细胞的总面积，m²

d_c ——细胞的特征直径，m

X ——生物量浓度，kg/m³

V ——培养体积，m³

ρ_c ——细胞密度，kg/m³

根据形成球体的细胞的不同，面积/体积比将发生改变。方程 (1-1-14) 可转化成依赖于 S 的基质限制条件下的 S 摄取速率 $(-r_s)_{lim}$ ：

$$(-r_s)_{lim} = N_s (A_c/V) = (6k_L/\rho_c d_c) \times (S - S_c) \quad (1-1-16)$$

根据生物量对基质得率的定义，完全由这个变迁控制的过程发生速率为：

$$\mu_{lim} = (6Y_{xs} k_L/\rho_c d_c) (S - S_c) \quad (1-1-17)$$

式中 μ_{lim} ——在基质限制控制条件下的比生长速率

Y_{xs} ——基质浓度为 S 时的生物量得率

当高基质浓度时，该速率将比在给定条件（温度、pH、基质性质等）下的最大潜在比生长速率 μ_{max} 大得多，此时，在细胞内连续的质量传递及生物反应中， μ_{lim} 对整个反应速率的影响可以忽略，得到 $\mu = \mu_{max}$ 。当基质浓度减小， μ_{lim} 随之减小，直到变成速率控制。

一般情况下，总速率的倒数可用前后两步的阻力之和得到：

$$1/\mu = 1/\mu_{max} + 1/\mu_{lim} \quad (1-1-18)$$

在方程 (1-1-18) 中代入方程 (1-1-17) 可得：

$$\mu = \frac{\mu_{max} (6Y_{xs} k_L/\rho_c d_c) (S - S_c)}{\mu_{max} + (6Y_{xs} k_L/\rho_c d_c) (S - S_c)} \quad (1-1-19)$$

细胞壁上的基质浓度是未知的，如果假设它远小于液体主流的浓度，即 $S \gg S_c$ ，则方程 (1-1-21) 变成相当于 Monod 方程 (1-1-13)，即：

$$K_s = \frac{\mu_{max}}{(6Y_{xs} k_L/\rho_c d_c)} \quad (1-1-20)$$

在基质限制的范围内， μ_{lim} 变得远小于 μ_{max} ，导致这种情况的基质浓度是：

$$S - S_c \ll K_s = \frac{\mu_{max}}{(6Y_{xs} k_L/\rho_c d_c)} \quad (1-1-21)$$

方程 (1-1-20) 的典型值： $\mu_{max} = 1\text{h}^{-1}$ ， $d_c = 2 \times 10^{-6}\text{m}$ ， $\rho_c = 10^3\text{kg/m}^3$ ， $Y_{xs} = 0.5$ ， $k_L = 1\text{m/h}$ ，则 $K_s = 0.66 \times 10^3$ ，这正在关于该参数报道值的范围内。

方程 (1-1-19) 和 (1-1-20) 相当于 Monod 方程，但在 Monod 方程中 K_s 完全是经验

常数, 而前者的优点是 k_1 具有明确的含义。通过方程 (1-1-20), 可以预示 K_s 的近似值、物理特性改变的影响以及操作变量。这明显简化了得到一个动力学表达式的工作, 因为它只需要得到一个经验 μ_{\max} 值即可。

2. 其他生长动力学方程

Monod 方程式只是描述在生长慢、细胞浓度低情况下的基质限制生长。在这种环境下, 生长率简单地与 S 相关。在高细胞数水平下, 有毒代谢产物变得更重要。除 Monod 方程外, 有其他几种方程可用于描述基质限制生长:

(1) Blackman 方程 它简单地将 K_s 加倍, 取消 Monod 方程给出的指数生长和减速生长之间的平滑转变:

$$\begin{aligned} \mu &= \mu_{\max} && \text{如果 } S > 2K_s \\ \mu &= \mu_{\max}/2 && \text{如果 } S < 2K_s \end{aligned} \quad (1-1-22)$$

(2) Tessier 方程 (1942 年) 它采用指数形式而非双曲线形式:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu_{\max} X \left[1 - \exp\left(-\frac{S}{K_s}\right) \right] \\ \mu &= \mu_{\max} (1 - e^{-S/K_s}) \end{aligned} \quad (1-1-23)$$

(3) Moser 方程 (1958 年)

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu_{\max} \frac{X}{1 + K_s \cdot S^{-\lambda}} \\ \mu &= \mu_{\max} S^{\lambda} / (K_s + S^{\lambda}) \end{aligned} \quad (1-1-24)$$

式中 λ ——经验常数。当 $\lambda=1$ 时, 上式就是 Monod 方程

(4) Contois 方程式 (1959 年) 对于菌体浓度较高, 发酵液黏度较大, 特别是丝状菌生长的情况, 比生长速率随细胞质量增加而减少:

$$\begin{aligned} \frac{dX}{dt} &= \mu_{\max} \frac{S/X}{K_s + S/X} \cdot X \\ \mu &= \mu_{\max} S / (K_s X + S) \end{aligned} \quad (1-1-25)$$

式中 S/X ——单位菌体消耗的基质量。此公式对污水处理很重要

(5) 有毒性代谢物积累时, 很多产物抑制模型可以被使用。但是, 一个半经验的逻辑方程已被成功应用于很多场合:

$$r_x = kX (1 - X/X_{\max}) \quad (1-1-26)$$

式中 r_x ——反应速率

k ——常数

应该注意到, 方程中唯一变量 (除时间外) 就是生物量 X , 取其积分形式, 令 $X(0) = X_0$, 则得到一逻辑曲线:

$$X = \frac{X_0 e^{kt}}{1 - (X_0/X_{\max})(1 - e^{kt})} \quad (1-1-27)$$

丝状生物如霉菌等, 在悬浮培养时经常形成微生物小球。小球内部生长的细胞受到扩散抑制, 因此, 霉菌的生长模型通常包括大颗粒 (类似包埋或凝胶固定化细胞) 中颗粒内的同时扩散和营养消耗。丝状细胞也可以在潮湿的固体表面上生长, 这种生长通常是一个复杂的过程, 它包括生长动力学、营养的扩散和有毒的代谢副产物。而对于单独生长于液体培养基中的菌落, 这些复杂过程的部分可以被忽略。对于霉菌生长的方程, 尤其是深层发酵的球状颗粒方面, 有很多文献都做过较详细分析。

3. 多基质时的生长动力学方程

培养物通常可以在不同的基质生长，但即使几种同时存在，也只有其中一种被用作主要的能源和/或碳源，只有当这种基质被耗尽时，另一种基质消耗所需要的酶系统才会发展起来，并以一个新的停滞期为代价。如果这些例子中的每一个的动力学行为都可以用以前所提到过的其中一个单一基质动力学方程式描述，则最简单的近似式就是一个通用表达式， $F(S_i)$ ，当某一成为限制基质时，通用式将分解为适用于该特定基质 S_i 的式子。

虽然结合速率表达式的几种可能方法已经描述过，看来似乎在分批培养中涉及大于一种碳源时，它们将按顺序被利用；对于同时发生的连续培养，由 Imanaka 等发现的结论与实验数据极为吻合，他们以葡萄糖和半乳糖为碳源建立分批培养细胞生长模型如方程 (1-1-28) 所示：

$$dX/dt = (\mu_1 + \mu_2) X \quad (1-1-28)$$

这里

$$\mu_1 = \mu_{\max 1} S_1 / (K_1 + S_1) \quad (1-1-29)$$

$$\mu_2 = \mu_{\max 2} S_2 / \{K_2 [1 + (S_1/K_1)] + S_1\} \quad (1-1-30)$$

其中基质 1 代表葡萄糖，基质 2 代表半乳糖， S_1 及 S_2 分别代表葡萄糖及半乳糖的浓度； K_1 及 K_2 分别代表以葡萄糖及半乳糖为底物时的平衡常数，结果产生下面总的 μ 方程：

$$\mu = \mu_1 + \mu_2 = \mu_{\max 1} S_1 / (K_1 + S_1) + \mu_{\max 2} S_2 / \{K_2 [1 + (S_1/K_1)] + S_1\} \quad (1-1-31)$$

这相当于已经被归纳的比生长速率的叠加表达式，即总的比生长速率 μ 等于利用葡萄糖的比生长速率 μ_1 和利用半乳糖的比生长速率 μ_2 之和。

另一方面，当营养物质不做任何改变时，问题是本来存在的基质中不同的一个变成限制因素（如 C、N、O₂）， μ_{\max} 不会任何发生改变，其行为可由方程 (1-1-32) 得到很好描述，它相当于几个 Monod 型表达式的乘积。

$$\mu = \mu_{\max} [G / (K_G + G)] [N / (K_N + N)] [O / (K_O + O)] \dots \quad (1-1-32)$$

或

$$\mu = \mu_{\max} \prod_{i=1}^n \left(\frac{S_i}{K_i + S_i} \right) \quad (1-1-33)$$

式中 i ——可以限制生长的营养物（G 代表碳源、N 代表氮源、O 代表氧）。这相当于比生长速率的交互表达式

三、产物形成动力学方程

代谢产物和蛋白质释放到生长培养基中或在细胞内积累。产物的生成可分为几种形式：

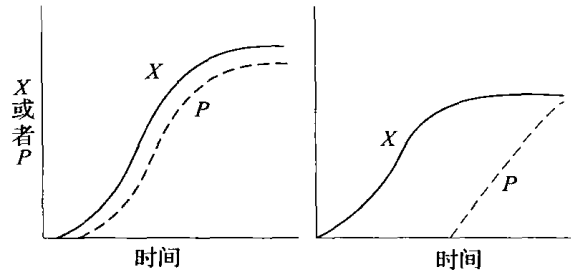
(1) 主要产物是能量代谢的结果，例如在酵母厌氧生长过程中的酒精合成（Gaden 分类 I 型）。

(2) 主要产物是能量代谢的间接结果，如霉菌好气生长过程中柠檬酸的合成和细胞中 PHB（聚羟基丁酸酯）的胞内积累（Gaden 分类 II 型）。

(3) 产物是二次代谢物, 如霉菌好气发酵中青霉素的生产 (Gaden 分类 III 型)。

(4) 产物是胞内或胞外蛋白, 这属于蛋白合成领域, 可以受到诱导和分解代谢抑制调节, 如酶合成。

这四种细胞产物合成动力学可简单分成两类; 一类是产物合成在生长过程中出现, 成为生长偶联型, 如图 1-1-2 (1) 及方程 (1-1-34) 或 (1-1-35) 所示。



(1) 生长偶联型产物合成 (2) 非生长偶联型产物合成

图 1-1-2 分批发酵中细胞生长及产物形成的动力学形式

$$dP/dt = \alpha dX/dt \quad (1-1-34)$$

$$q_p = \alpha \mu \quad (1-1-35)$$

式中 P ——产物浓度

α ——系数

q_p ——产物比生成速率, 即 $q_p = (dP/dt) / X$

这主要符合 Gaden 分类 I 型和第四种合成方式。

另一类的产物合成通常出现在细胞生长完成以后 (或在相对低的生长率的情况下), 称为非生长偶联型, 如图 1-1-2 (2) 及方程 (1-1-36) 或 (1-1-37) 所示。

$$dP/dt = \beta X \quad (1-1-36)$$

$$q_p = \beta \quad (1-1-37)$$

但是, 实际上这些方程未能够反映产物合成既不是在生长过程出现, 也不是在生长后出现的情况, 如以上第二组 (Gaden 分类 II 型) 的柠檬酸和 PHB 的合成, 或在很多情况下青霉素的合成, 即以上第三组 (Gaden 分类 III 型)。

如图 1-1-2 所示, 如果方程 (1-1-36) 有效, 某些产物将在 $t=0$ 到 $t=t$ 结束之间合成, 它与现存的细胞浓度成比例。为了克服这种模型的限制, 在式中加入一项, 表达通过基质 (通常是氮, N) 控制生长而实现产物合成抑制, 结果产生方程 (1-1-38):

$$dP/dt = \beta X [K_N / (K_N + c_N)] \quad (1-1-38)$$

式中 c_N ——基质中的氮浓度

K_N ——以 N 为限制性基质的平衡常数

这个方程很好地模拟了 *Metholycistis parvus* 菌采用甲烷作为碳源以及 *Alcaligenes eutrophus* 菌用 CO_2 作碳源时的 PHB 积累情况, 结果如图 1-1-3 所示。

在某些场合下, 将方程 (1-1-34) 和 (1-1-36) 组合可以很好地模拟实际数据, 这就是人们提到的混合生长偶联型, 如方程 (1-1-39) 和 (1-1-40) 所示:

$$dP/dt = \alpha dX/dt + \beta X \quad (1-1-39)$$

$$q_p = \alpha \mu + \beta \quad (1-1-40)$$

对于胞内聚合物 (如 PHB) 合成的情况, 生物量包括了非产物生物量和产物生物量, 因此总的生长必须分成两项, 如方程 (1-1-41), 第一项 (dR/dt) 相当于细胞部分, 它与蛋白含量成比例, 受培养基中限制蛋白合成的营养物质 (如 N) 水平控制, R 是表示余数。第二项相当于胞内产物积累, dP/dt ;

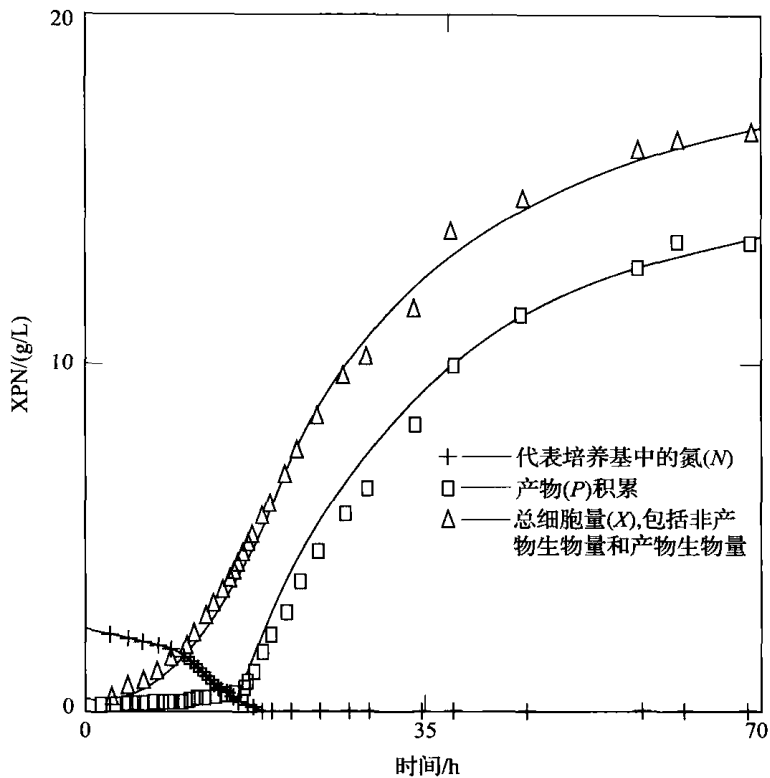


图 1-1-3 *Alcaligenes eutrophus* 细胞生长及胞内产物 PHB 积累的实验数据及计算机模拟，在氮抑制产物合成时期为非生长偶联式产物形成

$$dX/dt = dR/dt + dP/dt \quad (1-1-41)$$

$$dR/dt = \mu_{max} R [N / (K_s + N)] \quad (1-1-42)$$

而 dP/dt 由方程 (1-1-36) 给出。

四、高浓度基质及产物的抑制动力学

非常高的基质浓度可以抑制生长及产物合成。例如为了得到很高的生物量或产物浓度，需要在发酵过程中加入基质（如碳源等）（称为流加发酵），因为不可能在发酵开始时就加入所有细胞生长及（或）产物合成所需要的基质。如果以葡萄糖作为碳源，则通常发酵开始时的浓度不大于 150g/L，如果大于 350g/L 则使大部分微生物不生长，这是由于渗透性作用导致细胞脱水所致。这种现象称为基质抑制。有很多方程描述这种现象，并有综述概括。最重要的似乎是两个基质抑制方程：

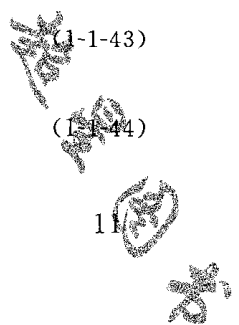
非竞争性抑制：

$$\mu = \mu_{max} / [(1 + K_s/S)(1 + S/K_1)] \quad (1-1-43)$$

竞争性抑制：

$$\mu = \mu_{max} S / [K_s (1 + S/K_1) + S] \quad (1-1-44)$$

式中 K_1 ——基质抑制常数，对竞争性抑制和非竞争性抑制是不同的



代谢产物在高浓度下产生抑制是极为普遍的。这些抑制既影响生长率, 又影响产物代谢的比率。3 个最常见的生长抑制方程是:

竞争性抑制:

$$\mu = \mu_{\max} S / [K_s (1 + P/K_p) + S] \quad (1-1-45)$$

非竞争性抑制:

$$\mu = \mu_{\max} / [(1 + K_s/S) (1 + P/K_p)] \quad (1-1-46)$$

$$\mu = \mu_{\max} (1 - P/P_{\max}) \quad (1-1-47)$$

式中 P ——产物浓度

K_p ——产物抑制平衡常数

另一方面, 如果产物合成采用依赖于基质浓度的混合生长偶联模型表达, 则:

$$\frac{dP}{dt} = \left(\alpha \frac{dX}{dt} + \beta X \right) \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (1-1-48)$$

方程 (1-1-48) 中, 产物抑制项可用几种方法包括, 如方程 (1-1-49) ~ (1-1-51) 所示:

$$\frac{dP}{dt} = \left(\alpha \frac{dX}{dt} + \beta X \right) \left(\frac{S}{K_s + S} \right) e^{-K_p} \quad (1-1-49)$$

$$\frac{dP}{dt} = \left(\alpha \frac{dX}{dt} + \beta X \right) \left[\frac{S}{K_s + S + (K_s/K_p) P} \right] \quad (1-1-50)$$

$$\frac{dP}{dt} = \left(\alpha \frac{dX}{dt} + \beta X \right) \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left[1 - \left(\frac{P}{P_{\max}} \right)^{n_1} \right]^{n_2} \quad (1-1-51)$$

方程 (1-1-51) 给出了一个更全面的抑制项, 其中 n_1 值 (通常大于 1) 和 n_2 值 (通常大于 0 而小于 1) 将取决于抑制作用的类型。

当产物抑制出现时, 通常产物浓度已高至实际上令合成停止, 即:

$$dP/dt = 0 \quad (1-1-52)$$

当 $P > P_{\max}$ 时方程 (1-1-51) 和 (1-1-52) 已被成功用于模拟酵母生产甲醇和柠檬酸的合成。

五、环境因素对生长及代谢的影响

微生物生长及产物形成动力学受到环境条件 (如温度、pH 等) 的影响。温度是影响细胞特性的关键因素。生物反应器中所采用的大部分微生物是中温菌 ($20^\circ\text{C} < T < 50^\circ\text{C}$), 有些也可能是嗜冷菌 ($T < 20^\circ\text{C}$) 或嗜热菌 ($T > 50^\circ\text{C}$)。

图 1-1-4 所示为一个典型的生长率曲线, 它是绝对温度倒数的函数。当温度向最适温度方向增加时, 每增高 10°C , 生长率大约增加 1 倍。当超过最适温度后, 生长率下降, 随后出现热死。从而得到净增长率方程:

$$dX/dt = (\mu - k_d) X \quad (1-1-53)$$

这里 μ 和 k_d 可以用下列 Arrhenius 方程温度的函数表示, 即

$$dX/dt = [Ae^{(-E_a/RT)} - A'de^{(-E_d/RT)}] X \quad (1-1-54)$$

式中 t ——时间, s

E_a ——活化能, J/mol

E_d ——死亡的活化能, J/mol

μ ——比生长速率, s^{-1}

k_d ——微生物的衰减系数, s^{-1}

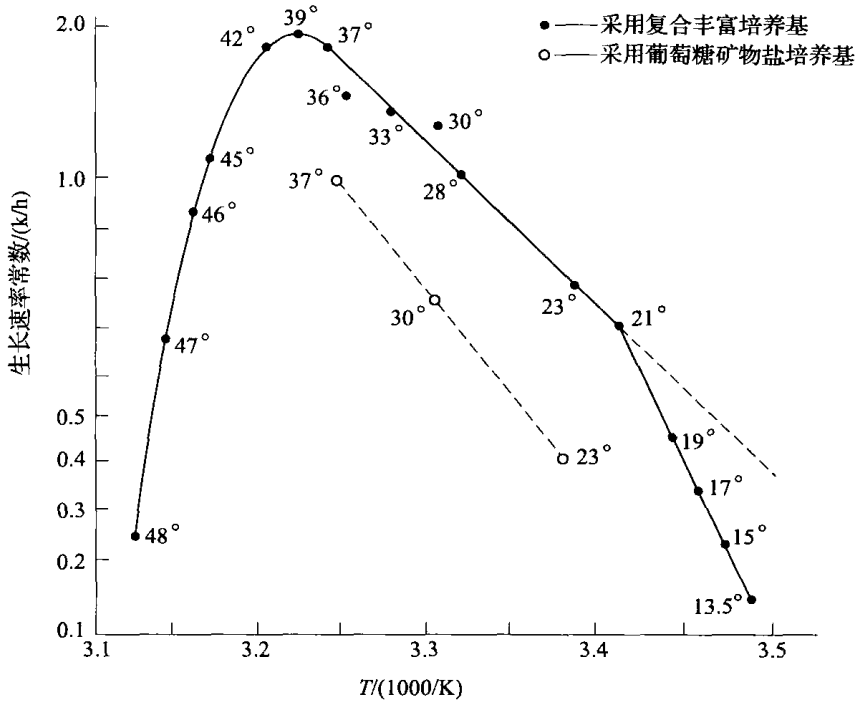


图 1-1-4 *E. coli* 生长速率的 Arrhenius 图 (图中数据点温度为摄氏度)

第一项代表比生长速率随温度的增加, E_a/RT 代表图 1-1-4 曲线右侧的斜率, 典型的 E_a 值在 $10 \sim 20 \text{ kcal/mol}$ ($1 \text{ kcal} = 4.184 \text{ kJ}$)。方程 (1-1-54) 的第二项表示热死亡, 当温度大于最适温度时它就显得很重要, E_d 值远大于 E_a 值, 典型范围在 $251 \sim 335 \text{ kJ}$ ($60 \sim 80 \text{ kcal}$) /mol。因此, 热死亡通常比细胞数增长对温度改变敏感得多。 E_d 代表图 1-1-4 曲线左侧的斜率。

pH 也会影响微生物的生长, 但通常发酵都是在最适 pH 范围内或附近, 对大多数微生物来说, 可接受的 pH 范围可以是围绕最佳值变化 $1 \sim 2$ 单位 (总的 pH 变化范围达 $3 \sim 4$ 个单位)。在某些情况下, 生长的最适 pH 与产物形成时的 pH 是不同的 (如酸合成)。哺乳动物细胞则对 pH 的变化非常敏感。不同细胞的最适 pH 见表 1-1-2。

表 1-1-2 不同细胞的最适 pH

细胞	pH 范围	细胞	pH 范围
细菌	4~8	植物细胞	5~6
酵母	3~6	动物细胞	6.5~7.5
霉菌	3~7		

有时细菌可以在 pH 低至 3 的环境下生长, 但这是一种特殊情况。在与众不同的 pH 下进行的发酵具有优势, 它们通常可以运行较长时间而不被污染, 因为可以污染它们的微生物极少。

发酵过程中 pH 可以改变。这通常取决于基质的特性, 尤其是其中的氮源。常用的氮源是氨, 随着发酵的进行, 氨被细胞利用, pH 将下降。发酵过程的 pH 控制即可解决这一问题。但是, 对于大的发酵罐, 在整个发酵培养过程中将产生大的 pH 梯度。

第三节 生物反应器的质量传递

质量传递在选择反应器形式（搅拌式、鼓泡式、气升式等）、生物催化剂状态（悬浮或固定化细胞）和操作参数（通气率、搅拌速度、温度）中起决定性的作用，并将直接或间接影响过程中上下各步骤以及系统周期性单元设计的很多方面。

反应器中微生物的所有活动最终导致生物量的增加或形成所期待的产品，它与环境的质量传递及微生物的热量扩散有联系。基质在发酵液体积内扩散和代谢物的扩散率必须满足以反应器为整体的质量和热量衡算。在普通气-液反应器中，低溶解度气体传递是最明显的问题，这是由于基质连续供给的需要，否则液体中它将瞬间耗尽，变为限制反应速率的反应物。对于好氧生化过程，氧的供给已成关键问题，供氧速率通常被认为是在生物反应器的选择和设计的主要问题。

物质从实际化学反应点传递或传递到实际化学反应点的速率，可以影响有时甚至掩饰化学转化的真实速率。在这些情况下，实际上所测到的是总速率，被称为过程的“宏观动力学”。在特定的生化过程下，包括数千化学反应，每一个单一反应的宏观动力学不但难于观察和跟踪，而且几乎是没有什么用的。即使是最老练的结构模型，对复杂的活细胞来说也只是粗略的近似。在大部分实际应用中，在给定的环境条件下，人们只是对细胞水平上的速率感兴趣。这些速率对假定能够识别分子水平现象的观察者来说表示为宏观动力学，对细胞水平的观察者来说就成为基本的或宏观动力学方面的信息。以下将整个细胞看作催化活点，并定义宏观动力学的第二水平，包括在细胞和环境间发生的运输现象。两步可以区分如下：气-液相之间的传递，液相与微生物之间的传递。当细胞发生凝聚时，热和质量的传递必须首先从液体传至凝聚物，然后传至凝聚物内，如果是固定化细胞，还需增加深一步的过程步骤。

一、气-液质量传递

生化工程师感兴趣的重点是从实验室规模设备上得到的数据是否可以用于实际大规模生物反应器的设计中。必须选择及决定反应器结构的最相关参数是体积质量传递系数 $k_L A$ ，它是质量传递的比速率，指在单位浓度差下，单位时间、单位界面面积所吸收的气体。它取决于系统的物理特性及流体动力学。体积质量传递系数是由两项产生：① 质量传递系数 k_L ，它取决于流体的物理特性和靠近流体表面的流体动力学；② 通气反应器单位有效体积的气泡面积 A 。今天人们已清楚知道， k_L 对动力输入的依赖是相当弱的，而界面面积是一个重要的物理特性、几何设计及流体动力学功能，它是一个集总参数，不能定义在一点上。另一方面，质量传递系数实际上是基质（或其他被传递的化合物）的质量通量 N_s 与推动这一现象的梯度（浓度差）之间的比例因子：

$$N_s = k_L (S_1 - S_2) \quad (1-1-55)$$

式中 S_1 和 S_2 分别表示 1 和 2 两个质量传递之间的基质浓度值。在实际反应器中，有可能同时共存较宽范围的梯度值，因此，必须选择代表整个反应器的值。

由此可见，质量传递系数的值取决于方程 (1-1-55) 的定义采用的浓度。这就意味着确定它是代表反应器的流体动力学模型。缺乏对这一事实的认识是有时在著作里发现的错

误数据的原因，它们采用错误的驱动力计算质量传递系数。最常见的错误是为了简化计算，在没有保证假设有效的条件下假设混合完全均匀。

显然，好氧培养时，气-液体系中氧的传递极为重要。通常来说，对于微生物的呼吸和底物微生物氧化中是不需酶的，无论间歇式培养还是连续培养都需要不断通入空气。氧气是难溶于水的气体，常温条件下，一个标准大气压下，空气和水之间平衡的溶氧浓度 (dissolved oxygen, 简称 DO) 仅为 10mg/L 以下，是非常低的。另一方面，1cm³ 的微生物培养体系中有 1 亿~10 亿个细胞，因此对于这些数量庞大的细胞集团来说需氧量是非常大的。如果反应中通气停止，则几秒后 [DO] 就接近于 0 了。因此，如何比较经济地解决氧气需求量的问题是非常重要的。

一般来说，微生物反应比化学反应的时间要长，有用物质的生产成本占运行成本的大部分，此部分成本主要消耗在给微生物反应提供必需的氧气包括气体的通入和搅拌等部分。实际上微生物能利用的氧气量和向反应器中通入的空气中的氧气量相比是非常低的 (大多数情况下低于 20%)。可以看到，大部分氧气是无法被利用的。以上的事实说明，对于好氧微生物反应来说，氧气的传质是非常重要的。

关于氧气传质的问题，首先需要考虑氧气的溶解度。

溶氧是与微生物直接相关的环境因素。溶氧量 (DO) 对于不同的微生物来说，都与其生长以及代谢反应直接相关的，是一种必须要考虑的营养源 (基质)。对于好氧代谢，氧气作为呼吸反应最终的氢元素受体 (或者是电子受体)，最终生成水。这种化学反应主要由氧化酶负责，氧化酶大致可分为细胞色素酶和黄素酶。而在利用脂肪烃和芳香烃等碳源的场合中，含碳基质分子直接吸收氧气，这种反应是由加氧酶来催化的。气体的溶解度受分压、温度、盐 (电解质) 的浓度等因素影响。气相中氧气的分压 p_{O_2} 由亨利法则 (Henry's law) 决定。

其次叙述微生物利用氧气的速率和氧气的消耗速率等问题，以明确微生物对氧气的需要。

氧气的吸收速率 (oxygen uptake rate, OUR) 氧气的消耗速率 (oxygen consumption rate, OCR)，摄氧率 r_{O_2} [g/ (L · h)] 由下面的关系式计算：

$$OUR = r_{O_2} = q_{O_2} x \quad (1-1-56)$$

式中 r_{O_2} ——摄氧率，单位时间内单位体积的发酵液所需要的氧量，g/ (L · h)

q_{O_2} ——呼吸强度，单位时间内单位重量的细胞所消耗的氧气，g_{O₂} / (g_{干细胞} · h)

x ——细胞浓度，单位体积发酵液的细胞干重，g/L

分批式操作中，因为 q_{O_2} 和 x 是随时间而变化的，所以 r_{O_2} 是时间的函数。一般来说， r_{O_2} 在对数生长期后期达到最大。按照最大的氧吸收速率 $q_{O_2, \max} x_{st}$ 推算还是比较安全的。对于恒化器型连续操作的稳定状态，用下式来表示：

$$\tilde{r}_{O_2} = \tilde{q}_{O_2} \tilde{x} \quad (1-1-57)$$

要实时监测 q_{O_2} 随时间的变化，采用 Walburg 压力计检测很费时间，建议使用下面介绍的测量方法：可以通过分析生物反应器的出口和入口气体中氧气含量 (经常使用氧化锆式气体分析仪) 求得，这种情况下得到整个生物反应器的平均值。 q_{O_2} 数值的大小随使用菌株和培养条件变化而变化，但一般在 0.05~0.5g_{O₂} / (g_{干细胞} · h)。

计算 q_{O_2} 的时候，对于一般的微生物反应关系式，根据燃烧反应的守恒方程得到下面

的公式:

$$1/Y_{x/O_2} = \Delta [O_2] / \Delta x = A/Y_{x/s} - B - CY_{p/x}/Y_{x/s} \quad (1-1-58)$$

$\Delta [O_2] / \Delta x$ 是生长 1g 细菌所必需的氧气量, 因此氧气与细菌收率的倒数相等。A, B, C 分别表示完全燃烧 1g 基质、干燥菌体、代谢产物时需要氧气的量。B 的数值随着细菌组成的变化而变化, 比较常用的数值为 $1.33g_{O_2} / (g_{\text{干细胞}} \cdot h)$ 。若已知 Y_{x/O_2} , 则

$$q_{O_2} = \mu/Y_{x/O_2} \quad (1-1-59)$$

因此, 可以计算 $q_{O_2, \max}$:

$$q_{O_2, \max} = \mu_{\max}/Y_{x/O_2} \quad (1-1-60)$$

最小培养基条件下, 不生成除菌体、水、二氧化碳气体以外的代谢产物的时候, $C=0$, 则联立式 (1-1-58) 和式 (1-1-59) 可以得到下面的公式

$$q_{O_2} = (A/Y_{x/s} - B) \mu \quad (1-1-61)$$

最后需要考虑满足这些需要的反应器的设计及操作条件的确定, 以及氧气供应速率等工程方面需要考虑的问题。微生物反应体系中, 气-液界面附近的氧气消耗作用较小, 可以认为氧气首先以物理吸收, 然后在液相主体被消耗。这样氧气依次经过从气泡本身→气膜→液膜→液相主体→微生物细胞外膜→微生物细胞内的生化反应这几个阶段。另外, 在传递过程中, 气泡周围的液膜阻力占支配地位。因此, 培养体系的 OAR (氧的吸收速率, oxygen absorptive rate) 可以用式 (1-1-62) 表示:

$$OAR = k_L A \{ [DO]^* - [DO] \} \quad (1-1-62)$$

气相、液相完全混合, 且液相的深度没有影响的情况下, 分批式操作 (对于氧气实际上是分批式操作) 中氧气的吸收和消耗, 可由上式和式 (1-1-56) 联立求得:

$$d [DO] / dt = OAR - OUR = k_L A \{ [DO]^* - [DO] \} - q_{O_2} x \quad (1-1-63)$$

一般的分批式反应中, $[DO]$ 的变化近似于稳态, 令 $d [DO] / dt = 0$, 得:

$$[DO]_t = [DO]^* - (q_{O_2})_t x_t / (k_L A)_t \quad (1-1-64)$$

另外, $[DO]$ 降到 0 时, $k_L A [DO]^* = q_{O_2} x$, r_{O_2} 由 $k_L A$ 控制。对于分批式操作, 所需的 $k_L A$ 的表达式为:

$$(k_L A)_{\text{required}} = q_{O_2, \max} x_{st} / \{ [DO]^* - [DO]_{\text{cri}} \} \quad (1-1-65)$$

式中 x_{st} 为稳态的细胞浓度, $[DO]_{\text{cri}}$ 为临界溶氧浓度 (如果溶氧浓度低于该值, 细胞的比好氧速率将大大下降。)

恒化器型连续操作中, 由于 $k_L A \gg f/V$, 因此在稳态可以采用与式 (1-1-64) 同样的方程表示:

$$[\widetilde{DO}] = [DO]^* - \widetilde{q}_{O_2} \widetilde{x} / (k_L A) \quad (1-1-66)$$

$k_L A$ 数据可从已发表的相关文献得到, 但必须记住哪些是基于有限实验数据的概括。所设计的设备与原来实验系统的几何结构以及物理参数越接近, 设计就越安全。

二、机械搅拌生物反应器的质量传递

通常质量传递的比速取决于输入到系统中的能量。这些能量消耗在剪切作用、循环以及液体混合上。剪切力能将大气泡打碎, 产生小气泡, 从而产生大的界面面积。

由于能量可通过搅拌叶做轴功以及采用通气方式做气体的膨胀功进入系统, 因此建议

采用以下的总方程式：

$$k_L A = A_1 (P_i/V_L)^\alpha (J_G)^\beta \quad (1-1-67)$$

式中 P_i ——输入功率

V_L ——液体体积

J_G ——气体的空塔速度

A_1 为系数，常数 α 和 β 取决于系统的几何尺寸和液体的流变学特性。

Robinson 等提出了一个考虑流体特性影响的修正方程：

$$k_L A = A_1 (P_i/V_L)^\alpha (J_G)^\beta \xi \quad (1-1-68)$$

这里

$$\xi = (\rho_L)^{0.533} (D_L)^{2/3} \sigma^{-0.6} (\mu)^{-0.33} \quad (1-1-69)$$

式中 ρ_L ——液体密度

D_L ——氧在液膜中扩散系数

σ ——表面张力

μ ——黏度

由于 ξ 中没有包括离子强度的影响。作者给出了几套不同的 A_1 、 α 和 β 值，分别对应于水和盐溶液。这在低黏度下是正确的。Van't Riet 概述了在搅拌容器中相同范围黏度的质量传递速率，并推荐一个考虑搅拌器高度处静压力的修正方程：

$$k_L A = A_1 (P_i/V_L)^\alpha (J_G p_a/p_s)^\beta \quad (1-1-70)$$

式中 p_a 及 p_s ——大气中及搅拌叶高度处的静压力

它们给出了对应聚结及非聚结流体的不同的常数值。这种分别考虑聚结及非聚结流体来表示结果的方法在文献中是相当普遍的。原因是我们缺乏有关控制这种复杂现象的变量的知识。

黏度对质量传递速率的影响对搅拌罐可以是很重要的，尤其在高黏度下。如图 1-1-5 所示，当黏度在 $5 \times 10^{-2} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 范围内，质量传递系数几乎与流体黏度无关，但之后，相关性则很大。

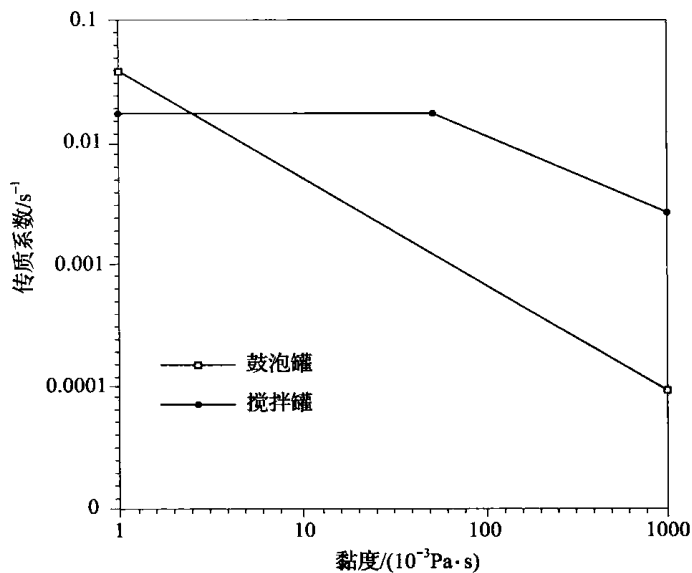


图 1-1-5 搅拌罐和鼓泡罐中液体黏度对质量传递系数的影响

Cooke 等采用纸纤维模拟丝状菌发酵培养的流变学,研究了在实验室及中试规模发酵罐的混合及气-液速度传递比率。他们发现,在方程(1-1-67)中加入包括指数为(-1)的悬浮液黏度的项,将与实验数据非常吻合。

高黏度流体的适当通气是非常困难的,在这些情况下就需要多叶片搅拌器及特殊设计的搅拌叶。

三、气体搅拌生物反应器的质量传递

1. 鼓泡塔

从结构及操作的观点看,鼓泡塔是最简单的一种反应器,属于气体搅拌反应器的种类。它们是简单的容器,容器内气体喷入液体中,没有运动部件,容器内物料搅拌所需要的所有能量及培养所需要的氧均由喷入容器中的气体(通常为空气)提供。

由于剪切损伤,鼓泡系统一直被认为是动物细胞及其他敏感培养物有害。为此,有人建议采用避免气体与含有细胞的培养基直接接触的系统。这在实验室规模是可行的,但在大规模设备中,鼓泡反应器仍然是对生长最有利的。另一方面,在大规模生产中,鼓泡反应器的结构及操作简单等实际优点都给人留下了深刻印象。因此,鼓泡塔在化学及生化工业中都占有重要的位置。

鼓泡塔的质量传递在技术文献中一直是一个受关注的主题。Akita 和 Yoshida 关系式已被普遍接受,当考虑质量传递系数时成为一控制点:

$$k_L AD_c^2 / D_L = (Sh) (AD_c) = 0.6 Sc^{0.5} Bo^{0.62} Ga^{0.31} \epsilon^{1.1} \quad (1-1-71)$$

其中 ϵ 由下式给出:

$$\epsilon / (1 - \epsilon)^4 = c_1 Bo^{1/8} Ga^{1/12} Fr^{1.0} \quad (1-1-72)$$

式中 D_c ——塔直径

D_L ——氧在液膜中扩散系数

Sh ——Sherwood 准数

Sc ——Schmidt 数 $[\mu / (\rho_L D_L)]^{-1}$

Bo ——Bodenstain 数 $[g D_c^2 \rho_L / \sigma]$

Ga ——Galileo 数 $(g D_c^2 \rho_L^2 \mu^{-2})$

Fr ——Froude 数 $[J_G (D_c)^{0.5}]$

ρ_L ——液体密度

σ ——表面张力

μ ——液体黏度

2. 气升式反应器

气升式反应器给大规模生化过程提供了一些好处,尤其对动、植物细胞培养,原因是在于气升式反应器与传统生物反应器在流体动力学方面的差别。在传统的搅拌及鼓泡反应器中,液体运动所需要的能量是通过搅拌器或气体分布器在反应器的一点集中输入。气升式反应器不存在这种高能耗散率的点,因此剪切力场均匀得多。在生物反应器中运动的细胞或凝聚细胞不必忍受强烈的改变,流体流动具有主导作用。所以设备的几何设计尤其重要,特别是底部间隙(它代表反应器底部的流动阻力)以及气体分布器的设计对质量传递速率具有很大的影响,内循环气升式反应器各种因素的关系式如下:

$$Sh = 6.82 \times 10^4 Fr^{0.9} M^{-3.4} Ga^{0.13} X_{dr}^{-0.07} Y^{-0.18} (1 + A_d/A_r)^{-1} \quad (1-1-73)$$

除了已知的 Sh 、 Fr 和 Ga 以外，这里介绍几何比 M ，它是气泡分离组数 $[D_s(4D_c)^{-1}]$ ，反映气体分离区的作用， D_s 为气体分离区的直径、 X_{dr} 为底部间隙比，解释底部设计， Y 为顶部间隙比，解释顶部空隙设计， A_d/A_r 为导流筒与反应器的横截面积之比。

对于外循环气升式反应器，Popovic 和 Robinson 提出了下面的关系式：

$$k_L A = 1.911 \times 10^{-4} (J_G)_r^{0.525} (1 + A_d/A_r)^{-0.853} \mu^{-0.89} \quad (1-1-74)$$

式中 $(J_G)_r$ —— 反应器的气体空塔速率

μ —— 液体黏度

这是基于用 CMC 溶液和水的实验数据所得到的结果。

应该强调的是，Popovic 和 Robinson 的式子没有考虑气体分布器的形状及间隙，只考虑横截面积比 (A_d/A_r) 作为变量，与式 (1-1-73) 相反，与定义的几何学有关。

四、液体-微生物之间的质量传递

细胞所需的基质扩散通过环绕它的边界层，然后进入细胞进行反应。最重要的问题之一是必须弄清控制的关键步骤是在细胞内还是在细胞周围。这一知识使我们能预测流体的物理特性可能对过程速率所造成影响。

Rotem 等研究了黏度对单细胞红藻 *Porphyridium* sp. 生长速率的影响。将藻放在含有本身细胞壁多糖的可溶性成分培养基中培养，随着培养基中多糖浓度的增加，藻生长速率和最大细胞数相应减少。增加多糖浓度也抑制细胞的 C 源消耗速率，从而抑制光合作用。试管培养试验结果显示，对硝酸盐、碳酸氢盐、磷酸盐和钠的质量传递系数随着多糖浓度的增加而减小。可得出如下结论：生长速率的减小是由于营养传递受到高浓度多糖阻碍所致。

五、微生物活性对质量传递的增强作用

当气体被液体吸收并发生反应，由于化学反应使所吸收的气体浓度改变，吸收率会被增强。这种增强作用可推广至大部分的湍流系统质量传递模型。这些推论的一个有趣特性是所有不同模型所预示的增强作用实际上是相等的，因此，可以采用一个简单的模型——膜模型 (the film model)。

氧被吸收到发酵液中，类似于气体被吸收到液体中，它与悬浮的小颗粒发生反应。由于氧在气-液界面扩散时被消耗，因此氧的吸收速率被增强。实验表明，在表面通气搅拌罐中氧的吸收率高于物理吸收的预期值。这种现象可以用所观察到的气-液界面附近微生物的积聚进行解释。

在表面通气搅拌罐中，当质量传递系数 k_L 较小时，氧的吸收速率将被微生物的活性所增强。微生物的分布也是一个影响因素，尤其是当表面的浓度远大于主体内的浓度时。另一方面，在传统的通气罐、搅拌罐或鼓泡塔中，质量传递系数相对较高，则微生物所消耗的氧对氧的传递速率不会产生加强。

虽然对大部分通气生化过程都是如此，而通常在发酵罐设计时都没有考虑增强作用，但是在充填量非常满的发酵液条件下的情况将发生改变。在这种情况下，质量传递系数 k_L 将下降至很低，忽略增强因素的影响将由于氧传递的观点而导致发酵罐的设计误差过大。

六、粒子间的质量传递

有些情况下，微生物不是自由悬浮于液体中，而是凝结成絮状、小丸状或固定于一固体支持物上（固定化酶的形式也是如此），这时质量传递过程就需要增加一个步骤。除了要穿越环绕粒子周围的液体边界层以外，扩散基质必须从外表面传送到生物转化实际发生的地方，这就意味着基质必须经过长而曲折的路程才能到达位于粒子中心的细胞处发生作用。

扩散限制对所需要的生物催化剂量的影响已是众所周知，这种现象已长时间被观察和分析。另一方面，扩散限制可以被过程设计者用作人工控制的手段。作为固定化的结果，酶的操作稳定性可以补偿甚至超过粒子间扩散的有害方面。在受到保护的絮团、颗粒或酶支持物内部，pH 和温度的波动也将变缓。而且在其他方面它可能对溶液成分的消耗有利，正如大家所知的废水反硝化处理过程，在通气罐内产生一个厌氧的环境。这可认为是由于质量传递限制所造成。因为生物凝聚物的内部氧的消耗而提供了一个厌氧的微环境。因此，与传统催化剂相反，对于生物催化剂，有时可将粒子内扩散而引起的附加限制视为有利因素。尽管如此，大部分情况下，设计者均是以消除粒子间扩散的有害影响为目标。

第四节 生物反应器的热量传递

一、细胞活动所释放的热量

细胞活动热的释放与生物反应的化学计量之间存在着紧密的关系。图 1-1-6 基质消耗过程中能量的总平衡显示了一个好气发酵过程和简单基质消耗的能量相等。生长及维持所需要的能量来源于基质的氧化。物质的氧化总伴随着电子的转移，伴随着能量释放所进行的电子转移称为“有效电子转移”，氧化过程中每分子氧可以接受 4 个电子。例如：0.5mol 氧气与 1mol 氢气化合形成 1mol 水蒸气，同时放出 241.4kJ 热量，过程中有效电子转移数为 2，记作 2 (av, e⁻)。当 1mol 葡萄糖完全氧化时，需要消耗 6mol 的氧，相应的有效电子转移数为：6×4=24 (av, e⁻/mol)。从大量实验得到，有机化合物氧化时每转移一个有效电子，平均释放出 111kJ 的热量，记作：

$$\Delta H_{av,e^-} = -111 \text{kJ/av, e}^-$$

因此，葡萄糖完全氧化释放的能量应为：

$$\Delta H_s^* = (-111) \times 24 = -2664 \text{kJ/mol}$$

但是，当我们用量热器测定葡萄糖燃烧过程得到的是： $\Delta H_s = -2804 \text{kJ/mol}$ ，两者相差在 5% 左右，这样的误差在工程上是允许的。因此可以用有效电子转移数来计算有机物氧化所释放的能量，这在工程上是十分方便的。任何有机物只要写出其氧化的反应方程式，根据反应式中所消耗氧的物质的量，就可以计算出反应所释

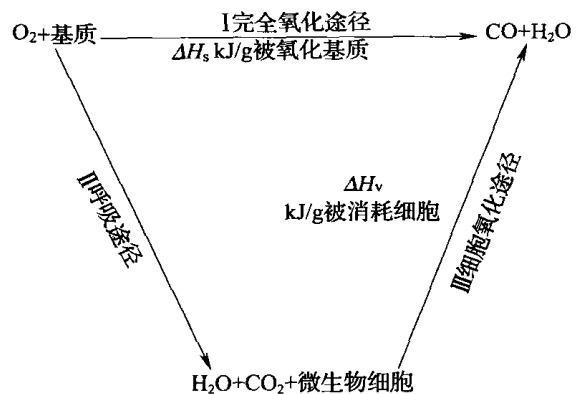
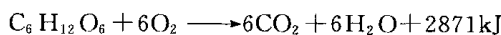


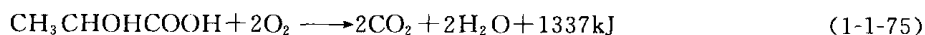
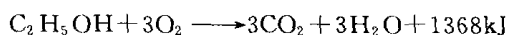
图 1-1-6 基质消耗过程的热平衡

放的能量。

葡萄糖作为营养源，在生物体内彻底氧化分解时：



即在生物体内，1mol 的葡萄糖在彻底氧化分解以后，共释放出 2871kJ 的能量。如果代谢产物分别为酒精和乳酸，它们的燃烧热分别为：



1mol 葡萄糖在酒精发酵或乳酸发酵中产生的反应热分别为 136kJ 和 197kJ。葡萄糖经酒精发酵分解后有 $2871kJ - 136kJ = 2735kJ$ 热量转移到酒精中保留 [也就是式 (1-1-75) 中乙醇燃烧热 $1368kJ \times 2$ 被保留，其他作为生成热 136kJ 被释放]。

酒精发酵（厌氧）中酵母菌将所产生能量的一部分转化为 ATP。在标准状态下 1molATP 加水分解为 ADP 和磷酸的同时，放出 31kJ 的热量。已知在酒精发酵或乳酸菌发酵中相对于 1mol 葡萄糖产生 2molATP。基于此，在酒精发酵中有 45% ($2 \times 31 / 136 = 0.46$) 的能量以 ATP 的形式储存起来。

好氧反应中，1mol 葡萄糖完全氧化生成 38mol 的 ATP， $31 \times 38 / 2871 = 0.41$ ，也就是说 41% 的能量以 ATP 的形式储存起来。乳酸发酵（厌氧时）的能量效率为 $(31 \times 2) / 2871 = 0.022$ ，即 2.2%。一般厌氧培养中 Y_{ATP} 约为 10.5g 细胞/mol ATP，好氧培养中为 6~29g 细胞/mol ATP。

图 1-1-7 清楚显示了不同微生物在不同培养基生长的氧的消耗率与热产率的简单比例。表 1-1-3 和表 1-1-4 给出了不同微生物和培养基的相应释放热值。如果某一特定系统找不到相应数据，也可采用 Minkevich 和 Ershin 发现的规律 (112.8kJ/单位传递给氧的有效电子) 进行化学计算得到一个相当接近值。

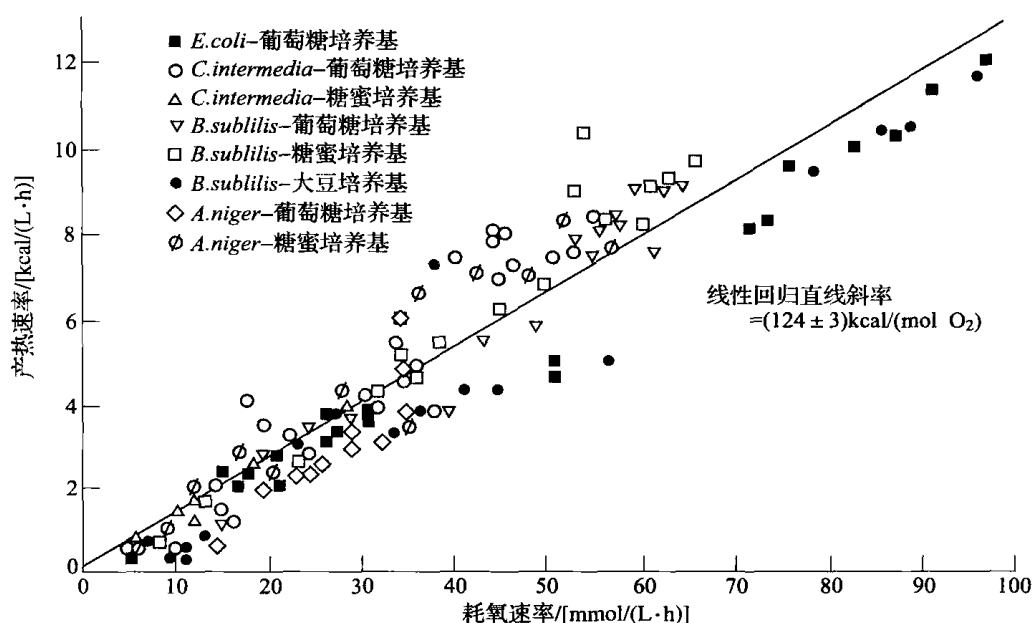


图 1-1-7 几种微生物在不同培养基中生长氧消耗与产热的关系曲线

1kcal=4.184kJ

表 1-1-3 基质和细胞产率对需氧量及产热量的影响

微生物	基质	细胞产率/ (g/L)	需氧量/ (g/100g 细胞)	释放热	
				kcal/100g 细胞	kJ/100g 细胞
细菌	n-烷烃	1.0	172	780	3266
酵母	n-烷烃	1.0	197	799	3345
	碳水化合物	0.5	67	380	1591

表 1-1-4 采用不同基质时微生物连续培养过程中的释放热

基质	细胞产率 /%基质	释放热		热释放速率	
		kcal/100g 细胞	kJ/100g 细胞	kcal/h	kJ/h
n-烷 (C ₁₂ ~C ₁₈)	100	780	3270	12	50
甲烷	60	1800	7550	30	125
蔗糖	50	380	1590	6	25

二、反应器中的热量传递

由于含有微生物和细胞的过程的反应速率相对低, 因此一般在反应器中因热影响导致局部温度变化的问题并不普遍。即使是有高分子产物释放到培养基中并产生很高的黏度, 仍不需要将热传递作为控制步骤, 因为这样一个黏度的培养基也妨碍质量传递, 从而使得热量的产生受到限制。这些情况下需关注的要点仍是质量传递而非热量传递。对于固定化酶催化的反应将需要不同的考虑。

搅拌发酵罐中的热量传递可用化学反应器设计的方程进行计算。通气过程中由于气泡的存在, 大多数情况下会产生高的湍流, 不会使这些装置中热传递速率发生很大改变。

鼓泡塔中的热传递速率远大于单相流所期望的速率。这是由鼓泡塔中的流动特性, 即气泡驱动的湍流和液体的再循环所造成。

对于气升式反应器, 其流动状态类似于鼓泡塔, 如果内部再循环度高, 或者较接近管道中的净两相流状态, 则建议采用管道传热方程进行计算。

三、生物反应器中的热量计算

生物反应器中的能量平衡可表示为:

$$Q_{\text{生物}} + Q_{\text{搅拌}} + Q_{\text{气体}} = Q_{\text{累积}} + Q_{\text{交换}} + Q_{\text{辐射}} + Q_{\text{蒸发}} + Q_{\text{废气}} \quad (1-1-76)$$

式中 $Q_{\text{生物}}$ —— 营养基质被菌体分解产生大量的热能, 部分用于合成高能化合物 ATP, 供给合成代谢所需要的能量, 多余的热量则以热能的形式释放出来, 形成生物热

$Q_{\text{搅拌}}$ —— 搅拌器转动引起的液体之间和液体与设备之间的摩擦所产生的热能

$Q_{\text{气体}}$ —— 通风搅拌所产生的热量

$Q_{\text{累积}}$ —— 体系中积累的热量

$Q_{\text{交换}}$ —— 向冷却器转移的热量

$Q_{\text{辐射}}$ —— 通过罐体向大气辐射的热量

$Q_{\text{蒸发}}$ ——蒸发造成的热损失

$Q_{\text{废气}}$ ——废气因温度差异所带走的热量

当 $Q_{\text{废气}}$ 、 $Q_{\text{累积}}$ 和 $Q_{\text{气体}}$ 可忽略不计时，反应过程中需要被冷却装置带走的总热量为：

$$Q_{\text{all}} = Q_{\text{交换}} = Q_{\text{生物}} + Q_{\text{搅拌}} - Q_{\text{蒸发}} - Q_{\text{辐射}} \quad (1-1-77)$$

实际生物反应过程中的热量计算，可采用如下 4 种方法：

(1) 通过反应中冷却水带走的热量进行计算 根据经验，每立方米发酵液每小时传给冷却器最大的热量为：青霉素发酵约为 $25000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，链霉素发酵约为 $19000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，四环素发酵约为 $20000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，肌苷发酵约为 $18000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，谷氨酸发酵约为 $31000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。

(2) 通过反应液的温升进行计算 根据反应液在单位时间内（如 0.5h）上升的温度而求出单位体积反应液放出热量的近似值。例如，某味精生产厂，在夏天不开冷却水时， 25m^3 发酵罐每小时内最大升温约为 12°C 。

(3) 通过生物合成进行计算 如本节开始所述。

(4) 通过燃烧热进行计算

$$Q_{\text{all}} = \sum Q_{\text{基质燃烧}} - \sum Q_{\text{产物燃烧}} \quad (1-1-78)$$

式中 $Q_{\text{基质燃烧}}$ ——基质的燃烧热

$Q_{\text{产物燃烧}}$ ——产物的燃烧热

生物反应器中的换热装置的设计，首先是传热面积的计算。换热装置的传热面积可由下式确定：

$$A = Q_{\text{all}} / K \Delta t_m \quad (1-1-79)$$

式中 A ——换热装置的传热面积， m^2

Q_{all} ——由上述方法获得的反应热或反应中每小时放出的最大热量， kJ/h

K ——换热装置的传热系数， $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

Δt_m ——对数温度差 ($^\circ\text{C}$)，由冷却水进出口温度与醪液温度而确定

根据经验：夹套的 K 值为 $400 \sim 700\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，蛇管的 K 值为 $1200 \sim 1900\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，如管壁较薄，对冷却水进行强制循环时， K 值为 $3300 \sim 4200\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。气温高的地区，冷却水温高，传热效果差，冷却面积较大， 1m^3 发酵液的冷却面积超过 2m^2 。在气温较低的地区，采用地下水冷却，冷却面积较小， 1m^3 发酵液的冷却面积为 1m^2 。发酵产品不同，冷却面积也有差异。

第五节 生物反应器的剪切力问题

化学过程中反应器的放大基本上是集中于在大规模容器中如何得到与小型实验室规模反应器相同的平均产率，但要达到这一目的并不是一件简单的任务，这是因为大容器的流体力学经常是复杂而且难于建立模型之故。大容器中质量和热量的传递遵从对流机制，并通常与湍动涡流有关，因此，剪切流在反应器中经常存在。习惯上承认过度剪切作用会损伤悬浮细胞，导致活力损失，对于易碎细胞甚至会出现破裂。不单是动物细胞培养，扩展到植物细胞培养也一样，甚至微生物培养也会受到剪切作用的影响。但是，在某些情况下，可发现在一定限制范围内的剪切力具有很多正面影响。这些正面影响可能是由于热和

质量传递速率的增强而引起。有人提出，剪切力本身有时对培养生长速率及代谢物产率具有有益的影响，在这种情况下，剪切力将成为过程动力学的一个参数。对于给定的一个反应器设计，黏度和动力输入将决定流动方式，它将影响反应器在微观规模及宏观规模下的性能。剪切力的出现作为前者的证据之一，它直接影响热及质量传递，从而影响生物量的生长及产物的形成。

一、剪切力对微生物的影响

1. 细菌

一般认为，细菌对剪切力是不敏感的。细菌大小一般为 $1\sim 2\mu\text{m}$ ，这比发酵罐中常见的湍流旋涡长度要小。另外，细菌具有坚硬的细胞壁，受剪切力影响较小。但也有细菌受剪切力影响的报道，如同心圆中受剪切作用的大肠杆菌 (*E. coli*) 细胞长度会增加。由于搅拌的剪切作用，曾观察到细胞体积的变化。

用大肠杆菌生产抗菌多肽小菌素 B17，在摇瓶培养时，B17 在胞内积累；但在 HARV (High Aspect Ratio Vessel, 高截面比反应器) 中，B17 分泌到胞外。研究结果表明，产生这种变化的原因是由于 HARV 中的低剪切作用。如果在 HARV 中即使只添加一个玻璃珠，就可以产生足够的剪切力，使 B17 积累在胞内而不分泌到胞外。

在细菌发酵生产黏多糖（如黄原胶）时，由于胞外多糖的积累，培养液的黏度逐渐增加，从而造成供氧及混合困难，另在细胞外会逐渐形成一个黏液层，从而造成细胞内外物质交换的障碍，使多糖产量下降。为提高多糖产量，反应器中的滞流层及细胞外的黏液层必须通过高剪切力作用除去。如在一种新型细菌多糖 Methylan 生产中，当剪切力逐渐增加到 30Pa 时，MetLylan 产量增加，细胞外多糖层造成的传质限制被消除或减弱。

2. 酵母

酵母比细菌大，一般为 $5\mu\text{m}$ ，但比常见的湍流旋涡长度仍要小。酵母细胞壁较厚，具有一定剪切抗性，但是酵母通过出芽繁殖或裂殖会产生疤点，其出芽点及疤点是细胞壁的弱处。有报道证明酵母出芽繁殖受到机械搅拌的影响。

3. 丝状微生物

丝状微生物包括霉菌和放线菌，在工业上特别是抗生素生产中应用广泛。霉菌是一种丝状真菌，属真核丝物，包括毛霉、根霉、曲霉、青霉等。放线菌属原核生物，包括链霉菌、诺卡氏菌、小单胞菌等。霉菌和放线菌都形成分枝状菌丝，菌丝可长达几百个微米。

在深层浸没培养中，丝状微生物可形成两种特别的颗粒，即自由丝状颗粒和球状颗粒。在自由丝状形式下，菌丝的缠绕导致发酵液的高黏度及拟塑性。这样就导致发酵液中混合和传质（包括氧传递）非常困难。为增强混合和传质，需要强烈的搅拌，但高速搅拌产生的剪切力会打断菌丝，造成机械损伤。如果菌丝形成球状，则发酵液中黏度较低，混合和传质比较容易，但菌球中心的菌可能因为供氧困难而缺氧死亡。

(1) 球状形式 丝状微生物通过相互缠绕形成球状，菌球大小一般为 $0.2\sim 10\text{mm}$ ，研究表明菌球大小取决于菌球形成及后续时期的搅拌强度。

丝状微生物形成菌球有两种类型。一种是共聚类型，在孢子萌发期形成，结果是菌球

中含大量孢子。如曲霉每个菌球就含几百个孢子。对于这种类型，强烈的搅拌会阻止菌球的形成。另一种是非共聚类型，每个孢子形成一个菌球，菌球形成后，通过菌丝断裂繁殖又会形成新的菌球，从而孢子/菌球比率小于1。对于这种类型，搅拌对菌球的影响尚不十分明确。

菌球一旦形成后会呈现出不同形态，依形态可分为疏松球状、中心紧密外围疏松球状和紧密光滑球状。紧密光滑球状可能会由于菌丝自溶而形成中心空洞。这些菌球会受到搅拌和培养条件的影响，一般当搅拌强度增加时，菌球变小而紧密，如图 1-1-8 所示。

搅拌会对菌球产生两种物理效果：一种是搅拌削去菌球外围的育膜，减小粒径；另外一种则是使菌球破碎。这些效果主要是由于湍流漩涡剪切引起。另外菌球间碰撞及菌球与间浆碰撞也可引起部分作用。

(2) 自由丝状形式 在搅拌罐中也常遇到自由丝状形式的菌丝体。由于剪切会打断菌丝，所以需要控制搅拌强度。搅拌强度会对菌丝形态、生长和产物生成造成影响，还可能导导致胞内物质的释放。具体影响如下：

① 形态。机械力对自由丝状微生物的作用是打断菌丝，改变菌丝形态，可以通过显微镜观察到形态的变化。1990 年 Packer 和 Thomas 报道的图像分析方法 (image-analysis-based method) 可用来定量描述菌丝的形态特征。对青霉素研究表明，搅拌转速增加会导致菌丝变短、变粗、菌丝分叉增多。红霉素生产中高速搅拌剪切使菌丝变短、变粗，但菌丝分叉减少。

② 对胞内物质释放的影响。有报道表明，由于搅拌强度的增加，核苷酸等低分子量物质会从真菌及链霉素中渗漏出来。但渗漏并不是细胞破裂引起，且渗漏速率与培养条件及菌龄有关。

③ 对菌体生长和产物生产的影响。丝状微生物的生长和产物生产与搅拌密切相关。利用黑曲霉的三种突变株进行 11 批柠檬酸发酵表明。生物量及柠檬酸的生产均有一最佳搅拌转速 (见图 1-1-9)。在低搅拌转速下产量低可能是由于低转速下氧传递的限制，高转速下菌体生长加快但产量下降是由于剪切力使菌丝损伤造成的。形态观察说明，高转速下菌丝变粗，缠绕紧密，分叉增多。

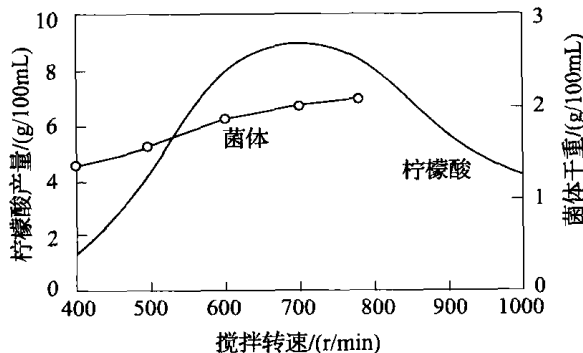


图 1-1-9 搅拌转速对柠檬酸产量及生物量的影响

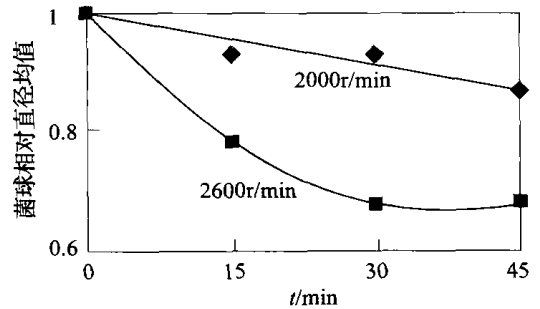


图 1-1-8 搅拌速度及时间对菌球直径的影响

在红霉素生产中，转速对产量影响小于 5%。可能是由于高转速降低了高度缠绕的菌丝团百分率，对发酵有利；同时高转速下形成了小尺寸菌丝，对发酵不利。两者综合结果是转速对发酵影响不大。

在螺旋霉素生产中，考察剪切力对螺旋霉素链霉菌的影响。方法是考察摇瓶发酵过程中玻璃珠数量、添加玻璃珠时间及不同发酵阶段添加玻璃珠对发酵的影响，

以及在 50L 发酵罐上，通过改变搅拌速度调整对菌体的剪切力，并考查不同发酵阶段剪切力对发酵的影响。结果随着玻璃珠数的增加，菌体浓度和必特螺旋霉素产量下降明显；48h 时添加玻璃珠对必特螺旋霉素合成有促进效果，效价提高 8%，且菌体浓度变化不大。发酵前期（0~48h）和发酵后期（72~96h），过强的剪切力会对发酵产生不利的影响。在 50L 发酵罐上，不同发酵阶段调整剪切力，使发酵产物单位数比对照提高 16.7%。结论：剪切力对必特螺旋霉素发酵有显著影响。

从以上分析可知，剪切对丝状微生物的影响没有统一的结论，菌株不同，剪切的影响不同。

二、剪切对动物细胞的影响

大规模的动物细胞培养应用越来越广泛，可生产许多有价值的药物如疫苗、激素、干扰素等。但是，动物细胞对剪切作用非常敏感。因为它们尺寸相对较大，一般为 $10\sim 100\mu\text{m}$ ，并且没有坚固的细胞壁而只有一层脆弱的细胞膜。因此，对剪切力敏感成为动物细胞大规模培养的一个重要问题。

不同剪切力对人脐静脉内皮细胞（human umbilical vein endothelial cells, hUVEC）表达基质金属蛋白酶（matrix metalloproteinase9, MMP29）的影响研究表明，低剪切力及振荡剪切力均能诱导体外培养的 hUVEC 对 MMP29 mRNA 的表达，且增加其蛋白活性，而生理性剪切力却能抑制这种表达。

三、剪切对植物细胞的影响

植物细胞培养可用来生产一些高价值的植物细胞代谢产物，如奎宁、吗啡、紫杉醇等。植物细胞个体相对大一些，一般为 $20\sim 150\mu\text{m}$ 。内含较大液泡，细胞壁较脆，无柔软性，这些特征表明植物细胞比动物细胞耐剪切能力稍好一些，但与微生物相比，对剪切作用仍很敏感，在高剪切力环境下将损伤、死亡，具体表现为细胞膜整体性的丧失，生长活性下降，有丝分裂活性降低，结团尺寸减小，形态发生变化，胞内物质如蛋白质丢失，生长和次级代谢产物生成速率发生变化。近来研究胡萝卜细胞表明，细胞的各种生理活性受到剪切水平的影响，如导致细胞分解及破坏膜完整性的能量要比阻止生长及影响有丝分裂的能量高。

对海带 *Laminaria japonica* 配子体细胞以不同搅拌速率 $0\sim 1000\text{r}/\text{min}$ 、施加短期 $0\sim 60\text{h}$ 连续剪切的研究表明，海带配子体对连续剪切力较为敏感。连续剪切 2.5d 后，细胞损伤率随搅拌速度的增加呈 S 形曲线，其中， $90\text{r}/\text{min}$ （叶端线速度为 $0.165\text{m}/\text{s}$ 左右）为临界转速，此时细胞叶绿素浓度积累达到最大值 $2.36\text{mg}/\text{L}$ ；中高速搅拌速率（ $270\sim 1000\text{r}/\text{min}$ ）下叶绿素浓度迅速下降， $1000\text{r}/\text{min}$ 下细胞损伤率为静止对照样的 18 倍。可见，适度的剪切力和连续剪切时间可加强传质，对细胞培养有利，但过大的剪切强度或过长的剪切时间均会造成细胞叶绿素浓度负增长，胞内氮、磷池释放，细胞损伤率上升及细胞显微形态变化等负面影响。

东北红豆杉细胞的临界剪切力是 $0.36\sim 0.57\text{Pa}$ ，当剪切力超过临界值时，细胞产生大量碎片并导致死亡；剪切力小于临界值时，显微镜下观察到细胞仍保持完整状态，不会导致细胞破碎和死亡，但剪切后的细胞生长发生停滞。

四、剪切对酶反应的影响

酶作为一种具有生物活性的蛋白质，剪切力会在一定程度上破坏酶蛋白质分子精巧的空间结构，引起酶的部分失活。一般认为酶活力随剪切强度和时间的增加而减小。

研究剪切对过氧化氢酶活力的影响，结果表明，酶的残存活力随剪切作用时间与剪切力乘积增大而减小。

在膜分离式的酶解反应器中，葡萄糖淀粉酶失活随叶轮叶尖速度增大而加快。在同样搅拌剪切时间下，酶活力的丢失与叶轮叶尖速度是一种线性关系。在同样条件下，凹槽叶轮搅拌引起酶失活最大，刮力叶轮次之，平板叶轮搅拌引起的酶失活最小，这与搅拌造成的流体剪切程度相符。

五、生物反应器中剪切力的比较

研究发现，以微孔金属丝网作为空气分布器的三叶螺旋桨反应器（MRP）能提供较小的剪切力和良好的供氧，优于六平叶涡轮浆反应器，并认为在高浓度细胞培养时，MRP型反应器将显示更大的优越性；离心式叶轮反应器（centrifuga limpeller bioreactor）与细胞升式反应器（cell-liftbioreactor）相比具有较高升液能力，较低剪切力，较短混合时间，在高浓度下具有高得多的溶解氧系数，有用于剪切力敏感的生物系统的巨大潜力。方框形桨式搅拌、蝶形涡轮搅拌等不同形式的机械搅拌罐用于植物细胞培养的生产和研究，结果证明不同叶轮产生剪切力大小顺序为涡轮状叶轮>平叶轮>螺旋状叶轮。

相对于传统搅拌式反应器，非搅拌式反应器所产生的剪切力较小，结构简单，其主要类型有鼓泡式反应器、气升式反应器和转鼓式反应器等。通过对培养紫苏细胞的生物反应器比较发现鼓泡式反应器优于机械搅拌式反应器。但由于鼓泡式反应器对氧的利用率较低，如果用较大通气量，则产生的剪切力会损伤细胞。喷大气泡时，湍流剪切力是抑制细胞生长和损害细胞的重要原因。较大气泡或较高气速导致较高剪切力，对植物细胞有害。

气升式反应器中无机械搅拌，剪切力相对低，广泛应用于植物细胞培养的研究和生产。通过胡萝卜细胞培养研究发现，比较搅拌罐、气体喷射罐和带通气管的气升式反应器，最高细胞浓度和最短倍增时间可从气升罐中得到。气升式反应器用于多种植物细胞悬浮培养或固定化细胞培养，但其操作弹性较小。低气速时，尤其高径比（ H/D ）大、高密度培养时，混合性能欠佳。过量供气，过高的氧浓度反而会影响细胞的生长和次生代谢产物的合成。将气升式发酵罐与慢速搅拌结合使用可弥补低气速时混合性差的弱点，采用分段的气升管，也有利于氧的利用与混合。气升式反应器中剪切对细胞的损伤主要是由于气泡破碎造成。但由于它的高径比大（9:1），可减少气泡破碎区，很多单克隆抗体在气升式反应器中即使是在无血清的情况下也能培养成功。英国 Celltech 公司已成功地用 1000L 气升式反应器生产单克隆抗体。

转鼓式反应器用于烟草细胞悬浮培养的研究发现，与有一个通风管的气升式反应器相比，相同条件下转鼓式反应器中生长速率高，其氧的传递及剪切力对细胞的伤害水平方面均优于气升式反应器。

升流式生物反应器（lift-stream bioreactor）利用罐中心一根连有多孔板的杆上下移动达到搅拌的目的，可用于培养剪切力敏感细胞。

另外，许多有别于传统微生物反应器的新型反应器正用于植物细胞的研究生产，如用新型环回式流化床反应器（loop fluidized bed reactor）进行 *coffea arabica* 培养，消除了气体直接喷射引起的剪切力；用固定床反应器培养固定化烟草细胞，生长速率与摇瓶相同，胞内合成与摇瓶无明显区别；用一种植物细胞表面固定化培养系统，避免了传统搅拌罐悬浮培养中的流体流动力或剪切力问题，并促进植物细胞凝聚的特性，使次级代谢产物合成和积累增加；用植物细胞膜反应器将细胞固定在膜上 3mm 厚一层，培养基在膜下封闭回路循环流动，营养透过膜扩散至细胞层，次级代谢物分泌透过膜扩散至培养基等。

以上只是提供了一些设计工程师在生物反应器设计中应当考虑的因素及设计方法，这仅仅起到抛砖引玉的作用，具体方法将在以下各章中论述。

思考题

1. 生物反应器可分为细胞反应器和酶反应器，它们的主要区别是什么？
2. 为什么说“生物反应器的结构对生物反应的产品质量、收率（转化率）和能耗起到关键作用”？
3. 请列出生物量对基质的得率与比生长速率的关系式，并予以说明。
4. 生长曲线对生物反应器的设计有何指导意义？
5. 根据机械搅拌生物反应器的质量传递速率总方程： $k_L A = A_1 (P_i/V_L)^{\alpha} (J_G)^{\beta}$ ，请分析提高质量传递速率的主要措施有哪些。
6. 气体分布器的结构及形状可以从哪些方面影响气体搅拌生物反应器的质量传递速率？
7. 微生物活性是如何起到对质量传递的增强作用的？生物反应器的设计应如何考虑？
8. 葡萄糖完全燃烧释放的能量为 2871kJ/mol，此值是否等于单位葡萄糖被菌体分解产生的发酵热，为什么？举例说明。
9. 剪切力对有些生物反应过程有利，但对有些生物反应过程不利，在反应器选型与设计时应如何考虑，请分类说明。

参 考 文 献

1. 张元兴，许学书. 生物反应器工程. 广州：华东理工大学出版社，2001.
2. H. 斯科特·福格勒. 化学反应工程原理（第四版英文影印版）. 北京：化学工业出版社，2006.
3. [日] 山根恒夫. 生物反应工程（原著第三版）. 北京：化学工业出版社，2006.
4. 贾士儒. 生物反应工程原理（第三版）. 北京：科学出版社，2008.
5. 戚以政，汪叔雄. 生物反应动力学与反应器（第三版）. 北京：化学工业出版社，2007.
6. 臧荣春，夏凤毅. 微生物动力学模型. 北京：化学工业出版社，2004.
7. 刘祖同，罗信昌. 食用蕈菌生物技术及应用. 北京：清华大学出版社，2002.
8. 张嗣良，张恂，唐寅等. 发展我国大规模细胞培养生物反应器装备制造业 [J]. 中国生物工程杂志，2005，25（7）：1~8.
9. 刘志伟，郭勇，张晨. 植物细胞培养生物反应器的研究进展 [J]. 现代化工，1999，19（08）：14~16.
10. 黄娜，陈思晔，齐瀚实. 短期连续剪切对光生物反应器内海带配子体细胞生长及其恢复能力的影响 [J]. 生物工程学报，2007，23（05）：935~940.

11. 高虹, 韩培培, 元英进. 层流剪切力对悬浮培养红豆杉细胞 HMGR 酶基因转录的影响 [J]. 天津大学学报, 2006, 39 (S1): 35~38.
12. 周建, 王军峰, 吴春海等. 剪切力对必特螺旋霉素发酵的影响 [J]. 食品与药品, 2008, 10 (01): 18~21.
13. 孙惠文, 张梅, 李长江等. 剪切力对内皮表达细胞基质金属蛋白酶 9 的调节作用及机制 [J]. 中国动脉硬化杂志, 2007, 15 (07): 548.

第二章 通气发酵设备

大多数的生化反应都是需氧的，故通气发酵设备是需氧生化反应设备的核心和基础。无论是使用微生物、酶或动植物细胞（或组织）作生物催化剂，也不管其目的产物是抗生素、酵母、氨基酸、有机酸或是酶，所需的通气发酵设备均应具有良好的传质和传热性能，结构严密，防杂菌污染，培养基流动与混合良好，配套的检测与控制，设备较简单，方便维护检修以及能耗低等特点。目前，常用的通气发酵罐有机械搅拌式、气升环流式、鼓泡式和自吸式等，其中机械搅拌通气发酵罐一直占据着主导地位。本章分别介绍上述几种通气发酵罐，至于动植物细胞（或组织）反应器将在第四章介绍。

第一节 机械搅拌通气发酵罐

机械搅拌通气发酵罐在生物工程工厂中得到广泛使用，据不完全统计，它占了发酵罐总数的70%~80%，故又常称之为通用式发酵罐。目前，我国珠海益力味精厂拥有630m³特大型机械搅拌通气发酵罐，是世界上最大型的通用罐之一，用于谷氨酸发酵，显示出高生产效率、高经济效益的优点。这类发酵罐大多用于通气发酵，靠通入的压缩空气和搅拌叶轮实现发酵液的混合、溶氧传质，同时强化热量传递。

一、机械搅拌通气发酵罐的结构

通用的机械搅拌通气发酵罐主要部件有罐体、搅拌器、挡板、轴封、空气分布器、传动装置、冷却管（或夹套）、消泡器、人孔、视镜等，大型机械搅拌罐结构示意图如图1-2-1所示。

下面对此类型发酵罐的主要部件加以说明。

1. 罐体

罐体由圆柱体和椭圆形或碟形封头焊接而成，材料以304或316L等不锈钢为好。为满足工艺要求，罐体必须能承受一定压力和温度，通常要求耐受130℃和0.25MPa（绝压）。罐壁厚度取决于罐径、材料及耐受的压强。当受内压时，其壁厚可用下式进行计算：

$$\delta_1 = \frac{pD}{230 [\sigma] \varphi - p} + C \quad (\text{mm}) \quad (1-2-1)$$

式中 p ——耐受压强，MPa，表压

D ——罐径，mm

φ ——焊接系数，双面对焊 $\varphi=0.8$ ，无焊缝 $\varphi=1.0$

C ——腐蚀裕度，当 $\delta - C < 10\text{mm}$ 时， $C=3\text{mm}$

$[\sigma]$ ——许用应力，MPa

封头壁厚按碟形封头计算为：

$$\delta_2 = \frac{pDy}{200 [\sigma] \varphi} + C \quad (\text{mm}) \quad (1-2-2)$$

式中 y ——开孔系数, 对发酵罐可取 2.3

$[\sigma]$ ——许用应力, MPa

受外压的壁厚按下式计算:

$$\delta_3 = \frac{pD}{2400} \left[1 + \sqrt{1 + \frac{\alpha H}{p(D+H)}} \right] + C \quad (\text{mm}) \quad (1-2-3)$$

式中 p ——外受压力, Pa

α ——系数, 直立圆筒取 45, 有焊缝时为 50

H ——圆筒高度, mm

1m³以下的小型发酵罐罐顶和罐身用法兰连接, 上设手孔以方便清洗和配料。中型和大型发酵罐则装设快开人孔, 罐顶装设视镜及光照灯孔, 还装设进料管、排气管、接种管和压力表等, 排气管应尽可能靠近罐顶中心位置。在罐身上设有冷却水进出管、进气管及温度、pH、溶氧等检测仪表接口。取样管可设在罐顶或罐侧, 视操作要求而定。有一点必须注意的是, 罐体上的管路越少越好, 如进料、补料和接种可共用同一个接口。

2. 搅拌器和挡板

搅拌器的主要作用是混合和传质, 使通入的空气分散成气泡并与发酵液充分混合, 使气泡细碎以增大气-液界面, 以获得所需要的溶氧速率, 并使生物细胞悬浮分散于发酵体系中, 以维持适当的气-液-固(细胞)三相的混合与质量传递, 同时强化传热过程。为实现这些目的, 搅拌器的设计应使发酵液有足够的径向流动和适度的轴向运动。

搅拌叶轮大多采用涡轮式, 最常用的有平叶式或弯叶式圆盘涡轮搅拌器, 叶片数量一般为 6 个。此外, 还有推进式和 Lightnin 式搅拌叶轮。我们知道, 涡轮式搅拌器具有结构简单、传递能量高、溶氧速率高等优点, 但其不足之处是轴向混合较差, 而且对搅拌叶轮直接扫过的区域以外, 搅拌强度随着与搅拌轴距离增大而减弱, 故当培养液较黏稠时搅拌与混合效果大大下降。上述三种形式的搅拌叶轮结构示意图如图 1-2-2 所示, 有关的搅拌流型如图 1-2-3 所示。

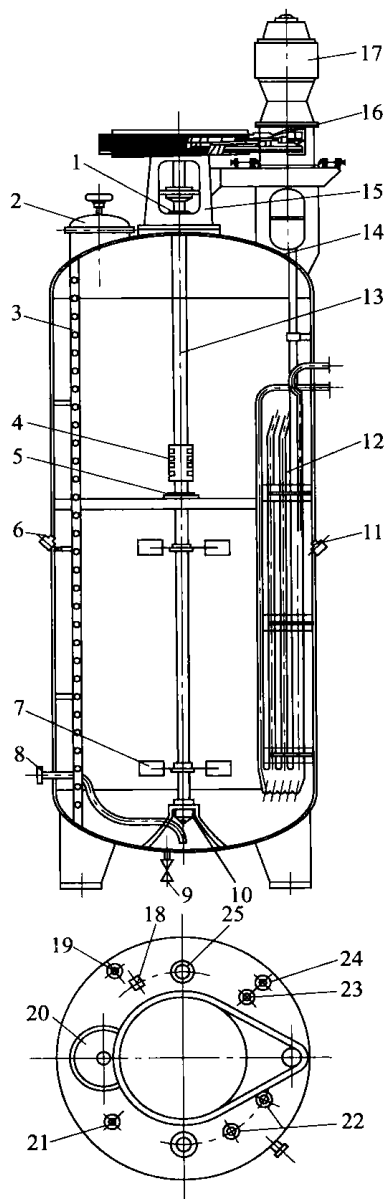


图 1-2-1 机械搅拌通气发酵罐结构

- 1—轴封 2、20—人孔 3—梯
4—联轴节 5—中间轴封 6—温度计接口
7—搅拌叶轮 8—进风口 9—放料口
10—底轴承 11—热电偶 12—冷却管
13—搅拌轴 14—取样管 15—轴承座
16—传动皮带 17—电机 18—压力表
19—取样口 21—进料口 22—补料口
23—排气管 24—回流口 25—视镜

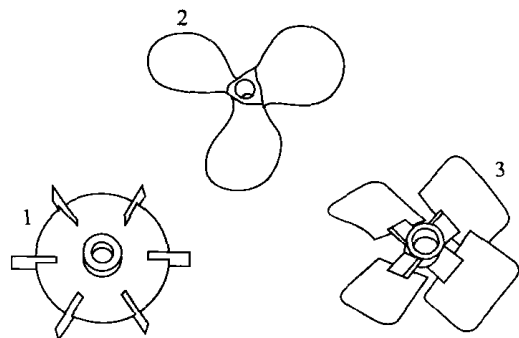


图 1-2-2 发酵罐搅拌叶轮结构类型

1—六直叶平叶涡轮 2—推进式
3—Lightnin A-315 式

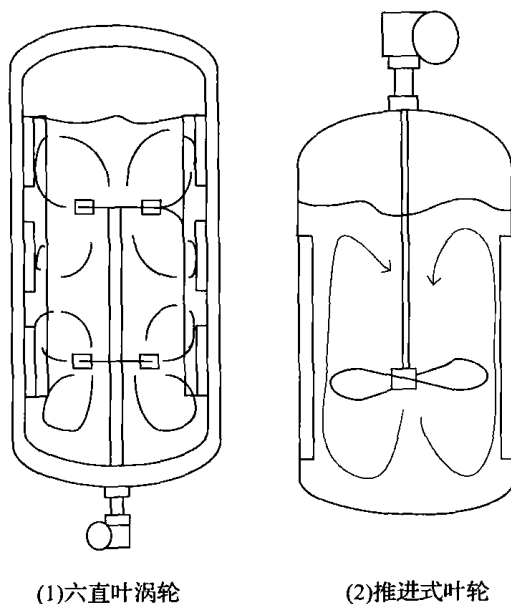


图 1-2-3 全挡板条件下搅拌流型

为了强化轴向混合，可采用涡轮式和推进式叶轮共用的搅拌系统。

为了拆装方便，大型搅拌叶轮可做成两半型，用螺栓联成整体装配于搅拌轴上。发酵罐内装设挡板的作用是防止液面中央形成旋涡流动，增强其湍动和溶氧传质。通常，设 4~6 块挡板，其宽度为 $0.1 \sim 0.12D$ ，则可达到全挡板条件。据研究，全挡板条件必须满足下述条件：

$$\left(\frac{b}{D}\right)_n = \frac{(0.1 \sim 0.12) D}{D} n = 0.5 \quad (1-2-4)$$

式中 D ——发酵罐直径，mm

b ——挡板宽度，mm

n ——挡板数

挡板的高度自罐底起至设计的液面高度为止，同时挡板与罐壁留有一定的空隙，其间隙为 $(1/8 \sim 1/5) D$ 。据经验表明，发酵罐热交换用的竖立的列管、排管或蛇管也可起相应的挡板作用。

3. 轴封

轴封的作用是防止染菌和泄漏，大型发酵罐常用的轴封为双端面机械轴封，如图 1-2-4 所示。至于填料函轴封，因易磨损和渗漏，故在发酵罐中已不再采用。

双端面机械轴封装置主要由三部分构成，即：

(1) 动环和静环 应使此摩擦副（即动环和静环）在给定的条件下，负荷最轻、密封效果最好、使用寿命最长。为此，动静环材料均要有良好的耐磨性，摩擦因数小，导热性能好，结构紧密，且动环的硬度应比静环大。通常，动环可用碳化钨钢，静环用聚四氟乙烯。

(2) 弹簧加荷装置 此装置的作用是产生压紧力使静环端面压紧密切接触，以确保密封。弹簧座靠旋紧的螺钉固定在轴上，用以支撑弹簧，传递扭矩。而弹簧压板用以承受压紧力，压紧静密封元件，传动扭矩带动动环。当工作压力为 0.3~0.5MPa 时，采用 2~2.5mm 直径的弹簧，自由长度 20~30mm，工作长度 10~15mm。

(3) 辅助密封元件 辅助密封元件有动环和静环的密封圈，用来密封动环与轴以及静环与静环座之间的缝隙。动环密封圈随轴一起旋转，故与轴及动环是相对静止的。静环密封圈是完全静止的。常用的动环密封圈为“O”形环，静环密封圈为平橡胶垫片。

4. 空气分布器

对一般的通气发酵罐，空气分布管主要分环形管式和单管式。单管式结构简单实用，管口正对罐底中央，与罐底距离约 40mm。若用环形空气分布管，则要求环管上的空气喷孔应在搅拌叶轮叶片内边之下，同时喷气孔应向下以尽可能减少培养液在环形分布管上滞留。根据发酵工厂经验，喷孔直径取 2~5mm 为好，且喷孔的总截面积之和等于空气分布管截面积。对机械搅拌通气发酵罐，分布管内空气流速取 20m/s 左右。

5. 消泡装置

发酵液中含蛋白质等发泡物质，故在通气搅拌条件下会产生泡沫，发泡严重时会使发酵液随排气而外溢，造成跑料，且增加杂菌感染机会。在通气发酵生产中有两种消泡方法，一是加入化学消泡剂，二是使用机械消泡装置。通常，是把上述两种方法联合使用。

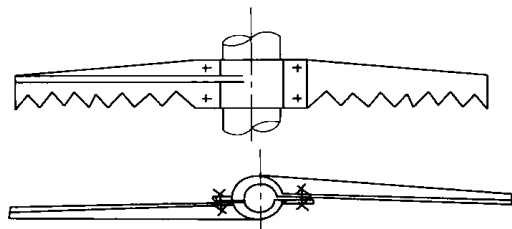


图 1-2-5 耙式消泡器结构

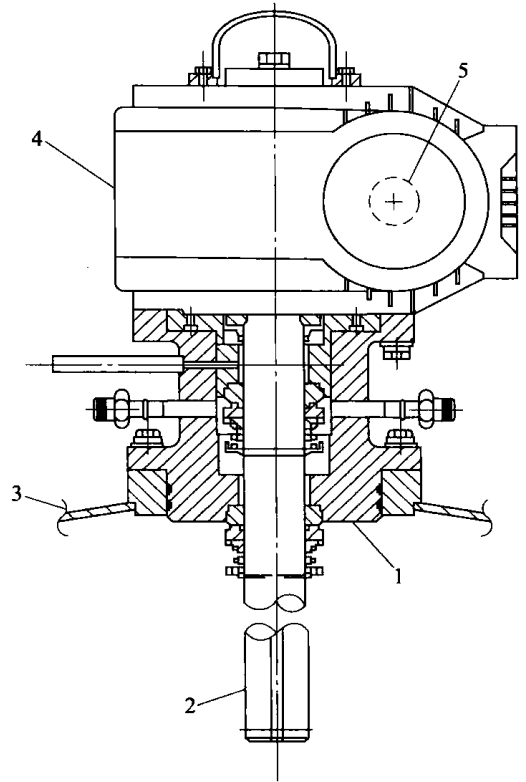


图 1-2-4 双端面机械轴封装置

1—密封环 2—搅拌轴 3—罐体
4—减速箱 5—齿轮箱

最简单实用的消泡装置为耙式消泡器，可直接安装在上搅拌的轴上，消泡耙齿底部应比发酵液面高出适当高度。耙式消泡器结构如图 1-2-5 所示。此外，还有涡轮消泡器、旋风离心和叶轮离心式消泡器、碟片式消泡器和刮板式消泡器等。

二、机械搅拌通气发酵罐的通气与溶氧传质

需氧生物反应需一定的溶氧传质速率，但氧是难溶气体，在常压和 25℃ 时，空气中的氧在纯水中的饱和溶解度只有 0.25mol/m³，在培养基中的溶解度则更小。据研究结果，工业发酵常用的微生物的比呼吸速率约为 0.1~0.4kgO₂/ [h·kg (干细胞)]，而由糖等

底物转化成细胞, 则需氧量为 $1\text{kg} (\text{O}_2) / \text{kg}$ (增殖细胞) 左右。故发酵罐的通气供氧是十分重要的。根据传质理论, 发酵液的溶氧传递速率 (OTR, oxygen transmission rate) 为:

$$\text{OTR} = k_L a (c^* - c) \quad (1-2-5)$$

式中 $k_L a$ ——体积溶氧系数, $1/\text{h}$ 或 $1/\text{s}$

c ——发酵液中溶氧浓度, mol/m^3

c^* ——相应温度、压强条件下饱和溶氧浓度, mol/m^3

根据研究与生产经验, 式 (1-2-5) 中的溶氧浓度 c 一般应控制在 $5\% \sim 10\% c^*$ 以上, 否则就会影响生物细胞生长与代谢。故最高的溶氧速率也只能是 $0.95 k_L a \cdot c^*$ 。一般的通气发酵生产使用普通空气, 而发酵罐压也只是比大气压略高, 故相应的 c^* 在 $0.25 \sim 0.3 \text{mol O}_2/\text{m}^3$; 而机械搅拌通气发酵罐的 $k_L a$ 值为 $100 \sim 1000 (1/\text{h})$, 所以由式 (1-2-5) 可计算出此类发酵罐的供氧能力为 $0.8 \sim 9 \text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。这里要说明的是, 上述的供氧能力是在相应的通气和机械搅拌功率输入的条件下实现的。对于高细胞密度发酵和非牛顿培养基发酵, 在相同的发酵罐和通气搅拌条件下, 相应的溶氧速率大大降低。

1. 气-液相间的溶氧传质理论

对通气搅拌的深层培养, 培养液中必须有适当的溶氧浓度, 尽可能使溶解氧不会成为限制性因素。在实际的生物反应系统, 溶氧浓度是细胞的耗氧速率 (OUR) 和氧传递速率 (OTR) 的函数。氧由空气泡传递到生物细胞可分成几个步骤进行, 可以用传统的双膜理论表述如下:

- ① 气泡中的氧通过气相边界层传递到气-液界面上;
- ② 氧分子由气相侧通过扩散穿过界面传递到液相侧;
- ③ 氧分子在界面液相侧通过液相滞流层传递到液相主体;
- ④ 在液相主体中进行对流传递到生物细胞表面液膜外面;
- ⑤ 通过生物细胞表面的液相滞流层扩散进入生物细胞内。

由上述传质理论, 溶氧过程的总推动力就是气相与细胞内的氧浓度之差。据传质理论分析和实验研究结果证明, 在大多数的通气发酵场合, 氧由气泡传递到液相中是生物通气发酵过程中的限速步骤。当气液传质过程处于稳态时, 溶氧速率为:

$$n_{\text{O}_2} = \frac{p - p_1}{1/k_G} = \frac{p - p^*}{1/K_G} = \frac{c_1 - c_L}{1/k_L} = \frac{c^* - c_L}{1/K_L} \quad (1-2-6)$$

式中 p ——气相主体氧分压, Pa

p_1 ——气液界面氧分压, Pa

p^* ——与液相主体氧浓度平衡的氧分压, Pa

k_G ——气膜传递系数, $\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$

K_G ——以氧分压为推动力的总传质系数, $\text{mol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$

c_1 ——气液界面中氧浓度, mol/m^3

c_L ——液相主体溶氧浓度, mol/m^3

c^* ——与气相主体平衡的饱和液相氧浓度, mol/m^3

K_L ——以液相氧浓度为推动力的总传质系数, m/s

k_L ——液膜传质系数, m/s

根据亨利定律有：

$$P = Hc \quad (1-2-7)$$

式中 H ——亨利常数

结合式 (1-2-6) 和式 (1-2-7)，可得下面两式：

$$1/K_G = 1/k_G + H/k_L \quad (1-2-8)$$

$$1/K_L = 1/k_L + 1/Hk_G \quad (1-2-9)$$

由于氧难溶于水等液体中，对通常的培养基水溶液，其亨利常数 H 很大，故式 (1-2-9) 右边的第 2 项 $1/Hk_G \ll 1/k_L$ ，所以 $K_L \approx k_L$ 。故单位体积培养液溶氧速率为：

$$\text{OTR} = k_L a (c^* - c_L) \quad (1-2-10)$$

式中 a ——单位体积发酵液的气液界面面积， m^2/m^3

$k_L a$ ——体积溶氧系数， $1/\text{s}$ 或 $1/\text{h}$

OTR——氧传递速率， $\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$

2. 机械搅拌通气发酵罐的溶氧系数

对通气发酵系统的氧溶解过程，上述式 (1-2-10) 中的 k_L 和 a 是两个参变数，但在检测中，很难对它们分别进行测定，而总是把它们合在一起看成是一个参变量即 $k_L a$ ，称之为体积溶氧系数，在实验研究中较易测量。在生物反应系统中，影响 $k_L a$ 的主要因素有：

- ① 操作条件，如搅拌转速、通气量等；
- ② 发酵罐的结构及几何参数，如体积、通气方法、搅拌叶轮结构和尺寸等；
- ③ 物料的物化性能，如扩散系数、表面张力、密度、黏度、培养基成分及特性等；

计算机械搅拌发酵罐体积溶氧系数的经验公式有不少，最常用的计算公式是用相似理论导出的，即：

$$k_L a = K' \left(\frac{P_g}{V_L} \right)^{\alpha'} v_s^{\beta'} \quad (1-2-11)$$

或

$$k_L a = K'' \left(\frac{P_g}{V_L} \right)^{\alpha''} \left(\frac{V_G}{V_L} \right)^{\beta''} \quad (1-2-12)$$

式中 P_g ——对液体的搅拌功率， W

V_L ——发酵罐的装液量， m^3

V_G ——通气量， m^3/s

v_s ——空气截面气速， m/s

K' 、 K'' 、 α' 、 α'' 、 β' 和 β'' 均是实验常数。

式 (1-2-11) 中的 v_s 是通入空气在没有发酵液时的流速即空截面气速， $v_s = V_G / (\pi D^2 / 4)$ ，式中的 D 是发酵罐的内径。根据 Richard 的实验研究结果，得出具体的 $k_L a$ 表达式为：

$$k_L a = K (P_g / V_L)^{0.4} v_s^{0.5} n^{0.5} \quad (1-2-13)$$

式中 n ——搅拌转速

此式适用于单级平直叶涡轮或螺旋推进式搅拌通气发酵罐， $k_L a$ 测定用亚硫酸钠氧化法。但此式的 K 值随罐容大小、搅拌叶轮形状等变化而有改变。福田秀雄通过在 $0.1 \sim 42 \text{m}^3$ 不同大小的发酵罐进行试验，得出了机械搅拌通气发酵罐体积溶氧系数关系式：

$$K_0 = (2.36 + 3.30 N_1) (P_g / V_L)^{0.56} v_s^{0.7} n^{0.7} \times 10^{-9} \quad (1-2-14)$$

式中 K_d ——以氧分压差为推动力的体积溶氧系数, $\text{mol}/[\text{mL} \cdot \text{min} \cdot 0.1\text{MPa} (p_{\text{O}_2})]$

N_i ——搅拌叶轮组数

p_{O_2} ——氧分压, MPa

式中其他符号意义同前, 单位分别为:

P_g —kW, V_L — m^3 , n —r/min, v_s —cm/min。

此外, 表示机械搅拌通气发酵罐的体积溶氧系数公式还有:

$$k_L a = K (P_g/V_L)^{0.95} v_s^{0.67} \quad (1\text{/h}) \quad (1-2-15)$$

或

$$k_L a = K' (n^2 D_i^3)^{2/3} v_s^{1/2} \quad (1\text{/h}) \quad (1-2-16)$$

式中 D_i ——搅拌叶轮直径, m

n ——搅拌转速, r/s

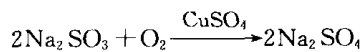
K 和 K' 是经验常数, 由反应器结构确定。

3. 体积溶氧系数的测定

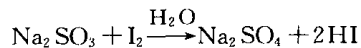
体积溶氧系数常用的测定方法有亚硫酸钠氧化法和氧电极法, 后者又分为动态法和物料恒算法。下面介绍亚硫酸钠氧化法的原理和方法, 其余的测定方法可参考其他书刊。

(1) 亚硫酸盐氧化法的原理和实验程序 用铜离子或钴离子作为催化剂, 溶解在水中的氧能立即氧化其中的亚硫酸根离子, 使之成为硫酸根离子, 其氧化反应的速度在较大的范围内与亚硫酸根离子的浓度无关。实际上是氧分子一经溶入液相, 立即就被还原掉。

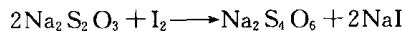
有关的反应式如下:



剩余的 Na_2SO_3 与过量的碘作用:



再用标准的 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 滴定剩余的碘:



对反应器, 测定实验程序如下:

将一定量的自来水加入试验罐内, 开始搅拌, 加入纯的亚硫酸钠晶体, 使 SO_3^{2-} 浓度约 0.5mol/L , 再加分析纯的硫酸铜晶体, 使 Cu^{2+} 浓度为 $1 \times 10^{-3}\text{mol/L}$; 待完全溶解后, 开阀通气, 空气阀一开就接近预定的流量, 并在几秒钟内调整至所需要的空气流量, 立即取样并计时, 为氧化作用的开始。氧化时间可以继续 $3 \sim 15\text{min}$ (溶氧速率高时取低值, 反之取高值), 到时停止通气和搅拌, 用计时器准确记录氧化时间。

试验前后各用吸管取 $5 \sim 20\text{mL}$ 样液 (根据罐的大小而定, 但前后取样体积相等), 立即移入新吸取的过量的标准碘液之中, 吸管的下端离开碘液液面不要超过 1cm , 防止进一步氧化。然后用标准的硫代硫酸钠溶液, 以淀粉为指示剂滴定至终点。

设: ΔV ——两次取样用 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 滴定所用的体积 (mL) 之差

N ——标准的 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ 的浓度, 常用 0.05mol/L

V_L ——样液的体积, mL

t ——两次取样的间隔, 即氧化时间, min

P ——罐内绝对压强, MPa

若操作时罐压 $P=0.1\text{MPa}$ (绝对) 则:

$$N_V = \frac{\Delta V \times N \times 60}{V_L \times t \times 4} \quad [\text{mol}(\text{O}_2) / (\text{L} \cdot \text{h})] \quad (1-2-17)$$

(2) 体积溶氧系数 $k_L a$ 和 k_d 的计算 在亚硫酸盐氧化法中, 由于水中的 SO_3^{2-} 在 Cu^{2+} 的催化下很快被溶氧所氧化, 成为 SO_4^{2-} , 所以在整个氧化过程中, 溶液中溶氧的浓度为零, 即 $c=0$ 。另外, 在 25°C , 1atm 下, 空气中氧的分压为 0.21atm , 与之相平衡的纯水中溶氧浓度 $c^* = 0.24\text{mmol}(\text{O}_2) / \text{L}$ 。但在亚硫酸盐氧化法的具体条件下, 规定 $c^* = 0.21\text{mmol}(\text{O}_2) / \text{L}$ 。

已知 $N_V = k_L a c^*$, N_V 按式 (1-2-17) 计算值代入:

$$\text{所以 } k_L a = N_V / 0.21 = 4.8 \times 10^3 N_V \quad (1/\text{h})$$

若定义 k_d 为以总压力差为氧传递推动力的体积溶氧系数, 则有:

$$k_d = 10 N_V / P \quad [\text{mol}(\text{O}_2) / (\text{L} \cdot \text{h} \cdot \text{MPa})]$$

式中 P ——总压力差, MPa

4. 机械搅拌通气发酵罐的通气量与搅拌功率

通入无菌空气进反应器中使培养液获得溶解氧和起搅拌混合作用是通气发酵的共同要求。前面已提及, 溶氧传质过程必须通入空气, 使培养液有一定的通气速率, 发酵液的体积溶氧系数的大小与反应器的空截面气速 v_s 或单位体积溶液通气量 (V_g/V_L) 成一定的比例关系, 见式 (1-2-11) 和式 (1-2-12)。下面介绍通气发酵罐有关的特征参数及其影响因素。

(1) 持气率 (Gas Holdup) 持气率是气液传质系统的重要参数, 其定义为:

$$h = (V_{L,G} - V_L) / V_L \quad (1-2-18)$$

式中 $V_{L,G}$ ——通气搅拌时气液混合物体积, m^3

V_L ——不通气时溶液体积, m^3

对大多数的通气发酵牛顿型培养液, 持气率的经验表达式为:

$$h = 1.8 (P_g/V_L)^{0.14} v_s^{0.75} \quad (1-2-19)$$

因为通气发酵系统存在持气与起泡问题, 故在发酵罐实际装料量的设计时必须考虑装液系数, 即必须充入培养液后留下一定空间。根据经验, 通气发酵罐的装料系数在 $0.6 \sim 0.85$ 。

(2) 单只涡轮不通气的搅拌功率 P_0 搅拌功率消耗的原因是克服流体的阻力。搅拌器所输出的轴功率 P_0 (W) 与下述因素有关: 反应器直径 D (m)、搅拌器直径 D_i (m)、液柱高度 H_L (m)、搅拌速度 n (r/min)、液体黏度 μ ($\text{Pa} \cdot \text{s}$)、液体密度 ρ (kg/m^3)、重力加速度 g (m/s^2) 以及搅拌器的型式和反应器结构等。由于反应器直径 D 和液体高度 H_L 均与搅拌器直径 D_i 之间有一定的比例关系, 于是

$$P_0 = f(n, D_i, \rho, \mu, g) \quad (1-2-20)$$

对牛顿型液体, 通过因次分析和实验研究, 可得到如下的关联式:

$$N_p = K Re^x Fr^y \quad (1-2-21)$$

或

$$\frac{P_0}{n^3 D_i^5 \rho} = K \left(\frac{n D_i^2 \rho}{\mu} \right)^x \left(\frac{n^2 D_i}{g} \right)^y \quad (1-2-22)$$

式中 N_p ——搅拌功率准数

Re ——搅拌雷诺数

Fr ——搅拌弗鲁特数

K ——与搅拌器的型式和反应器几何尺寸有关的常数

式 (1-2-21) 说明, 当搅拌雷诺数 Re 较大或流动性较好时, 搅拌功率较低。弗鲁特数表示重力的影响, 当液面有涡流时由于气体被吸入液体, 液体密度下降, 功率消耗较低。涡流可以通过挡板的安置消除, 但挡板会增加功率消耗。经实验证实, 在全挡板条件下, 液面没有涡流, 此时指数 y 为零, $(Fr)^y=1$ 。

当 $D/D_i=3$ 、 $H_L/D_i=3$ 、 $B/D_i=1$ 、挡板数为 4 时, 平叶涡轮、平叶桨和螺旋桨的功率准数与雷诺数的关系, 如图 1-2-6 所示。

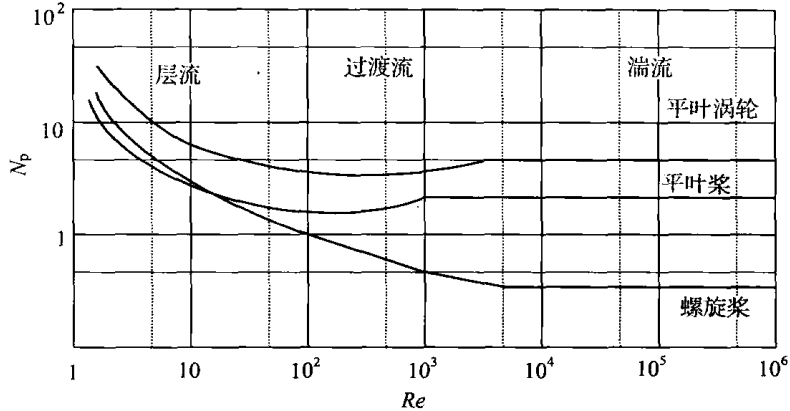


图 1-2-6 几种搅拌器的功率曲线

参照图 1-2-6, 可见:

当 $Re < 10$, 流体处于层流状态, 此时 $x = -1$,

$$N_p = K Re^{-1} \quad (1-2-23)$$

当 $Re > 10^4$, 流体处于湍流状态, 此时 $x = 0$,

$$P_o = N_p n^3 D_i^5 \rho \quad (1-2-24)$$

此时搅拌功率 P_o 与液体黏度 μ 无关, 搅拌功率特征数 N_p 雷诺数 Re 的影响, 为一常数。例如对圆盘六平叶涡轮, $N_p = 6.0$; 对圆盘六弯叶涡轮, $N_p = 4.7$; 而对圆盘六箭叶涡轮 $N_p = 3.7$ 。

在一般情况下, 搅拌器大多数在湍流情况下操作, 故可用式 (1-2-24) 计算搅拌功率。而对于 $10 < Re < 10^4$ 的过渡流状态, K 与 x 均随 Re 变化。

当机械搅拌发酵反应器的 $D/D_i \neq 3$ 、 $H_L/D_i \neq 3$ 时, 实际反应器的搅拌功率 P_o^* 可用式 (1-2-25) 计算:

$$P_o^* = fP \quad (1-2-25)$$

式中 f ——校正系数

$$f = \frac{1}{3} \sqrt{\left(\frac{D}{D_i}\right)^* \left(\frac{H_L}{D_i}\right)^*} \quad (1-2-26)$$

式 (1-2-26) 中带 * 的数值表示实际设备情况的值。

由于发酵生产用反应器的高径比 H/D_i 一般为 2~3, 为使反应器中不存在死区, 一般在搅拌轴上安装 2~3 层搅拌桨。多层搅拌器的轴功率 P_m 可由式 (1-2-27) 计算:

$$P_m = P (0.4 + 0.6m) \quad (1-2-27)$$

式中 m ——搅拌器的组数

(3) 通气搅拌功率 P_g 和通气量 据实验研究, 通气速率 (常用空截面气速 v_s 表示) 对气液传质有重要影响, 它不仅影响体积溶氧系数 $k_L a$, 而且还影响搅拌功率, 具体的影响叙述如下:

① 根据福田秀雄等研究结果可知, 提高 v_s 会使通气搅拌功率下降, 具体关系如下式:

$$P_g = 1.58 \left(\frac{P_0 n D_i^3}{V_g^{0.08}} \right)^{0.39} \times 10^{-5} \quad (1-2-28)$$

式中 P_0 、 P_g ——无通气和通气时搅拌轴功率, kW

D_i ——搅拌叶轮直径, m

n ——搅拌转速, r/min

V_g ——通气量, m^3/min

② 由上述式 (1-2-28) 可以看出, 随着通气量 V_g 的增大, 通气搅拌功率会降低。故为了提高 v_s 以便强化溶氧传质, 必须适当提高搅拌转速或增大搅拌叶轮直径, 或两者均提高, 以维持通气搅拌功率不变, 就能使 $k_L a$ 增大。

③ 持气率和起泡均会随 v_s 的提高而增大。其影响会随发酵类型和搅拌转速而变化, 有关研究表明, 发酵罐中实际空气流速的上限宜取 $1.75 \sim 2.0 \text{ m/min}$, 此范围是安全的。

④ 较低的通气速率和泡沫水平也可使敏感的生物细胞受损伤, 甚至在低搅拌速率下也如此。故在此类生物培养中必须注意搅拌叶轮结构的改进, 使用低剪切的叶轮。

⑤ 对固定不变的通气强度 VVm [即每立方米每分钟通入的空气量 (m^3)], 其空截面气速 v_s 随反应器规模的增加而提高。故实际上, 通气强度应随反应器容积的增大而适当降低。但由于大型反应器的液柱高, 故其内的培养液有较高的操作压强, 若以标准状况计算, 对同样的 VVm , 大型罐的单位体积溶液的空气流量总小于小型发罐的。在通气强度为 $1.0 VVm$ 下不同规模反应器之 v_s 如图 1-2-7 所示。要说明的是 v_s 的取值以罐内平均压强计算, 而溶液深度与罐径之比 $H_L/D = 1.5$ 。

5. 通气压强

由上述的式 (1-2-10) 可知, 提高罐压 (气压也相应提高), 可使相应的饱和溶氧 c^* 增大, 从而使溶氧速率 $\text{OTR} = k_L a (c^* - c)$ 提高, 这是十分有效且经济的方法。当然, 使用此法要求发酵罐的耐压强度升高, 所用的空气压缩机的输出压强也相应增大, 所需的设备投资增加。对一般的通气发酵罐, 设计的加热灭菌压强为 0.15 MPa (表压), 若发酵运行时维持此罐压, 则使溶氧传质推动力提高近 2 倍。但是, 提高罐压后, 不仅对生物细胞的生长与代谢受影响, 而且相应提高的二氧化碳浓度会抑制生物细

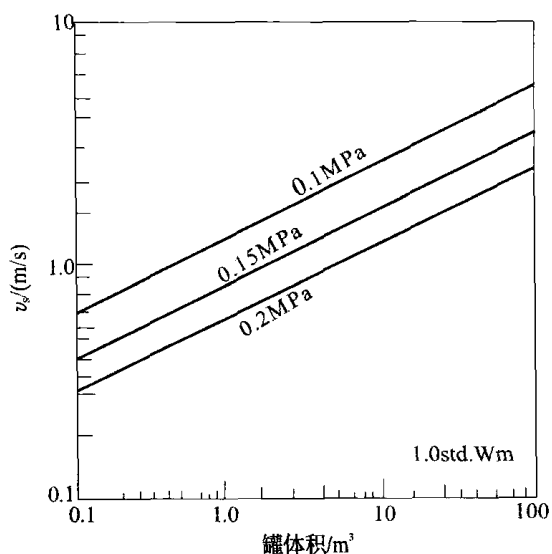


图 1-2-7 发酵罐规模对 v_s 的影响

胞的生长代谢，从而降低发酵速率。故此操作罐压应适度，罐顶压强可取 0.03~0.12MPa（表压）。

6. 富氧通气

通气发酵罐通常使用的是普通空气。当需要提高相应的饱和溶氧浓度 c^* 时，除了上述升高操作罐压外，更有效的方法是用富氧空气或直接通入氧气，后者已在实验研究中经常使用。但对于工业规模发酵生产，因为通纯氧气或富氧使操作成本大增，故目前仍未广泛使用。

7. 有关溶氧传质需考虑的其他问题

(1) 发酵液细胞浓度对溶氧速率的影响 对分批发酵过程，细胞浓度是发酵时间的函数，同时黏度则随细胞增加而变高，消耗单位功率的溶氧量随细胞浓度增加而下降，三者之间的关系可用图 1-2-8 和图 1-2-9 所示。

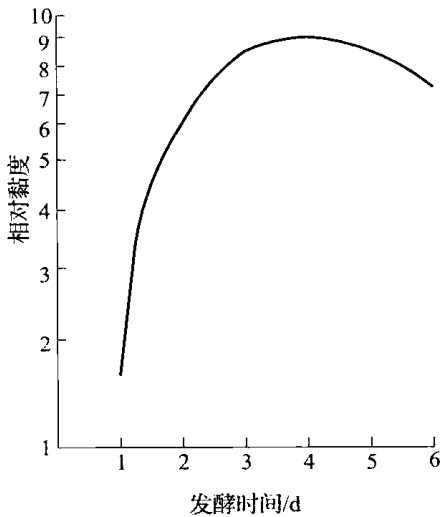


图 1-2-8 某发酵过程恒定剪切速率条件下黏度的变化

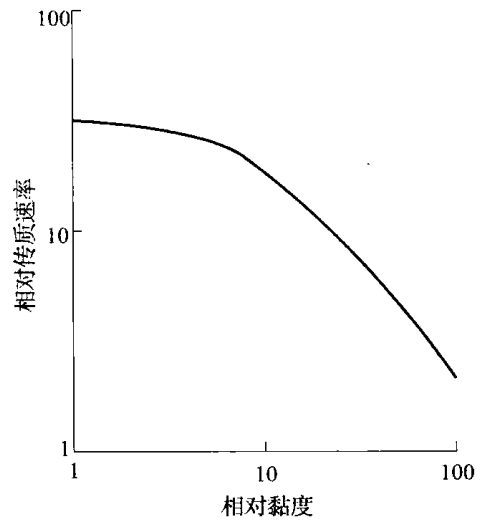


图 1-2-9 某发酵罐恒定的搅拌功率与通气条件下传质速率随黏度的变化

(2) CO_2 的释放是高效发酵需注意的另一个问题 罐压越高，液深越大，则有利于氧的溶解。在同等通气搅拌功率的条件下，高径比越大的发酵罐可获得更高的溶氧效率。但相对的 CO_2 吸收速率也随之增加。溶解的 CO_2 对发酵有抑制（或刺激）作用。对大多数微生物，较低的 CO_2 浓度有利于发酵，故必须注意罐压或罐高对发酵的影响。

(3) 叶轮组数 发酵液黏度越高或发酵罐越高，需适当增多搅拌器的叶轮组数。否则，会因发酵液黏度高或液深大而造成混合时间过长，从而造成发酵罐中上部和底部液层的溶解氧或 CO_2 浓度严重不均一。

(4) 强化溶氧传质的新技术

① 发酵液中添加氧载体：加入不溶于培养基又无毒的物质，例如，加入 10%~30% $\text{C}_{11}\sim\text{C}_{17}$ 烷烃或丁基四氟呋喃，可提高溶氧系数数倍。氧载体可简单分离回收和重复使用。

② 把血红蛋白基因克隆到生产菌株，可大大提高菌体细胞对氧的利用能力。例如，克隆有血红蛋白基因的菌株，在相同的发酵系统和条件下，头孢菌素产量提高了 2 倍以上。

三、机械搅拌通气发酵罐的搅拌与流变特性

当用同一发酵罐进行试验时，若固定通气量，则当搅拌叶轮形状、大小、数量、转速等参数改变时，所需的通气搅拌功率也随之变化，对发酵结果也产生影响。为了获得良好的设计与发酵结果，必须对上述各项参变量加以综合平衡。

1. 搅拌叶轮尺寸与类型

搅拌叶轮直径与罐径之比一般为 $D_i/D=0.30\sim 0.40$ 。当然也有特殊的比例，如微生物胶发酵，培养液黏度大；同样，动物细胞培养所适用的搅拌反应器，都应选较高的 D_i/D 。

搅拌叶轮类型的选择主要考虑功率准数、混合特性以及叶轮所产生的液流作用力的大小与种类等。通常，高能耗的叶轮如圆盘涡轮所需的搅拌功率高，但有良好的气液分散功能，因而溶氧速率高，其缺点是剪切应力大。与此相反，推进式（旋桨式）搅拌叶轮能耗低，溶氧速率较低，但混合效果好，尤其是轴向混合好。

2. 搅拌叶尖线速度与剪应力

生物细胞在机械搅拌的剪切作用下可能会受到损伤，其损害程度取决于生物细胞的特性和搅拌力的性质、强度以及作用时间等。关于搅拌剪切与细胞损伤的定性关系大致如下：单细胞微生物如球状或杆状的细菌、酵母、小球藻等耐受搅拌剪切的能力强，而丝状菌的耐受力弱，特别是动物细胞对搅拌剪切甚至对通气混合所产生的较轻的剪应力也非常敏感，故在进行动物细胞培养反应器设计时应把降低剪切放于首位。

关于搅拌剪切与反应器形式、结构及不同对象生物细胞的设计准则，目前以搅拌叶尖线速度为基准。对耐剪切力较强的生物细胞，搅拌叶尖线速度应不大于 7.5m/s 。若高于此值，则某些微生物细胞如丝状菌、霉菌等会受到不同程度的损害。在大容量的机械搅拌发酵罐中，为满足溶氧传质、传热与混合要求，如谷氨酸等发酵时的搅拌叶尖线速度高于 7.5m/s ，也未发现对谷氨酸生产菌株（杆菌等）产生损伤作用。因而上述的最大叶尖线速度只是个参考数值，对某些微生物发酵，可容许超过此值，只要通过实验研究和生产实践验证便可。

3. 发酵培养液的流变特性

发酵培养液通常由气相（空气）、液相（培养基水溶液）和固相（生物细胞）构成，不同的生物反应所用的生物细胞的生物学特性、培养基营养成分的物化特性、代谢产物及副产物的特性以及细胞浓度等对培养液的流变特性有影响。而其流变特性对溶氧传质与热量传递、混合性能等有重要影响。一般地，酵母和细菌培养液的黏度较低，流动性好；丝状菌发酵，如酶制剂、有机酸和抗生素等发酵，其培养基往往含有淀粉类物质，故黏度较高，往往呈非牛顿型流变特性。特殊地，如黄原胶等多糖发酵，后期含较多的产物多糖，故培养液的黏度很高，为混合、气液传质及传热带来困难。所以研究培养液的流变特性对发酵罐的设计与运转十分重要。

现把常见的发酵液流变特性类型分述如下：

(1) 牛顿型流体 牛顿型流体的特性是其黏度不随搅拌剪切速率和剪应力而改变，其关系见图 1-2-10 之 3 线。而牛顿型流态特性流体的剪切速率对黏度的影响见图 1-2-11 之 2 线。

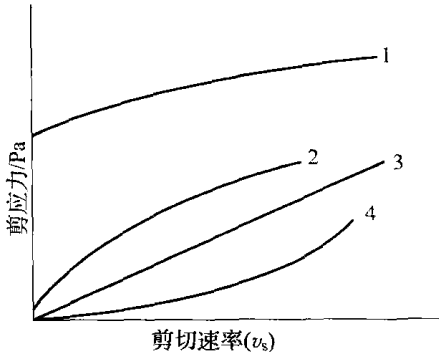


图 1-2-10 剪切速率对剪应力的影响

1—宾汉型 2—拟塑性
3—牛顿型 4—涨塑性

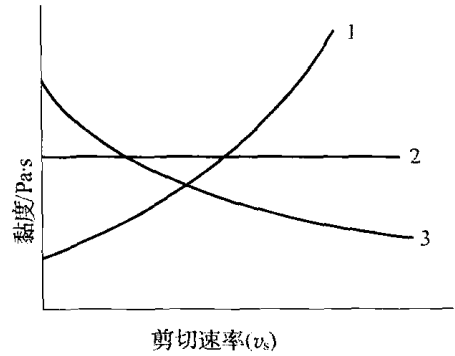


图 1-2-11 剪切速率对黏度的影响

1—涨塑性 2—牛顿型 3—拟塑性

根据理论推导与实验研究结果，牛顿型流体的剪应力与剪切速率符合下列关系式：

$$\tau = \mu \frac{dv}{dX} = \mu \gamma \quad (1-2-29)$$

式中 τ ——剪应力，Pa 或 N/m^2
 $dv/dX = \gamma$ ——剪切速率， $1/s$
 μ ——黏度， $Pa \cdot s$

而不服从牛顿型流体黏性定律式 (1-2-29) 的流体，被称为非牛顿型流体。根据流体的剪应力 τ 与剪应速率 γ 的关系，可把非牛顿型流体分成以下两类：

(2) 宾汉 (Bingham) 塑性流体 这类非牛顿型流体的流态特性符合下式：

$$\tau = \tau_0 + \mu_s \gamma \quad (1-2-30)$$

式中 τ_0 ——屈服应力

μ_s ——表观黏度，也称刚度系数， $Pa \cdot s$

据有关报道，黑曲霉等丝状菌株的发酵液可属于宾汉流体，见图 1-2-10 之 1 线。

(3) 拟塑性和涨塑性流体 这两类流体的流态特性符合下式：

$$\tau = K \gamma^n \quad (1-2-31)$$

式中 K ——均匀系数，也称稠度系数， $Pa \cdot s^n$

n ——流态特性指数

对于拟塑性 (pseudoplastic) 流体， $0 < n < 1$ ；
 对于涨塑性 (dilatant) 流体， $n > 1$ 。

研究表明，许多丝状菌发酵液如青霉素发酵、液体曲生产等的培养液符合拟塑性流态特性。微生物多糖发酵也如此。再有，植物细胞及酵母等高细胞浓度发酵也呈此特征。图 1-2-12 所示为黄原胶溶液浓度与剪应速率及表观黏度的关系。

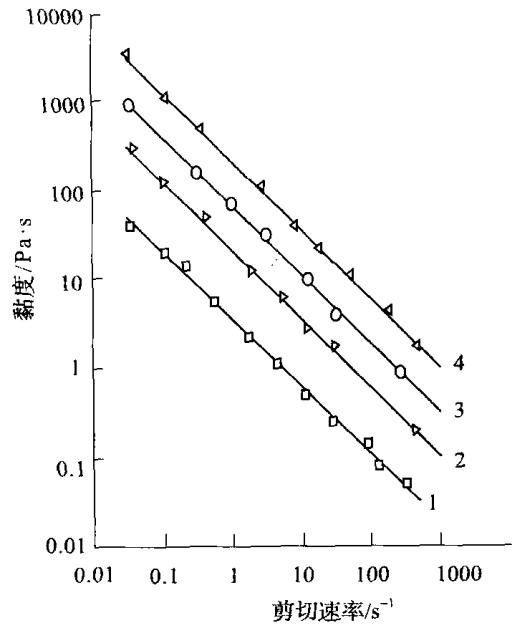


图 1-2-12 黄原胶水溶液的剪切速率与黏度关系

1—0.5% 2—1.0% 3—3.0% 4—5.0%

四、机械搅拌通气发酵罐的热量传递

生物反应过程有生物合成热产生，而机械搅拌通气发酵罐除了有生物合成热外，还有机械搅拌热，若不从系统中除去这两种热量，发酵液的温度就会上升，无法维持工艺所规定的最佳温度。发酵生产的产品、原料及工艺不同，其过程放热也改变。为了保证温度的调控，须按热量生成的高峰时期和一年中气温最高的半个月为基准进行热量衡算以计算所需的换热面积。

1. 发酵过程的热量计算的主要方法

(1) 生物合成热计算法 发酵过程所产生的净热量称之为“发酵热”，相应的通气发酵过程总热量为：

$$Q_t = Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4$$

式中 Q_1 ——生物合成热，包括生物细胞呼吸放热和发酵热两部分。以葡萄糖作基质时，呼吸放热为 15651kJ/kg (糖)，发酵热为 4953kJ/kg (糖)

Q_2 ——机械搅拌放热， $Q_2 = 3600P_g\eta$ (kJ/h)

P_g ——搅拌功率，kW

η ——功热转化率，经验值为 $\eta = 0.92$

Q_3 ——发酵过程通气带出的水蒸气所需的汽化热及气温上升所带出的热量

Q_4 ——发酵罐壁与环境存在的温差而传递散失的热量

通常可近似计算 $Q_3 + Q_4 \approx 20\%Q_1$ 。

发酵过程的热量计算除了上述的生物合成热计算方法外，还可采用实验测定方法，如用冷却水带走的热量进行计算或通过发酵液的温度升高方法来计算。具体如下：

(2) 冷却水带出热量计算法 选择主发酵期产生热量最大时刻，测定发酵冷却水进出口的温度及冷却水用量，则最大的发酵过程放热为：

$$Q_t = \frac{Wc(T_2 - T_1)}{V_L} \text{ [kJ/ (m}^3 \cdot \text{h)]} \quad (1-2-32)$$

式中 W ——冷却水流量，kg/h

c ——冷却水的比热容，kJ/(kg·°C)

T_1 ——冷却水进口温度，°C

T_2 ——冷却水出口温度，°C

V_L ——发酵液体积，m³

2. 发酵罐的换热装置

(1) 换热夹套 在小型发酵罐中往往应用夹套换热装置，优点是结构简单，加工方便，易清洗。但换热系数较低，故只用于 5m³ 以下的小罐。夹套的换热系数在 400~600kJ/(m²·h·°C)。

(2) 竖式蛇管 在罐内设 4 组或 6 组竖式蛇管。其优点为：管内水的流速大，传热系数高，在 1200~4000kJ/(m²·h·°C)。此类换热器要求冷却水温较低，否则降温不易。

(3) 竖式列管(排管) 以列管式分组装设于罐内。其优点是有助于提高传热推动力的温差，加工方便。但用水量大。

为了提高反应器的传热效能,可在发酵罐的外部装设板式热交换器,不仅强化了热交换,而且便于检修和清洗。

五、机械搅拌通气发酵罐的几何尺寸及体积

常用的机械搅拌通气发酵罐的结构及几何尺寸已规范化设计,视发酵种类、厂房条件、罐体积规模等在一定范围内变动。其主要几何尺寸比例如图 1-2-13 所示。

常见的机械搅拌通气发酵罐的几何尺寸比例如下:

$$\begin{aligned} H/D &= 2.0 \sim 3.5 & D_1/D &= 2/5 \sim 3/10 \\ B/D &= 1/8 \sim 1/12 & C/D_1 &= 0.8 \sim 1.0 \\ S/D_1 &= 2 \sim 5 & H_0/D &= 2 \end{aligned}$$

各参数的意义见图 1-2-13。

表 1-2-1 列举了常用的机械搅拌通气发酵罐的系列体积及主要尺寸。

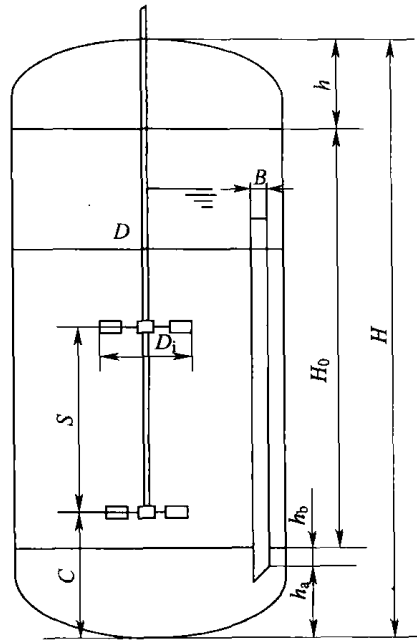


图 1-2-13 机械搅拌通气发酵罐的几何尺寸
 H—罐总高 h—液位高 H₀—罐身高
 D—罐径 D₁—搅拌叶轮直径 B—挡板宽
 C—下搅拌叶轮与罐底距 S—相邻搅拌叶轮间距

表 1-2-1 常用的机械搅拌通气发酵罐尺寸

公称体积 V _N	罐内径 D/mm	圆筒高 H ₀ /mm	封头高 h _a /mm	罐体总高 H/mm	不计上封头 体积	全体积 V ₀	搅拌器直径 D ₁ /mm	搅拌转速 n/(r/min)	电机功率 N/kW
50L	320	640	105	850	57.7L	64L	112	470	0.4
100L	400	800	125	1050	112L	123.5L	135	400	0.4
200L	500	1000	150	1300	218L	239L	168	360	0.55
500L	700	1400	200	1800	593L	647L	245	265	1.1
1m ³	900	1800	250	2300	1.25m ³	1.36m ³	315	220	1.5
2.5m ³	1200	2200	340	2280	2.75m ³	3.0m ³	400	210	4
5m ³	1500	3000	400	3800	5.79m ³	6.27m ³	525	160	7.5
10m ³	1800	3600	490	4580	10m ³	10.9m ³	640	180	11
50m ³	3100	6000	815	7830	51m ³	55.2m ³	1050	110	55
75m ³	3200	8150	840	9830	70m ³	74.8m ³	800	185	90
100m ³	3400	10000	900	11800	96m ³	102m ³	950	150	132
200m ³	4600	11500	1200	13900	204.6m ³	218m ³	1100	142	215

通常,对一个发酵罐的大小用“公称体积”表示。所谓“公称体积”,是指罐的筒身(圆柱)体积和底封头体积之和。其中底封头容积可根据封头形状、直径及壁厚从有关化工设计手册中查得,椭圆形封头体积可用下式计算:

$$V_1 = \frac{\pi}{4} D^2 h_b + \frac{\pi}{6} D^2 h_a = \frac{\pi}{4} D^2 \left(h_b + \frac{1}{6} D \right) \quad (1-2-33)$$

式中 h_b——椭圆封头的直边高度, m

h_a ——椭圆短半轴长度，标准椭圆 $h_a = \frac{1}{4}D$

故发酵罐的全体积为：

$$V_0 = \frac{\pi}{4}D^2 \left[H + 2 \left(h_b + \frac{1}{6}D \right) \right] \quad (1-2-34)$$

近似计算式为：

$$V_0 = \frac{\pi}{4}D^2 H + 0.15D^3 \quad (\text{m}^3) \quad (1-2-35)$$

六、机械搅拌通气发酵罐的设计举例

生物反应器即发酵罐是生物加工过程的关键设备，在拥有高产的优良菌株（或细胞株）的基础上，反应器便是决定生产成败和技术经济水平的最重要设备。而机械搅拌发酵罐是使用最广泛、适用性很强的通用反应器，故在此举例说明其设计与放大方法。

[例题 1-2-1] 已知：

(1) 某抗菌素分批发酵，当细胞浓度为 20g/L，搅拌轴功率为 150kW 时，所需的通气功率为 37kW，搅拌与鼓风设备能效为 90%，电价为 0.50 元/ (kW·h)。目前的发酵罐搅拌叶轮直径 $D_1 = 0.35D$ (D 为罐径)，搅拌与鼓风设备加上安装共需设备投资 5000 元/kW。

(2) 生产 1kg 抗生素耗溶解氧 6.4kg [细胞浓度为 20g/L，其搅拌溶氧比能耗为 0.737kgO₂/ (kW·h)]，抗生素生产总成本为 480 元/kg，其中 240 元是不变的成本，而余下的 240 元（人工费、管理费等）是可变的，随发酵罐生产效率而改变。

(3) 为了提高生产效率，拟把发酵液细胞浓度提高至 40g/L，相应的发酵罐生产效率也提高一倍。但由于发酵液黏度随之提高，故搅拌溶氧能耗升高，单位功率溶氧量由 0.737kgO₂/ (kW·h) 降至 0.461kgO₂/ (kW·h)。

(4) 假定细胞浓度由 20g/L 提高为 40g/L 时，为保证充分的搅拌混合与溶氧，所需的动力与细胞浓度的 1.4 次方倍成正比。

若该抗菌素发酵每年生产 250 天，设备折旧分摊 5 年。

试计算：(1) 改造后搅拌混合的投资和运行费用；(2) 该费用占生产总成本的百分比；(3) 抗菌素生产成本是否下降了？

解：(1) 改造前，搅拌通气运行费用为：

$$0.50 \times (150 + 37) \div 90\% = 103.89 \quad (\text{元/h})$$

而设备投资（仅指搅拌通气）折旧费为：

$$5000 \times 187 \div (5 \times 250 \times 24) = 31.17 \quad (\text{元/h})$$

两项合计为：

$$103.89 + 31.17 = 135.06 \quad (\text{元/h})$$

(2) 改造前，其搅拌溶氧能力为：

$$150 \times 0.737 = 110.55 \quad (\text{kgO}_2/\text{h})$$

提供溶氧可生产的抗菌素量为：

$$110.55 \div 6.4 = 17.27 \quad (\text{kg/h})$$

每千克抗菌素的搅拌通气设备投资和运行费用为：

$$135.06 \div 17.27 = 7.82 \quad (\text{元/kg})$$

按每千克抗菌素生产成本 480 元计, 则搅拌混合占总成本的分率为:

$$135.06 \div (17.27 \times 480) = 1.63\%$$

(3) 工艺和搅拌设备改造后, 搅拌功率为:

$$150 \times (40/20)^{1.4} = 395.85 \text{ (kW)}$$

通气压缩机的功率为:

$$37 \times (40/20)^{1.4} = 97.64 \text{ (kW)}$$

相应的溶氧能力为:

$$395.85 \times 0.461 = 182.49 \text{ (kgO}_2\text{/h)}$$

所提供溶氧可生产的抗菌素量为:

$$182.49 \div 6.4 = 28.51 \text{ (kg/h)}$$

(4) 改造后搅拌通气运行费用为:

$$0.5 \times (395.85 + 97.64) \div 90\% = 274.16 \text{ (元/h)}$$

搅拌通气投资折旧费为:

$$5000 \times (395.85 + 97.64) \div (5 \times 250 \times 24) = 82.25 \text{ (元/h)}$$

以上两项涉及搅拌通气费用合计为 356.41 元/h, 每千克抗菌素分摊费用为 $356.41 \div 28.51 = 12.50$ 元/h。产品生产总成本为: $240 + 240 \times 17.27/28.51 + (12.50 - 7.82) = 390.06$ 元/kg, 与改造前相比成本下降百分比为: $(480 - 390.06) \div 480 = 18.74\%$ 。

[例题 1-2-2] 1. 设计任务与给定条件:

(1) 目的产物: 应用基因工程菌菌株发酵生产某药物原料, 此产物是胞内存在的。

(2) 年产量: 以干基计 30t/年。

(3) 发酵特点和现有的基础信息:

a. 目前只有中试基础, 已完成 20L 罐的试验, 达到的指标为: 细胞浓度 20g/L (干重), 细胞内产物含量 5% (干基), 糖对细胞的转化率为 $Y_{x/s} = 0.4$, 氧对细胞的产率 $Y_{x/o} = 1.0$, 在最佳培养条件下即 30°C 和 pH6.5 时, 比生长速率 $\mu = 0.3/\text{h}$ 。大罐生产用分批补料工艺细胞浓度达到 50g/L (干重)。

b. 发酵培养基: 酵母抽提物、葡萄糖、硫酸素和营养盐等。

c. 发酵工艺: 培养基配制时, 除硫酸素单独用过滤除菌工艺外, 其余成分均配成溶液用连续加热杀菌消毒; 而葡萄糖须单独配制杀菌, 在发酵过程流加以控制培养液含糖量不高于 5g/L。维持 30°C, 用 H_2SO_4 或液氨调 pH=6.5。发酵时间 16h。

d. 发酵液属牛顿型流体, 最大黏度 $2 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$; 温度在 22~32°C 时对产物生成无影响, CO_2 浓度也无影响; 在 20L 小罐中通气 1VVM 和 500r/min 的条件下只有少量泡沫; 溶氧水平控制在 30% 饱和度, 在发酵后期 2h 通入富氧空气以提高溶氧速率。

e. 实验室中试纯化收率 80%。

f. 年生产天数 330d, 24h 生产。

2. 设计说明及计算

(1) 物料衡算及热量衡算、反应器尺寸: 据给定条件, 按纯化收率为 80% 可算出每年发酵罐放出的成熟培养液中含目的产物总量为:

$$m_t = 30000/0.8 = 37500 \text{ (kg)}$$

假定放大后干细胞含目的产物仍为 5%, 可得细胞年产量为:

$$G_x = 37500/5\% = 750000 \text{ (kg/年)}$$

由题给生产罐细胞产率 50g/L, 故成熟发酵液总量应为:

$$V_T = 750000 \times 1000 / 50 = 1.5 \times 10^7 \text{ (L)} = 1.5 \times 10^4 \text{ (m}^3\text{)}$$

题给发酵时间为 16h, 另加 8h 的附加时间用于发酵罐清洗、放料、培养液进料及杀菌消毒等, 故每天发酵一罐 (24h 1 罐), 年生产 330d, 故每天应得成熟发酵液为:

$$V_{L,T} = 1.5 \times 10^4 / 330 = 45.45 \text{ (m}^3\text{/d)}$$

据上述计算, 可选择装液量为 45.45m³的发酵罐一个, 虽然选一个规模大的罐其设备投资较低, 但相应的产物分离纯化设备要大、蒸汽锅炉供气能力要大 (培养基消毒灭菌要求在有限时间内完成), 故综合考虑选择使用两个同样规模的发酵罐, 其装液量 $V_L = 22.725\text{m}^3$ 。当然, 也可选择 3 个甚至更多的发酵罐, 但设备投资及操作费用等会比用 2 个发酵罐要高, 在此不详细分析。

据题设条件, 细胞比生长速率 $\mu = 0.3\text{h}^{-1}$, 细胞对氧得率为 $Y_{x/o} = 1.0$, 故最高的溶氧速率的要求为:

$$\text{OTR} = \mu_x / Y_{x/o} = 0.3 \times 50 \times 1 \times 1000 / 32 = 469 \text{ [mol/ (m}^3 \cdot \text{h)]}$$

下面进行发酵罐具体的设计计算。

(2) 发酵罐初步设计计算: 除了上述规定以外, 还需给出补充说明与规定, 即: 通气线速度 $v_s \leq 1.8\text{m/min}$ (在操作罐压和发酵温度下), 搅拌功率不大于 5kW/m^3 , 搅拌器直径与罐径比 $D_i/D \leq 0.45$ 。为了改善发酵液的轴向混合, 本发酵罐的搅拌采用 2 组六叶圆盘涡轮搅拌器, 并在上部加设一推进式搅拌叶轮。应用式 (1-2-13)、式 (1-2-14) 和式 (1-2-19), 可得具体的初步设计计算结果如表 1-2-2 所示。

表 1-2-2 发酵罐初步设计结果

项目	设计结果	项目	设计结果
总体积 V_T/m^3	32.50	通气氧摩尔分数/%	21
装液量 V_L/m^3	22.73	氧利用率/%	33.2
罐径 D/m	2.743	单位体积所耗功率/ (kW/m^3)	9.26
罐身高 H/m	6.04	总搅拌通气功率/ kW	211
不通气液位 H_L/m	4.115	通气液位高/ m	5.61
H_L/D	1.50	搅拌转速/ (r/min)	131
$\text{OTR}/ [\text{mol O}_2/ (\text{m}^3 \cdot \text{h})]$	300	涡轮搅拌器直径/ m	1.17
$v_s/ (\text{m/min})$	1.80	推进式搅拌器直径/ m	0.914
罐压/ (MPa , 表压)	0.136	涡轮搅拌叶尖线速度/ (m/s)	4.81
通气量/ (标况, m^3/min)	36.5	不通气搅拌功率/ kW	443
通纯氧气量/ (标况, m^3/min)	0		

由表 1-2-2 的初步设计计算结果可知, 所达到的溶氧速率只有 $300\text{molO}_2/ (\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 与题给条件算出的 $469\text{mol}/ (\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 差距甚远; 另外, 单位体积发酵液所耗功率高达 9.26kW/m^3 。故必须找出折中解决办法, 首先从改进工艺入手。

(3) 有关发酵工艺改进的规划: 要维持 50g/L 干细胞产率和 18h 的发酵时间以及合理的设计方法之一是降低发酵速度。可通过降低发酵温度、改变培养基配方或 pH 或其他

工艺降低溶氧速率。小试研究表明, 可把发酵温度降低至 22℃ 而对目的产物生物合成基本无影响。因为温度降低后, 其发酵速度必然下降, 但可用加大接种量来解决。

有关的设计计算需应用多个物料衡算和细胞生长动力学方程, 因后者是温度的函数。为简化起见, 下面只简单介绍生长动力学方程和物料衡算。

当培养至某时刻, 细胞浓度达到一定时, 溶氧速率达到最大值 $[OTR_{max} = 300 \text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})]$, 此时发酵液体积为:

$$V = V_0 + (XV - V_0 X_0) / [Y_{x/s} (r_f - r)] \quad (1-2-36)$$

式中 V_0 ——培养开始接种后的培养液体积, m^3

X ——发酵液中细胞浓度, kg/m^3

X_0 ——培养开始接种后的细胞浓度, kg/m^3

r_f ——流加糖液中葡萄糖浓度, kg/m^3

r ——发酵液中葡萄糖浓度, kg/m^3

在对数生长期, 比生长速率为最大即 $\mu = \mu_m$ 。在发酵 t h 时, 细胞总量为:

$$XV = X_0 V_0 \exp(\mu_m t) \quad (1-2-37)$$

据题设, 细胞对氧的收率 $Y_{x/o} = 1.0$, 故:

$$OTR = \mu_m X \quad (1-2-38)$$

当发酵达到最大需氧量即 OTR 时, 所需时间为:

$$t = t_m = (1/\mu_m) \ln \frac{Y_{x/s} V_0 (S_f - S) - X_0 V_0}{X_0 V_0 [\mu_m Y_{x/s} (S_f - S) / OTR - 1]} \quad (1-2-39)$$

在时刻 t_m , 细胞总量和培养液体积分别为:

$$V_m X_m = V_0 X_0 \exp(\mu_m t_m) \quad (1-2-40)$$

$$V_m = V_0 + (V_m X_m - V_0 X_0) / [Y_{x/s} (S_f - S)] \quad (1-2-41)$$

在 t_m 时刻以后, 因细胞浓度不断上升, 使发酵温度持续降低, 以维持溶氧速率不变, 故有下述多个方程成立:

$$XV = V_m Y_{x/s} (S_f - S) \{ \exp [Y_{x/o} (OTR) (t - t_m) / Y_{x/s} (S_f - S)] - 1 \} + X_m V_m \quad (1-2-42)$$

$$V = V_m + (XV - X_m V_m) / [Y_{x/s} (S_f - S)] \quad (1-2-43)$$

$$\mu = OTR / X = 300 / X \quad (1-2-44)$$

$$t = 6159.9 / (19.118 - \ln \mu) - 32 \quad (1-2-45)$$

式中 t ——发酵液温度, $^{\circ}\text{C}$

根据上述对发酵工艺的改进以及系列动力学衡算方程, 经计算得到本发酵过程的主要参数以及在发酵过程中的变化, 如表 1-2-3 所示。

表 1-2-3 改进工艺后单罐的发酵特征参数

项目	参数	项目	参数
μ/h^{-1}	0.30	起始细胞浓度/ (g/L)	1.03
细胞产率/ (g/g 糖)	0.40	起始发酵液量/ m^3	11.249
流加糖浓度/ (g/L)	250	流加糖液总量/ m^3	11.476
发酵液糖浓度/ (g/L)	5	细胞对氧收率/ [g/g O_2]	1.0
终培养液量/ m^3	22.725	最大溶氧 OTR/ [mol/ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}$)]	300
终细胞浓度/ (g/L)	50	到达最大 OTR 时间/h	12.7

续表

项目	参数	项目	参数
到达最大 OTR 时细胞量/kg	528.873	接种量/m ³	1.50
到达最大 OTR 的 V _L /m ³	16.527	接种后 X ₀ / (kg/m ³)	7.7
到达最大 OTR 的 X/ (kg/m ³)	32.0	营养盐溶液/m ³	9.75
接种细胞量/kg	11.586		

从表 1-2-3 仍可看出, 设计结果仍未完全符合要求。但有下列两种改进办法可选择:

a. 维持 50g/L 细胞浓度和 16h 发酵时间, 但通过发酵罐设计规定条件间的有机结合进行重新计算。

b. 降低最终发酵液细胞浓度或延长发酵时间。但采用这两种措施均会增大发酵罐容积和分离纯化设备规模, 增加设备投资, 也使运转费用大增。这里, 我们只根据前一种方案 (a) 去找寻解决办法。一种办法是通富氧空气取代空气, 根据溶氧速率的计算式 $OTR = k_L a (c^* - c)$, 若发酵液的溶氧 c 不变, 当维持操作条件即使 $k_L a$ 不变时, 只需使饱和溶氧 c^* 增大 (469/300) 即 1.56 倍, 就可达到高溶氧速率 [$OTR = 469 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$]。

(4) 根据上述的改进设想, 综合考虑进行优化设计, 在前述表 1-2-2 的基础上进行改进, 获得了如表 1-2-4 所示的设计计算结果。

表 1-2-4 改进的反应器设计结果

项目	设计结果	项目	设计结果
总体积 V _T /m ³	32.50	所耗功率/ (kW/m ³)	4.72
装液量 V _L /m ³	22.73	总搅拌通气功率/ (kW/m ³)	72
罐径 D/m	2.743	通气液位高/m	5.18
罐身高 H/m	6.04	搅拌转速/ (r/min)	108
不通气液位 H _L /m	4.115	涡轮搅拌器直径/m	1.17
H _L /D	1.50	推进式搅拌器直径/m	0.914
OTR/ [mol O ₂ / (m ³ · h)]	469	涡轮搅拌器叶尖线速 (m/s)	3.91
v _s / (m/min)	1.80	不通气搅拌功率/kW	248
罐压/ (MPa, 表压)	0.10	通气涡轮搅拌功率/kW	110
总通气量/ (标况, m ³ /min)	33.0	冷冻介质温度/°C	2
通纯氧气流量/ (标况, m ³ /min)	13.70	冷冻介质流量/ (m ³ /h)	45
通气氧摩尔分数/%	62.5	冷却夹套面积/m ²	39.5
氧利用率/%	19.3	罐内冷却蛇管面积/m ²	38.6

有关改进设计做如下补充说明:

a. 空气分布器: 直径 0.9m 环形管, 上开 6mm 通气孔 40 个, 在通气流量 38.5m³/min (罐顶压强 0.1MPa) 时, 空气在管内外压强为 0.1MPa。

b. 罐内设 CIP 清洗系统及 2 个无菌取样口, 装设加酸、加碱、消泡剂、糖、营养盐的管及阀门。

c. 设温度传感器 2 个, pH 传感器 2 个, 消泡电极 2 个, 压力表及排污底阀等。

d. 搅拌系统: 驱动电机功率 150kW, 搅拌转速 108r/min; 搅拌器由 2 组涡轮搅拌叶

轮和一组推进式叶轮组成,前者叶轮直径 1.17m,有 6 叶片;后者直径 0.914,4 叶片。

3. 100m³大型机械搅拌通气发酵罐设计示例

图 1-2-14 所示为传统的大型机械搅拌发酵罐的具体尺寸,用于青霉素和其他抗生素发酵。从图可看出,换热器使用的是蛇管,只适用冷水作冷却介质。若使用普通自然水尤其是华南地区气温高的地区,应改用竖式列管为好。

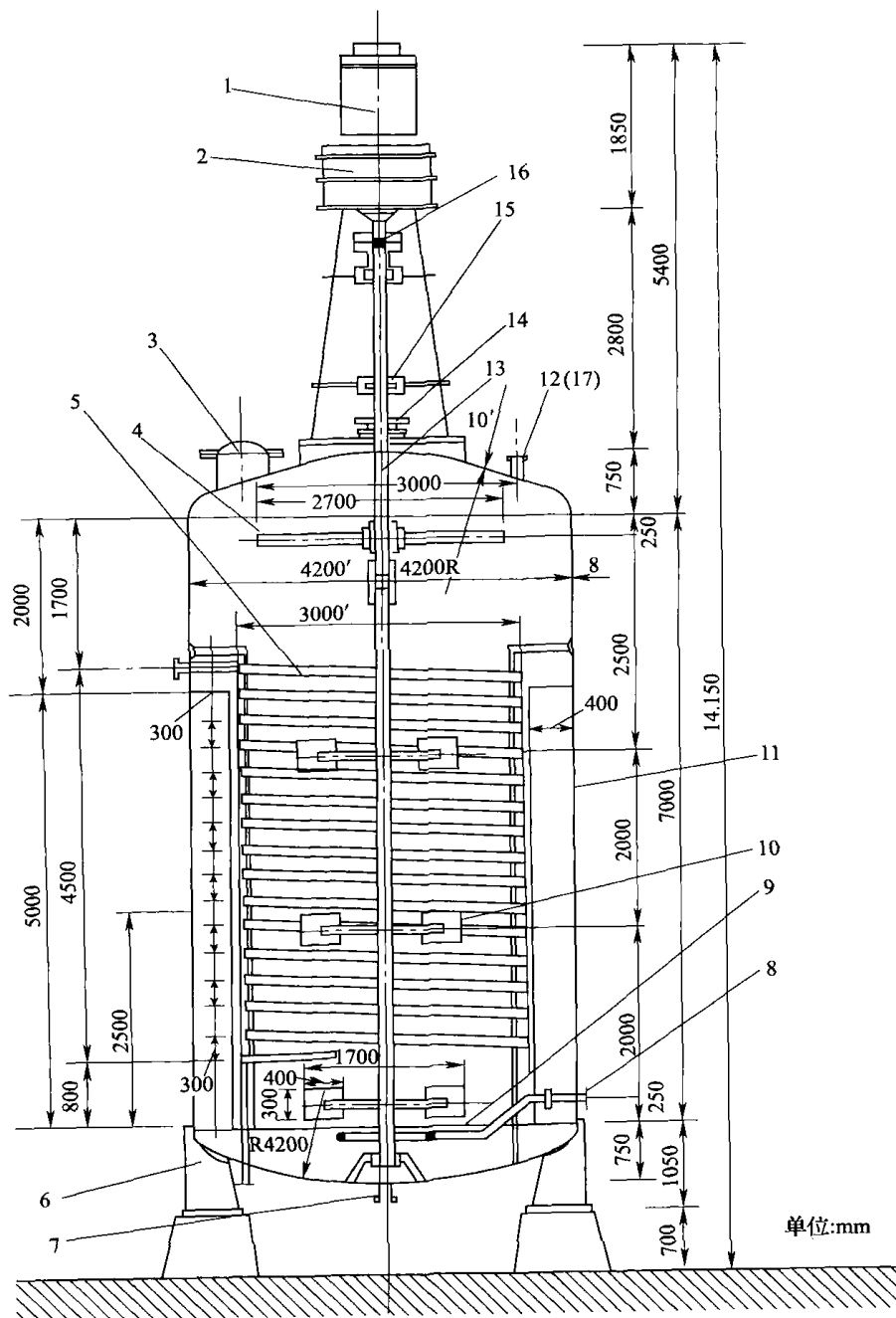


图 1-2-14 100m³机械搅拌发酵罐典型尺寸比例

- 1—电机 2—齿轮箱 3—人孔 4—消泡器 5—冷却蛇管 6—支撑座 7—放料口
- 8—进风管 9—空气分布器 10—搅拌叶轮 11—罐体 12—排气口
- 13—搅拌轴 14—无菌轴封 15—轴承 16—联轴器
- 17—进料口 (与排气口 12 分布在顶盖的前后不同位置)

第二节 气升式发酵罐

气升式发酵罐（ALR）也是应用最广泛的生物反应设备。国际上，法国等欧洲国家的学者对此类发酵罐研究和应用研究最有代表性；国内，华南理工大学高孔荣教授等对这类反应器进行了较系统深入的研究并取得良好结果，部分已在发酵工厂和废水处理中应用。这类反应器具有结构简单、不易染菌、溶氧效率高、能耗低等优点，目前世界上最大型的通气发酵罐就是气升环流式的，体积高达 3000 多立方米。

气升式反应器有多种类型，常见的有气升环流式、鼓泡式、空气喷射式等，其工作原理是把无菌空气通过喷嘴或喷孔喷射进发酵液中，通过气液混合物的湍流作用而使空气泡分割细碎，同时由于形成的气液混合物密度降低故向上运动，而气含率小的发酵液则下沉，形成循环流动，实现混合与溶氧传质。已在生物工程产业大量应用的气升内环流发酵罐、气液双喷射气升环流发酵罐的结构分别如图 1-2-15 和图 1-2-16 所示。而鼓泡罐则是最原始的通气发酵罐，因为鼓泡式反应器内没有设置导流筒，故没法很好控制液体的主体定向流动。

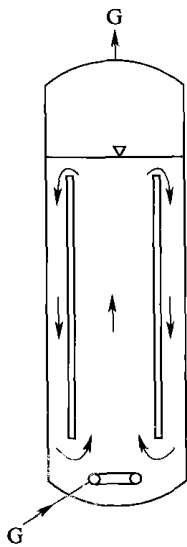


图 1-2-15 气升内环流式反应器

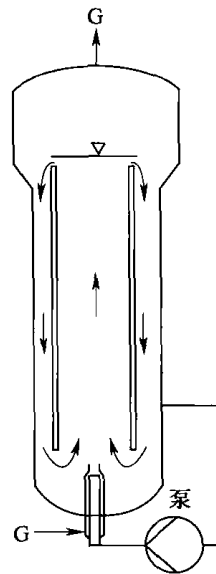


图 1-2-16 气液双喷射气升环流反应器

1. 气升环流式反应器的特点

前已提及，因气升环流反应器内没有搅拌器，且有定向循环流动，故这类反应器有多个优点，具体如下：

(1) 反应溶液分布均匀 气液固三相的均匀混合与溶液成分的混合分散良好是生物反应器的普遍要求，因其流动、混合与停留时间分布均受到影响。对许多间歇或连续补料的通气发酵，基质和溶氧尽可能分散均匀，以保证其基质在发酵罐内各处的浓度差异都在 0.1%~1% 范围内，溶解氧（饱和度）为 10%~30%。这对需氧生物细胞的生长和产物生成有利。此外，还需避免发酵罐液面生成稳定的泡沫层，以免生物细胞积聚于上而受损害甚至死亡。还有培养基成分尤其是有淀粉类易沉降的颗粒物料，更应能悬浮分散。气升

环流反应器能很好地满足这些要求。

(2) 较高的溶氧速率和溶氧效率 气升式反应器有较高的气含率 (gas-holdup) 和比气液接触面积, 因而有较高传质速率和溶氧效率, 体积溶氧效率通常比机械搅拌罐高, $k_L a$ 可达 2000h^{-1} , 且溶氧功耗相对较低。例如一台 25m^3 的 ALR, 溶氧速率 $2\sim 8\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 溶氧效率达 $1\sim 2\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 。

(3) 剪切力小, 对生物细胞损伤小 由于气升式反应器没有机械搅拌叶轮, 故对细胞的剪切损伤可减至最低, 尤其适合植物细胞及组织的培养。

(4) 传热良好 通气发酵均产生大量的发酵热, 如酵母培养旺盛期发酵热高达 $(3.0\sim 4.0) \times 10^5 \text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 而传热温差则只有几度 ($^{\circ}\text{C}$)。尤其在夏季, 若使用非冷冻水, 则温差更小, 故需很大的换热面积与传热系数。气升式反应器因液体综合循环速率高, 同时便于在外循环管路上加装换热器, 这就有利于保证除去发酵热以控制适宜的发酵温度, 其设备示意图见图1-2-17。

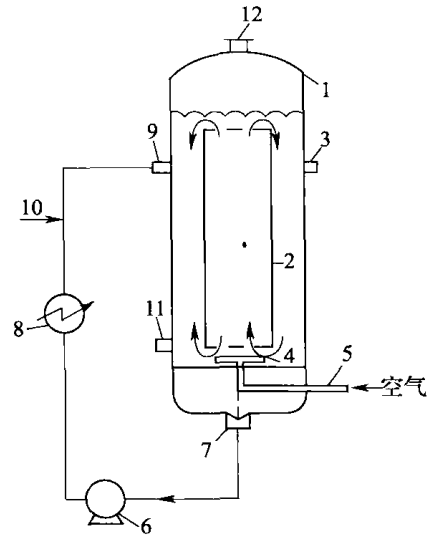


图 1-2-17 具有外循环冷却的气升环流式发酵罐

- 1—发酵罐 2—通气管 3—发酵液进口
- 4—空气分布器 5—空气进口 6—循环泵
- 7—发酵液出口 8—热交换器 9、11—喷嘴
- 10—发酵液出口口 12—排气管

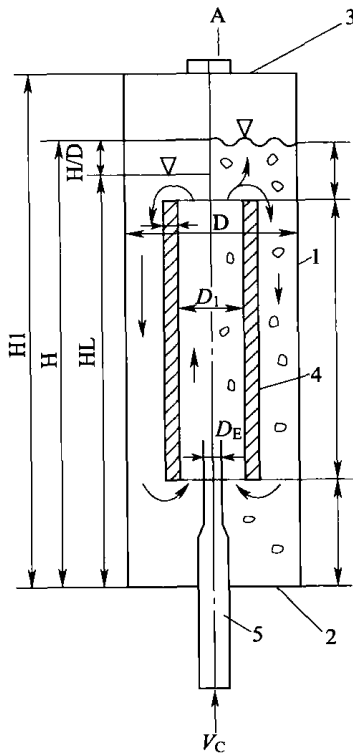


图 1-2-18 内环流气升式反应器结构示意图

- 1—罐体 2—罐底盖 3—顶盖
- 4—导流筒 5—空气喷嘴

(5) 结构简单, 易于加工制造 气升式反应器罐内无机械搅拌器, 故不需安装结构复杂的搅拌系统, 密封也容易保证, 故加工制造方便, 设备投资低。便于放大设计制造大型和超大型发酵反应器, 如国际上著名的 ICI 压力循环发酵罐体积达 3000m^3 以上, 另一种“BIOHOCH”反应器也达 3000m^3 以上。更大的反应器如鼓泡塔式“Bayer AG”反应器体积高达 13000m^3 , 目前用于生化废水处理。

(6) 操作和维修方便 因无机械搅拌系统, 故结构简单, 能耗低, 操作方便, 特别是不易发生机械搅拌轴封容易出现的渗漏染菌问题; 另外, 因无机械搅拌热产生, 故发酵总热量较低, 换热冷却和温控有保证。

2. 气升环流式发酵罐的主要结构及操作参数

影响气升环流式发酵罐特性的主要结构及操作参数包含高径比、导流筒高度与反应器高度之比、导流筒直径与反应器直径比、导流筒顶部和底部与罐顶和罐底的距离、通气速率、循环时间、平均循环雷诺准数、平均循环速度等。

(1) 主要结构参数 内环流气升式反应器结构示意图如图 1-2-18 所示。根据国内外的实验研究与生产实践证明, 要获得良好的气液混合与溶氧传质, 反应器的结构参数具有举足轻重的影响, 必须有一定的几何尺寸比例范

围，具体介绍如下：

① 反应器高径比 H/D ：气升式反应器与机械搅拌发酵罐一样，高径比是主要的几何参数。研究实验结果表明， H/D 的适宜范围是 5~9，这既有利于混合与溶氧，也便于放大设计用于发酵生产，放大设计应考虑以溶氧速率为主放大为好。

② 导流筒径与罐径比 D_E/D ：对一定的发酵罐，即确定 D 和 H 后，导流筒直径 D_E 及其高度 L_E 对发酵液的循环流动与溶氧也有很大影响。适宜的 $D_E/D=0.6\sim 0.8$ ，具体的最佳选值应视发酵液的物化特性及生物细胞的生物学特性通过实验确定。

③ 空气喷嘴直径与反应器直径比 D_1/D 以及导流筒上下端面到罐顶及罐底的距离均对发酵液的混合与流动、溶氧等有重要影响。

(2) 气升环流反应器的操作特性

① 平均循环时间 t_m ：如前所述，气升内循环环流反应器内设导流筒（也称上升管），把其中的培养液分隔在两大区域即导流筒（上升区）和环隙（下降区）中，因导流筒内不断有新气泡补充，且混合剪切较强，故此区内混合与溶氧较好；而在导流筒外即环隙中，气含率往往要低于导流筒。若循环速度太低，则气泡变大，环隙中的气含率往往低下，溶氧速率也随之变小，但发酵液所含的生物细胞浓度基本不变，所以环隙中的发酵液易出现缺氧现象。实践表明，不同的发酵生产以及不同时期，由于细胞浓度及对氧的需求不同，故对循环周期的要求也相异。对需氧发酵，若供氧不足，则生物细胞活力下降因而发酵生产率低。例如，用黑曲霉培养生产糖化酶，当细胞浓度较高时，循环周期必须小于 3min 才能保证正常发酵；若是高密度单细胞蛋白培养，则循环周期应在 1min 左右才能达到优良效果。

平均循环时间（周期）由下式确定：

$$t_m = \frac{V_L}{V_C} = \frac{V_L}{\frac{\pi}{4} D_E^2 v_m}$$

式中 V_L ——发酵罐内培养液流量， m^3

V_C ——发酵液循环流量， m^3/s

D_E ——导流管（上升管）直径， m

v_m ——导流管中液体平均流速， m/s

② 液气比 R 、空气喷出压力差 Δp 及循环速度 v_m 之间的关系：理论和实践证明，通气量对气升式发酵罐的混合与溶氧起决定性作用，而通气的压强即空气在空气分布管出口前后的压强差 Δp 对发酵液的流动与溶氧也有相当的影响。所谓液气比就是发酵液的环流量 V_C 与通气量 V_G 之比，即 $R=V_C/V_G$ 。

根据实验研究和生产实践，导流管中平均环流速度 v_m 可取 1.2~1.8m/s，这既有利于混合与气液传质，又不至于环流阻力损失太大，有利于实现高效与节能。当然，若采用多段导流管或内设筛板，则 v_m 可降低。

③ 气升式反应器的溶氧传质：气升式反应器的气液传质速率主要取决于发酵液的湍动及气泡的剪切细碎状态，而气液两相流动与混合主要受反应器输入能量的影响。

反应溶液的气含率与空气截面气速 v_s 的关系如下式所示：

$$h = K v_s^n \quad (1-2-46)$$

式中， K 和 n 为经验常数，通过实验确定。在鼓泡式发酵罐中，低通气速率时， $n=$

0.7~1.2; 而在高通气速率时, $n=0.4\sim0.7$ 。而体积溶氧系数是空截面气速的函数, 即:

$$k_L a = b v_s^m \quad (1-2-47)$$

式中, 对水和电解溶液, $m=0.8$, 而常数 b 则是空气分布器形式和溶液性质的函数, 由实验确定。

对气升环流式发酵罐, 当通气输入功率 $P_g/V_L = 1\text{kW}/\text{m}^3$ 时, 溶氧速率 $\text{OTR} = 2\sim 3\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 相应的溶氧效率约为 $2\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 。

3. 典型的气升环流发酵罐 (即 ICI 压力循环式发酵罐)

气升环流式发酵罐因具有结构简单, 溶氧速率高, 能耗低, 便于放大设计和加工制造特大型的发酵罐等优点, 因而自 20 世纪 70 年代以来在单细胞蛋白生产、废水处理等领域应用十分广泛, 在上述领域占据了主导地位。英国伯明翰 ICI 公司的压力循环发酵罐是国际上最突出的代表, 公称体积达 3000m^3 , 液柱高达 55m, 故通气压力高, 装发酵液量 2100m^3 。为了强化气液混合与溶氧, 沿罐高度设有 19 块有下降区的筛板以防止气泡合并为大气泡, 同时为使塔顶的气液实现分离排气, 顶部设有气液分离部分, 直径约等于塔径的 1.5 倍。具体的设计主要尺寸示意图如图 1-2-19 所示。

根据测定及生产运行结果, 该发酵罐中液体上升速度达 $0.5\text{m}/\text{s}$, 而在下降区的速度更高达 $3\sim 4\text{m}/\text{s}$; 在上升管与下降区的气含率分别高达 0.52 和 0.48。由于液位高, 饱和溶氧 c^* 很高, 故溶氧速率可高达 $10\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。但相应的通气功率也高达 $6.6\text{kW}/\text{m}^3$, 溶氧效率为 $1.5\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 。其他较小型的气升环流反应器的溶氧效率约 $2\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$, 通气功率约为 $P_g/V_L = 1.5\text{kW}/\text{m}^3$, 溶氧速率可达到 $3\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。此外, 为防止 CO_2 积聚, 发酵液的循环时间控制在 $1\sim 3\text{min}$ 。

气升环流式反应器除了用于酵母、细胞培养及酶制剂、有机酸等发酵生产外, 也广泛用于废水生化处理。如 BIOHOCH 反应器便是典型的代表, 其特点是一个反应器内设多个气升环流管, 有效体积高达 $8000\sim 20000\text{m}^3$, 具有节能、操作稳定、出水的 BOD 和 COD 低、无噪声因而对环境无污染及占地面积小等优点。

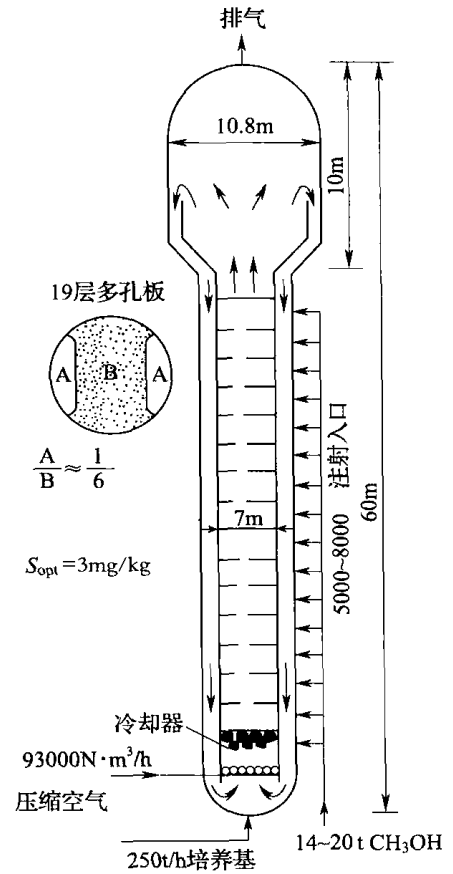


图 1-2-19 ICI 压力循环气升发酵罐

第三节 自吸式发酵罐

自吸式发酵罐是一种不需要空气压缩机提供压缩空气, 而依靠特设的机械搅拌吸气装置或液体喷射吸气装置吸入空气并同时实现混合搅拌与溶氧传质的发酵罐。自 20 世纪 60

年代开始，欧洲和美国展开研究开发，然后在国际和国内的酵母及单细胞蛋白生产、醋酸发酵及维生素生产等获得应用。国内，上海医工院朱守一教授、华南理工大学高孔荣教授等进行了深入研究，于1981年开始在酵母生产等发酵工厂推广应用，效果很好。

一、自吸式发酵罐的特点

与传统的机械搅拌通气发酵罐相比，自吸式发酵罐具有如下的优点与不足：

(1) 不必配备空气压缩机及相应的附属设备，节约设备投资，减少厂房面积。

(2) 溶氧速率高，溶氧效率较高，能耗较低，尤其是溢流自吸式发酵罐的溶氧比能耗可降至 $0.5\text{kW} \cdot \text{h}/(\text{kg O}_2)$ 以下。

(3) 用于酵母生产和醋酸发酵具有生产效率高、经济效益高的优点。

但因一般的自吸式发酵罐是靠负压吸入空气的，故发酵系统不能保持一定的正压，较易产生杂菌污染。同时，必须配备低阻力损失的高效空气过滤系统。为克服上述缺点，可采用自吸气与鼓风相结合的鼓风自吸式发酵系统，即在过滤器前加装一台鼓风机，适当维持无菌空气的正压，这不仅可减少染菌机会，而且可增大通气量，提高溶氧系数。这类改进型自吸罐用于酵母生产效果很好。

二、机械搅拌自吸式发酵罐

1. 机械自吸式发酵罐吸气原理

此类型自吸式发酵罐的构造如图 1-2-20 所示。主要构件是吸气搅拌叶轮及导轮，也被简称作转子及定子。当转子转动时，其框内液体被甩出而形成局部真空而吸入空气。转子的形式有多种，如三叶轮、四叶轮和六叶轮等，如图 1-2-21 (1) 和 (2) 所示。

当发酵罐内充有液体，启动搅拌电机，转子高速旋转，转子框内液体被甩向叶轮外缘，液体获得能量。转子的线速度越大，液体（其中还含有气体）的动能越大，当其离开转子时，由动能转变为静压能也越大，在转子中心所造成的负压也越大，故吸气量也越大，通过导向叶轮而使气液均匀分布甩出，并使空气在循环的发酵液中分裂成细微的气泡，在湍流状态下混合、湍动和扩散，因此自吸式充气装置在搅拌的同时完成了充气供氧作用。

2. 机械搅拌自吸式发酵罐的设计要点

(1) 发酵罐的高径比 发酵罐通气和搅拌的目的是气液固三相充分混合与分散，强化气液传质，为生物催化剂提供溶解氧，促进微生物与液相中营养成分及生成产物等的质量传递，并强化热量传递。由于自吸式发酵罐是靠转子转动形成负压而实

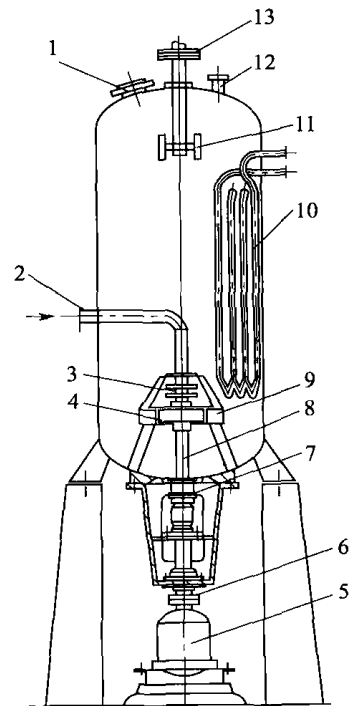


图 1-2-20 机械搅拌自吸式发酵罐

- 1—人孔 2—进风管 3—轴封 4—转子
5—电机 6—联轴器 7—轴封
8—搅拌轴 9—定子 10—冷却蛇管
11—消泡器 12—排气管 13—消泡转轴

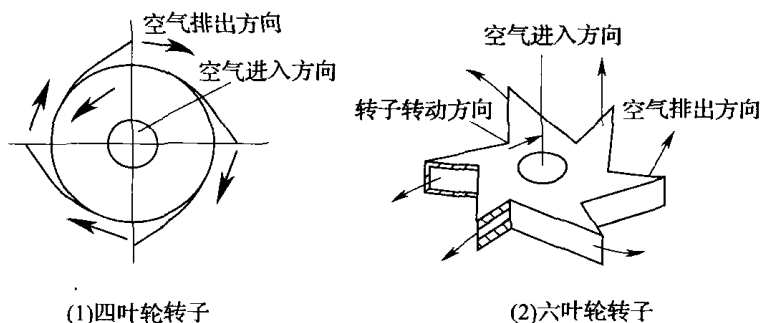


图 1-2-21 自吸式发酵罐转子结构

现吸气供氧, 吸气装置是沉浸于液相的, 所以为保证较高的吸气量, 发酵罐的高径比 H/D 不宜取大的, 且罐容增大时, H/D 应适当减小, 以保证搅拌吸气转子与液面的距离为 $2\sim 3m$ 。对于黏度较高的发酵液, 为了保证吸气量, 应适当降低罐的高度。

(2) 转子与定子的确定 实践表明, 三棱叶转子的特点是转子直径较大, 在较低转速时可获得较大的吸气量, 当罐压在一定范围内变化时, 其吸气量也比较稳定, 吸程 (即液面与吸气转子距离) 也较大, 但所需的搅拌功率较高。转子与定子配合简图如图 1-2-22 所示, 吸气管的空气流速达到 $12\sim 15m/s$, 尺寸比例见表 1-2-5。

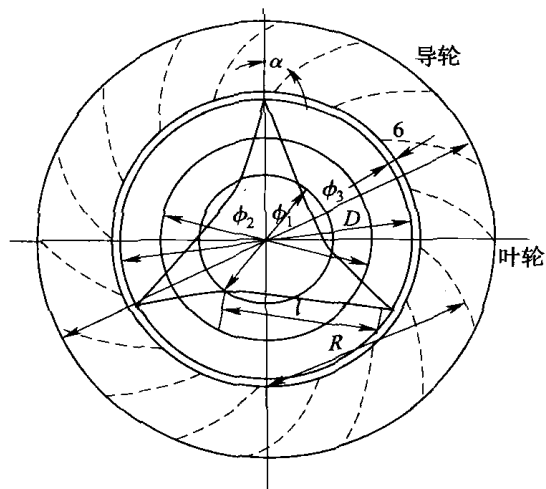


图 1-2-22 三棱叶自吸式叶轮结构

表 1-2-5 三棱叶自吸式转子与定子尺寸比例

部件名称	符号	与叶轮尺寸比	部件名称	符号	与叶轮尺寸比
叶轮外径	d	$1D$	翼片曲率半径	R	$5\frac{1}{2}D$
桨叶长度	e	$9/16D$	翼叶角	α	45°
交点圆径	ϕ	$3/8D$	间隙	δ	$1\sim 2.5mm$
叶轮高度	h	$1/4D$	叶片厚	b	按强度计算
挡水口径	ϕ_2	$7/10D$	叶轮外缘高	h_1	$h+2b$
导轮内径	ϕ_3	$3/2D$	导轮外缘高	h_2	h_1+2b

自吸式发酵罐三棱叶叶轮直径 D 一般等于发酵罐直径的 0.35 倍。当然为提高溶氧, 可减小转子直径, 适当提高转速。

而四弯叶转子的特点是剪切作用小, 阻力小, 消耗功率较小, 直径小而转速高, 吸气量较大, 溶氧系数高。其转子与定子 (直叶片) 结构示意图如图 1-2-23 所示。叶轮外径和罐径比为 $1/15\sim 1/8$, 叶轮厚度为叶轮直径的 $1/5\sim 1/4$ 。有定子的叶轮比无定子的叶轮

流量和压头均增大。其余部件的尺寸比例分别为：

$D/L=5$, $D/r=2.5$, 定子厚度 $B=\left(\frac{1}{5}\sim\frac{1}{4}\right)D$, 定子直径 $D'=2D$, 定子与转子间距 $1\sim2.5\text{mm}$ 。

(3) 机械自吸式发酵罐吸气量计算 根据实验研究, 自吸式发酵罐的吸气量可用准数法进行计算和比拟放大设计。当满足单位体积功率消耗相等的前提下, 三棱叶自吸式搅拌器的吸气量可由下式确定：

$$f(N_a, Fr) = 0 \quad (1-2-48)$$

式中 N_a ——吸气准数, 且 $N_a=V_g/nd^3$

Fr ——弗劳德准数, $Fr=n^2d/g$

d ——叶轮直径, m

n ——叶轮转速, r/s

V_g ——吸气量, m^3/s

g ——重力加速度常数, $9.81\text{m}/\text{s}^2$

利用三棱叶自吸气叶轮装置进行实验研究可得到如图 1-2-24 所示的结果。由图可见, 当弗劳德准数 Fr 增至一定值时, 吸气量 V_g 趋于恒定。即吸气准数 $N_a=V_g/nd^3=0.0628\sim 0.0634$ 。这是因为液体受搅拌器推动, 克服重力影响而达到一定程度后, 吸气准数就不受 Fr 的影响。在空化点上, 吸气量与搅拌器的泵送能力成正比。对实际发酵系统, 由于发酵液有一定的含气率, 因而使发酵液密度下降, 且不同发酵液的黏度等物化性质也不相同, 故自吸式发酵罐的实际吸气量应比上述计算的值要小, 其修正系数约为 $0.5\sim 0.8$ 。

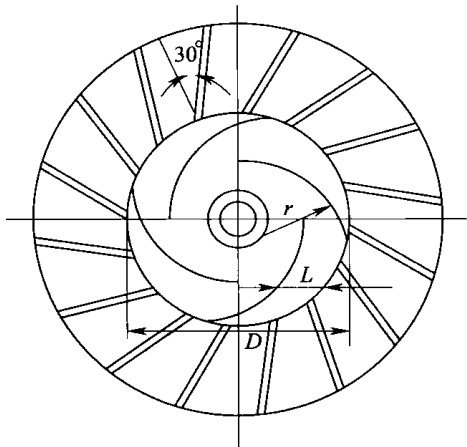


图 1-2-23 四弯叶自吸式叶轮
转子与定子结构

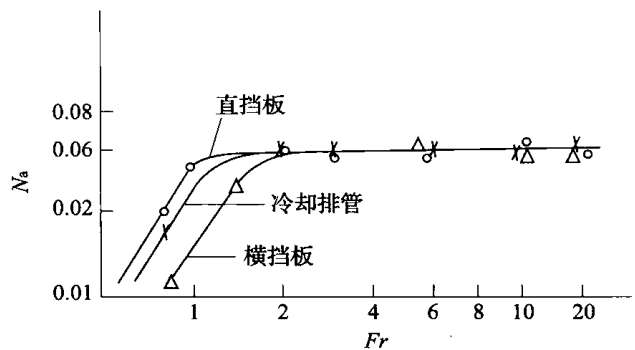


图 1-2-24 吸气准数 N_a 与弗劳德
准数 Fr 的关系

四弯叶转子自吸式罐的吸气量可按下式计算确定：

$$V_g = 12.56nCLB(D-L)K \quad (\text{m}^3/\text{min}) \quad (1-2-49)$$

式中 n ——叶轮转速, r/min

D ——叶轮外径, m

L ——叶轮开口长度, m

B ——叶轮厚度, m

C——流率比， $C=K/(1+K)$

K——充气系数

三、喷射自吸式发酵罐

喷射自吸式发酵罐是应用文氏管喷射吸气装置或溢流喷射吸气装置进行混合通气的，既可不用空压机，又不用机械搅拌吸气转子。

1. 文氏管吸气自吸式发酵罐

图 1-2-25 所示为文氏管自吸式发酵罐结构示意图。其原理是用泵使发酵液通过文氏管吸气装置，由于液体在文氏管的收缩段中流速增加，形成真空而将空气吸入，并使气泡分散与液体均匀混合，实现溶氧传质。典型文氏管的结构如图 1-2-26 所示。经验表明，当收缩段液体流动雷诺数 $Re > 6 \times 10^4$ 时，吸气量及溶氧速率较高。

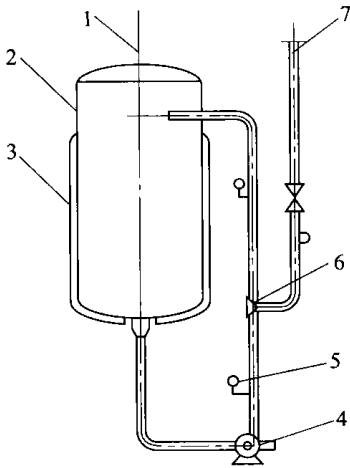


图 1-2-25 文氏管自吸式发酵罐结构

- 1—排气管 2—罐体 3—换热夹套
- 4—循环泵 5—压力表
- 6—文氏管 7—吸气管

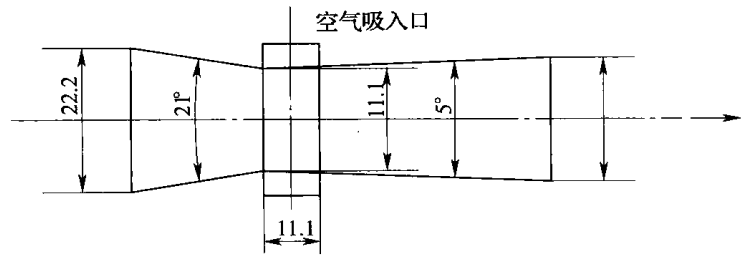


图 1-2-26 文氏吸气管结构

2. 液体喷射自吸式发酵罐

液体喷射吸气装置是这种自吸式发酵罐的关键装置，由梁世中和高孔荣教授研究确定的喷射自吸气实验装置结构示意图如图 1-2-27 所示。

经实验研究，喷射吸气装置适宜的几何参数为：

$$D_i/D_n = 1.7 \sim 2.0$$

$$L_i/D_i = 3 \sim 4$$

$$D_e/D_i = 1.3 \sim 1.7$$

$$\text{喷射压力 } P_n = 3 \times 10^4 \sim 6 \times 10^4 \text{ Pa (表压)}$$

在此尺寸范围内，喷射自吸式发酵罐水-空气系统的体积溶氧传质系数的数学表达式为：

$$k_{L,a} = 1.0 (P_L/V_L)^{0.23} v_s^{0.91} (D_e/D)^{-0.46} \quad (1/h) \quad (1-2-50)$$

式中 D 和 D_e ——发酵罐和导流尾管内径，m

P_L ——液体喷射功率，kW

V_L ——发酵罐溶液体积, m^3

v_s ——空截面风速, m/s

应用 10L 喷射自吸式发酵罐培养面包酵母, 干细胞浓度高达 $32kg/m^3$, 比能耗 $0.47 \sim 0.73kW \cdot h/kg$ 干酵母, 装料系数高达 80%。若把喷射吸气装置水平安装改装成管式喷射自吸反应器, 管长与管径之比达 320~400。当喷射功率为 $15kW/m^3$ 时, 体积溶氧系数高达 4280 (1/h), 用于酵母生产其生产效率最高达 $6.24kg/(m^3 \cdot h)$, 酵母浓度达 $40kg dw/m^3$ 。当喷射压力在 $(5 \sim 13) \times 10^4 Pa$ 时, 溶氧比能耗为 $0.22 \sim 0.6kW \cdot h/kg O_2$ 。实验表明, 若在上述的螺旋管式自吸反应器的管中装设间隔, 可强化溶氧传质, 其体积溶氧系数可表述为:

$$k_L a = 1.003 (P_g/V_L)^{0.71} v_s^{0.28} (L/D)^{-0.32} \quad (1/h) \quad (1-2-51)$$

式中 P_g ——输入功率, kW

V_L ——管式反应器装液量, m^3

v_s ——空截面风速, m/s

L ——反应管总长度, m

D ——管径, m

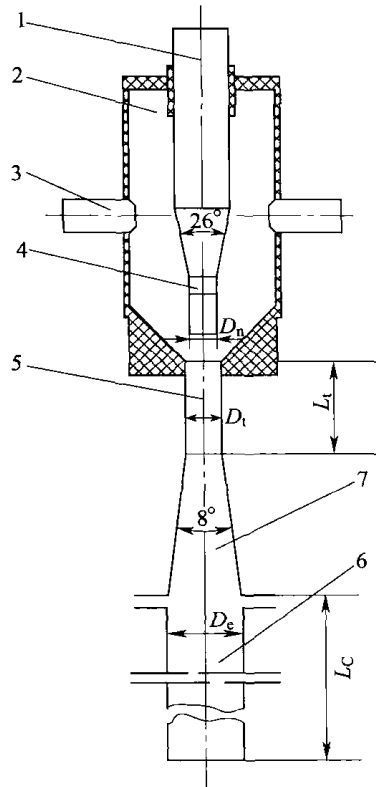


图 1-2-27 液体喷射吸气装置简图

1、3—进风管 2—吸气室 4—喷嘴
5—收缩段 6—导流管 7—扩散段

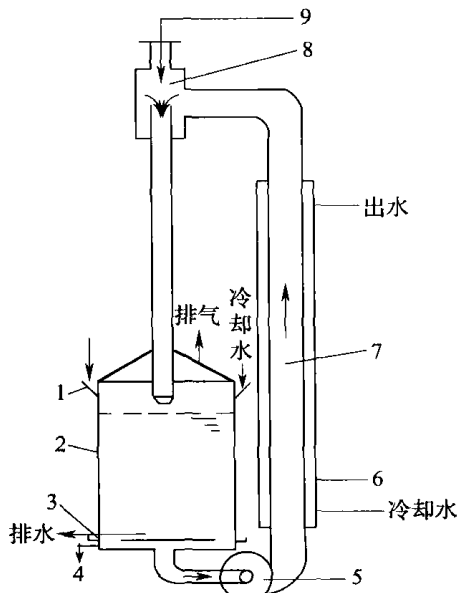


图 1-2-28 Vobu-JZ 单层溢流喷射自吸式发酵罐

1—冷却水分配槽 2—罐体 3—排水槽
4—放料口 5—循环泵 6—冷却夹套
7—循环管 8—溢流喷射器 9—进气口

四、溢流喷射自吸式发酵罐

溢流喷射自吸式发酵罐的通气是依靠溢流喷射器, 其吸气原理是液体溢流时形成抛射流, 由于液体的表面层与其相邻的气体的动量传递, 使边界层的气体有一定的速率, 从而带动气体的流动形成自吸气作用。要使液体处于抛射非淹没溢流状态, 溢流尾管应略高于液面, 尾管高 1~2m 时, 吸气速率较大。华南理工大学高孔荣教授和赵汝鹏高工研制成系列溢流喷射自吸式发酵罐, 用于酵母培养干细胞浓度高达 $50kg/m^3$, 对数生长期的生产效率达到 $7.9kg/(m^3 \cdot h)$, 比能耗为 $0.37 \sim 0.61kW \cdot h/kg$ 干酵母, 已放大至 $200m^3$, 用于味精废水处理取得良好效果。欧洲的福格布尔 (Vogelbusch) 公司研制的溢流喷射自吸发酵罐, 广泛用于酵母等单细胞蛋白生产, 已放大至 $2000m^3$ 的规模, 溶氧比能耗降至 $0.5kW \cdot h/kg O_2$ 。此类型发酵罐结构如图 1-2-28 所示。

而 Vobu - JZ 双层溢流喷射自吸式发酵罐是在上述单层罐的基础上发展研制的, 其不同点是发酵罐体在中部分割成两层, 以提高气液传质速率和降低能耗, 其溶氧速率高达 $12 \sim 14 \text{ kg O}_2 / (\text{m}^3 \cdot \text{h})$, 电耗为 $0.4 \sim 0.5 \text{ kW} \cdot \text{h} / \text{kg O}_2$ 。

第四节 通气固相发酵设备

通气固相发酵工艺是传统的发酵生产工艺, 广泛应用于酱油和酿酒生产, 以及农副产品生产饲料蛋白等。通气固相发酵具有设备简单、投资省等优点。下面以最常用的自然通气固体曲发酵设备和机械通气固体曲发酵设备为代表进行讨论。

一、自然通气固体曲发酵设备

几千年前, 我国在世界上率先使用自然通气固体曲技术用于酱油生产和酿酒, 一直沿用至今, 尽管大规模的发酵生产大多已采用液体深层通气发酵技术。

自然通风制曲要求空气与固体培养基接触, 以供霉菌繁殖和带走所产生的生物合成热。原始的固体曲设备采用木制的浅盘, 常用浅盘尺寸有 $0.37 \text{ m} \times 0.54 \text{ m} \times 0.06 \text{ m}$ 或 $1 \text{ m} \times 1 \text{ m} \times 0.06 \text{ m}$ 等。大的曲盘没有底板, 只有几根衬条, 上铺竹帘、苇帘或柳条, 或者干脆不用木盘, 把帘子铺在架上, 这扩大了固体培养基与空气的接触面, 减少了老法的许多笨重操作, 提高了曲的质量。

自然通风的曲室设计要求如下: 易于保温、散热、排除湿气以及清洁消毒等; 曲室四周墙高 $3 \sim 4 \text{ m}$, 不开窗或开有少量的细窗口, 四壁均用夹墙结构, 中间填充保温材料; 房顶向两边倾斜, 使冷凝的汽水沿顶向两边下流, 避免滴落在曲上; 为方便散热和排气, 房顶开有天窗。固体曲房的大小以一批曲料用一个曲房为准。曲房内设曲架, 以木材或钢材制成, 每层曲盘应占 $0.15 \sim 0.25 \text{ m}$, 最下面一层离地面约 0.5 m , 曲架总高度取 2 m 左右, 以方便人工搬取或安放曲盘。

二、机械通气固体发酵设备

机械通风固体发酵设备与上述的自然通风固体发酵设备的不同主要是前者使用了机械通风即鼓风机, 因而强化了发酵系统的通风, 使曲层厚度增加, 不仅使制曲生产效率大大提高, 而且便于控制曲层发酵温度, 提高了曲的质量。

机械通气固体发酵设备如图 1-2-29 所示。曲室多用长方形水泥池, 宽约 2 m , 深 1 m , 长度则根据生产场地及产量等选取, 但不宜过长, 以保持通风均匀; 曲室底部应比地面高, 以便于排水, 池底应有 $8^\circ \sim 10^\circ$ 的倾斜, 以使通风均匀; 池底上有一层筛板, 发酵固体曲料置于筛板上, 料层厚度 $0.3 \sim 0.5 \text{ m}$ 。曲池一端 (池底较低端) 与风道相连, 其间设一风量调节闸门。曲池通风常用单向通风操作, 为了充分利用冷量或热量, 一般把离开曲层的排气部分经循环风道回到空调室, 另吸入部分新鲜空气。据实验测试结果, 空气适度循环, 可使进入固体曲层的 CO_2 浓度提高, 可减少霉菌过度呼吸而减少淀粉原料的无效损耗。当然废气只能部分循环, 以维持与新鲜空气混合后 CO_2 浓度在 $2\% \sim 5\%$ 为佳。通风量为 $400 \sim 1000 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 视固体曲层的厚度和发酵使用菌株、发酵旺盛程度及气候条件等而定。

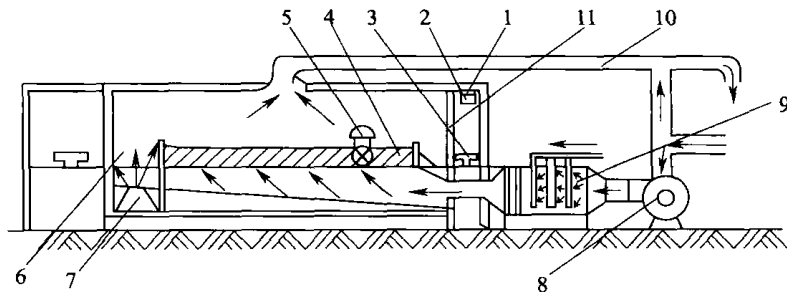


图 1-2-29 机械通气固体曲发酵设备

- 1—输送带 2—高位料斗 3—送料小车 4—曲料室 5—进出料机
6—料斗 7—输送带 8—鼓风机 9—空调室
10—循环风道 11—曲室闸门

曲室的建筑与自然通风所用曲房大同小异，空气通道中风速取 $10\sim 15\text{m/s}$ 。因机械通风固体发酵过程阻力损失较低，故可选用效率较高的离心式送风机，通常用风压为 $1000\sim 3000\text{Pa}$ 的中压风机较好。

在酱油和味酱汤制曲生产使用的通气箱式固体发酵设备如图 1-2-30 和图 1-2-31 所示，图所示的是双层旋转式制曲设备。

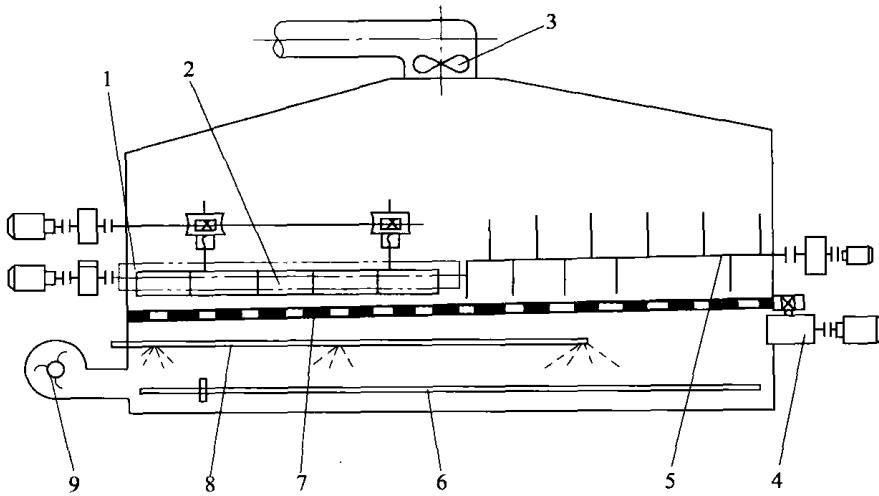


图 1-2-30 GTF-5 型固体通气发酵机示意图

- 1—抛撒机构 2—摊刮机构 3—抽风机 4—筛盘转动机构 5—翻料机构
6—升温装置 7—筛盘 8—喷雾装置 9—鼓风机

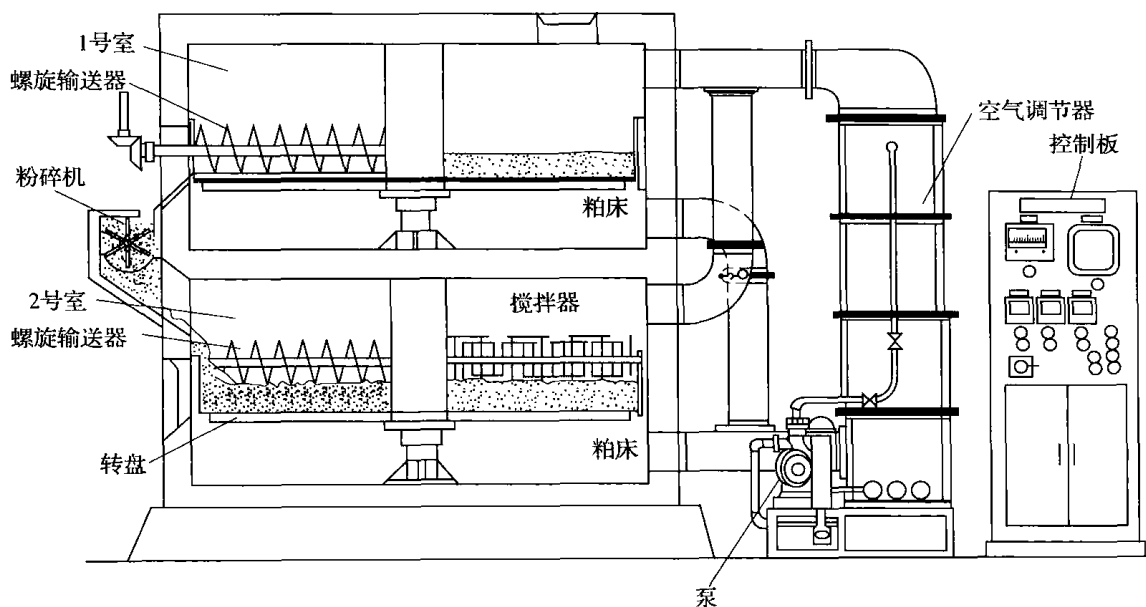


图 1-2-31 双层旋转式通气箱式固体发酵设备

第五节 其他类型的通气发酵反应器简介

除了上述的机械搅拌通用式发酵罐、气升式发酵罐、自吸式发酵罐和固相通气发酵设备外，还有多种通气发酵设备在生产上应用。例如：固定床生物反应器、卧式转盘发酵反应器、中空纤维生物反应器、机械搅拌光照发酵罐、光照通气生物反应器、植物毛状根培养反应器、反应偶联产物分离反应器、内部沉降动物细胞培养反应器、悬浮床生物反应器和浅层植物组织培养反应器等，如图 1-2-32 至 1-2-41 所示。因为篇幅所限，在此对这些发酵反应器不做具体说明，详细介绍可参阅有关植物细胞（组织）、动物细胞（组织）培养反应器以及反应偶联产物分离型反应器的专门论述。

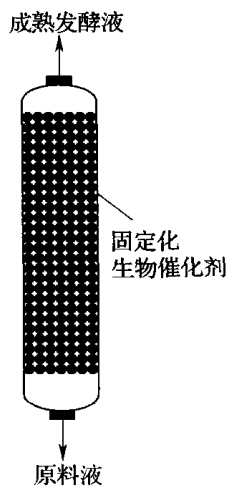


图 1-2-32 固定床生物反应器

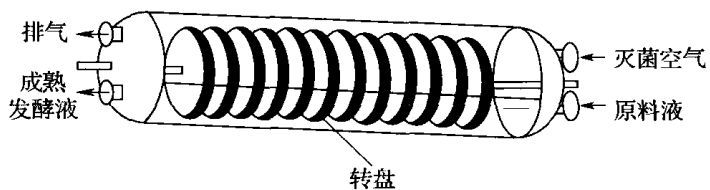


图 1-2-33 卧式转盘发酵反应器

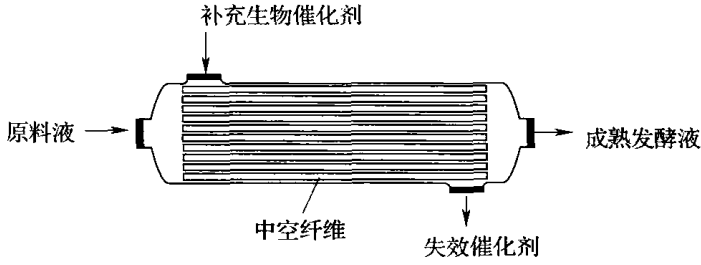


图 1-2-34 中空纤维生物反应器

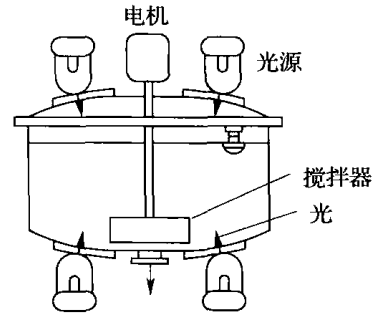


图 1-2-35 机械搅拌光照发酵罐

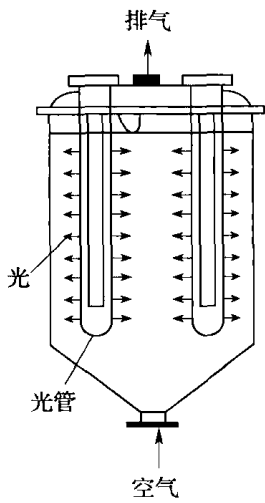


图 1-2-36 光照通气生物反应器

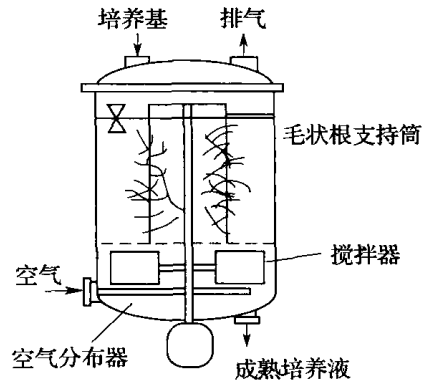


图 1-2-37 植物毛状根培养反应器

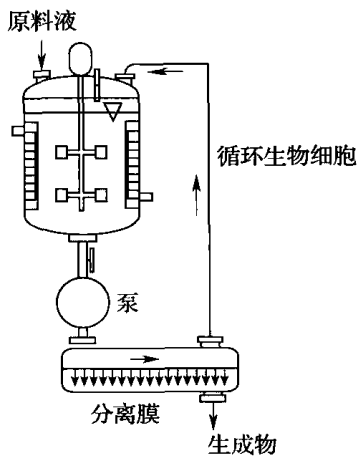


图 1-2-38 反应偶联产物分离反应器

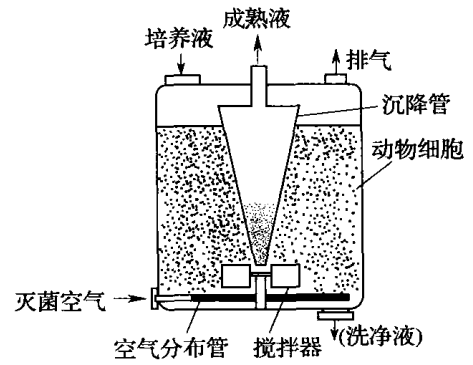


图 1-2-39 内部沉降动物细胞培养反应器

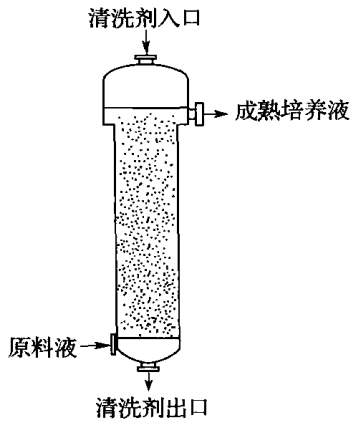


图 1-2-40 悬浮床生物反应器

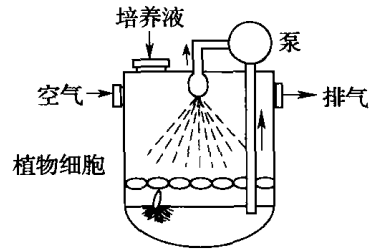


图 1-2-41 浅层植物组织培养反应器

思考题

1. 简述气液传质双膜理论要点。
2. 搅拌通气发酵系统的总发酵热的确定方法有哪几类？写出总发酵热 $Q_{\text{总}}$ 的理论计算式。
3. 说明通气发酵罐的设计准则。
4. 发酵罐冷却换热装置主要形式有哪几种？
5. 写出通气发酵罐搅拌功率准数 N_p 的表达式及各参变量的单位。
6. 简述通气机械搅拌罐的搅拌器、挡板、轴封的结构及作用。
7. 按流态特性，可把发酵液分成哪两大类？对牛顿型流体，搅拌 Re_m 与搅拌功率准数有何关系？
8. 说明溶氧系数的影响因素及溶氧系数的主要测定方法。
9. 为什么通气机械搅拌罐一直是发酵工业应用最普遍的反应器型式？通气机械搅拌罐有哪些主要缺点？
10. 试说明实验室小型发酵罐多采用夹套控制温度而工业生产用的大型发酵罐则采用盘管或列管换热的原因。
11. 径向流和轴向流机械搅拌叶轮各有何特点？各适合哪些微生物发酵过程使用？
12. 根据气液传质理论，提出通气发酵罐溶氧速率强化的合理措施。
13. 气升环流式反应器与通气机械搅拌罐相比，有哪些优缺点？在哪些发酵生产中最常用？
14. 固定化细胞反应器具有生产能力高、细胞可反复利用等显著优点，但至今在生物加工生产上实际应用却不多，试说明原因。
15. 一直径为 1.22m 的通气搅拌罐中装入水，液柱高度（圆筒部分）等于罐径的 1.5 倍，罐内壁对称安装 4 块挡板，挡板宽度为罐径的 1/10，圆盘平叶涡轮搅拌桨直径为 0.36m，转数为 260r/min，通气量为 1.3m³/min，操作温度为 25℃，罐顶压强为 0.1059MPa。试求：搅拌功率 P_g 和体积溶氧系数 $k_L a$ 。
16. 一装液量 5L 的实验室发酵罐，通气量为 1.0VVm，操作压力为 0.0294MPa（表压）。在某发酵时间内，发酵液的溶氧浓度为饱和溶氧的 30%，空气进入时的氧含量（摩

尔分数) 为 21%，排气的氧含量为 20%，求此微生物的摄氧率和发酵罐的体积溶氧系数 $k_{L,a}$ 。

17. 有一生产用发酵罐，内径为 2m，装液高度为 3m，安装六弯叶涡轮搅拌器（三组叶轮），搅拌器直径为 0.67m，转速为 200r/min。设发酵液密度为 1050kg/m^3 ，黏度为 $1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ，分别计算搅拌器所需不通气时和通气速率为 0.8VV_m 时的搅拌功率 P_0 和 P_g 。

第三章 嫌气发酵设备

发酵设备是发酵工厂中主要的设备，发酵设备必须具有适宜微生物生长和形成产物的各种条件，促进微生物的新陈代谢，使之能在低能耗下获得较高产量。因此发酵设备必须具备微生物生长的基本条件，例如，需要维持合适的培养温度；要求有不同程度的无菌度，结构应尽可能简单，便于灭菌和清洗。

由于微生物主要分嫌气和好气两大类，故发酵设备也分两大类：酒精、啤酒和丙酮丁醇等属嫌气发酵产品；谷氨酸、柠檬酸、酶制剂和抗菌素等属好气发酵产品，在发酵过程中需不断通入无菌空气。

近年来，国内外发酵设备已日趋大容量发展。大型发酵罐具有简化管理，节约投资，降低成本以及利于自控等优点，并已在大型发酵罐中实现了自动清洗。

20世纪50年代初期，连续发酵工业化的问题已引起人们普遍的关注和重视。这是由于连续发酵不仅节约了设备投资和操作费用，而且由于时间的缩短和管理的合理化，提高了生产能力。目前，连续发酵生产酒精已在大部分工厂得到运用，而啤酒发酵的连续化也相继在工业生产中得到应用。近年来对固定化细胞、固定化酶生产酒精、啤酒等的研究进展很快，目前已进入中型试验甚至生产中应用。

第一节 酒精发酵设备

一、酒精发酵罐

酵母将糖转化为酒精，欲获得较高的转化率，除满足酵母生产和代谢的必要工艺条件外，还需要一定的生化反应时间，在生化反应过程中将释放出一定数量的生物热，若该热量不及时移走，必将直接影响酵母的生长和代谢产物的转化率。因此，酒精发酵罐的结构必须首先满足上述工艺要求。此外，从结构上，还应考虑有利于发酵液的排出及设备清洗，维修以及设备制造安装方便等问题。

酒精发酵罐筒体为圆柱体，底盖和顶盖均为碟形或锥形，如图1-3-1所示。

在酒精发酵过程中，为了回收二氧化碳气体及其所带出的部分酒精，发酵罐宜采用密闭式，罐顶装有人孔，视镜及二氧化碳回收管，进料管，接种管，压力表和测量仪表接口管等。罐底装有排料口和排污口，罐身上下部有取样口和温度计接口，对于大型发酵罐，为了便于维修和清洗，往往在近罐底也装有人孔。

发酵的冷却装置，对于中小型发酵罐，多采用罐顶喷水淋于罐外壁表面进行膜状冷却；对于大型发酵罐，罐内装有冷却蛇管或罐内蛇管和罐外壁喷洒联合冷却装置，为避免发酵车间的潮湿和积水，要求在罐体底部沿罐体四周装有集水槽。采用罐外列管式喷淋冷却的方法，具有冷却发酵液均匀，冷却效率高等优点。

酒精发酵罐的洗涤，过去均由人工操作，不仅劳动强度大，而且二氧化碳气体一旦未

彻底排除，人工入罐清洗会发生中毒事故。近年来，酒精发酵罐已逐步采用水力喷射洗涤装置，从而改善了人工的劳动强度和提高了效率。大型发酵罐采用这种水力洗涤装置尤为重要。

水力洗涤装置如图 1-3-2 所示。

它是由一根两头装有喷嘴的洒水管组成，两头喷水管弯有一定的弧度，喷水管上均匀地钻有一定数量的外孔，喷水管安装时呈水平，喷水管借活接头和固定供水管相连接，它是借喷水管两头喷嘴以一定喷出速度而形成的反作用力，使喷水管自动旋转，在旋转过程中，喷水管内的洗涤水由喷水孔均匀喷洒在罐壁、罐顶和罐底上，从而达到水力洗涤的目的。对于 120m³ 的酒精发酵罐，采用 $\phi 36\text{mm} \times 3\text{mm}$ 的喷水管，管上开有 $\phi 4\text{mm} \times 30$ 个小孔，两头喷嘴口径为 9mm。

这种水力洗涤装置，在水压力不大的情况下，水力喷射强度和均匀度都不理想，以致洗涤不彻底，大型发酵罐尤为明显。因此，可采用高压强的水力喷射洗涤装置，如图 1-3-3 所示。

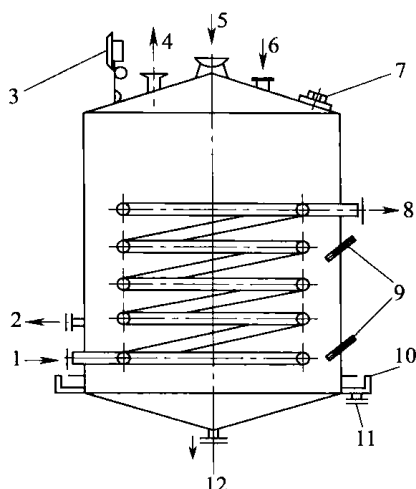


图 1-3-1 酒精发酵罐

- 1—冷却水入口 2—取样口
- 3—压力表 4—CO₂气体出口
- 5—喷淋水入口 6—料液及酒母入口
- 7—人孔 8—冷却水出口 9—温度计
- 10—喷淋水收集槽 11—喷淋水出口
- 12—发酵液及污水排出口

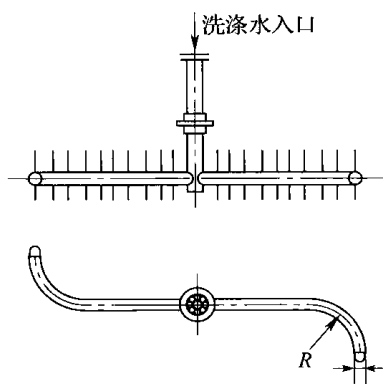


图 1-3-2 发酵罐水力洗涤器

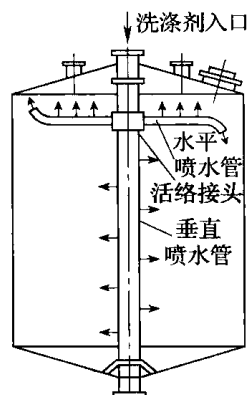


图 1-3-3 水力喷射洗涤装置

它是一根直立的喷水管，沿轴向安装于罐的中央，在垂直喷水管上按一定的间距均匀地钻有 $\phi 4 \sim 6\text{mm}$ 的小孔，孔与水平呈 20° 角，水平喷水管接活络接头，上端和供水总管，下端和垂直分配管相连接，洗涤水压为 $0.6 \sim 0.8\text{MPa}$ 。水流在较高压力下，由水平喷水管出口处喷出，使其以 $48 \sim 56\text{r/min}$ 自动旋转，并以极大的速度喷射到罐壁各处。而垂直的喷水管也以同样的水流速度喷射到罐体四壁和罐底，因此，约 5min 时间就可完成洗涤作业。洗涤水若用废热水，还可提高洗涤效果。

二、酒精发酵罐的计算

(一) 发酵罐结构尺寸的确定

发酵罐全体积可按下列式计算：

$$V = \frac{V_0}{\varphi} \quad (1-3-1)$$

式中 V ——发酵罐的全体积, m^3

V_0 ——进入发酵罐的发酵液量, m^3

φ ——装液系数, 可取 0.85~0.90

带有锥形底、盖的圆柱形发酵罐全体积为:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \left(H + \frac{h_1}{3} + \frac{h_2}{3} \right) (\text{m}^3)$$

式中 D ——罐的直径, m

H ——罐的回柱部分高度, m

h_1 ——罐底高度, m

h_2 ——罐盖高度, m

酒精发酵罐的罐体高度、底、盖高度和罐径的尺寸关系推荐如下:

$$H = 1.1 \sim 1.5D$$

$$h_1 = 0.1 \sim 0.14D$$

$$h_2 = 0.05 \sim 0.1D$$

根据发酵罐的全体积 V 和高径比 H/D 等, 即可确定发酵罐的结构尺寸。

(二) 发酵罐罐数的确定

对于间歇发酵, 发酵罐罐数可按下式计算:

$$N = \frac{nt}{24} + 1 (\text{个}) \quad (1-3-2)$$

式中 N ——发酵罐个数 (其中一个备用), 个

n ——每 24h 内进行加料的发酵罐数目, 个

t ——一次发酵周期所需时间, h

(三) 发酵罐冷却面积计算

发酵罐冷却面积的计算可按传热基本方程式来确定, 即:

$$A = Q / (K \Delta T_m) (\text{m}^2) \quad (1-3-3)$$

式中 Q ——总的发酵热, J/h

K ——传热总系数, $\text{J}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

ΔT_m ——对数平均温度差, $^\circ\text{C}$

A ——冷却面积, m^2

1. 总的发酵热 Q

微生物在嫌气发酵过程中总的发酵热, 一般由生物合成热 Q_1 , 蒸发损失热 Q_2 , 罐壁向周围热损失 Q_3 等三部分热量所组成。

微生物的生物合成热是由维持微生物生命活动的呼吸热、促进微生物增殖的繁殖热以及微生物形成代谢产物的发酵热所组成, 由于各种微生物的生理特性和代谢途径不同, 故对于微生物的合成热至今尚难以准确计算。

对于确定酒精、啤酒等嫌气发酵的发酵热, 一般按发酵最旺盛时单位时间糖度降低的百分值来计算, 通常以消耗 1kg 麦芽糖发酵放出的热量约为 650kJ 为计算基准。但据资料报道, 在 100g 麦汁中可发酵糖实际发酵放热量为 41860J, 因此, 消耗 1kg 麦芽糖发酵放

出的实际热量为 418.6kJ。如果发酵液不进行冷却，则发酵温度可升高 10℃。

此外，对于小型试验罐，也可在发酵最旺盛时，测定其冷却水的进出口温度和单位时间内的耗水量，从而得出小罐的放热量 Q'_1 。

$$Q'_1 = Wc_p(t_2 - t_1) \quad (1-3-4)$$

式中 Q'_1 ——小型试验罐的放热量，J/h

W ——冷却水的消耗量，kg/h

c_p ——冷却水的平均比热容，J/(kg·℃)

t_1 ——冷却水的进口温度，℃

t_2 ——冷却水的出口温度，℃

由所得 Q'_1 的热量，再扩大到应用到生产罐上，则生产罐的热量 Q_1 为：

$$Q_1 = \frac{Q'_1}{V'_1} V_1 (\text{J/h})$$

式中 V'_1 ——小型试验罐中发酵液的体积，m³

V_1 ——生产罐中发酵液的体积，m³

代谢气体带走的蒸发热量 Q_2 与糖液浓度、发酵程度好坏有关，除间接测定外，目前还难具体计算，一般计算时可取 Q_1 的 5%~6%。

不论发酵罐置于室内或室外，均要向周围空间散失热量 Q_3 ，这部分热量由对流和辐射组成，具体计算可参阅有关资料。所以总的发酵热是：

$$Q = Q_1 - (Q_2 + Q_3) \quad (1-3-5)$$

2. 对数平均温度差 ΔT_m 的计算

$$\Delta T_m = \frac{(T_F - T_1) - (T_F - T_2)}{\ln \frac{T_F - T_1}{T_F - T_2}} \quad (1-3-6)$$

式中 T_F ——主发酵时的发酵温度，℃

T_1, T_2 ——分别为冷却水进出口温度，℃

3. 传热总系数 K 值的确定

传热总系数可由两部分的传热分系数和热阻所组成。发酵液到蛇管壁的传热分系数 K_1 ，由于罐发酵温度场的不均匀性，以及代谢气体逸出致使液体的扰动，情况较为复杂。一般计算时，仍依据生产经验数据或直接测定为准，然而，由于发酵液的组分和浓度等不同，其不同发酵液的 K_1 也有所不同，对酒精发酵而言，其 K_1 可取 2300~2700kJ/(m²·h·℃)。从冷却管壁到冷却水的传热分系数 K_2 ，若采用蛇管冷却，以水作冷却剂，则可用下列简化式计算：

$$K_2 = 4.186A \frac{(\rho v)^{0.8}}{D^{0.2}} (1 + 1.77 \frac{D}{R}) \quad (1-3-7)$$

式中 K_2 ——蛇管的传热分系数，kJ/(m²·h·℃)

A ——常数，水温 20℃ 时，取 6.45

ρ ——水的密度，kg/m³

v ——蛇管内水的流速，m/s

D ——蛇管直径，m

R ——蛇管圈的半径，m

若采用罐外壁喷淋冷却, 则 K_2 为:

$$K_2 = 167 \frac{\rho_1^{0.4}}{D_m^{0.6}} [\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})] \quad (1-3-8)$$

式中 ρ_1 ——喷淋密度, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$

D_m ——罐外径, m

式 (1-3-8) 适用于喷淋密度在 $100 \sim 1500 \text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$ 范围内。

确定了上述各项计算参数后, 即可按式 (1-3-3) 算出冷却面积, 然后对冷却装置进行结构设计, 最后确定实际传热面积。

4. 冷却水耗量的计算

由热平衡方程式得:

$$Q_A = Q_B \quad (1-3-9)$$

式中 Q_A ——酒精或其他发酵产品的总发酵热, J/h

Q_B ——冷却水带走的热量, J/h

因为

$$Q_A = Q_B = W c_p (T_2 - T_1)$$

所以

$$W = \frac{Q_B}{c_p (T_2 - T_1)} \quad (1-3-10)$$

式中 W ——冷却水消耗量, kg/h

c_p ——冷却水平均温度 $(T_1 + T_2)/2$ 时的比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

T_1, T_2 ——分别为冷却水进出口温度, $^\circ\text{C}$ 。

[例题] 某酒精工厂, 发酵罐的进料速度为 $24 \text{t}/\text{h}$, 每 4h 装满一罐, 发酵周期为 72h , 冷却水的初、终温分别为 20°C 和 25°C , 若罐内采用蛇管冷却, 试确定发酵罐的结构尺寸、罐数、冷却水耗量、冷却面积和冷却装置的主要结构尺寸 (糖化液密度为 $1076 \text{kg}/\text{m}^3$)。

解:

(1) 发酵罐个数和结构尺寸的确定

确定发酵罐个数 N :

$$N = \frac{m}{24} + 1$$

按题意

$$n = \frac{24}{4} = 6$$

所以

$$N = \frac{6 \times 72}{24} + 1 = 19 \text{ (个)}$$

发酵罐体积:

$$V = \frac{24 \times 4 \times 1000}{1076 \times 0.9} = 100 \text{ (m}^3\text{)}$$

式中 0.9 ——发酵罐的装料系数

发酵罐采用圆柱形器身, 底和顶为锥形盖, 选取结构尺寸的比例关系如下:

$$H = 1.2D \quad h_1 = h_2 = 0.1D$$

$$V = 0.785D^2 \left(H + \frac{1}{3}h_1 + \frac{1}{3}h_2 \right)$$

$$100 = 0.785D^2 \left(1.2D + \frac{0.2D}{3} \right)$$

$$D = 4.7(\text{m})$$

$$H = 1.2D = 5.6(\text{m})$$

$$h_1 = h_2 = 0.1D = 0.47(\text{m})$$

由发酵罐的基本结构尺寸，可确定全罐表面积，罐体圆柱部分表面积 A_1 和罐底、罐顶表面积 A_2 、 A_3 分别为：

$$A_1 = \pi DH = 3.14 \times 4.7 \times 5.6 = 82(\text{m}^2)$$

$$\begin{aligned} A_2 = A_3 &= \pi R \sqrt{R^2 + h^2} \\ &= 3.14 \times 2.35 \times \sqrt{2.35^2 + 0.47^2} \\ &= 18(\text{m}^2) \end{aligned}$$

式中 R ——罐的半径，m

所以全罐表面积为：

$$A = A_1 + A_2 + A_3 = 118 (\text{m}^2)$$

(2) 冷却面积和冷却装置主要结构尺寸按式 (1-3-3)

$$A = \frac{Q}{K\Delta T_m}$$

① 总的发酵热 Q ：

$$Q = Q_1 - (Q_2 + Q_3)$$

$$Q_1 = msq$$

式中 m ——每罐发酵液量，kg

s ——糖度降低百分值，%

q ——每 1kg 糖发酵放热，J

Q ——主发酵期，每小时糖度降低 1 度所放出的热量

所以

$$Q_1 = 24 \times 4 \times 1000 \times 1\% \times 418.6 = 4 \times 10^5 (\text{kJ/h})$$

$$Q_2 = 5\% Q_1 = 5\% \times 4 \times 10^5 = 0.2 \times 10^5 (\text{kJ/h})$$

$$Q_3 = AK_c (T_w - T_B)$$

假定罐壁不包扎保温层，壁温最高可达 35°C ，生产厂所在地区的夏季平均温度可查阅有关资料，现假定为 32°C 。

因为

$$K_c = k_{对} + k_{罐}$$

$$\begin{aligned} &= 1.7 \sqrt[4]{T_w - T_B} + \frac{c \left[\left(\frac{T_w}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_B}{100} \right)^4 \right]}{T_w - T_B} \\ &= 1.7 \sqrt[4]{35 - 32} + \frac{4.88 \left[\left(\frac{273 + 35}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + 32}{100} \right)^4 \right]}{35 - 32} \\ &= 8 [\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})] \\ &= 33.5 [\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})] \end{aligned}$$

所以

$$\begin{aligned} Q_3 &= 118 \times 33.5 \times (35 - 32) \\ &= 0.12 \times 10^5 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

因为

$$Q = Q_1 - (Q_2 + Q_3)$$

所以

$$\begin{aligned} Q &= 4 \times 10^5 - (0.2 \times 10^5 + 0.12 \times 10^5) \\ &= 3.68 \times 10^5 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

② 冷却水耗量的计算:

按式 (1-3-10) 得:

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q_3}{c_p(T_2 - T_1)} \\ &= \frac{3.68 \times 10^5}{4.186 \times (25 - 20)} \\ &= 17600 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

③ 对数平均温度差的计算:

$$\Delta T_m = \frac{(T_F - T_1) - (T_F - T_2)}{2.3 \lg \frac{T_F - T_1}{T_F - T_2}}$$

主发酵期控制发酵液温度 T_F 为 30°C , 按题意冷却水进出口温度分别为 $T_1 = 20^\circ\text{C}$, $T_2 = 25^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta T_m = \frac{(30 - 20) - (30 - 25)}{2.3 \lg \frac{30 - 20}{30 - 25}} = 7.2(^\circ\text{C})$$

④ 总传热系数 K 值的确定:

选取蛇管为水煤气输送钢管, 其规格为 53/60mm, 则管的横截面积为:

$$0.785 \times (0.053)^2 = 0.0022(\text{m}^2)$$

考虑罐径较大, 设罐内同心装两列蛇管。并同时进入冷却水, 则水在管内流速为:

$$v = \frac{17600}{2 \times 3600 \times 0.0022 \times 1000} = 1.12(\text{m/s})$$

设蛇管圈的直径为 3m, 并由水温查表得 $A = 6.45$

$$\begin{aligned} \text{所以 } K_2 &= 4.186A \frac{(\rho v)^{0.8}}{D^{0.2}} \left(1 + 1.77 \frac{D}{R}\right) \\ &= 4.186 \times 6.45 \times \frac{(1000 \times 1.12)^{0.8}}{0.053^{0.2}} \times \left(1 + 1.77 \times \frac{0.053}{1.5}\right) \\ &= 1.45 \times 10^4 \text{ [kJ/ (m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)]} \end{aligned}$$

K_1 值按生产经验数据取 $2700 \text{ kJ/ (m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

故总传热系数为:

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{1}{14500} + \frac{1}{2700} + \frac{0.0035}{188} + \frac{1}{16750}} \\ &= 1932 \text{ [kJ/ (m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)]} \end{aligned}$$

式中 188——钢管的传热系数, $\text{kJ/ (m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$

$1/16750$ ——管壁水污垢层的热阻, $\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C/kJ}$

0.0035——管子壁厚, m

⑤ 冷却面积和主要尺寸:

按式 (1-3-3), 所求冷却面积为:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{K \Delta T_m} = \frac{3.68 \times 10^5}{1932 \times 7.2} \\ &= 26.5 \text{ (m}^2\text{)} \end{aligned}$$

两列蛇管长度:

$$L = \frac{A}{\pi D_{cp}} = \frac{26.5}{3.14 \times 0.0565} = 149(\text{m})$$

式中 D_p ——蛇管的平均直径, m

每圈蛇管长度: $L = \sqrt{(\pi D_p)^2 + h_p^2}$

式中 D_p ——蛇管圈直径, m

h_p ——蛇管圈之间的间距, m, 取 0.15m

所以 $L = \sqrt{(3.14 \times 3)^2 + 0.15^2} = 9$ (m)

两列蛇管总圈数:

$$N_p = \frac{L}{l} = \frac{149}{9} = 17$$

两列蛇管总高度:

$$H = (N_p - 1)h_p = (17 - 1) \times 0.15 = 2.4(\text{m})$$

第二节 啤酒发酵设备

自 2002 年我国啤酒产量首次超过美国, 成为世界第一啤酒生产大国后, 啤酒产量以保持年均增长 10% 的速度向前发展, 2008 年我国啤酒产量为 4103.09 万千升。在国际上, 啤酒工业的发展趋势是大型化和自动化, 工艺上趋向于缩短生产周期, 提高整体生产的经济效益。世界啤酒厂的平均生产规模为 2.5 万千升, 其中最大的啤酒厂 AB 公司的年产量为 1400 万千升, 约占美国啤酒总产量的 50%。在啤酒工艺基本成熟的情况下, 啤酒生产装备的影响要比其工艺的影响大。因此, 啤酒行业的竞争, 最直接的表现是啤酒企业对装备的快速更新和技术提升。总体来说, 我国啤酒企业装备的整体水平提高很快, 大型啤酒企业的装备水平已经达到了国际同行业的先进水平。近年来, 啤酒发酵设备向大型、室外、联合的方向发展。大型化的目的是: ① 由于大型化, 使啤酒质量均一化; ② 由于啤酒生产的罐数减少, 使生产合理化, 降低了主要设备的投资。

啤酒发酵容器的变迁过程, 大概可分为以下三个方面: 一是发酵容器材料的变化。容器的材料由陶器向木材→水泥→金属材料演变, 现在的啤酒生产, 后两种材料都在使用。我国新建的啤酒厂发酵罐一般使用不锈钢。二是开放式发酵容器向密闭式转换。小规模生产时, 糖化投料量较少, 啤酒发酵容器放在室内, 一般用开放式, 上面没有盖子。对发酵的管理, 泡沫形态的观察和醪液浓度的测定等比较方便。随着啤酒生产规模的扩大, 投料量越来越大, 发酵容器已开始大型化, 并为密闭式。从开放式转向密闭发酵的最大问题是发酵时被气泡带到表面的泡盖 (Scum) 的处理。开放发酵便于撇取, 密闭容器人孔较小, 难以撇取。可用吸取法分离泡盖。三是密闭容器的演变。原来是在开放式长方形容器的上面加穹形盖子的密闭发酵罐槽, 随着技术革新过渡到用钢板、不锈钢或铝制的卧式圆筒形发酵罐。后来出现的是立式圆筒锥底发酵罐, 这种罐是 20 世纪初期瑞士的奈坦 (Nathan) 发明的, 所以又称奈坦式发酵罐。

目前使用的大型发酵罐主要是立式罐, 如奈坦罐、联合罐、朝日罐等。由于发酵罐容量的增大, 要求清洗设备也有很大的改进, 大都采用 CIP 自动清洗系统。

一、传统啤酒发酵设备及计算

传统啤酒发酵为分批式, 在 20 世纪 80 年代以前被我国啤酒厂普遍采用。随着锥形罐

发酵技术的不断发展及迅速普及，目前我国只有少数几个厂家还保留此种方法。传统的啤酒发酵过程一般可分为两个阶段：主发酵和后发酵。

（一）主发酵设备

传统的主发酵一般是在发酵池内进行，也有的采用立式或卧式罐。发酵池大多为开放式的方形或圆形发酵容器，国外也有在敞口槽上安装可移动的有机玻璃拱形盖的发酵容器。主发酵池均置于隔热良好、清洁卫生的发酵室内，室内装有通气设备，以降低发酵室内的二氧化碳浓度。主发酵池可为钢板制，常见的采用钢筋混凝土制成，也有用砖砌、外面抹水泥的发酵槽。形式以长方形或正方形为主。尽管发酵池的结构形式和材质各不相同，但为了防止啤酒中有机酸对各种材质的腐蚀，主发酵池内均要涂布一层特殊涂料作为保护层。如果采用沥青蜡涂料作为防腐层，虽然防腐效果好，但成本高，劳动强度大，且年年要维修，不能适应啤酒生产的发展。因此，采用不饱和聚酯树脂、环氧树脂或其他特殊涂料较为广泛，但还未完全符合啤酒低温发酵的防腐要求。

开放式主发酵池如图 1-3-4 所示。

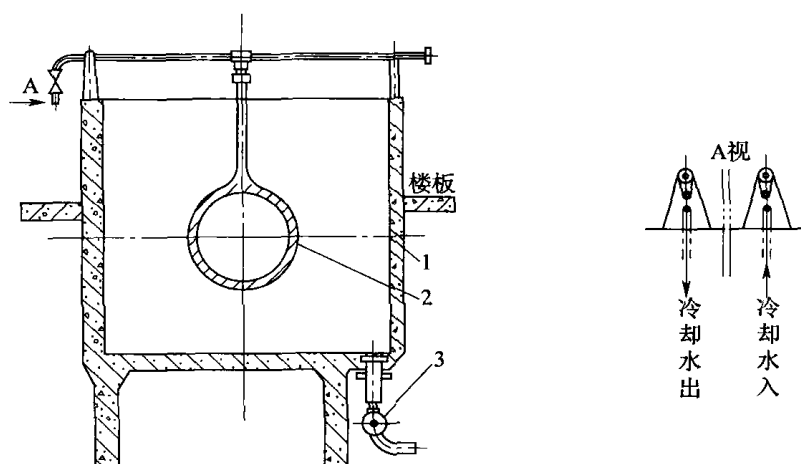


图 1-3-4 主发酵池

1—池体 2—冷却水管 3—出酒阀

主发酵池的底略有倾斜，利于废水排出，离池底 10~15cm 处，伸出有嫩啤酒放出口，平时可拆卸，所以伸出池底的高度也可适当调节。管口有个塞子，以挡住沉淀下来的酵母，避免酵母污染放出的嫩啤酒。待嫩啤酒放尽后，可拆去嫩啤酒出口管头，酵母即可从槽底该管口直接排出。

为了维持发酵池内醪液的低温，在槽中装有冷却蛇管或排管。主发酵池的冷却面积，根据经验，对下面啤酒发酵取每立方米发酵液约为 0.2m² 冷却面积，蛇管内通入 0~2℃ 的冷水。

密闭式发酵池具有回收二氧化碳，减少前发酵室内通风换气的耗冷量以及减少杂菌污染机会等优点。因此，这种密闭式发酵罐已日益被新建啤酒厂采用。

除了在池内装置冷却蛇管，维持一定的发酵温度外，也须在发酵室内配置冷却排管，维持室内一定的低温。但这种冷却排耗金属材料多，占地面积大，且冷却效果又差，故新建工厂多采用空调装置，使室内维持工艺所要求的温度和湿度。

采用开口式主发酵池时，室内不能积聚过高浓度的二氧化碳，否则危害人体健康，因此，室内应装有排除二氧化碳气体的装置。若采用空调设备，则必须保证不断补充约

10%的室外新鲜空气，其余作为再循环，从而节省冷耗，降低空调室的负荷。同时，确保排除二氧化碳气体，使室内二氧化碳气体的浓度达到最低，如图 1-3-5 所示。

发酵室内装置密闭式发酵池，则采用空调设备，实施冷风再循环更有利于冷耗的节约，如图 1-3-6 所示。为避免在室内产生激烈的气流，通风口都应设在墙角处。

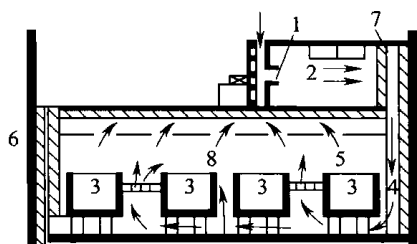


图 1-3-5 主发酵室（置有开口式发酵池）的供排风系统

1—风机 2—空气调节室 3—开口发酵池
4—冷空气风道 5—控制气流方向的阀门
6—排风口 7—保温墙 8—操作台通道

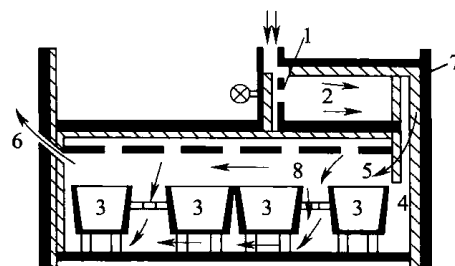


图 1-3-6 主发酵室冷风循环系统

1—风机 2—空气调节室 3—密闭式发酵池
4—空气通道 5—气流方向控制阀 6—排风口
7—保温墙 8—操作台通道

欲尽可能降低发酵室的冷耗量，除合理地在室内配置进出风道以及正确操作空调设备之外，发酵室的四周墙壁和顶棚均要采用较好的绝热结构，绝热层厚度不应小于 5cm。发酵池外壁及四周墙壁应铺砌白瓷砖或红缸砖，也可用标号较高的水泥抹面，再涂以较暗淡的油漆。地面通道应用防滑瓷砖铺设，并有一定坡度，便于废水排出。发酵室内顶棚应建成倾斜或光滑弧面，以免冷凝水滴入发酵槽内。从节省冷耗考虑，室内空间不宜太高，单位体积发酵室内的发酵池应尽可能最大。必须指出，由于这类传统的发酵池不适合大规模的现代啤酒生产，近十多年新建的啤酒厂已不用这种过时的设备。

（二）主发酵池的计算

1. 发酵池数目的确定

采用小容量的发酵池，将导致一系列非生产消耗的增加。体积小，池数目多，又必然会增加投资费用，所以一般不宜采用。

在一个发酵池内可容纳一次麦芽汁量的前提下，发酵池的数目可按下式计算：

$$N = nt \quad (1-3-11)$$

式中 N ——发酵池数目，个

n ——每日糖化次数

t ——主发酵时间，d

若单个发酵池可容纳糖化一次麦汁量的整数倍，则发酵池的数目可按下式计算：

$$N = nt/Z \quad (1-3-12)$$

式中 Z ——在一个发酵池内容纳一次糖化麦芽汁量的整数倍

由此可见，在一个发酵池内容纳一次糖化麦芽汁量的前提下，发酵池的数目仅仅取决于每日糖化次数和主发酵时间，而与生产量以及生产的不平衡性无关。

2. 主发酵池体积的确定

计算糖化一次麦汁量或其量的整倍数，同时适当考虑泡沫所占的空间，即可确定发酵池的体积。计算如下：

$$V = ZV_0/\varphi \quad (\text{m}^3) \quad (1-3-13)$$

式中 V ——主发酵池的全体积, m^3
 V_0 ——糖化一次麦汁量, m^3
 Z ——在一个发酵池中容纳糖化一次麦芽汁量的整倍数
 φ ——装液系数, 取 0.8~0.85

3. 主发酵池冷却面积计算

啤酒主发酵池冷却面积的计算见式 (1-3-3)。由前所知, 通常发酵 1kg 麦芽糖放热量为 418600J, 对于每立方米发酵麦汁在主发酵期间每小时的放热量应为:

$$Q = \frac{\epsilon \Delta s q \rho}{24t} \quad [\text{J}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})] \quad (1-3-14)$$

式中 ϵ ——主发酵期间放热不平衡系数, 取 1.3~1.5
 Δs ——主发酵期, 单位时间内麦汁糖度差百分率, %
 q ——发酵 1kg 麦芽糖的放热量, J/kg
 ρ ——麦汁平均密度, kg/m^3
 t ——主发酵期间, 麦汁实际需要冷却天数, $t=n-2$
 n ——主发酵的天数, 间歇发酵的头末两天不需冷却

在计算从发酵麦汁到蛇管壁的传热分系数 α_2 时, 可将啤酒发酵液近似作自然对流给热, 在具体情况下 ($G_r P_r = 5 \times 10^2 \sim 2 \times 10^7$), α_2 可用下式近似计算:

$$\alpha_2 = 2.5c \sqrt[4]{T_1 - T_2} \quad [\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})] \quad (1-3-15)$$

式中 T_1 ——啤酒温度, $^\circ\text{C}$
 T_2 ——蛇管外表面温度
 c ——比例系数, 随液体的平均温度而变化, 见表 1-3-1

表 1-3-1 比例系数与液体平均温度对应关系

$(T_1 + T_2) / 2$	2	4	6	8	10
c	125	150	170	185	204

(三) 后发酵设备

后发酵槽又称贮酒罐, 该设备主要完成嫩啤酒的继续发酵, 并饱和二氧化碳, 促进啤酒的稳定、澄清和成熟。根据工艺要求, 贮酒室内要维持比前发酵室更低的温度, 一般要求 $0 \sim 2^\circ\text{C}$, 特殊产品要求达到 -2°C 左右。后发酵过程残糖较低, 发酵温和, 产生发酵热较少, 故槽内一般无需再装置冷却蛇管, 后发酵产生的发酵热借室内低温将其带走。因此, 贮酒室的建筑结构和保温要求, 均不能低于主发酵室, 室内低温的维持, 是借室内冷却排管或通入冷风循环而得, 后者比前者应用更广。

后发酵槽是金属的圆筒形容器, 有卧式和立式两种, 如图 1-3-7 所示。工厂大多数采用卧式。由于发酵过程中需饱和二氧化碳, 所以后发酵槽应制成耐压 $0.1 \sim 0.2\text{MPa}$ (表压) 的容器、后发酵槽槽身装有人孔、取样阀、进出啤酒接管、排出二氧化碳接管、压缩空气接管、温度计、压力表和安全阀等附属装置。

后发酵槽的材料, 以前用 A3 钢板制造, 内壁涂以防腐层。有的槽采用铝板, 铝制的槽不需要涂料修补费, 但由于腐蚀, 3~4 年之后壁面就产生不同程度粗糙度, 不利于槽内的消毒和清洁工作、近年来采用的碳钢与不锈钢压制的复合钢板是制作酒槽的一种新型

材料，该材料保证了槽的安全、卫生和防腐性，其造价比纯不锈钢低。

为了改善后酵的操作条件，较先进的啤酒工厂将贮酒槽全部放置在隔热的贮酒室内，维持一定的后酵温度。毗邻贮酒室外建有绝热保暖的操作通道，通道内保持常温，开启发酵液的管道和阀门都接通到通道里，在通道内进行后发酵过程的调节和操作。贮酒室和通道相隔的墙壁上开有一定直径和数量的玻璃观察窗，便于观察后发酵室内部情况。

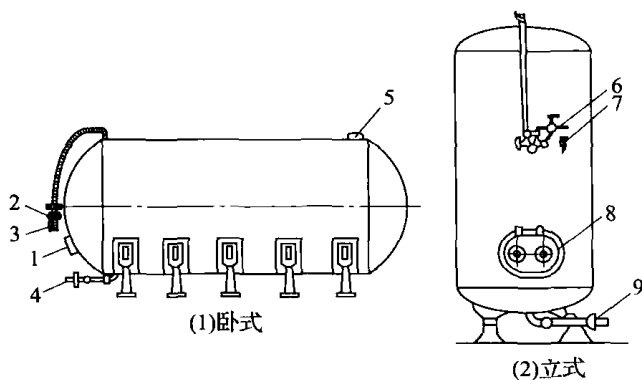


图 1-3-7 后发酵槽

- 1、8—人孔 2—连接头（排二氧化碳等）
 3—取样旋塞 4—啤酒放出阀 5—压力表和安全阀
 6—压力调节装置 7—取样口 9—啤酒放出口

(四) 后发酵槽的计算

贮酒罐的容量应和啤酒过滤能力

配合起来，就是说一天的过滤量要相当一个罐或几个罐的贮酒量，不能滤过半个罐就停下来，那样将有大量空气进入罐内，严重影响啤酒质量。如果滤酒时贮酒罐的背压用二氧化碳，情况就会好得多。一般小型啤酒厂，采用单个贮酒罐满足每日装酒产量，而大中型啤酒厂则要数个贮酒罐才能满足要求。

若选定每个后发酵槽的容量后，根据后发酵槽总的有效体积，可按下式确定后发酵槽的数目：

$$N = V/V_s \quad (1-3-16)$$

式中 N ——后发酵槽数目，个

V ——后发酵槽总的有效体积， m^3

V_s ——每个后发酵槽的有效体积， m^3

必须指出，后发酵槽总的有效体积，主要根据啤酒年产量、啤酒的品种、贮酒时间（酒龄）而定。例如 10 万千升的啤酒工厂，其全年计划产品分配见表 1-3-2。

表 1-3-2 10 万千升啤酒工厂产品分配表

季度	占年产量百分比/%	产量/kL		
		熟啤酒	鲜啤酒	合计
第一季度	20	10000	10000	20000
第二季度	30	10000	20000	30000
第三季度	30	10000	20000	30000
第四季度	20	10000	10000	20000

按传统啤酒生产方式，熟啤酒贮酒期为 60d，鲜啤酒贮酒期为 45d。由于全年产量最大负荷在第二、三季度，因此，以第二、三季度为计算基准，所确定的后发酵槽的总体积，即可满足该厂全年产量所需贮酒罐罐数的要求。若假定啤酒的密度近似为 $1000kg/m^3$ ，则鲜啤酒需后发酵槽的总有效体积为：

$$20000 \times 45 \div 90 = 10000 \text{ (m}^3\text{)}$$

熟啤酒需后发酵槽的总有效体积为：

$$10000 \times 60 \div 90 = 6667 \text{ (m}^3\text{)}$$

合计后发酵槽的数目为：

$$N = V/V_s = 16667/300 = 56 \text{ (个)}$$

已知每个后发酵槽的有效体积 V_s 和该槽的装填系数，则可确定后发酵槽的全体积：

$$V_0 = V_s / \varphi \text{ (m}^3\text{)}$$

式中 φ ——装填系数，取 0.9~0.95

确定后发酵槽的全体积后，其槽的结构尺寸就不难确定或查有关手册。

圆筒形贮槽的最适体积和尺寸，也利用算图来选择，如图 1-3-7 所示。该图是计算圆筒形贮酒槽参数的算图。

贮酒槽结构形式对合理利用生产车间（贮酒室）有很大影响。在 1m^2 生产面积上可以得到贮酒槽的有效体积，对于立式圆筒形为 300~500L，卧式圆筒形为 500~600L，四角矩形为 600~800L。

二、新型啤酒发酵设备

（一）圆筒体锥底发酵罐

早在 20 世纪 20 年代德国的工程师就发明了立式密封圆柱锥底发酵罐（简称锥形罐），但由于当时的生产规模小而未引起重视。20 世纪 50 年代，二次大战后各国经济得到发展，啤酒工业也不断发展，啤酒产量骤增，这就使原有的传统啤酒发酵方法和设备不能满足要求，人们纷纷开始研究新的啤酒发酵工艺并经过多年的改进，大型的锥形发酵罐从室内走向室外，我国从 20 世纪 70 年代中期开始采用这项技术，由于露天锥形发酵罐的容积大、占地少、设备利用率高、投资省，而且便于自动控制，所以已被广大啤酒厂家所使用，已经代替了冷藏库式的传统发酵。目前，全国新建和改建的啤酒厂都已采用了露天锥形罐发酵。

锥形罐具有锥底，角度在 $60^\circ \sim 90^\circ$ ，主发酵后回收酵母方便，为保证啤酒良好的过滤性，酵母多采用凝聚性能良好的菌株，罐体设有冷却夹套，冷却能力满足工艺降温要求，罐的柱体部分设 2~3 段冷却夹套，锥体部分设一段冷却夹套，这种结构有利于酵母沉降和保存，锥形罐是密闭罐，可以回收二氧化碳，也可进行二氧化碳洗涤，既可作发酵罐用，又可作贮酒罐用，发酵罐中酒液的自然对流比较强烈，罐体越高，对流作用越强，对流强度与罐体形状、容量大小和冷却系统的控制有关，锥形罐具有相当的高度，凝聚性较强的酵母较易沉淀，而凝聚性差的酵母就需要借助其他手段进行酵母分离，锥形罐不仅适用于下面发酵，同样也适用于上面发酵，在山东很多啤酒厂已经使用锥形罐生产上面发酵的小麦啤酒。

锥形罐的尺寸过去并没有严格的规定，高度可达到 40m，直径可超过 10m。随着发酵理论的不完善和酿酒技术的不断进步，为满足啤酒质量的要求，锥形罐必须按照一定的规范进行精心设计和制造。

酵母不但承受液压，还承受着气压，如果再考虑高浓度二氧化碳即浓度梯度现象的因素，酵母的生理性能无疑会受到较大的影响。另外，锥形罐高度过大，发酵液对流过强，影响啤酒质量。因此罐内液位高度是一个重要的参数，它不仅影响发酵副产

物的组成，同时影响酵母的活性和生理代谢。罐体高度和径高比应根据工艺要求确定。

锥形罐发酵分为一罐法和两罐法：两罐法发酵又分为两种，一种是主发酵在发酵罐中进行，而后发酵和贮酒阶段在贮酒罐中完成，另一种是主发酵、后发酵在一个发酵罐中进行，而贮酒罐中完成。两罐法比一罐法操作复杂，但贮酒阶段的设备利用率较高，国内只有极少数厂家采用这种发酵方法。而一罐法发酵是指将传统的主发酵和后发酵阶段都是在一个发酵罐内完成。这种方法操作简单，在啤酒的发酵过程中不用倒罐，避免了在发酵过程中接触氧气的可能，罐的清洗方便，消耗洗涤水少、省时、节能，国内多数厂家都采用一罐法发酵工艺。如图 1-3-8 所示。

已灭菌的新鲜麦汁与酵母由底部进入罐内。发酵最旺盛时，使用全部冷却夹套，维持适宜的发醇温度。冷媒多采用乙二醇或酒精溶液，也可使用氨（直接蒸发）作冷媒，优点是能耗低，采用的管径小，生产费用可以降低。最终沉积在锥底的酵母，可打开锥底阀门，把酵母排出罐外，部分酵母留作下次待用。CO₂气体由罐顶排出罐外。罐身和罐盖上均装有人孔，以观察和维修发酵罐内部，罐顶装有压力表、安全阀和玻璃视镜。为了在啤酒后发酵过程中饱和 CO₂，故在罐底装有净化的 CO₂ 充气管，CO₂ 则从充气管的小孔吹入发酵液中。罐身还装有取样管和温度计接管。设备外部应包扎良好的保温层，以减少冷量损耗。

影响发酵设备造价的因素是多方面的，主要包括发酵设备大小、形式、操作压力及所需的冷却工作负荷。容器的形式主要是指单位体积所需的表面积，以 m²/100L 表示，这是影响造价的主要因素。

从图 1-3-8 可以看出，各种形式发酵罐的 m²/100L 数值，最小值属于球形罐，但这种罐做起来困难，制造费用高。球形罐以后的次序是联合罐（又称通用罐）、阿萨希罐（又称朝日罐）、水平罐（又称卧式罐），然后是锥形罐、方形罐。虽然从造价衡量锥形罐的造价高，但它对发酵工艺的发展有利。锥底角度一般为 60°~130°的。以 70°角较好。罐高度与直径的比例一般为 (1.5~6) : 1。常用 3 : 1 或 4 : 1。罐的容量应与糖化能力相配合，以 12~15h 内满罐为宜，以避免酵母增殖太快而导致脂的产生速度太慢。

大型发酵罐的设计是一项必须周密考虑的技术工作。应该仔细考虑的是罐的耐压要求、热交换及内部清洗等方面。

由于大型发酵罐的 CO₂ 产生量很大，所以要考虑 CO₂ 的回收。为了从罐中收集 CO₂，

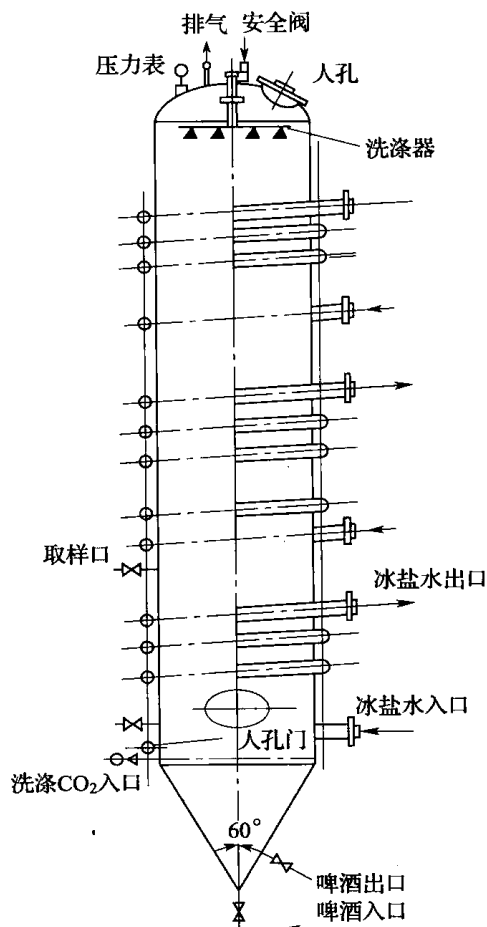


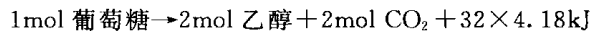
图 1-3-8 锥形罐

就必须使罐内的 CO_2 维持一定的压力，以克服气体收集系统的摩擦压头。所以大罐就成为一个耐压罐，就有必要设立安全阀。安全阀的规格及调整的范围应根据罐的工作压力来确定。罐的工作压力根据其不同的发酵工艺而有所不同。单作前酵用的罐，在确定工作压力时仅以发酵时的 CO_2 含量为依据，所需的耐压程度是很低的，当然如果采用加压发酵工艺就应提高罐的耐压力。若作为前酵和贮酒两用，就应以贮酒时 CO_2 含量为依据，所需的耐压程度要稍高于单用于前酵的罐。根据英国设计法则 BS5500（1976）的规定：如大罐的工作压力为 x 磅/ in^2 ，则设计时用的罐压力是 $x(1+10\%)$ 。当压力达到罐的设计压力时，安全阀应开启。安全阀的最大的工作压力是设计压力加 10%，在此时安全阀应被完全打开。

罐内真空主要是系列的发酵罐在密闭条件下转罐或进行内部清洗时造成的。由于大型发酵罐在工作完毕后放料的速度很快，有可能造成一定的负压。另外，即便罐内留存一部分 CO_2 气体，在进行清洗时， CO_2 有被除去的可能。由于清洗溶液中含有碱性物质，能与 CO_2 起反应而除去 CO_2 气体，因而也会造成真空。所以大型发酵罐应设防止真空的装置。真空安全阀的作用是允许空气进入罐内，以建立罐内外压力的平衡。罐内 CO_2 的除去量可根据进入的清洗液的碱含量算出，并进一步计算出需要进入罐内的空气量。

大罐设计时另一个重要问题是罐内的对流与热交换、发酵罐中发酵液的对流主要是依靠其中 CO_2 的作用。由于容器较大，在不同高度的发酵液中 CO_2 含量有所不同，在整个锥形罐的发酵液中形成一个 CO_2 含量的梯度。由于液体中存在气泡而使其相对密度降低。气泡密集程度高的罐底部液层，其相对密度小于气泡密度低的罐上部液层，于是相对密度较小的发酵液就具有上浮的提升力。而且在发酵时上升的二氧化碳气泡对周围的液体具有一种拖曳力，由于拖曳力和提升力结合后所造成的气体搅拌作用，使罐的内容物得到循环，促进了发酵液的混合和热交换。此外，冷却操作时啤酒温度的变化也会引起罐的内容物的对流循环。

为了确定发酵罐冷却装置的能力，首先必须掌握发酵时需要转移的热量的最大负荷。以前巴斯德测定的数据是：



这个数字可视为一个平均值，可以用于设计连续发酵设备。在设计间歇发酵设备时应采用热产生的高峰数值。W·K·Bronn 在 1971 年归纳了各种资料后认为：细胞质量的好氧合成是每产生 1g 干物质释放出 $2.6 \times 4.18\text{kJ}$ 热量，或每消费 1g 基质（可发酵性糖）释放出 $1.4 \times 4.18\text{kJ}$ 热量。也即 1g 糖能给出 $1.4 \times 4.18 / 2.6 \times 4.18 = 0.54\text{g}$ 干物质量。厌氧发酵时热能的平均释放量为 $0.14 \times 4.18\text{kJ/g}$ 糖。用这些数据与标准发酵曲线相连就可得出发酵时的产热高峰为 $0.86 \times 4.18\text{kJ} / (\text{L} \cdot \text{h})$ 。

Richcard Fricker 认为，在其他工业的研究中获得的普遍的热传导情况，应用于大型发酵罐，经酿造实验，证明与酿造工业获得的热传导情况有很大差距，所以在热传导的设计时必须补充数据和资料。为了获得冷却的数据，提出了如下的实验方法：

首先，需要保证在试验的持续时间内，冷却剂必须保持全量，尽可能保持恒速和恒温。每隔 8h 适当地测定 3 个温度。冷却剂出入口温度和啤酒温度。用已校准到 0.1°C 的温度计装置在 3 个需测定温度的地方，以减小误差。

实验是在 410m³大罐中进行的。测定的数据绘出来的曲线如图 1-3-9 所示。

按规定在适当的点绘出曲线的切线，这些切线的斜率乘以其内容物的热容量（质量乘比热）得出任何情况下传热量 Q 。因为冷冻剂出入口温度是已知的，冷冻剂的流率可在每点计算出来。由测出的 3 个温度数据，可算出其对数平均温度差 ΔT_m ，已知夹套传热面积为 A ，代入传热基本方程式 $Q=KA\Delta T_m$ 中，可算出总传热系数 K 值。因为热量的转移依赖于对流，所以总传热系数在一定的实验条件下与温度成一直线关系，如图 1-3-10 所示。

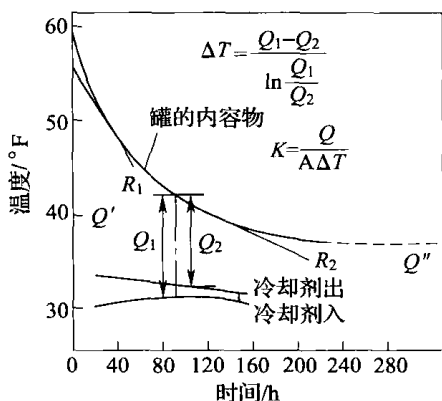


图 1-3-9 大型发酵罐的冷却曲线

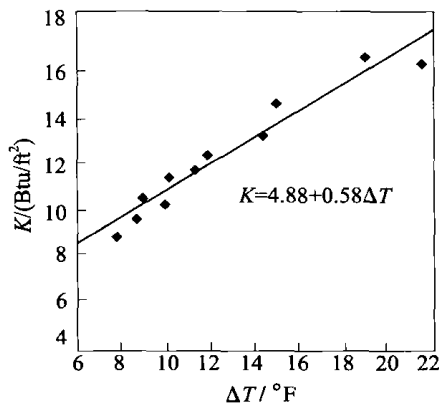


图 1-3-10 传热系数与温度差的关系

$$[\text{Btu}/(\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})] = 1.73073\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

锥形罐的冷却套一般分为 2~4 段，视罐体高度而定。锥底部分也最好能冷却，以使锥底部分的酵母能较好地保存，在以后重复利用时能保持良好的发酵能力。锥底的冷却装置要考虑到酵母层导热差这一点而适当地加强。锥形罐冷却形式多种多样，如扣槽钢、扣角钢、扣半管、冷却层内带导向板、罐外加液氨管以及用长形薄夹层螺旋环形冷却带等。通过某单位实践，认为较理想的是最后一种形式。具体见图 1-3-11。

国内采用锥形发酵罐的罐容可达 400~600m³，罐容应与糖化能力匹配，容量系数为 80%~85%。材质一般用碳钢 (Q235-A) 或不锈钢 (0Cr19Ni9) 制成。用碳钢需内壁涂环氧树脂或 T-541 涂料防腐。T-541 涂料是采用喷涂技术涂敷罐壁，涂层表面酷似搪瓷，光亮如镜，致密无微孔，既有优良的防腐性能，又便于清洗与消毒，可耐 28~120℃ 冷热冲击，涂层不起泡、不分层，寿命可达 20 年以上，从而解决了传统涂料脱落经常返修的问题。另外碳钢罐的进出料管应采用不锈钢管，以避免管径小涂料施工困难。

罐体设夹套冷却，冷媒采用 25% 的乙二醇或乙醇间接冷却，也可用液氨直接冷却。冷却面积要能够满足工艺上降温要求。圆柱体部分冷却夹套视罐体高度可分为 2~3 段均匀分布，上夹套的上边缘应在工作容量高度处完结，锥体部分也应设一段冷却夹套，冷却面积应小于锥体表面积 的 70%，冷却区域应尽量靠近锥体底部，有利于酵母的沉降和保存。啤酒或发酵液的冰点温度由以下经验公式计算：

$$G = -(A \times 0.42 + P \times 0.04 + 0.02)$$

式中 A ——酒精含量，% (质量分数)

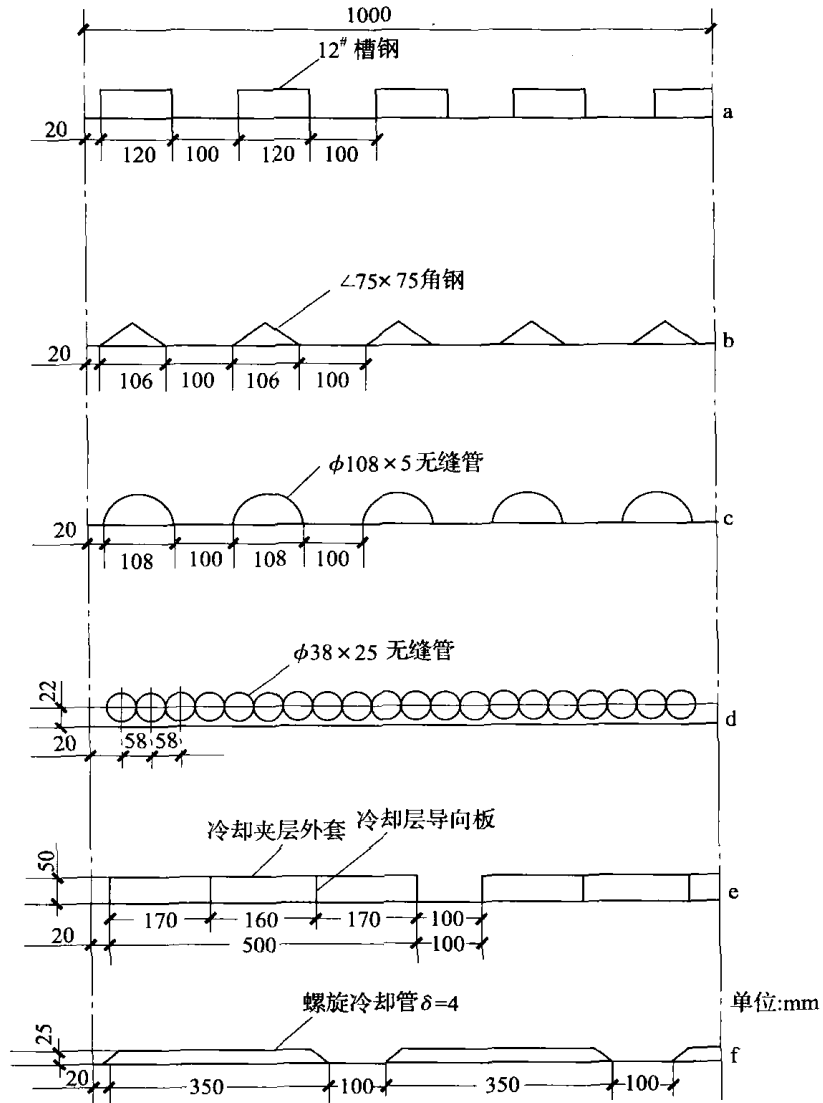


图 1-3-11 锥形罐的冷却套

P ——原麦汁浓度, °Bx

G ——冰点温度, °C

10~12°Bx 啤酒酒精含量一般在 3.2~4.2 之间, 通过计算其冰点温度在 -2.5~-2.0°C 之间。因此冷媒的温度不宜太低, 宜在 -5~-2.0°C 之间, 以避免啤酒或发酵液结冰。冷却夹套可采用矩形、梯形、弧形、半圆形和米勒板。由于米勒板换热为板式换热, 同时冷媒还受到蜂窝点扰动作用, 呈湍流传热, 传热系数明显提高, 米勒板比其他夹套节能 10% 以上。

锥形发酵罐应在每段冷却带上设测温点, 罐体冷带为 2~3 段, 锥体为 1 段, 故测温点设 3~4 个。测温电阻一般采用铂热电阻外加不锈钢套管。测温点位置应设在本段冷却带的上端, 电阻套管的安装均是由垂直方向向下倾斜 45°角插入, 插入的深度是罐体半径的 1/3 左右。其理论依据是: 罐容积 $V = \pi R^2 H$, 假设插入深度为 $(1/3)R$, 则罐体中央部分的体积 $V = \pi H [(1 - 1/3)R]^2 = 4/9\pi HR^2 \approx 1/2\pi HR^2$, 即插入深度是罐体半径的

1/3左右处是热传递的中间位置。另外在金属套管内灌装硅油介质，可减少仪表系统的误差，解决金属套管内结露问题。

(二) 联合罐

不久以前在美国出现了一种称为“Universal”型的发酵罐，这是一种具有较浅锥底的大直径〔高径比为1：(1~1.3)]发酵罐，能在罐内进行机械搅拌，并具有冷却装置。这种发酵罐后来在日本得到推广并称之为“Uni-Tank”，意即为单罐或联合罐。联合罐在发酵生产上的用途与锥形罐相同，既可用于前、后发酵，也能用于多罐法及一罐法生产。因而它适合多方面的需要，故又称该类型罐为通用罐。

联合罐构造见图1-3-12。主体是一圆柱体，是由7层1.2m宽的钢板组成。总的表面积是378m²，总体积765m³。联合罐是由带人孔的薄壳垂直圆柱体、拱形顶及有足够斜度以除去酵母的锥底所组成。锥底的形式可与浸麦槽的锥底相似，如果锥底的角度较小而造成罐的总高度增加是一种不必要的浪费，因为这种罐的造价增大了。联合罐的基础是一钢筋混凝土圆柱体，其外壁约3m高，20cm厚。基础圆柱体壁上部的形状是按照罐底的斜度来确定的。有30个铁锚均匀地分埋入圆柱体壁中，并与罐焊接。圆柱体与罐底之间填入坚固结实的水泥砂浆，在填充料与罐底之间留25.4cm厚的空心层以绝缘。基础的设计要求是按耐压不超过0.2MPa计算，且能经受住里氏10单位的地震震动。

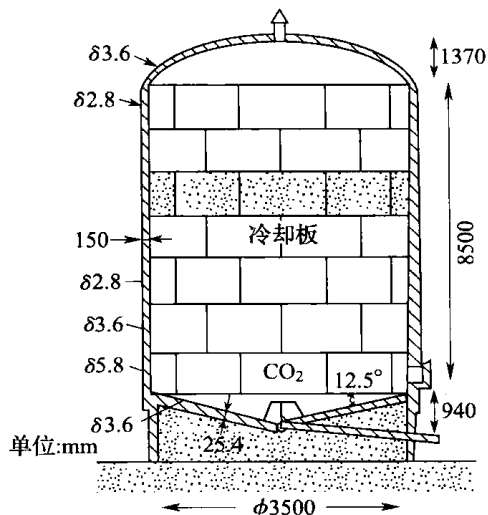


图 1-3-12 联合罐

罐体要进行耐压试验，在全部充满的罐中加压7.031kPa检验。联合罐大多数用不锈钢板做的。为了降低造价，一般不设计成耐压罐（CO₂饱充是在完成罐中进行，否则应考虑适当的耐压）。在美国及欧洲有的联合罐是用普通钢板制造的，在钢板焊完后磨光表面即可在板内表面涂衬一种Lastiglas或Mukadur的涂料。涂布厚度0.5~1.0mm，涂料涂布后在室温下因聚合而固化。采用一段位于罐的中上部的双层冷却板，传热面积要能保证在发酵液的开始温度为13~14℃情况下，在24h内能使其温度降低5~6℃。这样就能在发酵时控制住品温，即便发酵旺盛阶段每24h下降3°Bx的外观糖度，也能使啤酒保持一定的温度。在正常的传热系数下，若罐容是780m³，则罐的冷却面积达27m²时就能控制住温度。

罐体采用15cm厚的聚尼烷作保温层。聚尼烷是泡沫状的，外面还要包盖能经得起风雨的铝板。为了加强罐内流动，以便提高冷却效率及加速酵母的沉淀，在罐中央内安设一CO₂注射圈，高度应恰好在酵母层之上。当CO₂在罐中央向上注入时，引起了啤酒的运动，结果使酵母浓集于底部的出口处，同时啤酒中的一些不良的挥发性组分也被注入的CO₂带着逸出。

联合罐可以采用机械搅拌，也可以通过对罐体的精心设计达到同样的搅拌作用。

(三) 朝日罐

朝日罐又称朝日单一酿槽，它是1972年日本朝日啤酒公司试制成功的主发酵和后发

醇合一的室外大型发酵罐，见图 1-3-13。

朝日罐是用 4~6mm 的不锈钢板制成的斜底圆柱型发酵罐。其高度与直径比为 (1~2) : 1，外部设有冷却夹套，冷却夹套包围罐身与罐底。外面用泡沫塑料保温。内部设有带转轴的可动排液管，用来排出酒液，并有保持酒液中 CO₂ 含量均一的作用。该设备在日本和世界各国广为采用。

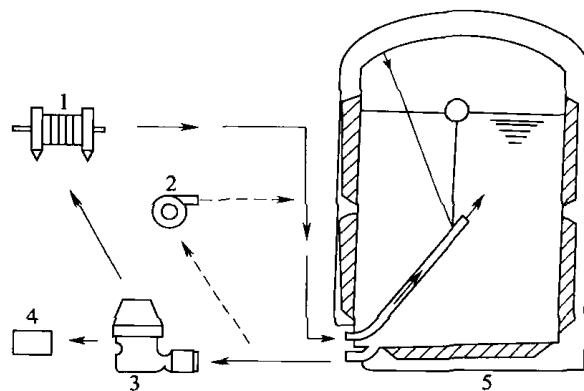


图 1-3-13 朝日罐生产系统

1—薄板换热器 2—循环泵 3—酵母离心机
4—酵母 5—朝日罐

朝日罐与锥形罐具有相同的功能，但生产工艺不同。它的特点是利用离心机回收酵母，利用薄板换热器控制发酵温度，

利用循环泵把发酵液抽出又送回去。这三种设备互相组合，解决了主、后发酵温度控制和酵母的控制问题，同时也解决了消除发酵液不成熟的风味，加速了啤酒的成熟。使用酵母离心机分离发酵液的酵母，可以解决酵母沉淀慢的缺点，而且还可以利用凝聚性弱的酵母进行发酵，增加酵母与发酵液接触时间，促进发酵液中乙醛和双乙酰的还原，减少其含量。

发酵过程啤酒循环的目的是为了回收酵母，降低酒温，控制下酒酵母浓度和排除啤酒中的生味物质。第一次循环是在主发酵完毕的第 8 天，发酵液由离心机分离酵母后经薄板换热器降温返回发酵罐，循环时间为 7h。待后酵到 4h 时进行第二次循环，使酵母浓度进一步降低，循环时间为 4~12h。如果要求缩短成熟期，可缩短循环时间。当第二次循环时酵母由于搅动的关系，发酵液中酵母浓度可能回升，这有利于双乙酰的还原和生味物质的排除。循环后，酵母很快沉下去，形成较坚实的沉淀。若双乙酰含量高，或生味物质较显著，可在第 10 天进行第三次循环操作。

利用朝日罐进行一罐法生产啤酒的优点是：可加速啤酒的成熟，后酵时罐的装量可达 96%，提高了设备利用率，减少了排除酵母时发酵液的损失。缺点是动力消耗大。

(四) 罐的相关附件

现代化啤酒厂的糖化和发酵等工段都实现了自动化管理，操作人员虽然很少，但能完成过去很多人才能完成的工作，这主要基于许多先进的仪器设备与计算机的普及应用。在这里介绍一下同发酵罐有关的仪器设备。

1. 罐顶装置

锥形罐最顶部称为罐顶。罐顶装置包括 1 个正压保护阀，1 个真空阀，带管道的 CIP 清洗附件。

(1) 正压保护阀 发酵罐内压力升高时，会发生危险。因此必须安装正压保护阀。空罐的压力变化特别明显，罐容越大，危险性就越大。正压保护阀安装在锥形罐的顶部，有配重式和弹簧式两种。

(2) 真空阀或负压保护阀 大罐对真空很敏感，较小的负压就会导致其外形的改变，负压造成的危险远比大罐超压要大。即使温度只有很小的变化，也会造成较大的气体体积的变化。

真空阀在正常压力或超压状态下，其通道是关闭的，在出现负压时，则通过压力传感器反馈给控制系统，控制系统下达指令，通过压缩空气进入。为了防止真阀被黏糊或冻结，真空阀与 CIP 清洗系统相接，其护盖内部有一特定的喷嘴。真空阀体呈圆球状，通道光滑，无卫生死角，便于清洗。

(3) CIP 清洗装置 锥形罐当然要采用 CIP 系统清洗。冲洗喷头与罐顶装置相连接，保证罐顶和罐体都能很好地被清洗。清洗罐顶装置时，要卸下所有的阀门，以防止粘接。CIP 清洗装置是发酵罐中重要的组成部分，它是加强啤酒安全生产的卫生管理的前提。大罐的清洗装置主要有下列三种形式，即固定式洗球、旋转式洗球和旋转式喷射洗罐。

2. 罐的其他附件

(1) 温度计 在主发酵过程中，需要进行准确的温度控制和精确的温度测量。由于在这期间罐内会出现强烈的对流，形成温差，因此需要在罐的上部 1/3 处和罐的下部 1/3 处分别安装温度计。现在啤酒厂温度控制多采用计算机。

(2) 液位高度显示器 罐内液位的检查很重要。通过压差变送器，可以将压力信号转换为液位高度。通过计算机，可以很方便地换算出罐内酒液的体积。

(3) 压力表或压力传感器 在发酵和贮酒过程中，必须监控锥形罐的压力。压力显示使用传统的压力表，或使用压力传感器与计算机连接，采集数据，随时检查正压，负压保护阀是否正常。

(4) 最低液位探头和最高液位探头 每个锥形罐都安装有最低液位和最高液位探头，以保证在进液时不超过最高液位在出罐时能终止液体的流出。探头的作用十分重要。

在此要特别说明，若达到最高允许液位时，进液仍未停止，则在发酵时泡沫上升的自由空间就会不够，泡沫会通过罐顶阀门并从上升管中流出，由此使整个设备都被泡沫“污染”，造成很大的危害。此外，锥形罐的酒液全部排空会使罐中吸入大量空气，损失同样很大。

(5) 取样装置 罐上设有取样口，取样口与自动取样装置连接。自动取样装置借助于固定安装的小泵进行循环，利用此泵可随时进行酵母或嫩啤酒的取样。

(6) 检查孔 有时必须检查锥形罐是否出现裂缝或腐蚀及罐上或管道中的死角。因此，发酵罐一般上下各开一个可关闭的人孔，其直径至少为 50cm。下部人孔在锥体最下端出口处，旋松螺母即可卸下。

(五) 锥形罐的冷却

1. 锥形罐的冷却

酵母在发酵过程中会产生热量，为使发酵和后熟在设定的工艺温度下进行，必须进行冷却。

(1) 冷却方式 发酵罐的冷却降温有两种方式，一是间接冷却方式；二是直接冷却方式。

① 间接冷却方式。冷溶剂是乙醇或乙二醇与水的混合液，它在氨制冷机的蒸发器箱中进行冷却，温度一般控制在 -5°C 左右，它主要用于麦汁冷却和发酵罐的降温。

② 直接冷却方式。氨制冷机中的制冷剂——液氨直接在锥形罐的冷却夹套中蒸发并吸热，对发酵罐中的酒液进行降温。其工作原理就是液氨在发酵罐夹套内吸热气化的沸腾传热进程。

（2）冷却夹套

① 间接冷却方式。冷溶剂是乙醇或乙二醇与水的混合液。它采用水平流动的冷却管段，液体从下面流入，从上面流出。它必须能承受冷却剂静止状态下的压力。

② 直接冷却方式。冷却夹套中冷溶剂是液氨，流动方式为半圆管的垂直流动式或水平流动式。液氨从上面经过分配管进入，向下流动。采用垂直流动式时，冷却夹套不分区段。使用液氨直冷方式，工作压力可以达到 1.16MPa 设备制作时，要保证积压处焊接良好，不得有液氨渗漏，否则，会出现严重的质量和安全隐患。

（3）两种冷却方式的比较 与使用乙醇或乙二醇的间接方式相比，液氨直接蒸发具有以下优点。

① 节约能源 20% 左右。直接蒸发的压缩机工作温度只需 -5℃ 左右即可；而采用间接冷却方式时，压缩机需要在低得多的温度下进行，由此使制冷机的制冷能力偏低。另外，冷溶剂液氨的输送量也少得多。

② 需要的设备少。比间接冷却节省了液氨蒸发酒精水或乙二醇水，也少去了蒸发器。

③ 需要的绝热材料少，安装费用低。由于液氨流量减少，则使用的管道直径变小，加之容器减少，降低了绝热材料的消耗，也节省了安装费用。

采用直接冷却方式需要注意几个方面：一是液氨具有刺激性臭味，在一定条件下可燃可爆，有毒性，在设计时必须考虑其安全性；二是液氨工作压力较高，且渗透性很强，所以对发酵罐的夹套焊接质量要求也较高；三是发酵罐采用直接冷却的关键技术是夹套的结构型式和焊接质量。

2. 发酵液在发酵罐中的对流方式

在同一发酵罐中，各点的温度并非均匀一致。主发酵阶段的对流与后发酵阶段的对流方向完全是相反的。在主发酵阶段，温度高的啤酒向上流动，温度低的啤酒则向下流动，所以，在此阶段，应加强对锥形罐上部的冷却。冷却后的啤酒向下流动，而温度较高的啤酒继续向上流动，由此，循环往复，直到达到工艺要求的温度为止。

在冷贮阶段，发酵罐中酒液的流动方向与主发酵阶段的刚好相反。原理与水类似，水在 4℃ 时密度最大，高于或低于 4℃ 时，水的密度均小于 4℃。因此，水温低于 4℃ 时，水的运动方向是由下向上的。同样，啤酒在 2.5℃ 时密度最大（较高浓度啤酒 1℃ 左右时密度最大；低浓度啤酒 3℃ 左右时密度最大）。所以，冷贮阶段中，发酵罐中的酒液温度是上部低，下部高，啤酒的对流方向是，低温啤酒向上运动，高温啤酒向下运动。因此，后贮阶段要加强发酵罐底部的冷却。这样，可以显著地改善冷却效果。

3. 锥形罐的冷却夹套和温度传感器

（1）冷却夹套 锥形发酵罐的冷却夹套一般分为两段或三段，罐体部分设两段或三段，圆锥部分设一段。

冷却夹套的位置：柱体上部冷却夹套的顶端一般位于液面以下 15cm，柱体下部冷却夹套的顶端则位于 50% 液位以下 15cm，锥角冷却夹套尽量靠近锥底。

（2）温度传感器 根据工艺的需要，开启不同的冷却夹套对酒液进行降温，选择正确的温度传感器得出罐内酒液真实温度，一般情况下可设两个温度传感器，下部温度传感器设在柱体的底部，上部温度传感器设在柱体上部冷却夹套的下面。锥形罐冷却夹套和温度传感器的位置及使用情况见表 1-3-3。

表 1-3-3 锥形罐冷却夹套和温度传感器的位置及使用情况

锥形罐的作用	冷却夹套的使用	温度传感器的使用
发酵阶段控制温度	柱体两个冷却夹套	下部温度传感器
由双乙酰还原温度冷却至 3℃ 以上	柱体两个冷却夹套	下部温度传感器
深冷至 3℃ 以下	锥体冷却夹套及柱体下部冷却夹套	上部温度传感器
贮酒阶段	锥体冷却夹套	上下部温度传感器

三、CIP 清洗系统

啤酒发酵罐的容量正在逐步增大，这类发酵罐大部分安装在室外，原来的清洗方法已不适用，必须采用自动化的喷洗装置。而采用较多的是 CIP 清洗系统。所谓 CIP 系统，是 Clean In Place 的简称，意即为就地清洗系统。

图 1-3-14 是两个容量为 800m³、安装于室外的发酵罐的 CIP 清洗系统的连接流程。由于大罐建在室外，所以连接的管道要长而且主管的管径必然要大，一般为 150mm。如果在大罐中加澄清剂，会在罐底形成沉渣层，故在罐的出料处设一沉渣阻挡器 5，同时为了能放尽罐底的存液，出料处应是一双重出口 6。沉于罐底的沉渣固形物具有一定的经济价值，应该回收，所以在洗罐时要尽可能少用水冲出沉渣，以免稀释。这两个罐具有倾斜的平底，双重出口安装于倾斜底的低处，罐顶有喷洗液进口及通气管 4 的出口。

图 1-3-14 表示大罐与啤酒进出站 13、清洗剂分配站 12 及 CIP 循环单位之间的关系。啤酒进出站是供嫩啤酒（麦汁）进入管、啤酒输出管及清洗液返回管之间的连接，它位于

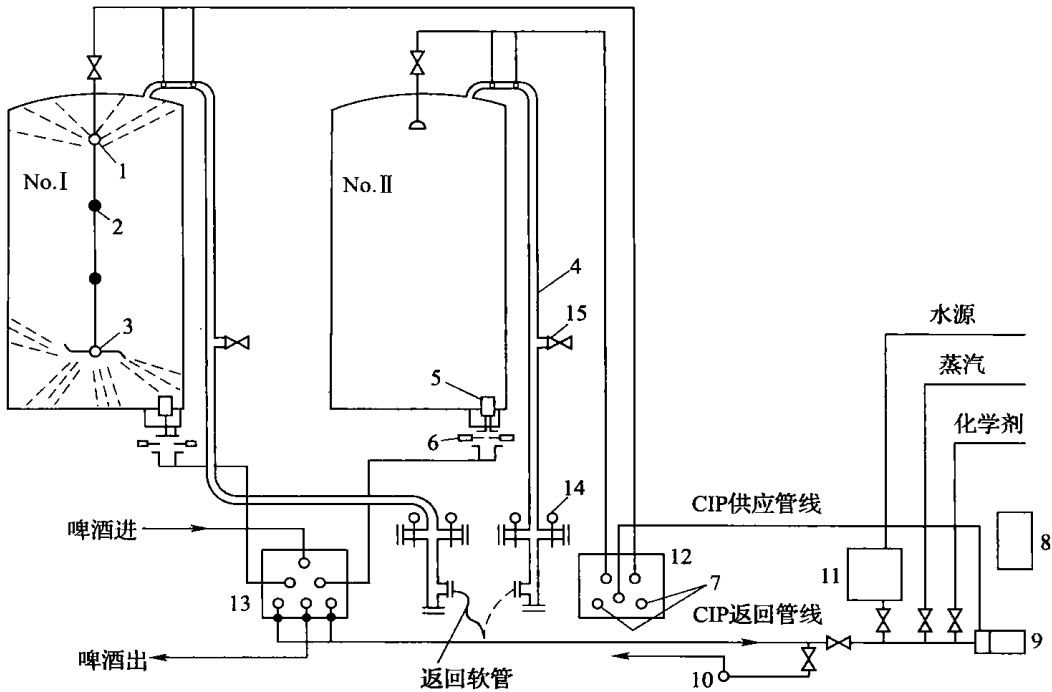


图 1-3-14 大型发酵罐与产品输送站及 CIP 清洗管的连接流程

- 1—固定喷头 2—滑动接头 3—回转喷头 4—通气管 5—沉渣阻挡器
- 6—双重出口 7—微型开关 8—控制盘 9—CIP 供应泵 10—污水泵
- 11—水箱 12—清洗剂分配站 13—啤酒进出站 14—压力调节阀 15—通气阀

罐出口底下，可用 U 形管在啤酒进出管与清洗管之间进行任意连接。通气管的出口应在低于罐出口的位置，由橡皮管与清洗液返回管线相连接。CIP 循环单位设在酒库内，包括微型开关 7（控制清洗液的进出）、控制盘 8、CIP 供应泵 9、污水泵 10、水箱 11。控制盘通过仪表来控制清洗液的温度、水位及罐的充满与放空等程序。清洗液进出阀和通气管上的通气阀 15 的控制与 CIP 系统的控制装置是有关系的，所以可在清洗操作开始前先将通气阀开启。清洗液返回管线的位置是在通气管末端之下，这样可以在 CIP 清洗操作时保证通气管也能得到有效的清洗。通气阀位置应在罐内的清洗液的液位之上，可防止清洗后由于罐的冷却而造成真空，因为它可以无阻地补入空气。通气管下部还具有压力调节阀 14。CIP 清洗工作程序是自动控制进行的，从控制盘上可以通过仪表记录下温度、压力及时间等参数。

整个清洗程序分 7 个步骤：① 预冲洗：在罐底的沉渣放了一半之后进行；每次预冲洗的时间为 30s，进行 10 次，是通过回转喷嘴进行的，每次冲洗之后要有 30s 的排泄时间，主要排去底部的沉渣。② 在罐底被冲干净后，用定量的水充入 CIP 的供应及返回管线，改变系统进行碱预洗，自动地将清洗剂加入供水中，使清洗剂成为一种氯化了的碱性洗涤剂，其总碱度在 3000~3300mg/kg 之间，用这种碱液循环 16min。在此期间 CIP 供应泵吸引端注入蒸汽，使清洗液温度维持在 32℃ 左右。③ 中间清洗：用 CIP 循环单位的水罐来的清水进行 4min 冲洗。④ 从气动器来的空气流入罐顶的固定喷头，然后进行 3 次清水的喷冲，每次 30s，从罐顶沿罐的四周冲洗下来。⑤ 进行碱喷冲：用总碱度为 3500~4000mg/kg 的氯化了的碱液进行喷冲，碱液的温度为 32℃ 左右，喷冲循环 15min。⑥ 用清水冲洗，将残留于罐表面及管线中的碱液冲洗干净。⑦ 最后用酸性水冲洗循环，以中和残留的碱性，放走洗水，使罐保持弱酸状况。至此完成了全部清洗过程。

进行大型罐清洗工作的关键设备是喷嘴（也称喷头）。喷嘴分两种，一种是固定喷嘴，位于罐的上部，一种是回转喷嘴，位于罐的下部。

固定喷头位于罐顶 1.2m 处，回转喷嘴位于罐底以上约 2.4m 处。固定喷头是一种低容量低压的球形喷头，在进行基本操作之前用特殊的花转喷嘴除去罐底的固形物残渣。固定喷头位于 50mm 的清洗液供应管上，在喷头圆柱体部位联合一套管形阀，以控制清洗时从喷孔出去的清洗液的流量，也可以控制进入底下回转喷嘴中清洗液的量。通过活管（也称滑动接头）接，用几根 50mm 的管子来支撑回转喷嘴，它带有推动喷嘴，其位于回转喷嘴的伸长臂上，当喷嘴在聚四氟乙烯轴承上回转喷洗时，产生一种对罐底残渣刮冲的作用。这两种喷嘴都是不锈钢的，能自我清洗。回转喷嘴的转速约为 15~20r/min。这两种喷嘴清洗液的流量为 750L/min。

上述 CIP 系统为固定式，它可与一个至数个发酵罐连接，罐数越多，连接越繁杂，使用管线也越多。为此，目前也有使用活动 CIP 系统的工厂、CIP 清洗液供应及返回管线不作固定的连接，CIP 循环单位装于手推轮车上，使用时推至要清洗的大罐的底侧，用橡皮软管使 CIP 循环单位与大罐洗液进出口临时连接成循环系统。这样，一台 CIP 循环单位可用于数个发酵罐而不需使用众多的固定的连接管线、但操作劳动强度较大，自动化的程度也会受到影响。

第三节 连续发酵

间歇发酵就是微生物在一个罐内完成 4 个阶段的培养过程，而微生物在其前后两个非旺盛的生长时间相当长，因此，必然导致发酵周期长，发酵罐数多，设备利用率低。例如，以淀粉质为原料，日产 1t 96%（体积分数）的酒精，需要发酵罐容量为 38~48m³，而啤酒则需更大。

假如在发酵罐内连续不断地流加培养液，同时又连续不断地排出发酵液，使发酵罐中的微生物一直维持在生长加速期，同时又降低了代谢产物的积累，这样就缩短了发酵周期，提高了设备利用率，这就是 20 世纪 50 年代后发展起来的一种新型发酵技术，即连续发酵。连续发酵具有培养液浓度和代谢产物含量相对稳定，从而保证产品质量和产量稳定的优点，同时又具有发酵周期短，设备利用率和产量较高，节省人力和物力以及生产管理稳定，便于自动化生产等优点。

尽管连续发酵具有上述优点，但是在实际发酵工业中，连续发酵还未能全部代替传统的间歇发酵。这是由于在连续发酵试验和生产中，遇到了在长期连续发酵过程中，微生物的突变和杂菌污染的问题。欲保持长期的无菌状态，在技术上尚有一定的困难。此外，发酵液在连续流动过程中的不均匀性和丝状菌在管道中流动的困难，以及对微生物动态方面的活动规律还缺乏足够的认识。目前还不能根据连续发酵的理论完全来控制和指导生产。

虽然如此，连续发酵的优越性依旧不可忽视，特别是在连续发酵稳定状态条件下，根据微生物生长和代谢之间某些数学关系来采用它作为过程运转和控制的基础，从而来选定过程控制的参数。运用目前连续发酵的基本理论，人们可以人为地来控制微生物的定向培养，进而来研究微生物的生理及代谢作用。这些均是控制发酵过程中极为重要的问题。

连续发酵的优点，是微生物在整个发酵过程中始终维持在稳定状态，细胞处于均质状态。在此前提下，可用数学方式和实验公式来表达连续发酵在稳定状态条件下的微生物生长速度、代谢产物、底物浓度和流加速度之间的关系。借以选定过程控制的参数，如稀释速率、串联罐数、停留时间等。这对于研究微生物生理变化及其应用，将起到一定的促进作用。

连续发酵的方式是从单罐连续发酵发展到多罐的串联连续发酵。尽管形式不同，但连续发酵过程中菌体和培养液都处于均质流动状态，因此，连续发酵的基本理论仍以连续发酵动力学为主。

本节只对连续发酵时间、理论罐数以及连续发酵流程进行讨论。

一、连续发酵时间的确定

若有可发酵糖为 a ，经发酵时间 t 后变为代谢产品的发酵糖量为 X ，则剩余的未发酵糖为 $a - X$ ，按一级发酵反应。如在生长加速期，其瞬时增长速率为：

$$-\frac{dX}{dt} = \mu(a - X) \quad (1-3-17)$$

负号说明瞬时增长速率是依培养液成分减少来研究的， μ 表示比生长速率。将式 (1-3-17) 积分得：

$$-\int \frac{dX}{a-X} = \int \mu dt$$

$$-\ln(a-X) = \mu t + c \quad (1-3-18)$$

积分常数 c 在发酵开始 $t=0$, $X=0$ 时, 等于 $-\ln a$, 将其代入式 (1-3-18) 得:

$$t = \frac{2.303}{\mu} \lg \frac{a}{a-X} \quad (1-3-19)$$

若以 ρ_0 和 ρ 分别表示发酵开始和经发酵时间 t 后的发酵基质液浓度, 则式 (1-3-19) 可变为下列计算发酵时间 t 的通式:

$$t = \frac{2.303}{\mu} \lg \frac{\rho_0}{\rho} \quad (1-3-20)$$

式 (1-3-20) 可用来确定单罐连续发酵时间, 对于多罐连续发酵, 现以两级串联连续发酵为例进行分析和讨论, 见图 1-3-15。要求微生物培养处于加速生长期, 并满足单罐连续发酵的必要条件, 即比生长速率与稀释速率 D 相等, 整个连续发酵系统处于平衡状态, 则:

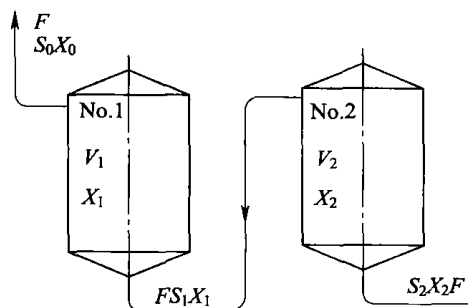


图 1-3-15 连续发酵两罐串联物料平衡图

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{dX_2}{dt} = 0$$

因为 $X_0=0$ $V_1=V_2=V$

式中 V_1, V_2 ——分别表示罐 1 和罐 2 的发酵液体积, m^3

V ——发酵液体积, m^3

则第一罐:

$$V \frac{dX_1}{dt} = qX_1 - qX_0 - V_1 X_1$$

$$qX_1 = V_1 X_1$$

或

$$\mu_1 = D$$

式中 q ——进料泵体积流量, m^3/h 。

则第二罐:

$$V \frac{dX_2}{dt} = qX_2 - qX_1 - V_2 X_2$$

$$qX_2 = qX_1 + V_2 X_2$$

或

$$\mu_2 = D \left(1 - \frac{X_1}{X_2} \right)$$

$$D = \frac{\mu_2 X_2}{X_2 - X_1}$$

采用两罐连续发酵要求同单罐连续发酵达到相同菌体量的平均发酵时间 τ_m , 其值应为两个罐的发酵时间之和:

$$\tau_m = \frac{1}{D} + \frac{1}{\mu_2} \left(\frac{X_2 - X_1}{X_2} \right)$$

或

$$\tau_m = \frac{1}{\mu_1} + \frac{1}{\mu_2} \left(\frac{X_2 - X_1}{X_2} \right)$$

设: $X_1 = 0.85 X_2$, $\mu_2 = \mu$, $\mu_1 = 2.5 \mu$

则

$$\begin{aligned} \tau_m &= \frac{1}{2.5\mu} + \frac{1}{\mu} (1-0.85) \\ &= 0.4\tau + 0.15\tau \\ &= 0.55\tau \end{aligned}$$

由此可见，双罐串联发酵时间比单罐时间要短，同时串联罐数减少，营养成分的利用和发酵产物的浓度越低，在生产上是不经济的。多罐串联连续发酵有利于提高生产能力，但这决不是无限的，连续发酵系统用罐越多，就越接近间歇条件，这就失去了连续发酵的优越性。因此，多罐连续发酵的罐数可从理论上加以确定。

二、连续发酵理论罐数的确定

若代谢产物的生成和微生物的生长是同时进行的，即俗称双边发酵，有化学计量关系，则此时，最低限度采用一个发酵罐就可进行连续发酵，因为微生物不需要不同的培养条件，例如酒精和啤酒发酵。若代谢产物的生成和微生物的生长明显地分为两个阶段，并且无直接化学计量关系，则微生物的生长和产物的生成就需要在两个不同的培养条件下进行，采用连续发酵时最少需要两只发酵罐，例如柠檬酸发酵。对于抗生素和酶制剂，由于菌体生长和代谢产物的生成很难明显地区分，而在发酵过程中，各个阶段所需要的培养条件又各不相同，因此就要用几个罐串联进行连续发酵。

但是，在实际生产中，采用单罐就可满足某种微生物的连续发酵，却往往采用多罐串联的连续发酵流程，例如淀粉质原料酒精连续发酵或啤酒发酵。这是由于采用多罐串联，既可满足工艺要求，又可提高设备的生产能力。

多罐连续发酵的理论罐数，可用下述图解方法确定。多罐连续发酵均应满足下列平衡条件：

$$\text{输出量} = \text{输入量} + \text{生长量}$$

即

$$qX_n = qX_{n-1} + V \frac{dX_n}{dt}$$

或

$$\frac{dX_n}{dt} = D(X_n - X_{n-1}) \quad (1-3-21)$$

式(1-3-21)为多罐连续发酵物料平衡通用方程式，该方程式为直线方程式，表示物料的平衡线。其斜率为 $D=q/V$ ，其截距为 X_{n-1} 。由于第一罐是加入新鲜发酵液，所以 $X_n = X_{n-1} = 0$ ，第一罐的物料平衡线通过原点。

若连续发酵最终产物是微生物的菌体，则可在间歇发酵全过程中，测得每一间隔的微生物浓度 X ，同时计算这一间隔时间的微生物浓度增量 dX/dt ，将其相对应数据绘制成曲线，得到了间歇发酵的发酵曲线 abc ，随后从第一罐开始通过原点作物料平衡线，其斜率为 F/V ，和曲线相交于 A 点。交点 A 不是稳定状态的 dX/dt 值，这种差异是由于细胞开始分裂出现的生长滞后现象。如图 1-3-16 所示， A 点

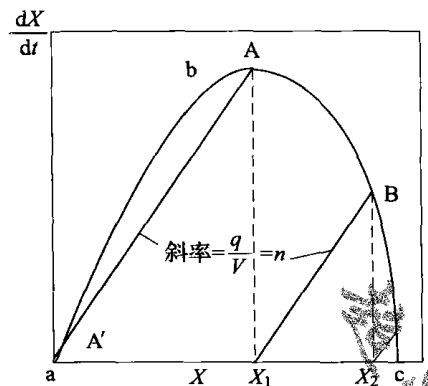


图 1-3-16 连续发酵理论罐数图解

的纵坐标 X_1 , 即为第二个发酵罐出口的微生物浓度, 依次类推, 一直求到第 n 罐的微生物出口浓度 X_n 。由此可见, 由已知的稀释速率, 可求得多罐的发酵理论罐数和各罐微生物的出口浓度。例如, 连续发酵最终产物是某种代谢产品, 那么可用产物浓度 ρ 代替微生物浓度 X 以及由产物浓度的增量 $d\rho/dt$ 代替 dX/dt 同样合适。

必须指出, 在选用稀释速率 D 为最适宜稀释速率 D_0 时, 也是最大产率时, 从经济观点分析, 有时不一定很合理, 这是由于发酵产率不受培养液基质浓度影响时, 发酵罐内培养液基质成分没有充分利用, 而造成很大损失。

用上述方法确定多罐连续发酵的罐数是个近似方法, 因此, 求得的理论罐数在直接应用到大生产中前, 尚需根据小型连续发酵的试验数据进行核实, 再以此进行放大。当然, 连续发酵系统中, 串联罐数还要根据产量、罐的体积和发酵周期等综合选择。

三、连续发酵流程

(一) 酒精连续发酵流程

20 世纪 50 年代后期至 70 年代初, 国内外相继实现了糖蜜制酒精的连续发酵生产, 利用淀粉质原料连续发酵制酒精工业化生产也已获得成功。

图 1-3-17 所示为糖蜜制酒精的连续发酵流程。该流程由 9 个发酵罐组成, 其容量视生产能力大小而定。酒母和糖蜜同时连续流加入第一罐内, 并依次流经各罐, 最后从 9 号罐排出。除了在酒母槽通入空气之外, 在 1 号罐内也同样通入适量的空气, 或增大酒母接种量, 维持 1 号罐内工艺所要求的酵母数。连续发酵周期结束, 贮存于每罐的发酵液, 先从末罐按逆向顺序依次排出, 入蒸馏室蒸馏。而空罐则依次进行清洗灭菌待用, 为此, 安装管路时, 必须注意对各罐的轮换消毒。二氧化碳则由各罐罐顶排入总汇集管, 再送往二氧化碳车间, 进行综合利用。按流程装置和工艺条件, 连续发酵周期可达 20d 左右, 甚至更长。发酵过程中, 如发酵液中维持酵母数在 $(0.6 \sim 1.0) \times 10^9/\text{mL}$ 左右, 发酵只需 32h, 发酵液中酒精含量可达 9%~10%, 发酵率约为 85%。

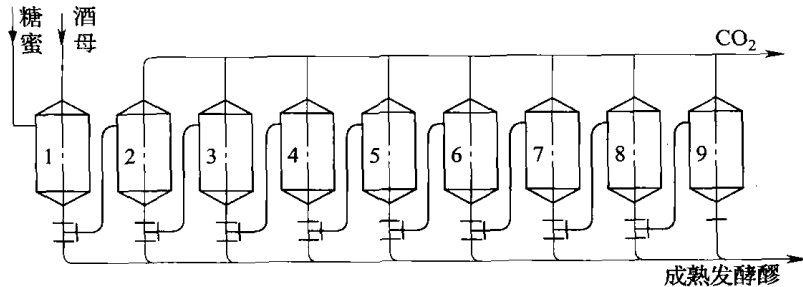


图 1-3-17 糖蜜制酒精连续发酵流程

图 1-3-18 所示为淀粉质原料制酒精连续发酵流程。该流程是由 11 个发酵罐组成, 借连通管将各罐互相连通, 糖化醪和液曲混合液同时连续平行流入前 3 罐。在发酵过程中, 发酵液由罐底流出, 经连通管进入另一罐的上部, 其余依次类推, 最后流入最末的两罐计量, 并轮流用泵送往蒸馏工段。发酵过程中所产生的二氧化碳气体借带有控制阀门的 U 形支管和总管相连, 并引向液沫捕集器经分离除去泡沫后, 再通过一个鼓泡式的水洗涤塔, 经回收酒精后才排入大气或二氧化碳综合利用车间。各发酵罐都是密闭的, 各罐底均有和总排污管相联接的排污支管, 该管和蒸汽管相通, 以便消毒和杀菌、为尽可能减少染

菌的几率，发酵罐和管道、管件以及阀门等都必须严格地进行消毒和杀菌。连续发酵系统中，冷却装置面积满足酵母对数生长期的降温，维持恒定的发酵温度。

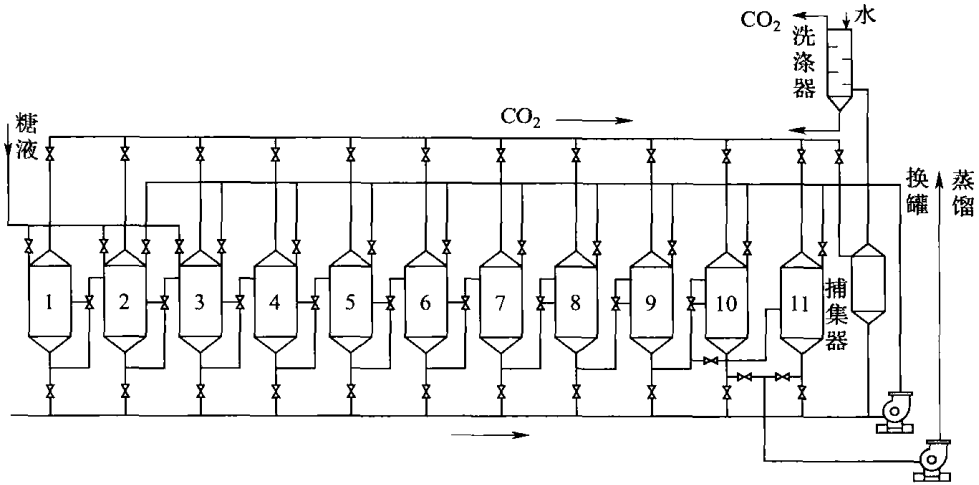


图 1-3-18 淀粉质原料制酒精连续发酵流程

为了使连续发酵能稳定正常生产，酵母繁殖罐应能相继依次轮换，只考虑一个罐是不恰当的，否则容易导致杂菌感染和残糖升高，从而使发酵条件恶化。为使操作管理和控制方便，罐内装置自动清洗设备和适当配置自动仪表测量和记录是十分必要的。

(二) 啤酒连续发酵流程

目前，投入生产的连续发酵方法，主要有塔式连续发酵和多罐式连续发酵系统。

1. 塔式连续发酵

塔式发酵罐是英国 APV 公司 20 世纪 60 年代设计的，又称 APV 塔式连续发酵。塔式连续发酵生产上面啤酒的流程见图 1-3-19。

塔式连续发酵开始时，先分批加入经处理的无菌麦汁。无菌麦汁从塔底进入，经塔内多孔板折流，使麦汁均匀地分布到塔内各截面。麦汁在塔内一边上升，一边发酵，直至满塔为止。培养并使其达到要求的酵母浓度梯度后，用泵连续泵入麦汁。必须控制好麦汁在塔内的流速，流速低，发酵度高，但产量少；流速过高，溢流的啤酒发酵度不足，并会将酵母带出（冲出）。使发酵受阻。麦汁开始流速较慢，一周后，可达全速操作。连续发酵过程中，须经常从塔底通入 CO₂，以保持酵母柱的疏松度。流出的嫩啤酒，经过酵母分离器后，再经薄板

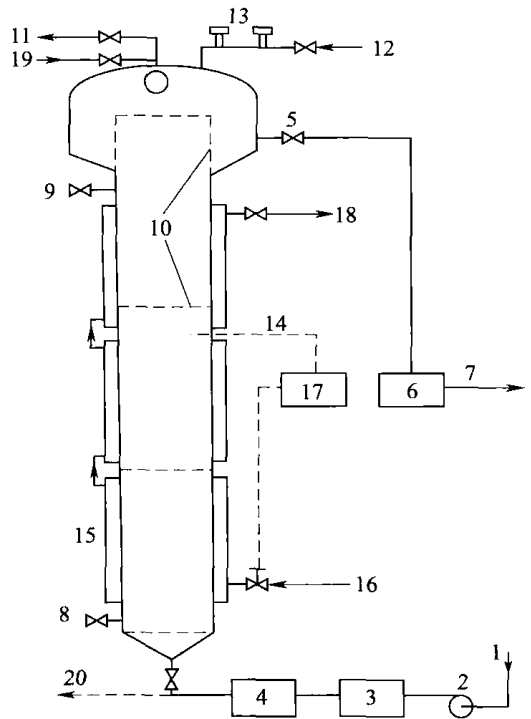


图 1-3-19 啤酒塔式连续发酵流程

- 1—麦汁进口 2—泵 3—流量计
- 4—薄板换热器 5、7—嫩啤酒出口
- 6—酵母分离器 8、9—取样点
- 10—折流器 11—CO₂ 出口
- 12—蒸汽入口 13—压力/真空装置
- 14—温度计 15—冷却套
- 16—冷冻剂入口 17—温度记录控制仪
- 18—冷冻剂出口 19—自动清洗设备
- 20—洗涤剂出口

换热器冷却至 -1°C ，然后送入贮酒罐内，经过充 CO_2 后，贮存 4d，即可过滤包装出厂。

连续发酵到一定时间后，酵母会发生自溶，死亡率增高，啤酒内氨基氮含量上升，此时，可在塔底排出部分老酵母，仍可继续进行发酵。

发酵温度是通过塔身周围三段夹套或盘管的冷却来控制的。塔顶的圆柱体部分是沉降酵母的离析器装置，用以减少酵母随啤酒溢流而损失，使酵母浓度在塔身形成稳定的梯度，以保持恒定的代谢状态。如麦汁流速过高时，酵母层会上移。

该流程主要设备是塔式发酵罐。英国伯顿啤酒厂使用的塔式发酵罐的主要技术条件是：塔身直径 1.8m，高 15m；塔底锥角 60° ；塔顶酵母离析器直径 3.6m，高 1.8m，罐的容量为 45m^3 。

国内塔式连续发酵生产啤酒的流程见图 1-3-20。培养好的酵母移入主发酵塔中，并加入无菌麦汁 3t，通风增殖 1d 后，追加麦汁 3t，再如前增殖一天，然后开始缓慢加入麦汁，直到满罐。待酵母溶度达到要求梯度后，开始以低速连续进料，逐步增加麦汁流量，直到全速（ $240\sim 280\text{L/h}$ ）流量操作。

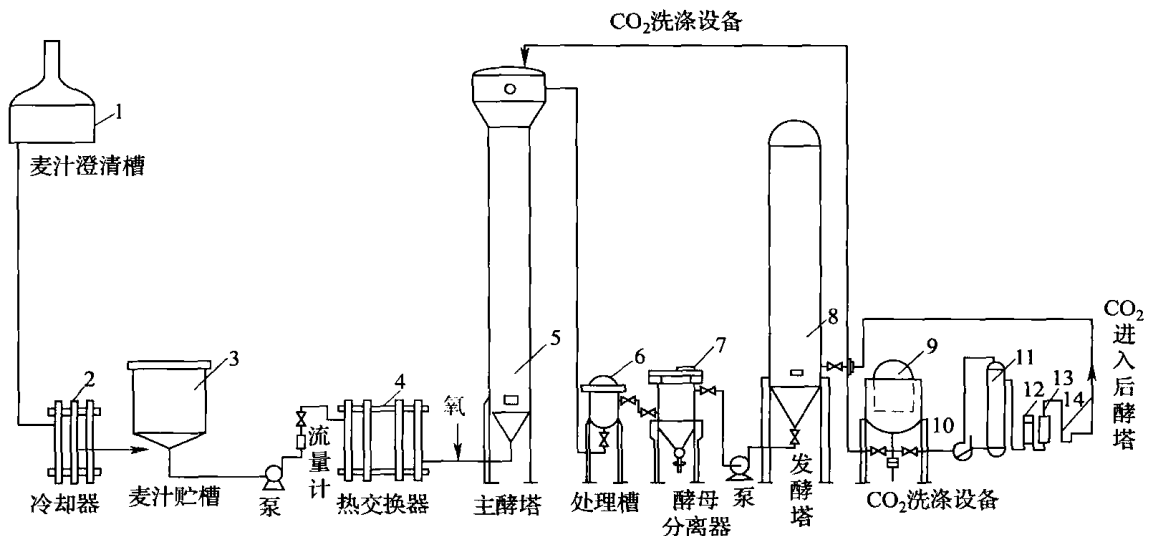


图 1-3-20 塔式连续发酵流程（国内）

- 1—麦汁澄清罐 2—冷却器 3—麦汁贮槽 4—灭菌器 5—塔式发酵罐 6—热处理槽
7—酵母分离器 8—锥形后酵罐 9— CO_2 贮罐 10— CO_2 压缩机 11—洗涤器
12—气液分离器 13—活性炭过滤器 14—无菌过滤器

澄清麦汁冷却至 0°C 送往贮槽， 0°C 保持 2d 以后析出和除去凝固物。经 63°C 8min 灭菌冷却至发酵温度 $12\sim 14^{\circ}\text{C}$ 入塔式发酵罐进行前发酵，周期为 2d；进罐前麦汁经 U 形充气柱间歇充气，充气量为麦汁：空气 = $(12\sim 15) : 1$ 。由塔顶溢出的嫩啤酒升温至 $14\sim 18^{\circ}\text{C}$ ，使连二酮还原，嫩啤酒冷却至 0°C 入锥形罐进行后酵（2 个锥形罐交替使用），3d 满罐。满罐后采用来自塔式发酵罐并经处理的 CO_2 风洗涤 1d，并保持 0.15MPa 的 CO_2 背压 1.5d，即可过滤灌装。

国内某啤酒厂使用的塔式发酵罐的主要技术条件是：塔身直径 1.2m，高 11.2m；塔底锥角 60°；塔顶酵母分离器直径 2.4m，高 2.0m；罐内折流器（多孔挡板） $\phi 2\text{mm}$ 小孔，孔距 4mm；罐的容量 10m^3 ，见图 1-3-21。

2. 多罐式连续发酵

多罐式连续发酵其特点是发酵罐内装有搅拌器，由于搅拌作用，酵母悬浮酒液中，连续溢流的酒液将酵母带走，无法使发酵罐内保持较高的酵母浓度。

三罐式啤酒连续发酵流程见图 1-3-22。该流程是将经过冷却、杀菌并已加入酒花的麦芽汁，通过柱式供氧器，流向 2 个带有搅拌器发酵罐的第一罐中。每个发酵罐的容量为 26m^3 ，麦芽汁流加量为 $2.0\sim 2.5\text{m}^3/\text{h}$ ，其稀释速率为 $0.075\sim 0.094\text{L/h}$ 。大约控制 $2/3$ 的麦汁糖在第一罐中进行发酵，发酵温度为 24°C 。经第一罐发酵的啤酒和酵母混合液，借液位差溢流入第二罐，发酵温度 24°C 。最后流入第三个酵母分离罐，其容量为 14m^3 。在罐内被冷却到 5°C ，自然沉降的酵母则定期用泵抽出，而成熟啤酒则由罐上面溢流到贮酒罐中。每个发酵罐内停留时间为 $10\sim 13\text{h}$ 。

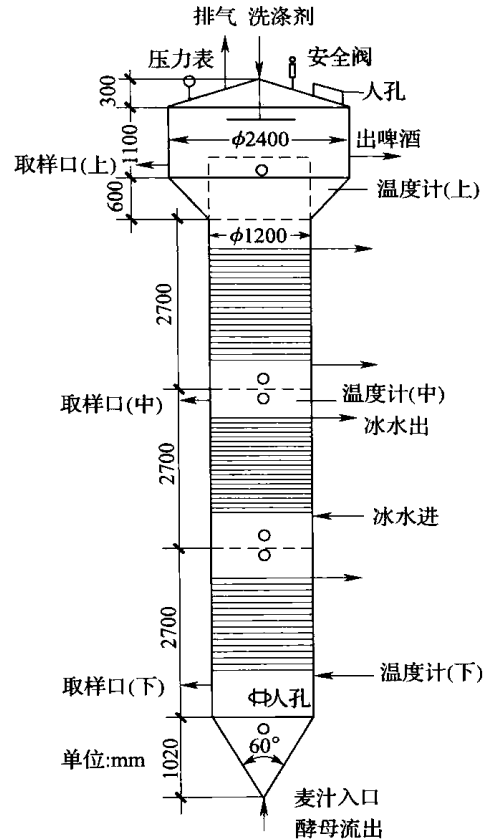


图 1-3-21 啤酒塔式发酵罐

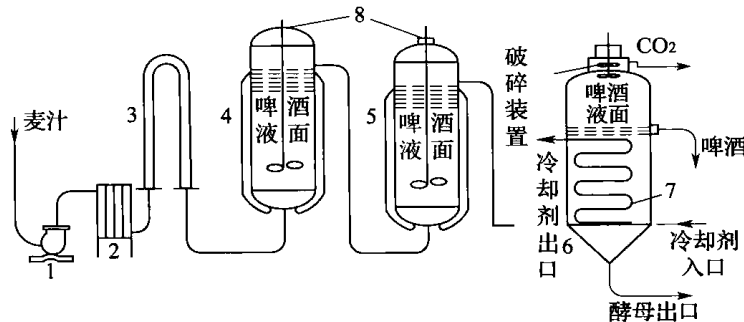


图 1-3-22 三罐式啤酒连续发酵流程

- 1—泵 2—板式杀菌器 3—柱式供氧器 4—一级发酵罐
- 5—二级发酵罐 6—酵母分离罐 7—蛇管 8—传动装置

多罐式连续发酵除三罐外，还有四罐式，即在一级发酵罐前增加一个酵母繁殖罐（三罐式的一级发酵罐兼作酵母繁殖罐），即为四罐式。此时，一级发酵罐为一容量较大的发酵罐，主发酵主要在此罐进行。二级发酵罐为一较小的发酵罐，发酵液在此罐内达到要求的发酵度。另外，可用酵母离心机代替酵母分离罐。

连续发酵啤酒的质量，从分析数据看，与间歇啤酒接近；从风味品评看，两者有些区别。连续发酵啤酒的风味比较更适宜于制造上面啤酒，制造下面贮藏啤酒则需严格控制双乙酰含量和啤酒的氧化问题。此外，多罐式连续发酵因其发酵罐带有搅拌，所以动力消耗较大。

思考题

1. 嫌气发酵设备与通气发酵设备在结构方面有何区别？
2. 试述酒精发酵罐的结构部件与作用。
3. 如何计算酒精发酵罐的个数和冷却面积？
4. 新型啤酒发酵设备有哪些类型？从结构角度比较它们的异同点。
5. 啤酒发酵罐的 CIP 清洗系统由哪些操作程序组成？

第四章 植物细胞（组织）和动物细胞培养反应器

第一节 植物细胞（组织）培养反应器

植物是人类赖以生存的重要条件，为人类提供了食物、药品、香料、色素等。就药物而言，地球上 75% 的人口以植物作为治病、防病的药物来源。但是人口的过度增长和对植物药需求的急剧增加，造成了人类对天然植物药资源的掠夺性开发，许多植物药的天然资源已经枯竭，而植物栽培的收获期较长，又使得靠大面积人工栽培再收割提取药物的方法来满足市场需求也不可行。20 世纪 80 年代末期植物细胞培养技术的兴起为缓和矛盾、生产更多的有用物质提供了机会和方法。运用植物细胞培养技术生产有用的代谢产物，开辟一条植物资源合理利用的新途径，已经成为植物生物工程学科的主要研究内容，也是当今生物技术最活跃的研究领域之一。

通常广义的植物细胞培养技术包括植物器官（根、枝叶、发根、胚和冠瘿组织等）、组织、细胞以及原生质体培养，并以此发展起来的各种植物细胞培养技术。植物细胞（组织）培养反应器的研制是植物细胞培养技术向工业化规模发展的关键，其工作毫无疑问地与不同植物细胞的不同生理、代谢方式相关，同时也与不同的培养方式相联系。本节将介绍有关植物细胞（组织）培养反应器的研制情况。

一、植物细胞培养过程的特点

由于植物细胞本身有其固有的许多特性，例如：细胞的大小、细胞块的形状、培养液的黏度等，因此，要建立一套适合于植物细胞培养的技术和装置，必须要了解植物细胞的有关性质。

1. 细胞培养液的性质

植物细胞与微生物细胞的比较如表 1-4-1 所示。

表 1-4-1 植物细胞与微生物细胞的比较

项目	微生物细胞	植物细胞
大小	1~19 μm , 2 μm^3	10~100 μm , 体积大于 105 μm^3
存在状态	单细胞	结团
营养要求	简单	较复杂
克隆形成	易	较难
倍增时间	0.5~5h	15~100h
细胞分化	无	有限分化
环境影响	一般	较敏感
产物存在	胞内或胞外	多数胞内
产物浓度	较高	低

续表

项目	微生物细胞	植物细胞
含水量	约 75%	约 90%
供氧 ($k_L a$)	100~1000h	20~30h
细胞壁构成	几丁质	果胶、纤维素
耐剪切力	强	敏感
产物种类	发酵食品、抗生素、有机化合物、酶等	酶、生物碱、天然色素、有机化合物等

显然,植物细胞要比微生物细胞大得多,在一般的低倍光学显微镜下就能很容易地观察到它的形态。以烟草细胞为例,其细胞大小要比微生物细胞大 50~100 倍,细胞体积要膨大 $10^5 \sim 10^6$ 倍,细胞在培养液中所占的容积可高达 40%~50%。在细胞培养过程中,其细胞形态有明显的变化,以间歇培养为例,在培养初期,多半是比较大的游离细胞,接着便开始分裂,随着分裂,原来较大的细胞就分裂成一个一个较小的细胞。同时,较小的细胞就聚集成细胞块。在生长停止后,细胞便伸长、胀大,块状细胞就游离分散。因此,植物细胞培养液的黏度和微生物发酵液表现出明显不同,它随细胞浓度的增加黏度显著上升,烟草细胞对数生长期的培养液的黏度约为培养初期的 30 倍。

若以旋转黏度计转子的转数 ω 表示剪切速率,以转矩 θ 表示剪切应力,则剪切应力和剪切速率之间的关系可用下式来表示:

$$\theta = ak\omega^n$$

式中 θ ——转矩

k ——黏度系数

a ——常数

ω ——旋转黏度计转子的转速

n ——流动指数

加藤等用微生物培养用的 30L 反应器(装液量 22L),在 50r/min,通气量为 17L/min 的条件下培养烟草细胞,定时取样测定培养液的黏度。测定结果表明, n 值在 0.67~0.74 间波动。因此,可以认为,该培养液为非牛顿型流体,属拟塑性流体。 k 值随培养过程缓缓增加,但不一定与细胞量成比例。

2. 植物细胞培养中的传递状态

在微生物好氧培养中,为了供给必要的氧,必须要进行通气和搅拌,这在工业规模的生产中是影响生产成本的重要因素。因此,氧传递的研究对于产物的有效生产和较好的经济效益是息息相关的。植物细胞的深层培养同样也有类似的问题。

对烟草培养细胞比增殖速度 (μ) 和氧消耗比速度 (Q_{O_2}) 之间关系的研究结果表明, Q_{O_2} 的最大值为 0.6mmol/(g 细胞·h)。而 *Morinda citrifolia* 在悬浮培养中培养细胞的最大需氧量为 1mg O_2 /(L·min)。而微生物深层培养时,虽然微生物种类各不相同,但它的氧消耗速度一般都在 50~250mg O_2 /(g 细胞·h) 之间。与此相比,植物培养细胞的需氧量要低得多。

在通气搅拌反应器中氧传递效率一般用液膜的容量系数 $k_L a$ 来表示。用 15L 和 60L

的反应器在通气搅拌的条件下研究 $k_L a$ 对烟草培养细胞生长的影响, 结果见图 1-4-1。从图 1-4-1 中看出, $k_L a$ 在 10h^{-1} 以下, 细胞量和 $k_L a$ 成正比。 10h^{-1} 这样的 $k_L a$ 值与一般微生物培养的 $k_L a$ 相比要低得多。

从图 1-4-1 和其他有关研究中均发现, $k_L a$ 过大对细胞增殖未必有好处。有人推测, 可能是 $k_L a$ 值过大时, 氧传递效率过高, 使培养细胞的主要挥发性代谢物, 如 CO_2 , 被强制除去而降低了细胞的增殖速度, 从而导致细胞浓度的降低。因此, 如果在 $k_L a$ 高的操作条件下通入一定量的 CO_2 对细胞量的增大是有效的。现在, 人们正在研究植物细胞培养中的所谓过剩通气 (overgassing) 问题, 以确定一般植物细胞培养中 $k_L a$ 的最适范围。

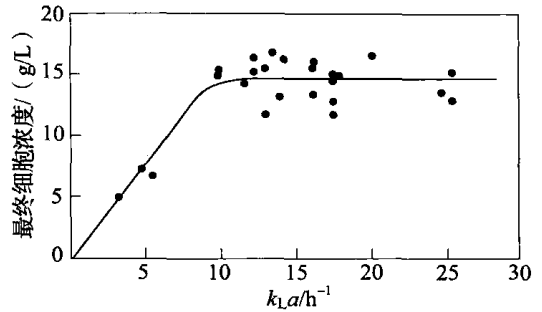


图 1-4-1 起始 $k_L a$ 和细胞浓度的关系 (培养 144h)

3. 植物细胞培养过程中的主要影响因素

植物细胞培养反应器的研制主要借鉴了微生物反应器的一些成功经验, 但植物细胞和微生物细胞的巨大差异使得反应器的设计和放大时必须考虑更多的因素。

(1) 剪切力的影响 植物细胞体积大过微生物细胞甚至动物细胞, 它们被僵硬的纤维素构成的胞壁包住且经常有很大的液泡占据 95% 或更多的细胞体积, 这些特性决定了植物细胞对水动力学剪切力十分敏感。一定程度的剪切力下细胞易受损害, 发生培养活性下降, 细胞自溶, 酚类物质外泄等现象。此外, 剪切速率上升时, 细胞扩增系数 (湿重/干重) 下降, 表明细胞体积在高剪切力下不能扩增较大, 对细胞生长速率的影响也相似, 还往往导致目的代谢产物相对含量下降。

目前定量分析剪切力对植物细胞的影响仍十分有限, 尤其是剪切力对细胞的长期影响研究不多。已有的研究主要集中在长春花、烟草、海巴戟、向日葵等细胞上, 不同细胞系对剪切敏感性表现相当大的差异, 从相对敏感的拓虎, *Pirus mulas* 到相对不敏感的长春花和向日葵, 就是同种植物细胞间的剪切力敏感程度也明显不同。如长春花, Wagner 等认为它对剪切力异常敏感, 而 Scragg, Merjer 及 Leckie 等的结论却与此相反。而同一细胞系在生长的不同时期对剪切力的敏感性也不同。Hooker 等发现迟滞期、对数生长期早期及稳定期后期比对数生长期后期和稳定期早期的培养物对剪切力更敏感。Vogelmann 等发现海巴戟的临界剪切力在 $80 \sim 200\text{N}/\text{m}^2$ 之间, Rosenberg 得到的野胡萝卜悬浮系临界剪切力为 $50\text{N}/\text{m}^2$, 但也有人认为比死亡率总是随平均剪切力上升而上升, 临界剪切力的说法不一定可靠, Zhong 等认为长时间低剪切力可引起与短时高剪切力相同的损伤。Kieran 等发现细胞失活率与时间接近一级动力学模型, 而比死亡常数与搅拌累加能量消耗成线形关系。也有人认为适当程度的力不仅不损害植物细胞, 还对保持植物细胞的分散性起很大作用, 促进细胞生长, 如 Leckie 等发现长春花在 12L 8.5cm Rushton 涡轮桨叶搅拌罐中转速上升至 $300\text{r}/\text{min}$ 时生物碱积累上升。

反应器内的黏度、混合、传质等各参数都与剪切力关联, 通过改变操作参数 (通气和搅拌) 来控制剪切环境对优化细胞培养工艺十分重要。

(2) 气体成分的影响 由于植物细胞代谢速度慢, 故其生长所需氧量很小 (一般为

0.1~0.2Vvm), 不像微生物发酵那样溶氧速度往往成为发酵能否成功的关键。在反应器设计时考虑通气对流动特性和混合效果的影响往往比考虑溶氧更多。然而, 培养液中的溶氧浓度常常对植物细胞体内次级代谢途径产生很大影响, Schlatman 在相同通气量和搅拌速度下, 通过改变通气气体组成比较长春花高密度培养时 15% 和 85% 氧饱和度下生物碱合成和相关酶的活性变化, 发现两种情况下生物量无明显变化, 而高溶氧时蛇碱产量提高 5 倍, 而色胺的积累则相反。并认为萜类代谢为低溶氧所阻断, 这种阻断是因为缺少作为底物的氧而不是酶活性变化引起的。一般认为对于植物细胞目的代谢产物的积累存在一个最佳的溶氧浓度, 高于或低于这个值都不利于目的产物的积累。但影响植物细胞培养的气体不仅仅是氧气, CO₂、乙烯等气体都对植物细胞的生长尤其是次级代谢有重要影响, 乙烯有许多生理功能包括抑制生长、促进次级代谢物产生等, 此外, 乙烯作为一种生长压力还往往导致次级代谢物向外分泌。而 CO₂ 则能阻遏或延迟乙烯的作用。Pedersen 等发现 2%CO₂ 和 21 μ L/L 乙烯可使小檗碱产量提高 2 倍, 而在通气中使这两种气体达到上述浓度则可使产量增至 3 倍。Mirjalili 等发现通气组成为 10% O₂、0.5% CO₂ 和 5 μ L/L 乙烯时, 红豆杉产紫杉醇浓度最高。植物细胞从摇瓶扩大至反应器培养时, 次级代谢物产量往往会下降, 其中一个原因可能就是在气动式反应器中乙烯和 CO₂ 等对次级代谢物产生有重要作用的挥发性气体被驱除出发酵液, 因此在反应器设计和操作参数确定时应在不引起溶氧限制和减少稀少气体的剥夺之间取得平衡。

(3) 泡沫的影响 植物细胞培养时一般向胞外分泌多糖等物质, 而这些分泌物中蛋白含量常高达 36%。这使得植物反应器中泡沫产生现象特别严重, 由于植物细胞的表面特性, 许多细胞趋向于在气-液界面聚集, 并被泡沫夹带使其脱离发酵液主体, 被夹带的细胞大量黏附在壁上形成一层厚厚的壳, 阻碍了培养液的正常循环流动, 并造成发酵液中细胞浓度急剧下降, 不利于细胞的正常生长。Raviwan 等用颠茄细胞培养时发现泡沫形成 30min 后 55% 的细胞存在于泡沫中, 90min 后这个数值增至 75%。因此在反应器设计时应考虑增加消泡装置, 或将被夹带的细胞重新送回发酵液主体的装置。

(4) 光照的影响 光照对植物细胞代谢有重要影响, 在不同植物组织或细胞中, 许多次级代谢物(包括黄酮类、蒽醌类、多酚类、萜类和挥发油等)的合成受光照的调节, 部分研究显示对于胡萝卜素、黄酮、花青素、多酚类、质体醌等的合成光照有促进作用, 而烟碱和紫草宁的合成却受到光照的抑制。这就要求在大规模培养植物细胞时能够有效地控制光照的参与, 但实际上在大规模反应器上提供光照是相当困难的, 到目前为止尚无较好的办法。植物细胞培养液透光性不好, 发光设备置于罐体外, 光线很难照射到培养液内, 就算是置于罐体内也无法使光照强度均匀, 而在罐体内安装光照设备又增加了灭菌难度和染菌机会, 由此使得反应器的放大变得十分困难。致使能工业化生产的仍局限于少数几种不需要光照的细胞系。

(5) 结团的影响 仅有少数几种植物细胞悬浮系是以单细胞形式存在, 绝大多数在悬浮培养时结成小团, 直径小至 100 μ m, 大至几毫米。过大的细胞团不但使发酵液混合困难, 细胞团沉至罐底, 而且影响传质, 使中心营养和氧水平不足, 影响产物的合成能力。但一般认为植物细胞培养没有形成组织分化是其某些次级代谢产物合成能力下降或消失的原因, 一定的结团使颗粒中心至表面形成一个传质梯度, 起到了一个类似细胞分化的作

用，往往一定程度上有利于目的产物的形成。细胞团的大小取决于培养系统的剪切力及其他环境因素，因此通过改变这些操作条件使细胞团保持合适的大小也是反应器设计时要考虑的一个问题。

二、植物细胞培养反应器

自 1959 年第一次报道应用反应器悬浮培养植物细胞以来，至今已可在 75000L 的发酵罐中培养植物细胞，植物细胞专门的反应器系统也建立起来。日本于 1983 年首次成功用紫草细胞培养工业化生产紫草宁，此外利用黄连细胞生产小檗碱，从毛地黄细胞培养中通过生物转化生产地高辛，从人参细胞培养生产皂苷等也实现了工业化。目前植物细胞培养主要采用悬浮培养和固定化细胞系统。

1. 悬浮培养生物反应器

悬浮培养所用生物反应器主要有机械搅拌式、气动式（包括鼓泡式和气升式）以及两种形式的组合型，各种反应器之间的比较如表 1-4-2 所示。

表 1-4-2 各种反应器的比较

反应器性能	搅拌式	鼓泡式	气升式
氧的传递	+++	++	+
低剪切	+	++	+++
混合效果		+	++
放大	难	容易	容易
限制	细胞死亡，移动 部件易染菌	死角，由于混合 不力使细胞沉淀	高细胞浓度 培养时有死角

注：+++好；++中；+差。

(1) 机械搅拌式反应器 20 世纪 70 年代是植物细胞大规模培养的初期，这一时期的研究工作主要是借用了微生物培养使用的机械搅拌式反应器。它用于植物细胞培养的一个重要优点是可以直接借用微生物培养的经验进行研究和控制。日本在这一工作上开展较早。1972 年，Kato 就利用 30L 的反应器半连续培养烟草细胞以获取尼古丁。随后，他们又成功地在 1500L 反应器上对烟草细胞进行连续培养。实验最后放大到在 20000L 的反应器上进行分批和连续培养，连续培养时间持续了 66d。紫草细胞培养生产紫草宁的实验也使用了搅拌式反应器，Fujita 等用 200L 的反应器先进行细胞增殖，然后转接到 750L 的反应器上进行紫草宁的合成。

机械搅拌式反应器采用机械搅拌器使溶质均匀混合（图 1-4-2），其主要优点是能获得较高的 $k_L a$ ($>100h^{-1}$)，而植物细胞培养所需的 $k_L a$ 一般为 $5\sim 20h^{-1}$ 。由此，一般认为机械搅拌式反应器应用于植物细胞培养存在的主要问题是植物细胞的细胞壁对剪切的耐受力差。但是也有许多学者的研究成果证明经过适当改进搅拌式反应器（尤其是在搅拌器方面）能够适应植物细胞培养的要求。Tanaka 等进行了几种搅拌器的实验，结果显示桨形板搅拌器既能满足植物细胞的溶氧需求，其搅拌剪切强度又不致对植物细胞造成伤害；Kreis 等比较了使用不同搅拌器的搅拌式反应器和气升式反应器对金花小檗细胞合成原小檗碱的影响，结果显示平叶形搅拌器加挡板与气升式反应器相当，是比较适宜于植物细胞

培养的, 其他一些类型的搅拌器如大平叶型、螺旋型等也有成功使用的报道。另外通过对细胞在搅拌式反应器上的长期驯化, 细胞对剪切力的耐受程度也大大提高。从以往的研究来看, 单就剪切力对细胞造成伤害, 抑制植物细胞生长和次级代谢物合成而言, 对搅拌器加以改进, 可以减小搅拌过程中的剪切力, 从而使搅拌式反应器能更广泛地应用于植物细胞培养上。

图 1-4-3 所示为一种典型的较大规模植物细胞培养反应器装置 (机械搅拌式)。反应器容积为 20m^3 , 其搅拌叶直径是罐体直径的 $1/2$, 在低通气条件下, 通入以 PVA 为过滤除菌介质的无菌空气。

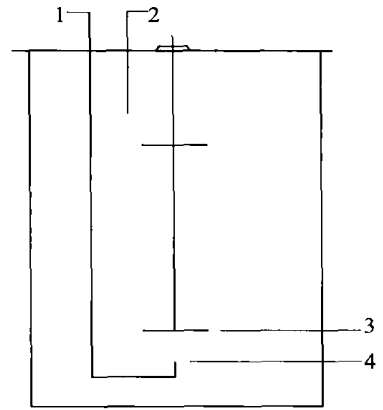


图 1-4-2 机械搅拌式反应器示意图
1—空气入口 2—空气出口
3—搅拌器 4—空气喷嘴

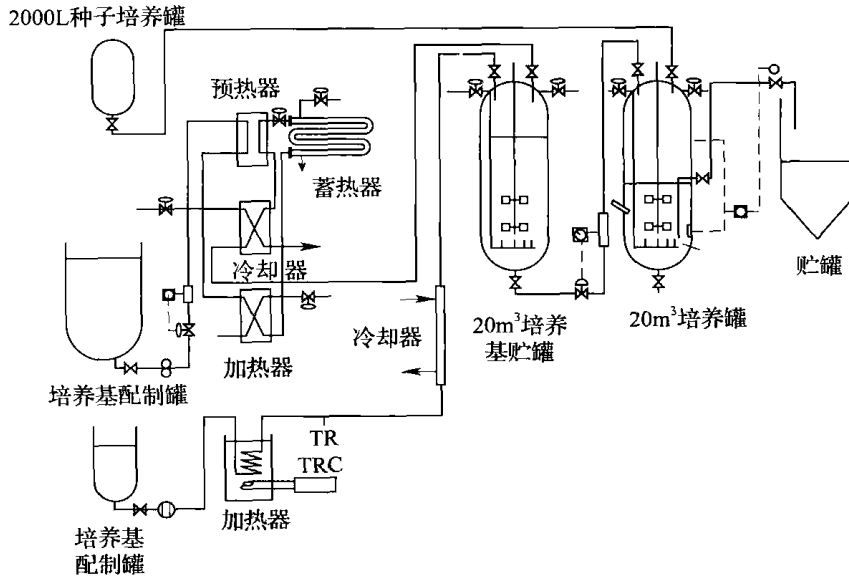


图 1-4-3 20m^3 植物细胞培养装置流程图

在实际应用过程中, 机械搅拌式反应器的缺点也是十分明显的。由于大多数植物细胞并不需要太高的溶氧系数, 而在较低的 $k_L a$ 值时机械搅拌式反应器单位体积消耗的功率比非机械搅拌反应器高。此外, 穿过反应器的搅拌轴也给无菌密封带来了困难。特别需要指出的是, 不同细胞株对剪切力的敏感程度是不同的, 而且即使用同一细胞株, 随着细胞年龄的增加, 其对剪切力的敏感程度也提高, 而多数的植物次级代谢产物往往在细胞生长的后期产生, 因此尽管机械搅拌式反应器已成功地用于植物细胞培养, 但如何更好地应用于次级代谢产物的生产还需要更深入的研究。

(2) 非机械搅拌式反应器 该反应器又可称为气体搅拌式反应器, 是一种利用通入的空气作通气和搅拌的生物反应器, 主要有鼓泡式反应器和气升式反应器, 而气升式反应器又可分为外循环和内循环两种形式 (图 1-4-4)。

对于需氧培养的反应器设计，一个主要因素是氧传递。对于低或中等需氧系统，气体搅拌通常比机械搅拌更为有效，因为气体搅拌式反应器通常比机械搅拌式反应器设计得更高，流体的静压增加了对塔底部气泡的压力，压力导致氧溶解度增加，从而提高了氧传递的推动力。在气体搅拌式反应器中，流体动力学特性对 $k_L a$ 影响较小，氧传递系数 $k_L a$ 的变化主要取决于单位体积的气液表面积，而该值又取决于气泡的大小和总气体持有量（即气体占有体积与反应器总体积的分率），气泡的大小取决于多种因素，包括气体分布器设计、流型以及培养基的聚结抑制特性。气体停留量通常与界面气体速率有关，增加气体流速便增加了气体停留量和 $k_L a$ 。但气体流速的增加受到泡沫等问题的限制。必要时可通过修改反应器内部结构以促进氧传递。

很多研究都表明气体搅拌式反应器（尤其是气升式反应器）十分适于植物细胞生长与次级代谢产物的生成，并在反应器设计上引入了很多新的思路。我国“八·五”期间，刘大陆、查丽杭等发明了“气升内错流”式植物细胞培养反应器，该反应器能够适应植物细胞培养周期长，培养液随培养进程而蒸发减少的生物反应过程；可抑制气泡的聚合，减弱气泡在液面破裂时产生的冲击力对细胞的损伤；可提高降液区气含率，消除降液区缺氧现象，并强化混合与氧传递，大大降低反应器高度。使用这种反应器培养新疆紫草细胞，培养结束时细胞量达到 12g （干重）/L，紫草宁含量达到了细胞干重的 10% ，是天然植株含量的 $2\sim 8$ 倍。

气体搅拌式反应器因没有搅拌轴而更易保持无菌，但往往因搅拌强度较低而使培养物混合不均，因此必须依靠大量通气输入动量和能量，以保证反应器内培养液的良好传质、传热，并保证不出现死角，但过量的通气同时也易于驱除培养液中的二氧化碳和乙烯，对细胞生长反而有阻碍作用，因而有时也需要降低气体成分的传质系数，同时由于植物细胞的摄氧速率较低，过高的溶氧对植物细胞合成次级代谢产物不利。这是气体搅拌式反应器在实际生产应用中应特别注意的。另外，气动式反应器中鼓泡反应器与气升反应器的传氧效率和混合性能很不相同，Bello 等的研究表明鼓泡柱式反应器的氧传递能力一般较大，而气升式反应器因流体不断循环而混合效果更佳。Fowler 等则报道，气升环流式反应器因混合效果较好，可使长春花细胞浓度高达 30g/L 。

一般认为，气体搅拌式反应器因结构简单、传氧效率高以及切变力低而更适用于植物细胞培养，但同时也必须结合植物细胞的生理代谢特性对其加以改进才能更好地适应植物细胞培养的要求。同时，由于经过长期的工业应用，机械搅拌式反应器已成为微生物培养，乃至动物、植物细胞培养的首选反应器，气体搅拌式反应器要代替前者还需要相当的时间。

2. 固定化细胞生物反应器

植物细胞培养的最大问题是培养中的细胞遗传和生理的高度不稳定性，细胞间的不一致性，在培养过程中高产细胞系往往出现低产率和产生其他代谢物的情况。固定化细胞培养可以在一定程度上克服这种倾向。固定化细胞系统也比悬浮培养更适用于植物细胞闭的

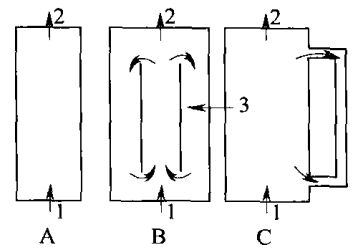


图 1-4-4 气升式反应器

A—鼓泡式反应器

B—内循环气升式反应器

C—外循环气升式反应器

1—空气入口 2 空气出口

3—导流筒

培养。另外, 固定化细胞包埋于支持物内, 可以消除或极大地减弱流质流动引起的切变力。细胞在一个限定范围内生长也可以导致一定程度的分化发育, 从而促进次级代谢产物的产生。此外, 还便于连续操作。固定化细胞反应器已用于辣椒、胡萝卜、长春花、毛地黄等植物细胞的培养。固定化细胞反应器有填充床反应器、流化床反应器和膜反应器等类型。

(1) 填充床反应器 在此反应器中, 细胞固定于支持物表面或内部, 支持物颗粒堆叠成床, 培养基在床层间流动 (图 1-4-5)。填充床中单位体积细胞较多, 由于混合效果不好常使床内氧的传递、气体的排出、温度和 pH 的控制较困难。如支持物颗粒破碎还易使填充床阻塞。Jones 等在填充床反应器中进行了固定化胡萝卜细胞的半连续培养, 结果发现其呼吸速率和生物转化能力与游离细胞相似。Kargi 则报道填充床反应器中固定化长春花细胞的生物碱产量高于悬浮培养物, 并认为填充床改善了细胞间的接触和相互作用。

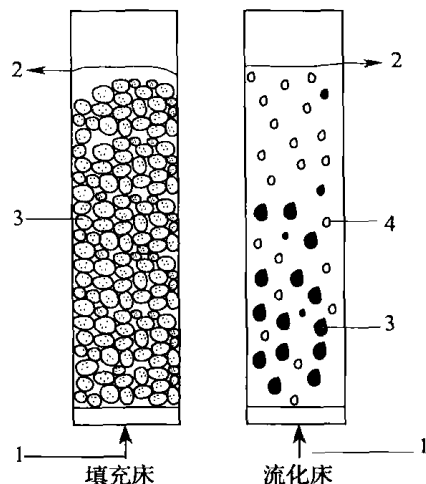


图 1-4-5 填充床和流化床反应器示意图
1—培养基或空气入口 2—培养基或空气出口
3—固定化细胞 4—气泡

(2) 流化床反应器 典型的流化床反应器是利用流体 (液体或气体) 的能量使支持物颗粒处于悬浮状态 (图 1-4-5)。混合效果较好, 但流体的切变力和固定化颗粒的碰撞常使支持物颗粒破损, 另外, 流质动力学复杂使其放大困难。Hamilton 等研究了流化床反应器中固定化胡萝卜细胞的转化酶活性, 结果此酶的活性很高, 但从蔗糖到葡萄糖的转化率比游离细胞培养低, 可能是海藻酸盐凝胶的扩散限制作用所致。

(3) 膜反应器 膜固定化是采用具有一定孔径和选择透性的膜固定植物细胞, 营养物质可以通过膜渗透到细胞中, 细胞产生的次级代谢产物通过膜释放到培养液中。膜反应器主要有中空纤维反应器和螺旋卷绕反应器 (图 1-4-6)。中空纤维反应器中, 细胞保留在装有中空纤维的管中。Shuler 首次报道了利用中空纤维固定烟草细胞生产酚类物质, 结果表明, 酚类物质的生产率显著高于成批或连续培养系统, 并维持此水平达 312h。Jones 等利用中空纤维反应器进行胡萝卜和矮牵牛细胞的固定化培养, 4d 后酚类物质的含量从开始的 0.31mg/L 增至 0.90mg/L, 并维持此水平达 20d。螺旋卷绕反应器是将固定有细胞的膜卷绕成圆柱状, 与海藻酸盐凝胶固定化相比, 膜反应器的操作压下降较低, 流质动力学易于控制, 易于放大, 而且能提供更均匀的环境条件, 同时还可以进行产物分离以解除产物的反馈抑制, 但构建膜反应器的成本较高。

3. 生物反应器的放大

放大的目标是在大规模培养中能获得小规模条件下的研究结果。但放大过程中, 常常由于物理或化学条件的改变而引起植物细胞的生理代谢。而且整个培养体系是非均相的, 因此在放大过程中各个操作变量保持不变几乎是不可能的。因为通气和搅拌不仅随操作规模不同, 而且在反应器内的不同部位也不均一, 但可溶性成分的控制则相对容易些。

Seragg 等研究了反应器放大对长春花细胞悬浮培养蛇根碱合成的影响,发现在 7L, 30L, 80L 三种不同体积的气升式反应器中,蛇根碱的合成比摇瓶中低,由于反应器中培养基组成、起始 pH 和温度等条件与摇瓶中相同,因此认为蛇根碱合成的降低可能与反应器中切变力增大、通气的改变或代谢胁迫有关。Schiel 等用带平叶轮的机械搅拌罐培养长春花细胞从 25L, 70L, 300L, 500L, 750L 直至放大到 5000L,结果发现细胞生长并未降低,但产生的生物碱极少,当降低搅拌速度或使用不同搅拌器以减小切变力时,细胞的生产率仍明显低于气升式反应器,表明搅拌强度大不利于生物碱合成。

一般认为,植物细胞培养反应器的放大过程可以相同体积氧传递系数 $k_1 a$ 为依据,同时考虑合理的搅拌强度。整个反应器放大过程需要在充分了解大型反应器内流体流动、传热、传质规律上进行。

三、植物组织培养及反应器

大量研究表明,植物次级代谢产物的几类常与植物细胞的分化程度有关。因此利用高度分化的植物器官、组织培养以提高目的产物含量的研究也日益引起人们的重视。根、枝叶、胚、发状根以及冠瘿组织等的培养研究都有一定发展。在组织培养研究当中,大规模培养系统发展较为迅速的领域主要有以下几种。

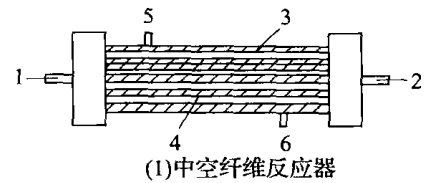
1. 发状根大规模培养

由发根农杆菌 *Agrobacterium rhizogenes* 感染双子叶植物形成的发状根,在最近十年已发展成为继细胞培养后又一新的培养系统。由于发状根生长迅速,遗传性稳定和生化特性不易改变以及易于进行遗传操作的特点,越来越受到人们的重视。这一培养系统对传统药材来说更为重要,因为约 1/3 的传统药材来源于植物的根部。目前已在人参、丹参、甘草、黄芪等四十多种植物材料中建立了发状根培养系统。

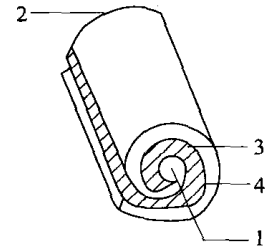
发状根大规模培养技术的主要问题之一是物质转移。这是因为培养对象是相互连结的非均匀物质,因此流体力学性质明显不同于悬浮培养细胞。目前尝试应用的大规模培养反应器已有多种类型,其中以气升式效果为佳。Furuya 等利用 20m³ 气升式反应器培养的人参发状根已开发成商品投入市场。另外也有一些植物发状根培养的中试规模达到 500L。也有报道,通过设置适当装置阻隔发状根与搅拌桨叶,从而可以利用机械搅拌式反应器来进行发状根的大规模培养。

2. 小植物的大规模快速繁殖

通过传统的快速繁殖技术已经获得了许多种植物的再生株,包括水稻、玉米、香蕉等。但传统方法需要成百上千个培养容器来生产大批植株,整个过程的劳动强度大、费用昂贵,通过大规模悬浮培养技术进行植物的快速繁殖有可能提供一个更有效的工业化途



(1)中空纤维反应器



(2)螺旋卷绕反应器

图 1-4-6 膜反应器示意图

1—营养物入口 2—营养物出口 3—细胞
4—中空纤维或膜 5—细胞接种口 6—取样口

径, 它也是继试管繁殖后又一十分有用的培养技术。

可以从两条不同途径考虑采用组织培养反应器来进行植物的快速繁殖: ① 形成不定芽的途径, 即从植株茎尖诱导不定芽后在反应器中大规模培养不定芽或不定根; ② 形成胚状体的途径, 即从植株外植体诱导胚性愈伤组织进而得到体胚, 然后在反应器中大规模培养体胚, 最终制成人工种子。

自 Takayama 和 Akita 在 1981 年报道矮牵牛反应器繁殖后该技术已取得了巨大的进展, 目前已进行草莓、矮牵牛、百合、兰花、唐菖蒲等的茎、芽、微小块茎、球茎、体细胞胚、小植物和合成种子的大规模培养实验。培养规模已达到 1000L, 培养时间随培养物的不同而不同。使用的培养反应器种类亦有两大类, 即机械搅拌式反应器如旋转鼓式、旋转过滤器式、空气吹动式; 非机械搅拌式反应器如气升式、气泡柱式氧透膜通气式、交叉通气式等。Akita 等报道了甜菊茎的 500L 大规模培养结果, 在 25℃、2000Lx 光照、15L/min 通气量的培养条件下, 每批培养小植物数可达 20 万株。Fulzele 等进行了从反应器中培养青蒿小植物生产萜类化合物的尝试, 为传统药材的大规模快速繁殖提供了先例。

一般认为, 由于植物组织器官的生长方式较独特, 目前尚未有普遍的准则来完成适合组织器官生长的特殊反应器的设计, 目前多数研究仍尝试在常规植物细胞培养反应器中实现大规模组织培养。

第二节 动物细胞培养反应器

由于细菌等原核细胞表达系统在转录及修饰方面的缺陷, 许多有重要价值的蛋白质, 特别是基因工程药物、疫苗、抗体等糖基化的需要, 使哺乳类动物细胞表达系统成为更合适的工具, 因此, 哺乳类动物细胞表达系统引起了大家重视。以哺乳动物细胞大规模培养技术为基础的生物制药产业在美国等西方国家得到了迅速发展。1962 年 Capstle 等成功地大规模悬浮培养 BHK21 细胞, 以及 1967 年 Van Wezel 成功应用微载体培养贴壁动物细胞, 标志着反应器培养动物细胞技术的起步。20 世纪 70 年代起, 2000~5000L 的反应器悬浮培养 BHK21 细胞开始应用于口蹄疫疫苗的生产中。进入 80 和 90 年代, 在细胞融合技术和基因工程技术等生物技术发展的基础上, 抗体药物迅速发展, 极大地推进反应器细胞培养技术在生物制药中应用。2008 年, 抗体类药物的年销售额将达到 200 亿美元, 占生物技术药物市场的 1/3, 上万升的动物细胞反应器培养规模和先进的流加培养工艺技术的应用都首先是在抗体生产中获得突破。目前, 2000~10000L 生物反应器在生物制药中的应用已非常普遍, 单抗生产的反应器规模已经达到 20000~25000L。2006 年, 全球生产型动物细胞培养反应器的总规模将近 200 万 L, 动物细胞培养反应器体积还在不断增加。有关资料预计, 全球生物制药行业的生物反应器使用率将从 2005 年的 60% 增长到 2011 年的 85%。从当前动物细胞大规模培养的发展趋势来看, 反应器悬浮培养动物细胞技术、无血清培养技术等是当前世界范围内各大生物公司产业化生产疫苗等生物制品的首要选择和发展方向。反应器悬浮培养细胞、无血清培养在大规模疫苗生产中能提高单位制品产量、细胞高密度培养及表达、简化生产工艺、降低生产成本、保证大规模生产的制品质量等方面都起到非常重要的作用, 是目前世界各大生物公司竞相开发的前沿课题。

FDA 和 SFDA 都鼓励和要求各生物公司建立起规模化、自动化的疫苗生产技术平台，从而提高和保证疫苗质量。

与微生物、植物细胞不同，动物细胞没有细胞壁，在人工培养环境中易受损伤，这在客观上增加了动物细胞生物反应器设计的难度。细胞是否附着于固体或半固体表面生长（贴壁培养）、培养基中血清的使用、抑制因子的积聚度、渗透压等问题一直是动物细胞大规模培养的关键技术。此外，动物细胞对 pH、溶氧、温度、剪切应力、抗污染等环境因子的高敏感性，实现动物细胞生化反应器的大型化、自动化和精巧化也成为大家关注的问题。

一、动物细胞培养方法

体外培养的动物细胞有两种类型。一种是非贴壁依赖性细胞，来源于血液、淋巴组织的细胞，许多肿瘤细胞（包括杂交瘤细胞）和某些转化细胞属于这一类型，可采用类似微生物培养的方法进行悬浮培养。另一种是贴壁依赖性细胞，大多数动物细胞，包括非淋巴组织的细胞和许多异倍体细胞属于这一类型，它们需要附着于带适量正电荷的固体或半固体表面上生长。

1. 贴壁培养

贴壁培养（anchorage-dependent culture）是一种让细胞贴附在某种基质（或载体）上进行增殖的培养方式，主要适用于贴壁细胞，也适用于兼性贴壁细胞。如成纤维细胞和上皮细胞等贴壁依赖性细胞在培养中要贴附于壁上，原来是圆形的细胞一经贴壁就迅速铺展，然后开始有丝分裂，并很快进入对数生长期。一般在数天后铺满生长表面，形成致密的细胞单层。大多数动物细胞属于贴壁依赖性细胞，实际生产中具有贴壁生长特性的细胞如 HeLa、Vero、BHK、CHO 等都是常用的细胞系。贴壁培养的主要优点是细胞可贴附于发酵介质内外表面，有效地表达产品，同时容易进行培养液的更换，培养过程中不断添加新鲜培养液，去除代谢产物，从而使单位体积内细胞密度较高，与悬浮培养相比可维持的培养周期相对较长。贴壁培养的不足之处就是不能有效监测细胞生长，操作比较繁琐，需要合适的贴附材料以及足够的贴附面积，传质和传氧差，培养条件不均一等，这些因素使其放大培养受到限制，因而在实际生产中培养规模较小。

由于贴壁细胞的生长要求，提高细胞密度的有效方法就是使反应体系中比表面积最大化。传统的贴壁细胞培养方法包括转瓶（roller bottle）、多层平板培养，如 Nune、Cell-Cube、Costar 公司的细胞工厂（cell factory）。转瓶和多层平板培养大多应用于产品研发的早、中期，如红细胞生成素、基因治疗产品和疫苗生产等。用滚瓶系统，其结构简单、投资少、技术成熟、重演性好，放大只是简单地增加滚瓶数。但是滚瓶系统劳动强度大，单位体积提供细胞生长的表面积小，占用空间大，按体积计算细胞产率低，监测和控制环境条件受到限制。

目前报道的贴壁细胞生产工艺的最佳形式是搅拌式微载体悬浮发酵系统，可提供最有效的优化工艺和最适宜的流加工工艺设计。微载体是指直径在 60~250 μm ，能适用于贴壁细胞生长的微珠，一般是由天然葡聚糖或者各种合成的聚合物组成。自 Van Wezel 用 DE-AE-Sephadex A 50 研制的第一种微载体问世以来，国际市场上出售的微载体商品的类型已经达十几种以上，包括液体微载体、大孔明胶微载体、聚苯乙烯微载体、PHEMA 微

载体、甲壳质微载体、聚氨酯泡沫微载体、藻酸盐凝胶微载体以及磁性微载体等。常用商品化微载体有三种: Cytodex1、2、3, Cytopore 和 Cytoline。

采用微载体系统培养动物细胞, 细胞贴附于微载体上, 悬浮于培养基中, 逐渐生长成单层。这种模式把单层培养和悬浮培养融汇在一起, 具有两种培养方法的优点: ① 表面积/体积比大。若 1mL 培养基中加入 1mg Cytodex1, 表面积达 5cm², 足够 (750~1000) × 10⁶ 个细胞生长所需的表面积。由于微载体的比表面积大, 单位体积培养基细胞产率高。② 微载体悬浮于培养基中, 细胞生长环境均一, 简化了这些环境因素的监测和控制。用简单显微镜能观察细胞生长情况。③ 培养基利用率高。④ 采样重演性好。⑤ 收获过程不复杂。⑥ 放大较容易。⑦ 劳动强度小, 占用空间小。由于微载体培养系统有许多优点, 现已被广泛用于动物细胞的大量培养以生产各种生物制品。

对微载体培养有重要影响的因素包括: 微载体的基本特性、微载体密度、细胞接种浓度和搅拌转速等。一般应使微载体直径尽可能小, 最好控制在 100~200μm 之间; 有研究表明控制细胞贴壁的基本因素是微载体表面电荷密度而不是电荷性质, 若电荷密度太低, 细胞贴附不充分, 但电荷密度过大, 反而会产生“毒性”效应; 微载体的密度一般为 1.03~1.05g/cm³, 随着细胞的贴附及生长, 密度可逐渐增大。

目前微载体培养广泛用于培养各种类型细胞, 生产疫苗、蛋白质产品, 如 293 细胞、成肌细胞、Vero 细胞、CHO 细胞。

2. 悬浮培养

所谓悬浮培养, 是指细胞在培养器中自由悬浮生长的过程。主要用于非贴壁依赖性细胞培养, 如杂交瘤细胞等。动物细胞的悬浮培养是在微生物发酵的基础上发展起来的。由于动物细胞的特点 (如没有细胞壁保护, 不能耐受剧烈的搅拌和通气), 因此在许多方面又与经典的发酵不同, 对于小规模培养多采用转瓶或滚瓶培养, 大规模培养多采用发酵罐式的细胞培养反应器。悬浮培养设备结构简单, 可以借鉴微生物发酵的部分经验, 放大效应小。但是悬浮培养的细胞密度较低, 转化细胞悬浮培养有潜在致癌危险, 培养病毒易失去病毒标记而降低免疫能力。此外贴壁依赖性动物细胞不能悬浮培养。

3. 固定化培养

悬浮培养适用于非贴壁依赖性细胞, 贴壁培养适用于贴壁依赖性细胞。除此之外, 还有一种包埋培养, 对两类细胞都适用, 细胞生长的密度高, 抗剪切力和抗污染能力强。对非贴壁依赖性细胞常用海藻酸钙包埋, 对贴壁依赖性细胞常用胶原包埋。

制备固定化细胞有不同的方法, 各种方法的特点列于表 1-4-3。

表 1-4-3 动物细胞固定化各种方法的特点

特点	吸附	共价贴附	离子/共价交换	包埋	微囊
负载能力	低	低	高	高	高
机械保护	无	无	有	有	有
细胞活性	高	低	高	低	高
制备	简单	复杂	简单	简单	复杂
扩散限制	无	无	有	有	有
细胞泄漏	有	无	无	无	无

二、细胞培养的操作方式

无论是贴壁细胞还是悬浮细胞，就操作方式而言，深层培养可分为分批式、流加式、半连续式、连续式和灌注式 5 种方式。不同的操作方式，具有不同的特征。

1. 分批式操作

分批式培养是指将细胞和培养液一次性装入反应器内，进行培养，细胞不断生长，产物也不断形成，经过一段时间反应后，将整个反应系取出。对于分批式操作，细胞所处的环境时刻都在发生变化，不能使细胞自始至终处于最优条件下，在这个意义上它并不是一种好的操作方式。但由于其操作简便，容易掌握，因而又是最常用的操作方式。分批式培养过程中，细胞的生长可分为延迟期、对数生长期、减速期、平稳期和衰退期 5 个阶段。

2. 流加式操作

流加式操作是指先将一定量的培养液装入反应器，在适宜条件下接种细胞，进行培养，细胞不断生长，产物也不断形成，随着细胞对营养物质的不断消耗，新的营养成分不断补充至反应器内，使细胞进一步生长代谢，到反应终止时取出整个反应系。流加操作的特点就是能够调节培养环境中营养物质的浓度。一方面，它可以避免某种营养成分的初始浓度过高而出现底物抑制现象；另一方面，能防止某些限制性营养成分在培养过程中被耗尽而影响细胞的生长和产物的形成，这是流加式操作与分批式操作的明显不同。此外，由于新鲜培养液的加入，整个过程中反应体积是变化的，这也是它的一个重要特征。

根据不同情况，存在不同的流加方式。从控制角度可分为无反馈控制流加和有反馈控制流加两种。无反馈控制流加包括定流量流加和间断流加等。有反馈控制流加，一般是连续或间断地测定系统中限制性营养物质的浓度，并以此为控制指标，来调节流加速度或流加液中营养物质的浓度等。

3. 半连续式操作

半连续培养又称为反复分批式培养或换液培养，是指在分批式操作的基础上，不全部取出反应系，剩余部分重新补充新的营养成分，再按分批式操作的方式进行培养，这是反应器内培养液的总体积保持不变的操作方式。

图 1-4-7 为典型的半连续培养悬浮细胞（换液时细胞一起换出）时的生长曲线。这种操作方式可以反复收获培养液，对于培养基因工程动物细胞分泌有用产物或病毒培养过程比较实用，尤其是微载体培养系统更是如此。例如，采用微载体系统培养基因工程 rCHO 细胞，待细胞长满微载体后，可反复收获细胞分泌的乙肝表面抗原（HBsAg）制备乙肝疫苗。

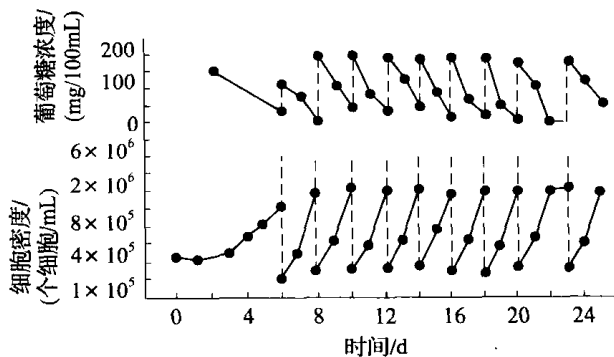


图 1-4-7 半连续式培养 HeLa 细胞生长曲线

4. 连续式操作

连续式操作，是指将细胞种子和培养液一起加入反应器内进行培养，一方面新鲜培养液不断加入反应器内，另一方面又将反应液连续不断地取出，使反应条件处于一种恒定状态。与分批式操作和半连续式操作不同，连续培养可以控制细胞所处的环境条件长时间的稳定，因此，可以使细胞维持在优化状态下，促进细胞生长和产物形成。此外，对于细胞的生理或代谢规律的研究，连续培养是一种重要的手段。

连续培养过程可以连续不断地收获产物，并能提高细胞密度，在生产中被应用于培养非贴壁依赖性细胞。如英国 Celltech 公司采用连续培养杂交瘤细胞的方法，连续不断地生产单克隆抗体。

5. 灌注式操作

灌注式操作是指细胞接种后进行培养，一方面新鲜培养基不断加入反应器，一方面又将反应液连续不断地取出，但细胞留在反应器内，使细胞处于一种不断的营养状态。

当高密度培养动物细胞时，必须确保补充给细胞以足够的营养以及去除有毒的代谢废物。在分批培养中，可以采用取出部分用过的培养基和加入新鲜培养基的办法来实现，这种分批部分换液办法的缺点在于当细胞密度达到一定量时，废代谢物的浓度可能在换液前就达到了产生抑制作用的程度。降低废代谢物有效的办法就是用新鲜培养基进行灌注。通过调节灌注速度，可以把培养过程保持在稳定的、废代谢物低于抑制水平的状态下。一般在分批培养中细胞密度为 $(2\sim4) \times 10^6/\text{mL}$ ，在灌注系统中可达到 $(2\sim5) \times 10^7/\text{mL}$ 。灌注技术已经应用于许多不同的培养系统中，规模分别为几十升至几百升。

采用灌注技术其优越性不仅在于大大提高了细胞生长密度，而且有助于产物的表达和纯化。以基因工程 CHO 细胞生产人组织型血纤维溶酶原激活剂 (tpA) 为例。tpA 是培养过程中细胞分泌的产物，采用长时间的培养周期是经济和合理的工艺手段。在分批培养中，培养基中的 tpA 长时间处于培养温度 (37°C) 下，可能产生包括降解、聚合等多种形式的变化，影响得率和生物活性。当采用连续灌注工艺时，作为产物的 tpA 在罐内的停留时间大大缩短，一般可由分批培养时的数天缩短至数小时，并且可以在灌注系统中配有冷藏罐，把取出的上清液立即贮存在 4°C 左右的低温贮罐中，使 tpA 的生物活性得到保护，产物的数量和质量都超过分批培养工艺。

三、动物细胞大规模培养反应器

作为一个理想的动物细胞生物反应器，应该能够很好地满足动物细胞高密度增殖的需要，同时也要保证动物细胞高效分泌目标产品。动物细胞高密度增殖取决于诸多因素，包括适宜的 pH、温度、溶氧、营养物质消耗（包括葡萄糖、氨基酸、必需脂肪酸等的消耗情况）、代谢废物积累（包括乳酸、氨等的产生情况）、搅拌速率（或氧气、营养物质和代谢废物传递效率）、细胞生长空间以及抗凋亡因素等。因而，在生物反应器设计时，需要综合考虑这些参数，并兼顾到培养规模放大时简单易行。在整个培养过程中，依靠各种不同的传感器，生物反应器能够在线 (on line) 连续监测和调整与细胞生长、分化、增殖、凋亡有关的参数，使它们始终保持最佳组合。这样才能有效地进行物质传递，使培养细胞生长均匀、产品质量稳定。

动物细胞大规模培养反应器的常用类型包括机械搅拌式生物反应器、气升式生物反应

器、中空纤维生物反应器以及抛弃式的一次性生物反应器等。

有研究表明,在培养基中加入抗剪切保护剂如 Pluronic F-68 后,动物细胞并不是那么脆弱,在常用于微生物培养的机械搅拌式(stirred tank)反应器中也能很好地生长,通气装置与微生物培养相同,直接将气泡鼓入培养液中,只是搅拌桨换用了低剪切力的搅拌桨如斜叶桨等。因此反应器的结构设计已不再是动物细胞培养中关注的重点。

2000 年以后,在反应器方面的观念有一个较大的转变,那就是反应器的大型化和简单化,不再把单位体积反应器的上清产量作为重点(灌注培养的产量更大一些),也不再使用那些不能放大的反应器,提高产物的表达量通过营养的优化来实现。现在,全球 10000L 及以上体积的反应器达一百多台,新建的大型反应器大多为 12000L、15000L 和 20000L,最大的为 25000L(见表 1-4-4)。这些反应器几乎都是机械搅拌式反应器,主要为 Genetech、Amgen、Boehringer Ingelheim 和 Lonza 等公司所拥有。在 1998—2002 年左右,全球的反应器装机容量不足,而近来由于大量新建反应器和产物表达量的提高,反应器容量开始出现过剩。最近 5 年左右,亚洲国家也新建了 10000L 以上的反应器。

表 1-4-4 全球主要的大型动物细胞培养反应器分布

公司名称	体积/L	数量/台	工厂地址
制药公司			
Genetech	12000	8	South San Francisco, CA, USA
	15000	6	Oceanside, CA, USA
	12000	12	Vacaville, CA, USA
	25000	8	Vacaville, CA, USA
Amgen (Immunex)	8000	8	West Greenwich, RI, USA
	20000	9	West Greenwich, RI, USA
Amgen (Abgenix)	12000	2	Fremont, CA
Roche	10000	2	Penzberg, Germany
	12500	6	Penzberg, Germany
	12500	6	Basel, Switzerland
Biogen Idec	15000	6	Research Triangle Park, NC, USA
	15000	6	Hillerod, Denmark
Wyeth	12500	6	Grange Castle, Ireland
Protein Design Labs	10000	2	Brooklyn Park, MN, USA
Human Genome Sciences	20000	2	Rockville, MD
Genzyme	10000	2	Geel, Belgium
Abbott	12000	1	Barceloneta, Puerto Rico
Lilly (ImClone)	12500	3	Branchburg, NJ, USA
Sandoz	13000	1	Schaftenau, Austria
合同生产公司			
Boehringer Ingelheim	15000	12	Biberach, Germany

续表

公司名称	体积/L	数量/台	工厂地址
Lonza	20000	4	Portsmouth, NH, USA
	20000	4	Singapore
	10000	4	Porrino, Spain
Diosynth	18000	1	Oss, Netherlands
Celltrion	12500	4	Incheon, South Korea
Chugai Pharmaceutical	10000	8	Utsunomiya, Japan
合计：1893500L			

注：资料来源于各公司网站。

1. 机械搅拌式细胞培养反应器

搅拌式生物反应器的主要优点是，结构相对简单，既可用于悬浮培养，也适用于微载体培养，细胞培养工艺放大相对容易，产品质量稳定，非常适合于工厂化生产生物制品。目前，超过70%的动物细胞反应器是机械搅拌式生物反应器，而且细胞培养的最大规模已经放大到25000L。机械搅拌式生物反应器主要由罐体、电机和电子控制器等部分组成。实验室研究用的台式反应器（Bench bioreactor），罐体一般是玻璃的，疫苗或者抗体等工业化应用的罐体则是由不锈钢制造的。搅拌由顶端或底部的电机来驱动，能获得良好的混合和传质效果。罐体顶端或侧面的在线传感器，连接着控制器，可以连续测定罐体培养液的温度、pH、溶氧（dissolve oxygen, DO）等参数，并通过计算机程序实现在线检测和控制。对于几升的玻璃罐，可以用高压锅灭菌；对于几十升、上百升及上千升以上的不锈钢罐，一般采用在线清洗（clean in place, CIP）和原位灭菌（sterilization in place, SIP）装置实现反应器的清洗和灭菌。

各种搅拌细胞培养反应器的主要区别在于搅拌器的结构。根据动物细胞培养的特点，要求搅拌器转动时产生的剪切力小，混合性能好。围绕这个要求，已开发了不少型式的搅拌器。使用较多的反应器有两种：贝朗公司的BIOSTAT B反应器，使用双桨叶无气泡通气搅拌系统；NBS公司（New Brunswick Scientific Co）的CelliGen、CelliGenPlus™和Bioflo3000反应器，使用Cell-lift双筛网搅拌系统。两种系统都能实现培养细胞和收获产物的有效分离。

Cell-lift双筛网搅拌系统是在英国科学家Spier发明的笼式通气搅拌器基础上的改进，于1987年前后作为商品推向国际市场，该装置如图1-4-8所示。作为对最初设计的笼式通气搅拌装置的重大改进，在NBS装置中分别为笼式的通气腔和笼式的消泡腔。气液交换在由200目不锈钢丝网制成的通气腔内实现。在鼓泡通气过程中所采用的泡沫经管道进入液面上部的由200目不锈钢丝网制成的笼式消泡腔内，泡沫经丝网破碎分成气、液两部分，达到深层通气而不产生泡沫的目的。在细胞生长期，搅拌器转速一般保持在30~60r/min范围内。当3个导流筒随搅拌同步转动时，由于离心力的作用，搅拌器中心管内产生负压，迫使搅拌器外培养基流入中心管，沿管螺旋上升，再从三个导流筒口排出，绕搅拌器外缘螺旋下降，培养基和细胞反复循环，反应器内流体混合相当好。

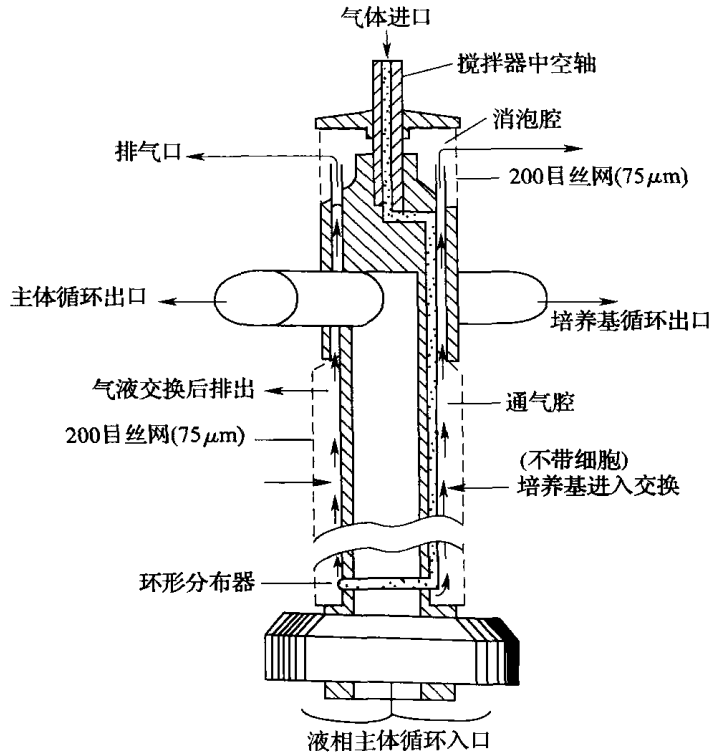


图 1-4-8 Cell-lift 双筛网搅拌系统

搅拌器运转时，经用热线风速仪测定 2.5L 和 5L 罐的时均速度和脉动速度分布，两种尺寸罐的两种速度分布线相似。从 5L 罐的时均速度和脉动速度分布可以看出，除在导流筒转动平面处时均速度和脉动速度分布有较小梯度外，远离此平面的区域速度分布线相当平坦，速度梯度很小。由此可以预断，对比其他构型生物反应器来说，CelliGen 反应器内剪切力是比较小的。陈因良等曾在 1.5L、2.5L CelliGen 反应器用微载体培养系统培养 Veto 细胞和乙脑病毒以及 CHO 细胞，都获得了满意的结果。实践说明，CelliGen 反应器能满足微载体系统培养动物细胞的要求。

自从 20 世纪 80 年代初起，华东理工大学、中科院等有关科研院所就开始动物细胞培养反应器研究及应用，但都停留在实验室研究阶段，一直都未能实现产业化生产。2008 年起，北京天和瑞生物科技有限公司连续推出 CLAVORUS™ 120L、CLAVORUS™ 650L、CLAVORUS™ 1200L 动物细胞培养反应器，如图 1-4-9 所示。CLAVORUS™ 系列反应器的搅拌系统采用先进的磁力搅拌器装置，代替传统的机械搅拌装置，由于去除了机械密封，使反应器系统完全与外界隔绝，具有更优良的系统密封性，保证了反应器长时间无菌运行安全性。同时由于去除机械密封，易清洁，更符合医药行业要求。深层通气系统采用微泡发生器提供溶氧，气泡更小、更均匀。该系列反应器已在疫苗行业得到了成功应用，从而打破了我国动物细胞反应器完全依赖进口的局面，用于动物细胞工业化大规模培养生产疫苗，真正实现了动物细胞生物反应器国产化。

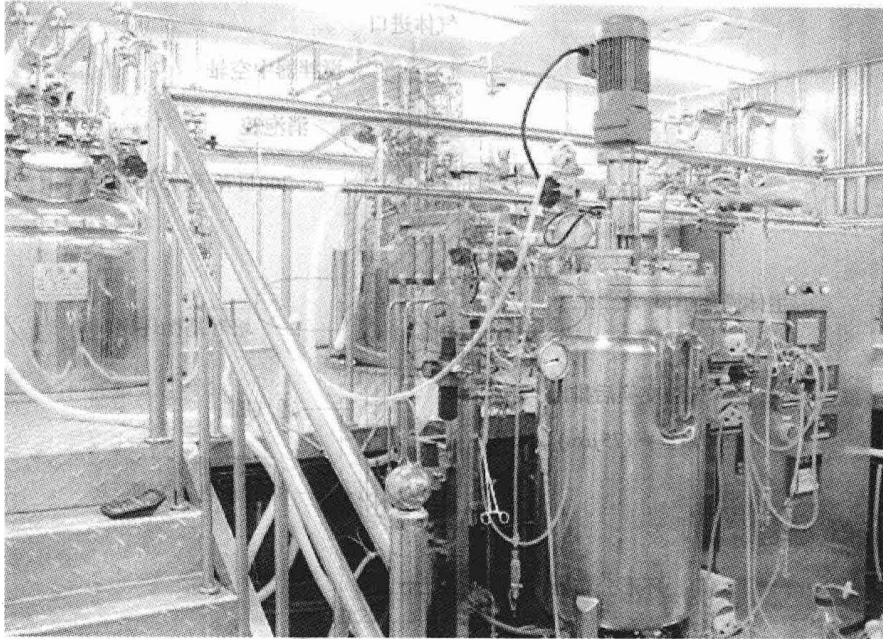


图 1-4-9 CLAVORUS™ 系列动物细胞培养反应器

2. 气升式细胞培养反应器

气升式细胞培养系统的基本原理如图 1-4-10 所示。

气体混合物从底部的喷射管进入反应器的中央导流管，使得中央导流管中的液体密度低于外部区域，从而形成循环。空气提升式生物反应器主要有两种构型。一种是内循环式，一种是外循环式。动物细胞培养一般采用内循环式，但是也有的采用外循环式。器内装有环形管作为气体喷射器，孔的设计要保证在控制的气速范围内产生的气泡直径为 1~20mm，空气流速一般控制在 0.01~0.06 VVm，反应器高径比一般为 3:1~12:1。

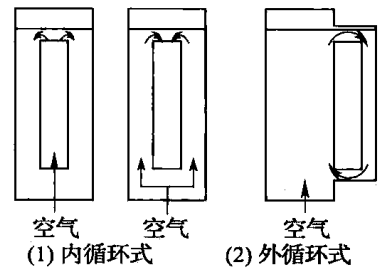


图 1-4-10 气升式反应器原理

气升式生物反应器与搅拌生物反应器相比，产生的湍动温和而均匀，剪切力相当小，器内没有机械运动部件，因而细胞损伤率比较低；直接喷射空气供氧，氧传递速率高；液体循环量大，使细胞和营养成分能均匀地分布于培养基中。

英国 Celltech 公司首先采用空气提升式生物反应器培养杂交瘤细胞生产单克隆抗体。1980 年为 10L 规模，1984 年放大到 100L 和 200L 规模，以后又放大到 1000L 和 2000L，到 1990 年放大到 10000L。逐级放大的主要问题是控制通气速率和混合性能，以达到细胞、氧和营养物质均匀分布。培养工艺是用阶式系统，先在 10L 反应器中培养细胞 2~3d，再逐渐转移到 100L 和 1000L。从 10L 到 1000L 培养，共需 17d 时间，生产单克隆抗体 100g。

在气升式反应器中，溶氧的控制可以通过自动调节进入空气的速率来实现。pH 可通

过在进气中加入二氧化碳或加入氢氧化钠来控制。在低血清培养和小通气量下，一般产生泡沫不多，如果必要可采用专门消泡剂控制。通过无菌取样，计数细胞可以对细胞生长进行监测，亦可通过测定氧消耗等方法对细胞生长进行间接测定。

抗体的合成大多数处于平稳期和衰退期，在持续 300h 培养中产生了 200g 抗体。根据细胞系的不同，生产周期在 140~400h，倍增时间和最大细胞密度分别为 11~36h 和 $(1.0\sim 4.6) \times 10^6/\text{mL}$ ，抗体浓度在 40~500mg/L。在简单培养系统中（如培养瓶和滚瓶中）抗体浓度在 10~100mg/L，在培养罐中浓度之所以得以提高是过程优化的结果，尤其是对培养基的设计和主要环境参数的控制。

全自动气升式深层培养系统为全部密闭结构。混合气体自培养器底部管道输入，气体沿着培养器中央的内管上升。一部分气体从培养器的顶部逸出，另一部分气体被引导沿培养器的内缘下降，直达培养器底部和新吹入的气体混合而再度上升。这样借助气体的上下不断循环搅动培养器内的细胞，使之不贴壁。通过微机程序控制混合气体的组分，维持培养液内一定的溶氧张力和 pH。该系统具有几个优点：① 没有移动部件；② 完全密封；③ 便于无菌操作；④ 不易污染；⑤ 设计简单；⑥ 便于放大生产；⑦ 氧的转换率高等，满足了该培养系统中细胞在生长时所需的要求。

由于放大上的困难，目前大规模的气升式反应器很少，瑞士的 Lonza 公司有 2 台达到 5000L 的气升式反应器，其他公司很少采用气升式反应器。

3. 中空纤维培养反应器

1972 年，Knazek 等研制成中空纤维培养系统。1984 年，美国 Amicon 公司又研制一种分析用的中空纤维培养器命名为 Vitafiber I、II、III 等三种型号。1985 年，美国 Endotronics 公司又进一步作了改进，主要解决了中空纤维培养系统长期存在的问题：① 细胞梯度形成；② 微环境形成；③ 缺氧区的形成，从而使中空纤维培养系统的产品从实验研究发展成为商品生产。该公司生产四种不同水平的中空纤维培养系统（包括大规模生产系统和实验研究系统）。

中空纤维是用聚砜或丙烯的聚合物制成。管壁的厚度 50~75 μm ，似海绵状，富含毛细管。管的直径为 200 μm 。管壁是极薄的半透膜。它能截留住的生物分子的分子质量分别为： 1×10^4 、 5×10^4 、 10×10^4 三种。一个培养筒内由数千根中空纤维所组成，然后封存在特制的圆筒里，就组成了一个新颖的中空纤维培养系统。因为这种纤维内部是空的，纤维之间有空隙，所以在圆筒内就形成了两个空间：每根纤维的管内成为“内室”，可灌流无血清培养液供细胞生长，管与管之间的间隙，就成为“外室”，如图 1-4-11 所示。接种的细胞就贴附“外室”的管壁上，并吸取从“内室”渗透出来的养分，迅速生长繁殖。培养液中的血清也输入到“外室”，由于血清和细胞分泌产物（如单克隆抗体）的分子质量大而无法渗透到“内室”去，只能留在“外室”并且不断被浓缩。当需要收集这些产物时，只要把管与管之间的“外室”总出口打开，产物就能流出来。至于细胞生长繁殖过程中的代谢废物，因为都属小分子物质，可以从管壁渗进“内室”，最后从“内室”总出口排出，不会对“外室”细胞产生毒害作用。一般细胞在接种 1~3 周后，就可以完全充满管壁的空隙。细胞厚度最终可达 10 层之多。细胞停止增殖后，仍可以维持其高水平代谢和分泌功能，长达几个星期甚至几个月。

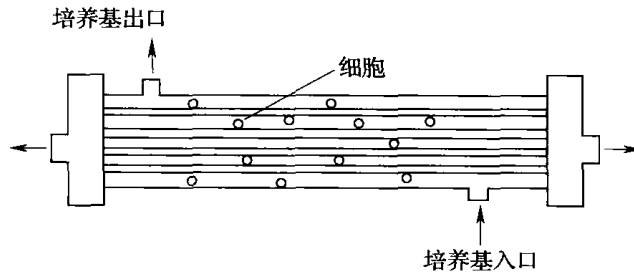


图 1-4-11 中空纤维反应器示意图

美国 Endotronics 公司生产的 Acusyst - JrTM 中空纤维培养系统（图 1-4-12），其培养器的容积为 100mL，表面积 1.1~1.3m²。中空纤维“内室”半透性膜孔径可阻抑分子质量 6000~10000u 以上的生物大分子通过。培养器与两个不同流向的循环系统（组合循环和扩张循环）相连，为培养细胞的持续生长、增殖形成一个理想的环境条件。在组合循环流向中装置着伸缩泵，为管道流动的培养液增加压力，以消除营养扩散梯度的形成，使整个细胞群体可以均衡地获得充分营养和氧气供应以及去除代谢废物。各种参数均由微机控制，产物收集也由输入微机的指令自动进行。该系统的优点是：① 培养器体积小，细胞高密度生长；② 浓缩产品；③ 产物纯度高；④ 自动化程度高，细胞生长周期长。其缺点是：由于中空纤维每次生产的消耗品价格尚贵，如果使用不当会增加生产成本。引进的 Acusyst - JrTM 中空纤维培养系统生产抗人肝癌细胞的单克隆抗体和人 A 单抗作为血型定型试剂，连续生产分别为 4~6 个月，获得大量较高效价的产品，为肝癌的基础研究和临床的导向治疗打下了物质基础，同时抗 A 单抗经初步应用也显示有显著的社会效益和经济效益。

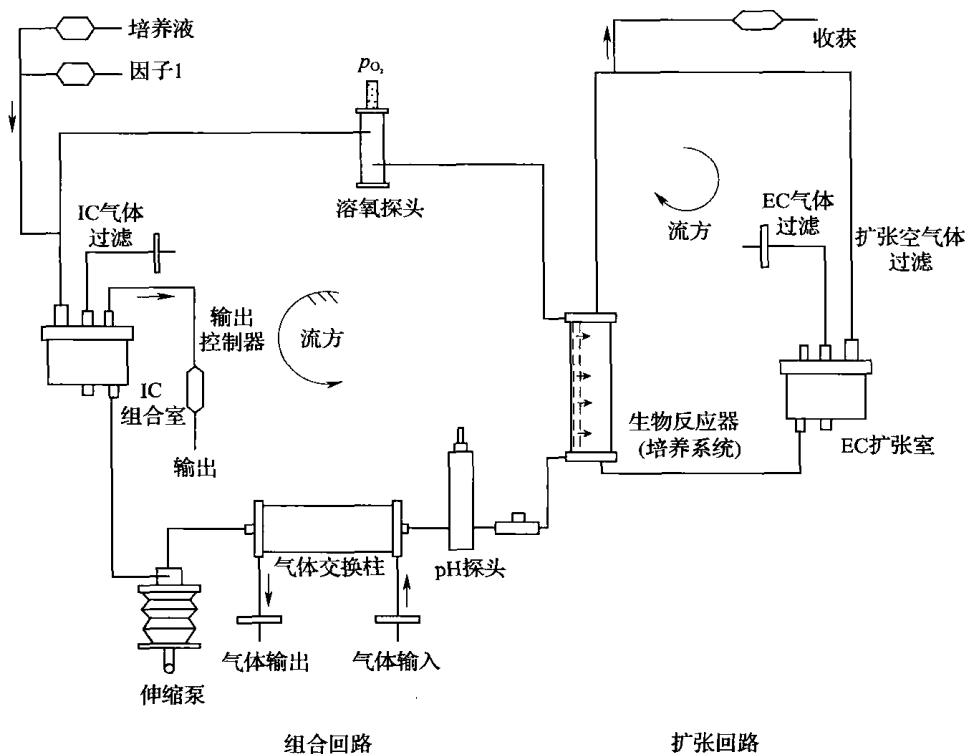


图 1-4-12 中空纤维培养系统（Acusyst - JrTM）循环简图

4. 大载体系统

1987年我国曾引进美国 Bellco 公司生产的大载体培养系统，生产抗人 13 单克隆抗体作为人血型定型试剂的工作取得成功，以代替来源紧张、价格昂贵的高效价人血清。大载体培养系统如图 1-4-13 所示，溶解氧、pH 测定以及培养液输入和产物的收获均由微机程控调节。培养器外面套以水浴玻璃缸加温。混合气体从培养器底部输入使细胞悬浮培养，通气量大而对细胞损伤减少到最低程度。大载体是由海藻酸钠构成，海藻酸钠含有重复排列的葡萄糖醛酸和甘露糖醛酸，在钙溶液中形成适宜于附着的网络状凝胶珠。在收集细胞时，可用 Na-EDTA 和枸橼酸钠，使细胞从凝胶中分离出来。

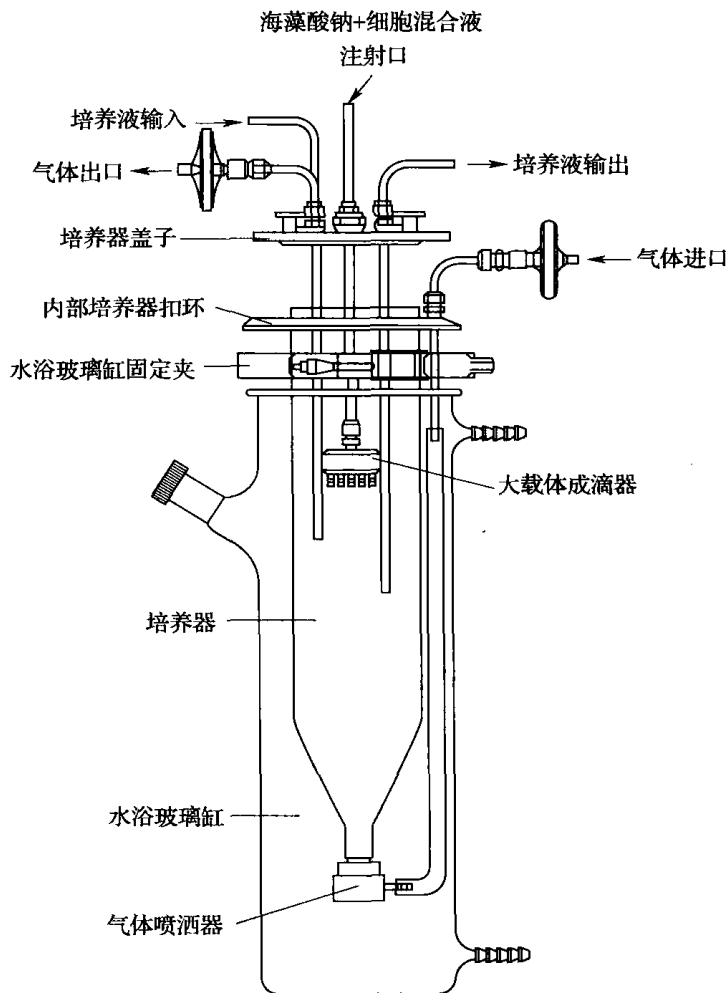


图 1-4-13 Bellco 大载体培养系统组装简图

大载体的制备过程如下：配制 50mmol/L 氯化钙溶液。经蒸汽高压灭菌后，由输入泵注入培养器中 1750mL。将收集的细胞悬液体积为 25mL，注入到 930mL 无菌低黏度的海藻酸钠凝胶中充分混匀。通过喷珠装置，由输入泵将细胞混合液根据需要的速度喷珠于氯化钙溶液中，使聚合携带细胞的大载体其直径约 2.6mm。喷珠结束后，抽出氯化钙溶液，另注入生理盐水洗涤两次，最后注入 2000mL 的培养液进行气升式悬浮培养。

该培养系统连续生产周期约 3 个月以上，已培养过 10 多种有经济价值的细胞株，生

产单克隆抗体和干扰素产品获得满意的结果。该系统的优点是：① 操作控制方便，可随机取样检测；② 人工增加附着细胞密度高；③ 消耗用品价格低廉，产物收获量大，有明显经济效益。该系统不具有细胞分泌产物的浓缩装置。

5. 空间生物反应器

20 世纪 90 年代中期，美国 NASA 开发了一系列旋转式细胞培养系统（the rotary cell culture system, RCCS），又称回转生物反应器（rotating wall vessel bioreactor, RWVB），其培养容器主要由内外两个圆筒组成，外筒固定，内筒可旋转以悬浮培养物。由于可模拟空间中的微重力环境，该生物反应器被誉为空间生物反应器。其模拟空间环境的机理是，它可使培养物的重力向量在旋转过程中产生随机化，导致一定程度的重力降低，使细胞处于一种模拟自由落体状态，以此模拟微重力环境。

回转生物反应器由于没有搅拌剪切力影响，细胞可以在相对温和的环境中进行三维生长，同时随机化的重力向量可能直接影响细胞的基因表达，或者间接促进细胞的自分泌/旁分泌，从而影响细胞的增殖分化和组织器官形成，因而这种生物反应器可用于当前十分热门的组织工程研究，也可用于探索微重力环境对细胞生长、分化的影响。

6. 波浪反应器（WAVE bioreactor）

GE Healthcare Wave Products Group 从 1999 年以来一直专注于开发一次性生物加工设备，替代传统不锈钢培养罐系统，为制药界和生物技术产业研发和制造创新型生产设备。

细胞发酵工艺是采用具有创新概念的一次性使用的 WAVE 波浪袋作为细胞发酵容器，用于替代传统的不锈钢发酵罐，其特点在于采用了一次性使用的技术和材料，从而消除了日常清洗、消毒以及验证的需要，大大降低了传统罐的常见污染和交叉污染，同时也大幅度减少了企业在细胞培养、培养基制备、缓冲液溶解、生物制品解冻等环节的固定资产和操作成本投资。其次，WAVE bioreactor 细胞发酵系统安装方便，可快速投入工作进行动物细胞产品的规模化制备，极大地缩短了生物技术产品投放至市场的时间，因而特别适用于临床用量较小的治疗性产品与诊断制剂的规模化制备。目前，世界各地有数百台该系统已经投入使用，最大规模可达 500L，最高细胞密度达 6×10^7 cells/mL，广泛适用于各种类型的动物细胞发酵，包括 CHO、NSO、HEK293、杂交瘤、T 细胞和初级人类细胞等。

四、动物细胞大规模培养技术的应用

近几年来，已把巨大的人力和资金投入到了开发大规模细胞培养技术上，将能加快发展步伐，进一步应用遗传修饰的哺乳动物细胞生产单克隆抗体和其他精细的糖蛋白。获得有药物作用的蛋白质（如病毒抗原、哺乳动物抗体和酶）是十分复杂的过程，要求分子有精确的折叠和糖基化，这些要求在细菌和酵母体内却难以得到满足。然而，采用杂交瘤和重组 DNA 技术往往可以使动物细胞产生和分泌出一定数量的有用蛋白质。正是这个原因，在今后 10 年内，大规模的动物细胞培养在药物产品的生产方面具有重大的价值。

1. 疫苗

传统上一直把细胞培养产物用于人类和牲畜的病毒疫苗，这些疫苗至今已被大规模应用。口蹄疫苗是大规模细胞培养方法生产的主要产品之一。1983 年，英国 Wellcome 公司

用于生产口蹄疫苗的细胞培养液的高达 2100m^3 以上。其他产品如狂犬病、脊髓灰质炎和牛白血病等病毒疫苗，以及 HTLV-1 也是用这种方法生产的，不过其产量较低。美国 Genentech 公司应用 SV40 为载体，将乙型肝炎表面抗原基因插入哺乳动物细胞内，已获得高效表达，制成乙型肝炎疫苗，目前正在临床试验。

2. 干扰素

到 20 世纪 70 年代后期，许多公司和研究所都采用大规模细胞培养技术，从连续培养的细胞株中生产干扰素。最近，日本和欧洲已大量生产，干扰素，英国 Wellcome 公司为了满足临床试验的需要，采用 8000L Namalwa 细胞生产 α 干扰素。英国 Celltech 公司用自动气升式培养系统生产 α , β , γ 干扰素，产品已行销全世界。从人二倍体成纤维细胞（培养在 1000L 以上发酵培养器内的微载体上）生产 β 干扰素是这个领域的一个重大进展。

3. 单克隆抗体

单克隆抗体在体外诊断、体内造影、人和家畜的治疗以及工业上的应用（如免疫纯化）日益广泛，需要量可达数百克。有些系统的单克隆抗体的需要量在今后几年内将迅速增加到几千克的数量级。为此，迫切需要更有效的生产方法。采用传统方法（小鼠或大鼠的腹水瘤培养法）生产单克隆抗体，已不能适应实际需要。应用大规模细胞培养系统生产各种不同的单克隆抗体是经济可靠的方法。如英国 Celltech 公司采用 10, 100 和 1000L 自动气升式培养系统，培养各种生产单克隆抗体的小鼠、大鼠和人的细胞株，生产各种单克隆抗体的产品。到目前为止，已成功地在 1000L 培养系统中，采用无血清培养液生产优质的单克隆抗体。法国输血中心大量制备可分辨 A、B 和 AB 型的单抗血型诊断盒。1988 年，朱德厚等与上海市血液中心协作，应用大规模细胞培养系统，生产抗 A 和抗 B 单克隆抗体作为血型定型试剂取得成功。中空纤维培养系统和大载体培养系统一次运转达 6 个月和 3 个月即可收获两种单克隆抗体效价在规定标准以上的产品达 50L，经过临床 11 万例的血型鉴定应用，无一例产生血型错判，达到 20 世纪 80 年代同类产品水平。并可节约人血 100L。

这一产品的推广应用和批量生产将有明显的社会效益和经济效益。其他一些国家先后制备成测定血和尿中的各种激素、特殊蛋白质、血型、各种药物、诊断细菌性或病毒性病原等的单克隆抗体诊断试剂盒。

4. 基因重组产品

目前已认识到在不久将来用常规的微生物学方法不能实现遗传工程的效益，人们对大规模细胞培养的兴趣愈来愈大。动物细胞能精确地转译和加工较大或更复杂的克隆蛋白质。此外，动物细胞还可以把人们所需的蛋白质分泌到培养液内，而从培养液分离蛋白质要比细胞匀浆更为容易。除了单克隆抗体外，现在人们最感兴趣的蛋白质是组织型的血纤蛋白溶酶原激活剂（tpA），以及其他的重组分子。利用动物细胞培养方式进行大量生产，如免疫球蛋白 G、A 和 M，尿激酶，人生长激素，乙型肝炎表面抗原等产品均由美国 Endotronic 公司用 Acusyst-p 型中空纤维培养系统进行生产。

当然，生物反应器的概念很广，转基因动物本身就是优秀的天然生物反应器，由于这种活体生物反应器具有生产效率高、成本低廉的优势，因而这一领域也发展很快。其常用方法是把目的基因在血液循环系统、唾液腺或乳腺等器官或组织中表达，从而获得人类所需要的目的产物。根据目的蛋白表达部位的不同可分为乳腺生物反应器、血液生物反应

器、卵生物反应器、尿生物反应器、精囊腺生物反应器、唾液腺生物反应器等。其中，动物乳腺生物反应器利用动物转基因技术在乳腺细胞中表达多肽药物、工业酶、疫苗和抗体等蛋白，是目前应用最为广泛的一类活体生物反应器。

第三节 微藻培养反应器

微藻作为一种重要的生物质资源，具有分布广、生物量大、光合效率高、环境适应性强、生长周期短和产量高等突出特点，是进行生物炼制的优良材料，如图 1-4-14 所示，它在生产微藻燃料、开发微藻生物制剂和提取生物活性物质等方面具有广阔的开发前景。

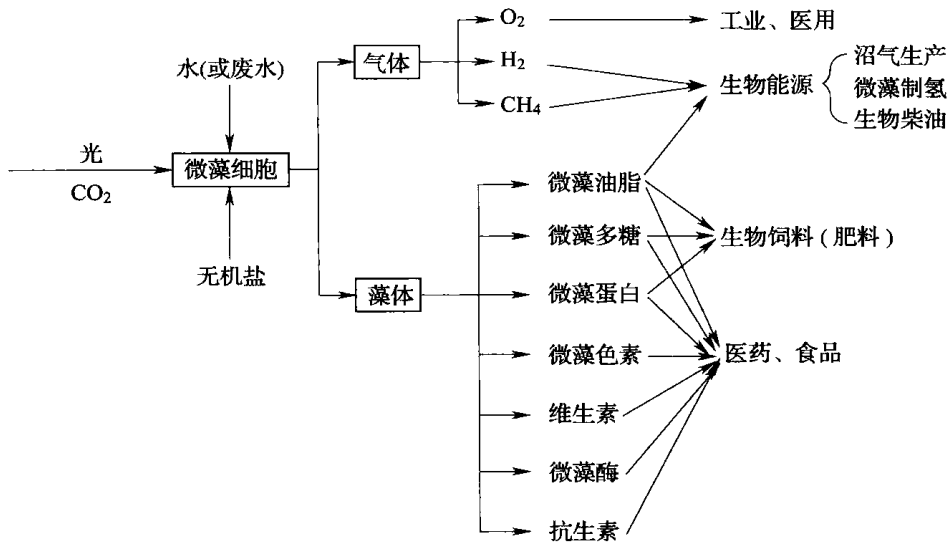


图 1-4-14 微藻的生物炼制

一、微藻生物技术的优越性

世界上已知的微藻 (Microalgae) 大约有 10000 种，普遍富含蛋白质等营养及多种生理活性成分，具有抗肿瘤、抗病毒、抗真菌、防治心血管疾病等生理保健功能，可用于保健食品或生物医学等产品的开发。

自从 20 世纪 60 年代中期小球藻食品在远东地区形成规模生产以来，以生产保健食品、食品添加剂、动物饲料、生物肥料及其他一些自然产品为目的的微藻工业化生产已引起了人们广泛的关注。开发微藻资源对于减缓土地、环境、能源和人口危机，研制和生产出新型生物医学产品及功能性食品，弥补传统作物的不足与局限以及促进传统农业向工业化生产过渡都具有重要意义。

当今大规模养殖的微藻主要有：螺旋藻 (*Spirulina*)、小球藻 (*Chlorella*) 与杜氏藻 (*Dunaliella*) 三种。

微藻生物技术具有以下一些优点：

- (1) 光能利用率高。
- (2) 微藻是非维管植物，无复杂的生殖器官，整个生物量易于收获、加工和利用。

(3) 许多微藻经诱导后可以产生特别高浓度的、有商品化生产价值的化合物，如蛋白质、碳水化合物、脂质、色素等。

(4) 微藻通常没有有性阶段，只有简单的细胞分裂周期，能在数小时内完成细胞循环。如螺旋藻，在条件好的情况下 3~5d 即可增殖一倍，遗传选择及藻株筛选快而容易，开发和展示生产过程比农作物快得多，而传统农作物的生长周期往往要数月甚至以年计。

二、微藻大规模培养的特点

微藻主要是光能自养型，它是通过光合作用来生长，与一般生化工程研究对象（化能异养型生物）有所不同，这决定了微藻大规模培养过程有其自身的一些特点：

(1) 微藻培养过程要有足够的光照。对于反应器而言，如果采用外部光源，就要求反应器的比表面积很大，培养液的深度很小，而且为了充分利用自然光，反应器必须放置在户外，此时户外光照条件难以控制；而当采用内部光源提供光照时，则需要在反应器内部加上一个复杂的光照系统，但由于光源产热会对培养液的温度控制带来一定困难。

(2) 从气液传递角度来看，在藻类培养过程中必须供应大量的二氧化碳，即强化二氧化碳吸收过程，同时又要将藻体产生的大量氧气从液体中排放出去，即还要强化氧解析过程。藻类培养对气液传递的要求正好和好氧生物培养过程相反。

(3) 从混合角度来看，在藻类培养过程中的混合除了具有促进气液传递、液固传递，防止细胞沉降作用外，还必须使细胞在与反应器的表面垂直的方向上能充分混合，否则培养液中的细胞受光不均匀。

(4) 从培养液性质来看，微藻（淡水藻除外）的培养基多用海水配制，由于各种气体在海水、淡水中的物理性质差别较大，因此会引发较多的关于气液传递的问题。同时海水对一般材料的腐蚀性较大，因而在生产设备的材料选择上又将遇到很多新问题。

三、微藻大规模培养反应器

根据微藻大规模培养过程的特点，微藻培养用反应器要能提供以下条件：① 足够的光照；② 合适的温度；③ 合适的无机碳源（及其他无机营养物质）；④ 合适的 pH；⑤ 充分混合；⑥ 氧解析；⑦ 避免污染。

一般来说，微藻大规模培养反应器有两大类：一类是敞开式培养反应器，另一类是封闭式光生物反应器。

1. 敞开式培养反应器

敞开式跑道池是最古老的藻类培养反应器，也是最典型、最常用的敞开式反应器，一直沿用至今。目前微藻的大规模培养主要使用这种反应器，如 Cyanotech 公司、Earthise Farms 公司、Japan Spirulina 公司、Far East Microalgae 公司、Taiwan Chlorella 公司、Microbio Resources 公司、Western Biotechnology 公司等均使用这种反应器。这类反应器每个可大到几千平方米。

敞开式跑道池反应器是于 20 世纪 60 年代设计出来的，至今形式基本未变，唯一变化之处是对其混合系统进行过一些改进。这类反应器的优点是成本低、建造容易、操作简便、易于生产；但其缺点也非常明显，已严重制约了微藻工业的发展。不足之处主要有：

(1) 培养效率低。这类反应器培养微藻的光合效率约为 1%，而微藻的光合效率最大

可达 20% 左右；从而培养液中藻体浓度低，使得收获费用过高。

(2) 培养条件无法控制，易受外界环境的影响，难以保持最适光照、温度等生长条件，生产期短。这也是导致培养效率低的一个重要原因。

(3) 易受到杂藻、水生动物、大气中的灰尘等的污染，不易保持高质量的单藻培养，重金属离子等有毒物质也易于藻体内积累。

(4) 水分容易蒸发，容易造成培养液盐度过高，使得微藻生长缓慢。

(5) 由于光径较长，光照面积与藻液体积之比较低 ($<10\text{m}^2/\text{m}^3$)，因此光能利用率不高，难以实现高密度培养。

敞开式培养反应器的上述缺点，决定了这类反应器只能适用于附加值较低且生长条件比较苛刻（如盐度、pH 很高等）的产品的生产，因而培养对象极为有限，现已无法满足微藻生物技术发展的需要。

2. 封闭式光培养反应器

为提高生产效率、降低成本，可通过下列方法对微藻生产过程进行优化：① 进行适于商用性生产的新型藻种的筛选；② 高效养殖系统的开发；③ 寻找因地制宜的生产方式及营养源；④ 改变生长条件刺激微藻的生长速度及某些有效成分的含量；⑤ 自养和异养相结合；⑥ 各种先进的检测及控制系统的应用。其中，采用新型的封闭式光培养反应器生产系统实现高细胞密度生产是当前微藻工业发展的趋势。

和敞开式培养反应器相比，封闭式光培养反应器具有以下优点：

(1) 培养效率高。该反应器的光合效率最高可达 16.6%，微藻细胞浓度可高至每升几十克，藻体的采收十分方便。

(2) 培养条件易于控制，除自然光难以控制外，其他条件均可实现自动控制，对微藻代谢产物的大量积累非常有利。

(3) 污染少，易于实现纯种培养。

(4) 生产周期延长，甚至可终年生产。

(5) 适合于所有藻种的培养，尤其适合于藻类代谢物的生产。

不论采用何种设计形式，开发一种成功的封闭式微藻光培养反应器系统均应依据以下原则：① 高光照表面积与体积之比；② 较高的气体交换效率；③ 适合的循环方式；④ 改善光的传播途径、分配和质量；⑤ 防止有害次生代谢产物的积累；⑥ 较易实现培养条件的优化控制；⑦ 尽量降低生产成本。

封闭式光培养反应器开发的重要性已越来越为人们认识，人们甚至认为微藻工业发展的潜力取决于封闭式光培养反应器技术的发展。以螺旋藻为例，目前可见报道的封闭式光培养反应器可分为以下几种类型：

(1) 管道式光培养反应器 这是目前最普遍的一种形式。反应器的主体是一条由透明塑料制成的管子，安放成不同的形式以便最充分地利用太阳光。如将管子弯曲，水平排列成跑道式；或交错开来排列成两层；或将管子弯曲，螺旋形环绕成圆筒状；或将管子环绕在圆锥形支撑物上等。此外还有很多其他排列方式。含有藻体的培养液通过泵或空气升液器的作用在管道中循环流动。由于二氧化碳通过泵进入培养液后随之在管道中流动，与培养液接触时间长，因而二氧化碳的利用率高，这是该反应器的一大优点。

为了提高光照表面积与体积之比，管道式光培养反应器采用的是小直径的管子。但对

于螺旋藻这样的丝状微藻来说，即使在生物量浓度不高的情况下，培养物仍具有较高的黏性，此时小管道光培养反应器中的培养物混合较困难。另外，循环装置的选择也是一个问题。循环系统的剪切作用的大小决定着在细管中流动的、对剪切作用敏感、易破碎的螺旋藻细胞能否采用这种循环系统。

(2) 圆筒形光培养反应器 反应器是一垂直放置的、由透明材料制成的圆筒。由带挡板的内筒、外筒、顶板和底板四部分组成，便于拆卸。进液口和出液口设在顶板和底板上。藻液在内筒和外筒形成的空间里靠泵的作用流动。培养物的搅拌靠气升作用来实现，反应器内筒虽设有挡板，但藻细胞浓度较高时，单靠气升作用进行搅拌是不充分的。因此在实际应用中又采用了一台专门的循环泵使滞留在挡板背面及反应器底部的藻液循环至反应器顶部。这种反应器的光照表面积与体积之比不高，对土地的利用率不高，培养体积也有限。

(3) 扁平箱式光培养反应器 该反应器外形是一扁平的长方体。顶板上设有空气入口和冷却水进出口，两块狭窄侧板的上端和下端分别设有藻液出口和进口，藻液的搅拌靠不断向其中通入空气来实现。空气通过设在箱体底部的带孔的管子进入藻液，使用一个反应器可以进行藻的分批培养，或将若干个反应器串联起来进行连续培养。具体的实现方法是：用一台泵向第一个反应器泵入新鲜培养液，用另一台泵将培养物从最后一个反应器泵回第一个反应器，并收获一部分藻液。藻液在其他反应器之间的流动靠溢流作用实现。

使用这种多级反应器连续培养技术有以下优点：① 在稀释率相同的情况下有更高的产物浓度；② 稳定性更好；③ 相对于底物浓度而言有更高的生物量产率；④ 减少或消除了底物和/或产物的抑制效应。该反应器的缺点是光照表面积与体积之比不高；由于静水压大，单个反应器的培养体积有限。

(4) 浅层槽式反应器 这种反应器系统呈 U 形，类似跑道式水平池，藻液靠泵的作用循环流动，还增加了气升装置补充二氧化碳，以及热交换装置。但它最具特色之处是在槽内设置了数排薄金属翼片，翼片宽及两翼片间的间距与槽内培养液等深，这样当翼片以一定速度旋转时便可使培养液产生强度合适的涡流，从而使培养物被由上至下均一、彻底、有效地混合，然而更重要的是涡流所造成的“闪光效应”可使藻细胞对太阳能的转化效率提高 2.2~2.4 倍。

要产生这种间歇光作用必须满足以下条件：① 藻液在槽中的流速 $\geq 30\text{cm/s}$ ，这样翼片才能有合适的转速并产生一定程度的涡流；② 光照强度 $\geq I_K$ （即在连续光照条件下光合作用率开始减小时的光照强度），只有在这样的光照强度下，光脉冲的最长持续时间才能产生最高的光合作用率；③ 培养物不能太深，否则藻液的流速要更快才能产生合适的涡流；④ 藻液密度要高。

该反应器仍是平面型的，因而占地面积较大，此外在阳光不充足地区或一天中光强较弱时，不能很好地发挥优势。

(5) 浅层溢流光培养反应器 该反应器的外形为扁平箱式，内部设有一层层交叉分布的隔板，隔板一端设有挡板，使藻液在隔板上形成一层浅液层，并靠溢流作用逐层向下流动。藻细胞在浅液层中不是直线运动，而是朝各个方向湍动，相当于在被搅拌，因而减小了藻细胞之间的相互遮光作用，使藻细胞受光均匀，不至于一部分细胞发生光抑制现象，

而另一部分细胞却因受光不足而无法很好地进行光合作用。该反应器的光照表面积与体积之比大，对光能的利用率高。其设计也使平面型的培养向空间发展，占地面积小，随着内部隔板层数的增加，这种优势更加明显。该反应器采用溢流喷射装置对藻液进行搅拌和通气，气液混合均匀，简化了流程和设备，具有很好的应用前景。

(6) 光纤光培养反应器 光纤光培养反应器利用的是光导纤维的光传递性质，将其直接安置在培养液中，并使它与反应器内部的光分散系统相匹配，使光线均匀地从内部照射藻液。光传播路径的缩短使光可以更充分地被藻细胞利用。由于作为光源的氙灯在反应器外部，因而反应器不受氙灯散热的影响，并避免了一些不必要的设计和复杂的操作。

这种反应器还采用了超滤技术，将藻类生长代谢过程中产生的自身抑制物及时除去，或将所需的富集产物分离出来，并代之以新鲜培养液。同时还使用中空纤维滤筒（含有微孔的聚丙烯纤维）作为气体交换装置。

该反应器的缺陷是比较昂贵，只能利用人工光源而无法利用太阳光进行室外培养。所使用的氙灯是一种几乎与太阳光光谱完全相同的人造光源，但这种弧光灯的效率较低，如果采用发光二极管将可大大提高光源的效率。

总的看来，国内外开发的封闭式光培养反应器种类繁多。人们不仅对这种反应器进行了大量的基础研究，进行中试，而且已进入实用化阶段。过去人们一直认为封闭式光培养反应器成本较高，难以实用化，但近年来的实践表明，封闭式光培养反应器完全可用于工业化生产。在意大利已有 2 万 m³ 的封闭式光培养反应器投入使用，生产螺旋藻。该反应器的成功建立，必将加快世界各国对封闭式光培养反应器的研发进程。

思考题

1. 与微生物相比，植物细胞培养液具有什么样的性质？是什么原因造成的？
2. 植物细胞培养有哪些方式？相对应的有哪些类型的反应器？
3. 简述机械搅拌式反应器的结构特点，并分析其优缺点。
4. 非机械搅拌式反应器有哪些类型？和机械搅拌式反应器相比有何优点？
5. 填充床和流化床反应器有什么差异？
6. 一个理想的动物细胞生物反应器应满足哪些要求？
7. 体外培养的动物细胞有哪两种类型，有何特点？
8. 什么是灌注培养，和其他培养方法相比有何优点？
9. 举例说明动物细胞大规模培养的反应器类型及各自特点。
10. 微藻大规模培养具有什么特点？对反应器有什么特殊的要求？
11. 简述微藻大规模培养反应器的具体类型，并分析其优缺点。

参 考 文 献

1. 李宝健，曾庆平. 植物生物技术原理与方法，长沙：湖南科学技术出版社，1990.
2. 陈因良，陈志宏. 细胞培养工程. 上海：华东化工学院出版社，1992.
3. 刘国詮，陈因良，苏天升. 生物工程下游技术—细胞培养、分离纯化与分析检测，北京：化学工业出版社，1994.

4. 刘如林. 微生物工程概论. 天津: 南开大学出版社, 1995.
5. 安东·莫泽尔著. 生物工艺技术学. 曲音波等译. 长沙: 湖南科学技术出版社, 1994.
6. 山根恒夫著, 生化反应工程. 周斌译. 西安: 西北大学出版社, 1992.
7. 依平, 李禄. 生化工程测试技术. 天津: 天津科学技术出版社, 1996.
8. M. L. Shuler, Comprehensive biotechnology—The principles, applications and regulations of biotechnology in industry, agriculture and medicine, Vol. 2, Murray Moo—Young et al (Ed.), Cambridge Univ. press, 1985.
9. 戚义政, 汪叔雄. 生化反应动力学与反应器. 北京: 化学工业出版社, 1996.
10. L. 拉皮德斯. 化学反应器理论. 北京: 石油工业出版社, 1984.
11. 俞俊棠, 顾其丰, 叶勤. 生物化学工程. 北京: 化学工业出版社, 1991.

第五章 生物反应器的检测及控制

在微生物发酵以及其他生物反应过程中，为了使生产稳产高产，降低原材料消耗，节省能力和劳动力，防止事故发生，实现安全生产，必须对生物反应过程和反应器系统实行检测和控制。

生物反应器的检测是利用各种传感器及其他检测手段对反应器系统中各种参变量进行测量，并通过光电转换等技术用二次仪表显示或通过计算机处理打印出来。当然，除了用仪器检测外，最古老的方法是通过人工取样进行化验分析获得反应系统的有关参变量的信息。生物反应系统参数的特征是多样性的，不仅随时间而变化，且变化规律也不是一成不变的，是属于非线性系统。随着各类传感器的开发和计算机技术的广泛应用，检测和控制技术越来越趋向智能化和自动化，检测技术向快速、多样性发展。目前国内已研制出具有温度、转速、pH、罐压、空气流量、消泡等多项参数的自动控制、检测、记录和显示等功能的发酵罐控制系统。如上海国强生化工程装备有限公司 FUS-A 系列新概念发酵罐同时具备 14 个参数在线检测或控制能力，以及异地通讯和远程发酵过程诊断的能力。国际上如美国 NBS 公司生产的台式及中式发酵罐采用微处理机控制，可控制温度、压力、pH、溶解氧、液位、消泡、空气流量等 13 个参数。

在生物反应过程及反应器的检测控制中，首先要明了下述几点：

- (1) 进行检测的目的；
- (2) 有多少必须检测的状态参数，这些参变量能否测量检出；
- (3) 能测定的参数可否在线检测，其响应滞后是否太大；
- (4) 从状态参数的检测结果，如何判断该生物反应器及生物细胞本身的状态；
- (5) 反应系统中需控制的主要参变量是什么，这些需控制的参变量与生物反应效能如何相关对应。

第一节 生化过程主要检测的参变量

在发酵工厂中，生物反应有关的过程可以分为培养基灭菌、生物反应以及产物分离纯化过程。对生物反应器系统，为了掌握其中生化反应的状态参数及操作特性以便进行控制，需检测系列的参数，如表 1-5-1 所示。

表 1-5-1 生物反应器中需检测的参变量

参数类别	参变量	影响的状态
物理参数	温度	反应速度及稳定性
	压强	溶氧速率、无菌操作
	液面	操作稳定性、生产率
	泡沫高度	操作稳定性

续表

参数类别	参变量	影响的状态
物理参数	培养基流加速度	生物反应效率
	通气量	溶氧与搅拌速率
	发酵液黏度	细胞生长及无菌状态
	搅拌功率	溶氧速率及混合状态
	搅拌转速	溶氧速率及混合状态
	冷却介质流量与温度	细胞生长及反应速度
	加热蒸汽压强	灭菌速度与时间
	温度	固体发酵速率及效果
	酸、碱及消泡剂用量	反应速度及无菌度
化学参数	pH	反应速度及无菌度
	溶氧浓度	反应速度
	溶解 CO ₂ 浓度	反应速度
	氧化还原电位	反应速度
	排气的氧分压	氧利用率及反应速度
	排气的 CO ₂ 分压	氧利用率及反应速度
	培养基质浓度	反应速率及转化率
	产物浓度	生物反应效率
	前体浓度	反应速率及效率
生物量	细胞浓度	反应速度及生产率
	酶活性	反应速度
	细胞生长速率	反应速度

下面对生物反应器需检测的参变量分别加以简要说明。

1. 温度

不管生物细胞或是酶催化的生物反应，反应温度都是最重要的影响因素。不同的生物细胞，均有最佳的生长温度和产物生成速度，而酶也有最适的催化温度，所以必须使反应体系控制在最佳的发酵反应温度范围。

2. 压强

对通气生物发酵反应，必须往反应器中通入无菌的洁净空气，一是供应生物细胞呼吸代谢所必须的氧，二是强化培养液的混合与传质，三是维持反应器有适宜的表压，以防止外界杂菌进入生物发酵系统。对气升式反应器，通气压强的适度控制是高效溶氧传质及能量消耗的关键因素之一。对嫌气发酵，如废水的生物厌氧处理，对反应体系内压强的监控也十分必要。

3. 液面（或浆液量）

对液体发酵，反应器的液面或是装液量的控制是反应器设计的重要因素。液面的高低决定了反应器装液系数即影响生产效率；对通风液体深层发酵，初装液量的多少即液面的高低需要按工艺规定确定，否则通入空气后发酵液的气含率达一定值，液面就升高，加之泡沫的形成，故必须严格控制培养基液面。特别地，对气升内环流式反应器，由于导流筒应比液面低一适当高度才能实现最佳的环流混合与气液传质，但在通气发酵过程中，排气

会带出一定水分，故反应器内培养液会蒸发减少，因此液面的检测监控更重要，必要时需补加新鲜培养基或无菌水，以维持最佳液位。同理，连续发酵过程液位必须维持恒定，液面的检测控制也十分重要。

4. 泡沫高度

液体生物发酵，不管是通气还是厌氧发酵均有不同程度的泡沫产生。发酵液泡沫产生的原因是多方面的，最主要的是培养基中所固有的或是发酵过程中生成的蛋白质、菌体、糖类以及其他稳定泡沫的表面活性物质，加上通气发酵过程大量的空气泡以及厌氧发酵过程中生成的 CO₂ 气泡，都会导致生物发酵液面上生成不同程度的泡沫层。如控制不好，就会大大降低发酵反应器的有效反应空间即装料系数低，增加感染杂菌的机会，严重时泡沫会从排气口溢出而造成跑料，这导致产物收率下降。不同的生物反应其泡沫产生情况变化很大，有些生物发酵过程的泡沫不易控制，如笔者在进行微生物发酵生产鼠李糖和昆虫病原线虫液体深层培养过程均有大量的较难消除的泡沫生成。故对反应器内泡沫高度的检测是相当重要的。

5. 培养基流加速度

对生物发酵的连续操作或流加操作过程，均需连续或间歇往反应器中加入新鲜培养基，且要控制加入量和加入速度，以实现优化的连续发酵或流加操作，获得最大的发酵速率和生产效率。

6. 通气量

不论是液体深层通风发酵或是固体通气发酵，均要连续（或间歇）往反应器中通入大量的无菌空气。为达到预期的混合效果和溶氧速率，对固体发酵还有控制发酵温度的作用，必须控制工艺规程确定的通气量。当然，过高的通气量会引起泡沫增多，水分损失太大以及通风能耗上升等不良影响。故此通风发酵过程的通风量必须检测控制。

7. 黏度（或表观黏度）

培养基的黏度主要受培养液的成分及浓度、细胞浓度、温度、代谢产物等影响。而发酵液的黏度（或表观黏度）对溶液的搅拌与混合、溶氧速率、物质传递等有重要影响，同时对搅拌功率消耗及发酵产物的分离纯化均起着重要作用。这些在前面已有介绍。

8. 搅拌转速与搅拌功率

对一定的发酵反应器，搅拌转速对发酵液的混合状态、溶氧速率、物质传递等有重要影响，同时影响生物细胞的生长、产物的生成、搅拌功率消耗等。对某一确定的发酵反应器，当通气量一定时，搅拌转速升高，其溶氧速率增大，消耗的搅拌功率也越大。在完全湍流的条件下，搅拌功率与搅拌速度的三次方成正比，即 $P = N_p \mu N^3 D_i^5$ ，其中 N 为搅拌转速。此外，某些生物细胞如动植物细胞、丝状菌等，对搅拌剪切敏感，故搅拌转速和搅拌叶尖线速度有其临界上限范围。故此，测量和控制搅拌转速具有重要意义。

类似地，搅拌功率也与上述的搅拌转速相关连的因素有密切关系，同时是机械搅拌通气发酵罐的比拟放大基准。因而直接测定或计算求出搅拌功率也十分重要。

9. 冷却介质流量与温度

生物发酵过程均有生物合成热产生，对机械搅拌发酵还有搅拌热，为保持反应器系统的温度在工艺规定的范围内，必须用水等冷却介质通过换热器把发酵热移走。要维持工艺要求的发酵温度，对应不同的发酵时期有不同的发酵热以及冷却介质的温度，需相应改变

其流量。故必须测定冷却介质的进出口温度与流量，据此也可间接推定发酵罐中的生物反应是否正常进行。

10. 蒸汽压强

在生化反应过程中，无论是培养基灭菌、空罐消毒灭菌或产物提取纯化如蒸馏、干燥等过程中，均需应用蒸汽，基本上都是应用饱和蒸汽。而饱和蒸汽的温度与压力成对应关系，故某一压强的饱和蒸汽必然就有一定的温度。例如培养基消毒杀菌过程，对应不同的消毒工艺及设备，规定了其升温和维持在灭菌温度下一定时间，所以要求蒸汽有相应的压强。例如，一般的培养基灭菌温度取 121°C ，其对应的压强为 0.206MPa （绝压）。

11. 温度

对于固体通气发酵如利用木薯渣等培养生产饲料蛋白时，要求固体培养基保持一定的水分含量，即需要对通入固体发酵反应器的空气的温度和湿度进行调控。当然，成品包装车间的湿度通常也需要检测和控制，以保证产品的质量。

12. pH

生物发酵过程培养液的 pH 是生物细胞生长及产物或副产品生成的指示，是最重要发酵过程参数之一。因每一种生物细胞均有最佳的生长增殖 pH，细胞及酶的生物催化反应也有相应的最佳 pH 范围。而在培养基制备及产物提取、纯化过程也必须控制适当的 pH。因此生物反应生产对 pH 的检测控制极重要。

13. 溶氧浓度和氧化还原电位

好气性发酵过程中，液体培养基中均需维持一定水平的溶解氧，以满足生物细胞呼吸、生长及代谢需要。在通气深层液体发酵生产中，溶解氧水平和溶氧效率往往是发酵生产水平和技术经济指标的重要影响因素，不同的发酵生产和不同的发酵时间，均有适宜的溶氧水平和溶氧速率。故对生物反应系统即培养液中的溶氧浓度必须测定和控制。此外，发酵过程溶解氧还可以作为判断发酵是否有杂菌或噬菌体污染的间接参数，若溶氧浓度变化异常，则提示发酵系统出现杂菌污染或其他问题。

对一些亚好氧的生物发酵反应如某些氨基酸发酵生产，在产物积累时期，只需很低的溶解氧水平，过高或过低都会影响生产效率。这样低的溶氧浓度使用目前的溶氧电极是无法测定的，故使用氧化还原电位计（ORP 仪）来确定微小的溶氧值。

14. 发酵液中溶解 CO_2 浓度

对通气发酵生产，由于生物细胞的呼吸和生物合成，培养液中的氧会被部分消耗，而 CO_2 的含量会升高。对大部分的好氧发酵，当发酵液中溶解 CO_2 浓度增至某值时，就会使细胞生长和产物生成速率下降。例如组氨酸发酵，二氧化碳分压应低于 0.005MPa ；而精氨酸发酵， CO_2 分压应在 0.015MPa 以下，否则会使生产效率降低。当然，对光照自养的微藻培养，则适当提高 CO_2 浓度就有利于藻细胞产量的提高。总之，生物反应过程溶解 CO_2 浓度的检测控制有重要意义。

15. 培养基质浓度和产物浓度

对生物发酵生产，基质浓度例如糖浓度等对生物细胞的生长及产物生成有举足轻重的影响；在发酵结束时，培养液基质浓度则是发酵转化率及产物得率的重要衡量。尤其是连续发酵和流加培养操作，发酵液中的基质浓度更为重要。类似地，产物浓度的测知也同样重要，因为掌握了发酵液中的产物浓度，就可确定发酵的进程以及决定发酵是否正常及是

否需结束发酵。所以基质与产物浓度的检测、控制对各种发酵均是必要的。

16. 细胞浓度及酶活性

不论是酵母培养等以细胞为产物的生物发酵，或是氨基酸、抗生素等的发酵生产，反应系统中生物细胞浓度均是至关重要的参数。除酶反应外，可以说生物细胞（或组织）浓度是发酵生产速率和效率最关键的影响因素。故此，生物反应过程（除酶反应外）均需测定细胞浓度。当然，以酶作催化剂的生化反应，则酶浓度（活度）是必须检测检控的参变量。

第二节 生化过程常用检测方法及仪器

在上节已介绍了生物发酵过程主要的参数及其检测的重要性。本节将叙述有关发酵过程参数的检测方法、原理及仪器。

一、检测方式及仪器的组成

生物发酵生产中，生物反应器检测监控仪器最有代表性。根据大的分类，可把检测仪器分成在线检测（On-line measurement）和离线测量（Off-line measurement）。前者是仪器的电极等可直接与反应器内的培养基接触或可连续从反应器中取样进行分析测定，如发酵液的溶氧浓度、pH 及温度、罐压等；而离线检测是从反应器中取样出来，然后用仪器分析或化学分析等方法进行检测。

对生物发酵过程的控制来讲，在线检测是首选方式，便于用计算机等直接对给出的参数值进行分析比较而实现自动控制或优化控制。当然，在线测定要求所用的传感器能耐受蒸汽加热灭菌，有较高的精度和稳定性，且响应时间不能太长。而最常用的检测仪器的基本构成如图 1-5-1 所示。

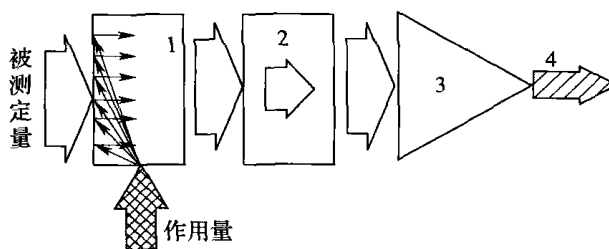


图 1-5-1 生物反应检测仪器的基本构成

1--传感器 2--信号转换 3--信号放大 4--输出显示

二、主要参数检测原理及仪器

生物反应过程大多是纯培养，必须杜绝杂菌污染，所以无菌操作十分重要。同时，无论是在线检测或取样分析，均应尽可能不影响反应器系统的运行状态。例如，采用灭菌的微孔陶瓷管或渗透膜管置反应器内，可连续在线无菌取样检测，如图 1-5-2 所示。

对于挥发性物质的检测，如酒精发酵过程发酵液中乙醇含量测定，可采用微孔管在线取样检测法（tubing method），其取样管及原理如图 1-5-3 所示。浸没在发酵液中的微孔管的材料为聚四氟乙烯，故可耐受反复加热灭菌；同时，由于是疏水性材料，故发酵液不会通过微孔而进入管中。但发酵液中的挥发成分如乙醇，则可透过管壁微孔，与管中流通的惰性气体（如氮气）混合输送到发酵罐外，进入气相色谱仪进行该挥发成分的检测。

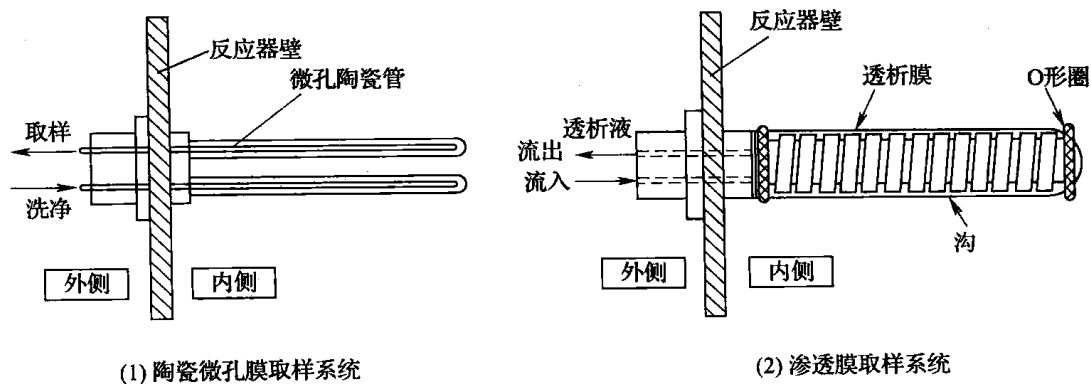


图 1-5-2 发酵罐内无菌取样系统

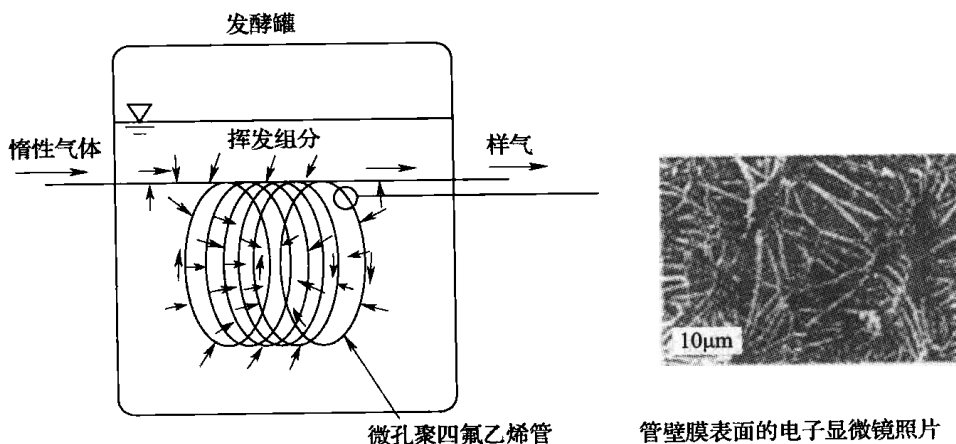


图 1-5-3 微孔管在线取样装置

1. 温度的测定

温度检测仪表有热电阻检测器 (RTD)、半导体热敏电阻、热电偶和玻璃温度计等。发酵生产过程无论是培养基灭菌或是发酵过程温度测控，其温度范围在 0~150℃。所以最常用的是金属热电阻温度计，其中以铂电阻温度计最常用，其次铜电阻温度计也可选择。铂电阻温度计可耐热杀菌，耐腐蚀，精度高，但价钱较贵。铜电阻温度计价格较便宜，但容易氧化，且温度计的体积也较大。

半导体热敏电阻具有灵敏度高、响应时间短的优点，但体积小、结构简单、耐腐蚀性好、寿命长，但因其温度与电阻值的关系非线性，所以使用也不多。

2. 压强的检测

最常用的压强检测仪是隔膜式压力表。当然，对工业规模生产，因观测和控制的需 要，通常把压力信号转换成电信号，以便能远距离监控。在生物反应器中，在压力表安装时必须注意使仪表的管路能够加热灭菌，尽量不存在死角，这样才能保证反应器的无菌操作。

3. 液位和泡沫高度的检测

液位的检测主要方法有压差法、电容法和电导法等，现把最常用的前两种加以介绍。

(1) 电容式液面计 其测定原理如图 1-5-4 所示。如图，在反应器或其他容器中装设两根金属电极，由于容器内液位不同就使得两导线间的电位发生改变，并通过与基准点间的物料量的值进行比较，就可得知发酵罐或容器内的物料量或液位。如罐内有泡沫，要测定泡沫高度，那必须注意基准位置的选定。

(2) 压差法 利用发酵罐或容器中上下两点或三点间不同压强就可计算出料液量和液面高度。如图 1-5-5 所示，发酵液位高 H 可由下式求算，即：

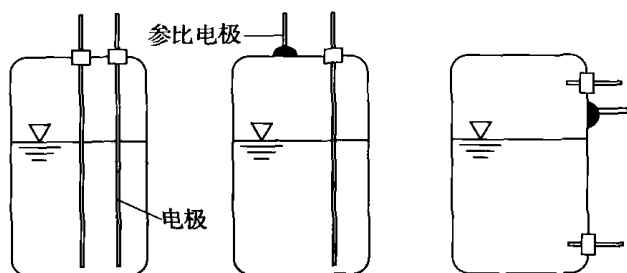


图 1-5-4 电容式液面计示意图

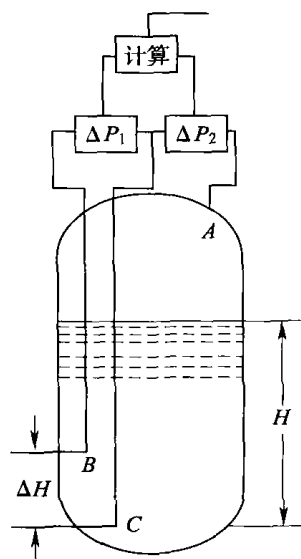


图 1-5-5 压差法测量液位原理

$$H = \frac{\Delta p_2}{\Delta p_1} \Delta H \quad (1-5-1)$$

式中 Δp_1 ——B 点和 C 点的压强差，Pa

Δp_2 ——A 点和 C 点的压强差，Pa

ΔH ——B、C 两点间的高度差，m

至于泡沫高度的测定，最常用的方法是电极探针测定法。当泡沫产生增多，其表面上升与电极探针接触从而产生电信号。此外，泡沫高度的检测还可应用声波法，即利用装于罐顶的装置发射声波，检测此声波经液面反射后返回罐顶所需的时间，就可推出泡沫表面高度。

4. 培养基和液体流量测定

培养基和其他酸碱等的液体流量的测定仪器最常用的是流量计，如液体质量流量计、电磁流量计和旋涡流量计、转子流量计。图 1-5-6 和图 1-5-7 所示分别为椭圆流量计和科里奥利（Coriolis）效应流量计，这两种流量计均有较高的精度（相当于满刻度的 $\pm 0.5\%$ ），其流量测定范围 $1.5 \times 10^{-3} \sim 100 \text{m}^3/\text{h}$ 。

5. 气体流量计

检测气体流量的实用类型分两大类，即体积流量型和质量流量型，现分述如下。

(1) 体积流量型气体流量计 这类气体流量计的工作原理是根据流动气体动能的转换及流动类型改变而检测其流量。实验室小试和中试发酵系统几乎都应用转子流量计。转子流量计结构简单，流动压降小，线性刻度，故使用时若温度或压强与上述不同，则必须修正。

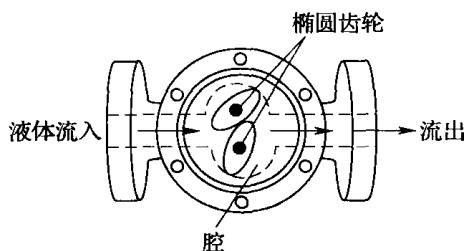


图 1-5-6 椭圆流量计

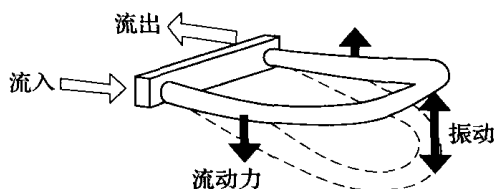


图 1-5-7 科里奥利（Coriolis）效应流量计

此外，体积式流量计还有同心孔板压差式流量计，可用于工业生产规模上。

(2) 质量流量型气体流量计 质量流量型流量计的检测原理是利用流体的固有性质，如质量、导电性、电磁感应及导热等特性而进行设计的。对气体流量测定，最常用的是利用其导热性能。其结构示意图和测定流量的工作原理如图 1-5-8 和图 1-5-9 所示。

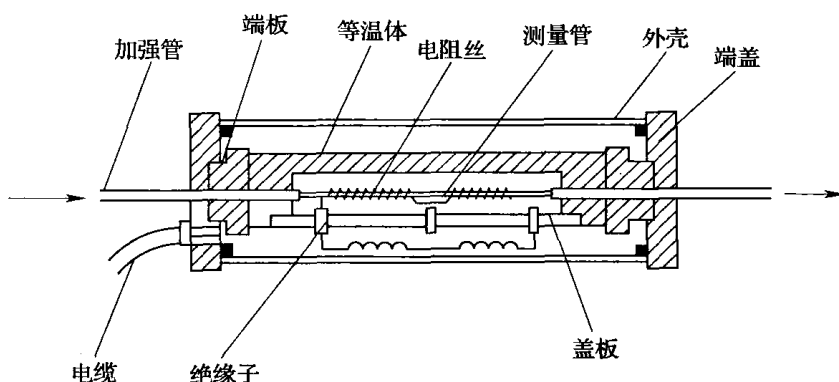


图 1-5-8 气体热质量流量传感器结构

在没有空气流过时，沿测量管轴方向的温度分布大体上是左右对称的，而有空气流过时，近气流进入端的温度降低，而流出端的温度上升，如图 1-5-9 所示。不平衡电桥输出的电势 E 可用下式表示：

$$E = kcq_m \quad (1-5-2)$$

式中 k ——比例常数，同一传感器为常数
 c ——流过气体的比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$
 q_m ——气体质量流量， kg/s

由上式可知，对一定气体，输出的电势 E 与质量流量 q_m 成正比。此种流量计的流量范围为 $0.6 \sim 250\text{L}/\text{h}$ ，相应的精度较高。

6. 发酵液黏度的检测

由于生物发酵系统大多是气液固三相混合物，且发酵液中含有生物细胞、代谢产物，往往呈非牛顿流体特性；加之反应器要求无菌操作，故发酵液的在线检测有一定难度。当然，从反应器中无菌取样，再用黏度计进行检测，就可测出其流变特性。

发酵工业上常用的黏度测定仪有振动式黏度传感仪、毛细管黏度计、回转式黏度计以

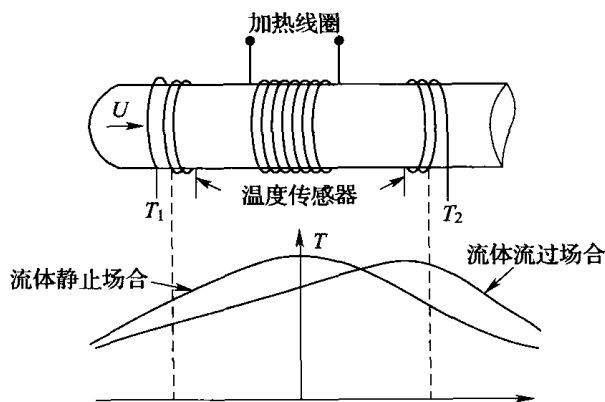


图 1-5-9 气体热质量流量计工作原理

及涡轮旋转黏度计等, 下面略做介绍。

(1) 振动式黏度传感仪 用一特制的金属棒插进反应器内溶液中, 并使之强制振动, 其振动特性与液体黏度有一定的关系, 故只要设法检出其振动特性, 就可掌握发酵液的黏度 (表观黏度)。其结构简图如图 1-5-10 所示。以此法测黏度, 可保证无菌操作, 但只能测定黏度的相对值, 且精确度也较差, 仍有待改进提高。

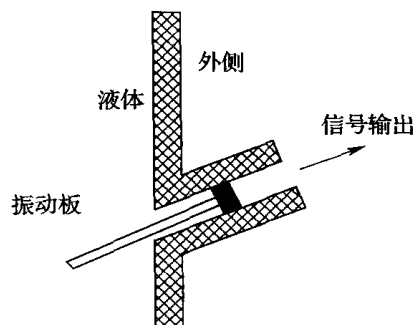


图 1-5-10 振动式黏度传感仪示意图

(2) 发酵液循环黏度测定 对于发酵液的在线检测, 较好的方法是装设自动无菌取样循环系统, 使发酵液通过取样管路流过旋转式黏度计或毛细管黏度计, 以实现发酵液黏度的连续在线检测。旋转式黏度计测定黏度范围为 $0.015 \sim 100 \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 响应时间数十秒, 灵敏度为满刻度的 $\pm 1\%$ 。

7. 搅拌转速和搅拌功率

(1) 搅拌转速 发酵罐的搅拌转速随罐的大小不同而变化, 总是罐容越小, 转速越高。例如, 实验室规模的 $1 \sim 3 \text{ L}$ 罐, 搅拌转速可高达 $1000 \sim 1500 \text{ r/min}$, 而 100 m^3 谷氨酸发酵罐搅拌转速约 100 r/min 。搅拌转速的检测常用方法有磁感应式、光感应式和测速发电机等三种。前两种测速仪是利用搅拌轴或电机轴上装设的感应片切割磁场或光束而产生脉冲信号, 此信号即脉冲频率与搅拌转速相同。而测速发电机是利用在搅拌轴上或电机轴上装设一小型发电机, 后者的输出电压与搅拌转速成线性关系。至于搅拌转速的调节, 实验室和中试发酵罐可用直流电机、调速电机及变频器等实行无级调速控制; 而大型发酵罐的调速设备相应投资较大, 故目前基本上是固定转速的。

(2) 发酵搅拌功率 前面已讨论过, 发酵搅拌功率取决于搅拌器的结构及尺寸、搅拌转速、发酵液性质、操作参数如通气量等, 搅拌功率直接影响发酵液的混合与溶氧、细胞分散及物质传递、热量传递等特性。目前, 生产规模的发酵罐搅拌功率只是测定驱动电机的电压与电流, 或直接测定电机搅拌功率, 但此功率包含了传动减速机构的功率损失。对于实验研究需要较准确测定实际的搅拌轴功率, 常用轴转矩测定法, 其计算公式为:

$$P = 2\pi nM \tag{1-5-3}$$

式中 P ——搅拌功率, W

n ——搅拌轴转速, r/s

M ——搅拌轴转矩, $\text{N} \cdot \text{m}$

8. pH 的检测

目前, 最通用的 pH 测定仪是复合 pH 电极, 因其具有结构紧凑, 可蒸汽加热灭菌的优点。其结构示意图如图 1-5-11 所示。其工作原理是利用玻璃电极与参比电极浸泡于某一溶液时具有一定的电位, 其 pH 可表示为:

$$\text{pH} = 0.43 \frac{F(E_0 - E)}{RT} \tag{1-5-4}$$

式中 E_0 ——标准电极电位, mV

E ——被测溶液的玻璃电极电位, mV

F ——法拉第常数

R ——气体常数, $8.314\text{J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$

T ——热力学温度, K

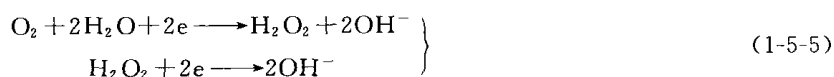
由式(1-5-4)可见, pH除受电极电位差($E-E_0$)影响外, 还正比于 F/RT , 即受温度 T 的影响。pH电极最重要的部位为玻璃微孔膜, 见图1-5-11。若此电极微孔膜部分受蛋白质等大分子污染吸附, 则影响膜的内外之间的质量传递, pH计的灵敏度和响应时间会下降和延长, 此时必须用蛋白酶浸泡使蛋白质酶溶解出。

为了使pH电极适应工业发酵生产的要求, 通常加装不锈钢保护套才能插入发酵罐中使用。另外, 具有温度补偿系统。因为电极内容会随使用时间尤其是高温灭菌而不断变化, 故必须在每批发酵灭菌操作前后进行标定, 即用标准pH缓冲液校准。通常pH计的测定范围是 $0\sim 14$, 精度达 $\pm 0.05\sim 0.1\text{pH}$, 响应时间数秒至数十秒, 灵敏度为 0.1pH 。

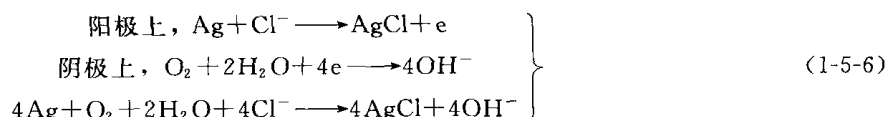
另外, 光纤pH传感器以其无需与待测溶液接触、成本低、易集成等优点而受到了诸多研究者的关注。其原理是根据pH变化时溶液的光学性质随之发生变化, 由此衍生出吸收光度、荧光、消逝波等方法。光纤pH传感器大多通过在光纤端部或者侧壁制备pH敏感膜, 这无疑增加了传感器制备的复杂性, 并且难免造成培养液的污染, 不符合细胞或组织培养过程无菌化的要求。王军波等制备的阵列光纤传感器, 和相同原理的光纤pH传感器相比具有灵敏度高, 所需溶液体积小($< 0.8\mu\text{L}$), 特别适于生物微反应器的所需样品小、无污染等要求, 并且可实现多个生物微反应器的同时监测。

9. 溶氧浓度的检测

使用仪器进行发酵液的溶解氧水平的检测通常用溶氧电极法, 其化学基础是氧分子在阴极上还原, 因而有电流产生, 所产生的电流和被还原的氧量成正比, 故设法测定此电流值就可确定发酵液的溶氧浓度。其基础反应式为:



如果在电极系统中选用一个电位比阴极低或相等的阳极作参比电极时, 就需要外加一个电压, 使之维持在 $-0.8\sim -0.6\text{V}$ 的氧极谱电压内, 这种电极称之为电解型(极谱型)电极。例如, 阴极和阳极都用银制成, 参比电解液为KCl溶液时, 则电极反应为:



实际上, 用一层高分子膜(如PTFE)使电极与被测溶液分隔开, 具有如下特点:

- (1) 氧分子扩散透过膜是限速步骤, 故测出的电流值与溶氧浓度成正比;
- (2) 温度对氧在发酵液的溶解度及氧分子扩散速度均有影响。对常用的上述的溶氧电极, 温度变化 1°C , 则产生4%的变化, 故必须装设温度补偿线路;
- (3) 电流值和氧的扩散系数与溶解度的乘积成正比关系;
- (4) 这类溶氧电极的阳极面积应比阴极面积大得多, 这样可减少误差。

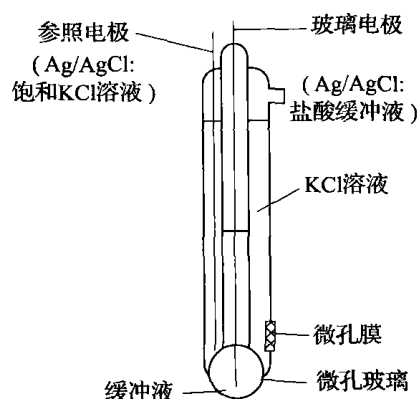


图 1-5-11 复合 pH 电极结构

溶氧电极的溶氧值有两种表示方法, 即饱和溶氧的百分数和溶氧值, 前者最常用。因为发酵液的成分变化很大, 故即使在同一温度和相同压强下, 不同发酵液的饱和溶氧值也不一样, 故常用发酵液通气搅拌足够长时间溶氧已达饱和时的电极输出电流检出值为 100%, 残余电流值为零以标定 (注意标定时应未接入生物细胞种), 则发酵过程由于细胞消耗大量的氧, 故此时读数为饱和时的某一百分值。至于质量百分浓度, 通常溶氧电极可测定范围是 0~20mg/L 灵敏度为 ±1%FS (FS 为满刻度读数), 响应时间 10~60s, 精度 ±1%FS。

值得注意的是, 测定时要使电极周围的液体适度流动, 以加强传质, 尽量减少与电极膜接触的液膜滞流层厚度, 并减少气泡和生物细胞在膜上积存, 以保证溶氧测定的准确。

10. 溶解 CO₂ 浓度的检测

溶解 CO₂ 浓度的检测原理是利用对 CO₂ 分子有特殊选择渗透通过特性的微孔膜, 并使扩散通过的 CO₂ 进入饱和碳酸氢钠缓冲溶液中, 平衡后显示的 pH 与溶解 CO₂ 浓度成正比, 由此原理并通过变换就可测出溶解 CO₂ 浓度。具体地, pH 可用下式表示:

$$\text{pH} = -\lg\left(\frac{K_a}{a_{\text{HCO}_3^-}}\right) - \lg(a_{\text{CO}_2}) \quad (1-5-7)$$

式中 K_a —— 碳酸氢钠离解平衡常数

$a_{\text{HCO}_3^-}$ —— 饱和碳酸氢钠溶液 HCO₃⁻ 的活度

a_{CO_2} —— 碳酸氢钠溶液中 CO₂ 的活度

可见, 溶解 CO₂ 浓度测定仪的工作原理和 pH 计是类似的, 但不同点是电极内装了饱和的碳酸氢钠溶液, 在高温灭菌时会部分分解, 故要每次灭菌后均需校准才能测定。目前已商品化的溶解 CO₂ 浓度仪的测定范围是 1.5~1500g/m³, 精度 ±2%~5%FS, 响应时间数十秒至数分钟。仪器的标定也是采用两点式, 如 pH 电极一样。

11. 氧化还原电位 (ORP) 的检测

在生物发酵反应, 氧化还原电位有重要意义。在厌气性发酵或亚需氧生物反应系统中, 培养液的溶氧浓度可能在 10μM 以下, 这微小的溶氧值用一般的溶氧电极是无法测定的。氧分子作为电子受体的功能, 关系到反应系统的氧化还原的平衡, 故氧化还原电位 (ORP) 可作为微量溶氧浓度的指示。理论和实践表明, 溶氧浓度与 ORP 虽不成正比关系, 但有一定的对应关系, 即当 ORP = -300~-100mV 时, 反应系统并非处于完全厌氧状态; 但当 ORP ≤ -600mV 时, 反应溶液已处于完全厌氧状况。

氧化还原电位的检测原理, 是基于溶液中的金属电极上进行的电子交换达到平衡时, 具有相应的氧化还原电位值, 此值与溶液的 pH 和温度有关, 具体表示如式 (1-5-8) 所示。

$$E = E_0 + \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_0}{a_R} = \frac{RT}{4F} \ln p_{\text{O}_2} + \frac{RT}{F} \ln [\text{H}^+] \quad (1-5-8)$$

式中 E_0 —— 标准氧化还原电位值, 常数

a_0 —— 氧化型物质的活度

a_R —— 还原型物质的活度

p_{O_2} —— 溶液中溶氧值平衡的氧分压强, Pa

从式 (1-5-8) 可见, 溶液的氧化还原电位值不仅取决于溶氧值, 还与温度 T 和 pH

有关。目前常用的氧化还原电极的检测范围在 $-700 \sim +700\text{mV}$ ，灵敏度 $\pm 10\text{mV}$ ，响应时间数十秒至数分钟，精度为 $\pm 0.1\% \text{FS}$ 。

12. 排气的氧分压和 CO_2 分压的检测

(1) 排气的氧分压的检测 气体中氧浓度的检测，主要有磁氧分析、极谱电位法和质谱法。现就应用最广泛的磁氧分析仪的检测原理进行介绍。由于氧是顺磁性的，由于它的磁化率较大，在所有气体中占有重要地位，而大多数气体具有抗磁性，而且有较小的磁化率。

根据磁化理论，被检测排气的磁化率可由下式表达：

$$\eta_M = (\eta_{\text{O}_2} - \eta_B) \frac{c_{\text{O}_2}}{100} + \eta_B \quad (1-5-9)$$

式中 η_{O_2} —— 氧的体积磁化率

η_B —— 背景气体磁化率

c_{O_2} —— 发酵排气氧浓度

若将此被检测样品气体导入磁场。在非均匀磁场范围内作用在气体分子上的力可导致压强的变化，即在均匀磁场与无磁场的空间存在压强差：

$$\Delta p = \frac{1}{2} \mu_0 H^2 \eta_M \quad (1-5-10)$$

式中 μ_0 —— 常数

H —— 磁场强度

由式 (1-5-10) 和式 (1-5-9) 可知，测出 Δp 就可求出 η_M ，进而求出 c_{O_2} ，这就是磁氧分析仪的检测原理，具体的仪器结构示意图见图 1-5-12。这种磁氧分析仪的测定范围是气体中氧浓度 $0.5\% \sim 100\%$ ，精度为 $\pm 1\% \sim 2\% \text{FS}$ ，响应时间为数秒至数十秒，灵敏度为 $\pm 1\% \sim 2\% \text{FS}$ 。

(2) 排气中 CO_2 分压的检测 在发酵工业中常用的排气中 CO_2 分压（浓度）检测仪为红外线二氧化碳测定仪和二氧化碳电极，现分别简单介绍。

红外线二氧化碳分析仪是基于下述原理：除了单原子气体如氦、氩等和具有对称性又无极性的双原子气体如氢、氮、氧等之外，几乎所有的其他气体都在近红外波段即 μm 波具有不同的红外吸收谱，其中 CO_2 的红外吸收峰在 $(2.6 \sim 2.9) \times 10^3$ 和 $(4.1 \sim 4.5) \times 10^3 \text{nm}$ 。由于 CO_2 气体的吸收。在上述两个波段的近红外线通过含有 CO_2 的气体时，光强度衰减，其衰减量依从 Lambert-Beer 的规则，即：

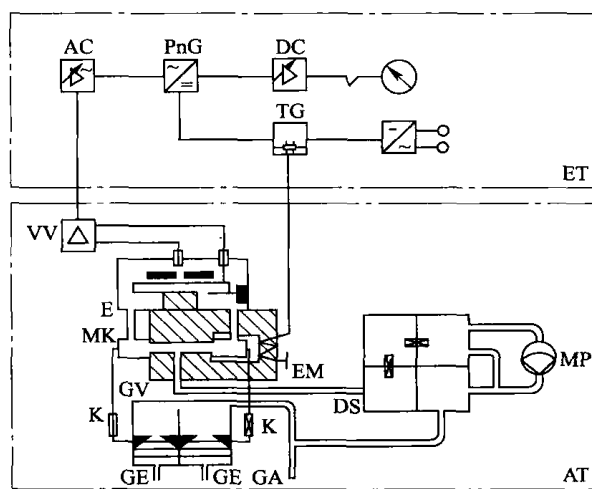


图 1-5-12 磁氧分析仪结构原理图

- AT—分析部分 ET—电子部分 MP—膜片泵
- DS—缓冲系统 GA—气体出口 K—毛细管
- GV—气体分配器 EM—电磁铁 MK—测量气室
- E—接收器 VV—前置放大器
- AC—交流放大器 PnG—相敏整流 DC—直流放大
- TG—脉冲直流电压器 GE—气体进口

$$\lg \left(\frac{I}{I_0} \right) = aL/c_{\text{CO}_2} \quad (1-5-11)$$

式中 I_0, I ——入射光强和衰减后光强度

a ——光吸收系数

L ——光透过气体的距离, m

c_{CO_2} —— CO_2 气体浓度, %

例如, 用波长为 4300nm 的近红外光吸收二氧化碳浓度计可测定的 CO_2 浓度为 1%~100%, 精度为 $\pm 0.5\% \sim 1\% \text{FS}$, 响应时间数秒, 灵敏度 $\pm 1\% \sim 2\% \text{FS}$ 。必须注意的是, 有相近红外光吸收峰的其他气体对测定的精度有影响, 其中 CO 气体影响最大。

在现代化的通气发酵罐, 为全面监控发酵过程, 通常均装设排气的氧浓度和 CO_2 浓度检测仪, 当然需通过取样系统连接。其系统流程示意图如图 1-5-13 所示。

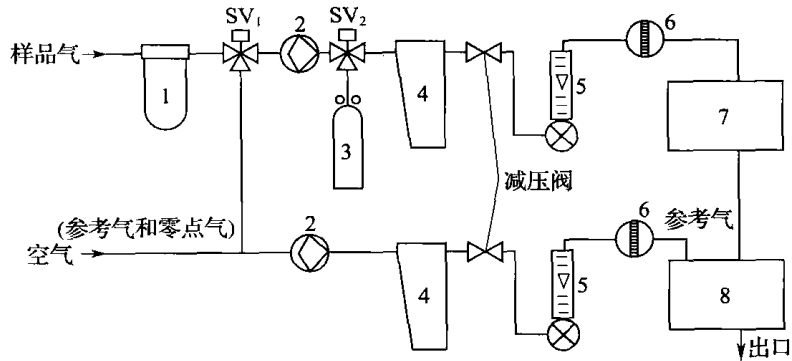


图 1-5-13 通气发酵罐排气检测流程图

1—粗滤器 2—膜片泵 3—贮气瓶 4—除水器 5—流量计
6—精过滤器 7— CO_2 检测仪 8—氧分析仪

13. 细胞浓度测定

生物细胞浓度的测定十分重要。通常, 有全细胞浓度和活细胞浓度之分。

(1) 全细胞浓度的测定 在生物发酵系统中, 即使是纯种培养又无杂菌污染, 发酵液中的细胞在细胞龄、大小等也有差异, 尤其是有活细胞和死细胞之分。而全细胞浓度测定方法又可分湿重法、干重法、浊度法、湿细胞体积等, 尤其在发酵工厂生产中, 这四种方法均有广泛应用。当然, 以准确度来说, 干重法最好, 但其余三种方法简便易行, 节省时间, 有利于生产过程的检测控制, 尤其是对发酵流加操作和连续操作过程。

对于生物反应器在线检测用的生物传感器或普通的传感器, 必须尽可能满足下述要求: ① 响应要连续、迅速; ② 灵敏度应在 0.02g/L 以上; ③ 电极本身对生物细胞无影响; ④ 检测过程对细胞无损伤, 不必加药物; ⑤ 可检测含固体微粒营养物质的发酵液; ⑥ 易于清洗、灭菌。

能基本满足上述要求的在线检测全细胞浓度仪常用有流通式浊度计, 其在线检测装置示意图如图 1-5-14 所示。所用的光源可用可见单色光、激光或紫外光, 最常用的为可见光或同一波长的激光束, 前者的波长 400~660nm, 根据不同的生物细胞选用不同的波长。在一定的细胞浓度范围, 全细胞浓度与光密度 (也称消光系数, OD) 值成线

性关系。若应用激光束作光源，可测全细胞浓度的范围是 0~200g/L (湿细胞)，精度在 ±1%FS，响应时间只用 1s。但用这种流通式浊度计检测细胞浓度，必须注意下述几个问题：

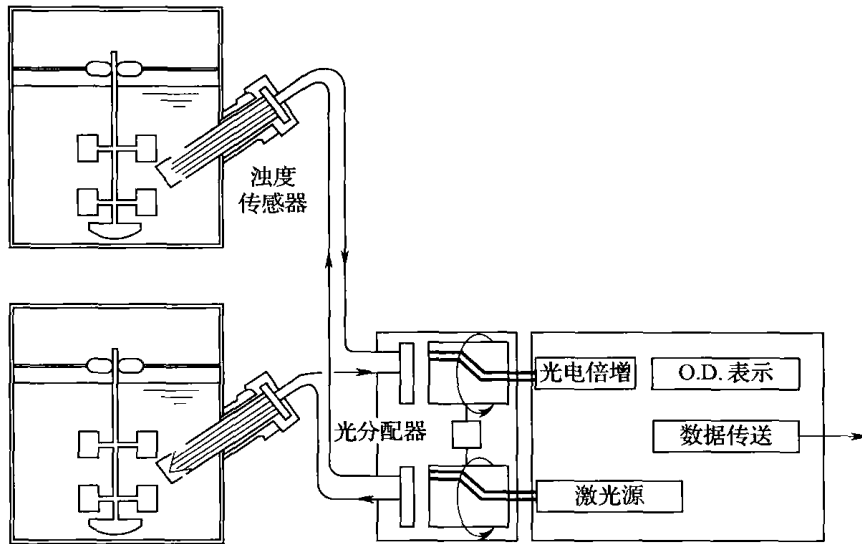
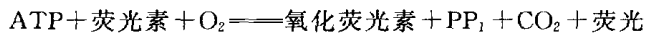


图 1-5-14 细胞浓度在线检测浊度计

- ① 适用于游离细胞，细胞形状为球状、杆状的酵母、细菌、绿藻等。至于丝状的霉菌、放线菌等的测定误差大，不宜用此法，应采用湿重法或干重法测定。
- ② 空气泡会干扰读数，使样液先经气液分离器脱气后才检测可减少误差。
- ③ 传感器的比色皿会因细胞附壁而增大测定误差，为尽量使此误差减至最小，可适当提高发酵液流过光电比色皿时的速度。

(2) 活细胞浓度的测定 发酵液中活细胞浓度的测定原理是利用活生物细胞催化的反应或活细胞本身特有的物质而使用生物发光或化学发光法进行测定。例如，活生物细胞为了维持呼吸与代谢，必须有一定的能量物质 ATP，其含量视细胞种类及活性等不同而变化，生长条件相同的同一类细胞所具有的 ATP 水平是一样的。当细胞死灭，其中 ATP 就迅速水解而消失，因此可通过发酵液的 APT 浓度检测来确定活细胞浓度。

例如，在 ATP 存在下，荧光素氧化酶可使荧光素氧化，同时生成荧光，其反应式为：



上述反应发出的荧光强度与 ATP 浓度成正比，由此可检测发酵液中的活细胞浓度。

此外，在生物细胞培养过程中的某一时期，相同细胞在同等培养条件产生的 NADH 量是不变的，在对数生长期，活细胞浓度与 NADH 浓度成正比，这也是荧光法测定活细胞浓度的依据。这种荧光活细胞检测仪的装置示意图如图 1-5-15 所示。

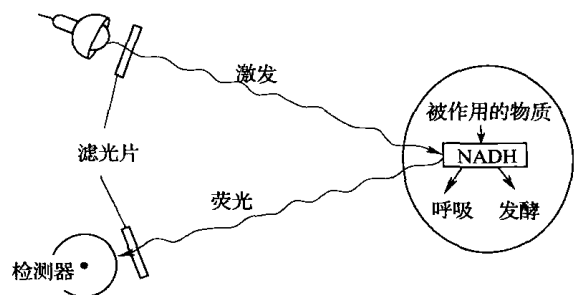


图 1-5-15 荧光测量活细胞装置简图

当然，对于取样离线测试方法还有染色计数法检测活细胞数，这可用于多数的微生物和动植物细胞。

三、生物发酵溶液中营养成分与产物的分析

对发酵生产，反应溶液中的营养成分和产物、副产物的分析测定是十分重要的。但至今大多数的成分仍未能在线检测，通常是在反应器中装设微孔陶瓷取样器或渗透膜取样器进行无菌取样，然后使用 HPLC 或 GC 等仪器或化学方法进行检测。常见的生物发酵反应类型及有关的营养基质、产物等成分如表 1-5-2 所示。

表 1-5-2 发酵液中营养成分与产物等

催化剂类别	检测物质分类	发酵中待检测的物质成分
微生物细胞	营养基质 产物及副产物 营养盐生长因子	葡萄糖、麦芽糖、乳糖、醋酸、酚、BOD 等 乙醇、氨、蛋白质、抗生素、氨基酸、有机酸（乳酸、醋酸、柠檬酸等）、酶、甲烷、氢等 无机离子类（如 K^+ 、 Na^+ 、 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 NH_4^+ 、 NO_3^- ，生物素、维生素等）
动物细胞	营养基质 产物及副产物 生长因子	葡萄糖、氨基酸等 蛋白质类（tpA、GCSF、EPO、INF 等）、乳酸、氨、尿素、二氧化碳 维生素、激素、抗生素（青霉素、链霉素等）
植物细胞	营养基质 产物 副产物 生长素	糖类（蔗糖、葡萄糖、麦芽糖、乳糖、半乳糖、醋酸、硝酸盐、氨基酸等） 次生代谢产物如植物色素、皂苷、紫杉醇等 氨、 CO_2 维生素、植物激素（如 2, 4-D、NAA、6-BA 等）

由于传感器的局限性，近年来，研究人员也在探索一些新型的检测方法。许哲等开发了基于图像处理技术的生物反应器浓度检测系统。系统是由发酵罐、补料系统、反应液循环与控制系统、浓度检测装置、计算机控制系统四部分组成，如图 1-5-16 所示。检测装置包括光源、透镜、三棱镜、狭缝调节机构、图像采集处理装置和采样瓶等。其中图像采集处理装置包括 CCD 摄像头和图像采集卡。采集的图像数据经过采集卡，传输到计算机中。图 1-5-17 是浓度检测装置原理图。系统的设计原理是基于分光光度计原理。光信号通过一系列光学透镜，经过分光处理，然后通过狭缝，成为一束平行单色光，通过采样反应液玻璃管，最后由 CCD 摄像头获得透过来的光强信号，经过计算，来测定反应液浓度。通过多次与分光光度计的实验验证比较，使用该开发系统测得的数据接近参考分光光度计的测试数据，证实了所设计的系统可以用于生物反应器浓度的在线测量，为实现发酵过程参数的在线检测提供了值得借鉴的设计思路和实现方法。

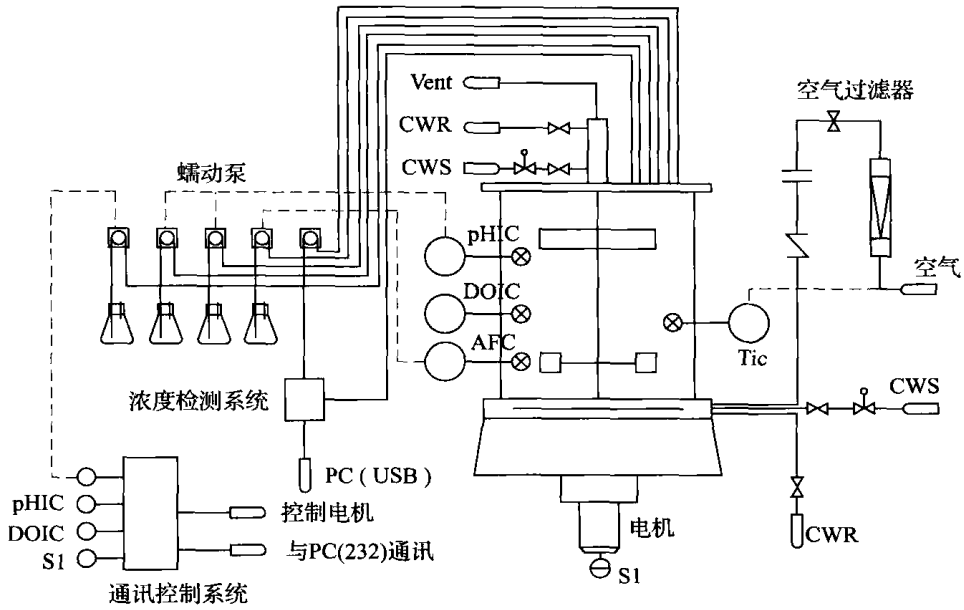


图 1-5-16 系统原理示意图

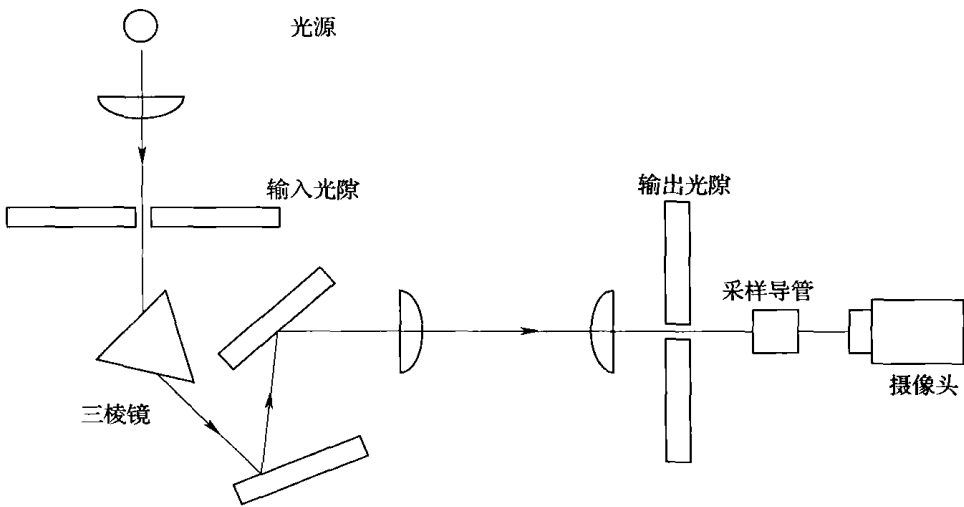


图 1-5-17 浓度检测装置原理图

第三节 生物传感器的研究开发与应用

在发酵液成分分析中，需检测的物质成分大多数是有机化合物。除了前面两节内容介绍的检测仪器外，近年来还有一类是利用生物细胞自身或其中所含的酶等有生物功能的物质来制成的传感器，它是由固定化的生物材料和适当的换能器件相结合而构成的检测器件。这类检测仪器被称为生物传感器。

用于生物传感器的生物材料包括固定化酶、微生物、抗原抗体、生物体组织或器官等。同时，用于生物传感器中产生二次响应的换能器研究也有很大进展，除了所用的电化

学电极外，还出现了热敏电阻、离子敏感场效应管、光纤和压电晶体等不同类型。由上述两类相结合就可构成众多的生物传感器。

一、生物传感器在微生物发酵过程检测上的应用

生物发酵生产，微生物发酵占主导地位。在发酵过程需检测的参数有细胞浓度、基质浓度、产物浓度、溶氧浓度、pH等。同时，描述细胞特性的胞内pH、RNA、DNA、ATP、NADP等均需测定。细胞浓度检测传统的方法是血球计数器计数法，若加上染色处理，还可判别活细胞和死细胞的比例。用此法费时间长，但效果较准确。用传统的细胞计数器是通过操作人员眼睛进行计数的，故不能作为反应器直接联结的在线检测。

基于上述人工计数方法的原理，研究开发成功了流动细胞计数法（flow cytometry），所用的检测仪器称为流式细胞仪（Cell Sorter），其结构及主要部件如图1-5-18所示。具体的测定原理如下：被检测的含细胞的试样流过检测器，使细胞逐个滴下，由激光检出，根据预先设定的各种细胞的电特性进行识别，由此可统计出细胞的尺寸分布及细胞龄等特性。例如，利用荧光使DNA分子“染色”，然后测定“染色”后细胞发出的荧光强度分布，最后推定上述的细胞特性。但实际上，上述的流式细胞仪结构复杂，价格高昂，在普通的实验室或生产部门仍未能普及使用。对于球状和杆状细胞如大多数的酵母和球状或杆状细菌，细胞浓度的检测通常是使用浊度测定（用分光光度计），以其消光值OD表示，或由OD与干细胞浓度对应的标准曲线求取相应的细胞浓度。当然，在酵母等生产，可用离心分离方法测出一定体积发酵液含用的鲜细胞体积以粗略估算细胞浓度，例如面包酵母

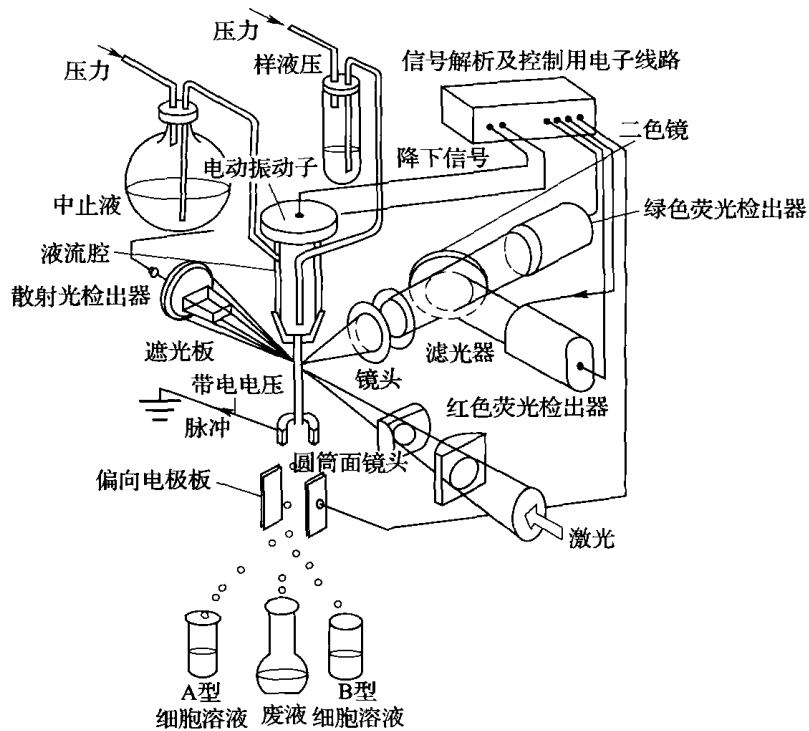


图 1-5-18 流式细胞仪结构示意图

培养液离心分离湿酵母泥的干细胞量约为 0.3g/mL；同样，小球藻异养培养离心分离的鲜藻泥干藻细胞量也大约如此。关于培养基营养成分如糖类、营养盐以及产物的分析检测，可用各种酶电极进行测定，具体的检测有关的酶反应原理见表 1-5-3。

表 1-5-3 酶电极检测有关的反应原理

检测物质	使用的酶	有关的酶反应
葡萄糖	HK	葡萄糖 + ATP → G-6-P + ADP
	G6P-DH	G-6-P + NAD ⁺ → 葡萄糖酸-6-磷酸 + NADPH + H ⁺
果糖	HK	果糖 + ATP → F-6-P + ADP
	PGI	F-6-P ⇌ G-6-P
	G6P-DH	G-6-P + NAD ⁺ → 葡萄糖酸-6-磷酸 + NADPH + H ⁺
山梨糖醇	SDH	山梨酸醇 + NAD ⁺ → 果糖 + NADH + H ⁺
	LDH	NADH + H ⁺ + 丙酮酸 → NAD ⁺ + L-乳酸
	果糖酶	果糖分析反应
蔗糖	β-果糖苷酶	蔗糖 + H ₂ O → 葡萄糖 + 果糖
	葡萄糖和果糖用酶 AGS	葡萄糖和果糖的分析检测反应
淀粉	葡萄糖用酶	淀粉 + (n-1) H ₂ O → n 葡萄糖 葡萄糖分析反应
乙醇	ADH	乙醇 + NAD ⁺ ⇌ 乙醛 + NADH + H ⁺
	AIDH	乙醛 + NAD ⁺ + H ₂ O → 乙酸 + NADH + H ⁺
醋酸	ACS	HAC + ATP → 乙酰辅酶 A + AMP + PP _i
	CS	乙酰辅酶 A + 草酰乙酸 + H ₂ O → 柠檬酸 + CoA
	MCH	苹果酸 + NAD ⁺ ⇌ 草酰乙酸 + NADH + H ⁺
乳酸	L-LDH	L-乳酸 + NAD ⁺ ⇌ 丙酮酸 + NADH + H ⁺
	GPT	丙酮酸 + L-谷氨酸 → L-丙氨酸 + α-酮戊二酸
氨	GIDH	氨 + NADH + α-酮戊二酸 → L-酮戊二酸 + NAD ⁺ + H ₂ O
尿素	脲酶	尿素 + H ₂ O → 2NH ₃ + CO ₂
	GLDH	α-酮戊二酸 + NADH + NH ₄ ⁺ → L-谷氨酸 + NAD ⁺ + H ₂ O
L-谷氨酸	GIDH	L-谷氨酸 + NAD ⁺ + H ₂ O ⇌ α-酮戊二酸 + NADH + NH ₄ ⁺
硝酸盐	硝酸还原酶	硝酸盐 + NADPH + H ⁺ → 亚硝酸盐 + H ₂ O + NADP
ATP	Mg ²⁺	ATP + 荧光素 (LH ₂) → LH ₂ -AMP + 焦磷酸
	荧光素酶	LH ₂ -AMP + O ₂ → AMP + CO ₂ + 氧化荧光素 + hv

表 1-5-3 所示的微生物发酵生产中常见物质的生物传感器测定原理，已有相应的酶试剂盒，可方便进行检测。而在发酵生产中已研制开发的生物传感器的例子如表 1-5-4 所示。

表 1-5-4

发酵过程物质检测用生物传感器

检测物质		检测用的生物传感器及换能器件
糖类	葡萄糖	酶电极（葡萄糖氧化酶）与氧电极 微生物电极（ <i>Pseudomonas Fluorescens</i> ）和电极
	蔗糖	酶电极（蔗糖酶、葡萄糖氧化酶）和氧电极
	麦芽糖	酶电极（葡萄糖淀粉酶、葡萄糖氧化酶）和电极
	半乳糖	酶电极（半乳糖酶）和电极
	乳糖	酶电极（半乳糖酶、葡萄糖氧化酶）和电极
有机酸	乳酸	酶电极（乳酸氧化酶）与氧电极或过氧化氢电极
	丙酮酸	酶电极（丙酮酸氧化酶）和氧电极
	草酰乙酸	酶电极（草酰乙酸脱羧酶）和二氧化碳电极
	醋酸	微生物电极（酵母 <i>Trichosporon Brasicae</i> ）和酶电极
	蚁酸	微生物电极（柠檬酸细菌）和氢电极
醇	乙醇	酶电极（乙醇脱氢酶）和氧电极或过氧化氢电极 ^① 酶电极（乙醇氧化酶）和氧电极或过氧化氢电极 ^① 微生物电极（酵母 <i>Trichosporon Brasicae</i> ）和氧电极 ^②
氨基酸	L-氨基酸	酶电极（L-氨基酸氧化酶）和氧电极或过氧化氢电极 ^③ 酶电极（脱氨酶）和氨电极 酶电极（脱羧酶）和 CO ₂ 电极
	谷氨酸	微生物电极（大肠杆菌）和 CO ₂ 电极
抗生素	青霉素	酶电极（青霉素酶或 β -内酰胺酶）和 pH 电极
	头孢菌素	微生物电极（柠檬酸菌）和复合型玻璃电极
其他	BOD	微生物电极（酵母 <i>Trichosporon Cutanium</i> ）和氧电极
	甲烷	微生物电极（甲烷氧化菌）和氧电极
	氨	微生物电极（硝化菌）和氧电极
	亚硝酸盐	微生物电极（亚硝酸氧化菌 <i>Nitrobacter sp.</i> ）和氧电极

注：① 选择性欠佳，可用特殊的选择性膜联合解决。

② 稳定性较好。

③ 选择性较差。

二、动植物细胞培养过程的参数检测

对于动物细胞，虽然大多可在体外生长和繁殖，但由于没有细胞壁；故大多需贴附在支持物上才能生长，这类动物细胞被称做贴壁依赖型。此外，还有部分动物细胞可类似微生物细胞那样在悬浮状态也可生长繁殖，称之为悬浮细胞或非贴壁依赖型。由于动物细胞的生长培养具有上述的两种基本形式，故培养过程的参数检测方法也有不同。例如细胞浓度，因悬浮型培养的特性类似于通常的微生物深层发酵过程，故其细胞浓度也可采用类似的检测技术；但对于贴壁培养，则不能直接按微生物发酵过程的检测方法，而必须先用胰蛋白酶等进行处理，使动物细胞与依附的表面分离，然后再按常规的细胞浓度检测方法进

行。若要测定动物细胞中的活细胞数量，可使用锥虫蓝（trypan blue）色素，因这种色素物质进入细胞内会引起生理反应，故活细胞抗拒其进入细胞体内，但死细胞则失去这种自我保护能力而被染成蓝色，由此可测定细胞中活细胞所占的比例。

在动物细胞培养过程必须重点检测的参数有温度、pH、溶氧浓度以及氨、乳酸、CO₂等。在动物细胞培养中，往往还需测定培养基的渗透压。当然，培养基的营养成分如氨基酸、维生素、盐、有机物添加剂及葡萄糖等也需要分析检测。对大部分的动物细胞培养，含血清的培养基有利于细胞的生长及代谢产物的生成，而血清的主要营养及功能成分是蛋白质、多肽、激素等。

关于植物细胞培养过程的检测，考虑到细胞之间的离散特性，故相应的检测技术与方法也必须确立。例如，对于植物愈伤组织培养过程，愈伤组织的增殖与基质等营养物质的浓度变化等数据，必须以多个摇瓶培养结果为依据，在对各瓶的参数分别进行检测的基础上，就可获得植物愈伤组织生长增殖的离散数据及其平均生长速度等。这是植物细胞（组织）培养过程检测的特殊性之一。在反应器放大培养中，若是使用愈伤组织或器官等培养，则有关的检测参数和测定方法也可能不同。其中特别要注意的是，和微生物或动物细胞相比，植物细胞在悬浮培养中往往形成团块，至于前述的愈伤组织、发状根等就不用说了，故如何做到均匀取样即使样品有代表性，这是植物细胞（组织）培养过程检测的关键。

在植物细胞培养过程，溶氧浓度、温度和 pH 是最重要的参数，不仅影响细胞的生长增殖，而且还影响代谢产物的形成。故上述的参数均应进行在线检测与监控，以获得良好的效果。其他的如培养液营养物质的浓度、通气量、搅拌转速等如常规的微生物培养过程检测，对某些培养如植物细胞培养生产黄酮类色素，光照强度也是重要的检测参数。

三、生物传感器的类型及结构原理

生物传感器可分成酶电极、微生物电极、免疫敏电极以及其他生物化学电极。它们是由固定化的生物材料如酶、微生物、生物组织、动物细胞、抗体抗原等和适当的换能器件联合构成，后者把生化反应信号转换成可定量的检测信号，其原理结构图如图 1-5-19 所示。

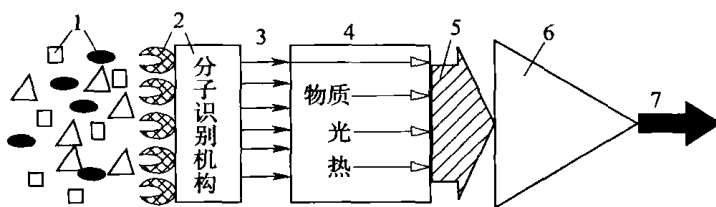


图 1-5-19 生物传感器的原理结构示意图

1—待测物质 2—生物功能材料 3—生物反应信息 4—换能器件 5—电信号 6—信号放大 7—输出信号

由固定化酶、固定化微生物等制成的生物传感器膜，与以往的无机或有机敏感膜不同，前者不产生界面电势，而仅与待测物质发生生物催化反应，生成能使生物膜层下面的敏感层产生响应的物质，属二次响应。当然，也有生物膜引发的电子转移，从而改变电极电位的测量原理。至于二次响应的换能器，有各类的电化学电极、热敏电阻、离子敏感场

效应管、光纤和压电晶体等类型。表 1-5-5 列举了主要的生物活性功能材料及组成的分子识别元件，而表 1-5-6 所示为各种相关的生物化学反应及其换能器件。

表 1-5-5 生物活性功能材料及分子识别元件

生物活性功能材料	分子识别元件	生物活性功能材料	分子识别元件
固定化酶	酶膜	线粒体, 叶绿体	细胞器质膜
微生物及动植物细胞	细胞膜	抗体抗原, 酶标抗原	免疫功能膜
动植物组织	组织膜		

表 1-5-6 各类生物化学反应及换能器件

生物化学反应	相应的换能器件	生物化学反应	相应的换能器件
离子变化	电流或电位型 ISE、阻抗计	色效应	光纤、光敏管
质子变化	ISE、场效应晶体管	质量改变	压电晶体
气体分压改变	气敏电极、场效应晶体管	电荷密度变化	阻抗计、场效应晶体管
热效应	热敏电阻	溶液密度改变	表面等离子共振器
光效应	光纤、光敏管、荧光计等		

由以上所述的原理可知，理论上生物传感器有下述的特点：具有特异性和多样性，可制成各式各样生物物质的生物传感器；不需添加化学反应试剂，检测方便、快速；可自动检测和在线检测。当然，在实际上由于生物反应过程大多要求无菌操作，而生物传感器中的生物活性材料却不能耐高温加热灭菌，故实际上要使生物传感器用于在线检测仍有关键的技术问题待解决。此外，生物传感器的稳定性和使用寿命也急需进一步提高和延长。以下就各类生物传感器分别进行介绍。

1. 酶电极

酶电极也即酶传感器，主要由固定化酶膜与相应的各类电化学器件构成，其结构原理如图 1-5-20 所示。

酶电极中的生物催化剂——酶，均必须先经固定化，以获得活力稳定、响应特性较好的酶膜。所用的酶可为一种酶或复合酶，或是酶和辅酶系统。与酶膜相匹配的换能器件的选择是根据不同的酶反应及其产物、副产物而定，其信号可分成电流型和电位型，具体的论述见后。

(1) 酶电极的响应时间和响应信号输出 当把酶电极置于某被检测溶液时，电极信号就随时间逐渐增加，最后趋于稳定，称此为稳态响应。如青霉素浓度测定用的酶电极置于不同青霉素钾盐浓度的溶液中，在不同的时间酶电极的输出信号 (pH) 改变而得到相应的响应曲线，如图 1-5-21 所示。

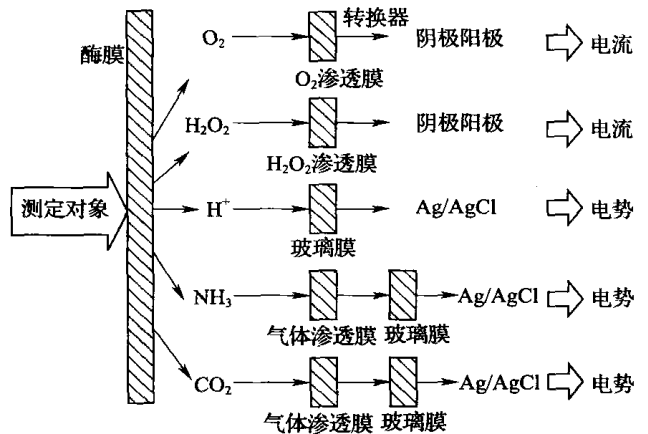


图 1-5-20 酶电极结构原理示意图

青霉素钾浓度 (mmol/L): 1~25, 2~15, 3~10, 4~5, 5~1。

由上述的响应曲线, 根据动态原理或静态 (稳定态) 原理可做出青霉素酶电极与青霉素钾的响应标准曲线, 如图 1-5-22 所示。

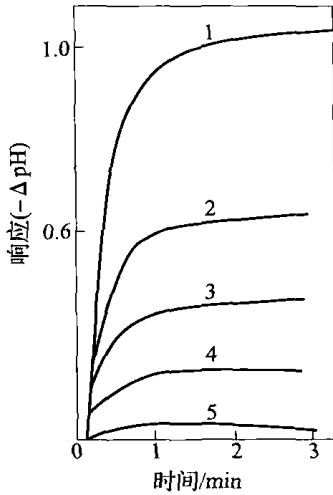


图 1-5-21 青霉素酶电极对不同浓度基质的响应过程

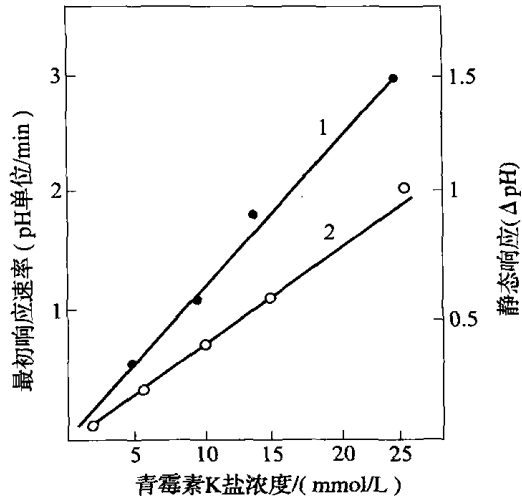


图 1-5-22 青霉素酶电极响应标准曲线
1—动态法标准曲线 2—静态 (稳定) 法标准曲线

由图 1-5-21 可知, 根据酶电极在某一青霉素钾样液的响应曲线, 就可查出此样液中抗生素浓度。因静态 (稳态) 法查对方便, 不必进行计算, 故使用简便; 同时, 只要青霉素浓度不会太高, 测定结果也较准确, 故通常均用静态法。不过, 酶电极标准响应曲线的线性范围是酶电极的重要性能, 由标准曲线可方便检测未知样液的目的物质的浓度。

响应时间, 是当电极参加某一样品溶液或样液中待测物质浓度改变后, 电极信号输出达到稳态值所需的时间, 通常输出信号达到稳态值的 95% 所需的时间就称为 95% 响应时间或简称为响应时间。影响酶电极响应时间的主要因素有酶膜的厚度和扩散速率。酶层越厚, 响应时间越长。而待检物质在固定化酶层中的扩散速率随不同的固定化方法和载体而变化。当然, 响应时间还受到被测系统的基质浓度大小的影响。

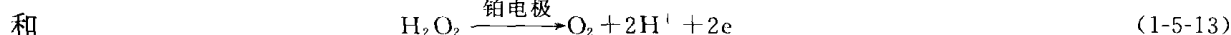
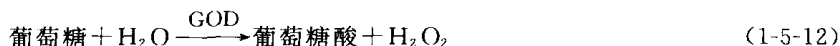
(2) 酶电极的专一性和抗离子干扰 生物酶的专一性是酶传感器的突出优点。但在实际检测时, 由于离子干扰和目的检测物质结构类似物的存在等, 均会影响酶电极的非专一性, 从而降低测量的准确性和精度。理论和实践表明, 干扰酶电极测量的主要因素有酶作用的非专一性, 酶反应的中间产物干扰, 同离子效应干扰及选择电极的离子干扰等。

(3) 酶电极的稳定性和使用寿命 酶电极的稳定性主要受酶的失活与固定化酶的渗漏所影响, 而这两类固定化酶的稳定性能主要受被测溶液特性如是否存在会使酶失活或破坏的物质 (如蛋白酶) 或过高或过低的 pH 等, 以及检测操作条件、维护保存方法等影响。这些均会影响酶电极的灵敏度、精度、线性测量范围及响应时间等, 往往造成酶电极使用寿命很短。

为了提高酶电极的稳定性和使用寿命, 必须在酶固定化时, 设法提高酶的稳定性, 如在酶层上用半渗透膜保护以及使用辅酶等方法, 当然合适的电极保存方法也很重要。

(4) 某些酶电极的原理说明 如葡萄糖检测用的酶电极, 是利用葡萄糖氧化酶在氧存在下使葡萄糖氧化生成葡萄糖酸, 同时生成过氧化氢。据此酶催化反应过程原理, 在特殊构成的溶氧电极表面加一层固定化葡萄糖氧化酶, 催化被测溶液中的糖反应, 电极表面溶

氧浓度降低, 伴随生成过氧化氢, 构成的电流型检测器就检定 H_2O_2 被氧化的电流强弱, 就可检定溶液中葡萄糖浓度。当然, 也可直接利用氧电极的稳态电流的改变来分析糖的浓度。上述两个生化反应方程式为:



式中, GOD 表示葡萄糖氧化酶。由上述两式知, 待检溶液中, 葡萄糖浓度越大, 氧电极表面的溶氧浓度越低, 生成的 H_2O_2 量越多。在某一浓度范围。它们之间的关系成线性关系, 就可利用标准的葡萄糖浓度得到的标准曲线对照, 从而推出待测样液中葡萄糖浓度。

对于氨基酸的测定, 也类似上述的葡萄糖酶电极分析, 可使用 L-氨基酸氧化酶固定于氧电极表面上。但因氨基酸氧化酶对目的检测氨基酸催化的选择性通常不高, 因此可改用脱氨酶与氨电极组合或脱羧酶与二氧化碳电极联合进行检测, 可获得较高的精度。在实际上, 使用脱羧酶可使 L-赖氨酸脱羧基有高的选择性, 结合 CO_2 电极测定生成的 CO_2 浓度, 从而实现较准确的赖氨酸浓度的检测。

2. 微生物电极

众所周知, 酶一般都是从生物细胞中提取或由其通过代谢生成的。另外, 很多酶的稳定性均不高, 因此用酶电极构成的生物传感器的使用寿命均较短。故直接应用固定化活细胞以构成用于物质浓度检测且有较长使用寿命的生物传感器。微生物电极可以利用其中某种酶的催化作用, 也可利用其中的多种酶即酶系进行催化以实现检测目的。

由载体固定的微生物细胞和相关的电化学检测器件组合构成的微生物传感器有两种类型, 即微生物呼吸性测定型传感器和代谢产物电极活性物质测定型传感器, 分别如图 1-5-23 和图 1-5-24 所示。

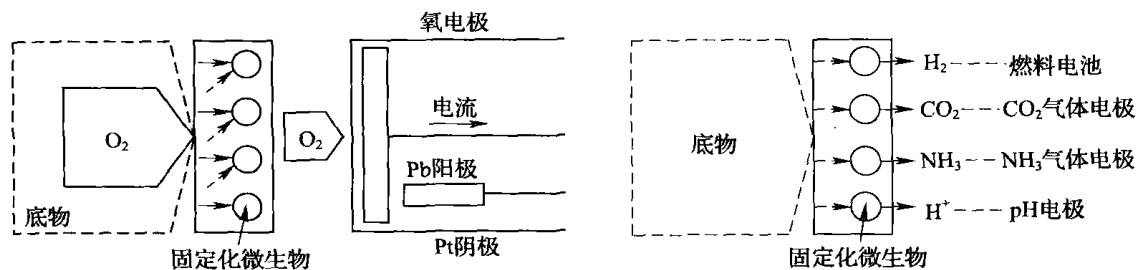


图 1-5-23 呼吸性测定型微生物传感器原理

图 1-5-24 代谢产物测定型微生物传感器原理

呼吸性测定型微生物电极是利用微生物呼吸作用消耗氧或产生 CO_2 , 进而用氧电极或 CO_2 电极进行检测, 它们的浓度改变与待测物质浓度有相应的关系, 由此可实现该物质浓度的检测。如利用氧电极, 可把活的微生物细胞固定在胶原膜中, 再把此膜附在复膜式氧电极的透气膜上, 即构成此类微生物传感器, 如图 1-5-25 所示。当把此传感器插入待检样液中, 待测定的有机物即向微生物膜扩散并被微生物活细胞摄取, 呼吸速率增大, 耗氧量上升, 此变化可由氧电极检定, 因而可检出该有机物的浓度。

而代谢产物测定型微生物传感器的原理是微生物活细胞使有机物代谢生成相应的代谢产物, 后者能使电极产生响应或与之反应的电极活性物质。常用的电化学反应装置是燃料电池型电极, 离子选择性电极或二氧化碳电极等。例如, 可把能生产氢的微生物固定于琼

脂凝胶膜上，并把其装在燃料电池中，后者的阳极用铂金电极，阴极是过氧化银电极，使用 0.1mol/L 磷酸缓冲溶液作电解液。若把此传感器置于被检样液中，有机物即向微生物活细胞层扩散，被细胞代谢产生氢，后者向燃料电池的阳极扩散，最后被氧化而产生电流。因此电流值与在电极上反应的氢气量成比例，故可检测出需测定的有机物的浓度。这类代谢测定型微生物传感器的结构如图 1-5-26 所示。

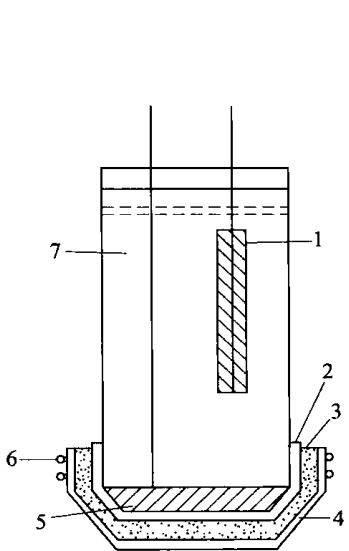


图 1-5-25 呼吸测定型微生物传感器结构

- 1—铂电极 2—聚 PTFE 膜 3—固定化微生物膜
- 4—尼龙网 5—铂电极
- 6—O 形环 7—电解液

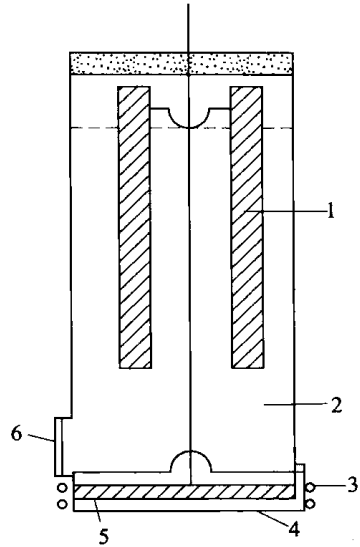


图 1-5-26 代谢产物测定型微生物传感器结构

- 1—过氧化银电极 2—电解液 3—O 形环
- 4—铂电极 5—固定化微生物膜
- 6—阴离子交换膜

目前，已研究开发出多种类型的微生物传感器，其检测物质、使用的微生物细胞、电化学换能器以及传感器的测定特性等如表 1-5-7 所示。

现以生化耗氧量 (BOD) 的测定为例，可把某种微生物活细胞固定于滤纸上，再固定于溶氧电极表面，因微生物的代谢而使有机物质氧化，消耗了溶液中的氧，由氧电极检测其溶氧的改变，由此可测定此溶液的 BOD。当然，此微生物电极在测定前必须校正，测量时间也较长，约需 30min 以上。此外，酒中的硫酸根浓度也可用微生物电极进行检测。实用的 BOD 测定微生物传感器构成如图 1-5-27 所示。

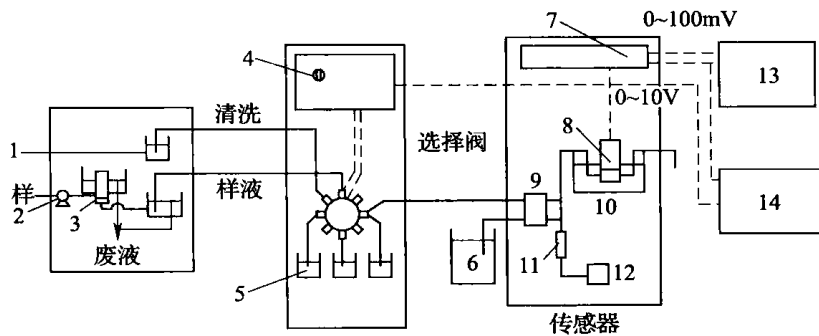


图 1-5-27 实用化的 BOD 生物传感器测定系统

- 1—自来水 2—取样泵 3—过滤器 4—选择控制器 5—标准溶液 6—缓冲液 7—放大器 8—微生物传感器
- 9—泵 10—恒温槽 11—流量计 12—气泵 13—记录仪 14—数据处理装置

表 1-5-7 所列举的微生物传感器及其响应时间、使用寿命等性能，随着生物传感器的研究开发的不断发展，目前种类已更多，其检测性能等也有不同程度的改进提高。

表 1-5-7 多种微生物传感器的构成与性能

测定对象		微生物	电化学换能器	稳定工作周期/d	响应时间/min	测量的浓度范围/(mg/L)
糖	葡萄糖	<i>P. fluorescens</i>	膜式 O ₂ 电极	>14	10	2~20
	转化糖	<i>B. lactofermentum</i>	膜式 O ₂ 电极	20	10	10~200
醇	甲醇	未同定菌	膜式 O ₂ 电极	30	10	5~20
	乙醇	<i>T. brassicac</i>	膜式 O ₂ 电极	30	10	2~25
酸	醋酸	<i>T. brassicae</i>	膜式 O ₂ 电极	20	10	3~60
	甲酸	<i>C. butycicum</i>	燃料电池	30	30	10~1000
氨基酸	谷氨酸	<i>E. coli</i>	CO ₂ 电极	20	5	8~800
	赖氨酸	<i>E. coli</i>	CO ₂ 电极	14	5	10~100
	谷氨酸	<i>Sarcina flave</i>	NH ₃ 电极	14	5	20~104
	精氨酸	<i>S. faccium</i>	NH ₃ 电极	20	10	10~170
	天冬氨酸	<i>B. cacaveris</i>	NH ₃ 电极	10	5	5×10 ⁻¹ ~90
抗生素	制霉菌素	<i>S. cerevisiac</i>	膜式 O ₂ 电极	—	60	1~54μ/mL
气体	氨	硝化细菌	膜式 O ₂ 电极	20	10	0.05~1.0
	甲烷	<i>Methylomanas flagellata</i>	膜式 O ₂ 电极	30	2	0.3~100
BOD	BOD	<i>Trichosporon cutaneum</i>	膜式 O ₂ 电极	30	15	3~60
菌体数			燃料电池	60	15	10 ⁸ ~10 ⁹ /mL
烟酸		<i>Lactobacillus arubinosis</i>	pH 电池	60	60	10 ⁻⁵ ~5
维生素 B ₁		<i>Lactobacillus fermenti</i>	燃料电池	30	360	10 ⁻³ ~10 ⁻²

3. 免疫电极

当生物体在受到外来病毒、病菌或异物蛋白入侵时，就会产生抗体来识别这些异物（称之为抗原），并把它们排出体外，这种抗原与抗体的结合称为免疫反应，具有特别高的特异性。人们利用这种对抗原的识别与结合功能，研制开发出免疫传感器。实践表明，免疫电极具有重现性强、灵敏度和专一性高且检测速度快等优点。免疫电极可分成非标记免疫型和标记免疫型，主要用于识别和检测蛋白质类高分子有机物。现分别介绍如下：

(1) 标记免疫电极 标记免疫电极是利用酶、红血球或核糖体等作为标记物，在免疫反应后，标记物最终变化通过电化学换能器转化为电信号后检测之。具体地说，即根据标记与非标记物（抗体或抗原）在结合中心的竞争性反应，然后测定由反应结束后由键合剂分离下来的标记物含量，即可推测出抗原抗体反应前所加入的未标记物的量。标记剂除上述的酶、同位素等之外，还可用荧光物质、稳定的游离基、金属、脂质及噬菌体等。其测定原理示意图如图 1-5-28 所示。

现以测定人血清蛋白（HSA）为例，所用的酶免疫电极是以抗体膜为检测材料，换能器件使用氧电极，以过氧化氢酶为标记剂，其示意图如图 1-5-29 所示。

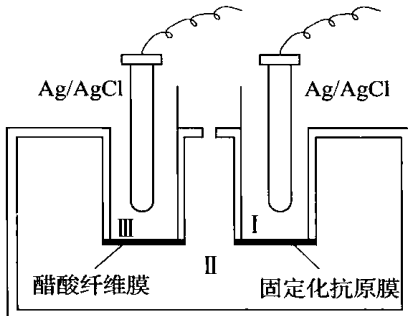


图 1-5-28 酶标记免疫传感器原理示意图

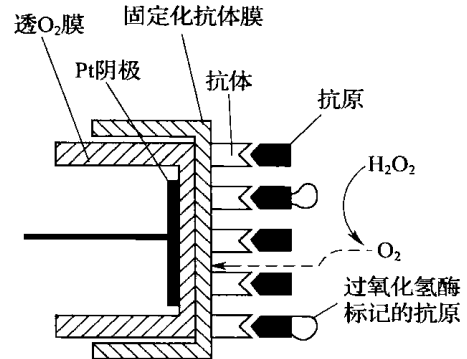


图 1-5-29 酶免疫传感器检测原理图

如图 1-5-27 所示，向含有 HSA 的待测液中加入一定量的过氧化氢酶标记的 HSA，后者和酶标记 HSA 就在抗体膜表面上争相与抗体结合，形成抗原抗体复合物；随后把抗体膜洗净，除去游离抗原，把酶免疫电极浸到待测溶液中，于是抗体膜上结合的过氧化氢酶催化 H_2O_2 分解，同时产生氧，由氧电极检测其浓度，相应测出标记酶的量从而可算出 HSA 浓度。

(2) 非标记免疫电极 非标记免疫电极是基于电极表面上形成抗原抗体复合物，把所发生的物理化学变化转换成电信号的生物传感器。目前，这类传感器的原理主要有两大类，现分别介绍。

膜免疫电极：把抗体或抗原固定在膜上，使抗原抗体反应在膜上，测定反应前后的膜电位变化。例如，把抗原固定化制成抗原膜，若浸于抗体溶液中，因抗体是带有电荷的蛋白质，由于反应引起固定化抗原膜表面电荷状态的变化，产生感应性膜电位差，其值由膜上抗体的密度、被测抗原溶液的浓度、抗原抗体反应的时间及检测条件决定。因此，如能使被测抗原浓度以外的条件恒定，则感应膜电位差或其变化速率与抗原浓度呈一定关系，由此可检出待测溶液的抗原浓度。

化学修饰免疫电极：把抗原或抗体用化学修饰法固定在金属电极的表面，电极电位就因其表面上的抗原抗体反应而发生改变，由此可测出待测溶液的抗体或抗原浓度。化学修饰的生物材料固定化通常使用表面有氧化钛膜的钛丝，先使其于溴化氰溶液中活化，再浸入待固定的抗体或抗原溶液中，就可获得抗体或抗原修饰的免疫电极，称此为 BrCN 法。其化学修饰的机理是由于钛丝氧化膜表面上的氢氧基与溴化氰反应生成活性亚氨基，再与抗体或抗原蛋白质的氨基结合，从而固定在钛丝表面上。

表 1-5-8 和表 1-5-9 列举部分已研究开发成功的标记型与非标记型免疫生物传感器。

4. 生物传感器的换能器件

生物功能材料与待测物质进行生物反应后发生一定的物理或化学变化，但这些变化不能直接显示，需经转化为电量的改变并加以放大以便输出。常用的生物传感器换能器件有以电化学为基础的电流型电极、离子选择电极、热敏器件、半导体器件、光电原理器件等。现分别介绍如下。

表 1-5-8 标记型免疫生物传感器

测定对象	感受器	换能器件	检测方法
IgG	抗 IgG 膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	竞争法酶免疫
	抗 IgG 膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	夹心法酶免疫
	抗 IgG 膜 (葡萄糖氧化酶标记)	膜式氧电极	竞争法酶免疫
IgM	抗 IgM 膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	夹心法酶免疫
清蛋白	抗清蛋白膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	夹心法酶免疫
HCG	抗 HCG 膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	竞争法酶免疫
AFP	抗 AFP 膜 (过氧化氢酶标记)	膜式氧电极	竞争法酶免疫
HBs 抗原	抗 HBs 膜 (过氧化氢酶标记)	离子选择电极 (I^-)	竞争法酶免疫
抗体	抗原结合红细胞核糖体	离子选择电极 (TPA^+)	补体结合

表 1-5-9 非标记型免疫生物传感器

检测对象	构成	测定方法
糖	ConA/PVC/铂电极	电极电位测定
梅毒抗体	心磷脂抗原/醋酸乙烯膜	膜电位的测定
清蛋白	抗清蛋白抗体/醋酸乙烯复合膜	膜电位的测定
血型	血型物质/醋酸乙烯复合膜	膜电位的测定
HCG*	抗 HCG* 抗体/ TiO_2 电极	电极电位测定

* HCG: 人绒毛膜促性腺激素。

(1) 以电化学为基础的换能器件 离子选择性电极。这类电极的原理基于电化学电池的电势测量或膜电位测量, 常用的这类电极及检测物质如表 1-5-10 所示。

电流型电极与电位型电极。以电化学物质的扩散控制氧化还原反应所产生的电转移为基础, 测量有关的电化学变化的电流或电位的改变。常用的电极为氧电极和过氧化氢电极。

表 1-5-10 换能器件用的离子选择电极

电极类型	检测底物	电极类型	检测底物
玻璃膜电极	H^+ , Na^+ , Ag^+ , Li^+ , K^+	晶膜电极	F^- , Cl^- , Br^- , S^{2+} , CN^-
离子交换液膜电极	Cu^{2+} , Cl^- , Mg^{2+} , NO_2^-	气敏膜电极	CO_2 , NH_3 , H_2S , SO_2 , HCN
中性载体电极	K^+ , Li^+ , H^+ , Ca^{2+} , NO_2^-		

(2) 热敏器件 所谓热敏器件, 用于生物传感器上就是生物热敏电阻, 是基于温度测量原理, 把生物功能材料和高性能温度检测器件结合而成, 例如酶热敏电阻。为提高测量精度, 通常要求热敏元件的检测温度水平为温差 10^{-4} , 具有 1% 的精度。目前研制成的此类热敏器件部分如表 1-5-11 所示。

表 1-5-11

生物传感器中的部分热敏电阻

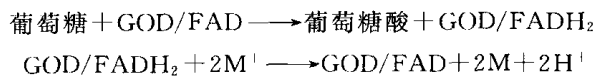
检测对象	使用生物材料	测定浓度范围/ (mmol/L)	用途
D-葡萄糖	葡萄糖氧化酶和过氧化氢酶	0.001~0.8	医疗化验
胆固醇	胆固醇氧化酶+过氧化氢酶	0.03~0.15	医疗化验
甘油酯	脂蛋白脂肪酸	0.1~5.0	医疗化验
尿素	尿素酶	0.01~500	医疗化验
腺苷三磷酸	己糖磷酸激酶	1.0~8.0	医疗化验
乙醇	乙醇氧化酶/过氧化氢酶	0.01~2.0	发酵检测
半乳糖	半乳糖氧化酶	0.01~1.0	发酵检测
蔗糖	蔗糖酶	0.05~100	发酵检测
头孢菌素	头孢菌素酶	0.005~10	发酵检测
青霉素	β -内酰胺酶	0.01~500	发酵检测
胰岛素	抗体加酶免疫敏电阻	0.1~50 (mg/L)	发酵检测
乳糖	乳糖酶+葡萄糖氧化酶+过氧化氢酶	0.05~10	发酵检测
L-赖氨酸	L-赖氨酸氧化酶	0.05~1.0	环境化验
对硫磷	醋酸胆碱脂酶	5×10^{-6} 以上	环境化验
氰离子	硫氰合成酶	0.02~1.0	环境化验
苯酚	酪氨酸酶	0.01~1.0	环境化验
Hg ²⁺ , Cu ⁺	尿素酶	10 ⁻³ 以上	环境化验
Co ²⁺	羧基脱水酶+AT*	5.0×10^{-3} 以上	环境化验
Cu ²⁺	抗坏血酸氧化酶+AT	5.0×10^{-3} 以上	环境化验
草酸	草酸盐氧化酶	0.005~0.5	检验
肌酸酐	肌酸酐亚氨基水解酶	0.01~10	检验
纤维二糖	β -葡萄糖苷酶+葡萄糖氧化酶/过氧化氢酶	0.05~5.0	检验

* AT: 酶蛋白热敏电阻。

酶热敏电阻可分为密接型（即把酶直接固定化于热敏电阻上）和反应器型（即把固定化酶装在管或柱内，而检测元件可置于其内或其外安装）。提高酶热敏传感器的测量精度及其抗干扰性是酶热敏电阻的关键技术问题，可采用设置与固定化酶柱平行的参比反应柱分离流动型、斩波稳定放大器和低温度系数的惠斯登电桥等方法。图 1-5-30 所示为简单的酶热敏电阻。

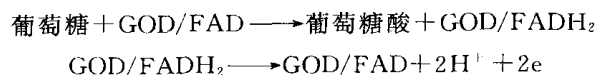
(3) 半导体生物传感器 这类传感器是由生物材料识别器件和半导体传感器构成。半导体器件大多用场效应管，特别是绝缘场效应晶体管用于氢的检测和离子敏感场效应晶体管 (ISFET) 的研制成功，构建成一种体积较小、输出阻抗低的称之为 BioFET 的半导体生物传感器。其中，以氢离子敏感的场效应管 (FET) 效果好，与 H⁺ 浓度变化的生化反应易于应用，随后出现了免疫 FET 和细菌 FET。半导体生物传感器也可分成分离型和结合型两种。

(4) 介体生物传感器 以电子介体为生物传感器的电子受体, 从而取代通常的以 O_2 或 H_2O_2 在酶反应所起的电子传递作用。由此构成的称为介体生物传感器。例如, 以葡萄糖氧化酶所构成的介体酶电极, 其反应过程如下:



对介体的基本要求是具有低的氧化还原电势和高的电化学反应速率且反应可逆。常采用直流循环伏安法观测介体的电化学性质。

而近几年研究开发的导电性有机盐类可使氧化酶直接进行酶的氧化再生而传递电子, 不需中间电子介体的电子传递, 由此而构建成为新一代电流型生物传感器。还是以 GOD 为例, 其传递电子的反应表述如下:



(5) 光生物传感器 把生物功能材料与光信号的传播测量相结合而构建成为生物传感器的原理有三类, 即: ① 生物发光反应的测量原理。② 生物物质的光吸收、光激发等生物物质中光的能量传递为基础。③ 生物反应物质对光传播的干扰原理。

利用上述三种原理之一, 使用光纤和可引起光学变化的生物功能材料结合, 就构成生物传感器。具体地, 反应系统中生物活性物质的光作用原理可分成下述的几类:

竞争结合型。被分析物质与带光标记的配体在受体上竞争结合反应, 使游离的光标记配体进入光路受激而产生激发光。其光强度与进入反应相的被检测物质浓度呈正相关。

光吸收型。检测物质被生物功能材料催化而生成具有特征性光吸收变化的产物, 因此可通过反应前后待测溶液消光值的变化来确定该物质浓度。

荧光淬灭型。大多数蛋白质均会有色氨酸残基, 后者在受绿光激发时产生荧光。当被检物质的吸收光谱覆盖了色氨酸的发射光谱时, 就发生荧光淬灭, 其程度与被检物质的浓度相关。若不能发生荧光淬灭, 则可采用荧光标记的间接方法。

指示剂型。反应溶液中由于生物反应而引起 pH 改变, 从而导致 pH 指示染料的光吸收或荧光特性变化, 其变化值与待测物质浓度相关。

生物发光型。有 ATP 依赖型和 FMNH₂ 依赖型之分。前者的原理是 ATP 在虫荧光素 (E) 和镁离子存在下, 与还原荧光素 (LH₂) 形成荧光酶、荧光素、AMP 的复合物和焦磷酸盐 (PP), 然后此复合物与氧结合发出波长为 562nm 的光、水和荧光素酶、脱氧荧光素、AMP, 其反应简述如下:

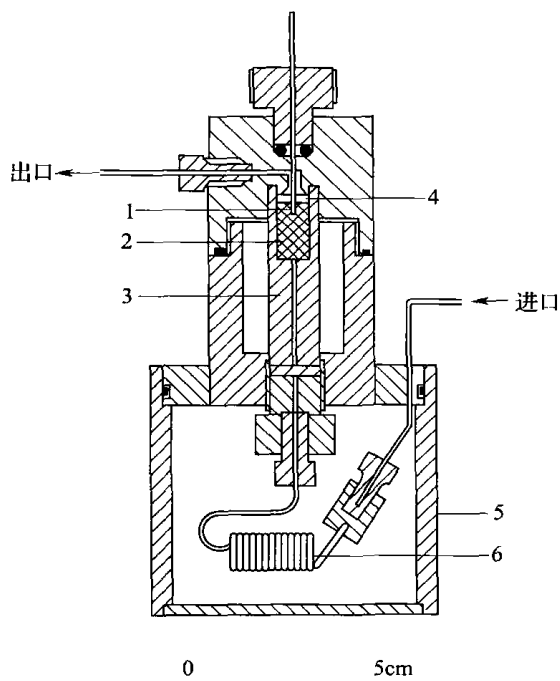
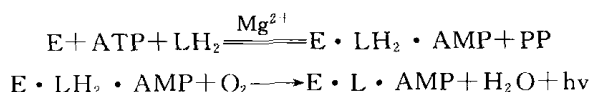
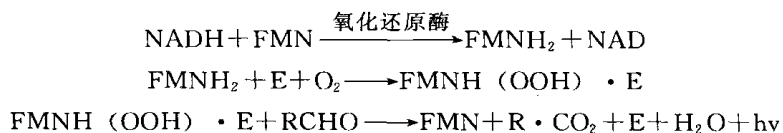


图 1-5-30 酶热敏电阻检测系统
1—热敏电阻 2—固定化酶 3—塑料柱
4—Pvon 盘 5—有机玻璃容器
6—热交换器

当所有其他反应过量时，发出的总光量和最大光强度与 ATP 浓度成正比。至于 FMNH₂ 依赖形，其原理为在分子氧存在下，NADH 的氧化与 FMNH₂ 氧化偶联，发出 480~490nm 的光。若 NAD(P)H 为限制性底物，则生物发光强度就与 NDH 的浓度联系起来，其反应可用下式表示：



光传递干扰型。生物特异性反应产物的生成会导致物料体积及物化性能的变化，从而在光纤的界面上引起折射率变化，故光纤的传递特性发生了变化。例如，在波导管上涂上一层抗体，当该抗体结合了它特异的抗原或分子时，就引起光散射特性的变化，据此可进行蛋白质大分子物质的检测。

第四节 生化过程控制概论

生物反应过程检测的目的是为了提供对生物反应有影响的信息，便于对反应器进行适当的控制。而控制的最终目的，在于创造良好条件，是生物催化剂处于高效的催化活性状态，以使所进行的生物反应高速、高效、收率高，以降低原材料和能量消耗，同时保证产品的质量。

生物反应器的控制主要包括温度、pH、溶氧浓度（具体是通气量与搅拌转速）、基质和细胞浓度等的控制，具体如图 1-5-31 所示。

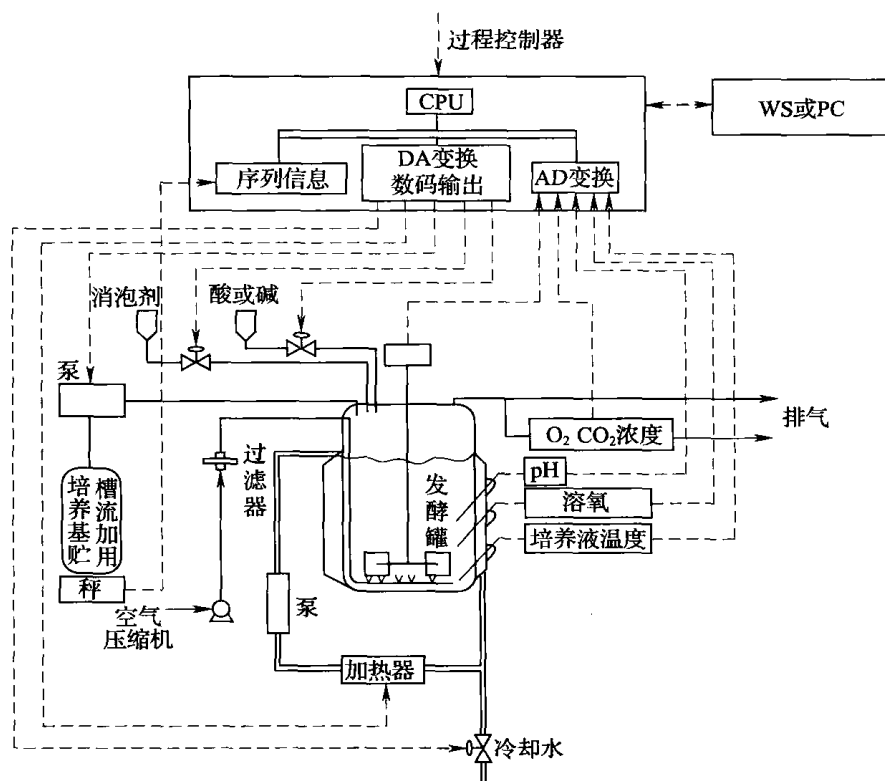


图 1-5-31 通气发酵控制系统示意图

一、生化反应过程主要参数的控制

1. 温度的控制

生物反应的最佳温度范围是比较狭窄的，所以发酵过程需要把生物反应器的温度控制在某一定值或区间内。

对实验室小型设备，常用半导体温度计或水银触点温度计作测温和控温用。而大型的生产设备，常用铂电阻温度计和半导体温度计。但值得注意的是，为防杂菌污染，生物反应器检测控制用的温度计必须能经受蒸汽灭菌处理，且装设在与发酵液直接接触的位置。在充分搅拌的条件下，反应器内温度的动特性呈线形滞后；控温方式可用简单的 On-Off（通-断）控制或用效果更佳的 PID 控制。通常用冷水或热水间接冷却或加热以控制反应器温度。

对于发酵罐和培养基的灭菌，必须控制灭菌温度和维持时间。因为饱和蒸汽的温度与压强呈一一对应关系（参见附录），故也可通过控制反应器或容器的压强来控制温度。

2. pH 的控制

与温度的影响类似，生物反应最佳 pH 范围也是较狭窄的，所以生物反应器系统必须实行 pH 控制。例如，在氨基酸发酵过程中，从基质糖类出发，经历许多酶反应而转化成氨基酸。而在这一系列的酶反应中，起限制主导作用的酶的最适作用 pH 则对总体反应速度起控制作用，所以通过 pH 控制可获得良好效果。

通常，生物细胞在代谢酸性或碱性基质过程中，会产生酸性或碱性的代谢产物或副产物，从而导致培养液 pH 的改变。因此，必须在生物反应过程根据实际需要，往发酵液中加入适量的酸或碱液以维持一定的 pH。当然，在某些发酵生产中，添加酸或碱性中和剂也起到补充营养的作用，例如谷氨酸发酵，往往流加氨水或通入氨气，可同时起维持一定的 pH 和补充氮源的双重作用。此外，培养液 pH 的变化是反映生物细胞生理状态的重要原始信息，有时可据 pH 的改变而进行培养基质的自动流加控制。

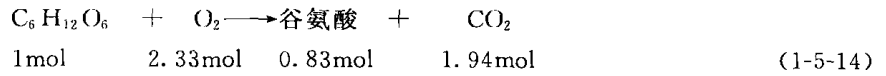
对于许多生物反应系统，引起培养液 pH 变化的要因是作为氮源的 NH_4^+ 浓度的改变。因此，可从 pH 的改变而推定生物细胞的活性状态和基质浓度范围，从而决定氮源及碳源等的添加策略。在实际生产中，常用成分复杂的糖蜜及大豆粕等廉价原料复合的能源、碳源、氮源等。培养过程中，氮源被不断消耗，同时生成醋酸等有机酸，使培养液的 pH 下降，若用氨液作碱性中和剂，则 NH_4^+ 的消耗成分自动补充。当培养液碳源耗尽时，生物细胞依靠有机酸或分解细胞内贮存物而维持生命，其结果使细胞内的氮成分过剩而往培养液中排泄 NH_4^+ 。此时若添加碳源，则使 pH 再次下降。这种流加方法对二次代谢产物生产是有效的。如用放线菌发酵生产硫链丝菌肽中，使用糖蜜和脱脂大豆粉作原料进行发酵，就利用上述的 pH 调控方法而使产物提高产量。

前已述及，发酵过程 pH 的检测控制是应用可耐受蒸汽加热灭菌的 pH 电极，这种电极是少数几种可放在发酵反应器内在线加热灭菌的传感器之一。pH 电极连接一滴定器（titrator）可实现模拟控制，当发酵液的 pH 偏离设定值时，滴定器就启动给料泵以送入

酸或碱进行调控。当然，应用计算机直接数字控制则更准确。

3. 溶氧控制

如前所述，不同的生物反应对氧的需求不同，反应溶液中溶氧浓度对细胞生长和产物生成有重要影响，有时甚至起主导作用。例如，在谷氨酸发酵过程，每消耗 1kg 葡萄糖，需耗用 414g 氧，其反应总方程为：



如果在谷氨酸发酵过程供氧不足，则会生成大量的琥珀酸和乳酸，氨基酸产率就降低。又如精氨酸发酵，产酸期必须把溶氧浓度控制在 $0.35 \sim 1.75\text{g}/\text{m}^3$ （发酵液）范围内。

同样，从节能和经济角度来说，也必须把培养液的溶氧浓度控制在某一适宜范围内。当细胞浓度较低时如发酵初期，其需氧量较低，故溶氧速率相应较少，即较低的搅拌转速和通气强度即可满足需要。尤其是动植物细胞培养，其搅拌与溶氧的控制非常重要。

对于好气性生物发酵，在消耗糖等碳源的同时也消耗溶解氧。对间歇发酵，随生物细胞生长增殖与代谢产物生成，碳源浓度逐渐下降；当碳源被耗尽时，系统的耗氧速率降低，溶氧浓度就急速上升。此时，若及时加入补充碳源，则可使溶氧值（DO）回复正常水平。利用此原理可通过 DO 的检测控制来调节碳源的流加，碳源可以是葡萄糖，也可以是其他糖类，也可用于基因工程菌株的培养。但应用此方法有缺点，就是必须在培养过程让碳源浓度耗尽时 DO 才能急速上升，这样就会影响生物细胞无法常在最佳的环境下生长与代谢。由此，创立了指数流加法结合定期让碳源耗尽的工艺，以使得碳源浓度降低至零的频率大为下降，故有利于生物发酵。应用此结合法，还可克服指数流加法有时会造成碳源过量流加的缺点。上述两种控制法在发酵过程的碳源基质和 DO 的变化如图 1-5-32 和图 1-5-33 所示。

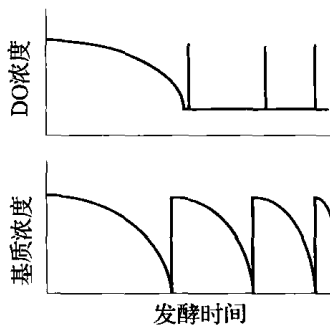


图 1-5-32 以 DO 变化进行的
间歇流加控制过程

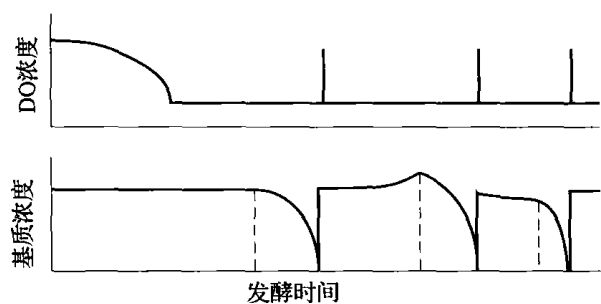


图 1-5-33 以 DO 变化进行的指数流加
联合间歇流加控制过程

实际上，溶氧浓度（DO）控制可通过调节通风量、搅拌转速来实现。当然，当生物细胞尤其是酵母、细菌或霉菌等的密度较高时，由于其呼吸和代谢的高需氧要求，往往使培养液的溶氧浓度几乎为零。若发现此供氧速率无法满足生物需氧量时，就可考虑优化发酵反应器设计或应用溶氧速率更高的反应器类型，还可考虑用富氧空气代替普通空气。

4. 泡沫的控制

前面已介绍过发酵过程泡沫的生成和检测。为控制发酵过程尤其通气发酵的泡沫不至于过多，可使用化学消泡剂结合机械消泡器来控制。常用的消泡剂有天然油脂、聚醚（泡敌的主要成分为聚醚）、高级醇和硅酮等。对于泡沫不太多还不难消除的场合如酒精发酵等，可使用消泡剂除泡而不必设机械泡沫破碎装置。但对于泡沫多且较难消散的发酵过程，均应联合使用消泡剂和机械消泡器。同时应根据具体发酵液的性质，通过试验确定选用的化学消泡剂种类和用量。当然，机械除泡器也需根据发酵罐的类型和发酵液泡沫特点来确定其选型及相应的设计。

5. 糖等基质浓度的控制

发酵生产最常用的基质为糖。如在氨基酸发酵过程中，若初期的糖浓度过高，则菌体生长缓慢，所以必须检测控制基质糖的浓度。为了使发酵过程维持一定的糖浓度，常用反馈控制糖添加的方法，从而达到控制生物反应系统基质浓度的目的。虽然检测糖浓度的传感器不能耐受蒸汽加热灭菌，但可使用无菌取样系统与高效液相色谱仪（HPLC）连接，就可在线测定糖等基质的浓度。对于挥发性基质如乙醇等，可用微孔硅胶管和气相色谱仪结合在线检测。在测定基质浓度的基础上，就便于实现发酵过程的反馈控制和优化控制。

二、控制系统概述

无论是间歇式或连续式生物反应器，都包含着从培养基配制与灭菌、接种到产物分离纯化等一系列过程。为实现高产低耗和安全操作，实施工程管理，通常，可简单地使用定时器进行程序控制，或使用计算机系统自动或半自动化的管理控制。

1. 程序控制

许多发酵工厂，从容积数十升的种子罐到几立方米的扩大培养发酵。而且，现代的大型发酵厂都有几个或几十个种子罐、发酵罐，所以可把运行过程按时间先后预设定其操作顺序以进行控制，称此为程序控制。它主要包括顺序控制、时间控制和条件控制三类控制因素，其控制过程如图 1-5-34 所示。在生化反应器间歇操作程序控制的实施中，部分程序可实行自动控制，有时需操作人员根据实际情况而决定操作，具体示意图如图 1-5-35 所示。

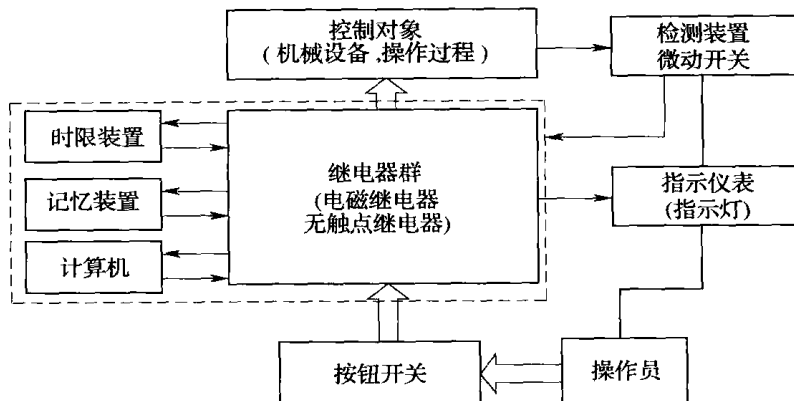


图 1-5-34 程序控制过程示意图

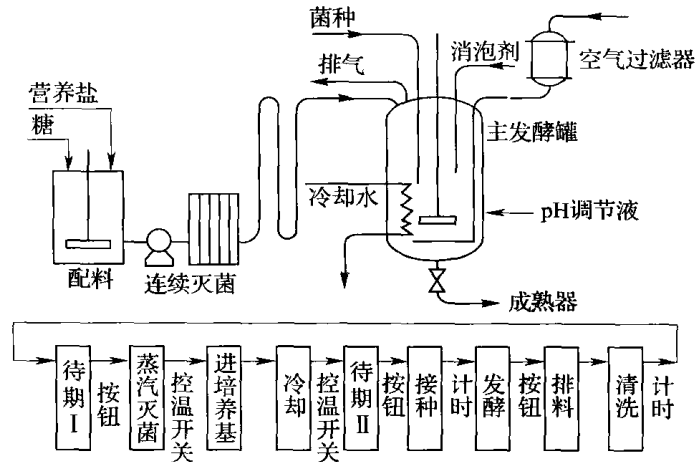


图 1-5-35 间歇发酵流程及其程序控制

如图 1-5-35 所示，“清洗”操作可由定时器操控 CIP 进行自动清洗，但从“发酵”操作至“排料”步骤，则需要操作人员根据发酵液的目的产物浓度、残糖浓度及生物细胞活性等数据为基准，确认发酵成熟、结束，才启动执行“排料”操作。

2. 发酵过程的常规控制与优化控制

通常，工业生产规模的间歇生物反应过程的计量仪器比连续过程复杂。为了防止错误操作和减轻劳动强度，往往把程序控制和反馈控制相结合。而且，往往通过便于检测的参变量来推定微生物细胞的浓度或产物的积累，或计算出与微生物活性或代谢相关连的参变量如耗氧速率、呼吸熵等，进而对生物反应过程进行调节和控制。随着计算机的发展与普及，应用计算机可较容易实现此控制。若对发酵过程能建立良好的模型，则有可能建立高级控制——最优控制。

随着电子技术的进步与微机的普及，具有控制功能的单环控制器或程序器或兼备这两种功能的统一分散型计测系统控制装置已大量普及。应用微处理器可进行温度、pH 等的二位式调节和 PID 调节控制，可获得较好效果。

但是，生物发酵系统所进行的生化反应是极其复杂的，且检测生化物质的传感器在质量上仍有待提高，故至今要对生化反应实现全面、准确的参数检测仍有困难，这对高质量的最优控制的实现是重大障碍。近几年来，对酵母培养、抗生素发酵、谷氨酸发酵等生物反应过程的计算机优化控制进行了研究。因为生物催化剂含有未知的不确定的因素，故对于不同的具体目标，相应的操作条件及控制方式也不尽相同。但总的说来，生物发酵过程的优化控制包括下述几方面：

- (1) 明确控制目标，确定最优化准则。
- (2) 建立数学模型，搞清楚各参变量之间的关系。

(3) 状态估计及参数辨识，若目标状态函数（如产物浓度）不能在线检测，可利用与目标参变量有已知确定关系且可在线检测的参变量（如 O_2 和 CO_2 分压及溶解浓度等）的定量关系，在线推算出目标参数的数值。

(4) 由推定的目标参变量，计算目标函数（如产量、生产成本等），进行反应过程的最优控制。

有关生物发酵过程控制的更系统更深入的知识，请参阅其他有关的专门教材和著作。

思考题

1. 生化工程中的主要检测参变量有哪些？
2. 参变量的主要检测方式分为哪两类？各有何特点？
3. 简述生化过程各主要参数检测原理及仪器。
4. 什么是生物传感器？可分为哪几类？简述其结构原理和在生化过程检测中的应用。
5. 生化过程中应主要控制哪些参数？如何控制？

第六章 生物反应器的比拟放大

任何一个生物工程产品的研究开发过程都必须经历三个阶段，即：① 实验室研究，在此阶段进行基本的生物细胞（菌种）的筛选和培养基的研究，通常是通过摇瓶培养或1~5L反应器进行；② 中试阶段，在此阶段参考摇瓶的结果，用小型的发酵反应器进行生物培养或发酵，以进行环境因素的最佳操作条件的研究，在此阶段大多用10~500L规模的发酵反应器进行试验；③ 工厂化规模，在此阶段进行试验生产直至商业化生产，向社会提供产品，并获得经济效益。上述三个阶段可用图1-6-1表示。

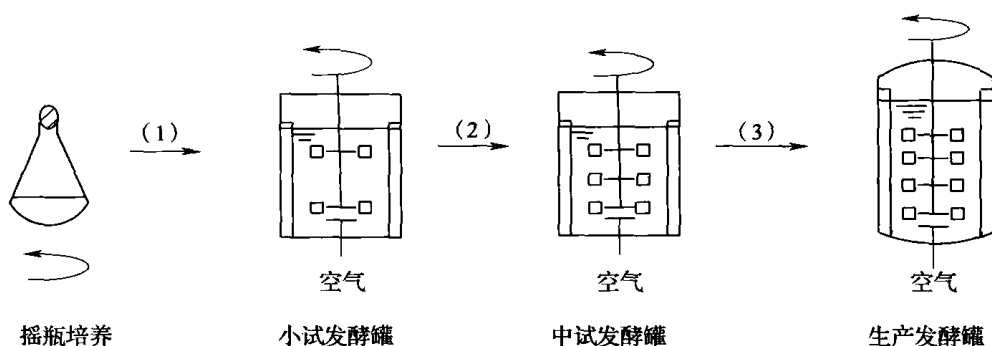


图 1-6-1 生物发酵放大过程

尽管在上述的3个阶段中，对同一发酵生产使用不同规模的发酵罐（或摇瓶）所进行的生物反应是相同的，但反应溶液的混合状态、传质与传热速率是不尽相同的，因此细胞生长与代谢产物生成的速率也就是细胞代谢流也有差别。如何估计在不同规模的发酵反应器中生物反应的状态，尤其是在反应器放大过程中维持细胞生长与生物反应速率相似，这就是生物反应器的放大。换言之，所谓生物反应过程的放大，就是指以实验室或中试反应设备所取得的试验数据为依据，设计制造大规模的反应系统，确定相应的工艺条件，以进行工业规模生产。尽管比拟放大方法在传统的化学工业中已有许多成功的先例，但生物发酵过程的复杂性远大于普通的化工过程，影响过程的参变数很多，不仅有化工过程的传质与传热、流体动力学以及反应动力学等，而且生物细胞的生长、酶系的活力即细胞的生理特征等也是必须考虑的。反应器是生物工程设备的核心，其放大就成为生物发酵过程放大的关键。

第一节 生物反应器的放大目的及方法

一、生物反应器的放大目的

在生物反应器的反应系统中，存在3种不同类型的重要过程，即热力学过程，微观反应动力学过程和传递过程。而传递过程受系统规模的影响很大。例如，分散状态的

生物细胞的生长与代谢产物的生成是环境条件（如基质和生长因子还有抑制物质的浓度、pH、温度等）的函数，这些是培养基的组成与环境因素，与反应器的规模基本无关。但另一方面，随着反应器规模的改变，系统内的动量传递过程就相应变化，尤其是搅拌器对生物细胞的搅拌剪切作用随反应器规模增大而增强，不仅影响细胞（团）的分散状态如絮凝、悬浮、结成团块等，而且严重时还会使细胞本身产生剪切损伤作用。

反应器规模对传递过程具有重要影响。可以说，传递过程是放大的核心问题。对微生物发酵过程，通气发酵的放大效应比厌氧发酵更明显，而连续发酵又比间歇发酵突出。具体来说，小型装置的物质浓度和压强梯度很小，具有良好的混合特性，且表面（即反应器内壁及液面）效应影响很大，而湍流剪切强度较低。但在大型的反应系统中，存在明显的物质浓度梯度和压强梯度，生物细胞随液体微团运动，在不同的时间可能会处于不同的营养和溶氧浓度及变化压强的环境中，且受到的湍流剪切力较高。所有这些变化，均会对微生物细胞产生重要影响。因此，传递现象是生物反应器放大过程必须充分重视的重点问题。

应用理论分析和实验研究相结合的方法，研究总结生物反应系统的反应动力学及代谢调控，重点研究解决有关的质量传递、动量传递和热量传递问题，以便在反应器的放大过程中尽可能维持乃至提高生物细胞的生长速率、目的产物的生成速率，这就是生物反应器的放大目的。

二、生物反应器放大方法

生物反应器的传递现象与过程受下述两个传质机理控制：对流和扩散。对于对流传递过程，其时间常数为：

$$t_f = L/v \quad (1-6-1)$$

式中 L ——反应器特征尺寸，m

v ——反应溶液对流运动速度，m/s

上式表明，液体流动速度应正比于反应器大小，只有这样才能维持时间常数不变。实验研究结果表明，若维持反应器在放大前后的传递时间常数 t_f 与反应转化常数 t_c （注： t_c 为基质浓度与反应速度的比值）之比值恒定不变，则放大后反应器的性能大致可维持不变。当然，对于生物反应，特别是对那些剪切敏感、易受损伤的细胞，则放大过程还必须检测生物细胞对剪切作用的影响。

对于扩散传递过程，时间常数为：

$$t_D = L^2/K \quad (1-6-2)$$

式中 K ——扩散系数

从式（1-6-1）和式（1-6-2）可看出，反应器经放大后，传递时间 t_f 和 t_D 明显增大，而转化常数 t_c 大致维持不变。显然，传递过程对反应后的反应器性能有重大影响。事实上，小型生物反应器往往表现为反应速度控制，而大型生物反应系统则受传递现象控制，其原因是小型反应装置的 $t_c > t_f$ （或 t_D ），而大型反应器的 $t_c < t_f$ （或 t_D ）。

在生物反应器中，直接与流动和扩散有关的过程为：搅拌剪切、混合、溶氧传质、热量传递和表观动力学（如固定化生物反应器由于微观动力学和扩散作用相结合表现

的表观动力学)。可以预期,在放大过程中上述的过程均会变化,其改变程度取决于所应用的放大标准。而且,对微生物反应系统,由于生物细胞的生长、适应、延滞、退化、变异以及对剪切力敏感等特性,生物反应器比普通的化学反应装置更复杂,其过程放大难度更高。

理论上,生物发酵过程和生物反应器的开发和设计过程应由下述 3 个步骤构成,即:

(1) 在较宽的培养条件(例如培养基的营养物质组成及浓度、温度、pH、溶氧速率和溶氧浓度、搅拌剪切强度等)下对所使用的生物细胞种进行试验,以掌握细胞生长动力学及产物生成动力学等特性。

(2) 根据上述试验结果,确定该生物发酵的最优的培养基配方和培养条件。

(3) 对有关的质量传递、热量传递、动量传递等微观衡算方程进行求解,导出能表达反应器内的环境条件和主要操作变量(搅拌转速、通气量、搅拌功率、基质流加速率等)之间的关系模型。然后,应用此数学模型,计算优化条件下主要操作变量的取值。所用的生物反应器可以是新型的或是已获得应用的形式,如通用机械搅拌式和气升环流式等发酵反应器。

但遗憾的是,上述理想的发酵反应器设计过程至今仍无法遵循。主要是因为生物发酵过程的复杂性,能充分描述生化反应过程的动力学方程异常复杂,某些中间反应方程和有关的酶仍未全部明了,故要求解某生物发酵生产有关的微分衡算方程仍十分困难或不可能;同时,生物反应要求的最佳环境条件与操作参变量的取值要求有矛盾,例如单位体积搅拌功率对混合与溶氧传质有利,但若搅拌剪切作用过高对生物细胞往往有损伤破坏效果。

实际上,通常是使用摇瓶试验来检定菌株性能,确定适宜的培养基组成和培养条件,目前这些试验基本上是应用经验法尝试进行。

除了上述的理论方法、尝试法之外,还有 3 种放大方法,即半理论方法、因次分析法及经验规则。现就上述的几种生物反应器的放大方法分别给予介绍。

(一) 理论放大方法

所谓理论放大法,就是建立及求解生物反应系统的动量、质量和能量平衡方程。如前所述,这种放大方法是十分复杂的,目前很难在复杂的生物发酵过程放大实际中应用。但此方法具有最系统又最有科学理论依据的方法。

对于机械搅拌通气发酵罐,要应用理论放大方法就必须解三维传递方程,且边界条件十分复杂。其次,传递过程之间是偶联的,即从动量衡算方程求解的流动分量必须用于质量与热量平衡方程的求解。第三,动量衡算往往假定反应系统为均相液体,但对通气生物发酵,培养液中存在大量气泡。

总之,对于发酵反应器的理论放大,主要的问题是至今仍无法求解生物反应系统中的动量衡算方程。所以,理论放大方法只能用于最简单的系统,例如发酵液是静止的或流动属于滞留的系统,如某些固定化生物反应器的放大。

下面主要介绍与生物反应器放大有关的物理学和生物化学工程基础。

从理论上来说,化学反应或生化反应速率与反应容器的大小及形状无关。但实际上,其反应速率受物质传递、热量及动量传递等物理过程影响,故生物反应不可避免地受反应器类型及三维结构的影响。放大的基本理论基础是相似理论,其基本点是:两个反应系统可用同

一微分方程描述, 在其中一系统中同步存在动量、热量及质量传递和许多生化反应。

对游离生物细胞的液体悬浮培养的放大过程, 假定小罐和大罐几何相似, 发酵液的物理性质如培养基成分、温度、pH 和溶解氧浓度等都相同, 微生物细胞在发酵罐中充分分散。

搅拌发酵罐中与液体动态有关的参数是: 搅拌功率 P 或通气搅拌功率 P_g , 搅拌转速 n 以及搅拌泵送速度 $v_{送}$ 。

对充分湍流的发酵系统而言, 搅拌功率:

$$P \propto n^3 D_i^5 \quad (1-6-3)$$

式中 n ——搅拌转速, r/min 或 r/s

D_i ——搅拌叶轮直径, m

而通气搅拌功率与不通气搅拌功率之比用函数表示为:

$$P_g/P = f(N_a) \quad (1-6-4)$$

式中 N_a ——通气指数, 且 $N_a = v_{送} / (nD_i^3)$

因为发酵罐体积 $V \propto D^3 \propto D_i^3$, 而泵送速度 $v_{送} \propto nD_i^3$, 故液体循环速率和单位体积功耗分别有下列关系式:

$$v_{送}/V \propto n \quad (1-6-5)$$

和

$$P/V \propto n^3 D_i^2 \quad (1-6-6)$$

搅拌器叶尖线速度为 v , 它反映出液体的剪切速度, 且:

$$v \propto nD_i \quad (1-6-7)$$

故流体流动修正雷诺系数为:

$$Re = D_i v r / \mu = \frac{n D_i^2 \rho}{\mu} \propto n D_i^2 \quad (1-6-8)$$

显然, 如果反应器放大是采用单位体积液体搅拌功率相等的原则进行, 则搅拌叶尖速度显然要上升而流体泵送速度 v/V 值即搅拌剪切速度就需下降, 随之相应的系统内液体的混合时间就必然增大。可以预期, 若某一生物发酵能应用单位体积液体搅拌功率相等的原则成功进行放大, 则此生物发酵对搅拌叶轮速度的升高所带来的剪切影响并不敏感, 且混合时间的增大所产生的影响也并不那么重要。

实践表明, 作为放大基础的物理性质的选定应根据具体的生物发酵情况而定。同时, 生物发酵热的除去很重要, 如对大型发酵反应器中的高生物合成热系统, 则反应器系统换热器的传热系数的提高就非常重要。此时, 若应用鲁赛尔准数 $\alpha D_i / \lambda$ 代替修伍德准数 $k_L D_i / D$, 用普兰德准数 $c_P \mu / \lambda$ 代替施密特准数 $\mu / \rho D$, 由此推导出来的理论放大方程可用于计算以热传递为主导的搅拌发酵罐的混合性能。

对许多通气发酵生产, 其产物的相对浓度受单位体积发酵液的搅拌功率或体积溶氧系数的影响, 不论是细菌、霉菌还是酵母, 其目的产物与单位体积搅拌功率 P/V 或体积溶氧系数 $k_L a$ 的关系如图 1-6-2 所示。

由图可见, 当体积液体搅拌功率 P/V 或体积溶氧系数 $k_L a$ 较低时, 发酵目的产物浓度随 P/V 或 $k_L a$ 增大而升高; 但增大到某一值 (范围) 后, 产物浓度就几乎不变, 甚至当 P/V 或 $k_L a$ 进一步升高时, 产物生成会减少。通常, 在图 1-6-2 中, 反应器放大应选用曲线近乎水平的范围, 但在选择高产物浓度的同时, 还需考虑能耗高低、设备投资及操作

运转等。尤其是生物细胞的生物学及生理、代谢等特性是发酵反应器放大的十分重要的因素，但由于生物细胞存在数种、数十种乃至数百种的酶，故有关的信息仍未研究深透，这就影响了理论放大的可操作性、可靠性与准确性。

(二) 半理论放大方法

如前所述，理论放大方法难于求解动量衡算方程。为解决此矛盾，可对动量方程进行简化，对搅拌槽反应器或鼓泡塔，已有不少流动模型的研究进展，其共同点是只考虑液流主体的流动，而忽略局部如搅拌叶轮或罐壁附近的复杂流动。其流型有三类即活塞流、带液体微元分散的活塞流和完全混合流动等。

对于有液体微元分散的活塞流（一维流动），在稳态条件下，质量衡算方程为：

$$-v \frac{dc}{dx} + De \frac{d^2c}{dx^2} - r = 0 \quad (1-6-9)$$

式中 v ——液流流速，m/s

c ——反应基质浓度，mol/m³或 kg/m³

De ——基质在培养液的扩散系数，m²/s

r ——生物反应速度，kg/(m³·s)

对于多罐式（串连）完全混合反应系统，第 $(n+1)$ 罐的物料质量衡算方程为：

$$q_v (c_n - c_{n+1}) = V_{n+1} r_{n+1} \quad (1-6-10)$$

式中 q_v ——体积流量，m³/s

V ——反应溶液体积，m³

由式 (1-6-9) 和式 (1-6-10) 可知，对给定的反应速度 r ，可容易求出这两个方程的解析解或数值解。

此外，生物发酵反应系统的停留时间分布函数（RTD）的测定对掌握反应液流主体的流动特性的研究是十分重要的手段。RTD 可应用示踪物质（如染料、酸、放射性示踪剂等）在不同时间的输出信号对输入信号的响应结果确定。

半理论方法是生物反应器设计与放大最普遍的实验研究方法。但是，液流主体模型通常只能在小型实验规模发酵反应器（5~30L）中获得，并非是利用大规模的生产系统所得的真实结果，故使用此法进行放大有一定的风险，必须通过实际发酵过程进行检验校正。

(三) 因次放大分析法

所谓因次分析放大法就是在放大过程中，维持生物发酵系统参数构成的无因次数群（称为准数）恒定不变。尽管因次分析法的应用有严格的限制，但此法还是十分有用的。

1. 因次分析法的机理

把反应系统的动量、质量、热量衡算以及有关的边界条件、初始条件以无因次形式构建方程用于放大过程，这就是因次分析方法。下面举例加以说明。

对具有分散的一维活塞流流动，其质量衡算方程如前所述的式 (1-6-9) 所表示，而

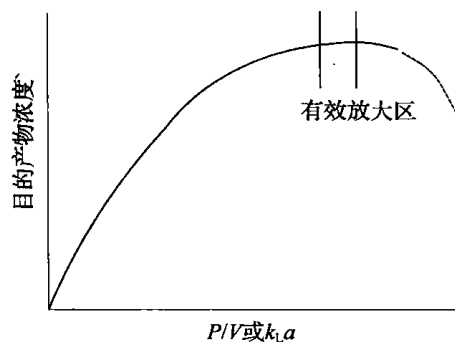


图 1-6-2 P/V 或 $k_L a$ 对通气发酵的影响

边界条件为:

$$\left. \begin{aligned} c|_{x=0} &= c_0 \\ \frac{dc}{dx} \Big|_{x=L} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (1-6-11)$$

假定是一级反应, 反应速度 $r=kc$ 。如使微分方程 (1-6-9) 中的 c 和 x 分别除以常量 c_0 和 L , 构成无量纲的参变量 c/c_0 和 x/L , 使之代入方程 (1-6-9), 则可得到:

$$-\frac{vc_0}{L} \frac{d(c/c_0)}{d(x/L)} + \frac{De c_0}{L^2} \frac{d^2(c/c_0)}{d(x/L)^2} - kc_0 (c/c_0) = 0 \quad (1-6-12)$$

把上式两边乘以 $\frac{L^2}{De c_0}$, 整理化简得:

$$-\frac{vL}{De} \frac{d(c/c_0)}{d(x/L)} + \frac{d^2(c/c_0)}{d(x/L)^2} - \frac{kL^2}{De} (c/c_0) = 0 \quad (1-6-13)$$

相应的边界条件为:

$$\left. \begin{aligned} c|_{x=0}/c_0 &= 1 \\ \frac{d(c_{x=L}/c_0)}{d(x/L)} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (1-6-14)$$

现令 $\zeta=c/c_0$, $\eta=x/L$, 代入式 (1-6-13) 和式 (1-6-14), 则可得:

$$\left. \begin{aligned} -\frac{vL}{De} \frac{d\zeta}{d\eta} + \frac{d^2\zeta}{d\eta^2} - \frac{kL^2}{De} \zeta &= 0 \\ \zeta|_{\eta=0} &= 1, \quad \frac{d\zeta}{d\eta} \Big|_{\eta=1} = 0 \end{aligned} \right\} \quad (1-6-15)$$

显然, 微分方程 (1-6-15) 的通解为:

$$\zeta = f\left(\frac{vL}{De}, \frac{kL^2}{De}, \eta\right) \quad (1-6-16)$$

所以, 如果小型实验装置 (M) 和大型生产设备 (P) 是几何相似, 而且它们的无因次数群及无因次边界条件相同, 则衡算方程的解也相同, 即 M 和 P 有相同的 $\zeta(\eta)$, 若用曲线表示, 如图 1-6-3 所示。

其次, 上述参数变量的无因次数群 (准数) 可视做时间常数 t_t 的比值, 如:

$$\left. \begin{aligned} \frac{vL}{De} &= \frac{v}{L} \cdot \frac{L^2}{De} = \frac{1}{t_t} \cdot t_{De} \\ \frac{kL^2}{De} &= \frac{1}{t_c} \cdot t_{De} \end{aligned} \right\} \quad (1-6-17)$$

式中 $t_t=L/v$, 称为时间常数, 见式 (1-6-1)

$t_{De}=L^2/De$, 扩散传递时间常数

此外, 从式 (1-6-16) 的 ζ 表达式可看出, 若要用实验测定 v 、 L 、 De 和 k 对 $\zeta(\eta)$ 的影响, 只需改变含有这些参数的两个无因次数群就可实现。

对于生物反应器, 由动量、质量和热量衡算导出的最重要的准数如表 1-6-1 所示。表中所列的 We 和 Bi 两准数是用于描述两相系统的。而某些准数, 如 Pe 和 Fo , 既可用于传质过程, 也用于传热过程。所有这些准数均可视做时间常数的比值。

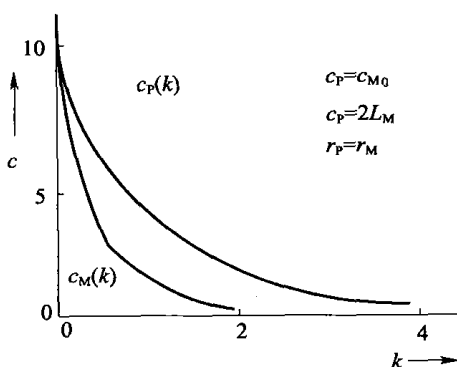
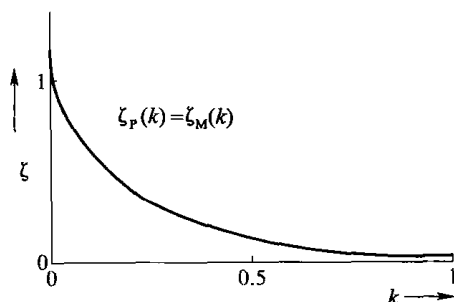


图 1-6-3 无因次浓度曲线图

表 1-6-1 生物反应过程常用的准数

类型	准数名称	物理意义	准数表达式
动量传递	Reynolds	惯性力/黏性力	$Re = \frac{\rho v}{\mu}$ (对搅拌槽反应器, $Re = \frac{\rho n D_i^2}{\mu}$)
	Froude	惯性力/重力	$Fr = \frac{v^2}{gL}$ (对搅拌槽反应器, $Fr = n^2 D_i / g$)
	Weber	惯性力/表面张力	$We = \frac{\rho v^2 d_p}{\sigma}$ (对搅拌槽式反应器, $We = \frac{\rho n^2 D_i^3}{\sigma}$)
	功率准数		$P_N = P_0 / (\rho n^3 D_i^5)$
质量传递	Sherwood	总传质/扩散传质	$Sh = kD / D_i$
	Schmidt	(水力边界层) ³ 传质边界层	$Sc = \frac{v}{D_i}$
	Peclet	对流传质/扩散传质	$Pe = vL / D_i$
	Fourier	过程时间/扩散时间	$Fo = D_i t / D^2$
	Biot	外部传质/内部传质	$Bi = kd_p / D_i$
热量传递	Nusselt	总传热/导热	$Nu = aD / \lambda$
	Prandtl	(水力边界层) ³ 传热边界层	$Pr = V / a$
化学反应	Thiele	(微粒内反应速率) ^{V₂} (微粒内扩散速率)	$\phi = R \sqrt{r / (D_i c)}$

但在实际上,要在过程分析得到有一定物理意义的准数并非易事,有时衡算方程也无法建立。图 1-6-4 说明了如何从衡算方程的建立着手利用因次分析进行反应器放大的过程。

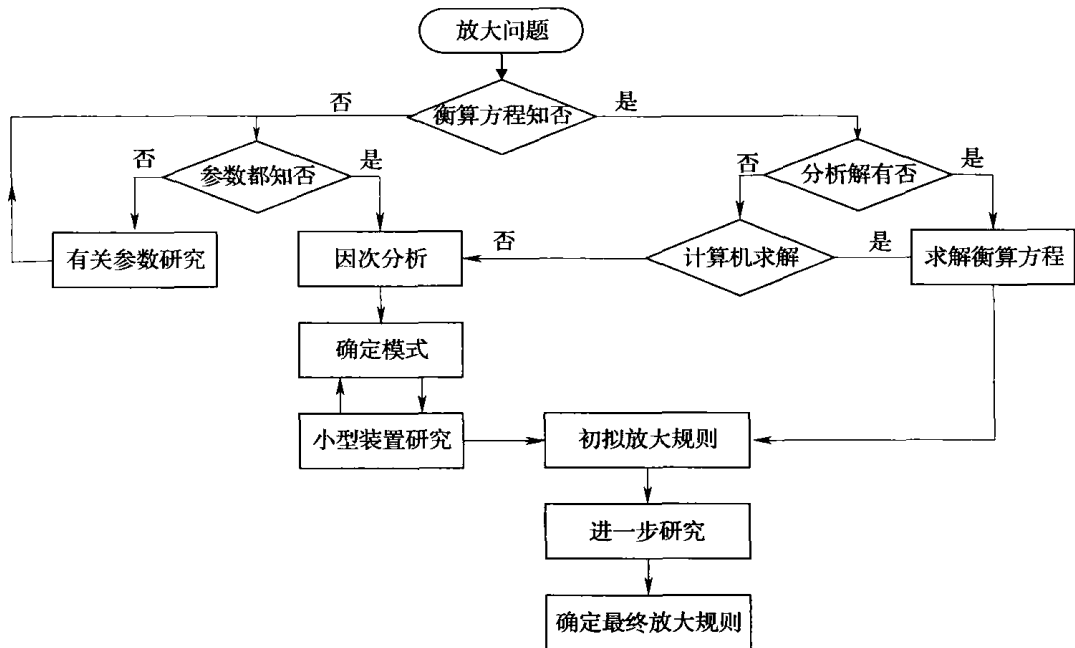


图 1-6-4 生物反应器的因次分析放大过程

2. 应用因次分析进行反应器放大

从原理上讲,所需的准数一经获得,进行生物反应器的放大就简单了,只要对

小型实验室反应装置及大型生产系统的同一准数取相等数值就可以了。但实际上虽然均相系统的流动问题较易解决，但对于有传质和传热同时进行的系统或非均质流动系统，问题就变得复杂了。下面仅以机械搅拌罐均质系统的流动为例给以说明。

设小型实验装置与大型生产系统的 Re 准数和 Fr 准数分别为 Re_m 、 Fr_m 和 Re_p 、 Fr_p ，根据因次分析比拟放大准则，得：

$$Re_m = Re_p \quad \text{即} \quad \left(\frac{\rho N D_i^2}{\mu} \right)_m = \left(\frac{\rho N D_i^2}{\mu} \right)_p \quad (1-6-18)$$

$$Fr_m = Fr_p \quad \text{即} \quad \left(\frac{N^2 D_i}{g} \right)_m = \left(\frac{N^2 D_i}{g} \right)_p \quad (1-6-19)$$

显然，在放大过程要同时满足式（1-6-18）和式（1-6-19）是不可能的。但是，对全挡板条件的机械搅拌反应器，传递特性与 Fr 准数基本无关，故可不予考虑，只要满足 $Re_m = Re_p$ 的条件就够了。但是，对生物发酵反应器来说，混合时间 t_m 和单位体积搅拌功率 P_0/V 是非常重要的两个参数。若按 $Re_p = Re_m$ 准则放大，那么大型反应器的 P_0/V 值就很低，而混合时间 t_m 太大了。所以在通气生物发酵反应器的放大时，往往以 $(P_0/V)_p = (P_0/V)_m$ 的准则放大，但必须满足 $Re > 10^4$ 。当然，对培养液黏度较高的生物反应，假若 $Re_m < 10^3$ 或 $Re_p > 10^4$ ，问题将变得更复杂了。

由上述可知，由于生物反应器涉及细胞生长与代谢、传质与传热还有搅拌剪切对细胞的损伤等问题，在以因次分析法进行生物反应器的放大时，首先进行系统的模式分析，找出控制该反应系统的关键机理，必须兼顾多个相似条件，然后进行放大，切勿生搬硬套。

3. 准数的构成

对因次分析放大法，准数的合理构建是关键，而相关参数的确定是首要步骤。生物反应系统常用的参变量可分为 4 大类，即：

- (1) 几何参数 D 、 H 、 d_p ；
- (2) 物理化学参数 ρ 、 μ 、 σ ；
- (3) 过程变量 N 、 P_0 、 V_L ；
- (4) 常数 g 、 R （气体常数）。

准数构成需要经验和直觉的结合。如果参数选得太多，则其中一部分可能是无关的或影响甚微的参数，且组成的准数太多就无法进行放大。但是，若缺了重要准数，系统的行为就无法用数学模型正确表达，系统的放大也成问题。故必须对反应系统进行分析，确定起主导作用的机理，忽略无关的参数，称此过程为模式分析。

所谓模式分析，就是分析、确定系统中起主导作用的机理，也就是确定反应系统是反应控制或是传质控制还是其他控制（如混合控制）。在模式分析中，必须解决好下述 3 个问题：① 该系统是否由单个机理控制？② 起关键作用的是何模式？③ 反应器规模改变时，此机理将如何变化？

进行模式分析有多种方法，可分成实验方法和理论方法两大类，如表 1-6-2 所示。

模式分析实验法的基础，是改变某参数值时将影响系统行为的一种机理施以可预料的影响。

表 1-6-2

模式分析法

实验法	改变速度、改变浓度、改变微粒大小、改变温度
理论法	分析法：时间常数和准数个数 数字分析法：参数辨识

选定了系统有关的参数后，就可组成模型表达的准数。基本参量常用质量、长度、时间和温度。根据 Buckingham 理论，如参变量个数为 n ，基本量纲数为 m ，则描述系统的最少准数为 $(n-m)$ 个。

(四) 经验放大规则

除上面介绍的 3 种生物反应器的放大方法之外，还有经验放大法，这也是当今最常用的放大法。根据不完全调查结果，目前生物发酵工厂所用的好氧生物发酵反应器应用的经验放大方法的比例如表 1-6-3 所示。

表 1-6-3

通气发酵罐放大准则

放大准则	所占比例/%	放大准则	所占比例%
维持 P_0/V 不变	30	维持搅拌器叶端线速度不变	20
维持 $k_L a$ 不变	30	维持培养液溶氧浓度不变	20

下面以最常见的机械搅拌通气发酵罐和鼓泡式反应器的放大方法及有关实例分别给予具体介绍。

第二节 通气发酵罐的放大设计

一、机械搅拌通气发酵罐的经验放大法

(一) 以体积溶氧系数 $k_L a$ (或 k_d) 相等为基准的放大法

许多好氧发酵，特别是生物细胞浓度较高时耗氧很快，故溶氧速率是否能满足生物细胞的代谢与生长就成为生物发酵生产的限制性因素。生物发酵的耗氧速率可通过实验测定。实践证明，高好氧发酵应用等 $k_L a$ 的原则进行反应器放大通常可获得良好结果。

通气搅拌发酵反应器的主要参数及计算公式有：

(1) 不通气的搅拌功率

$$P_0 = N_P \rho n^3 D_i^5 \quad (1-6-20)$$

式中，功率系数 N_P 视搅拌强度及叶轮形式而定。当发酵系统充分湍流时 ($Re \geq 10^4$) 时，对圆盘六直叶涡轮， $N_P = 6.0$ ；对圆盘六弯叶涡轮， $N_P = 4.7$ ；而对于圆盘六箭叶涡轮， $N_P = 3.7$ 。

(2) 通气搅拌功率

$$P_g = 2.25 \times 10^{-3} (P_0^2 n D_i^3 / Q^{0.08})^{0.39} \quad (1-6-21a)$$

或可近似取 $P_g \approx 0.4 P_0$ (通气速率较高时) (1-6-21b)

(3) 搅拌器泵送能力

$$\phi_P = 1.3 n D_i^5 \quad (1-6-22)$$

(4) 循环速率

$$\phi_{\text{cir}} = 2\phi_P \quad (1-6-23)$$

(5) 循环时间

$$t_{\text{cir}} = V/\phi_{\text{cir}} \quad (1-6-24)$$

(6) 混合时间

$$t_m = 4t_{\text{cir}} \quad (1-6-25)$$

(7) 体积溶氧系数

$$k_L a = k (P_g/V_L)^a v_s^b \quad (1-6-26a)$$

或

$$k_d = (2.36 + 3.3N) (P_g/V_L)^{0.56} v_s^{0.7} n^{0.7} \times 10^{-9} \quad (1-6-26b)$$

在式 (1-6-20) 中全部变量单位为标准国际单位, 而在式 (1-6-21) 和式 (1-6-22) 中

Q ——通气量, mL/min

N ——搅拌叶轮组数

v_s ——空截面空气流速

n ——搅拌转速, r/min

P_0 和 P_g ——不通气和通气搅拌功率, kW

剪切强度视发酵液是湍流或是层流而不同。层流时正比于 μn , 湍流时正比于 $\rho (nD_i)^2$ 。

在实际的生物反应器的放大过程, 是应用亚硫酸钠氧化法的 $k_L a$ 值相等的原则, 下面举例说明。

[例 1-6-1] 某厂在 100L 机械搅拌发酵罐中进行淀粉酶生产试验, 所用的菌种为枯草杆菌, 获得良好的发酵效果, 拟放大至 20m³ 生产罐。此发酵液为牛顿型流体, 黏度 $\mu = 2.25 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$, 密度 $\rho_L = 1020 \text{kg/m}^3$ 。试验罐的尺寸为: 直径 $D = 375 \text{mm}$, 搅拌叶轮 $D_i = 125 \text{mm}$, 高径比 $H/D = 2.4$, 液深 $H_L = 1.5D$, 4 块挡板宽 $W = 0.1D$; 装液量为 60L, 通气速率 1.0VVM, 使用两挡板圆盘六直叶涡轮搅拌器, 转速 $n = 350 \text{r/min}$ 。通过实验研究, 证明此发酵为高耗氧的生物反应, 故可按体积溶氧系数相等之原则进行放大。

解: (1) 计算试验罐的 k_d :

先求搅拌雷诺准数:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{nD_i^2 \rho_L}{\mu} = \frac{(350/60) \times (0.125)^2 \times 1020}{2.25 \times 10^{-3}} \\ &= 4.13 \times 10^4 \end{aligned}$$

故发酵系统属充分湍流, 功率系数 $N_p = 6.0$ 。故两组叶轮的不通气搅拌功率为:

$$\begin{aligned} P_0 &= 2N_p n^3 \rho_L D_i^5 = 2 \times 6 \times \left(\frac{350}{60}\right)^3 \times 1020 \times 0.125^5 \\ &= 74.1 \text{ (W)} = 0.0741 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

通气搅拌功率为 [按式 (1-6-21a) 计算]

$$\begin{aligned} P_g &= 2.25 \times 10^{-3} (P_0 n D_i^3 / Q^{0.08})^{0.39} \\ &= 2.25 \times 10^{-3} \left(\frac{0.0741^2 \times 350 \times 12.5^3}{60000^{0.008}} \right)^{0.39} \\ &= 0.0395 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

应用式 (1-6-26b) 可算出溶氧系数:

$$\begin{aligned}
 k_d &= (2.36 + 3.3 \times 2) (P_g/V_L)^{0.56} v_s^{0.7} n^{0.7} \times 10^{-9} \\
 &= 8.96 \times (0.0395/0.06)^{0.56} \times 54.3^{0.7} \times 350^{0.7} \times 10^{-9} \\
 &= 7.01 \times 10^{-6} \text{ [mol O}_2\text{/ (mL} \cdot \text{min} \cdot \text{atm) (} p_{O_2}\text{)]}
 \end{aligned}$$

其中，空截面气速为：

$$v_s = 60 \times 1000 / \left(\frac{\pi}{4} \times 37.5^2 \right) = 54.3 \text{ (cm/min)}$$

(2) 按几何相似原则确定 20m³ 生产罐的尺寸：

据题设几何尺寸比例，放大罐与小罐相同，则有 $H/D = 2.4$ ， $D/D_i = 3$ ， $H_L/D = 1.5$ 。而有效装料体积仍取 60%，由此可得：

$$V_L = 20 \times 60\% = \frac{\pi}{4} D^2 \times 1.5D$$

可计算得

$$D = 2.17 \text{ (m)}, H = 2.4D = 5.20 \text{ (m)}$$

$$D_i = D/3 = 0.72 \text{ (m)}, H_L = 1.5D = 3.26 \text{ (m)}$$

这就是按几何相似原则计算求得的 20m³ 生产罐的尺寸。仍采用两组圆盘六直叶涡轮搅拌器。

(3) 决定大罐的通气速率 Q ：

按几何相似原则放大设备，放大倍数越高，其单位体积液体占有的发酵罐横截面积越小，若维持通气强度即 VV_m 不变，则放大后空截面气速则随罐容增大而迅速提高。因：

$$\text{发酵罐装液量 } V_L \propto D^3 \quad (1-6-27)$$

$$\text{通气量 } Q \text{ 在维持通气强度 (} VV_m \text{) 不变时, 就有 } Q \propto V_L \propto D^3 \quad (1-6-28)$$

而空截面气速为：

$$v_s = Q / \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) \propto D \quad (1-6-29)$$

由式 (1-6-29) 可知，随罐规模的增大，空截面气速 v_s 的增大与发酵罐直径的增大成正比，即与罐体积的立方根成正比。显然，放大的倍数较大时，则其空截面气速 v_s 有较大增加。过大的 v_s 会造成太多的泡沫甚至跑料，而且消耗的通气功率也将太高。因此在发酵反应器放大时，必须全面考虑以确定通气速率。

若按通气强度不变，即取大罐的通气速率为 1.0 VV_m ，可算出通气量为：

$$Q = 20 \times 60\% \times 1.0 = 12 \text{ (m}^3\text{/min)} = 1.2 \times 10^7 \text{ (cm}^3\text{/min)}$$

相应的空截面气速为：

$$\begin{aligned}
 v_s &= Q / \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) = 12 / \left(\frac{\pi}{4} \times 2.17^2 \right) = 3.24 \text{ (m/min)} \\
 &= 324 \text{ (cm/min)}
 \end{aligned}$$

可见，若按通气强度不变，则大罐的通气空截面气速约相当于试验罐的 6 倍。经验表明，这种气速太高。故可折中根据经验取 $v_s = 150 \text{ cm/min}$ ，由此可计算大罐的通气速率为：

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\pi}{4} \times 2.17^2 \times (150/60/100) = 0.0925 \text{ (m}^3\text{/s)} \\
 &= 5.55 \text{ (m}^3\text{/min)}
 \end{aligned}$$

可见，通气强度为 $5.55/12 = 0.462 \text{ (} VV_m \text{)}$

(4) 按 k_d 相等原则计算放大罐的搅拌转速和搅拌轴功率:

$$\begin{aligned} \text{因} \quad k_d &= (2.36 + 3.3 \times 2) \left(\frac{P_g}{V_L} \right)^{0.56} v_s^{0.7} n^{0.7} \times 10^{-9} \\ &= 8.89 \times (P_g/12)^{0.56} \times 150^{0.7} \times n^{0.7} \times 10^{-9} \\ &= 7.434 \times 10^{-8} P_g^{0.56} n^{0.7} \end{aligned}$$

$$\text{故有} \quad 7.01 \times 10^{-6} = 7.434 \times 10^{-8} P_g^{0.56} n^{0.7}$$

$$\text{由此得 } P_g = 3356 n^{-1.25} \tag{1-6-30}$$

又根据式 (1-6-21a), 可求得 P_g 的另一表达式, 即:

$$\begin{aligned} P_g &= 2.25 \times 10^{-3} \left(\frac{P_0^2 n D_i^3}{Q^{0.08}} \right)^{0.39} \\ &= 2.25 \times 10^{-3} \left[\frac{P_0^2 n \times 72^3}{(5.55 \times 10^6)^{0.08}} \right]^{0.39} \\ &= 0.206 P_0^{0.78} n^{0.39} \end{aligned} \tag{1-6-31}$$

由式 (1-6-30) 和式 (1-6-31), 可得:

$$P_0 = 2.51 \times 10^5 n^{-2.1} \text{ (kW)} \tag{1-6-32}$$

根据式 (1-6-20), 可计算出不通气时大罐的搅拌轴功率为:

$$\begin{aligned} P_0 &= N_p \rho n^3 D_i^5 = 6.0 \times 1020 \times \left(\frac{n}{60} \right)^3 \times 0.72^5 \\ &= 5.48 \times 10^{-3} n^3 \text{ (W)} = 5.48 \times 10^{-6} n^3 \text{ (kW)} \end{aligned} \tag{1-6-33}$$

联立求解由方程 (1-6-32) 和 (1-6-33) 组成的方程组, 可求得大罐的搅拌转速及搅拌功率:

$$\begin{aligned} n &= 123 \text{ (r/min)} \\ P_0 &= 10.2 \text{ (kW)} \\ P_g &= 3356 N^{-1.25} = 8.19 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

放大罐与试验罐的容积、尺寸及搅拌转速、功率等的对照如表 1-6-4 所示。

表 1-6-4 试验罐与放大计算结果比较

项目	试验罐	放大罐
公称容积 V/m^3	0.1	20
有效容积 V_L/m^3	0.06	12
放大倍数	1	200
高径比 H/D	2.4	2.4
液柱高 H_L/D	1.5	1.5
搅拌叶轮 D_i/D	1/3	1/3
通气强度/VVm	1.0	0.462
$P_0/V_L/ \text{(kW/m}^3\text{)}$	1.24	0.798
$P_g/V_L/ \text{(kW/m}^3\text{)}$	0.658	0.704
搅拌转速 $n/ \text{(r/min)}$	350	120
溶氧速率 $k_d/ \left(\frac{\text{mol O}_2}{\text{mL} \cdot \text{min} \cdot \text{atm}} \right)$	7.01×10^{-6}	7.01×10^{-6}

由表 1-6-4 可见, 尽管试验罐和放大罐的溶氧系数相同, 其几何尺寸也相似, 但经放大后, 大罐的通气强度和搅拌转速均大大下降。

(二) 以 P_0/V_L 相等的准则进行反应器放大

通常, 溶氧系数 k_d 或 $k_L a$ 是使用亚硫酸钠氧化法测定的, 它并不是真实发酵系统的溶氧系数, 故上述的用 k_d 或 $k_L a$ 相等为准则的放大方法对某些发酵效果并不理想。而单位体积发酵液的搅拌功耗 P_0/V_L 与 $k_L a$ 值有密切关系, 且容易测量。实验表明, 对于溶氧速率控制发酵反应的非牛顿型发酵液, 把 P_0/V_L 相等准则用于反应器的放大通常可获得良好结果。下面以实例计算说明以 P_0/V_L 相等准则对发酵罐的放大过程。

[例 1-6-2] 实验罐和放大罐的条件与 [例 1-6-1] 相同, 试用 P_0/V_L 相等的原则进行放大计算。

解: 对试验罐, 有:

$$\left(\frac{P_0}{V_L}\right)_1 \propto \frac{2N_p \rho n_1^3 D_{i1}^5}{D_{i1}^3}$$

同理, 对放大罐有:

$$\left(\frac{P_0}{V_L}\right)_2 \propto \frac{2N_p \rho n_2^3 D_{i2}^5}{D_{i2}^3}$$

据相等原则, 令 $(P_0/V_L)_1 = (P_0/V_L)_2$, 由于大小罐的 N_p 、 ρ 相等, 则可得:

$$\frac{n_2}{n_1} = \left(\frac{D_{i1}}{D_{i2}}\right)^{\frac{2}{3}}$$

由题设, 知 $n_1 = 350 \text{ r/min}$, $D_{i1} = 0.125 \text{ m}$

按几何相似原则放大, 放大罐的 $D_{i2} = 0.72 \text{ m}$

用 D_{i1} 和 D_{i2} 之值代入, 可计算出放大罐的搅拌转速:

$$\begin{aligned} n_2 &= n_1 \left(\frac{D_{i1}}{D_{i2}}\right)^{\frac{2}{3}} = 350 \left(\frac{0.125}{0.72}\right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 109 \text{ (r/min)} \end{aligned}$$

因此, 放大罐的不通气搅拌功率为:

$$\begin{aligned} P_0 &= 2N_p \rho n_2^3 D_{i2}^5 \\ &= 2 \times 6 \times 1020 \times (109/60)^3 \times (0.72)^5 \\ &= 14199 \text{ (W)} = 14.2 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

通气搅拌功率为:

$$P_g = 2.25 \times 10^{-3} \left(\frac{P_0^2 n D_{i2}^3}{Q^{0.08}}\right)^{0.39}$$

取放大罐的通气强度为 0.462 VVm (与例 1-6-1 相同), 则

$$\begin{aligned} Q &= 0.462 \times 12 = 5.55 \text{ (m}^3/\text{min)} \\ &= 5.55 \times 10^6 \text{ (mL/min)} \end{aligned}$$

代入上式得通气搅拌功率:

$$\begin{aligned} P_g &= 2.25 \times 10^{-3} \left[\frac{14.2^2 \times 109 \times 72^3}{(5.55 \times 10^6)^{0.08}}\right]^{0.39} \\ &= 10.2 \text{ (kW)} \end{aligned}$$

在上述设计条件下, 相应的溶氧系数为:

$$\begin{aligned}
 k_d &= (2.36 + 3.3 \times 2) \left(\frac{P_g}{V_L} \right)^{0.59} v_s^{0.7} n^{0.7} \times 10^{-9} \\
 &= 8.96 \times \left(\frac{10.2}{12} \right)^{0.56} \times 150^{0.7} \times 109^{0.7} \times 10^{-9} \\
 &= 7.28 \times 10^{-6} \text{ [mol O}_2\text{ / (mL} \cdot \text{min} \cdot \text{atm) (} p_{O_2}\text{)]}
 \end{aligned}$$

据上述计算结果列出实验罐与放大罐比较, 如表 1-6-5 所示。

表 1-6-5 以 P_0/V_L 相等准则放大的结果

项 目	试验罐	放大罐
公称容积 V/m^3	0.1	20
装料容积 V_L/m^3	0.06	12
放大倍数	1	200
高径比 H/D	2.4	2.4
液柱高 H_L/D	1.5	1.5
搅拌叶轮 D_i/D	1/3	1/3
通气强度/VVm	1.0	0.462
P_0/V_L / (kW/m ³)	1.24	1.18
P_g/V_L / (kW/m ³)	0.658	0.85
搅拌转速 (r/min)	350	109
溶氧速率 $k_d / \left(\frac{\text{mol O}_2}{\text{mL} \cdot \text{min} \cdot \text{atm}} \right)$	7.01×10^{-6}	7.28×10^{-6}

从表 1-6-4 和表 1-6-5 可知, 应用溶氧系数 $k_L a$ 或 k_d 相等准则和单位体积发酵搅拌功率相等的准则进行发酵罐的放大计算, 其结果差异不大。在发酵生产的放大实践中也证明, 高耗氧的生物发酵, 应用溶氧系数相等的原则进行放大是最好的方法。此外, 对黏度较高的非牛顿型流体或高细胞密度培养, 应用 P_0/V_L 相等原则进行放大的效果则十分良好。例如, 青霉素等抗生素发酵液通常属非牛顿型流体, 又是高耗氧发酵, 可应用 P_0/V_L 相等准则进行放大。

(三) 以搅拌叶尖线速度相等的准则进行机械搅拌通风发酵罐的放大

实践表明, 应用丝状菌进行发酵, 因这类微生物细胞受搅拌剪切的影响较明显, 而搅拌叶尖线速度 (πDN) 是决定搅拌剪切强度的关键。若仅仅维持 $k_L a$ (或 k_d) 或 P_0/V_L 相等而不考虑搅拌剪切的影响, 可能导致放大设计失误。

在 P_0/V_L 相等的条件下, D_i/D 越小 (即转速越高), 搅拌剪切越强烈, 这有利于菌丝团的分散和气泡的破裂细碎, 从而有利于溶氧传质和胞内代谢产物的向外扩散, 因此通常有利于代谢产物抑制发酵的生物反应系统。例如, 在使用放线菌发酵生产新生霉素时, 在维持 P_0/V_L 不变的条件下, 使用较小的搅拌叶轮可获得较高产量的抗生素, 如图 1-6-5 所示。所以, 对于这类发酵系统, 搅拌叶轮尖端线速度 (πDN) 也是发酵反应器放大设计的重要因素, 可作为放大基准。但必须明确, 若搅拌叶轮直径 (D_i/D) 过小, 则搅拌泵送能力下降, 混合时间加长, 这会影响反应溶液混合的均匀性。通常, 对大多数的生物

发酵，搅拌叶尖线速度宜取 2.5~5m/s；对于球状或短杆状微生物可适当增大，但最高也不宜超过 10m/s。

(四) 以混合时间相等的准则进行放大

所谓反应器的混合时间，就是往发酵反应器液体中瞬间加入某种指示液体，使这两种液体达到分子水平均匀混合所需要的时间。而在混合时间测定中，所使用的液体（指示剂）通常为酸、碱、盐或有色液体，以便于用仪器再现检测混合过程的 pH、电导率及色值（OD）的变化。实践表明，发酵反应器越小，液体的黏度越低，在同一搅拌强度下其混合时间则越短，随着发酵罐规模的增大，混合时间将越长。故对大型发酵罐的通气溶氧和基质流加，混合时间和混合的均匀性是十分重要的。混合时间是发酵罐几何形状及尺寸、搅拌叶轮设计、操作条件以及发酵液流变特性的函数。

当然，若按混合时间相等进行放大，对于大型发酵罐的设计是不可能的。对于机械搅拌通气发酵罐，若维持混合时间不变，则搅拌叶轮直径与罐径之比必然随罐规模放大而增加，这样不仅使溶氧传质效率下降，而且叶尖线速度将过高而加剧对生物细胞的损伤作用，因而用混合时间不变的原则是不适宜的。但实践表明，在发酵罐放大设计过程中，以混合时间作为校正的准则有时是十分有用的。例如，在一个大型生物反应器中，尤其是当 D_i/D 不大，且采用基质流加工工艺时，如果只用单点流加基质，则混合时间可能长达数分钟，发酵反应器内会出现较大的浓度梯度，这就会影响反应速度和转化率。更为严重者，因混合状况不良，会产生生物细胞团的沉降而积聚于反应器底部，或局部产生缺氧状态，就会使反应系统的发酵反应速度出现不同程度的下降，甚至因缺氧而使代谢目的产物的产率大为降低。这些生物反应器内出现的问题在植物细胞培养、抗生素发酵等实际生产过程均出现过。

Fox 等用因次分析法，对机械搅拌发酵反应其内液体混合时间实验研究中总结导出数学表达式，即当 $Re > 10^5$ 时，有：

$$f_i = \frac{t_M (nD_i^2)^{2/3} g^{1/6} D_i^{1/2}}{H_L^{1/2} D^{3/2}} = \text{常数} \quad (1-6-34)$$

式中 f_i ——混合时间函数

t_M ——混合时间，s

n ——搅拌转速，r/s

D_i ——搅拌叶轮直径，m

D ——发酵反应器直径，m

H_L ——罐内液体深度，m

g ——重力加速度，9.81m/s²

把式 (1-6-34) 进行相关的计算，以搅拌 Re 为横坐标， f_i 为纵坐标，则可得到图 1-6-6。

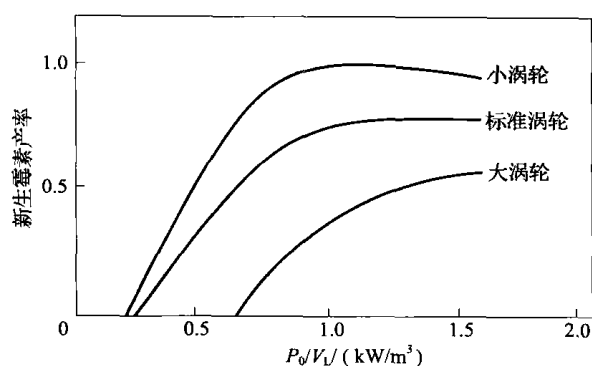


图 1-6-5 搅拌叶轮大小对新生霉素生产的影响

对几何相似的发酵罐, 当 $Re > 10^5$ 时, 把式 (1-6-34) 进行化简整理, 可得

$$\frac{t_{M2}}{t_{M1}} = \left(\frac{n_1^4 D_{i2}}{n_2^4 D_{i1}} \right)^{1/6} \quad (1-6-35)$$

式中, 下标 1 和 2 分别代表试验罐和放大罐。

当应用 $(P_0/V_L)_1 = (P_0/V_L)_2$ 原则放大时, 由前面的 [例 1-6-2] 的结果知, $n_2/n_1 = (D_{i1}/D_{i2})^{2/3}$, 因此式 (1-6-35) 可简化成:

$$\frac{t_{M2}}{t_{M1}} = \left(\frac{D_{i2}}{D_{i1}} \right)^{11/18} \quad (1-6-36)$$

由式 (1-6-36) 可知, 发酵罐的规模越大, 混合时间 t_M 就越长。为了克服此问题, 对大型发酵反应器, 尤其是流加操作或连续操作时, 可采用增加给料点的方法。例如英国帝国化学工业公司 (ICI) 使用 3000m^3 的气升式内循环反应器, 以甲醇为原料连续发酵生产 SCP, 反应器实际装料量 1500m^3 。为了解决基质甲醇的浓度均匀分布问题, 在发酵反应器沿轴向的不同高度, 装设了 3000 个甲醇进料喷嘴, 最后获得了发酵液中甲醇浓度维持在 2mg/L 的水平, 既保证微生物细胞的基质营养需求, 又避免了反应器局部甲醇浓度过高而造成对细胞生长的抑制。

通过上述分析不难得出下述结论: 在通气发酵反应器的放大设计中, 必须重视发酵液的混合问题, 通常应尽可能混合均匀, 混合时间也尽可能缩短; 但随着反应器规模的扩大, 其混合时间也应适当增大。

(五) 搅拌液流速压头 H 、搅拌液流循环速率 (对机械搅拌发酵罐为泵送能力) Q_L 以及 Q_L/H 比值对发酵反应器放大设计的影响

我们知道, 搅拌液流速度压头 H 与搅拌叶轮叶尖线速度的平方成正比, 即:

$$H \propto (n/D_i)^2 \quad (1-6-37)$$

而搅拌液流循环速率 Q_L 则正比于搅拌涡轮转动横截面积及叶尖线速度, 即:

$$Q_L \propto (\pi n D_i) \left(\frac{\pi}{4} D_i^2 \right) \propto n D_i^3 \quad (1-6-38)$$

据传质理论, H 越高, 液流湍动越激烈, 不仅有利于溶氧传质, 而且有利于菌丝团的分散。而液流循环速率越大, 则对混合有利, 可缩短混合时间, 实现均匀混合。

从式 (1-6-37) 和 (1-6-38) 可知, 适当增大搅拌涡轮直径 D_i 有利于均匀混合, 可缩短混合时间; 而结合溶氧传质理论可知, 适当提高搅拌转速 n 而维持 D_i 不变, 则有利于氧的溶解。因为在实际反应器设计中, 必须控制单位体积搅拌功率 P_0/V_L 在一定范围, 同时还必须综合考虑生物细胞对搅拌剪切的耐受水平。对某些丝状菌发酵体系, 在保证溶氧速率满足发酵需求的前提下, 因此类细胞对剪切敏感, 混合时间也相应较长, 在此前提下, Q_L/H 比值就变得重要了。所以, 若在小型试验罐中取得良好的发酵结果, 则此试验罐的 Q_L/H 比值应当是适当的, 可作为放大设计大型罐的参考标准。

以式 (1-6-38) 除以式 (1-6-37), 可得:

$$Q_L/H \propto D/n \quad (1-6-39)$$

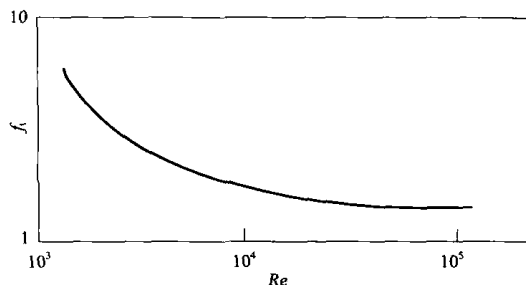


图 1-6-6 混合时间函数 f_t 与 Re 关系

下面就发酵罐放大过程的搅拌液流速度压头 H 、发酵液搅拌循环速率 Q_L 以及它们的比值 Q_L/H 作为参考指标进行放大设计。

[例 1-6-3] 用小型机械搅拌通气发酵罐进行黑曲霉发酵生产柠檬酸获得良好结果。试验结果表明, 该发酵系统为溶氧速率控制, 且微生物细胞对搅拌剪切作用敏感。试验罐的几何尺寸为: 罐径 $D=0.57\text{m}$, 搅拌叶轮直径 $D_i=0.228\text{m}$, 液深 $H_L=1.14\text{m}$, 装液量 0.291m^3 。使用两组圆盘六弯叶蜗轮, 搅拌转速 $n=380\text{r}/\text{min}$ 。同时通过试验还知道, 若搅拌剪切速率增大超过 50% 则对菌丝团损伤较大而影响发酵产率。

求: 把发酵罐放大至 30m^3 的几何尺寸及搅拌转速 n 等。

解: 据试验罐结果, 本发酵系统为溶氧速率控制, 且对搅拌剪切敏感。故以 P_0/V_L 相等的准则进行放大, 同时以 Q_L/H 及搅拌叶尖线速度 $\pi D_i n$ 作为参考指标, 以保证放大后剪切速率增大不超过 50%, 同时混合时间不会增加太大。

由题给条件和式 (1-6-37), 搅拌液流速度压头为:

$$H \propto (nD_i)^2 = (380 \times 0.228)^2 = 7506$$

而搅拌液流循环速率用单位体积液体的泵送量表示, 即:

$$\begin{aligned} Q_v &= Q_L/V_L \propto nD_i^3/V_L = 380 \times 0.228^3/0.291 \\ &= 15.48 \end{aligned}$$

故试验罐的 Q_v/H 值为:

$$\left(\frac{Q_v}{H}\right)_1 = K_1 \frac{15.48}{7506} = K_1 \times 2.06 \times 10^{-3} \quad (\text{min}/\text{m}^2)$$

搅拌叶轮叶尖线速度为:

$$(\pi n D_i)_1 = 380 \times 3.14 \times 0.228 = 272 \quad (\text{m}/\text{min})$$

按 P_0/V_L 相等准则把试验罐放大至 30m^3 , 以几何相似计算得到的大罐的几何尺寸为:

搅拌叶轮直径: $D_{i2} = 1.07\text{m}$

发酵罐直径为: $D_2 = 2.673\text{m}$

发酵液深度为: $H_{L2} = 5.346\text{m}$

搅拌转速为: $n_2 = 135.4\text{r}/\text{min}$

用上述数据, 可求得 30m^3 放大罐的 Q_v/H :

$$\begin{aligned} \left(\frac{Q_v}{H}\right)_2 &= K_2 \times \frac{135.4 \times 1.07^3/30}{(1.07 \times 135.4)^2} \\ &= K_2 \times 2.63 \times 10^{-4} \quad (\text{min}/\text{m}^2) \end{aligned}$$

而 30m^3 罐的搅拌叶尖线速度为:

$$\begin{aligned} (\pi n D_i)_2 &= 135.4 \times 3.14 \times 1.07 \\ &= 455 \quad (\text{m}/\text{min}) \end{aligned}$$

题设用几何相似进行放大, 故上述 Q_v/H 表达式的 2 个比例常数 K_1 和 K_2 相等。故:

$$\begin{aligned} \left(\frac{Q_v}{H}\right)_1 / \left(\frac{Q_v}{H}\right)_2 &= \frac{K_1 \times 2.06 \times 10^{-3}}{K_2 \times 2.63 \times 10^{-4}} \\ &= 7.83 \end{aligned}$$

而

$$\frac{(\pi D_i n)_2}{(\pi D_i n)_1} = \frac{455}{272} = 1.67$$

可见, 试验罐的搅拌液流循环速率与搅拌压头之比为放大罐的 7 倍多, 而相应的搅拌器叶尖线速度放大后提高了 67%, 不符合题设要求的 50% 以下。所以, 应按 P_0/V_L 相等准则的前提下, 对求算出的 D_{i2} 和 n_2 适当调整, 具体的做法是适当改变发酵罐的几何尺寸比例。

为降低搅拌剪切速率, 改善混合特性, 可在适当增大搅拌叶轮直径的同时, 降低搅拌转速, 以维持 P_0/V_L 不变或基本不变。

假设把搅拌叶轮直径增大 50%, 搅拌转速降低 50%, 则调整后其搅拌速率的改变为:

$$\frac{P_{02}'}{P_{02}} = \frac{(N_p \rho n_2^3 D_{i2}^5)'}{(N_p \rho n_1^3 D_{i1}^5)} = (0.5)^3 (1.5)^5 = 0.95$$

故放大罐经增大直径和降低转速后, 其搅拌功率 P_0 只下降 5%。故可认为基本不变。同时, 调整后搅拌涡轮叶尖线速度与试验罐搅拌涡轮叶尖线速度之比为:

$$\frac{(\pi D_{i2} n_2)'}{(\pi D_{i1} n_1)} = \frac{\pi \times 1.5 D_{i2} \times 0.5 n_2}{\pi \times D_{i1} \times n_1} = \frac{0.75 \times 455}{272} = 1.25$$

可见, 通过上述调整后, 已基本符合要求。由上述的设定条件, 可计算出经调整后的搅拌叶轮直径 D_i 、搅拌转速 n 等, 具体的计算如下所示:

搅拌叶轮直径: $D_{i2} = 1.5 \times 1.07 = 1.605$ (m)

搅拌转速: $n_2 = 135.4 \times 50\% = 67.7$ (r/min)

搅拌叶尖线速度: $\pi D_{i2} n_2 = \pi \times 1.605 \times 67.7 = 341$ (m/min)

相应的 Q_v/H :

$$\frac{Q_v}{H} = K_3 \times \frac{n_2 D_{i2}^3 / V_L}{(n_2 D_{i2})^2} = K_3 \times \frac{67.7 \times 1.605^3 / 30}{(67.7 \times 1.605)^2} = K_3 \times 7.9 \times 10^{-4} \text{ (min/m}^2\text{)}$$

上述计算结果表明, 适当把搅拌叶轮直径增大和搅拌转速降低后, 可使混合条件大为改善, 而搅拌剪切速率只比试验小型罐高 25%, 符合题设要求。本题有关的几何尺寸及搅拌转速等的计算及放大计算结果如表 1-6-6 所示。

表 1-6-6 以 H 和 Q_L 为参考指标的机械搅拌发酵罐的放大计算结果比较

参 数	试验罐	30m ³ 放大罐	
		按 P_0/V_L 相等原则	兼顾混合与剪切
V_L/m^3	0.291	30	30
D/m	0.57	2.673	2.673
D_i/m	0.228	1.07	1.605
H_L/m	1.14	5.346	5.34
D_i/D	0.4	0.4	0.6
$n/(\text{r}/\text{min})$	380	135.4	67.7
搅拌叶轮	2 组	2 组	2 组
$\pi D_i n/(\text{m}/\text{min})$	272	455	341
$Q_v/H/(\text{min}/\text{m}^2)$	$2.06 \times 10^{-3} K$	$2.63 \times 10^{-3} K$	$7.90 \times 10^{-4} K$
P_0/V_L 相对值	1.0	1.0	0.95

(六) 罐压调节型通气发酵罐放大实例

从上面介绍的有关机械搅拌通气发酵罐放大的方法及例子可知, 至今仍未有放之四海而皆准的完美方法。以下介绍日本筑波大学田中秀夫 (Hideo Tanaka) 教授利用放线菌 *Streptomyces hygrosopicus* 生产生物农药除草剂, 从实验室研究逐级放大至 300m³ 罐发酵生产过程, 所用的是机械搅拌通气发酵罐。

第一步从 3L 罐放大至 2m³ 罐使用 $k_L a$ 相等准则, 从 2m³ 放大至 10m³ 再放大至 300m³ 罐则使用 P_0/V_L 相等的准则。放大结果 (目的产物浓度) 如图 1-6-7 所示。

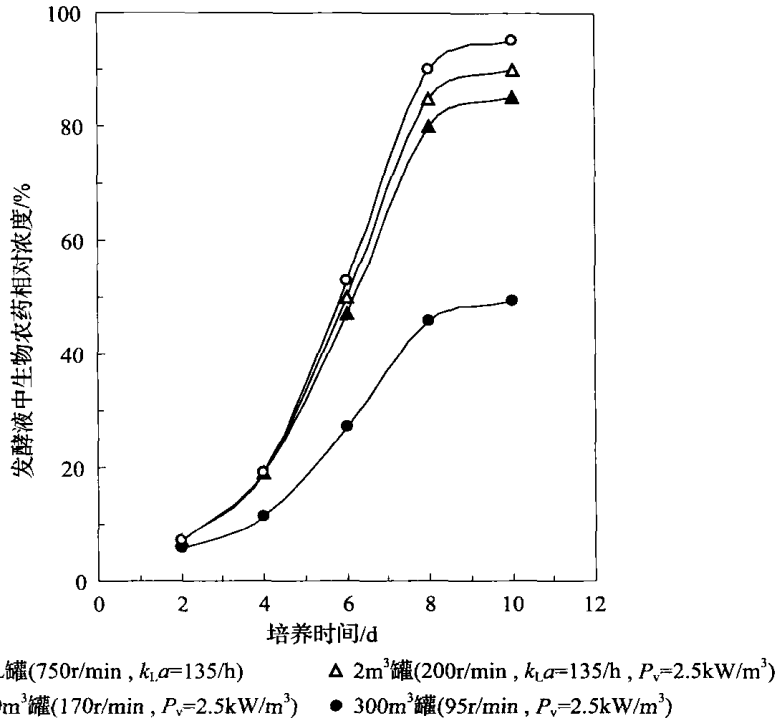


图 1-6-7 $k_L a$ 或 P_v 对生物农药发酵生产的影响

由图 1-6-7 可见, 300m³ 大罐的放罐发酵液的产物浓度只及 3L 罐的 50%~60%。同时检测发现, 大罐的糖耗速度、菌体浓度均较高。由此可见, 对这一发酵过程, 若仅维持溶氧系数 $k_L a$ 或单位体积搅拌功率 P_0/V_L 不变, 则放大效果不够好。分析比较大罐与小罐的微生物发酵, 除了供氧能力外, 主要差别在于: ① 大罐的搅拌剪切作用增强了; ② 大罐的液深变大, 因而微生物受到的液压、溶氧浓度、二氧化碳浓度等环境因素均会增大。

首先进行搅拌剪切作用的试验, 改变搅拌器中叶轮的直径或改变搅拌转速, 在维持 P_0/V_L 恒定的情况下, 目的产物浓度基本维持不变。由此可知, 搅拌的剪切作用不是生产大罐产量急降的原因。

然后, 设计制造了一套 3L 压力可变量发酵罐, 可周期性调节罐压, 模拟大型发酵罐 (液深 0~10m) 内微生物在罐内循环时经历的压强变化, 具体压强条件和发酵结果见图 1-6-8。

由本图示可知, 无论是周期性的压力变动 (0~0.0981MPa, 表压), 或是取其平均压力 (0.049MPa), 发酵产物浓度均大大降低, 与 300m³ 大罐的生产水平差不多。显见, 罐压 (对大罐主要取决于液深) 是阻碍因素。

液层深度 (或罐压) 改变, 会导出三方面的变化: 一是罐压本身, 二是溶解的二氧化碳浓度, 三是溶氧浓度。究竟是其中哪种因素起主导作用呢? 首先研究压力的影响, 在维持氧分压恒定的条件下, 改变罐内压力进行试验, 结果目的产物的浓度没有变化。其次, 改变发酵液溶解二氧化碳浓度进行试验, 但即使其浓度增加 6 倍甚至 20 倍, 也未发现对产物积累有明显影响。最后试验溶氧浓度对发酵的影响, 发现溶解氧水平不同, 导致产物浓度随之改变, 3L 罐在溶氧浓度 0.5mg/L 时产率最大, 具体结果见图 1-6-9。

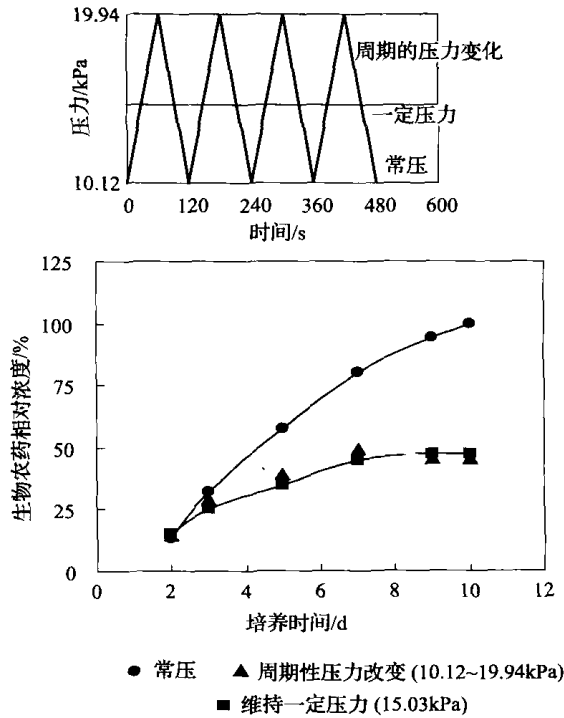


图 1-6-8 罐压对生物农药发酵生产的影响

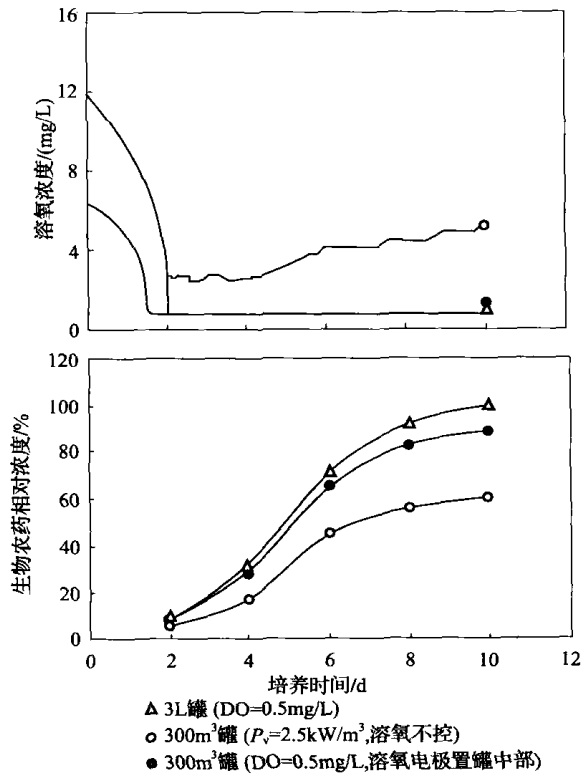


图 1-6-9 基于溶氧浓度的生物农药发酵生产的放大

通过上述多步研究, 田中教授确认了培养液内溶氧浓度控制是发酵罐放大的关键。同时实验室小罐发酵液溶氧控制在 0.5mg/L 时为最佳。但在 300m³ 的生产大罐中, 不同的液层深度溶氧水平不同。实验中先后把溶氧电极安装在上部、中部和底

部，分别控制其溶氧值均为 0.5mg/L，发酵结果目的产物浓度分别达到 3L 罐的 85%、92%和 96%。至此，可以说该发酵过程放大完全成功了。更详细的研究过程可参考他们发表的论文。

从这个生物农药发酵过程反应器放大的例子可以看出，对某些发酵生产，由于微生物的代谢对溶氧水平十分敏感，也就是说，溶氧浓度太低当然不行，但溶氧值太高也会抑制产物生成。故对这类发酵，反应器的放大必须考虑溶氧浓度沿罐深的分布，通过试验的优化，放大才能圆满成功。

综上所述，对于机械搅拌发酵反应器的放大，是需要系统的知识和经验。首先，不同规模的发酵反应器应大体维持几何相，但不是一成不变；为了保持相等的 $k_L a$ 和剪切强度，可适当改变几何尺寸比例；最常用的方法是维持体积溶氧系数 $k_L a$ 恒定或单位体积搅拌功率不变，有时需兼顾搅拌剪切强度不变或改变不大。实际上，放大设计的成功还需生产实践验证。机械搅拌通气发酵罐的放大过程可概括为如图 1-6-10 所示。

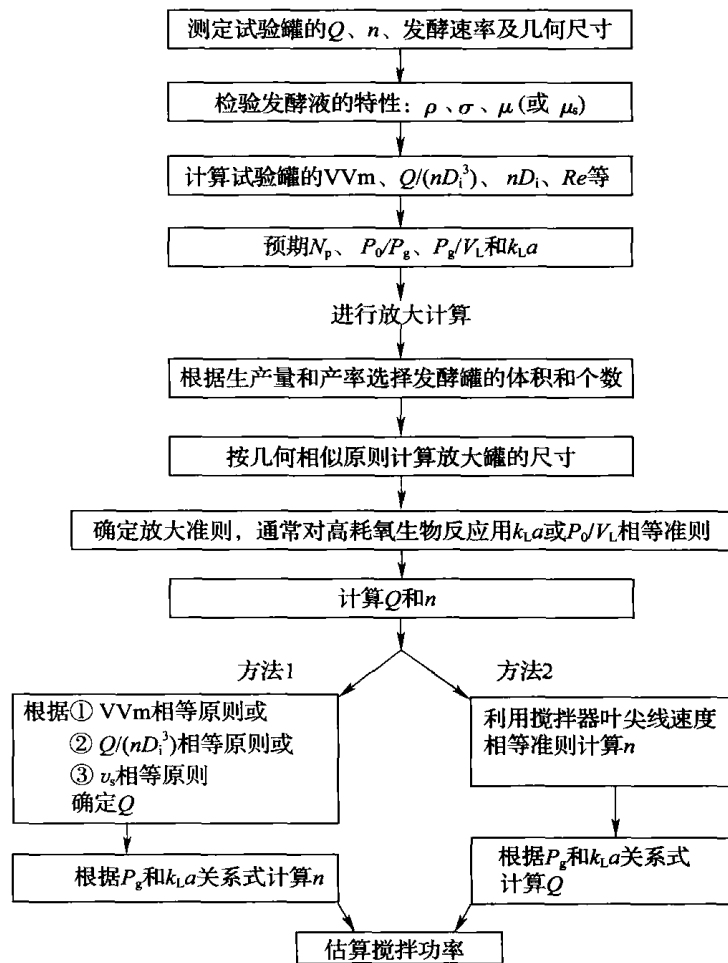


图 1-6-10 机械搅拌发酵罐放大过程

图中 σ ——发酵液的表面张力, N/m

μ 、 μ_s ——发酵液的黏度或表观黏度, 后者是对非牛顿流体而言, Pa·s

VVm——通气速率, $m^3(气) / [m^3(液体) \cdot min]$

其他的变量符号以及单位在前面已介绍。

二、气升式反应器的放大

下面简单介绍气升式反应器中最常用的鼓泡式和气升环流式两类反应器的放大有关问题及方法。

(一) 空气压缩的能量消耗及溶氧传质

气升式发酵反应器没有机械搅拌装置, 其发酵液的混合与溶氧传质全赖通入的压缩空气完成, 故对气升式反应器而言, 输入的压缩空气的压强、流量及空气压缩所用的空气压缩机的型号规格是决定这类反应器能耗的关键。

首先, 压缩机的效率主要取决于其类型。例如, 旋转式压缩机的效率通常为 $\eta=80\% \sim 90\%$, 活塞式压缩机的效率为 $\eta=73\% \sim 90\%$; 而叶轮式压缩机的 $\eta=70\% \sim 80\%$ 。在生产规模的发酵反应器中, 气体在发酵液中的分散程度还受到输入功率的影响。当然, 反应器的结构及发酵液的物化特性也起着重要的作用。对于实验室小型反应器, 空气分布器对气泡在溶液中的分散状况有重要影响; 但在大型工业生产的发酵罐中, 气液两相的分散特性主要受反应器中平均分散功率的影响。

1. 鼓泡式反应器的混合与溶氧传质

通常, 传统的鼓泡式反应器是在靠近底部装设空气分布管, 有单管式或环形管上开小孔, 或使用多孔或微孔筛板。空气通过分布器后进入液体中分散成气泡, 靠其浮力而上升, 并带动液体上升而形成气液两相流动。

实验研究表明, 鼓泡塔的总体积溶氧系数主要取决于通气速率和气泡分散状况, 可用下述的经验方程表示:

$$k_L a = 0.0023 (v_s/d_s)^{1.58} \quad (1-6-40)$$

上式的成立条件是: $0.01 \leq k_L a \leq 0.8 s^{-1}$ 和 $3 \leq (v_s/d_s) \leq 43 s^{-1}$, 培养基由乙醇和营养盐构成, 其中 v_s 和 d_s 分别为空截面气速和气泡的平均直径。

此外, 实验研究还表明, 气液混合物中的持气率 h 主要受空截面气速影响, 即:

$$h \propto v_s^n \quad (1-6-41)$$

式中 通气速率较低时, $0.7 \leq n \leq 1.2$

通气速率较高时, $0.4 \leq n \leq 0.7$

由于气升式 (含鼓泡式) 发酵罐的混合与溶氧均靠空气作动力, 故其体积溶氧系数也可用空截面气速 v_s 作单一变量, 其表达式为:

$$k_L a = b v_s^m \quad (1-6-42)$$

式中 m ——指数, 对水和电解质溶液时, $m=0.8$

b ——空气分布器类型和溶液特性的函数

当 $1 \times 10^{-4} m/s \leq v_s \leq 0.25 m/s$ 和 $0.03 \leq k_L a \leq 0.1 (s^{-1})$ 时, 方程式 (1-6-42) 成立。

2. 气升环流式发酵反应器

气升环流反应器在近 30 年里得到广泛的应用, 其规模从数百升至数千立方米, 酵母和其他 SCP 生产通常都应用这类反应器。据华南理工大学生化工程研究室及有关文献报道, 这类发酵反应器的溶氧速率为 $2 \sim 8 kg / (m^3 \cdot h)$, 而溶氧比能耗约为 $0.3 \sim 0.6 kW \cdot h / kg O_2$ 。此外, 这类生物反应器也常用于废水生化处理。

国际上, 这类反应器最有代表性的是英国 ICI 加压循环发酵反应器。该反应器有 60m

高、有效体积达 2000m^3 。发酵液的循环速率较高，在中央升液管和双边降液管中的液流速度为 0.5m/s 和 $3\sim 4\text{m/s}$ ，持气率 h 更高达 0.52 和 0.48 。为了改善基质的混合均匀性，沿反应器高度装设了 $5000\sim 8000$ 个甲醇进料喷嘴，这样可提高基质转化成 SCP 的产率。经测定，在装设这数千个基质进口之前和后的转化率 [即每 1kg 甲醇所得的干单细胞蛋白的质量 (kg)] 分别为 0.46 和 0.65 ，也就是说增产幅度达 40% 。根据 John Brown Ltd 公司提供的信息，在该公司年产 10 万 t SCP 发酵生产上，使用的发酵反应器更大，体积高达 5600m^3 ，沿反应器的径向不同高度装设了多达 20000 个基质进料喷嘴。

在上述 2 个特大型的气升环流反应器中，由于溶氧速率高达 $10\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，故发酵可实现高细胞密度，但相应的能耗高达 $6.6\text{kW}/\text{m}^3$ ，溶氧效率也降至 $1.5\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ ；如果适当降低细胞浓度，把溶氧速率降至 $3\text{kg O}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，则单位体积能耗可降低至 $1.5\text{kW}/\text{m}^3$ ，相应的溶氧比能耗就为 $2\text{kg O}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 。值得注意的是，这种大型的气升式反应器在通气量为 1.0VVm 左右时，其中氧的利用率可高达 50% 。

根据上述讨论和有关的实验研究结果，可总结出气升式反应器的液体循环速度和其他操作特性的关系如图 1-6-11 所示。

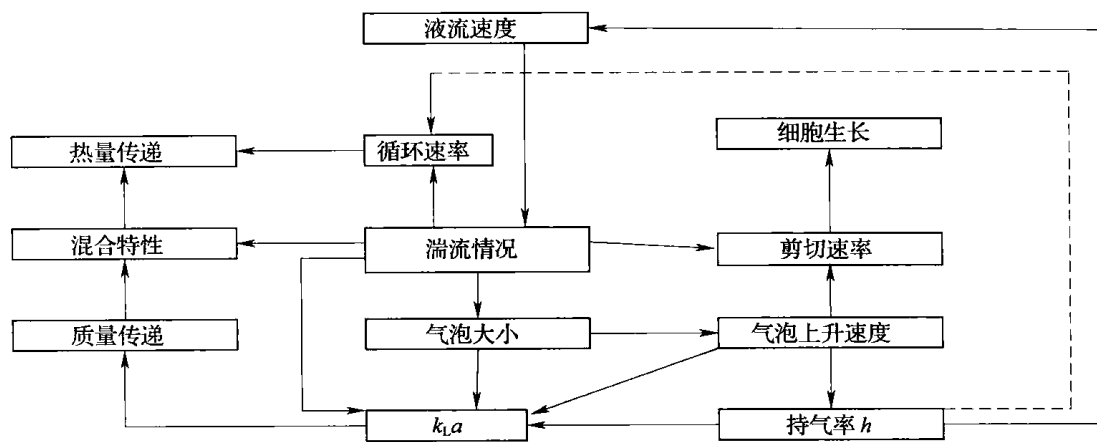


图 1-6-11 气升式发酵罐的液体循环速率和其他操作特性之间关系

(二) 气升式发酵罐的放大

至今，气升式发酵罐仍未有标准的放大方法，但对于不同的发酵可进行相应的放大设计。例如，鼓泡式发酵罐可用空截面气速保持不变的基准进行放大，因为空截面气速是决定系统的溶氧速率的关键因素。但是，在放大过程必须重视系统的混合特性。有关研究表明，当鼓泡塔的体积放大 10 倍，如果要维持混合时间不变，则必须使空截面气速提高 32 倍，显然，要保持放大罐中的溶液的混合特性不变是不切实际的，这不仅使通气能耗增加太多，而且会产生过多的泡沫等问题。在鼓泡式反应器放大设计中还有另一个重要问题，即器壁效应。

根据理论推导与实验相结合，可导出鼓泡式发酵罐的通气能耗 p_g 、体积溶氧系数 $k_L a$ 等公式，如：

$$p_g = \rho_L g v_s V_L \quad (1-6-43)$$

或

$$p_s = \frac{q_m RT}{M} \ln \left(\frac{p_1}{p_2} \right) \quad (1-6-44)$$

式中 ρ_L ——发酵液密度, kg/m^3
 g ——重力加速度常数, m/s^2
 v_s ——空截面气速, m/s
 V_L ——发酵液体积, m^3
 q_m ——通气质量流量, kg/s
 M ——空气分子摩尔质量, kg/mol
 R ——气体常数, $8.314\text{J}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$
 T ——发酵液温度, K
 p_1 ——发酵罐底液压, Pa
 p_2 ——发酵液面压强, Pa

在此要补充说明的是, 式 (1-6-43) 适合于发酵液深度 $H_L \leq 2\text{m}$, 而式 (1-6-44) 适合于 $H_L > 2\text{m}$ 。

体积溶氧系数为

$$k_L a = 0.32 v_s^{0.7} \quad (1-6-45)$$

对于气泡非并合液相, 体积溶氧系数则完全取决于从空气分布器进入发酵液后的气泡大小。而气升式发酵罐的混合时间为:

$$t_M = k_1 H_L / (v_s g D^4)^{1/3} \quad (1-6-46)$$

式中 k_1 ——实验系数

D ——发酵罐内径, m

还有一点要提及的是, 因气升式发酵反应器没有机械搅拌器件, 故对生物细胞的剪切作用相对较弱, 故此除了动物细胞外, 可不必考虑其剪切作用。

最后, 值得一提的是, 发酵反应器放大的最终目标是使生物反应达到预期的技术与经济目标, 它可用产量、产品成本或投资表示。但是, 许多经济指标是不可能小型实验装置中准确估计的, 所以通常均需要利用中试设备对技术、经济指标进行估计, 包括能量消耗、混合与溶氧传质要求、热量传递、培养基配方等。最后, 详细的经济核算必须在大型生产装置中经过工艺和设备优化后完成。

思考题

1. 一个发酵罐在其最大搅拌转速和 0.5L 空气 / (L 液体 $\cdot \text{min}$) 的通气量下测得 $k_L a = 30\text{h}^{-1}$ 。准备用这个发酵罐培养大肠杆菌, 已知该大肠杆菌的比氧消耗速率为 $10\text{mmol O}_2 / (\text{g}$ 干细胞 $\cdot \text{h})$, 临界溶氧浓度为 $0.2\text{mg}/\text{L}$, 30°C 下发酵液的饱和溶氧浓度为 $7.3\text{mg}/\text{L}$ 。

试求: (1) 大肠杆菌在此发酵罐中好氧培养能达到的最大细胞浓度;

(2) 如果改通纯氧, 最大细胞浓度可以提高到多少。

2. 对于面包酵母的培养, 要提高最终菌体浓度可以采取哪些措施? 试说明之。

3. 一个工业发酵过程, 发酵罐体积 (装料量) 为 30m^3 , 搅拌转速为 $200\text{r}/\text{min}$ 。由于打算使用一种更廉价的氮源, 需要先在实验室的 100L (装料量) 发酵罐上对培

培养基进行优化研究。假设大罐和小罐的几何形状相似，如果按照单位反应器体积输入功率相同的原则初步确定 100L 发酵罐的操作条件，试问 100L 发酵罐上应该采用多大的搅拌转速？在该转速下，100L 发酵罐的剪切力与生产用的 30m³ 发酵罐的剪切力之比是多少？

4. 若将一机械搅拌发酵罐放大 10 倍，若按以下两种放大准则之一相等放大时，其余参数将如何变化：(1) 单位体积培养液的搅拌功率 (P_g/V_L) 相等；(2) 搅拌叶尖线速度 v 相等。

5. 一机械搅拌中试发酵罐装料 800L，罐直径 D 为 0.8m， $H_L/D=2$ ，装料系数为 0.68，搅拌器直径为 0.27m，转速为 300r/min，通气量为 1.2VVm，发酵温度为 28℃，罐顶压力为 0.0294MPa (表压)，发酵液密度为 $\rho=1000\text{kg/m}^3$ ，不通气时功率为 3kW/m³，通气时为 1.6kW/m³，若要求分别用恒定 $k_L a$ 法对空气流量放大，用恒定 P_g/V_L 法对搅拌速度和功率进行放大，计算反应器放大 150 倍的生产发酵罐主要尺寸和操作条件。

6. 现在要使在 100L 中试发酵罐中进行的 α -淀粉酶的发醇过程放大 100 倍。假定发酵液为牛顿型流体，黏度 $\mu=2.25 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ (在 35℃)，密度 $\rho=1020\text{kg/m}^3$ ，中试发酵罐直径 D 为 375mm，搅拌桨直径 D_i 为 125mm，并有 $D/D_i=3$ ， $H/D=2.4$ ， $H_L/D=1.5$ (H_L 为液体高度)。中试条件为装料 60L，通气量为 1.0VVm。搅拌器为两层六弯叶涡轮，转速为 350r/min。要求：

(1) 如用恒定 $k_L a$ 法放大，试求：a 放大罐的通气量 Q_2 ；b 放大前后的空截面气速 v_1 和 v_2 ；c 放大前后的通气搅拌功率 P_{g1} 和 P_{g2} ；d 放大后的搅拌转速 n_2 。

(2) 若用恒定 P_g/V_L 法进行放大，试求生产罐的通气量 Q 和搅拌转速 n 。

第二篇 生物反应物料处理及产物分离纯化设备

第一章 物料处理与培养基制备

第一节 固体物料的处理与粉碎设备

很多生物工程工厂是以初级粮食为原料进行生产的（例如酒精厂以瓜干、玉米等，啤酒厂以大麦、大米等），这时都需要对原料进行筛选和除杂处理。这是由于在收获、贮藏和运输过程中会混入其他夹杂物。这些杂物大体上可分为三大类：一是纤维性较长的物质，如麻绳、草屑、庄稼秸秆等；二是颗粒状物质，如沙子、泥土块、小石块、碎木块等；三是铁磁性物质，如铁钉、螺丝等。这些杂物的存在会降低原料的出品率，严重时会导致生产事故（如各种铁器会对设备造成损坏或使磁场发生改变）。此外，在生物反应中，为了加速后续的生物、化学反应过程，对固体原料常需将其粉碎。

一、固体物料的筛选、分级设备

（一）谷物原料粗选设备

1. 大麦粗选机

筛选是许多行业采用的一种分离或分级技术。筛选的核心工作构件是一层或数层并用的、具有一定形状和大小筛孔的筛面。存在粒度差别（长度、宽度和厚度等）的混合物料在筛面上运动时，一部分粒度较小的物料将穿过筛孔成为筛下物；另一部分粒度较大的物料则留在筛面上成为筛上物，物料因此而被分离或分级。

筛选设备的一般结构包括进料机构、筛体、振动与传动机构、减振或限振机构、筛体平衡机构、筛体支承或悬吊装置、风选装置或吸风系统等。谷物筛选设备常见的有振动筛（SZ型或TQLZ型）、高速振动筛（SG型）、平面回转筛（SM型或TQLM型）等。

大麦粗选机是一种带有风力除尘的振动筛，筛面倾斜做前后往复运动，故称为平摇倾斜筛。SZ型振动筛是粮食行业清理效果较高的一类筛选设备，其主体结构如图2-1-1所示。筛体内一般装有三层筛面，分别具有一定的倾斜度，使物料在筛面上加速流动而不致堵塞。第一层是接料筛面或称初清筛面，筛孔最大，筛孔为 $\phi 12\sim 16\text{mm}$ 的圆形孔或 $(5.5\times 20)\text{mm}$ 的矩形孔，筛面较短，长550mm，采用反向倾斜，斜度 6° ；第二

层是进一步清理中杂质的分级筛，称大杂筛面或分级筛面，筛孔比麦粒稍大，筛孔为 (3.5×20) mm 或 (7×20) mm 的矩形，筛面长 1433mm，正向倾斜，斜度 10° ；第三层是清除小杂质的精选筛，称为精选筛面，筛孔最小，筛孔为 $\phi 2$ mm 的圆孔或 (2.0×20) mm 的矩形孔，因筛下物难以穿过筛孔，筛面较长，达 1515mm，正向倾斜，斜度 12° 。

振动筛的轴转数为 $350 \sim 450$ r/min，偏心距为 $25 \sim 30$ mm。筛体做往复运动，行程为偏心距的 2 倍，筛体的振幅为偏心距。整个筛体用 4 根弹簧钢板制成的吊杆悬吊在机架上，筛体底部与偏心套筒的连杆相连，偏心套筒由电机带动。

工作过程如下：大麦进入料斗 1 内，以自重压开进料压力门 2 并摊成均匀料层，经进口吸风道 3 处吸除轻杂质和灰尘，进入筛体的第一层筛面 5（接料筛面）；筛上物为大杂质（如草秆、泥块等），由大杂收集槽 6 排出；大麦等则穿过筛孔落入第二层筛面 7（大杂筛面）上筛理，要求筛出稍大于麦粒的中级杂质，由中杂收集槽 16 排出；大麦继续穿过筛孔进入第三层筛面 8（精选筛面）上清理，麦粒作为筛上物排出，经出口吸风道 13 再次吸除轻质杂质后流出机外。穿过第三层筛孔的泥沙、杂草种子等小杂质，由小杂收集槽 14 排出。

从大麦进口和经粗选后大麦出口吸风道吸出的轻杂质进入前后沉淀室 4、20，因沉淀室的容积突然扩大，气流速度减慢，使轻杂质沿四壁下沉，积于底部，至一定厚度，以其自身重力推开活瓣 19 流入轻杂收集槽 18 排出。经过沉淀后的空气，仍然含有较轻的灰尘等杂质，由通风机 23 吹到机外连接的集尘器做进一步净化处理。气流速度可由风门 22 调节。

吸风除尘机构的吸尘效果好坏，主要取决于吸风道的风速，在调节风门 22 的调节下，一般进口吸风道的风速控制在 $4 \sim 6$ m/s，出口风道风速控制在 $4 \sim 7$ m/s 为宜。沉降室体积较大，气流速度可降至 2 m/s 左右，轻杂质即可慢慢沉降。

SZ 型振动筛的技术参数参阅表 2-1-1。振动筛系列规格见表 2-1-2。

2. 磁力除铁器

谷物除铁的的目的是将夹杂在谷物中的铁磁性物质除去，避免后续加工过程遭受破坏。谷物除铁多采用磁选，磁选是指将含有磁性杂质的谷物通过具有一定磁场强度的通道，磁性

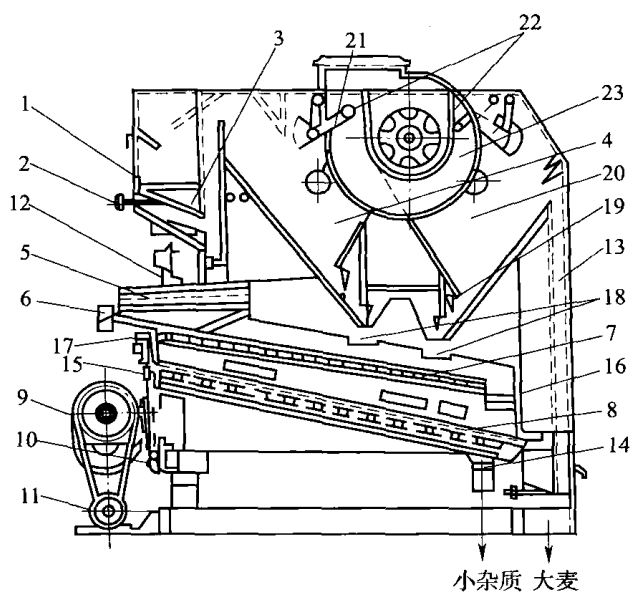


图 2-1-1 SZ 型振动筛的结构

- 1—进料斗 2—进料压力门 3—进口吸风道 4—前沉降室
5—第一层筛面 6—大杂收集槽 7—第二层筛面
8—第三层筛面 9—自衡振动机构 10—弹簧减振器
11—电动机 12—吊杆 13—出口吸风道
14—小杂收集槽 15—橡皮球清理装置
16—中杂收集槽 17—筛体 18—轻杂收集槽
19—活瓣 20—后沉降室 21—观察孔
22—调节风门 23—通风机

表 2-1-1 SZ 型振动筛的技术参数

项目	SZ50×2	SZ63×2	SZ80×2
筛面宽度/cm	50×2	63×2	80×2
单位流量/[kg/(cm·h)]	40	40	40
产量/(t/h)	4	5	6.4
振动频率/(次/min)	600~650	600~650	600~650
振幅/mm	6.5	6.5	6.5
风机转速/(r/min)	900~950	900~950	
风压/(mmH ₂ O)	63	63	30(设备阻力)
风量/(m ³ /h)	4500	4500	5000
配用动力/kW	3	3	0.8(不包括风机动力)

注: 1mmH₂O=9.8Pa。

表 2-1-2 振动筛的系列规格

项目	规格					
筛面宽度/mm	500	600	800	1000	1250	1600
单位流量/[kg/(cm·h)]	30	35	40	40	40	40
产量/(t/h)	1.5	2.3	3.2	4.0	5.0	6.4

杂质被磁化, 在磁力作用下, 沿磁场梯度向异性磁极的磁力构件运动并被吸住, 而谷物几乎不受磁场影响, 可自由通过。因此, 谷物与磁性杂质得以分离。

磁选设备的核心构件是磁体, 真正吸住磁性杂质的工作构件是包容磁体的、导磁性极好的金属构件(磁力构件)。磁体可分为永久性磁体和暂时性磁体两类, 习惯上前者称为“磁钢”, 后者称为“电磁铁”。虽然电磁铁可以根据需要设计其磁极表面吸力, 适应性强, 尤其可以用来清除弱磁性杂质, 但需配备激磁电源且结构复杂, 造价高, 操作维护较难, 故极少用于谷物清理。谷物加工中的磁选设备通常采用经久耐用、价格便宜的磁钢, 如锶钙铁氧体。

磁选设备的一般结构包括谷物通道、磁体装置和辅助装置等。磁选时, 将谷物以适宜的流速通过磁钢产生的磁场, 磁性金属杂质将会被吸留在磁场中。麦芽厂所用磁钢大多数为永久磁钢, 呈马蹄形或条形, 磁性持久, 不耗费电能, 使用、维修均很方便。

(1) 永磁滚筒 图 2-1-2 所示为我国生产的 CXY-25 型永磁滚筒, 它是由上机体 1, 磁铁滚筒 2, 下机体 3, 蜗轮减速器 4 及电动机 5 等部分组成。上机体有进料口、淌板、压力门及观察窗等装置, 物料经压力门形成均匀的料层, 落到

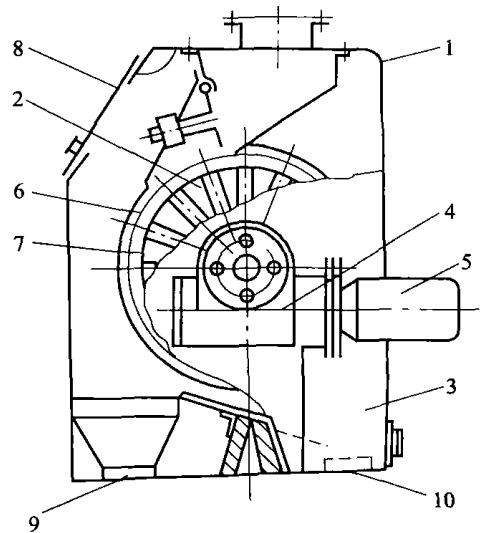


图 2-1-2 CXY-25 型永磁滚筒的结构

- 1—上机体 2—磁铁滚筒 3—下机体
- 4—蜗轮减速器 5—电动机 6—铁隔板
- 7—拨齿 8—观察窗
- 9—大麦出口 10—盛铁盒

磁铁滚筒上。磁铁滚筒由转动的外筒和其中固定不动的磁铁芯两部分组成。磁铁芯子固定在中心轴上，用永久磁钢、铁隔板及铝质鼓轮组成的 170° 的半圆形芯子。永久磁钢采用锶钙铁氧体 48 块，单块规格为 $(68 \times 38 \times 20)$ mm，分 8 组排列，如图 2-1-3 所示，形成多极头开放磁路。外筒用非导磁材料（磷青铜或不锈钢）制成，直径 300mm。外筒表面涂无毒耐磨材料——聚胺，以延长滚筒的寿命。电动机通过蜗轮减速器带动外筒旋转，其转速为 38r/min。

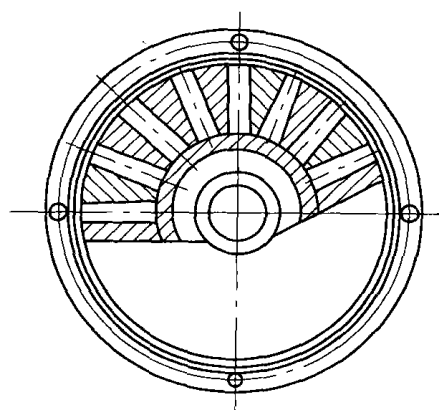


图 2-1-3 磁钢的排列

下机体一端设有出料斗，连接出料管道，另一侧安装盛铁盒，存放分离出来的磁性金属杂质。当谷物及掺杂的金属杂质均匀地落到磁铁滚筒上，谷物随着滚动转动而下落，从出料口排出，其中磁性金属杂质被磁芯磁化，吸留在外筒表面，并被外筒上的拨齿带着随外筒一同转动至磁场作用区外，自动落入盛铁盒内，达到铁质杂质与谷物分离的目的。

表 2-1-3 是 CXY-永磁滚筒的技术特性表。

表 2-1-3 CXY-永磁滚筒的技术特性

项 目	参 数	项 目	参 数
滚筒（直径×长度）/mm	$\phi 300 \times 250$	除铁效率/%	98 以上
滚筒转速/（r/min）	38	产量（大麦或小麦）/（t/h）	6~6.5
锶钙铁氧体数量/块	48（分 8 组排列）	配用动力/kW	0.55
磁芯表面点测磁感应强度/Gs	不小于 1250		

（2）永磁筒 永磁筒的结构如图 2-1-4 所示，主要由圆柱形磁芯和不锈钢外筒体组成。磁芯由不锈钢板制成，分三段。下面两段为圆柱体，内置两层共数十块锶钙铁氧体并按磁路排列，构成磁场；上面一段为圆锥形罩筒，起匀料、布料作用。磁芯位于外筒体的中央，并通过托架固定在外筒操作门上。内、外筒体之间即为物料磁选的环形通道。物料由进料口落到磁芯顶部的锥面后向四周散开，并沿磁芯表面下落，由下部出料口排出，而铁杂质在下落过程中被磁芯吸住。操作结束后，打开转动门就能清理磁体装置表面吸附的磁性杂质。永磁筒的优点是结构简单、价格较低、除铁效果好、工作可靠、不易发生故障；缺点是不能自动排铁。

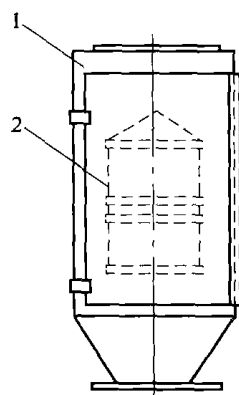


图 2-1-4 永磁筒的结构

1—外筒体 2—磁芯

（二）谷物原料的精选设备

在谷物原料粗选基础上，根据籽粒长度和形状不同，将长粒、短粒或异种谷粒分离出来的方法称为精选。例如，大麦在发芽之前进行精选，主要目的是要除去一些圆形杂粒，特别是断裂的半粒大麦（伤麦）和草子，伤麦在发芽时容易生霉，草子则会给麦汁和啤酒带来不良草味。

用于精选的设备称为精选机。大麦精选是利用杂粒（荞子、燕麦、豌豆等）与大麦长

度不同的特点进行分离。常用的精选机有碟片式和滚筒式两种, 它们都是利用带有袋孔(窝眼)的工作面来分离杂粒, 袋孔中嵌入长度不同的颗粒, 带升高度不同而分离。

(1) 碟片式精选机 如图 2-1-5 所示, 碟片式精选机的主要构件是一组同轴安装的圆环形铸铁碟片。碟片工作情况如图 2-1-6 所示, 碟片的两侧工作面制成许多特殊形状的袋孔, 当碟片在大麦堆中转动时, 短粒物料就会被嵌入袋孔而被带到较高位置, 由于孔底逐步向下倾斜, 短粒物料受本身重力作用再从袋孔中倒出, 落入收集槽中。长粒物料则因其长度较袋孔长, 虽有可能进入袋孔, 但其重心仍在袋孔之外, 当碟片还未带到一定高度, 即从袋孔中滑落, 因而达到长粒物料与短粒物料分离的目的。

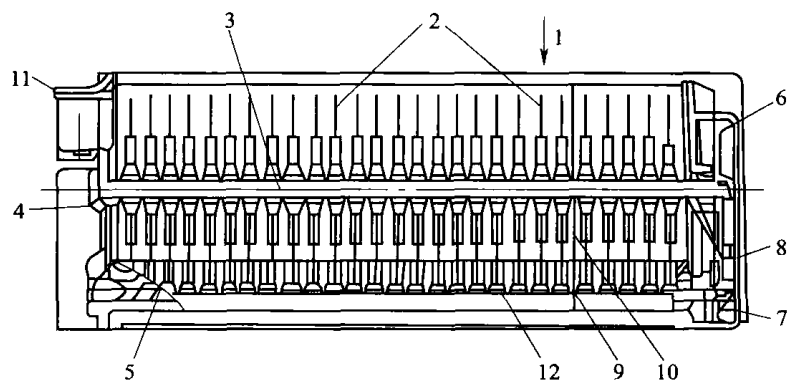


图 2-1-5 碟片式精选机结构

1—进料口 2—碟片 3—轴 4—轴承 5—绞龙 6—大链轮
7—小链轮 8—链条 9—隔板 10—孔 11—长粒物料出口 12—滴板

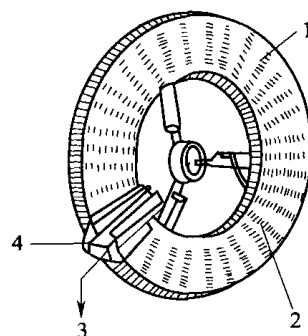


图 2-1-6 碟片的工作情况

1—碟片 2—叶片
3—短粒出口 4—盛物槽

碟片上袋孔的大小、形状, 可根据子粒长度和粒度曲线来确定。碟片精选机的特点是工作面积大, 转速高, 产量比滚筒精选机大; 碟片损坏可以更换。表 2-1-4 所示为 J×D63×27 型碟片精选机的技术特性。

表 2-1-4 J×D63×27 型碟片精选机的技术特性

项 目	参 数	项 目	参 数
碟片直径/mm	630	绞龙转速/(r/min)	171
碟片数/片	27	配用动力/kW	2.2
除养子产量/(t/h)	4~5	吸风量/(m ³ /min)	10~15
主轴转速/(r/min)	57		

(2) 滚筒精选机 滚筒精选机的主要工作构件是一个内表面开有袋孔的旋转圆筒, 如图 2-1-7 所示。当物料进入滚筒后, 长粒物料在进料压力和滚筒本身倾斜度的作用下, 沿滚筒长度方向由机器另一端流出, 短粒物料则嵌入袋孔被带到较高的位置, 落入中央收集槽中, 由螺旋输送机送出机外。

滚筒精选机的特点是它分离出来的杂粒中含大麦较少; 主要缺点是袋孔的利用系数低, 产量也较低, 且工作面磨损后不能修复。表 2-1-5 列出滚筒精选机的技术特性。

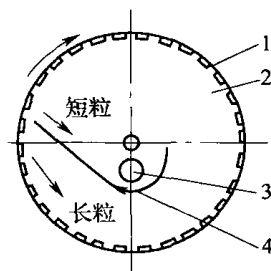


图 2-1-7 滚筒的工作情况

1—滚筒 2—袋孔
3—绞龙 4—收集槽

表 2-1-5

滚筒精选机技术特性

项 目	低速滚筒精选机	高速滚筒精选机
圆筒直径/mm	600	600
圆筒长度/mm	2200	2000
从大麦中除莽子时生产能力/(kg/h)	1000	3000
圆筒转速/(r/min)	13	45
传动轴转速/(r/min)	50	120
功率消耗/kW	0.3	0.55

(三) 谷物原料的分级设备

大麦的分级是把腹径大小不同的麦粒分开，以便在浸渍和发芽过程中保持均匀一致，提高麦芽质量和精选大麦的出芽率。

大麦的分级设备主要有两种类型，平板分级筛和圆筒分级筛，其主要构件为打孔的筛板，称为分级筛。

(1) 平板分级筛 如图 2-1-8 所示，当筛面做往复运动时，筛面上的物料由于受到周期性改变方向的摩擦力的作用而沿着筛面来回运动。但当筛面上填满了麦粒，而在筛的另一端又在不断进料时，由于进料和排料的水平不一致，使麦粒沿着筛面缓慢地移向出口。因此，麦粒在振动平筛上逗留的时间较长，有充分自动分级的机会。

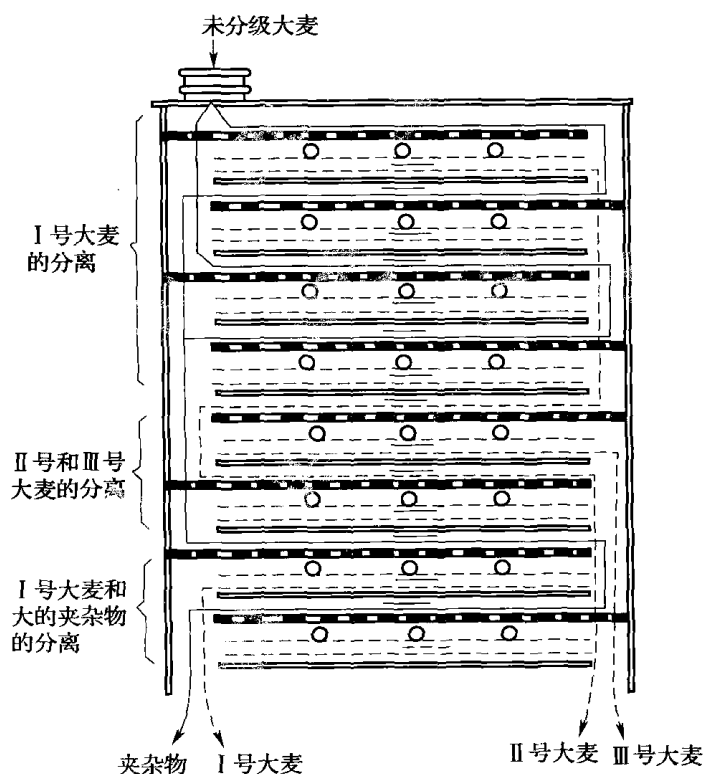


图 2-1-8 大麦平板分级筛工作示意图

平板分级筛分离效率高、占地面积小、能耗低；但造价高、维修困难。

(2) 圆筒分级筛 圆筒分级筛如图 2-1-9 所示。圆筒用铁板冲孔后卷成，分成几节筒

筛，布置不同孔径的筛面。圆筒用齿轮带动。筛分的大麦由分设在下部的2个螺旋输送机分别送出，未筛出的一级大麦从最末端卸出。

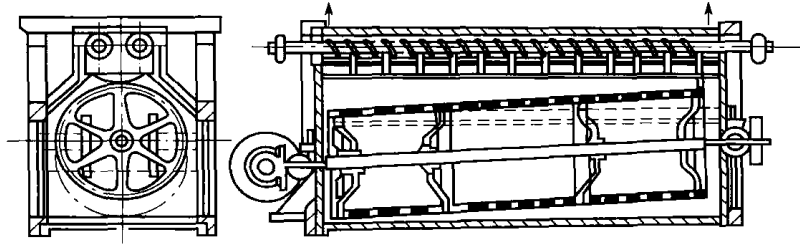


图 2-1-9 圆筒分级筛

根据大麦分级的要求，在圆筒筛上布置不同孔径的筛面，一般安排矩形孔 $25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 和 $25\text{mm} \times 2.2\text{mm}$ 两种筛面，可以将大麦分成三级，即大麦腹径（即颗粒厚度）为 2.5mm 以上， $2.2\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 和 2.2mm 以下三种。前两种为制麦芽用，后者作饲料。

圆筒分级筛的设备简单、电动机传动比平板分级筛方便，但筛面利用率小，仅为整个筛面的 $1/5$ 。

二、固体物料的粉碎设备

固体物料的粉碎是指用物理方法克服物料内部的结合力使物料破碎达到一定粒度的过程。通过粉碎可以增大原料的比表面积，使内含物与介质水和生物催化剂酶接触面积增大，加速物料内含物的溶解和分解。例如，在酒精厂和啤酒厂中，固体物料经粉碎后，颗粒度变小，表面积显著增大，可加速蒸煮时的溶解过程，节省蒸汽，减少能量消耗，提高淀粉利用率，并能减少输送管道的阻塞现象，便于连续化生产。

粉碎可分为干式粉碎和湿式粉碎两类。前者是将干物料直接送入粉碎机中。粉碎机包在机壳之内，粉碎时有一定的粉尘涌出，如果不采取必要的除尘措施，车间内会布满灰尘。湿式粉碎是将水和原料一起加入粉碎机中，从粉碎机出来时即成粉浆。这种方法无原料粉末飞扬，车间卫生好，缺点是粉浆必须随产随用，不宜贮藏，且耗电量较多。

粉碎机械有多种类型，但其粉碎的工作原理主要有挤压、冲击、研磨、剪切和劈裂等，如图 2-1-10 所示。物料在粉碎时，无论是哪一种作用力在起作用，都需稍超过物料的破碎强度才能将物料破碎。各种粉碎机所产生的粉碎作用力不是单纯的一种力，而往往是几种力的组合。但对于特定的粉碎设备，可以是以一种作用力为主要的粉碎作用力。

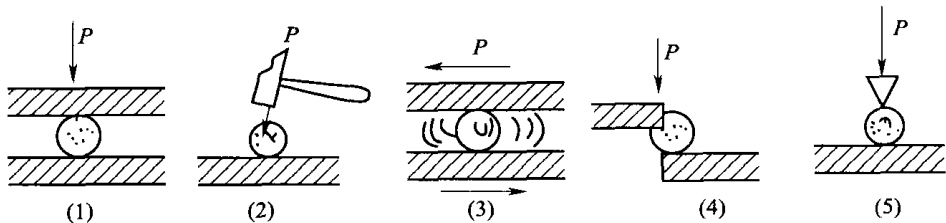


图 2-1-10 物料粉碎受力图

物料粉碎前后平均粒径之比，称为粉碎度或粉碎比。粉碎度表示粉碎操作中物料粒度的变化比例。生产过程所要求的总粉碎度常经几次粉碎步骤（每一次粉碎步骤叫一级）后

才能达到。合理地选用粉碎比和粉碎级数，可以大大地减少用电消耗。

粉碎物料时，需根据物料的物理性质、颗粒大小及粉碎程度，选择适当的粉碎方法。对坚硬的和脆性的物料，挤压和冲击很有效；对韧性物料剪切力作用较好。但无论粉碎机属哪种作用力形式，原料的性质如何以及所需粉碎度怎样，所选用的粉碎机都应符合下述基本要求。

- (1) 粉碎后的物料颗粒大小要均匀；
- (2) 已被粉碎的物料，应立即从轧压部位排除；
- (3) 操作应能自动化，如能不断地自动卸料等；
- (4) 易磨损的部件应容易更换；
- (5) 应产生极少的粉尘，以减少环境污染及保障工人身心健康；
- (6) 在操作发生障碍时，应有保险装置能使自动停车；
- (7) 单位产品消耗的能量要小。

(一) 干式粉碎机械

1. 锤式粉碎机

锤式粉碎机是用途比较广泛的一种粉碎机械。在化工、饲料、粮食、建材、食品等行业的许多地方都采用这种粉碎机。在发酵工业生产中，原料（瓜干、高粱、玉米、粉渣等）的中碎与细碎作业，大量采用这种粉碎机。这种粉碎机对于各种中等硬度的物料和脆性物料，粉碎效果最好，对于用其他粉碎机难于粉碎的物料（如带有一定韧性的物料，软性纤维较长的物料），它都能粉碎。

(1) 锤式粉碎机的构造 在主轴带动的转子上，对称于主轴的位置装有 4~6 根小轴，悬挂着许多可摆动的锤刀。在不运转时，由于重力的作用锤刀向下垂；运转时，由于离心力的作用，锤刀呈辐射状，如图 2-1-11 所示。

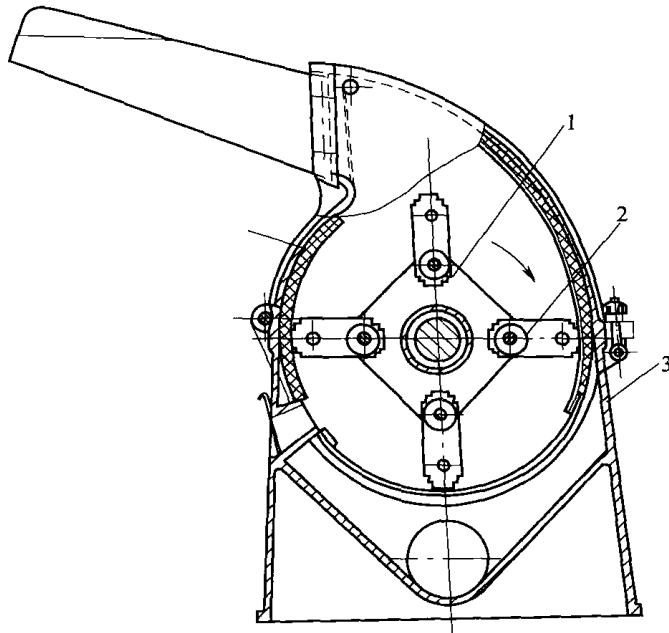


图 2-1-11 锤式粉碎机

1—转子 2—锤刀 3—机壳

锤式粉碎机的作用力主要为冲击力。物料从料斗进入机内, 受到高速旋转锤刀的强大冲击力而被击碎; 小于弧形筛面筛孔直径的微粒, 逐步被筛面筛分, 落入出料口; 大于筛孔直径的颗粒, 在受到锤刀冲击后, 由于惯性力的作用而高速四散、散落, 有的撞击到棘板上被撞成碎块, 小的逐渐被筛分, 稍大颗粒再次弹起, 又被高速旋转的下排锤刀所冲击, 逐步使大颗粒变小。没有撞击到棘板上的颗粒, 也会遇到后排锤刀的冲击。如此反复, 直至将大块物料撞碎成细小颗粒后从筛孔落下进入出料口。

常用的锤刀有矩形、带角矩形 (增加冲击物料的冲击点, 加大冲击力) 和斧形, 见图 2-1-12。锤刀末端的圆周速度一般设计为 25~55m/s, 速度越高, 冲击力越大, 产品粒度就越小。锤刀头部的打击面磨损很快, 多采用耐磨的高碳钢和锰钢材料制作。锤刀与筛网的径向间隙一般控制在 5~10mm。由于磨损, 锤刀逐渐变短, 故需要经常更换。根据受力和磨损状况, 矩形刀片和带角矩形刀片两端各打一轴孔, 即一个刀片两头反正可调换 4 次。锤刀片应严格准确对称安装, 保证主轴具有动平衡性能, 避免产生附加惯性力损伤机器和出现其他意外。

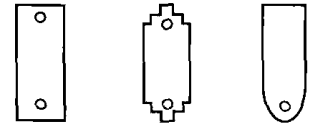


图 2-1-12 锤刀形状

锤式粉碎机的优点是构造简单、紧凑, 物料适应性强, 粉碎度大 (粗、细粉碎皆可), 生产能力高, 运转可靠。其缺点是机械磨损比较大。我国许多厂家皆有定型产品生产。表 2-1-6 所示为几种型号的锤式粉碎机规格性能。

表 2-1-6 常用锤式粉碎机规格性能表

性能	形式规格 φ/mm	不可逆式					
		400×175	600×400	800×600	1000×800	1300×1600	1600×1600
转子直径/mm		400	600	800	1000	1300	1600
转子长度/mm		175	400	600	800	1600	1600
给料口尺寸/mm		300×170	450×295	570×350	800×550	1720×590	1720×1200
最大给料粒度/mm		50	100	200	200	300	350
排料粒度/mm		<3	<35	<13	<13	<10	<20
转子转速/(r/min)		955	1000	980	975	740	590
生产率/(t/h)		0.2~0.5	12~15	18~24	石灰石, 煤 32 55	150~200	300
锤子排数 总数 /个		4	5	6	6	6	4
		16	20	36	48	120	40
锤头质量/(kg/个)		1	5	5.5	11.4	11.4	50
电动机	型号	JO ₂ 51-6	JO ₂ 62-4	JO ₂ 93-6	AM6-117 或 JR117-6	JSQ147-8	JSO1512-10
	功率/kW	5.5	17	55	115	200	480
	转速/(r/min)	955	1460	980	975	740	590
	电压/V	380	380	380	380	6000	6000

(2) 锤式粉碎机的生产能力

① 对于圆孔筛，设一个圆筛孔排出的产品容量 V_0 (m^3):

$$V_0 = \frac{\pi}{4} D_0^2 d \mu \quad (2-1-1)$$

式中 D_0 ——筛孔直径, m d ——产品粒度, m μ ——排料的不均匀系数, 一般取为 0.7

锤刀扫过筛孔时才有产品排出。若转子上有 k 排锤刀, 则转子转一周, 锤刀就扫过 k 次。若转子转速为 n (r/min), 筛孔总数为 Z 个, 则每小时排出的产品量 (m^3/h) 为:

$$V = 60 \times \frac{\pi}{4} D_0^2 d \mu Z k n \quad (2-1-2)$$

如果知道粉碎产品的松散体积质量 γ , 便可求出以质量表示的产量:

$$Q = V\gamma = 15\pi D_0^2 d \mu Z k n \gamma \quad (2-1-3)$$

式中 Q ——以质量表示的每小时产量, t/h V ——以体积表示的每小时产量, m^3/h γ ——产品的松散体积质量, t/m^3

② 对于长方形孔筛:

每个孔排出的产品容量 V_0 (m^3):

$$V_0 = L_1 c d \mu \quad (2-1-4)$$

式中 L_1 ——筛孔的长度, m c ——筛孔的宽度, m

长方形孔每小时排出的产品量:

$$V = 60 L_1 c d \mu Z k n \quad (\text{m}^3/\text{h}) \quad (2-1-5)$$

$$Q = 60 L_1 c d \mu Z k n \gamma \quad (\text{t}/\text{h}) \quad (2-1-6)$$

式中符号同前。

在生产中, 锤式粉碎机的生产能力也可用下面的经验公式进行估算:

$$Q = \kappa D_1 L \rho \quad (\text{kg}/\text{h}) \quad (2-1-7)$$

式中 D_1 ——转子的工作直径 (指锤刀末端的直径), m L ——转子的轴向长度, m ρ ——粉碎产品的密度, kg/m^3 κ ——系数, 对大米、瓜干、大麦等取 80~100, 对煤块可取 120~150(3) 消耗功率 N 锤式粉碎机的功率从理论上推导是困难的, 一般按经验公式估算:

$$N = \kappa D_1^2 L n \quad (\text{kW}) \quad (2-1-8)$$

式中 D_1 ——转子的工作直径, m L ——转子的轴向长度, m n ——转子的转速, r/min κ ——系数, 与原料的性质及粉碎度有关。其参考数据, κ 约为 0.1~0.2, 当粉碎比大时, κ 可取大值

从式(2-1-8)可以看出,锤式粉碎机的功率消耗与转子直径的平方、转子的轴向长度及转子转数成正比。为节省动力,应尽可能使用直径较小的转子。所以国内各酒精厂都采用小型锤式粉碎机,每台生产能力2.1~2.9t/h,消耗功率最低为7kW/t。

(4) 双转子锤式粉碎机 前面介绍的锤式粉碎机为单转子锤式粉碎机,粉碎室内由于物料的环流作用,不仅严重影响颗粒的分级,也极大地削弱了锤片的冲击效果,造成很高的环流能量损失,使冲击力急剧下降,因此耗能较高。9JMF-55型双转子无筛(或有筛)锤式粉碎机打破了原锤片式粉碎机结构的基本模式,在理论上克服了锤式粉碎机存在的弊端,减少了动力消耗。如图2-1-13所示。

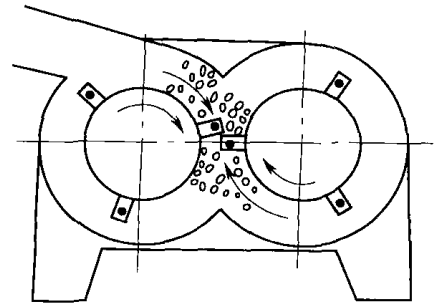


图 2-1-13 双转子锤式粉碎机

发明者认为,锤片式粉碎机粉碎分级原理可用粉碎过程中能量转换来描述:

$$E = E_c + E_m + E_r + E_D \quad (2-1-9)$$

式中 E ——锤刀片具有的动能

E_c ——被冲击物料颗粒的变形能

E_m ——新生物料颗粒的表面能

E_r ——撞击时产生的热能

E_D ——新生颗粒具有的动能

粉碎是物料在外力作用下几何形状的改变,或者说是外力破坏物体内聚力所作功的表现。因此,为减少动力消耗,在粉碎过程中外力应全部或尽可能多地作用在被粉碎物体的内聚上。

锤式粉碎机的锤片对物料作用时,被作用体是处于运动状态的。单转子锤式粉碎机产生外力的作用体(锤刀)与被作用体(物料颗粒)作用方向运动相同,物料颗粒所得到的冲量为:

$$S_1 = -0.6V_1 \frac{m_1 m_2}{m_1 + m_2} \quad (2-1-10)$$

双转子锤式粉碎机内物料颗粒所得到的冲量为:

$$S_2 = -2V_1 \frac{m_1 m_2}{m_1 + m_2} \quad (2-1-11)$$

$$S_2/S_1 = 2/0.6 = 3.33$$

式中 S_1 、 S_2 ——单转子和双转子锤式粉碎机内物料颗粒得到的冲量

V_1 ——物料颗粒被冲击前的速度

m_1 ——粉碎机锤片的质量

m_2 ——物料颗粒的质量

由上面各式可知,在冲击粉碎过程中,在质量一定的情况下,冲量主要与作用体和被作用体的速度大小、方向有关。

2. 辊式粉碎机 (对辊粉碎机)

(1) 辊式粉碎机的构造原理 辊式粉碎机广泛用于颗粒状物料的中碎和细碎。我国啤酒厂大麦芽、大米的粉碎都是采用辊式粉碎机。常用的有两辊式、四辊式、五辊式和六辊

式等。下面以两辊式为主进行介绍。

图 2-1-14 所示为两辊式粉碎机示意图。两辊式粉碎机是由 2 个直径相同的钢辊相向转动，把放在钢辊间的物料夹住啮入两辊之间，物料受到挤压力而被压碎。两辊的圆周速度一般在 2.5~6m/s。许多粉碎机，将两个辊子的转速安排成有一定的转速差，一般可达 2.5:1，或者是两只辊子的表面线速度具有 5%~30% 的速差，提高对物料的剪切力，增加破碎度。两个辊子中，一个是固定的，一个是可以前后移动的，用以调节两辊筒的间距，控制粉碎粒度。

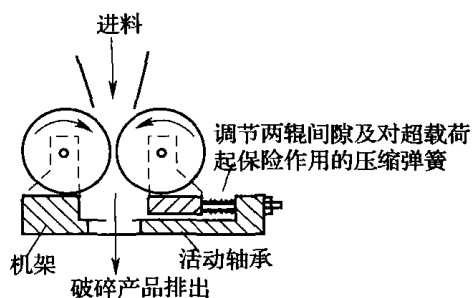


图 2-1-14 两辊式粉碎机示意图

辊式粉碎机的轧辊是破碎机的主要部件，是由硬度 HRC60 左右白口铁的铸铁或铸钢制成。破碎粮食及豆类的轧辊直径一般在 250~800mm；轧辊长度决定于处理量，一般约在 1500mm 以内。

(2) 辊式粉碎机生产能力及动力消耗计算

① 生产能力计算：辊式粉碎机的理论生产能力可按式 (2-1-12) 计算：

$$Q = 60\pi D_1 n b L \rho \varphi \quad (\text{kg/h}) \quad (2-1-12)$$

式中 D_1 ——轧辊直径，m

b ——两辊间距，m

L ——轧辊长度，m

n ——辊子转速，r/min

ρ ——被粉碎物料的视密度（容重）， kg/m^3

φ ——松散系数，对大麦芽 φ 值可取 0.5~0.7， φ 值与物料的性质及操作均匀度有关，准确数据可在生产实践中查得

根据实践，轧辊长度为 100mm 的双辊粉碎机每小时可粉碎大麦芽 150~200kg；四辊式粉碎机生产能力可达 200~300kg/h。

② 功率估算：辊式粉碎机功率消耗可按下列两个经验公式估算：

$$N = \frac{0.735\kappa G}{dn} \quad (\text{kW}) \quad (2-1-13)$$

式中 κ ——系数，取 $\kappa=100\sim110$

d ——被粉碎粒子腹径，cm

n ——轧辊转速，r/min

G ——粉碎机的生产能力，t/h

根据实践，一般粉碎 1000kg/h 的生产量功率消耗约为 2kW。

也可按下式估算：

$$N = (0.8\sim1.06) \kappa L v \quad (\text{kW}) \quad (2-1-14)$$

式中 κ ——系数 ($\kappa = 0.6 \frac{D_1}{D_2} + 0.15$)

D_1 、 D_2 ——进料与卸料粒度

L ——轧辊长度，m

v ——轧辊的圆周速度，m/s，通常取 $v=2.5\sim5\text{m/s}$

(3) 多辊粉碎机 为了用一台粉碎机就可以达到规定的粉碎粒度和产量, 许多啤酒厂常用四辊、五辊、六辊且带筛分的辊式粉碎机, 见图 2-1-15、图 2-1-16 和图 2-1-17。

四辊式粉碎机是由两对尺寸相等的光面轧辊组成, 在两对辊子之间配有一组筛选装置; 六辊式粉碎机有三对轧辊, 第一、二对是光辊, 第三对是丝辊, 即轧辊表面布满槽纹, 每 25.4mm 间 (圆周长度) 刻有 12~14 条斜向或直向通达轧辊两端的槽纹。前两对辊子后面设有筛选装置。粉碎大麦芽时, 三对辊间隙分别为 1.3~1.5mm, 0.7~0.9mm, 0.3~0.35mm, 前两对辊子的转速为 250r/min, 第三对辊子转速为 280r/min。

为了缩小体积和简化, 五辊式粉碎机采用前三辊交联成两组磨损单元, 后 2 个轧辊联成一组磨损单元, 前 3 个辊子是光辊, 后 2 个辊子是丝辊, 在前三辊之前和之后均配有筛选装置。辊矩和进料量根据原料情况和要求来调节。

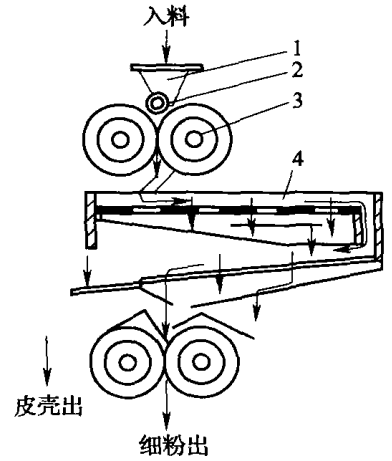


图 2-1-15 四辊式粉碎机

- 1—入料斗 2—下料辊
3—辊子 4—筛选装置

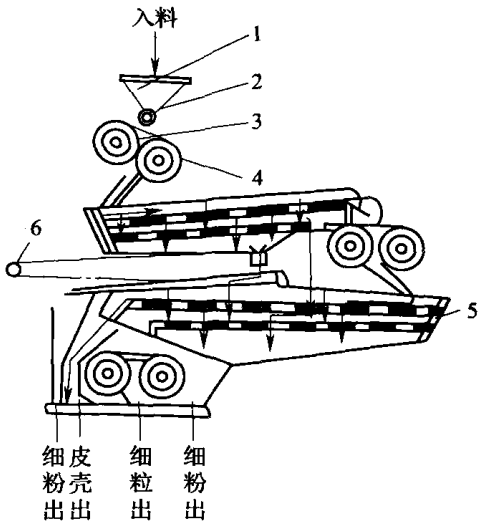


图 2-1-16 六辊式粉碎机结构流程示意图

- 1—入料斗 2—下料辊 3—下料斗
4—辊子 5—筛选装置 6—偏心振子

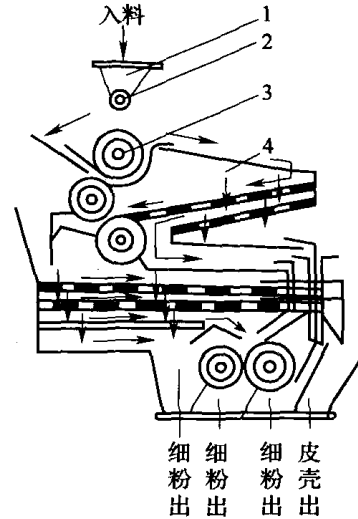


图 2-1-17 五辊式粉碎机结构流程示意图

- 1—入料斗 2—下料辊
3—辊子 4—筛选装置

3. 圆盘钢磨

圆盘钢磨也称盘磨机, 用以粉碎小麦、玉米、大豆、大米等。其构造原理见图 2-1-18。单转盘圆盘钢磨主要构件是 2 个带沟槽的圆盘, 一个同轴一起转动, 另一个固定在外壳上, 物料由料斗进入圆盘中心, 在离心力的作用下, 物料在两个圆盘缝隙中向外甩出, 并受到圆盘沟槽的研磨和剪切作用而被粉碎。根据粉碎粒度的要求, 两圆盘的缝隙是可调的。

双转盘圆盘钢磨和单转盘的区别是: 它有两只可同时旋转的转盘, 两盘转动方向相

反，比单转盘产生的剪切作用更大，效率更高。

4. MF-260 型钢片式磨粉机

MF-260 型钢片式磨粉机是臼式和圆盘式磨粉机相结合的一种形式，如图 2-1-19 所示。磨体是一直径为 320mm 的铸铁壳体，里面有相互平行的静磨盘和动磨盘。静磨盘固定在磨体上，动磨盘固定在带有风扇叶片的主轴上。磨体的内部还装有物料初碎装置、粉碎齿轮和齿套。粉碎齿轮系刻有齿纹的圆台，装在主轴上，并与磨体内镶嵌的齿套相对应。当主轴转动时，带动粉碎齿轮、风扇叶片、动磨盘一起转动，物料由进料口不断被吸入，并被粉碎齿轮和齿套初步粉碎。经过初碎的物料被吸入动、静磨盘的间隙中，受离心力作用，通过此间隙向外运动，受到高速旋转的磨盘所产生的剪切力作用，被研磨成一定细度的粉粒。调节机构可调节两磨盘的间隙，以调节粉碎粒度。

(二) 湿法粉碎

湿法粉碎是将固体物料和水一起加入粉碎机中进行粉碎。图 2-1-20 所示为在酒精生产中采用的一种湿法粉碎流程，主要包括输料装置、加料器、粉碎机和加热器等几部分。粉碎可采用一级或二级粉碎（两部粉碎机串联使用）。从粉碎机出来的粉浆进入加热器，利用蒸煮工段放出的二次蒸汽预热至一定温度后备用。这种湿法粉碎流程的主要优点是：

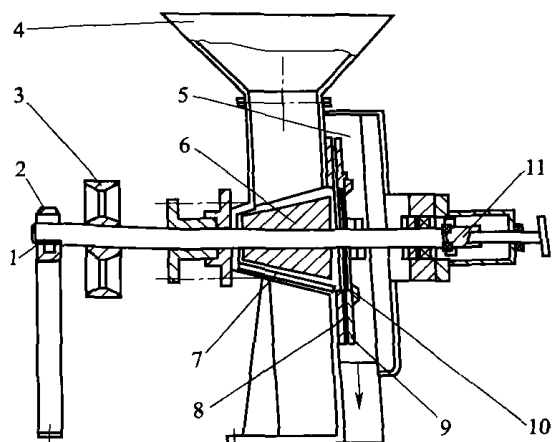


图 2-1-19 钢片式磨粉机示意图

- 1—主轴 2—轴承座 3—皮带轮 4—料斗
- 5—磨体 6—粉碎齿轮 7—齿条 8—静磨盘
- 9—动磨盘 10—风扇轮 11—调节机构

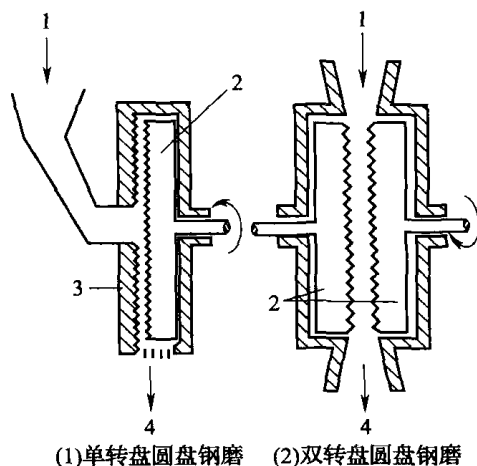


图 2-1-18 圆盘钢磨工作原理图

- 1—物料输入 2—动磨盘（旋转磨盘）
- 3—静磨盘 4—粉粒输出

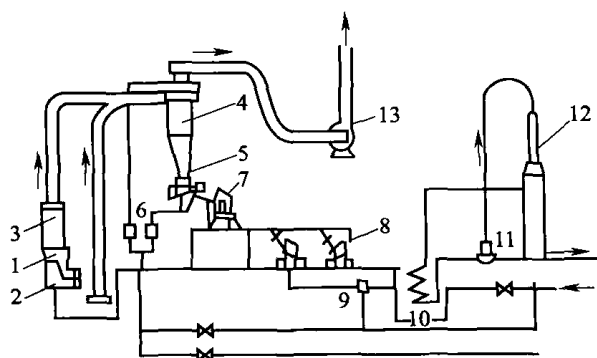


图 2-1-20 湿法粉碎流程

- 1—滚筒加料机 2—输料槽 3—料斗 4—旋风分离器
- 5—进水管 6—转子流量计 7—一级破碎机
- 8—二级破碎机 9—物料暂贮池 10—加热盘管
- 11—泵 12—加热器 13—风机

- (1) 消除了粉尘危害，改善了劳动环境，降低了原料消耗；
- (2) 粉碎过程中，淀粉已开始吸水膨胀，提高了蒸煮效果；
- (3) 粉碎后经预热，提高了蒸汽的利用率；
- (4) 由于粉碎在有水的情况下运转，使得机器零件（特别是刀片）的磨损减少，节省了设备维修费用。

湿法粉碎设备主要有压力式和剪切式两种。用于食品物料均质与乳化的高压均质机是一种典型的压力式粉碎设备；剪切式粉碎设备是利用湍流所产生的高剪切力场、空穴效应以及流场中物料颗粒之间的碰撞，使物料颗粒破碎细化，包括高剪切均质机、胶体磨、砂磨等，主要用于聚合状态颗粒的分散、纤维状物料的破碎等，同时对物料也有一定的乳化均质效果。谷物类物料通常含有大量的植物纤维，这类高剪切设备对纤维的切断处理往往有较好的效果。

图 2-1-21 所示 SM-30A 型砂轮磨是我国研制的一种砂轮磨，采用电机倒立侧装，砂轮磨片采用固定的碟形上磨片和旋转的平形下磨片，对物料进行砂轮磨使用时，必须将原料筛选除去杂质和硬物，先加水，再开机工作。我国豆制品行业用它来磨碎大豆。

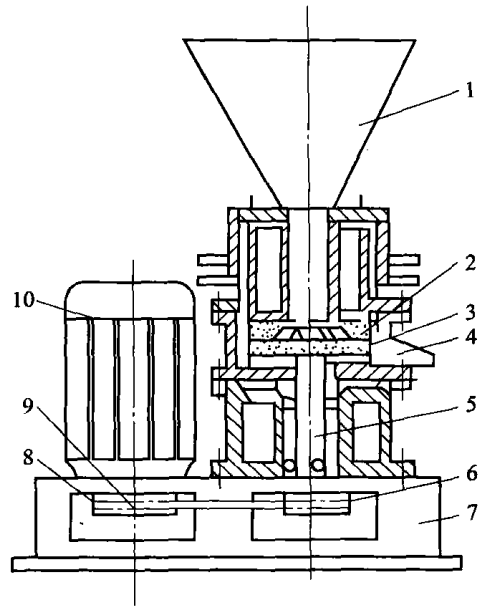


图 2-1-21 SM-30A 型砂轮磨
1—料斗 2—上砂轮 3—下砂轮 4—出料嘴
5—主轴 6—主轴皮带轮 7—底座
8—电机皮带轮 9—V 带 10—电机

第二节 液体培养基的制备及灭菌设备

培养基是适合微生物生长繁殖或产生代谢产物的混合养料。培养基制成后须立即进行灭菌，否则会引起杂菌生长而破坏其固有成分和性质。在酒类制造业中，用于配制培养基的主要原料包括糖质、淀粉质和纤维质原料等。

一、糖蜜原料的稀释与澄清

糖蜜是制糖厂的一种副产物，含有大量的可发酵性糖，是制造酒精的良好原料。由于原糖蜜的浓度一般在 80°Bx 以上，不能被酵母直接利用，所以需进行稀释、酸化、灭菌和增加营养盐等处理，用于这些操作的设备称为糖蜜稀释器，因产量大小不同而分别采用间歇式稀释器和连续式稀释器。

(一) 糖蜜稀释器

1. 间歇式稀释器

间歇式糖蜜稀释器通常是一敞口容器，为使糖蜜与水达到稀释均匀，内安有搅拌装置或用通风代替搅拌。

常用稀释器的体积为 $5\sim 20\text{m}^3$ ，其几何尺寸多采用圆筒直径：圆筒部分高度 =

1 : 1.1; 体积大小按下式设计:

$$V = \frac{V_{\text{实}}}{\eta} \quad (2-1-15)$$

式中 V ——稀释器的总体积, m^3

$V_{\text{实}}$ ——稀释器内稀糖液的体积, m^3

η ——装填系数, 一般取 0.8~0.85

2. 连续式稀释器

(1) 水平式糖蜜稀释器 图 2-1-22 是我国常用的水平式糖蜜稀释器 (也称马尔钦柯式连续稀释器)。其主体为一圆筒形水平管, 在管内装有若干块隔板和筛板, 将管分成若干个空段。隔板上的孔上下交错配置, 以改善糖液流动形式, 使糖蜜与水混合良好。每块隔板固定在两根水平杆上, 能与杆一同安装, 拆卸取出, 以便清理。该稀释器没有搅拌器, 节省动力, 并可同时进行稀释、加营养盐等操作。

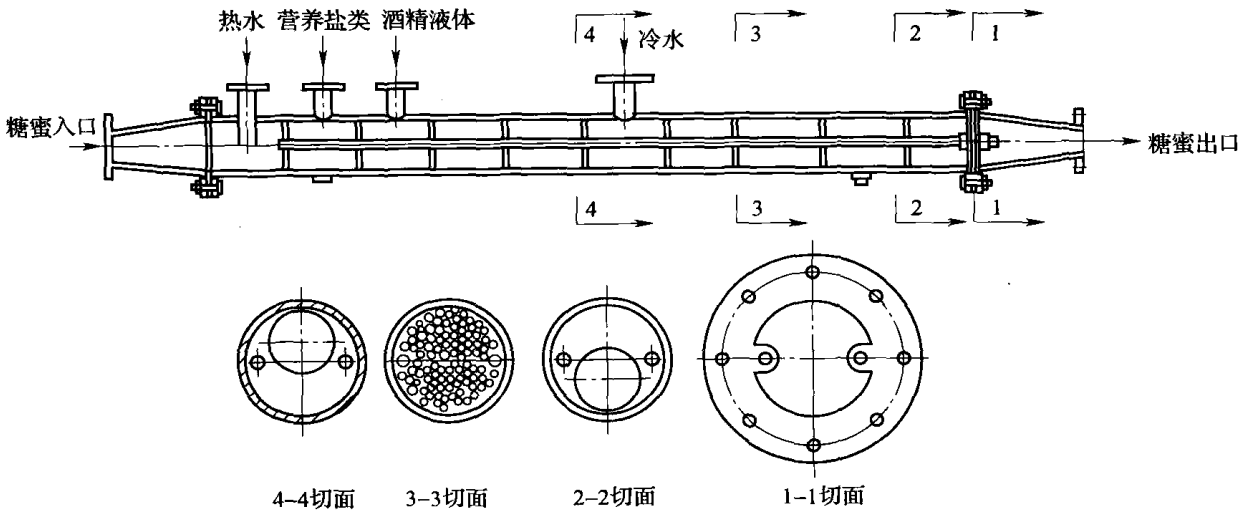


图 2-1-22 水平式糖蜜连续稀释器

(2) 立式糖蜜稀释器 图 2-1-23 是一种立式糖蜜稀释器, 器身为圆筒形, 总高为 1.5m。器的下部有 3 个连接管, 最下方的 2 个分别为热水和糖蜜进口。糖蜜和热水进入筒体后流过下边的一个中心有圆形孔的隔板与刚进入的冷水混合。圆筒部分由 7~8 块具有半圆形缺口的隔板交替配置, 即一个半圆形缺口在左, 另一个半圆形缺口在右, 迫使液体交错呈湍流运动, 使糖蜜和水混合良好。两隔板之间的距离为 125mm, 糖液流动的允许速度为 0.08~0.1m/s。

我国一些生产厂家在多年的生产实践中, 又开发出几种简单易行的糖蜜连续稀释器。

(3) 错板式连续稀释器 如图 2-1-24 所示, 该器是在一般的圆形管内装有交错排列的挡板, 挡板倾斜安装以减少流动阻力, 挡板数目 10~15 块。圆筒器身直径一般在 200~250mm。糖蜜和水从稀释器的上部自上而下以并流方式流动, 经过器内各挡板, 糖蜜反复改变流向, 使糖蜜和水混合均匀。

(4) 胀缩式糖蜜连续稀释器 如图 2-1-25 所示, 该器是一个中间几次突然收缩的中空圆筒。水和糖蜜从器身底端进入, 糖液在器内因器径的几次改变使其流速随之改变, 促

进了糖液的均匀混合，最后从器顶部获得符合工艺需要的稀糖液。

该种稀释器的中间收缩部分直径和筒身直径之比为 1 : (2~3)，收缩段的长度等于主体管的直径。

(5) 变管径式连续稀释器 如图 2-1-26 所示，这种稀释器是由几种不同管径的直管段连接而成。作用原理与胀缩式稀释器相同。这种稀释器的直径采用 80~120mm，高 1400~1800mm。

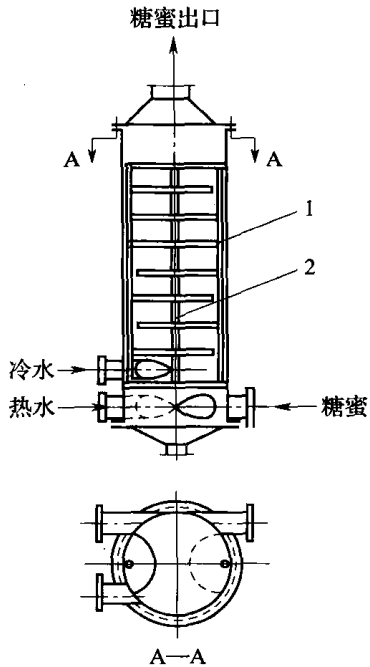


图 2-1-23 立式糖蜜连续稀释器
1—隔板 2—固定杆

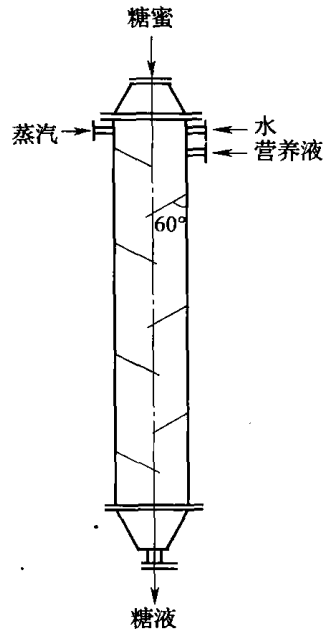


图 2-1-24 错板式连续稀释器

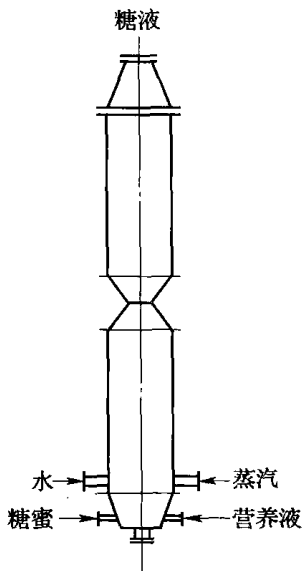


图 2-1-25 胀缩式连续稀释器

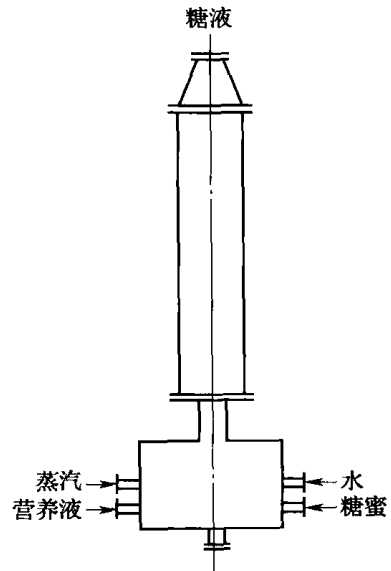


图 2-1-26 变管径式连续稀释器

[例 2-1-1] 某糖厂酒精车间每天需要浓度为 30°Bx 的稀糖液 100m³ 供发酵使用。已知原糖蜜浓度为 85°Bx，试设计一胀缩式糖蜜连续稀释器。

解：① 主体管径的计算：

糖液在管内的流速一般为 0.03~0.06m/s，现选用 $v_1=0.05\text{m/s}$ ，按：

$$\frac{V}{24 \times 3600} = \frac{\pi}{4} D_{\pm}^2 v_1$$

得： $D_{\pm}=0.171\text{ (m)}=171\text{ (mm)}$

取管径 180mm

② 取中间收缩部分的管径为主体管径的 1/3，则：

$$D_{\text{中}} = \frac{1}{3} D_{\pm} = \frac{1}{3} \times 180 = 60\text{ (mm)}$$

糖液通过中间收缩部分时流速：

$$v_{\text{中}} = \frac{V}{\frac{\pi}{4} d_{\text{中}}^2} = \frac{100}{24 \times 3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.06)^2} = 0.41\text{ (m/s)}$$

糖液通过主管时的实际流速：

$$v_{\pm} = \frac{100}{24 \times 3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.18)^2} = 0.0455\text{ (m/s)}$$

中间收缩处的糖液流速是主体管处流速的倍数：

$$v_{\text{中}}/v_{\pm} = \frac{0.41}{0.0455} = 9\text{ (倍)}$$

③ 浓糖蜜输送管（浓糖蜜进管）管径 $D_{\text{蜜}}$ 的计算：

查糖液密度表（见表 2-1-7）可得：30°Bx 的糖液密度为 $\rho_{\text{稀}}=1127\text{kg/m}^3$ ，85°Bx 的糖蜜密度为 $\rho_{\text{浓}}=1445\text{kg/m}^3$ 。则每天需 30°Bx 的糖液量为：

$$Q_{\text{稀}} = 100\rho_{\text{稀}} = 100 \times 1127\text{ (kg/d)} = 112700\text{ (kg/d)}$$

由糖液物料衡算得： $0.3Q_{\text{稀}}=0.85Q_{\text{浓}}$ ，所以每天需 85°Bx 浓糖蜜量为：

$$Q_{\text{浓}} = \frac{0.3Q_{\text{稀}}}{0.85} = \frac{0.3 \times 100 \times 1127}{0.85} = 39780\text{ (kg/d)}$$

换算为体积流量 $V_{\text{流}}$ ：

$$V_{\text{浓}} = Q_{\text{浓}}/\rho_{\text{浓}} = \frac{39780}{1445} = 27.53\text{ (m}^3/\text{d)}$$

浓糖液在输送管内得流速 v 取为 0.035m/s，则浓糖蜜输送管管径 $D_{\text{蜜}}$ ：

$$D_{\text{蜜}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{浓}}}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 27.53}{24 \times 3600 \times 3.14 \times 0.035}} = 0.108\text{ (m)} = 108\text{ (mm)}$$

可选用 4"水管 ($\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$)

表 2-1-7

糖蜜的密度表 (20°C/4°C)

浓度/°Bx	10	15	20	25	30	35	40	50	60	70	80	85	90	100
密度/(kg/m ³)	1038	1059	1081	1104	1127	1151	1176	1230	1287	1347	1412	1445	1480	1552

④ 进水管径 $D_{\text{水}}$ 计算：

糖蜜稀释时的加水量 $Q_{\text{水}}$

$$Q_{\text{水}} = Q_{\text{稀}} - Q_{\text{浓}} = 112700 - 39780 = 72920\text{ (kg/d)}$$

取水在管内的流速为 1.5m/s, 则进水管径为:

$$D_{\text{水}} = 0.0268 \text{ (m)} = 26.8 \text{ (mm)}$$

选用 1"水管 ($\phi 33.5\text{mm} \times 3.25\text{mm}$)

⑤ 稀释器的长度和收缩段高度:

根据工厂经验, 取稀释器长度为 1400mm, 取收缩段高度 (h) = 主体管的直径 = 180mm

(二) 糖蜜的酸化澄清设备

糖蜜原料澄清的目的是使原料中灰渣等固形物沉淀, 同时进行灭菌, 以达到发酵的要求。对于固体含量少 (体积分数 $< 0.1\%$), 颗粒直径在 $5 \sim 100\mu\text{m}$ 的悬浮液, 在过滤时难以形成滤饼, 就要采用澄清过滤。糖蜜原料的澄清方法有加酸通风处理法、加热加酸沉淀法和絮凝剂澄清处理法等。糖液酸化是在糖液中加入硫酸进行灭菌, 并在此使灰渣沉淀澄清, 以达到发酵的需要。

糖液酸化桶通常是间歇操作设备, 其体积和个数计算如下:

酸化桶的总体积:

$$V_{\text{总}} = \frac{Q\tau}{\eta} \text{ (m}^3\text{)}$$

式中 Q ——每小时需酸化的糖液量, m^3/h

τ ——每次酸化时间, h

η ——装填系数, 一般取 $0.8 \sim 0.85$

酸化桶个数:

$$n = V_{\text{总}} / V$$

式中 V ——每个酸化桶的体积, m^3

二、淀粉质原料的蒸煮糖化设备

用淀粉质原料生产酒精时, 淀粉必须先经糖化剂中淀粉酶的作用转变成可发酵性糖之后, 才能被酵母利用。淀粉质原料的淀粉存在于细胞内, 受到细胞壁的保护, 不呈溶解状态, 不能被糖化剂中的淀粉酶直接作用。因此, 将淀粉质原料进行蒸煮的第一个目的就是使原料吸水后, 借助于蒸煮时的高温高压作用, 将原料的淀粉细胞膜和植物组织破裂, 使其内容物流出, 呈溶解状态变成可溶性淀粉。蒸煮的第二个目的是借助蒸汽的高温高压作用, 把存在于原料中的大量微生物杀死, 以保证发酵过程中原料无杂菌污染。

目前, 我国各酒精生产厂多采用连续式蒸煮流程, 主要有罐式、管式和柱式。罐式连续蒸煮以其蒸煮温度可高、可低, 节省能耗; 设备简单, 操作容易, 制造方便等因素而被厂家广泛采用。

图 2-1-27 为罐式连续蒸煮糖化流程。在该流程中, 蒸煮罐 3、后熟器 4 和最后一个后熟器 5 (也称汽液分离器) 内的温度都较高, 是受热 (蒸煮) 的 3 个不同阶段。蒸煮罐 3 是在加热, 实际上应称为加热罐, 后熟器 4 不再加入蒸汽, 是保持温度, 起到维持一定时间的后熟作用。最后一个后熟器主要起到汽液分离作用, 使经加热、后熟的蒸煮醪分离出一部分二次蒸汽并使之降温。

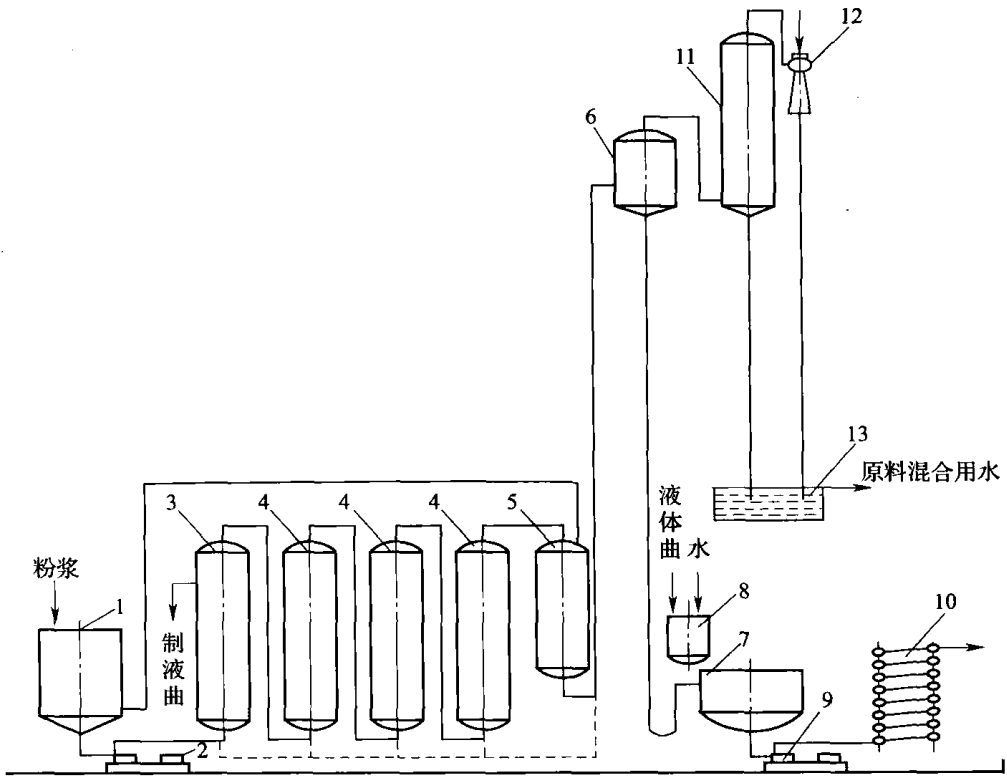


图 2-1-27 罐式连续蒸煮糖化流程

- 1—粉浆罐 2—粉浆泵 3—蒸煮罐 4—后熟器 5—最后一个后熟器（汽液分离器） 6—真空冷却器
7—连续糖化罐 8—液体曲贮罐 9—糖化醪泵 10—喷淋冷却器 11—混合冷凝器
12—蒸汽喷射器 13—热水箱

(一) 蒸煮设备

图 2-1-28 所示为罐式连续蒸煮糖化流程中的蒸煮罐。它是由长圆筒与球形或蝶形封头焊接而成，粉浆由往复泵从下端中心进料口 1 压入罐内，被加热蒸汽口 2 喷出的蒸汽迅速加热到蒸煮温度，此罐保持压力为 0.3~0.35MPa（表压）。经加热的醪液从管 3 流入后熟器。罐顶装有安全阀和压力表，顶部中心的加热醪出口管应伸入罐内 300~400mm，使罐顶部留有一定的自由空间。在靠近加热位置的上方有温度计插口，以测试醪液加热温度。蒸煮时依据该温度自动控制或手动控制加热蒸汽量。罐下侧有人孔，用于焊接罐体内部焊缝（该罐应采用双面焊接）和检修内部零件。加热蒸汽入口处须装有止逆阀，以防蒸汽管路压力降低时罐内醪液倒流甚至造成管路上其他装置的堵塞。为避免过多的热量散失，蒸煮罐须包有保温层。

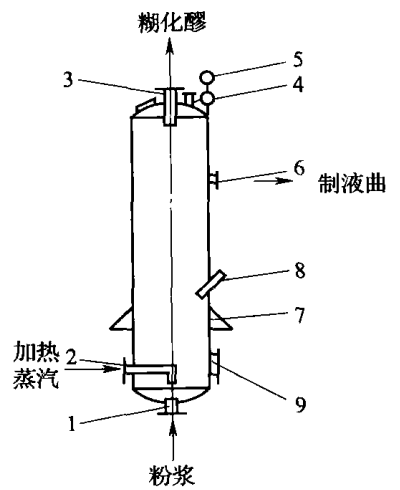


图 2-1-28 蒸煮罐

- 1—粉浆入口 2—加热蒸汽管 3—糊化醪出口 4—安全阀接口 5—压力表
6—制液体曲醪出口 7—罐耳
8—温度计测温口 9—人孔

对于罐式连续蒸煮的蒸煮罐和后熟罐，其直径不宜太大。因为直径过大，醪液从罐底中心进入后会发生返

混, 不能保证进罐醪液的先进先出, 致使受热时间不均而造成部分醪液蒸煮不透就过早排出, 而另有局部醪液过热而焦化。同时, 罐的个数不宜太少。瓜干类原料蒸煮罐宜采用 4~5 个, 玉米类原料蒸煮宜采用 5~6 个。

糊化醪在流动过程中, 压力下降, 产生二次蒸汽, 由最后一个后熟器分离出来。分离出的二次蒸汽, 可去供粉浆罐预热粉浆。汽液分离器的液位较低, 上部需留有足够的自由空间, 以分离二次蒸汽。一般醪液控制在 50% 左右的位置上。最后一个后熟器的结构见图 2-1-29。

当蒸煮罐和各后熟器采用相同体积时, 每个后熟器所需体积计算如下:

$$V_1\tau = V_2(N-1) + V_2\varphi = V_2(N-1+\varphi)$$

故

$$V_2 = \frac{V_1\tau}{N+\varphi-1} \quad (2-1-16)$$

式中 V_1 ——包括有加热蒸汽冷凝水在内的糊化醪量, m^3/h

τ ——蒸煮时间, h

N ——蒸煮罐和后熟器的数目

φ ——最后一个后熟器的填充系数, 约为 0.5

V_2 ——蒸煮罐和后熟器的体积, m^3

长圆筒形后熟器的几何尺寸为: 圆筒部分的直径与高之比约为 1:3~1:5; 两端封头为半圆形或碟形, 壁厚按受内压薄壁容器计算。

有些工厂用加热器取代具有相同加热功能的蒸煮罐, 即采用加热器、后熟器、汽液分离器的蒸煮流程, 效果很好。加热器的形式如图 2-1-30 所示, 该加热器是由三层直径不同的套管组成。内层和中间管壁上都钻有许多小孔, 各层套管用法兰连接。粉浆流经中间管, 高压加热蒸汽从内、外两层进入, 穿过小孔向粉浆液流中喷射。此加热器汽液接触均匀, 加热比较全面, 在很短的时间内可使粉浆达到规定的蒸煮温度。

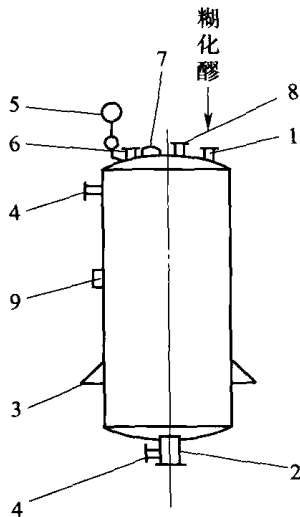


图 2-1-29 最后一个后熟器 (汽液分离器)
1—糊化醪入口 2—糊化醪出口 3—耳架 4—自控位仪表接口 5—压力表 6—二次蒸汽出口
7—人孔 8—安全阀 9—液位指示器

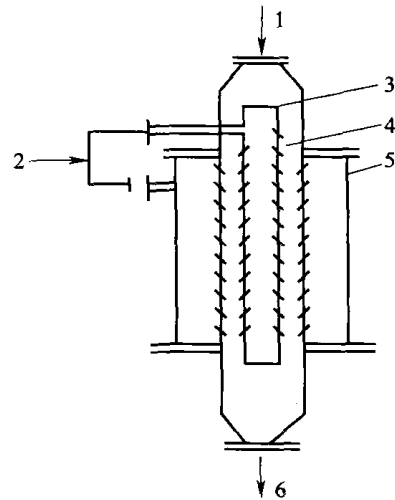


图 2-1-30 加热器
1—冷粉浆 2—蒸汽 3—内管
4—中管 5—外管 6—热粉浆

加热管壁上小孔分布区称为“有效加热段”，粉浆在有效加热段的停留时间较短，一般为15~25s。粉浆在此区域内的流速以不超过0.1m/s为宜，粉浆的初温一般为70℃左右，加热蒸汽的压力为0.5MPa（表压）。

[例 2-1-2] 已知粉浆量 11800kg/h，其密度为 1084kg/m³，粉浆比热容为 4.187×0.853kJ/(kg·K)，粉浆的初温 70℃，加热蒸汽压力为 0.5MPa（表压），试设计计算加热器的主要尺寸。

解：① “有效加热段”长度的计算：

首先计算加热蒸汽的消耗量 W ：

由加热蒸汽压力 0.5MPa（表压）查饱和水蒸气表得蒸汽温度 158℃，蒸汽热焓 2760.4kJ/kg。

已知粉浆量 11800kg/h， $c=4.187\times 0.853\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ， $T_1=70^\circ\text{C}$

根据热量衡算方程式，加热蒸汽消耗量为：

$$\begin{aligned} W &= \frac{Gc(T_2 - T_1)}{h - c_{\text{水}} T_2} \\ &= \frac{11800 \times 4.187 \times 0.853 \times (158 - 70)}{2760.4 - 4.187 \times 158} \\ &= 1767 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

加热后粉浆的总量：

$$\begin{aligned} G' &= G + W \\ &= 11800 + 1767 \\ &= 13567 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

加热后粉浆的体积流量：

$$q_v = G' / \rho = \frac{13567}{1084} = 12.52 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

取粉浆流速为 0.06m/s，则粉浆的流道面积为：

$$S' = q_v / u' = \frac{12.52}{0.06 \times 3600} = 0.058 \text{ (m}^2)$$

经试选，可选用内管为 $\phi 159\text{mm} \times 8\text{mm}$ ，中间管为 $\phi 331\text{mm} \times 8\text{mm}$ 的钢管，则两管间环形的截面积 $= \frac{\pi}{4} (0.315^2 - 0.159^2) = 0.0581 \text{ (m}^2)$ ，与计算的结果基本相等，即试选管径恰当。

假定粉浆在“有效加热段”的停留时间为 20s，则“有效加热段”的长度为：

$$L = \frac{12.52 \times 20}{3600 \times 0.0581} = 1.2 \text{ (m)}$$

② 计算外管直径 D ：外管的直径 D 按照外管与中间管的环形面积和内管截面积相等的原则计算。

$$\text{即：} \quad \frac{\pi}{4} (D^2 - 0.331^2) = \frac{\pi}{4} (0.143)^2$$

得 $D = 0.37 \text{ (m)}$

经查表，可选用 $\phi 450\text{mm} \times 4.0\text{mm}$ 的无缝钢管。

③ 小孔直径及个数：前面已算出加热蒸汽量为 1767kg/h，查饱和水蒸气表知 0.5MPa（表压）压力下蒸汽的密度为 3.104kg/m³，则加热蒸汽的体积为：

$$\frac{1767}{3.104} = 569 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

取小孔直径为 5mm, 小孔中蒸汽喷出速度为 20m/s, 则小孔数为 n :

$$n = \frac{569}{3600 \times 20 \times \frac{\pi}{4} \times (0.005)^2} = 403 \text{ (个)}$$

按小孔在内管和中管的开孔数目相等的原则, 即:

$$n_{内} = n_{中} = \frac{403}{2} = 202 \text{ (个)}$$

小孔在各管中的分布应尽量均匀。

(二) 真空冷却器

由汽液分离器排出的糊化醪温度为 100℃ 左右, 黏度大, 又含有固形物, 需降温至 60℃ 左右进行糖化。许多厂家采用真空冷却器进行糊化醪糖化之前的冷却过程, 如图 2-1-31 所示。真空冷却器的器身为圆筒锥底, 料液以切线进入, 由于器内为真空, 醪液产生自蒸发, 产生大量的二次蒸汽。醪液在器内旋转, 被离心甩向周边沿壁下流, 由锥底排醪液口排出。二次蒸汽从器顶进入冷凝器, 在冷凝器内与水直接接触而被冷凝, 不凝性气体则由真空泵或蒸汽喷射器抽走, 造成器内真空。真空度保持在 70~80kPa (530~600mmHg), 醪液的温度可很快降至 60~65℃。因器内真空, 真空冷却器装置常装于较高的位置, 一般高于糖化锅 10m。

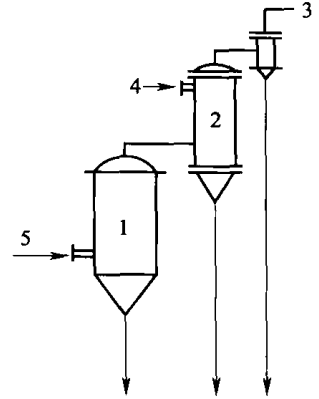


图 2-1-31 真空冷却装置

1—真空冷却器 2—冷凝器 3—喷射器
4—冷水进口 5—料液进口

若采用水力喷射器抽真空, 可与真空冷却器直接连接而省去冷凝器。

[例 2-1-3] 已知从汽液分离器排出的糊化醪量为 12000kg/h, 其比热容为 3.6kJ/(kg·K), 温度为 100℃, 要求冷却至 65℃, 计算真空冷却器的基本尺寸。

解: ① 真空冷却器内产生的二次蒸汽量:

糊化醪 12000kg/h 从 100℃ 冷却至 65℃ 时放出的热量为:

$$Q = 12000 \times 3.6 \times (100 - 65) = 1512000 \text{ (kJ/h)}$$

查水蒸气表和二次蒸汽在 65℃ 时的汽化潜热 r 为 2343.4kJ/kg。

真空冷却器内产生的二次蒸汽量为:

$$m = \frac{1512000}{2343.4} = 645.2 \text{ (kg/h)}$$

与 65℃ 相对应的真空度为 76.3kPa (572mmHg), 在此温度下蒸汽的密度为 0.1611kg/m³, 则二次蒸汽的体积流量为:

$$q_v = \frac{645.2}{0.1611} = 4005 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

经真空冷却后, 从冷却器内排出的醪液量为 = 12000 - 645.2 = 11354.8 (kg/h)

② 真空冷却器的直径和高度: 取器内二次蒸汽的上升速度不超过 1m/s, 则真空冷却器的直径 D :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 4005}{\pi \times 3600 \times 1}} = 1.2 \text{ (m)}$$

一般真空冷却器的径高比为 1 : 1.5~2, 现取 $D : H = 1 : 1.5$, 则真空冷却器的圆柱部分高 H :

$$H = 1.5D = 1.5 \times 1.2 = 1.8 \text{ (m)}$$

③ 醪液下降管 (排醪管) 的直径: 设糊化醪液密度为 1090 kg/m^3 , 取醪液在排醪管内下降速度为 1 m/s , 则醪液下降管管径 D :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 11354.8}{\pi \times 3600 \times 1090 \times 1}} = 0.0607 \text{ (m)}$$

可选用 $\phi 68 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 的无缝钢管。

④ 醪液下降管的长度:

醪液下降管的长度 L 为:

$$L = \frac{10.33 \times 572}{760} = 7.77 \text{ (m)}$$

可选用 $L = 8 \text{ m}$ 。

(三) 糖化设备

1. 连续糖化罐

连续糖化罐的任务是把已降温至 $60 \sim 62^\circ\text{C}$ 的糊化醪与糖化醪液或曲乳 (液) 混合, 在 60°C 下维持 $30 \sim 45 \text{ min}$, 保持流动状态, 使淀粉在酶的作用下变成可发酵性糖。

如图 2-1-32 所示, 连续糖化罐是一个具有圆筒外壳, 球形或锥形底的容器。若进入的糊化醪未经冷却或冷却不够, 则糖化罐内需设有冷却蛇管。如果进入的糊化醪温度达到工艺要求, 则罐内不设冷却管。为保证醪液在罐内达到一定的糖化时间, 应保证糖化醪的容量不变, 故设有自动控制液面的装置。罐内装有搅拌器 1~2 组, 搅拌转速为 $45 \sim 90 \text{ r/min}$ 。连续糖化罐一般在常压下操作, 为减少染菌, 可做成密闭式, 并每天用蒸汽灭菌一次。

糖化罐的体积取决于醪液流量和在罐中的停留时间以及装填程度, 可按下式计算:

$$V = \frac{V' \tau}{60 \eta} \quad (\text{m}^3) \quad (2-1-17)$$

式中 V' ——糖化醪液量 (包括曲量), m^3/h

τ ——醪液在罐内停留时间, min

η ——装填系数, $\eta = 0.75 \sim 0.85$

连续糖化罐的直径 D , 圆筒部分高 H , 球形底 (或罐底) 高度 h 和球形底曲率半径 r 之间的比例关系如下:

$$H = (0.5 \sim 1.0) D$$

$$h = (0.11 \sim 0.25) D$$

$$r = \frac{D^2 + 4h^2}{8h}$$

2. 真空糖化装置

真空糖化装置如图 2-1-33 所示。依靠压力差的作用, 蒸煮醪液由汽液分离器 I 与糖化曲液 (由计量暂存桶 II) 同时进入到蒸发-糖化器 III。输送曲液 (包括糖化醪稀释水) 到喷射-蒸汽的

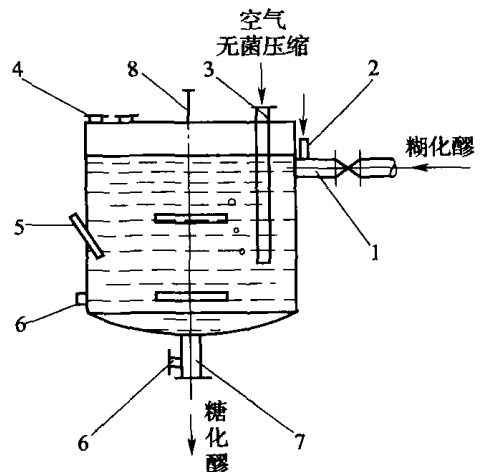


图 2-1-32 连续糖化罐

1—糊化醪进管 2—水和液体曲或曲乳或糖化酶进管 3—无菌压缩空气管 4—人孔 5—温度计测温口 6—灭菌蒸汽进口管 7—糖化醪出口管 8—搅拌器

湍流中是依靠发生引射的混合效果,使曲液与蒸煮醪充分接触。在糖化罐内蒸煮醪被迅速冷却。尽管引入口处曲液和蒸煮醪液的温度为 $64\sim 66^{\circ}\text{C}$ ($337\sim 339\text{K}$),但由于被冷却湍流速度快 ($30\sim 40\text{m/s}$),曲液也不会发生过热。

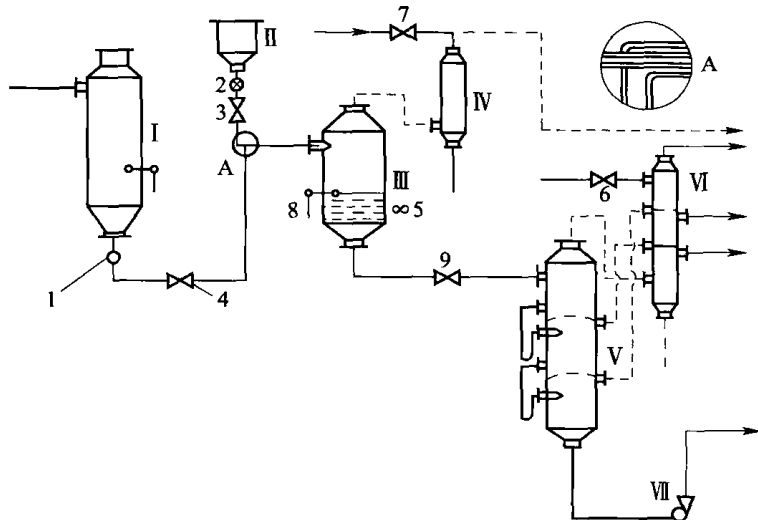


图 2-1-33 真空糖化装置

I—汽液分离器 (最后一个后熟器) II—糖化曲液计量罐 III—真空糖化罐 IV—冷凝器 V—三级真空冷凝器
VI—三级冷凝器 VII—糖化醪泵 1、2、8—阀 3、4、6、7、9—控制阀及管 5—测温管

符合糖化的最小体积应使糖化醪在真空糖化罐内平均停留时间为 20min (连续糖化采用 40~45min 或更长的时间),然后进入三级真空冷却的第一室。

真空糖化器的优点是,既是蒸发冷却器,又是糖化器,简化了设备。

三、啤酒生产中麦芽汁的制备

麦芽汁是啤酒酵母的培养基,为保证啤酒发酵的顺利进行,需通过糖化工序将麦芽中的非水溶性组分转化为水溶性组分,即将其转化成能被酵母利用的可发酵性糖。啤酒厂糖化车间是关系到啤酒产量和质量的关键车间之一,其主要任务是将原料加水糊化、糖化、糖化醪的过滤和麦汁的煮沸,其主要设备也是为完成这几项任务而设计的。

啤酒厂糖化设备的组合方式是随着生产规模的不断扩大而扩大的,传统的小型啤酒厂采用两器组合,糖化和过滤合用一个容器,称为“糖化-过滤两用槽”;糊化和煮沸合用一个锅,称为“糊化-煮沸两用锅”。这种设备组合简单、投资少。随着啤酒厂的大型化和集团化,这种组合已被淘汰,但微型扎啤酒坊仍在采用(现做现卖)。

传统糖化大多采用四器组合,四器为糊化锅、糖化锅、过滤槽(或压滤机)和麦汁煮沸锅,每一个锅负责完成一项任务。糖化锅和过滤槽安装在同一平面上,糊化锅和煮沸锅安装在同一平面上,前者高于后者,糖化醪从糖化锅到糊化锅及麦汁从过滤槽到煮沸锅都是利用自身压差。从设备操作周期上讲,每糖化一批物料,糖化锅和糊化锅的设备利用率只有 40%~50%,为了加大产量,提高设备利用率,在四器组合的基础上,增加一只过滤槽和一只麦汁煮沸锅即可派生出六器组合;另一种六器组合方式为两只糖化-糊化两用锅,两只过滤槽和两只麦汁煮沸锅。这样更便于生产周转,生产能力相当于两套四器组合,设备利用更加合理。

现代糖化大都采用五器组合，即糊化锅、糖化锅、过滤槽、煮沸锅和回旋沉淀槽。设备全都安装在同一个平面上，流体的输送采用动力输送，设备趋于大型化、操作趋于自动控化。

(一) 糊化锅

糊化锅是用来加热煮沸辅助原料（一般为大米粉或玉米粉）和部分麦芽粉醪液，使其淀粉液化和糊化。

1. 糊化锅的构造

如图 2-1-34 所示，锅身为圆柱体，锅底为弧形（或球形），并设有蒸汽夹套；为顺利地将煮沸产生的水蒸气排出室外，顶盖也做成弧形，顶盖中心有直通到室外的升气筒，升气筒的截面积一般为锅内料液面积的 1/30~1/50。粉碎后的大米粉、麦芽粉和热水由下粉筒 3 及进水管混匀后送入，借助旋桨式搅拌器 8 的作用，使之充分混合，使醪液的浓度和温度均匀，保证醪液中较重粒子的悬浮，防止靠近传热面处醪液的局部过热。底部夹套的蒸汽进口为 4 个，均匀分布在周边上。完成的糊化醪经锅底出口用泵压送至糖化锅。升气筒下部的环形槽 14 是收集从升气筒内壁流下来的污水的，收集的污水由排出管排至锅外。升气筒根部还设有风门 15，根据锅内醪液升温或煮沸的情况，控制其开启程度。顶盖侧面有带拉门的人孔（观察孔）。糊化锅圆筒和夹套外部包有保温层。糊化锅的制作材料多采用不锈钢。微型扎啤酒坊则多以紫铜加工，其外观给人以美观、大方、庄重和古朴典雅的感觉。

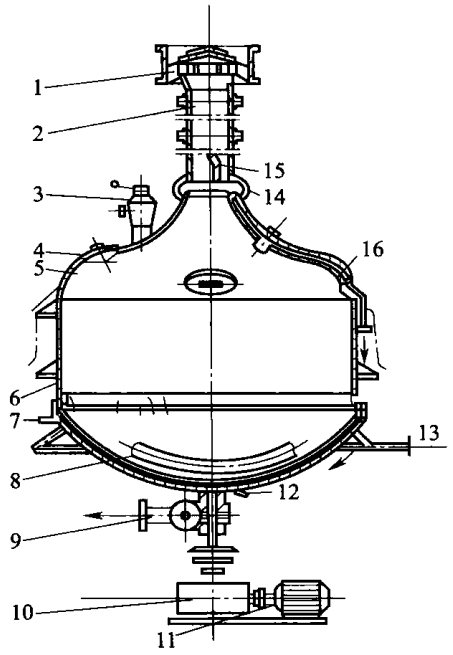


图 2-1-34 糊化锅

- 1—筒形风帽 2—升气管 3—下粉筒
- 4—人孔双拉门 5—锅盖 6—锅体
- 7—不凝气管 8—旋桨式搅拌器
- 9—出料阀 10—减速箱 11—电机
- 12—冷凝水管 13—蒸汽入口
- 14—污水槽 15—风门
- 16—环形洗水管

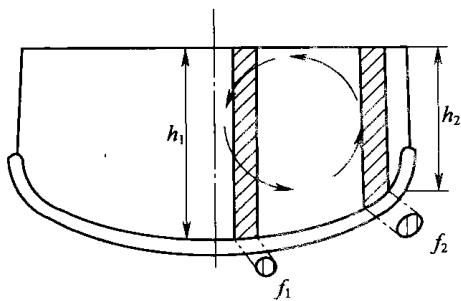


图 2-1-35 球形锅中麦芽汁的循环图

糊化锅的锅底设计成弧形，原因在于弧形锅底对流体传热循环的影响上。如图 2-1-35 所示，在锅底中心部位和靠近锅倾斜壁处各取一微小直径的液柱，中心部位的液柱 h_1 较深，但相对应的加热面积 f_1 较小；而靠近锅倾斜壁处的液柱 h_2 较浅，但相对应的加热面积 f_2 较大。因此在锅底周围较快发生气泡，将液体向上推而形成中心液体向下的自然循环。为了节省搅拌动力消耗，锅底最好做成球形，能够促进液体循环。球形锅底还有便于清洗和排尽

液体的优点。

2. 糊化锅的体积

糊化锅的体积取决于加入的原料量，通常 100kg 投料（包括大米粉和麦芽粉）加水为 420~450kg，则锅的有效体积为 0.5~0.55m³。糊化锅的体积应为糖化锅体积的 1/2~2/3（四器组合）。如糊化锅兼作麦芽汁煮沸锅（两器组合），其体积应大于糖化锅的

体积。糊化锅的直径与圆筒部分高度之比为 2:1, 这样有利于液体的循环和有更大的加热面积。

3. 加热面积的计算

在糊化锅的传热面积计算中, 较难确定的是总传热系数 K , 如果确定出蒸汽冷凝的传热系数和加热面到糊化料液的传热系数, K 值便容易算出。

(1) 蒸汽在垂直壁上冷凝时, 冷凝液靠重力作用向下流动。假设冷凝液为层流流动, 热量以导热方式穿过液膜传向壁面, 则传热系数的大小取决于冷凝液膜的厚度和热导率。根据理论推导, 垂直壁上蒸汽冷凝的传热系数为:

$$K_1 = 0.943 \sqrt[4]{\frac{\rho^2 g \lambda^3 \gamma}{\mu L (T_n - T_{cm})}} = 1.67 \sqrt[4]{\frac{\rho^2 \lambda^3 \gamma}{\mu L (T_n - T_{cm})}} \quad (2-1-18)$$

式中 K_1 ——垂直壁上蒸汽冷凝的传热系数, $W/(m^2 \cdot K)$

ρ ——冷凝液密度, kg/m^3

g ——重力加速度, m/s^2 , $\sqrt[4]{g} = 1.77$

λ ——冷凝液热导率, $W/(m \cdot K)$

μ ——冷凝液黏度, $Pa \cdot s$

γ ——蒸汽的冷凝潜热, kJ/kg

T_n ——蒸汽的温度, K

T_{cm} ——器壁的温度, K

L ——长度, 即糊化锅蒸汽夹套高度, m

其中, ρ 、 λ 、 μ 取冷凝液平均温度时的值, γ 取在 T_n 时之值, 冷凝液平均温度:

$$T_{cp} = 0.5 (T_n + T_{cm})$$

蒸汽夹套应考虑由于器壁倾斜, 膜厚增加而引起 K_1 值降低。若倾斜角为 ϕ , 同样可以从理论上推导出蒸汽在倾斜壁上冷凝时的传热系数:

$$K_{\text{倾}} = 0.943 \sqrt[4]{\frac{\rho^2 g \lambda^3 \gamma \sin \phi}{\mu L (T_n - T_{cm})}} \quad (2-1-19)$$

式中 $K_{\text{倾}}$ ——倾斜壁上蒸汽冷凝的传热系数, $W/(m^2 \cdot K)$

ϕ ——倾斜角

实际上, 蒸汽和液膜之间存在摩擦力, 液膜表面有波纹出现, 实验得到的传热系数:

$$K_1 = 1.13 \sqrt[4]{\frac{\rho^2 g \lambda^3 \gamma \sin \phi}{\mu L (T_n - T_{cm})}} \quad (2-1-20)$$

实验得到的 K_1 比理论推导的值大 20%。

(2) 蒸汽夹套加热面至糊化料液的传热系数: 在具有搅拌器的圆筒形容器内强烈对流传热的情况下, 夹套内壁膜传热系数 K_2 可按下式计算:

$$K_2 = 0.36 \frac{\lambda}{D} \left(\frac{D_1^2 n \rho}{\mu} \right)^{0.67} \left(\frac{\mu c_p}{\lambda} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0.14} \quad (2-1-21)$$

式中 D ——容器直径, m

n ——搅拌桨叶转数, r/s

D_1 ——搅拌桨叶直径, m

λ ——醪液的热导率, $W/(m \cdot K)$

μ ——醪液平均温度时的黏度, kg/(m·s)

μ_p ——醪液给热面壁温时的黏度, kg/(m·s)

c_p ——流体比热容 (醪液的比热容), kJ/(kg·K)

求得 K_1 、 K_2 后, 可计算出 K 。计算传热量 Q 时, 可采用 $Q_{\text{最大}}$; 在双醪二次煮出糖化法中, 最大传热量是在由 70℃ 升温到 100℃ 煮沸时。

然后根据: $A = \frac{Q}{\Delta t \cdot K}$, 计算出传热面积 A 。

4. 搅拌功率的计算

糊化锅、糖化锅多采用二折叶旋桨式搅拌器, 可用永田进治公式进行计算。

(1) 轴功率 $P_{\text{轴}}$

功率准数: $N_p = \frac{N_{\text{轴}}}{\rho n^3 d^5}$

$$N_p = \frac{A}{Re} + B \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.66}}{10^3 + 3.2 Re^{0.66}} \right)^P \left(\frac{H_{\text{液}}}{D} \right)^{(0.35 + \frac{b}{D})} \times (\sin\theta)^{1.2} \quad (2-1-22)$$

式中 $A = 14 + \left(\frac{b}{D} \right) \left[670 \left(\frac{d}{D} - 0.6 \right)^{0.6} + 185 \right]$

$B = 10^{[1.3 - 4(\frac{b}{D} - 0.5)^2 - 1.14 \frac{d}{D}]}$

$P = 1.1 + 4 \left(\frac{b}{D} \right) - 2.5 \left(\frac{d}{D} - 0.5 \right)^2 - 7 \left(\frac{b}{D} \right)^4$

搅拌雷诺准数: $Re = \frac{\rho n D_1^2}{\mu}$

式中 D_1 ——搅拌桨叶长度, m

n ——搅拌桨叶转速, r/s

ρ ——流体密度, kg/m³

μ ——流体黏度, N·s/m², Pa·s

D ——糊化锅直径, m

b ——搅拌桨叶宽度, m

$H_{\text{液}}$ ——液层高度, m

θ ——搅拌桨折叶角, 一般为 45° 或 60°

(2) 电动机所需功率 $P_{\text{电}}$

电动机功率应包括:

① 搅拌器运转所需轴功率 $P_{\text{轴}}$ 。

② 克服传动机构和轴封的摩擦损失 $N_{\text{摩}}$, 根据经验, 取 $P_{\text{摩}} = 0.5\text{kW}$ 或取轴功率的 10%。

③ 由于锅壁粗糙及液体中悬浮颗粒的影响, 加上锅内温度计插管等附件影响, 使搅拌时功率增大, 根据锅体结构查定, 可取其阻力系数 $\kappa_1 = 2.0 \sim 2.4$ 。

④ 启动功率, 电机功率贮备系数, $\kappa = 1.2 \sim 1.4$ 。

所以
$$P_{\text{电}} = \kappa \cdot \frac{\kappa_1 N_{\text{轴}} + N_{\text{摩}}}{\eta_{\text{总}}} \quad (\text{kW}) \quad (2-1-23)$$

式中 $\eta_{\text{总}}$ ——传动机构总效率, 可取 $\eta_{\text{总}} = 0.4 \sim 0.5$ 。

(二) 糖化锅

啤酒糖化锅的用途是使麦芽粉与水混合, 并保持在一定温度上进行蛋白质分解和淀粉

糖化。其结构、外形、加工材料都与糊化锅大致相同, 参见图 2-1-36。一般糖化锅体积约比糊化锅大一倍。锅底可做成平的, 也有做成球形蒸汽夹套的。二器组合中糖化过滤槽的结构是过滤槽, 开始时作糖化锅用; 在六器组合中, 也有做成糖化、糊化两用锅的, 以提高糖化锅的利用率。

[例 2-1-4] 某啤酒厂一次糖化的糖化锅中投麦芽粉 1160kg, 每 100kg 麦芽粉糖化用水为 420kg, 一次糖化在糊化锅内投麦芽粉 254kg, 同时投入大米粉 762kg, 每 100kg 投料 (包括大米粉和麦芽粉) 用水为 430kg, 计算糖化锅的体积及其基本尺寸。

解: 糊化锅投料量 = 762 + 254 = 1016 (kg)

糊化醪量 = 1016 × (1 + 430/100) = 5384.8 (kg)

设糊化锅煮沸时, 每小时蒸发 5% 的水分, 操作时第一次煮沸 15min, 则:

$$\text{蒸发量} = 5384.8 \times \frac{5}{100} \times \frac{15}{60} = 67.31 \text{ (kg)}$$

$$\text{第一次煮沸后糊化醪量} = 5384.8 - 67.31 = 5317.49 \text{ (kg)}$$

$$\text{糖化醪量} = 1160 \times (1 + 420/100) = 6032 \text{ (kg)}$$

$$\text{第一次煮沸后, 糊化醪量} + \text{糖化醪量} = 5317.49 + 6032 = 11349.5 \text{ (kg)}$$

设大米粉和麦芽粉含水量均为 11%。

$$\text{糖化醪干物质} \% = \frac{(1016 + 1160) \times (1 - 0.11)}{11349.5} \times 100 \% = 17.06 \%$$

查表得相对密度为 1.07。

$$\text{则糖化锅的有效体积} = \frac{11349.5}{1.07 \times 1000} = 10.6 \text{ (m}^3\text{)}$$

取糖化锅的填充系数为 0.7, 则:

$$\text{糖化锅总体积} = \frac{10.6}{0.7} = 15.15 \text{ (m}^3\text{)}$$

采用平底糖化锅, 取圆筒直径 D 与高度 H 之比为 2 : 1。

$$\text{即: } H = 0.5D$$

$$\text{则 } D = \sqrt[3]{\frac{15.15}{0.785 \times 0.5}} = 3.38 \text{ (m)}$$

$$\text{所以 } H = 0.5 \times 3.38 = 1.69 \text{ (m)}$$

糖化锅升气管直径 D_1 :

$$\frac{\pi}{4} D_1^2 = \frac{1}{50} \times \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{1}{50} \times \frac{\pi}{4} (3.38)^2$$

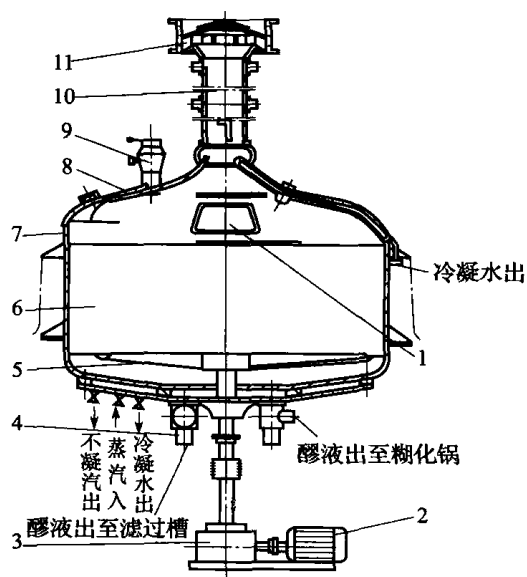


图 2-1-36 糖化锅

- 1—人孔单拉门 2—电动机 3—减速箱
- 4—出料阀 5—搅拌器 6—锅身
- 7—锅盖 8—人孔双拉门 9—下粉筒
- 10—排汽管 11—筒形风帽

所以 $D_1 = 0.48\text{m}$ 圆整取 $D_1 = 0.5\text{m}$

(三) 麦汁煮沸锅

麦汁煮沸锅又称煮沸锅或浓缩锅，用于麦汁的煮沸和浓缩，并加入酒花，浸出酒花中的苦味及芳香物质。还有加热凝固蛋白质、灭菌、灭酶的作用。

图 2-1-37 所示为夹套式圆形煮沸锅。其结构和糊化锅相同，因其需要容纳包括滤清汁在内的全部麦汁，体积较大，锅内有搅拌装置。

图 2-1-38 所示为具有列管式内加热器的圆形煮沸锅。为了增加单位容量麦汁的加热面积，改善麦汁的对流情况，加强煮沸效果，在煮沸锅内设置加热装置。

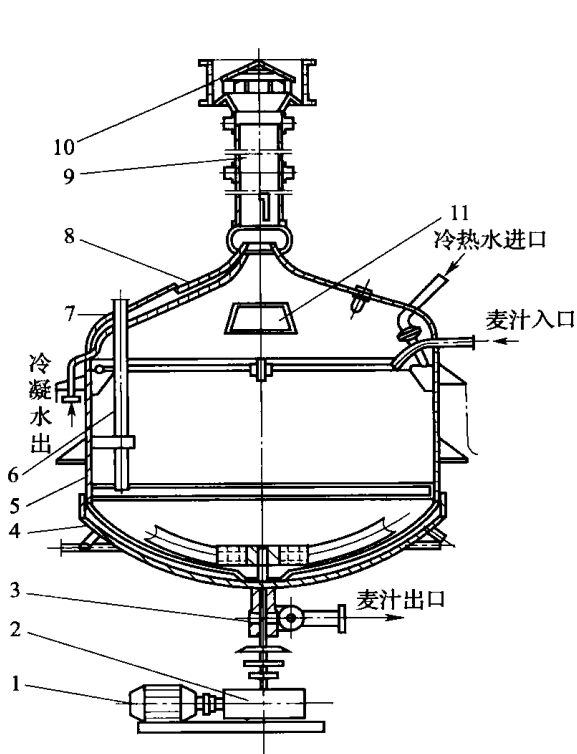


图 2-1-37 夹套式圆形煮沸锅

- 1—电动机 2—减速箱 3—出料阀 4—搅拌装置
- 5—锅体 6—液量标尺 7—人孔双拉门 8—锅盖
- 9—排气管 10—筒形风帽 11—人孔单拉门

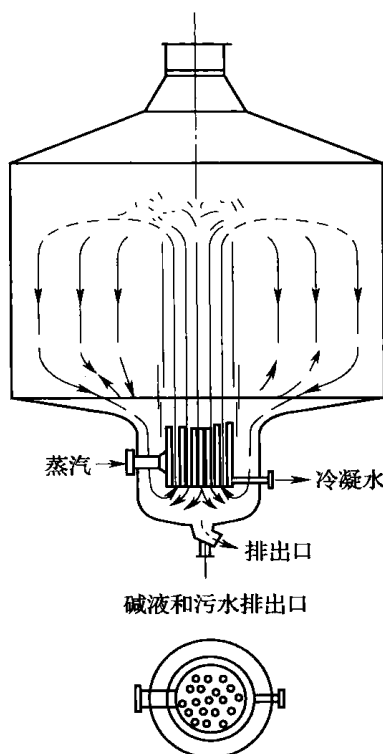


图 2-1-38 有列管式内加热器的煮沸锅

图 2-1-39 所示为具有两段内加热管的煮沸锅。中心加热器占锅体积的 4%~5%，加热面可按工艺要求设计，每小时蒸发量可达 10%。由于麦汁在中心加热器受热后，产生显著的密度差，形成强烈的自然循环，因而蒸发效率较高。

图 2-1-40 所示为具有外加热器的煮沸锅。此种锅在国外已广泛采用，欧洲约 70% 啤酒厂使用这种煮沸锅。

图 2-1-41 所示为麦汁煮沸锅与回旋沉淀槽联用的外加热煮沸组合。

外加热煮沸系统的优点如下：

- (1) 麦汁温度可达 106~108℃，可缩短煮沸时间 60~70min。

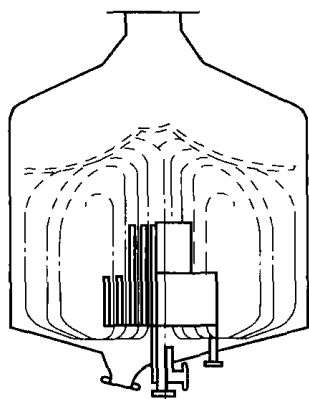


图 2-1-39 具有两段内加热管的煮沸锅

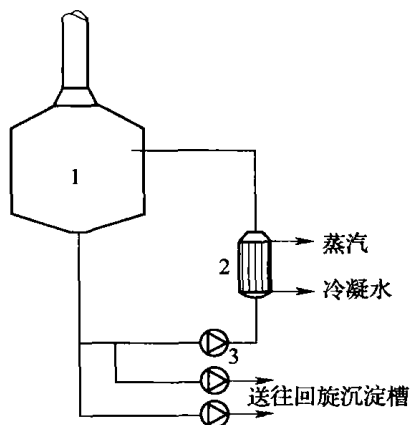


图 2-1-40 麦汁煮沸锅与外加热器的组合方式 (1)
1—麦汁煮沸锅 2—外加热器 3—麦汁泵

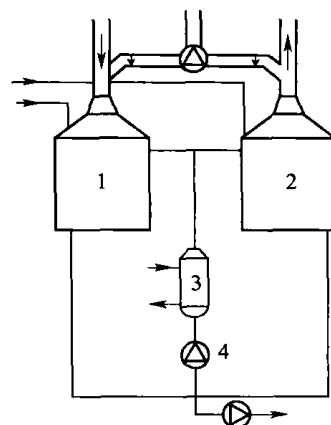


图 2-1-41 麦汁煮沸锅与外加热器的组合方式 (2)
1、2—麦汁煮沸锅 3—外加热器 4—麦汁泵

(2) 由于密闭煮沸，可使麦汁色度减低，提高 α -苦味酸的异构化，提高酒花利用率。

(3) 蛋白凝固物较好分离，因而发酵良好，啤酒过滤性能得到改善。

(4) 选择适当管径和液体流速，可获得较高的自身清洁程度，每周可只清洗一次，节省时间和清洗碱液。

采用内外加热器煮沸锅，酒花需使用粉碎酒花、颗粒酒花、酒花浸膏或酒花油，以免堵塞热交换器。

国内常用糊化锅、糖化锅、煮沸锅的技术参数见表 2-1-8。

表 2-1-8 常用糊化锅、糖化锅、煮沸锅技术参数

形式	有效体积/L	加热面积/m ²	锅体直径×总高/mm	搅拌器转速/(r/min)	电机功率/kW	备注
圆形夹套加热 桨式搅拌	6000	6.04	φ2300×2980	30	5.5	糊化锅
	8700	4.25	φ3000×3110	30	5.5	糖化锅
	10000	8	φ3000×3500	30	5.5	糊化锅 煮沸锅
	14000	13	φ3200×386	30	5.5	煮沸锅
内列管加热器	34000	52	φ5400×7727	—	5.5	煮沸锅

(四) 糖化醪过滤槽

糖化醪的过滤是啤酒厂获得澄清麦汁的一个关键设备。国内的糖化醪过滤主要有 2 种设备，即平底筛过滤槽和板框过滤机。此外，还有一种快速过滤器 (Nooter strain master)。

图 2-1-42 过滤槽是一常压过滤设备，具有圆柱形槽身，弧形顶盖，平底上有带滤板的夹层。上半部的形状与糊化锅、糖化锅、煮沸锅基本相同。过滤槽平底上方 8~12cm 处，水平铺设过滤筛板。槽中设有耕槽机，用于疏松和排出麦糟。一般麦糟层厚为 0.3~0.4m，每 100kg 干麦芽需过滤面积为 0.5m²左右。

图 2-1-43 是快速过滤槽，它是一种在低真空下操作的新型糖化醪过滤设备。该过滤槽的器身有圆柱形和长方形的，底部为锥形。在槽身的下部装有 5~7 层呈网状而互相沟通的过滤管，上有条形滤孔，每一层过滤管为一独立的过滤单元。过滤时先把糖化醪用泵输送到已用热水预热过的过滤槽中，醪液通过两个分配器均匀地分布到槽内，在滤管上形成滤层。当醪液没过滤管后，开始用泵抽滤。开始流出的麦汁比较混浊，用泵返回过滤槽，待麦汁清亮透明后送入麦汁煮沸锅。一般抽滤时间约为 15~20min。麦糟洗涤多用自动控制，洗涤时间一般为 20min。麦糟的排出是利用压缩空气和螺杆泵来完成的。

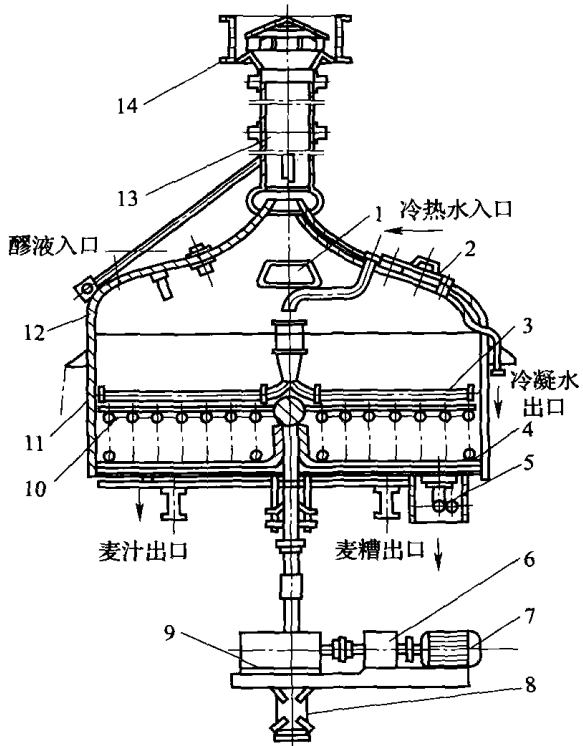


图 2-1-42 过滤槽

- 1—人孔单拉门 2—人孔双拉门 3—喷水管 4—滤板
- 5—出槽门 6—变速箱 7—电动机 8—油压缸
- 9—减速机 10—耕槽装置 11—槽体
- 12—槽盖 13—排气管 14—筒形风帽

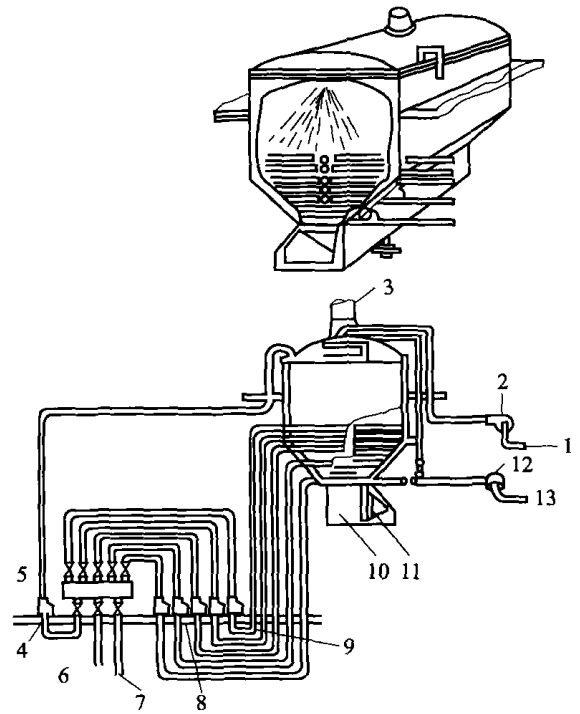


图 2-1-43 快速过滤槽

- 1—麦汁醪管 2—麦汁醪泵 3—升气管 4—麦汁回流泵
- 5—麦汁受皿 6—到煮沸锅麦汁管
- 7—排污水管 8—麦汁泵 9—麦汁滤出管
- 10—麦糟排送到麦糟槽 11—排麦糟阀门
- 12—洗水泵 13—水管

快速过滤槽过滤面积比传统的麦汁过滤槽大 3 倍。使用离心泵抽滤，增加了过滤压力差，过滤速度加快，因此每昼夜周转次数可达 10~12 次。其缺点是麦汁透明度不及传统过滤槽。

四、液体培养基的灭菌

灭菌是指利用物理或化学方法杀灭或除去物料及设备中一切有生命物质的过程。常用的灭菌方法主要有化学灭菌法，电磁波、射线灭菌法，干热、湿热灭菌法，过滤灭菌法等。对于液体培养基，我国仍较多地采用蒸汽加热灭菌，这种技术高温时间短，培养基营养成分破坏较少，且便于自动化操作。

常用的蒸汽加热灭菌方法有两种，分批灭菌和连续灭菌。分批灭菌又称实消，是中小型工厂常用的灭菌方法，它是将培养基在发酵罐中用高压蒸汽或热空气加热到预定灭菌温度后，维持一定时间，然后冷却到发酵温度。这种方法不需要单独的灭菌设备，操作简单，但加热和冷却时间长，延长了发酵周期，也使培养基的营养遭到破坏。

目前广泛采用的是连续灭菌法。连续灭菌又称连消，它是指培养基连续加热、维持和冷却后进入发酵罐。该灭菌方法具有以下优点：

- (1) 采用高温短时灭菌，培养基的营养成分破坏较少；
- (2) 蒸汽负荷均衡，操作方便，产品质量较易控制；
- (3) 设备利用率高，产量高；
- (4) 降低了劳动强度，适用于自动控制。

(一) 连消塔加热的连续灭菌流程

图 2-1-44 所示为连消塔加热的连续灭菌流程。待灭菌料液由连消泵送入连消塔底端，料液在此被加热蒸汽立即加热到灭菌温度 383~403K。然后，料液由顶部流出，进入维持罐，维持 8~25min，后经喷淋冷却器冷却到生产要求温度。

1. 连消塔

连消塔是培养基高温短时连续灭菌设备，分套管式和汽液混合式两类。套管式连消塔构造如图 2-1-45 所示，由内、外两层管组成。内管开 45°向下倾斜的小孔，孔径一般为 6mm。为加工方便，也可在水平方向开孔。为使蒸汽均匀喷出，靠近蒸汽入口位置的孔距要大，随后孔距减小。培养液由下部侧面进入，从内外两管间向上运动，被内管小孔喷出的蒸汽加热到 383~403K，由外管上部侧面流出。培养液在管内瞬间高温灭菌的逗留时间为 15~20s，流动线速度小于 0.1m/s，蒸汽从小孔喷出速度为 25~40m/s。

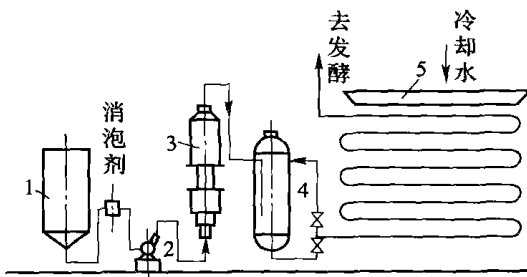


图 2-1-44 培养液连续灭菌流程

1—料液罐 2—连消泵 3—连消塔
4—维持罐 5—喷淋冷却器

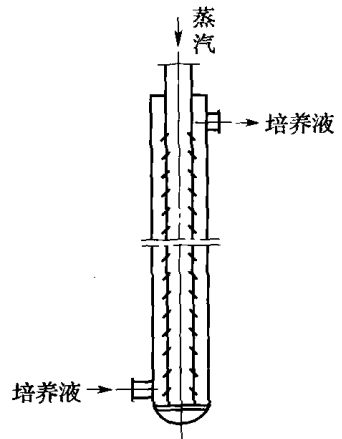


图 2-1-45 套管式连消塔

汽液混合式连消塔如图 2-1-46 和图 2-1-47 所示。在图 2-1-46 中，培养液由下端进入，加热蒸汽由下端侧面进入后成环行加热料液，上升的培养液被圆形挡板阻挡，折转向四周上升，随后又被蒸汽二次加热。在图 2-1-47 中，器身为圆筒型，筒下端伸入一套管喷嘴，喷嘴上方有圆形挡板。培养液在筒内维持一段时间后，由筒顶排出。

2. 维持罐

维持罐如图 2-1-48 所示，它是使加热后的培养基能够保温一段时间的设备，以达到灭菌的目的。维持罐一般不需要另外加热，但必须在维持罐的外壁用绝热材料绝热。维持罐为长圆筒形内压容器，高为直径的 2~4 倍。塔顶设有人孔，进料管由圆筒上部侧面伸入，在罐内通至下部。料液自下向上运动，由上部出料管流出。要防止进料管上部弯头处受料液磨损而使料液短路，引起低温灭菌时间不够而染菌。罐上部留有空间，以便安装压力表和排气管。压力表安装成向下弯，以免管内的冷凝污水落入管内而污染料液，同时便于观察压力。罐的有效体积应能满足维持时间 8~25min 的需要，填充系数为 85%~90%。

(二) 喷射加热的连续灭菌流程

图 2-1-49 为喷射加热的连续灭菌流程，它主要是由喷射加热器、维持段和真空冷却器组成。培养液在指定灭菌温度下的逗留时间由维持段管子的长度来保证。灭过菌的培养基通过一膨胀阀进入真空冷却器而急速冷却。此流程能保证培养液先进先出，避免过热或灭菌不适现象。其温度和时间关系如图 2-1-50 所示。这个流程的优点是加热和冷却在瞬间完成，营养成分破坏很少。

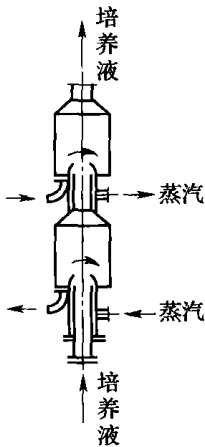


图 2-1-46 混合式连消塔

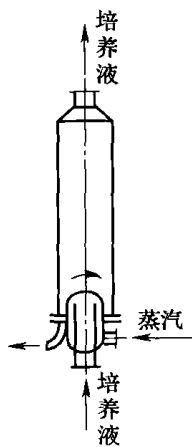


图 2-1-47 连消器

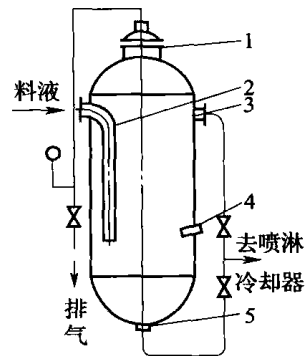


图 2-1-48 维持罐

1—人孔 2—进料管 3—出料管
4—温度计测温口 5—排气管

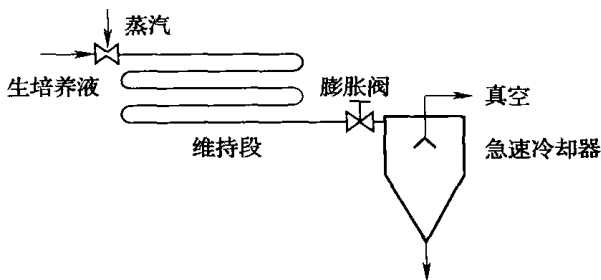


图 2-1-49 喷射加热的连续灭菌流程

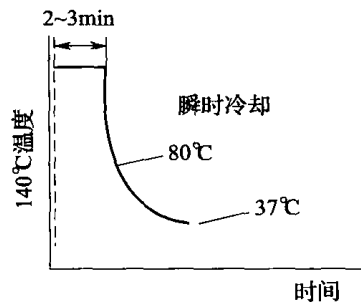


图 2-1-50 喷射加热的连续灭菌温度时间关系图

图 2-1-51 所示为喷射加热器示意图, 它的特点是蒸汽和料液迅速接触, 充分混合, 加热在瞬时完成。当料液以一定压力经渐缩喷嘴 1 以高速喷出时, 将蒸汽由吸入口经吸入室 3 进入混合喷嘴 4 中并与料液充分混合, 混合段 5 较长, 有利于汽液混合。料液在扩大管 6 中速度能转变成压力能, 因此料液被压入与扩大管 6 相连接的管道中。

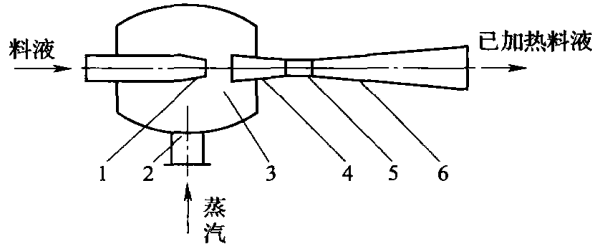


图 2-1-51 喷射加热器示意图

1—喷嘴 2—吸入口 3—吸入室 4—混合喷嘴 5—混合段 6—扩大管

(三) 薄板换热器连续灭菌流程

图 2-1-52 所示为薄板换热器连续灭菌流程。培养液在设备中同时完成预热、加热灭菌、维持及冷却过程。利用薄板换热器进行连续灭菌时, 加热和冷却培养液所需的时间比使用喷射式连续灭菌稍长, 但灭菌周期则较间歇灭菌小得多, 如图 2-1-53 所示。由于待灭菌培养液的预热过程同时为灭菌培养液的冷却过程, 所以节约了加热蒸汽及冷却水的消耗。

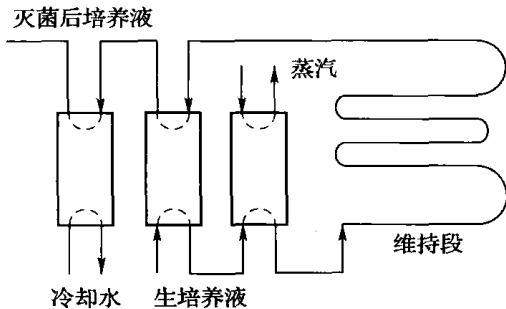


图 2-1-52 薄板换热器连续灭菌流程

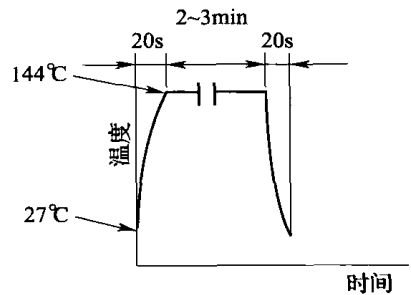


图 2-1-53 板式换热器连续灭菌温度时间关系图

思考题

1. 简述永磁筒的结构特征。
2. 谷物原料的精选设备有哪些? 各有什么特点?
3. 简述锤式粉碎机的工作原理。
4. 以淀粉质原料为培养基时, 多采用罐式连续蒸煮糖化流程来处理这些原料, 该糖化流程中的蒸煮设备有哪些, 简述它们各自的作用及特征?
5. 麦芽汁是啤酒酵母的培养基, 对于麦芽汁的制备, 传统糖化的四器组合方式主要有哪些设备, 简述它们各自的作用及特征。
6. 液体培养基的连续灭菌流程有哪些? 它们之间有什么区别? 简述每个流程的主要设备及其特征。

参 考 文 献

1. 刘英主编. 谷物加工工程. 北京: 化学工业出版社, 2005.
2. 郑裕国, 薛亚平. 生物工程设备. 北京: 化学工业出版社, 2007.
3. 陈洪章等编著. 生物过程工程与设备. 北京: 化学工业出版社, 2004.

第二章 过滤、离心与膜分离设备

在生物工业生产中，微生物发酵液、动植物细胞培养液、酶反应液及其他培养液大多是固相与液相的混合物，其目的产物常常透出菌体细胞之外存在于悬浮液中，有的则存在于细胞之内，有的则就是细胞本身。为了提取和精制目的产物，往往必须将悬浮液进行分离。悬浮液的固-液分离或液-液分离是生物产品生产过程中的重要单元操作之一。

发酵悬浮液的种类很多，大多数表现为黏度大和成分复杂的特点，且悬浮液中的固体粒子具有一定的可压缩性，使得分离更加困难。通常分离前先对悬浮液进行预处理，改变悬浮液的物理性质，再选择适宜的分离手段和操作条件，达到分离的目的。

悬浮液分离的方法很多，生物工业中最常用的主要是过滤分离、离心分离及膜分离等。过滤分离是生物工业中传统的单元操作，是目前用于固-液分离的主要方法。离心分离可用于过滤的前处理，且对那些颗粒小、悬浮液黏度大、过滤速率慢甚至难以过滤分离的悬浮液分离有效，还可用于液-液分离过程。膜分离技术是近年来发展最快的分离新方法，选择不同孔径的膜可实现固-液分离，溶质与溶剂的分离及浓缩、纯化操作。本章主要讲述生物工业中常用的加压过滤、真空过滤、离心分离及膜分离的有关设备及计算，并讨论过滤速率的强化、模型实验方法及分离过程的放大。

第一节 过滤速度的强化

提高过滤速度一方面可通过改变悬浮液的物理性质而促其分离，即对发酵液进行预处理；另一方面，选择适当的过滤介质和操作条件可实现此目的。

一、发酵液的预处理

生物工业生产中的培养基和发酵液，由于高黏度、非牛顿性、菌体细小且可压缩，若不经适当的预处理就很难实现工业规模的过滤，由于菌体自溶释放出的核酸及其他有机物质的存在会造成液体浑浊，即使采用高速离心机也难以分离。还有一些发酵液中，高价无机离子（ Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Fe^{3+} ）和杂蛋白质较多。高价无机离子的存在，在采用离子交换法分离时，会影响树脂的交换容量。杂蛋白质的存在，在采用大网格树脂吸附法分离时会降低其吸附能力，采用萃取法时容易产生乳化，使两相分离不清，采用过滤法时，过滤速度下降，过滤膜受到污染。发酵液预处理的目的在于增大悬浮液中固体粒子的尺寸，除去高价无机离子和杂蛋白质，降低液体黏度，实现有效分离。预处理的方法有：加热、凝聚和絮凝、加入盐类、调节 pH、加入助滤剂等。

（一）加热

加热是发酵液预处理最简单且最常用的方法。加热能改善发酵液的操作特性。我们知道，蛋白质从有规则排列变成不规则结构的过程称为变性，变性蛋白质的溶解度小。加热是蛋白质变性凝固的有效方法。如柠檬酸发酵液加热至 80°C 以上，可使蛋白质变性凝固，

过滤速度加快，此外，加热能使发酵液黏度明显降低。液体黏度是温度的指数函数，升高温度是降低黏度的有效措施。图 2-2-1 所示为 12° Bx 麦芽汁的黏度-温度曲线。从图中可见，糖化醪在 78℃ 时的黏度仅是 40℃ 时的 1/2。因此在 78℃ 过滤比在 40℃ 时过滤速度可提高一倍。加热处理只适用于对热较稳定的目标产物。

(二) 凝聚和絮凝

凝聚和絮凝技术能有效地改变细胞、菌体和蛋白质等胶体粒子的分散状态，使之聚集、颗粒增大，便于分离，常用于细小菌体且黏度较大的发酵液预处理中。凝聚是指在电解质作用下，由于胶粒之间双电层电排斥作用降低，电位下降，而使胶体体系不稳定的现象。絮凝则是指在某些高分子絮凝剂存在下，基于桥架作用，使胶粒形成较大絮凝团的过程。

1. 凝聚

发酵液中的细胞、菌体或蛋白质等胶体粒子的表面，一般都带有电荷，带电的原因很多，主要是吸附溶液中的离子和自由基团的电离。在生理 pH 下，发酵液中的菌体或蛋白质常带有负电荷，由于静电引力的作用，使溶液中带相反电荷的阳离子被吸附在其周围，在界面上形成双电层。这种双电层的结构使胶粒之间不易聚集而保持稳定的分散状态。双电层的电位越高，电排斥作用越强，胶体粒子的分散程度也就越大，发酵液过滤就越困难。

凝聚作用就是向胶体悬浮液中加入某种电解质，在电解质中异电离子作用下，胶粒的双电层电位降低，使胶体体系不稳定，胶体粒子间因相互碰撞而产生凝聚的现象。电解质的凝聚能力可用凝聚值来表示，使胶粒发生凝聚作用的最小电解质浓度 (mol/L) 称为凝聚值。根据 Schuze - Hardy 法则，反离子的价数越高，该值就越小，即凝聚能力越强。阳离子对带负电荷的发酵液胶体粒子凝聚能力的次序为： $\text{Al}^{3+} > \text{Fe}^{3+} > \text{H}^+ > \text{Ca}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{K}^+ > \text{Na}^+ > \text{Li}^+$ 。常用的凝聚电解质有硫酸铝 $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}]$ (明矾)、氯化铝 $(\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O})$ 、三氯化铁 $(\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O})$ 、硫酸亚铁 $(\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O})$ 、石灰、 ZnSO_4 、 MgCO_3 等。

2. 絮凝

采用凝聚方法得到的凝聚体，其颗粒常常是比较细小的，有时还不能有效地进行分离。采用絮凝法则常可形成粗大的絮凝体，使发酵液较易分离。

絮凝剂是一种能溶于水的高分子聚合物，其相对分子质量可高达数万至一千万以上，它们具有长链状结构，其链节上含有许多活性官能团，包括带电荷的阴离子（如 $-\text{COOH}$ ）或阳离子（如 $-\text{NH}_2$ ）基团以及不带电荷的非离子型基团。它们通过静电引力、范德华力或氢键的作用，强烈地吸附在胶粒的表面。当一个高分子聚合物的许多链节分别吸附在不同颗粒的表面上，产生架桥联接时，就形成了较大的絮团，这就是絮凝作用。

对絮凝剂的化学结构一般有下列两方面的要求：一方面要求其分子必须含有相当多的活性官能团，使之能和胶粒表面相结合；另一方面要求必须具有长链的线性结构，以便同

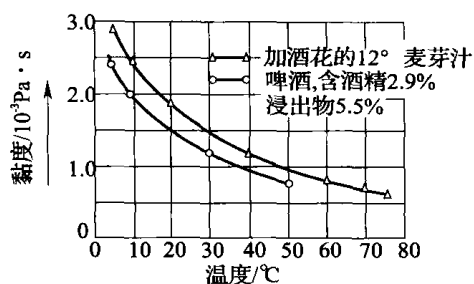


图 2-2-1 麦芽汁黏度-温度曲线

时与多个胶粒吸附形成较大的絮团, 但相对分子质量不能超过一定限度, 以使其具有良好的溶解性。根据其活性基团在水中解离情况的不同, 絮凝剂可分为非离子型、阴离子型和阳离子型三类。根据其来源不同, 工业上使用的絮凝剂又可分为如下三类:

① 有机高分子聚合物, 如聚丙烯酰胺类衍生物、聚苯乙烯类衍生物。

② 无机高分子聚合物, 如聚合铝盐、聚合铁盐等。

③ 天然有机高分子絮凝剂, 如聚糖类胶黏物、海藻酸钠、明胶、骨胶、壳聚糖、脱乙酰壳多糖等。

目前最常用的絮凝剂是有机合成的聚丙烯酰胺 (Polyacrylamide) 类衍生物, 其絮凝体粗大, 分离效果好, 絮凝速度快, 用量少 (一般以 mg/L 计), 适用范围广。它们的主要缺点是存在一定的毒性, 特别是阳离子型聚丙烯酰胺, 一般不宜用于食品及医药工业。近年来发展的聚丙烯酸类阴离子絮凝剂, 无毒, 可用于食品及医药工业。

絮凝效果与絮凝剂的加量、相对分子质量和类型、溶液的 pH、胶板转速和时间等因素有关。同时, 在絮凝过程中, 常需要加入一定的助滤剂以增加絮凝效果。溶液 pH 的变化常会影响离子型絮凝剂中官能团的电离度, 从而影响吸附作用的强弱。絮凝剂的最适加量往往需通过试验确定, 虽然较多的絮凝剂有助于增加桥架的数量, 但过多的添加量反而会引起吸附饱和, 絮凝剂争夺胶粒而使絮凝团的粒径变小, 絮凝效果下降。

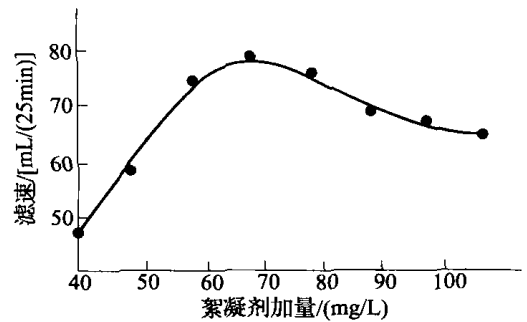


图 2-2-2 絮凝剂加量对过滤速率的影响

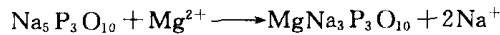
图 2-2-2 所示为 α -淀粉酶发酵液中絮凝剂添加量对絮凝液滤速的影响。从图 2-2-2 中可看出, 絮凝剂的最适添加量为 70mg/L。

(三) 加入盐类

发酵液中加入某些盐类, 可除去高价无机金属离子。如 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 、 Fe^{3+} 等。

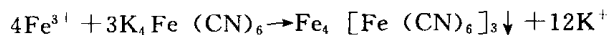
去除钙离子, 常采用草酸钠或草酸, 反应后生成的草酸钙在水中溶度积很小 (18°C 时为 1.8×10^{-9}), 因此能将钙离子较完全地去除, 生成的草酸钙沉淀还能促使杂蛋白质凝固, 提高滤速和滤液质量。

镁离子的去除也可用草酸, 但草酸镁溶度积较大 (18°C 约为 8.6×10^{-5}), 故沉淀不完全, 也可采用磷酸盐, 使生成磷酸钙盐和磷酸镁盐沉淀而除去。除形成沉淀外, 还可用三聚磷酸钠, 生成一种可溶性络合物而消除镁离子的影响:



三聚磷酸钠也能与钙、铁离子形成络合物。采用三聚磷酸钠的主要缺点是容易造成河水污染, 大量使用应注意“三废”处理。

去除铁离子, 可采用黄血盐, 形成普鲁士蓝沉淀:



高价金属离子的去除对离子交换法提取和成品质量影响很大。例如在用弱酸阳离子交换树脂提取庆大霉素时, 如果预处理时加入草酸除去钙、镁离子, 可使树脂对庆大霉素的交换容量提高 28%~30%, 而最后成品的灰分可降低 70% 左右。

(四) 调节 pH

蛋白质一般以胶体状态存在于发酵液中。胶体状态的稳定性与其所带电荷有关。蛋白质属两性物质，在酸性溶液中带正电荷，而在碱性溶液中带负电荷。某一 pH 下，净电荷为零，溶解度最小，称为等电点。由于羧基的电离度比氨基大，因而蛋白质的酸性通常强于碱性，其等电点大都在酸性范围内 (pH4.0~5.5)，因此，调节发酵液的 pH 到蛋白质的等电点是除去蛋白质的有效方法。大幅度改变 pH，还能使蛋白质变性凝固。

对于加入离子型絮凝剂的发酵液，调节 pH 可改变絮凝剂的电离度，从而改变分子链的伸展状态。电离度大，链节上相邻离子基团间的电排斥作用强，使分子链从卷曲状态变为伸展状态，则架桥能力提高，采用碱式氯化铝和阴离子聚丙烯酰胺配合使用，处理 2709 碱性蛋白酶发酵液，其 pH 对阴离子聚丙烯酰胺絮凝效果的影响如图 2-2-3 所示。可见，pH 适当提高能增大滤速，这是因为聚丙烯酰胺分子链上的羧基离解程度提高，使其达到较大的伸展程度，发挥了较好的架桥能力。

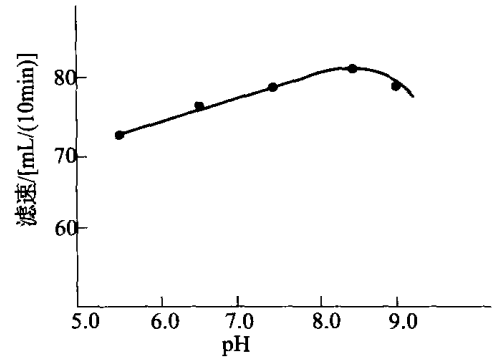


图 2-2-3 pH 对絮凝效果的影响

(五) 加入助滤剂

在含有大量细小胶体粒子的发酵液中加入固体助滤剂，则这些胶体粒子吸附于助滤剂微粒上，助滤剂就作为胶体粒子的载体，均匀地分布于滤饼层中，相应地改变了滤饼结构，降低了滤饼的可压缩性，也就减小了过滤阻力。目前生物工业中常用的助滤剂是硅藻土，其次是珍珠岩粉、活性炭、石英砂、石棉粉、纤维素、白土等。

选择助滤剂应考虑以下几点：

(1) 粒度 助滤剂颗粒大，过滤速度快，但滤液澄清度差，反之，颗粒小，过滤阻力大，澄清度高。粒度选择应根据悬浮液中的颗粒和滤液的澄清度通过试验确定，一般情况下，颗粒较小的滤饼应采用细小的助滤剂。

(2) 助滤剂的品种 应根据过滤介质选择助滤剂品种。使用粗目滤网时易泄漏，可选择石棉粉、纤维素或二者的混合物，可有效地防止泄漏；采用细目滤布时，可使用细硅藻土；若采用粗粒硅藻土，则悬浮液中的细微颗粒仍将透过预涂层到达滤布表面，从而使过滤阻力增大。

滤饼较厚时 (50~100mm)，为了防止龟裂，可加入 1%~5% 纤维素或活性炭。

(3) 用量 间歇操作时，助滤剂预涂层的厚度应不小于 2mm。连续过滤机中根据过滤速度确定。加入悬浮液中的量，使用硅藻土时，通常细粒为 500g/m³，粗粒 700~1000g/m³；中等粒度 700g/m³，应均匀分散于悬浮液中而不沉淀，故一般设置搅拌混合槽。

另外，若助滤剂中的某些成分会溶于酸性或碱性液体中，对产品有影响时，使用前对助滤剂应进行酸洗或碱洗。

二、过滤介质选择及操作条件优化

（一）过滤介质选择

过滤介质除过滤作用外，还是滤饼的支撑物。它应具有足够的机械强度和尽可能小的流动阻力。合理选择过滤介质取决于许多因素，其中过滤介质所能截留的固体粒子的大小以及对滤液的透过性是过滤介质最主要的技术特性。

过滤介质所能截留的固体粒子的大小通常以过滤介质的孔径表示。常用的过滤介质中纤维滤布所能截留的最小粒子约 $10\mu\text{m}$ ，硅藻土为 $1\mu\text{m}$ ，超滤膜可小于 $0.5\mu\text{m}$ 。过滤介质的透过性是指在一定的压力差下，单位时间、单位过滤面积上通过滤液的体积量，它取决于过滤介质上毛细孔径的大小及数目。

工业上常用的过滤介质主要有以下几类。

1. 织物介质

织物介质又称滤布，包括由棉、毛、丝、麻等织成的天然纤维滤布和合成纤维滤布。这类滤布应用最广泛，其过滤性能受许多因素的影响，其中最重要的是纤维的特性、编织纹法和线型。生物工业常用的棉纤维、尼纶和涤纶滤布的某些特性及编织纹法、线型对过滤性能的影响分别列于表 2-2-1、表 2-2-2 和表 2-2-3。

表 2-2-1 几种常用纤维滤布的物理性能

性能 种类	最高安全温度/°C	密度/(kg/m ³)	吸水率/%	耐磨性
棉	92	155	16~22	良
尼纶	105~120	114	6.5~8.3	优
涤纶	145	138	0.04~0.08	优

表 2-2-2 不同织纹法滤布对过滤性能的影响

性能 纹法	滤液澄清度	阻力	滤饼中含水	滤饼脱落 难易	寿命	堵孔倾向
平纹	↓ 依次 下降	↓ 依次 下降	↓ 依次 减少	↓ 依次 变易	↓ 中 长短	↓ 依次 变易
斜纹						
缎纹						

表 2-2-3 不同线型滤布对过滤性能的影响

指标 线型	滤液 澄清度	阻力	滤饼中 含水率	滤饼脱 落难易	寿命	堵孔倾向
合成纤维，单长 丝滤布	最低	最小	最低	最易	最短	最少
合成纤维，多细 丝单线滤布	↓ 依次 增高	↓ 依次 增大	↓ 依次 增大	↓ 依次 变难	↓ 依次 增大	↓ 依次 增大
棉纱线滤布						

2. 粒状介质

粒状介质有硅藻土、珍珠岩粉、细沙、活性炭、白土等。最常用的是硅藻土。它是优良的过滤介质，主要有以下特性：①一般不与酸碱反应，化学性能稳定，不会改变液体组成；②形状不规则，空隙大且多孔，工业使用的硅藻土粒径一般为 $2\sim 100\mu\text{m}$ ，密度 $100\sim 250\text{kg}/\text{m}^3$ ，比表面积 $10000\sim 20000\text{m}^2/\text{kg}$ ，具有很大的吸附表面；③无毒且不可压缩，形成的过滤层不会因操作压力变化而阻力变化，因此也是一种良好的助滤剂。

硅藻土过滤介质通常有三种用法：

(1) 作为深层过滤介质 形状不规则的粒子所形成的硅藻土过滤层具有曲折的毛细孔道，借筛分、吸附和深层效应作用除去悬浮液中的固体粒子，截留效果可达 $1\mu\text{m}$ 。

(2) 作为预涂层 在支持介质的表面上预先形成一层较薄的硅藻土预涂层，用以保护支持介质的毛细孔道不被滤饼层中的固体粒子堵塞。

(3) 用作助滤剂 在待过滤的悬浮液中加入适量的硅藻土，使形成的滤饼层具有多孔性，支撑滤饼，降低滤饼的可压缩性，以提高过滤速度和延长过滤周期。

近年来发展的各种硅藻土过滤机常将后两种方法结合起来操作，收到良好的效果。

硅藻土的粒度分布对过滤速度的影响很大。显然，粒度小，滤液澄清度好，但过滤阻力大；粒子大，则相反。工业生产中，根据不同的悬浮液性质和过滤要求，选择不同规格的硅藻土，通过实验确定适宜的配合比例，可取得较好的效果。

3. 多孔固体介质

多孔固体介质如多孔陶瓷、多孔玻璃、多孔塑料等，可加工成板状或管状，孔隙很小且耐腐蚀，常用于过滤含有少量微粒的悬浮液。

(二) 过滤操作条件优化

前已述及，悬浮液进行过滤分离的速度取决于它的物理性质和操作条件，根据过滤微分方程式：

$$\frac{dq}{d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu r_0 x_0 q + \mu R} \quad (2-2-1)$$

式中 q ——单位面积上所得的滤液体积， m^3/m^2

τ ——过滤时间，s

$\frac{dq}{d\tau}$ ——过滤速度，m/s

Δp ——过滤压力差，Pa

r_0 ——滤饼的体积比阻力， $1/\text{m}^2$

x_0 ——单位体积滤液中滤出滤饼的体积， m^3/m^3

$$x_0 = \frac{\text{滤饼体积}}{\text{滤液体积}} = \frac{V_c}{V} = \frac{Fl}{V} = \frac{l}{q}$$

式中 V_c ——滤饼体积， m^3

V ——滤液体积， m^3

F ——过滤面积， m^2

l ——滤饼层厚度，m

μ ——滤液黏度， $\text{Pa}\cdot\text{s}$

R ——滤布阻力, l/m

上式可写成:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{1}{\mu} \cdot \frac{\Delta p F}{r_0 l + R} \quad (2-2-2)$$

很显然、过滤速率 ($dV/d\tau$) 与过滤面积成正比, 与过滤压差成正比, 而与滤液黏度成反比, 且滤饼比阻力愈大, 过滤速率愈小, 滤饼层愈厚, 过滤速率愈慢。这些参数均取决于悬浮液的物理性质、操作条件或二者的共同作用, 下面分别讨论。

1. 改善悬浮液的物理性质

改善悬浮液的物理性质主要是降低滤液黏度, 减少滤饼比阻及滤饼层厚度。加热是降低滤液黏度最有效可行的方法。在过滤操作中, 如果工艺条件允许, 尽可能采用加热过滤。如啤酒生产中糖化醪维持在 78°C 下过滤。另外, 有些悬浮液还可用其他方法降低黏度。如在啤酒糖化醪中加入适量 β -葡萄糖苷酶, 由于 β -葡萄糖苷酶的降解可降低麦汁的黏度。

减少滤饼的比阻, 依滤饼比阻的定义:

$$r_0 = \frac{128a}{n\pi d^4} \quad (2-2-3)$$

式中 d ——滤饼层毛细孔直径

n ——单位面积滤饼层上毛细孔的数目

a ——毛细孔弯曲因子

可见, 增大毛细孔直径, 减少弯曲因子均有利于降低滤饼比阻。工业生产中, 悬浮液中加入絮凝剂, 使细小的胶体粒子“架桥”长大, 从而形成大孔径的滤饼层。加入固体助滤剂可降低滤饼层的可压缩性, 使弯曲因子变小。

对于固体含量较大的悬浮液, 过滤前可采用重力沉降或离心沉降方法分离出大部分粒子, 再进行过滤操作, 这样可使滤饼层的厚度减小, 提高过滤速度, 延长过滤周期。

2. 优化操作条件

优化操作条件的目的主要是提高过滤速率, 对于不可压缩滤饼, 滤饼比阻 r_0 为一常量, 则 $\frac{dq}{d\tau} \propto \Delta p$ 即过滤压差大, 推动力大, 过滤速度快。此种情况下, 在过滤介质、过滤设备所允许的机械强度范围内, 尽可能采用加压过滤。然而, 发酵液过滤所形成的滤饼通常是高度可压缩的。即 $r_0 = f(\Delta p)$, 实验证明 r_0 与 Δp 成以下指数关系:

$$r_0 = r_{01} \Delta p^s \quad (2-2-4)$$

$$r_0 = r_{02} + a \Delta p^{s'} \quad (2-2-5)$$

式中 s, s' ——压缩性指数, 对于大多数滤饼, s, s' 在 $0.1 \sim 0.95$ 之间, $s, s' = 0$ 时, 为完全不可压缩滤饼, 等于 1 时为完全可压缩滤饼

r_{01}, r_{02}, a ——系数, 这些参数均由实验确定

在这种情况下, 提高过滤压差的同时, 也加大了滤饼的比阻。由于 r_0 与 Δp 之间的非线性关系, 在某一压力差范围内, 提高 Δp 有利于加大过滤速度, 但当 Δp 超过某一值后, 继续增加 Δp 反而使过滤速度减慢, 其原因是 r_0 增加的幅度超过了 Δp 的增加值, 导致过滤速率下降。

间歇式恒压过滤操作中, 开始过滤速度最大, 随着过滤的进行, 则过滤速率逐渐降低,

因此，确定间歇过滤机的最佳过滤操作时间，便可获得最大的生产能力（最大平均过滤速率）。图 2-2-4 是典型的间歇式恒压过滤曲线。图中 τ_a 为辅助操作时间。从图中可以看出，若从原点作 $\tau-v$ 曲线的切线，则切点处的瞬时速度将等于整个循环时间内的平均速率，所对应的时间即为最佳过滤操作时间，以 τ_p 表示，即：

$$\frac{dv}{d\tau} = \frac{v}{\tau_a + \tau_p} \quad (2-2-6)$$

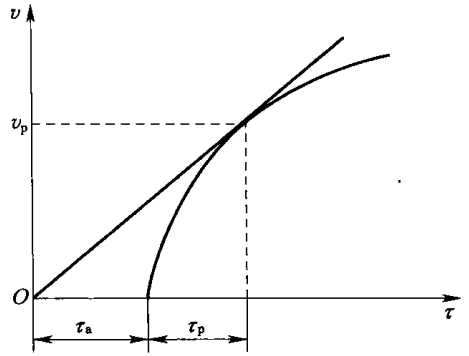


图 2-2-4 间歇式恒压过滤曲线

由过滤微分方程式 (2-2-1) 知：

$$\frac{dv}{d\tau} = \frac{\Delta p F}{\mu r_0 x_0 \frac{v}{F} + \mu R}$$

令：

$$m = \frac{\mu r_0 x_0}{\Delta p F^2}, b = \frac{\mu R}{\Delta p F}$$

则

$$\frac{dv}{d\tau} = \frac{1}{mv + b}$$

所以

$$\frac{1}{mv + b} = \frac{v}{\tau_a + \tau_p} \quad (2-2-7)$$

恒压下上式积分为：

$$\tau_p = \frac{1}{2}mv^2 + bv \quad (2-2-8)$$

于是由式 (2-2-7)、式 (2-2-8) 可求得间歇式恒压过滤的最佳操作时间为：

$$\tau_p = \tau_a + b\sqrt{\frac{2\tau_a}{m}} \quad (2-2-9)$$

得到的滤液体积为：

$$V_p = \sqrt{\frac{2\tau_a}{m}} \quad (2-2-10)$$

从式 (2-2-9) 可以看出，最佳过滤操作时间 τ_p 总是大于辅助操作时间 τ_a 。

对于可压缩滤饼，当过滤压差 Δp 在操作过程中变化时，应先由式 (2-2-4)、式 (2-2-5) 实验确定滤饼比阻 r_0 与过滤压差 Δp 之间的函数关系，再与过滤方程关联，便可求得最佳的操作条件。

第二节 过滤设备

按过滤推动力，可将过滤设备分为常压过滤机、加压过滤机和真空过滤机三类。常压过滤效率低，仅适用于易分离的物料，加压和真空过滤设备在生物工业中被广泛采用。

一、板框式及板式压滤机

(一) 板框式压滤机

板框式压滤机主要由许多滤板和滤框间隔排列而组成。如图 2-2-5 所示。板和框多做

成正方形，角端均开有小孔（图 2-2-6），装合压紧后即构成供滤浆或洗水流通的孔道。框的两侧覆以滤布，空框与滤布围成了容纳滤浆及滤饼的空间，滤板用以支撑滤布并提供滤液流出的通道。为此，滤板的两面制成沟槽，并分别与洗水孔道和滤液出口相通。滤板又分为洗涤板与非洗涤板两种，其结构与作用有所不同。每台板框压滤机有一定的总框数，其数目由生产能力和悬浮液固体浓度确定，最多可达 60 个，需要框数少时，可插入盲板以切断滤浆流通的孔道。

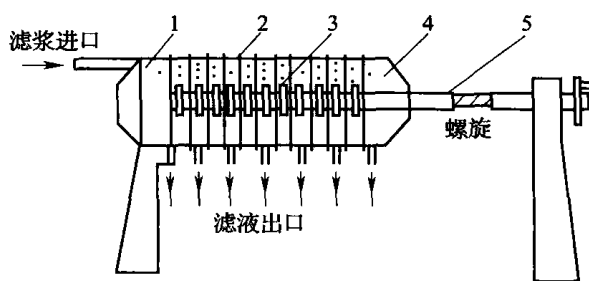


图 2-2-5 板框压滤机结构图

- 1—固定端板 2—滤布 3—板框支座 4—可动端板
5—支撑横梁 6—过滤板 7—滤框 8—洗涤板

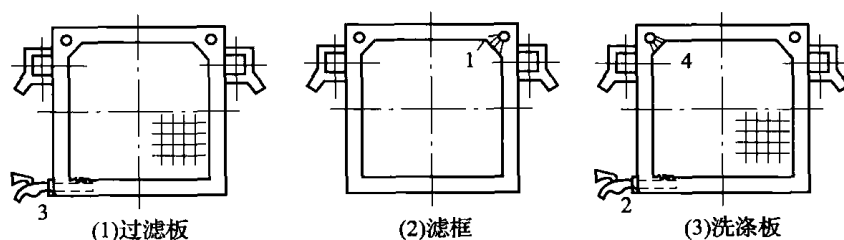


图 2-2-6 滤板和滤框

- 1—料液通道 2—滤液出口 3—滤液或洗液出口 4—洗液通道

过滤时，悬浮液由离心泵或齿轮泵经滤浆通道打入框内，如图 2-2-7（1）所示，滤液穿过滤框两侧滤布，沿相邻滤板沟槽流至滤液出口，固体则被截留于框内形成滤饼。滤饼充满滤框后停止过滤。滤液在引出方式上有明流与暗流之分。前者适用于一般场合，如发酵液的过滤，后者则用于滤液需保持无菌，不与空气接触等场合。

洗涤滤饼时，洗水经由洗水通道进入滤板与滤布之间。由于关闭洗涤板下部的滤液出口，洗水便横穿滤框两侧的滤布及整个滤框厚度的滤饼，最后由非洗涤板下部的滤液出口排出 [图 2-2-7（2）]。由于洗水通过滤饼的厚度为最终过滤操作时的一倍，而洗水通过的过滤面积仅为过滤操作时的 $1/2$ 。因此，洗涤速率仅为最终过滤速率的 $1/4$ 。

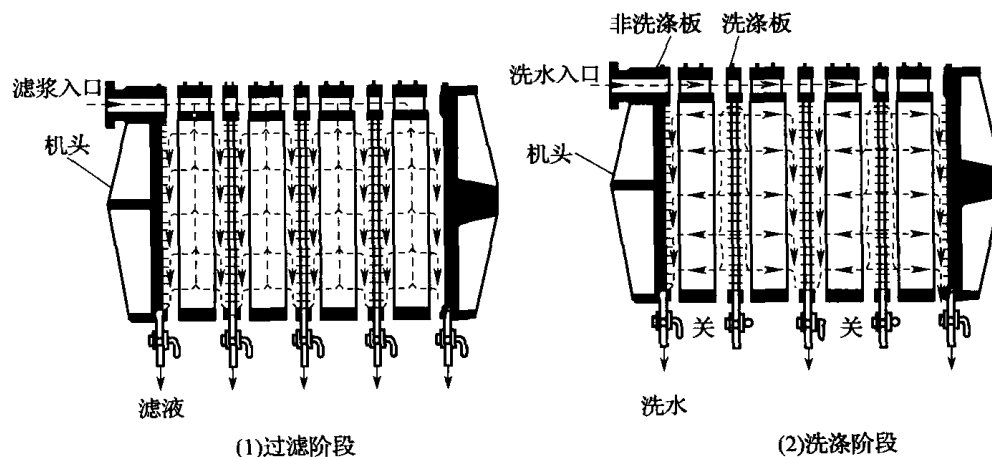


图 2-2-7 板框压滤机操作示意图

洗涤结束后，旋开压紧装置并将板框拉开，卸出滤饼，清洗滤布，重新组装，进行下一循环操作。

常用的板框压滤机有 BMS、BAS、BMY 及 BAY 等类型。其中 B 表示板框压滤机、M 表示明流、A 表示暗流、S 表示手动压紧、Y 表示液压压紧，代号后面的数字表示过滤面积、滤框规格及框的厚度。表 2-2-4 所示为部分国产板框压滤机规格。滤板和滤框一般由铸铁铸成，也可由硬橡胶、塑料等制成。无菌过滤时，一般应采用不锈钢制造。

表 2-2-4 部分国产板框压滤机规格

型号	过滤面积/m ²	框内尺寸 (框宽×框高×框厚) /mm	滤框数目/片	框内总容量/L
BAS 2/φ370	2	φ370	10	
BAS 8/450-25	8	450×450×25	20	100
BAS 20/635-25	20	635×635×25	26	260
BAS 30/635-25	30	635×635×25	38	380
BAS 40/635-25	40	635×635×25	50	500
BMS 20/635-25	20	635×635×25	26	260
BMS 30/635-25	30	635×635×25	38	380
BMS 40/635-25	40	635×635×25	50	500
BMS 50/810-25	50	810×810×25	38	615
BMS 60/810-25	60	810×810×25	46	745
BAY 10/560-15	10	560×560×15	17	150
BAY 20/635-25	20	635×635×25	26	260
BAY 30/635-25	30	635×635×25	38	380
BAY 40/635-25	40	635×635×25	50	500
BAY 50/810-25	50	810×810×25	38	615
BMY 50/810-25	50	810×810×25	38	615
BMY 60/810-25	60	810×810×25	46	745
BMY 70/810-25	70	810×810×25	54	875
BMY 14/635-45	14	635×635×45	18	320
BMY 20/635-45	20	635×635×45	26	465

板框压滤机的最大操作压力可达 1000kPa，通常使用压力为 300~500kPa。发酵液过滤时，处理量为 15~25L/(m²·h)。

(二) 板式压滤机

较常见的是凹腔板式压滤机(图 2-2-8)，也称箱式压滤机，它全部由滤板并列组合而

成,即滤板具有板和框的双重作用。滤板通常为凹面形圆盘,滤板两侧各有一凸出的边框,这样当两块滤板合拢时,中间的内腔即形成滤室。每块滤板的两侧覆以滤布,利用螺旋活接头将滤布紧贴于板的凸缘平面上,这样可将滤室空间分隔成滤布与板面间的滤液空间及滤布处部的滤浆空间。

过滤时,料液经滤板的中央进料孔进入滤浆空间,滤渣沉积于滤布上形成滤饼,而滤液穿过滤布进入板面的沟槽内,并从下部的孔道流出。

板框式硅藻土过滤机与典型的板框式压滤机没有本质上的差别。只是以硅藻土过滤介质代替滤布,它使用特制的多孔隙滤纸板夹持在板和框之间,作为硅藻土层的支撑物,每一过滤周期结束后需更换新的滤纸板和硅藻土。

板式或板框式压滤机结构简单。价格低,过滤面积大,耐受压力高,动力消耗小,适用于较难处理物料的过滤,故使用较广泛。但这种压滤机不能连续操作,劳动强度大,辅助操作时间长,滤布易损坏。目前已研制出半自动和全自动压滤机。

(三) 自动板框压滤机

自动板框压滤机在板框压紧、卸饼、清洗等操作中可自动完成,劳动强度小,辅助操作时间短。

图 2-2-9 所示为 IFP 型自动板框压滤机的操作过程示意图。其结构与普通板框压滤机大体相同。只是板与框各有 4 个角孔,滤布是首尾封闭的整体,并配有自动控制操作系统。

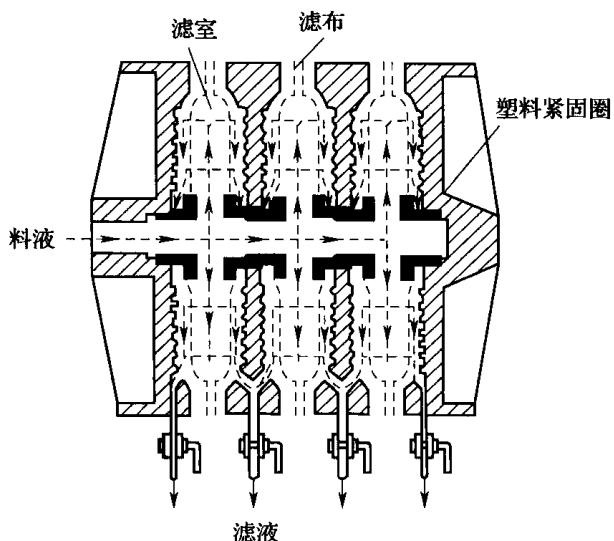


图 2-2-8 凹腔板式压滤机示意图

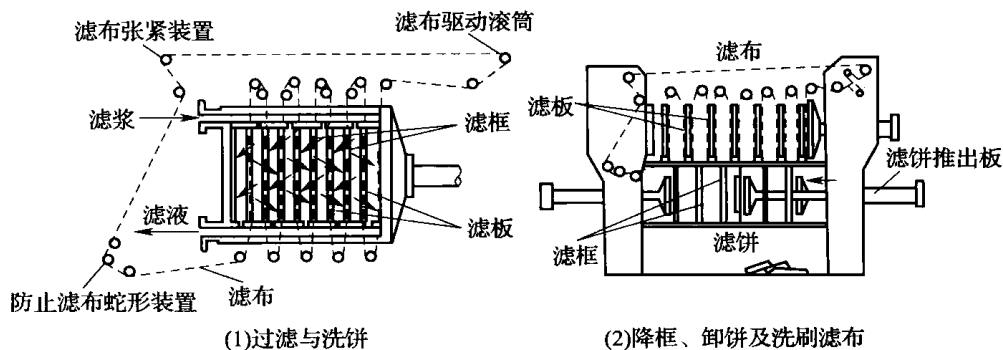


图 2-2-9 IFP 自动板框压滤机工作原理图

过滤时,悬浮液从板框上部两个角孔形成的通道并行压入滤框,滤液穿过滤框两侧的滤布,沿滤板表面的沟槽流入下部角孔形成的通道,滤饼则在滤框内形成。洗涤滤饼也按过滤流向进行。洗饼完毕,油压机将板框拉开,并使滤框下降。然后开动滤饼推板,框内滤饼将以水平方向推出落下。传动装置带动环形滤布绕一系列转轴旋转,以达到洗涤滤布

的目的,最后使滤框复位,重新夹紧,完成一个操作周期。全部操作可在10min内完成。表2-2-5为IFP型自动板框压滤机规格。

表 2-2-5 IFP 型自动板框压滤机规格

项目	规格								
	800×800			1000×1000			1250×1500		
框外部尺寸/mm									
框数/个	20	30	35	20	40	60	30	50	60
总过滤面/mm	19.1	28.6	33.4	31.0	62.0	93.0	104.6	172.3	209.1
框总体积/L	286	428	500	465	929	1394	1568	2614	3136
全长/mm	3000	5000	6000	3000	7000	8700	5000	7850	8700
全宽/mm	1400			1600			2300		
全高/mm	2500			3000			4000		

自动压滤机结构复杂,价格昂贵,在一定程度上限制了它的应用和发展。

(四) 板框压滤机工艺计算

1. 物料衡算

设待处理悬浮液量为 m (kg), 其固相浓度为 x_1 (% , 质量分数), 经过滤分离后得湿滤渣为 m_1 (kg), 其湿度为 x_2 (% , 质量分数), 获得滤液为 V (m³), 密度为 ρ (kg/m³)。则

总物料衡算

$$m = m_1 + V\rho \quad (2-2-11)$$

滤液物料衡算

$$m(1 - x_1) - m_1x_2 = V\rho \quad (2-2-12)$$

滤渣物料衡算

$$mx_1 = m_1(1 - x_2) \quad (2-2-13)$$

由此计算得每批操作的滤液量、滤渣量及滤渣中的液体含量。用以选择压滤机。

2. 板框压滤机选择及台数

板框压滤机的滤箱体积为

$$V_p = NABH \quad (2-2-14)$$

式中 V_p ——板框压滤机的滤箱体积, m³

A, B, H ——分别为滤框的有效高度、宽度及厚度, m

N ——滤框数目

若发酵液体积为 V_F (m³), 其湿滤渣体积与发酵液体积之比为 E , 滤箱的填充系数为 K , 则压滤机的台数为:

$$n = \frac{V_F E}{KV_p} = \frac{V_F E}{KNABH} \quad (2-2-15)$$

压滤机的选择应考虑以下两个方面: 首先尽可能选用较薄的滤框。因为框的厚度愈大, 液体穿过滤饼层的路程就愈长, 阻力也就愈大, 过滤速度相应减小, 并且滤饼的湿度较大, 洗涤困难, 致使收率下降。此外, 滤框愈厚, 每批操作得到的过滤面积小, 过滤时间便相应增加。其次, 压滤机台数的确定应从投算、布置、操作等全面考虑, 一般以选择

较大规格者为适宜。

3. 过滤面积及生产能力计算

过滤操作通常有恒速过滤、恒压过滤或加压变速过滤等形式。其计算均基于过滤基本方程：

$$\frac{dV}{A d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu r_0 x_0 \frac{V}{A} + \mu R} \quad (2-2-16)$$

(1) 恒压差过滤 Δp 为常量，过滤速度逐渐下降，此时式 (2-2-16) 积分得：

$$V^2 + \frac{2RA}{r_0 x_0} V = \frac{2\Delta p A^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (2-2-17)$$

则过滤面积：

$$A = \frac{\mu RV + V(\mu^2 R^2 + 2\Delta p r_0 x_0 \mu \tau)^{\frac{1}{2}}}{2\Delta p \tau} \quad (2-2-18)$$

若忽略滤布阻力，则：

$$A = \left(\frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p \tau}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot V \quad (2-2-19)$$

(2) 恒速过滤 $\frac{dV}{d\tau}$ 为常量，过滤压差逐渐上升，式 (2-2-16) 积分：

$$V^2 + \frac{RA}{r_0 x_0} V = \frac{\Delta p A^2}{\mu r_0 x_0} \tau \quad (2-2-20)$$

则过滤面积：

$$A = \frac{\mu RV + V(\mu^2 R^2 + 2\Delta p r_0 x_0 \mu \tau)^{\frac{1}{2}}}{2\Delta p \tau} \quad (2-2-21)$$

忽略滤布阻力时：

$$A = \left(\frac{\mu r_0 x_0}{\Delta p \tau}\right)^{\frac{1}{2}} \cdot V \quad (2-2-22)$$

(3) 加压变速过滤 由于发酵液中颗粒的可压缩性及非牛顿型流体，通常很难维持恒压或恒速过滤，随着过滤的进行，压差不断升高，滤速则逐渐减少。若忽略滤布阻力，则式 (2-2-16) 可重写成：

$$\frac{dV}{A d\tau} = \frac{\Delta p A}{\mu r_0 x_0 V} \quad (2-2-23)$$

分离变量积分有：

$$\int_0^V V dV = \frac{A^2}{\mu x_0} \int_0^\tau \frac{\Delta p}{r_0} d\tau \quad (2-2-24)$$

将 $r_0 = r_{01} \Delta p^n$ 代入：

$$V^2 = \frac{2A^2}{\mu r_{01} x_0} \int_0^\tau \Delta p^{1-n} d\tau \quad (2-2-25)$$

式中 $\int_0^\tau \Delta p^{1-n} d\tau$ 可采用数值积分或图解积分求取。

(4) 压滤机生产能力 分批压滤机的平均生产能力：

$$W = \frac{V}{\tau + \tau_a} \quad (2-2-26)$$

式中 W ——压滤机的平均生产能力， m^3/s

τ_a ——为洗涤、卸饼、组装等辅助操作时间， s

V ——为每批可获得滤液量, m^3 。可分别由式 (2-2-17)、式 (2-2-20) 和式 (2-2-25) 求取

[例 2-2-1] 选用 IFP 型自动压滤机对黑曲霉糖化酶发酵液进行恒压差过滤。已知操作压力 $2 \times 10^5 \text{ Pa}$, 实验测得过滤条件 $r_0 = 0.151 \times 10^{12} \Delta p^{0.67}$, 滤布比阻为 $6.3 \times 10^{11} / \text{m}$, 在 30°C 过滤温度下滤液黏度为 $1.59 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 每批处理发酵液量为 25 m^3 , 可得滤液 22.80 m^3 , 今要求在 70 min 内完成一个操作周期 (包括卸饼、洗涤滤布、组装辅助操作时间 15 min)。计算上述操作条件下的过滤面积、滤饼厚度, 并选择压滤机规格。

解: (1) 过滤面积由式 (2-2-18):

$$A = \frac{\mu R v + v (\mu^2 R^2 + 2 \Delta p r_0 x_0 \mu)^{\frac{1}{2}}}{2 \Delta p \tau}$$

且

$$r_0 = 0.151 \times 10^{12} \times (2 \times 10^5)^{0.67} = 5.38 \times 10^{14} \text{ (l/m}^2\text{)}$$

$$x_0 = \frac{V_F - V}{V} = \frac{25 - 22.80}{22.80} = 0.096$$

$$\tau = 70 - 15 = 55 \text{ (min)} = 3300 \text{ (s)}$$

则

$$A = \frac{1.59 \times 10^{-3} \times 6.3 \times 10^{11} \times 22.80 + 22.80 [(1.59 \times 10^{-3} \times 6.3 \times 10^{11})^2 + 2 \times 2 \times 10^5 \times 5.38 \times 10^{14} \times 0.096 \times 1.59 \times 10^{-3} \times 3300]^{\frac{1}{2}}}{2 \times 2 \times 10^5 \times 3300}$$

$$= 198 \text{ (m}^2\text{)}$$

(2) 滤饼厚度:

$$h = \frac{x_0 V}{A} = \frac{0.096 \times 22.80}{198} = 0.011 \text{ (m)} = 11 \text{ mm}$$

取滤框填充系数 $K = 0.80$, 则滤饼厚度:

$$H = \frac{11 \times 2}{0.8} = 27.5 \text{ (mm)}$$

过滤速率

$$W = \frac{V}{\tau + \tau_i} = \frac{22.80}{3300 + 900} = 0.0054 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

(3) IFP 压滤机规格: 由表 2-2-5, 选用 1250×1500 型, 取滤框厚度 30 mm , 每侧过滤面积 1.74 m^2 , 则 57 块滤框过滤面积为:

$$57 \times 2 \times 1.74 = 198.4 \text{ (m}^2\text{)}$$

滤框总体积为:

$$1.74 \times 0.03 \times 57 = 2.98 \text{ (m}^3\text{)}$$

二、真空过滤机

真空过滤设备以大气与真空之间的压力差作为过滤操作的推动力。生物工业中, 用得较多的是转筒式真空过滤机。

(一) 转筒真空过滤机的结构与操作

转筒真空过滤机是一种连续操作的过滤设备, 其操作流程如图 2-2-10 所示, 设备的主体是一个由筛板组成能转动的水平圆筒 (图 2-2-11), 表面有一层金属丝网, 网上覆盖滤布。圆筒内沿径向被筋板分隔成若干个空间, 每个空间都以单独孔道通至筒轴

颈端面的分配头上, 分配头内沿径向隔离成 3 个室, 它们分别与真空和压缩空气管路相通。

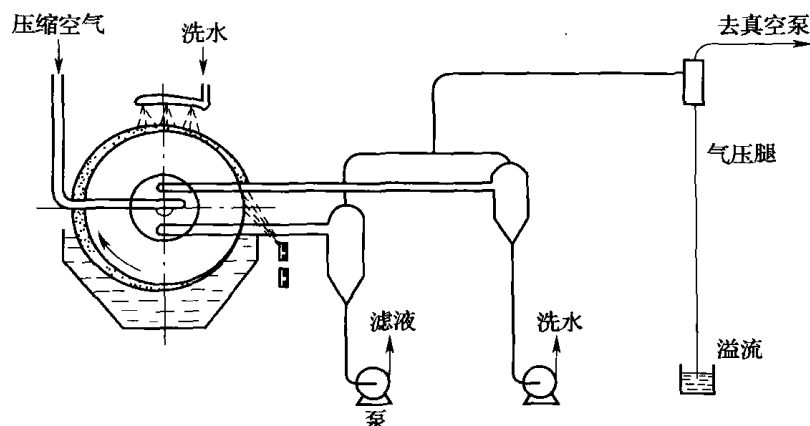


图 2-2-10 转筒真空过滤机流程图

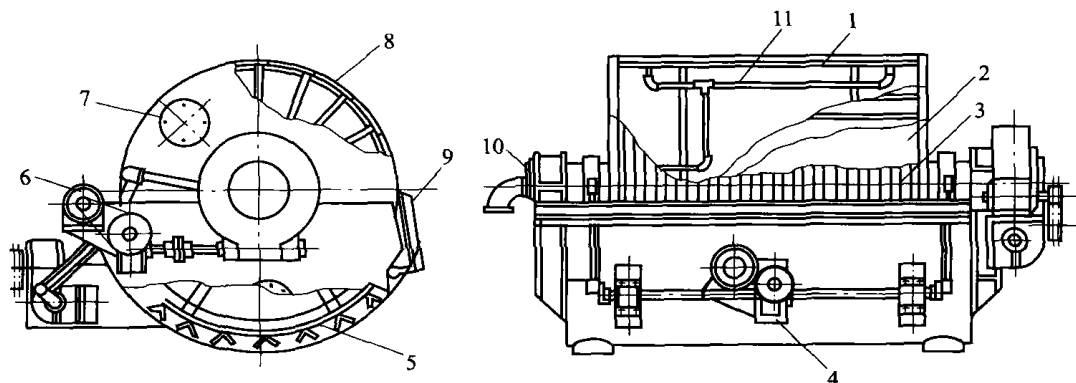


图 2-2-11 转筒真空过滤机

- 1—转鼓 2—滤布 3—金属网 4—搅拌器传动装置 5—摇摆式搅拌器 6—传动装置
7—手孔 8—过滤室 9—刮刀 10—分配阀 11—滤液管路

转筒下部浸入浆槽中, 浸没角 $90^{\circ} \sim 130^{\circ}$, 圆筒缓慢旋转时 (转速约 $0.5 \sim 2r/min$), 筒内每一空间相继与分配头中的 I、II、III 室相通 (见图 2-2-12), 可顺序进行过滤、洗涤、吸干、吹松、卸饼等项操作。即整个圆筒分为过滤区、洗涤及脱水区, 卸渣及再生区 3 个区域。

① 过滤区。圆筒内下部的空间与料浆相接触, 由于在这个区中的空间与真空管连通, 于是滤液被吸入筒内并经导管和分配头排至滤液贮罐中, 而固体粒子则被吸附在滤布的表面形成滤饼层。为防止滤浆中固体沉降, 在料液槽中装置摇摆式搅拌器。

② 洗涤及脱水区。当圆筒从料浆槽中转出后, 由喷嘴将洗涤水喷向圆筒面上的滤饼层进行洗涤, 由于此区也与真空管路相通, 于是洗涤水穿过滤饼层而被吸入筒内, 并经分配头引至洗水贮罐中。为了避免滤饼层裂缝, 可在此区上安装一滚压轴以提高脱水效果, 防止空气从裂缝处大量流入筒内而影响真空度。

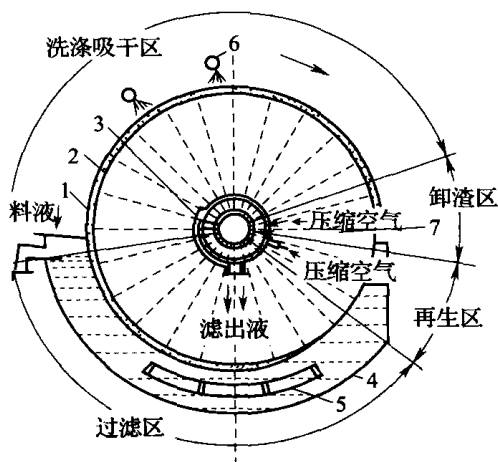


图 2-2-12 转筒结构及工作过程

1—转鼓 2—过滤室 3—分配阀 4—料液槽
5—摇摆式搅拌器 6—洗涤液喷嘴 7—刮刀

③ 卸渣及再生区。经洗涤和脱水的滤饼层继续旋转进入此区。由于此区与压缩空气管路连通，于是压缩空气从圆筒内向外穿过滤布面将滤饼吹松，随后由刮刀将其刮除。刮掉滤饼后的滤布继续吹以压缩空气，以吹净残余滤渣，使滤布再生。

转筒真空过滤机的过滤面积有 1、5、20m² 及 40m² 等不同规格，目前国产的最大过滤面积约 50m²，型号有 GP 及 GP-x 型，GP 型为刮刀卸料，GP-x 型为绳索卸料。直径 0.3~4.5m，长度 0.3~6m。滤饼厚度一般保持在 40mm 以内，对于难于过滤的胶状料液，厚度可小于 10mm。对于菌丝体发酵液，过滤前在滚筒面上预涂一层 50~60mm 厚的硅藻土。过滤时，可调节滤饼刮刀将滤饼连同一薄层硅藻土一起刮去，每转一圈，硅藻土约刮去 0.1mm，这样可使过滤面不断更新。

转筒真空过滤机可吸滤、洗涤、卸饼、再生连续化操作，生产能力大，劳动强度小，但辅助设备多，投资大，且由于真空过滤，推动力小，最大真空度不超过 80kPa，一般为 0.27~67kPa，滤饼湿含量大，通常为 20%~70%。

除真空转筒过滤机外，还有转盘真空过滤机，真空翻斗式过滤机等。转盘真空过滤机及其转盘的结构、操作原理与转筒真空过滤机类似，每个转盘相当于一个转筒。过滤面积可以大到 85m²。

(二) 转筒真空过滤机的生产能力

由恒压差过滤方程：

$$V^2 + \frac{2RA}{r_0 x_0} V = \frac{2\Delta p A^2}{\mu r_0 x_0} \tau$$

得

$$V = \frac{A}{r_0 x_0} \left(\sqrt{R^2 + \frac{2\Delta p r_0 x_0}{\mu} \tau} - R \right) \quad (2-2-27)$$

若转筒的浸没角为 α ，转速为 n (r/min)，则转筒旋转一周所需时间为 $60/n$ (s)，转筒表面浸没的分数为 $\alpha/360$ ，那么转筒旋转一周所经历的过滤时间为：

$$\tau = \frac{60}{n} \cdot \frac{\alpha}{360} = \frac{\alpha}{6n}$$

$$\text{故} \quad V = \frac{A}{r_0 x_0} \left(\sqrt{R^2 + \frac{2\Delta p r_0 x_0}{\mu} \cdot \frac{\alpha}{6n}} - R \right) \quad (2-2-28)$$

忽略滤布阻力时, 上式可简化为:

$$V = A \sqrt{\frac{2\Delta p}{\mu r_0 x_0} \cdot \frac{\alpha}{6n}} \quad (2-2-29)$$

每小时所得滤液量:

$$\begin{aligned} V_h &= 60nA \sqrt{\frac{2\Delta p}{\mu r_0 x_0} \cdot \frac{\alpha}{6n}} \\ &= A \sqrt{\frac{1200\Delta p \alpha n}{\mu r_0 x_0}} \end{aligned} \quad (2-2-30)$$

[例 2-2-2] 某工业发酵液用一直径为 1.75m, 长 0.98m 的转筒真空管过滤机于 60kPa (450mmHg) 真空度下进行过滤操作, 操作温度 30°C, 发酵液黏度为 1.56×10^{-3} Pa·s, 实验测得滤饼比阻与压力差的关系为 $r_0 = 0.12 \times 10^{10} \Delta p^{0.7}$, $x_0 = 0.15$, 滚筒转速 1.0r/min, 浸没角为 125°, 滤布阻力可以忽略, 计算:

- (1) 过滤机的生产能力;
- (2) 滚筒表面的滤饼层厚度。

解: (1) 生产能力:

$$\text{滚筒过滤面积} \quad A = 3.14 \times 1.75 \times 0.98 = 5.39(\text{m}^2)$$

$$\Delta p = 6 \times 10^4 (\text{Pa})$$

$$r_0 = 0.12 \times 10^{10} \times 6 \times 10^4 = 2.65 \times 10^{12} (\text{1/m}^2)$$

$$\begin{aligned} \text{则 } V &= A \sqrt{\frac{1200\Delta p \alpha}{\mu r_0 x_0} \cdot n} \\ &= 5.39 \sqrt{\frac{1200 \times 6 \times 10^4 \times 125}{1.56 \times 10^{-3} \times 2.65 \times 10^{12} \times 0.15}} \times 1.0 \\ &= 7.11(\text{m}^3/\text{h}) \end{aligned}$$

(2) 滤饼层厚度:

每 1h 可得滤饼体积:

$$V_c = Vx_0 = 7.11 \times 0.15 = 1.307(\text{m}^3/\text{h})$$

则

$$h = \frac{V_c}{60nA} = \frac{1.307}{60 \times 1.0 \times 5.39} = 0.004(\text{m}) = 4(\text{mm})$$

三、小型过滤实验装置及过滤过程的放大

(一) 小型过滤实验装置

到目前为止, 工业规模生产中有关的过滤工艺、设备选型及工艺设计等问题, 还不能仅从理论上得到解决。必须进行实验研究, 即用简单的过滤实验装置对滤饼的压缩特性、操作参数、发酵液预处理、滤液澄清度、滤饼洗涤等进行研究, 是工业生产中过滤设备设计和过程放大十分重要的问题。

最简单的过滤实验装置是采用布氏漏斗进行过滤试验 (图 2-2-13), 过滤前可对料液进行预处理, 如添加絮凝剂、助滤剂或加热处理, 实验时可控制过滤压力差与大生产的过滤操作压力一致, 并维持其他操作条件相同, 这样就可用实验结果估算大规模过滤所需的时间等。布氏漏斗虽然简单, 但实验操作不灵活, 可靠性较差, 因此, 可采用滤叶过滤实

验装置。

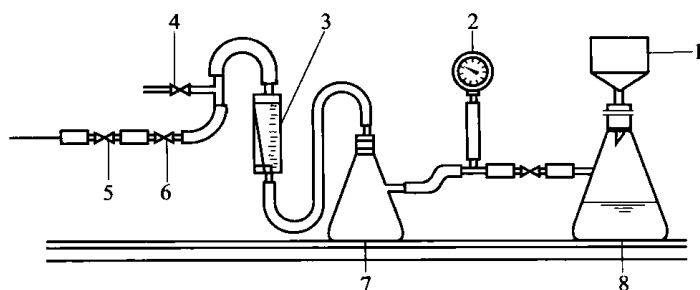


图 2-2-13 布氏漏斗过滤装置

- 1—布氏漏斗 2—真空表 3—浮子流量计 4—放空阀
5—截止阀 6—调节阀 7—干燥瓶 8—滤液瓶

由于转鼓式过滤机的处理量较大，在实验室进行小规模试验有许多困难。因此，实验室常用滤叶进行转鼓过滤机的模拟试验，即采用已知过滤面积的单叶片过滤装置，如图 2-2-14 所示。该装置的关键部件是过滤叶片和调节真空系统。滤叶安装在搅拌罐内，待过滤的悬浮液一次加入搅拌罐，刻度漏斗能随时读出滤液体积。

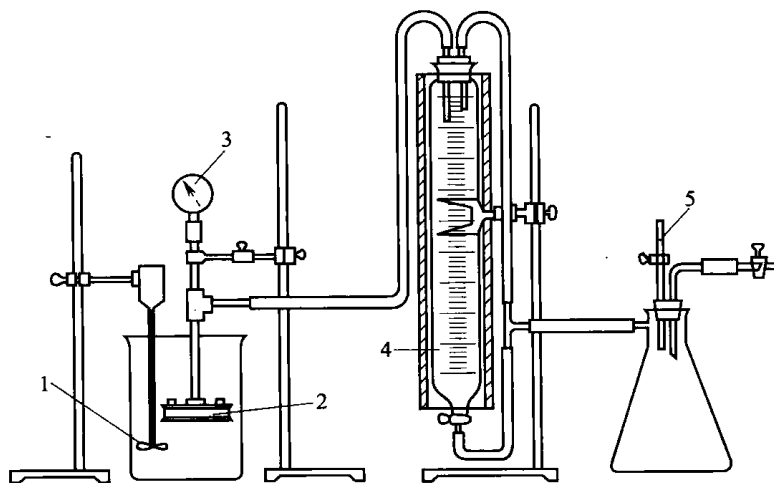


图 2-2-14 小型滤叶过滤装置

- 1—搅拌器 2—过滤叶片 3—真空表 4—刻度漏斗 5—泄气管

实验开始前，先选择适宜的助滤剂在滤叶上形成一定厚度的预涂层。开启抽真空系统调节到规定的真空度，将滤叶浸没于悬浮液中，开始过滤操作，并记录不同操作时刻的滤液量，操作过程中，不断搅拌料液使之均匀。待滤饼达一定厚度后，提起滤叶使之离开液面，继续抽真空抽吸滤饼中的液体。然后将滤叶转移浸没于洗涤液中洗涤滤饼，最后收集滤饼，测定体积等。根据实验数据可求得实验条件下的过滤速率。

将式 (2-2-1) 在恒温、恒压条件下积分得：

$$\frac{\tau}{q} = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} q + \frac{\mu R}{\Delta p} \quad (2-2-31)$$

以 τ/q 对 q 作图，得一直线，从直线的斜率可以求得滤饼的比阻 r_0 ，对于可压缩滤

饼, 根据滤饼比阻 r_0 与压力差 Δp 的关系式 (2-2-4) 和式 (2-2-5), 采用同样的实验装置可求得压缩性指数 s 、 s' 和系数 r_{01} 、 r_{02} 及 a 。表 2-2-6 给出了某些发酵液的真空过滤速率。

表 2-2-6 某些发酵液的真空过滤速率

产物名称	所用微生物	真空过滤速率/ [$10^{-3} \text{m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m}^2)$]
卡那霉素	<i>Str. kanamycetius</i>	0.6~0.8
青霉素	<i>Penicillium chrysogenum</i>	12~16
红霉素	<i>Str. erythreus</i>	2.9~5.7
林可霉素	<i>Str. lincolnensis</i>	2.6~3.8
新霉素	<i>Str. fradisae</i>	1.0~1.2
蛋白酶	<i>Bacillus subtilis</i>	0.9~3.7

(二) 过滤过程的放大

采用小型过滤装置研究过滤过程放大时, 应维持实验所用悬浮液的特性与实际生产过滤时相同。若料液染菌, 温度变化、细胞自溶等都会改变料液的物性, 从而使实验结果失真, 放大过程失败。另外, 还应维持小型实验装置尽可能与工业生产设备的类型相同。

由过滤微分方程式 (2-2-1) 知, 过滤在恒速条件下进行时, 若忽略过滤介质阻力, 则式 (2-2-1) 简化为:

$$\frac{q}{\tau} = \frac{\Delta p}{\mu r_0 x_0 q}$$

则有:
$$\left(\frac{q_1}{q_2}\right)^2 = \left(\frac{\tau_1}{\tau_2}\right) \left(\frac{\Delta p_1}{\Delta p_2}\right) \left[\frac{(r_0)_2}{(r_0)_1}\right] \quad (2-2-32)$$

对于不可压缩滤饼 $(r_0)_2 = (r_0)_1$

则

$$\left(\frac{q_1}{q_2}\right)^2 = \left(\frac{\tau_1}{\tau_2}\right) \left(\frac{\Delta p_1}{\Delta p_2}\right) \quad (2-2-33)$$

或

$$\left(\frac{V_1}{V_2}\right)^2 = \left(\frac{A_1}{A_2}\right)^2 \left(\frac{\tau_1}{\tau_2}\right) \left(\frac{\Delta p_1}{\Delta p_2}\right) \quad (2-2-34)$$

上式中的下标 1、2 分别表示小型实验装置和工业规模生产的操作条件。

当过滤在恒压条件下进行时, 过滤方程为:

$$\frac{\tau}{q} = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} q + \frac{\mu R}{\Delta p}$$

则
$$\left(\frac{\tau}{q}\right)_1 - \left(\frac{\tau}{q}\right)_2 = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} (q_1 - q_2) \quad (2-2-35)$$

或
$$\left(\frac{\tau A}{V}\right)_1 - \left(\frac{\tau A}{V}\right)_2 = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} \left[\left(\frac{V}{A}\right)_1 - \left(\frac{V}{A}\right)_2\right] \quad (2-2-36)$$

第三节 离心分离设备

离心分离设备分两类, 一类是过滤式离心分离设备, 另一类是沉降式离心分离设备。对于前者, 分离操作的推动力为惯性离心力, 常采用滤布作为过滤介质。其分离原理和工艺计算与上节讨论的过滤设备基本相同。这里主要讨论沉降式离心分离设备。

一、离心分离原理与分离因数

常用的离心机有管式离心机和碟式离心机两种，其离心分离原理基本相同。

(一) 管式离心机中微粒的运动方程

悬浮液从管式离心机的底部进入后，则微粒在管内的轴向和半径方向同时运动。如图 2-2-15 所示，设微粒在 t 时刻沿轴向运动距离为 Z ，沿半径方向运动距离为 r 。由于微粒在轴向的运动依靠液体的输送，忽略重力影响时，则运动速度为：

$$\frac{dZ}{dt} = \frac{V}{\pi(r_2^2 - r_1^2)} \quad (2-2-37)$$

式中 V ——悬浮液流量， m^3/s

r_2 ——套管半径， m

r_1 ——套管内液膜半径， m

微粒在 r 方向的运动速度为：

$$\frac{dr}{dt} = \frac{d_s^2(\rho_s - \rho)}{18\mu} r\omega^2 \quad (2-2-38)$$

式中 d_s ——微粒的粒径， m

ρ_s ——微粒密度， kg/m^3

ρ ——液体密度， kg/m^3

μ ——液体黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$

ω ——旋转角速度， rad/s

$$\text{则} \quad \frac{dr}{dZ} = \frac{dr/dt}{dZ/dt} = \frac{d_s^2(\rho_s - \rho)}{18\mu} r\omega^2 \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2)^2}{V} \quad (2-2-39)$$

上式即为微粒在管式离心机中的运动方程：

对上式积分， r 从 $r_1 \rightarrow r_2$ ， Z 从 $0 \rightarrow l$ 有：

$$V = \frac{\pi l(r_2^2 - r_1^2)}{\ln r_2/r_1} \cdot \frac{d_s^2(\rho_s - \rho)\omega^2}{18\mu} \quad (2-2-40)$$

对于大多数管式离心机， r_1 和 r_2 可认为近似相等，则：

$$\begin{aligned} \frac{(r_2^2 - r_1^2)}{\ln(r_2/r_1)} &= \frac{(r_2 + r_1)(r_2 - r_1)}{\ln[1 + (r_2 - r_1)/r_1]} \\ &= \frac{(r_2 + r_1)(r_2 - r_1)}{[(r_2 - r_1)/r_1 + \dots]} \\ &= r_1(r_1 + r_2) = 2r_1^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{故} \quad V &= 2\pi l r_1^2 \cdot \frac{d_s^2(\rho_s - \rho)\omega^2}{18\mu} \\ &= \left[\frac{d_s^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \right] \cdot \left[\frac{2\pi l r_1^2 \omega^2}{g} \right] \quad (2-2-41) \end{aligned}$$

式中 l ——套管高度

ω ——转鼓角速度， rad/s

式中第一项表示重力沉降速度，只与料液本身性质有关，第二项则是离心机特性的函数。同样可得到碟式离心机中微粒的运动方程。

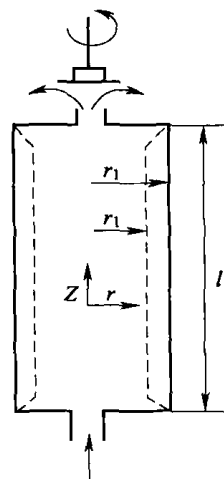


图 2-2-15 管式离心机分离过程

（二）碟式离心机的分离原理与分离因数

碟式离心机是 1877 年由瑞典的德拉阔斯发明，它是在管式离心机的基础上发展起来的，在转鼓中加入了許多重叠的碟片（图 2-2-16），缩短了颗粒的沉降距离，提高了分离效率。

当悬浮液在动压头的作用下，经中心管流入高速旋转的碟片之间的间隙时，便产生了惯性离心力，其中密度较大的固体颗粒在离心力作用下向上层碟片的下表面运动，而后沿碟片下表面向转子周围下滑，液体则沿转子中心上升，从套管中排出，达到分离的目的。同理对于乳浊液的分离，轻液沿中心向上流动，重液沿周围向下流动而得到分离。

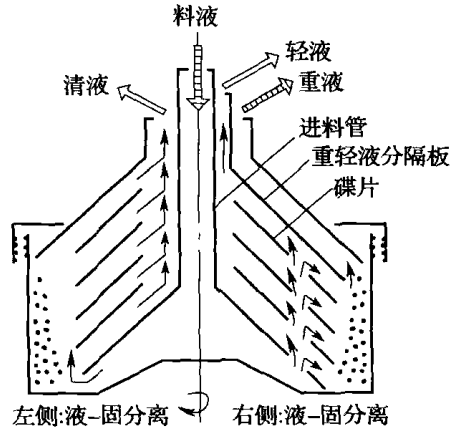


图 2-2-16 碟式离心机工作原理

物料在离心机中所受的离心力：

$$F_p = \frac{m}{g} \cdot \frac{v_T^2}{r}$$

式中 F_p ——物料所受的离心力，N

m ——物料质量，kg

g ——重力加速度， m/s^2

r ——转鼓半径，m

v_T ——圆周线速度，m/s

$$v_T = 2\pi r n / 60$$

n ——转鼓转速，r/min

上式可写成：

$$F_p = \frac{m\pi^2 n^2}{900g}$$

可以看出，增加转速来增大离心力比增加转鼓直径更有效，这也就是管式离心机的理论基础。

离心分离因数是指离心力与重力的比值，或离心加速度与重力加速度的比值。

即
$$f = \frac{F_p}{mg} = \frac{n^2}{900} \tag{2-2-42}$$

或
$$f = \frac{v_T^2}{gr}$$

离心分离因数是反映离心机分离能力的重要指标，它表示，在离心力场中，微粒可以获得比在重力场中大 f 倍的作用力，这就是较难分离物系采用离心分离的原因。很显然， f 值越大，表示离心力越大，其分离能力越强。由上式知，离心机的转鼓直径大，则分离因数大，但 r 的增大对转鼓的强度有影响。高速离心机的特点是转鼓直径小，转速可达 15000r/min。

工业上根据离心分离因数大小将离心机分为三类：① 普通离心机， $f < 3000$ ，一般为 600~1200，转鼓直径大，转速低，可用于分离 0.01~1.0mm 固体颗粒；② 高速离心机， $f = 3000 \sim 5000$ ，转鼓直径小，可用于乳浊液的分离；③ 超速离心机， $f > 50000$ ，转速高（可达 50000r/min），适用于分散度较高的乳浊液的分离。

二、常用离心机结构及选型

(一) 管式离心机的结构及操作

管式离心机具有一个细长而高速旋转的转鼓。加长转鼓长度的目的在于增加物料在转鼓内的停留时间。这类离心机分两种，一种是 GF 型，用于处理乳浊液而进行液-液分离操作，另一种是 GQ 型，用于处理悬浮液而进行液-固分离的澄清操作。用于液-液分离操作是连续的，而用于澄清操作是间歇的。澄清操作时沉积在转鼓壁上的沉渣由人工排除。

如图 2-2-17 所示，离心机的转鼓由三部分组成，顶盖、带空心轴的底盖和管状转筒。在固定的机壳 2 内装有管状转鼓 4。通常转鼓悬挂于离心机上端的挠性驱动轴 7 上，下部由底盖形成中空轴并置于机壳底部的导向轴衬内。离心机的外壳是转鼓的保护罩，同时又是机架的一部分，其下部有进料口。上部两侧有重液相和轻液相出口。用于澄清操作的 GQ 型离心机的顶盖只有一个液相出口，其他结构与 GF 型相同（即把 GF 型的重液相出口堵塞，便可用于澄清操作）。

操作时，待处理的物料在一定压力（30kPa 左右）下由进料管经底部空心轴进入鼓底，靠圆形折转挡板 1 分布于鼓的四周。为使液体不脱离鼓壁，在鼓内设有的十字形挡板 3，液体在鼓内由挡板被加速到转鼓速度，在离心力场下，浮浊液（或悬浮液）沿轴向上流动的过程中被分层成轻液相和重液相（或液相和固相）。并通过上方环状溢流口排出。改变转鼓上端环状隔盘 8 的内径可调节重液相和轻液相的分层界面。

处理悬浮液时，可将管式离心机的重液口关闭，只留有中央轻液溢流口，则固体在离心力场下沉积于鼓壁上，达到一定数量后，停机以人工清除。

管式离心机转鼓直径小，转速高。一般为 15000r/min，分离因数大，可达 50000，为普通离心机的 8~24 倍。因此分离强度高，可用于液-液分离和微粒较小的悬浮液的澄清。表 2-2-7 所示为 GF-105 型和 GF-150 型管式离心机的技术规格。

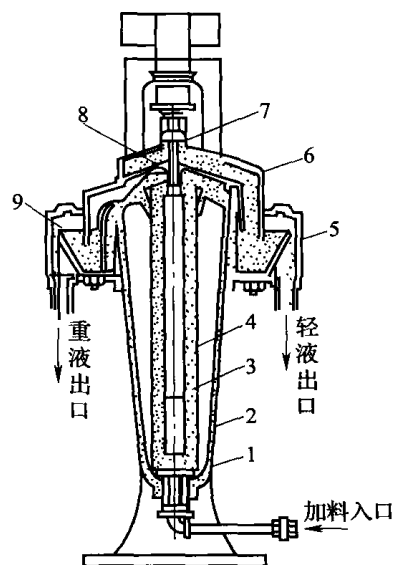


图 2-2-17 管式离心机结构

- 1—拆转器 2—固定机壳 3—十字形挡板
4—转鼓 5—轻液室 6—排液罩
7—驱动轴 8—环状隔盘 9—重液室

表 2-2-7

管式离心机的技术规格

名称	型号	GF-105 型	GF-150 型
转鼓直径/mm		105	150
高/mm		750	750
转速/(r/min)		15000	13500
液面上沉降面积/m ²		0.071	0.118
液面处分离因数		13000	15835

续表

型号 名称	GF-105 型	GF-150 型
鼓壁处分离因数	3780	5400
转鼓壁厚/mm	5	7.5
操作体积/L	6.3	11
装卸限度/kg	10	15
电机功率/kW	2.8	7
分离乳浊液	连续操作	连续操作
分离悬浮液	间歇操作	间歇操作

(二) 管式离心机的生产能力

管式离心机的生产能力可由下式计算:

$$Q = \omega A \quad (2-2-43)$$

式中 ω ——料液在转鼓内上升速度, m/s

A ——转鼓流通截面积, m^2

且
$$A = \frac{\pi}{4} (D^2 - D_1^2)$$

D ——转鼓直径, m

D_1 ——进料管直径, m

悬浮液中的颗粒在离心机中能够被分离并沉降于转鼓壁上的条件是: 料液在转鼓内的停留时间 t 应大于或等于颗粒离心沉降所需时间 θ , 即:

$$t \geq \theta \quad (2-2-44)$$

液体在转鼓内的停留时间为 $t = h/\omega$; 颗粒离心沉降所需时间为:

$$\theta = \frac{D - D_1}{2\omega_t}$$

所以

$$\begin{aligned} \frac{h}{\omega} &= \frac{D - D_1}{2\omega_t} \\ \omega &= \frac{2h}{D - D_1} \omega_t \end{aligned} \quad (2-2-45)$$

式中 h ——转鼓高度, m

ω_t ——颗粒离心沉降速度, m/s

$$\begin{aligned} \omega_t &= \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) r \omega^2}{18\mu} \\ &= \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{\pi^2 D_1 n^2}{1800} \end{aligned}$$

代入上式

$$\omega = \frac{2h}{D - D_1} \cdot \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{\pi^2 D_1 n^2}{1800}$$

所以, 管式离心机的生产能力为:

$$Q = 3600 \frac{D_1 h n^2 \pi^2}{900(D - D_1)} \cdot \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} A$$

即

$$Q = \frac{4D_1 h n^2 \pi^2}{D - D_1} \cdot \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot A \quad (2-2-46)$$

式中 Q ——管式离心机生产能力, m^3/h

n ——离心机转速, r/min

[例 2-2-3] 谷氨酸发酵液密度为 $1040\text{kg}/\text{m}^3$, 黏度 $2 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$, 菌体粒径 $1.5\mu\text{m}$, 菌体密度 $1200\text{kg}/\text{m}^3$, 采用 GF-105 型管式离心机进行分离, 离心机溢流出口管内径 35mm 。计算生产能力。

解: 由表 2-2-7 查得, GF-105 型管式离心机:

$$n_1 = 15000\text{r}/\text{min}, h = 750\text{mm} = 0.75\text{m}$$

$$D = 105\text{mm} = 0.105\text{m}$$

$$A = \frac{\pi}{4} (D^2 - D_1^2) = 0.785 (0.105^2 - 0.035^2)$$

$$= 0.00769 (\text{m}^2)$$

$$\text{则 } Q = \frac{4dh n_1^2 \pi^2}{D - D_1} \cdot \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot A$$

$$= \frac{4 \times 0.035 \times 0.75 \times 15000^2 \times 3.14^2}{0.105 - 0.035} \cdot \frac{(1.5 \times 10^{-6})^2 \cdot (1200 - 1040)}{18 \times 2 \times 10^{-3}} \times 0.00769$$

$$= 0.256(\text{m}^3/\text{h})$$

由式 (2-2-46) 知, 若离心机转速由 $15000\text{r}/\text{min}$ 降至 $7500\text{r}/\text{min}$, 则能分离菌体的最小粒径为:

$$d'_s = \frac{n}{n'} \cdot d_s = \frac{15000}{7500} \times 1.5 = 3(\mu\text{m})$$

(三) 碟式离心机的结构及操作

碟式离心机是生物工业中应用最为广泛的一种离心机。结构如图 2-2-18 所示, 它具有密闭的转鼓, 转鼓内设有数十个至上百个锥角为 $60^\circ \sim 120^\circ$ 的锥形碟片, 以缩短沉降与分离时间, 碟片之间的间隙用碟片背面的狭条来控制, 一般碟片间的间隙约 $0.5 \sim 2.5\text{mm}$ 。当碟片间的悬浮液随着碟片高速旋转时, 固体颗粒在离心力作用下沉降于碟片的内腹面, 并连续向鼓壁沉降, 澄清液则被迫反方向移动至转鼓中心的进液管周围, 并连续被排出。

简单的碟式离心机没有自动排渣装置只能间歇操作, 待沉渣积累到一定厚度后, 停机打开转鼓清除沉渣。因此, 要求悬浮液中固体含量不超过 1% 为好, 以免经常拆卸除渣。

自动除渣碟式离心机是在有特殊形状内壁的转鼓壁上开设若干喷嘴 (或活门), 喷嘴数一般是 $8 \sim 24$ 个, 孔径 $0.75 \sim 2\text{mm}$, 喷嘴总截面积取决于悬浮液中固体的含量。由于喷嘴始终是开启的, 因此常使连续排出的残渣中含有较多的水分而成浆状。如果喷嘴以活

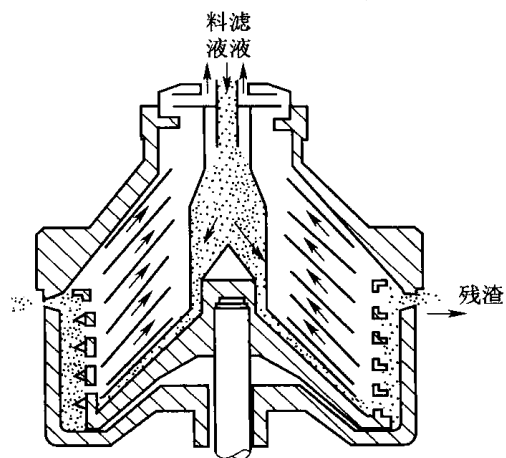


图 2-2-18 喷嘴连续排渣碟片式离心机

门取代, 则活门平时是关闭的, 当鼓壁上积累一定量的沉渣后, 活门在沉渣的推力下被打开而排出沉渣。自动排渣离心机适合处理较高固体含量的料液, 其分离因数一般为 6000~11000, 能分离的最小微粒为 0.5 μm 。表 2-2-8 所示为几种碟片分离机的技术规格。

(四) 碟片离心机的生产能力

如图 2-2-19 所示, 颗粒在碟片离心机中被分离的条件是颗粒在运动中达到上一层碟片的内腹面。

设液体以流速 v 沿碟片流道流动, 若在 dt 时间内, 流体流过碟片的流量为 dV , 有:

$$Q = \frac{dV}{dt}$$

且

$$dV = 2\pi r dr \cdot h \cdot Z$$

所以

$$dt = \frac{2\pi r h Z dr}{Q}$$

式中 Q ——碟片离心机生产能力, m^3/s

Z ——碟片数目

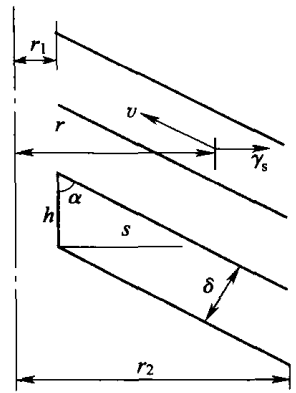


图 2-2-19 碟片离心机分离过程

表 2-2-8 碟片分离机的型号和技术规格

型号 技术规格	DP-400J 离心机	D-350 离心机	DH-350Y 自动排渣离心机
转鼓内径/mm	400	350	350
碟片数目/个	75~79	80	114
转速/(r/min)	6500	6000	6500
最大分离因数	9200	7050	—
碟片锥角	—	70°	80°
碟片间隙/mm	0.6	0.5	0.5
喷嘴直径/mm	1.2, 1.3	1.0, 1.2	
喷嘴数目/个	12	8	12个排渣口
生产能力/(m^3/h)	12	8	1
电动机功率/kW	13	10	7.5

又若在 dt 时间内, 颗粒在水平方向以 v_s 离心沉降速度移动距离为 ds , 则:

$$ds = v_s \cdot dt$$

又

$$v_s = \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) r \omega^2}{18\mu}$$

故

$$\begin{aligned} ds &= \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) r \omega^2}{18\mu} \cdot \frac{2\pi h Z r dr}{Q} \\ &= \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho) 2\pi h Z \omega^2 r^2 dr}{18\mu Q} \end{aligned}$$

积分

$$\int_0^s ds = \frac{2\pi h Z d_s^2 \omega^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu Q} \int_{r_1}^{r_2} r^2 dr$$

$$s = \frac{2\pi h Z d_s^2 \omega^2 (\rho_s - \rho)}{18\mu Q} \cdot \frac{r_2^3 - r_1^3}{3}$$

且 $s = h \tan \alpha$

所以
$$Q = \frac{2\pi}{54} \left[\frac{\omega^2 Z (r_2^3 - r_1^3)}{\tan \alpha} \right] \left[\frac{(\rho_s - \rho) d_s^2}{\mu} \right] \quad (2-2-47)$$

式中 r_1, r_2 ——分别为碟片的内、外圆半径, m

ω ——碟片旋转角速度, rad/s, $\omega = 2\pi n/60$

n ——碟片转速, r/min

α ——碟片的半锥角, °

d_s ——被分离颗粒直径, m

ρ_s ——被分离颗粒密度, kg/m³

ρ ——料液密度, kg/m³

μ ——料液黏度, Pa·s

式(2-2-47)第一项表示离心机技术特性对生产能力的影 响, 第二项则表示料液性质的影响, 式(2-2-47)还可写成:

$$Q = \frac{4\pi^3}{27} \left[\frac{n^2 Z (r_2^3 - r_1^3)}{\tan \alpha} \right] \cdot \left[\frac{(\rho_s - \rho) d_s^2}{\mu} \right] \quad (\text{m}^3/\text{h}) \quad (2-2-48)$$

[例 2-2-4] 在例 2-2-3 中, 若谷氨酸发酵液采用 D-350 型碟片分离机分离, 求其生产能力。

解: 由表 2-2-8 查得 D-350 型碟片分离机的技术参数为:

$$n = 6000 \text{ r/min}, Z = 80,$$

$$\alpha = \frac{70}{2} = 35^\circ \quad \text{且 } r_2 = 120 \text{ mm} = 0.12 \text{ m},$$

$$r_1 = 52.5 \text{ mm} = 0.0525 \text{ m}$$

则
$$Q = \frac{4\pi^3}{27} \left[\frac{6000^2 \times 80 \times (0.12^3 - 0.0525^3)}{\tan 35} \right] \left[\frac{(1200 - 1040)(1.5 \times 10^6)^2}{2 \times 10^{-3}} \right]$$

$$= 5.38 (\text{m}^3/\text{h})$$

(五) 螺旋式离心机

螺旋卸料沉降离心机有立式和卧式两种, 后者又称卧螺机, 是用得较多的形式, 如图 2-2-20 所示悬浮液经加料孔进入螺旋内筒后由内筒的进料孔进入转鼓, 沉降到鼓壁的沉渣由螺旋输送至转鼓小端的排渣孔排出, 螺旋与转鼓在一定的转速差下, 同向回转。分离液经转鼓大端的溢流孔排出。

转鼓有圆锥形、圆柱形和锥柱形等形式, 其中圆锥形有利于固相脱水, 圆柱形有利于液相澄清, 锥柱形则可兼顾两者的特点, 是常用的转鼓形式, 锥柱筒体的半锥角范围为 $5^\circ \sim 18^\circ$ 。

卧螺机是一种全速旋转、连续进料、分离和卸料的离心机, 其最大离心力强度可达 6000。操作温度可达 300°C , 操作压力一般为常压 (密闭型可从真空到 0.98MPa), 处理能力范围 $0.4 \sim 60 \text{ m}^3/\text{h}$, 适于处理颗粒粒度为 $2\mu\text{m} \sim 5 \text{ mm}$ 、固相浓度为 $1\% \sim 50\%$ 、固液密度差大于 0.05 g/cm^3 的悬浮液, 常用于胰岛素、细胞色素、胰酶的分离和淀粉精制及废水处理等。

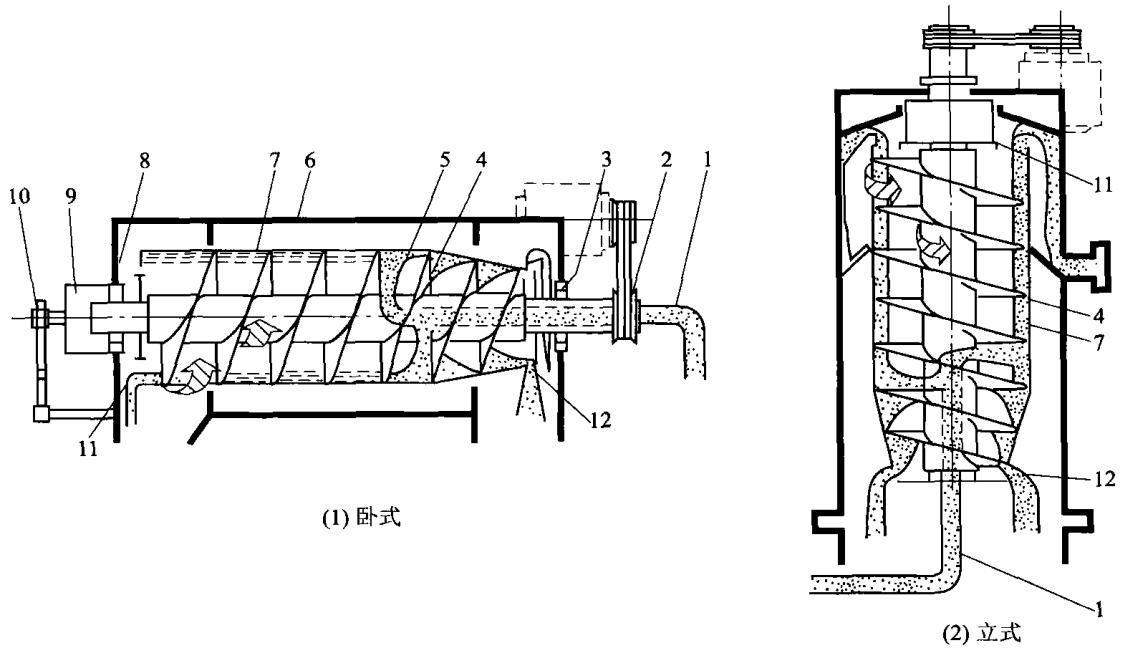


图 2-2-20 卧式和立式螺旋卸料沉降离心机结构示意图

1—进料管 2—皮带轮 3—右轴承 4—螺旋输送机 5—进料孔 6—机壳
7—转鼓 8—左轴承 9—行星差速器 10—过载保护装置 11—溢流孔 12—排渣孔

三、离心分离设备的放大

工业用离心分离设备的计算。大都在实验室小型试验的基础上，进行其生产能力的估算预测。然而，实验室小型离心操作试验与工业规模的离心过程还存在着很大的差异。且大型离心设备的转鼓要受到巨大的径向压力，所以转鼓的大小和转速还受到材质的限制。目前，离心分离设备的放大有两种估算方法。一种是应用等效时间 t_e 的概念，另一种是应用离心机的特性参数 C 的近似方法。

(一) 以等效时间放大

等效时间是依据离心力和离心时间的乘积来估计离心分离的难易程度。即：

$$t_e = \frac{\omega^2 r_0}{g} \cdot t \quad (2-2-49)$$

式中 t_e ——离心机等效时间，s

r_0 ——特征半径，通常为转鼓半径，m

t ——分离时间，s

且 $\frac{\omega^2 r_0}{g} = f$ 为离心机的分离因数，上式可写成：

$$t_e = ft \quad (2-2-50)$$

可见，等效时间可以理解为离心分离因数与分离时间的乘积，显然，离心机的分离因数愈大，则达到相同分离效果所需要的分离时间愈短。或者说相同的等效时间下，分离因数与分离时间成反比。某些微生物细胞和微粒的离心分离等效时间 t_e 值见表 2-2-9。

表 2-2-9 一些微粒的离心分离等效时间

微粒名称	等效时间 t_e/s	微粒名称	等效时间 t_e/s
真核细胞、叶绿体	3×10^5	细菌细胞、线粒体	18×10^6
真核细胞碎片、细胞核	2×10^6	细菌细胞碎片	54×10^6
蛋白质沉淀物	9×10^6	核糖体、多核蛋白体	11×10^8

由小型实验装置确定 t_e 值后, 便可选择具有相似等效时间的大型离心机。实验室用于估算 t_e 值的小型离心机可一机多用, 即离心机配有三种可替换的转鼓, 一种转鼓是管式的并带有刻度的离心管, 管内装满 10mL 分离液, 离心 5~30s。每次均可观察到分离的程度, 且在一定的转速下, 离心加速度易于求得, 从而可确定 t_e ; 第二种转鼓是用于乳浊液分离的碟片式; 第三种则是带喷嘴排渣的碟片式转鼓, 用于固液连续操作分离。这样可进行不同离心机等效时间的测定。

(二) 以几何特性参数放大

对于管式离心机, 可推得几何特性参数为:

$$C = \frac{2\pi l r^2 \omega^2}{g} \quad (2-2-51)$$

式中 C ——离心机几何特性参数, m^2

r ——离心管半径, m

l ——离心管高度, m

可以看出, 几何特性参数 C 不是微粒性质的函数, 而是与离心机的特性有关。 C 的单位与面积的单位相同, 可以理解为离心沉降所需要的面积 (从公式推导中可以看出)。

碟片式离心机的几何特性参数:

$$C = \frac{2Z\pi\omega^2}{3g} (r_2^3 - r_1^3) \cdot \text{ctg}\alpha \quad (2-2-52)$$

式中 Z ——碟片数目

r_2 ——碟片外半径, m

r_1 ——碟片内半径, m

α ——碟片半锥角, $^\circ$

在进行离心机选型时, 首先应选择那些能满足几何特性参数 C 的离心机, 以保证分离过程所需的微粒沉降速度 v_i 和分离能力 Q 。参数 C 、 v_i 和 Q 之间的关系为

$$Q = v_i C$$

于是应用同类型离心机, 分离同一种料液或相同性质的料液时, 有:

$$\frac{Q_1}{C_1} = \frac{Q_2}{C_2} \quad (2-2-53)$$

对于不同类型离心机的“型间”放大, 有人曾考虑引用一效率因子对式 (2-2-53) 进行修正, 即:

$$\frac{Q_1}{\mu_1 C_1} = \frac{Q_2}{\mu_2 C_2} \quad (2-2-54)$$

式中 μ 为不同类型离心机的效率因子。下标 1, 2 分别代表试验离心机和大型离心机的代号。

必须指出, 上述两种放大方法仅仅是估算。一般来讲, 对于同类型离心机的选用, 用参数 C 来计算比较有效。但若要选择新类型的离心机, 则最好的方法是测定等效时间 t_e ,

然后再估算, 但不管应用 t_c 或参数 C 估算, 还必须根据离心分离实践经验具体分析, 即通过对待处理料液的特性进行测试, 并根据各类离心机的分离性能进行选择。表 2-2-10 列举了某些用于生物分离的离心机。

表 2-2-10 用于生物分离的离心机

发酵产物	微生物名称	微粒大小/ μm	相对生产能力/%	离心机类型
面包酵母	酵母菌	5~8	100	喷嘴碟片式
啤酒、果酒	酵母菌	5~8	50~80	喷嘴碟片式
单细胞蛋白	假丝酵母	3~7	50	喷嘴碟片式、螺旋式
柠檬酸	黑曲霉	3~10	30	螺旋式、间歇排渣式
抗生素	霉菌	1~10	20	螺旋式
抗生素	放线菌	10~20	7	间歇排渣式 喷嘴碟片式
酶	枯草杆菌	1~3	7	间歇排渣式
疫苗	梭状芽孢杆菌	1~3	5	间歇排渣式

第四节 膜分离设备

膜分离技术是 20 世纪 60 年代以后发展起来的高新技术, 目前已成为一种重要的分离手段。膜分离与传统的分离方法相比, 具有设备简单、节约能源、分离效率高、容易控制等优点。膜分离通常在常温下操作, 不涉及相变化。这对于处理热敏性物料, 如食品、制药和生物工业产品来说, 显得十分重要。膜分离技术一般可除去 $1\mu\text{m}$ 以下的固体粒子及大分子物质。

一、膜分离方法

膜分离过程的实质是小分子物质透过膜, 而大分子物质或固体粒子被阻挡。因此, 膜必须是半透膜。膜分离的推动力可以是多种多样的, 一般有浓度差 Δc , 压力差 Δp , 电位差 ΔV 等。常见的膜分离过程有渗透、透析、电渗析、反渗透、微过滤、超滤、气体透过等, 其分离性能见表 2-2-11 及表 2-2-12。

表 2-2-11 膜分离方法

过程	示意图	透过物质	推动力	截留物质
渗透 (Osmosis)		水	浓度差	溶质
透析 (Dialysis)		离子和小分子 有机化合物 (尿素等)	浓度差	相对分子质量 >1000 的溶质或悬浮物

续表

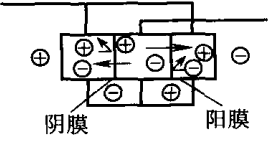
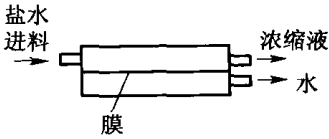
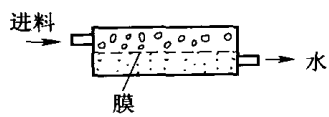
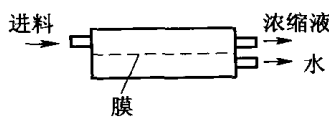
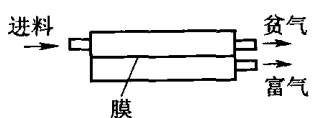
过程	示意图	透过物质	推动力	截留物质
电渗析 (Electrodialysis)		离子	电位差通常 每一电池对 为 1~2V	非离子和大分子化合物
反渗透 (Reverso Osmosis)		水	压力差, 通常 为 1~8MPa	溶质或悬浮物质
微过滤 (Microfiltration)		水和 溶解 物质	压力差, 通常为 0.1MPa	悬浮物质 (硅石、细菌等)。 截留粒子大小可以变化
超滤 (Ultrafiltration)		水和盐	压力差, 通常为 0.1~0.6MPa	生物大分子, 胶体 物质, 截留相对 分子质量可以变化
气体透过 (Gas permeation)		气体和 蒸汽	压力差, 通常 为 0.1~10MPa	不透过膜的 气体和蒸汽

表 2-2-12

膜分离性能

过程	膜孔径	机制	应用
微滤 (MF)	0.05~20 μ m	筛分	微生物、酵母、细胞碎片、DNA、病毒等的截留和浓缩
超滤 (UF)	0.002~0.06 μ m 相对分子质量 $10^3 \sim 3 \times 10^4$	筛分	蛋白质、酶制剂、干扰素、单克隆抗体、 生长激素、病毒、柠檬酸、抗生素、氨基酸等
反渗透 (RO)	0.0004~0.008 μ m (0.4~8nm) 相对分子质量 < 1000	溶液-扩散	海水脱盐、超纯水制备、氨基酸、抗生素浓缩、 分离乙醇、丁醇、丙酮等溶剂
气体透过 GP	微孔或无孔	溶液-扩散	分离回收小分子气体; 如合成氨工业回收氢气等
渗透和透析 (O 或 D)	0.0006~0.01 μ m (0.6~10nm)	筛分及扩散	从血液中脱除尿素、尿酸、肌酐, 酒精饮料脱醇, 电解液、浸渍液中酸、碱回收及金属离子回收
电渗析 (ED)	0.0006~0.008 μ m (0.6~8nm)	离子迁移	水的软化、海水脱盐、电镀液中金属离子回收、 果汁脱酸、乳清脱盐、蛋白质分离、氨基酸分离等

渗透是一个扩散过程,在渗透中只有溶剂透过膜,溶质及固体粒子被阻挡。透析过程除溶剂透过膜外,尚有小分子溶质透过,而大分子的溶质被阻挡。一般的透析过程在原则上与渗透重叠,常用于溶液浓缩或从溶液中除去低分子质量物质。电渗析是在电场中交替装配阴离子和阳离子交换膜,在电场中形成许多隔室,使溶液中的离子有选择的分离或富集,电渗析使离子物质被透过,非离子物质被截留,气体透过根据混合气体中分子质量大小进行透过分离。

生物工业中常用的膜分离过程有反渗透、超过滤和微过滤等。这三种分离方法都是以压力差为推动力,只是所用膜的孔径不同,截留粒子的大小不同。如果膜两侧溶液间的压力差大于渗透压,就会发生溶剂倒流,使得浓度较高的溶液进一步浓缩,这一过程称反渗透。如果膜只阻挡大分子,而大分子的渗透压是不明显的,这种情况称作超滤。而以多孔细小薄膜为过滤介质,使不溶物浓缩过滤的操作为微滤;按粒径选择分离溶液中所含的微粒和大分子的膜分离操作为超滤;从溶液中分离出溶剂的膜分离操作为反渗透。

二、膜

膜分离过程的核心是膜本身,虽然早在19世纪中叶,已用人工方法制得半透膜,但由于透过速度低,选择性差,清洗困难等问题,未能应用于工业上。因此,工业应用的膜应具有较大的透过速度和较高的选择性,这是选择膜的两个最重要的技术特性。此外,还应具备机械强度高、耐热、化学性能稳定,不被细菌污染等条件。

最初的过滤膜是用醋酸纤维材料制造的。这种膜透过速度大,截留能力强,适用于反渗透膜,且制造容易,原料来源广。但醋酸纤维膜耐热性和化学稳定性较差,使用温度不能高于40℃,最适pH范围为3~6,否则会在强酸或中等程度碱液中水解,应用受到限制。目前已开发的耐热性和pH适应性好的聚砜(Polysulfone)膜和聚醚砜(Polyethersulfone)膜。使膜分离技术得到广泛的应用。聚砜膜的成功,被认为膜分离技术的一个突破,它具有以下优点:①耐热性能好,通常使用温度可达80℃,聚醚砜为90℃;②pH范围宽,可连续在pH=1~13的范围内使用,有利于酸洗或碱洗;③耐氯能力强,短期清洗时,耐氯量可高达200mg/kg,长期贮存时,可达50mg/kg;④孔径范围宽,孔径可在 $(1\sim 20)\times 10^{-3}\mu\text{m}$ 范围内变化,相当于截留相对分子质量从1000~500000的范围,适用超滤膜,不宜制作反渗透膜或微滤膜。聚砜膜的主要缺陷点是允许操作压力较低,对于平板膜不超过0.7MPa,中空纤维膜为0.17MPa。另外,还有聚丙烯腈膜、聚烯烃膜等。表2-2-13给出了几种常用膜的适用范围。

表 2-2-13 几种常用膜的适用范围

膜材料	pH 范围	使用的上限温度/℃	适用膜类型
醋酸纤维	3~8	40~45	反渗透膜
聚丙烯腈	2~10	45~50	超滤膜
聚烯烃	1~13	45~50	超滤膜
聚砜	1~13	80	超滤膜
聚醚砜	1~13	90	超滤膜

膜的厚度一般仅有 $0.5 \sim 1.5 \mu\text{m}$ ，为了增加其强度，常与另一层较厚的多孔性支撑膜相复合，总厚度可达到 $0.125 \sim 0.25 \text{mm}$ 。

制备膜的方法很多，除常用的入水凝冻的方法外，还有用喷涂或贴薄膜于微孔基膜上而制成复合膜，例如，将醋酸纤维溶解于溶剂（丙酮）和添加剂（如甲酰胺）中，过滤、脱气后刮成薄膜，随即浸入冰水中成膜，此时膜表面的溶剂部分挥发并很快被冰水所取代。当膜内剩余溶剂和添加剂向水中扩散时，膜便形成较疏松的海绵状多孔体层。影响膜性能的因素有配料比、刮膜温度、湿度、挥发时间、浸水温度等。描述膜性能的主要参数有：孔径分布、透水率及截留率等。

1. 孔径分布

膜的孔径有最大孔径和平均孔径，它们在一定程度上反映了孔的大小。孔径分布是指膜中一定大小的孔的体积占整个孔体积的百分数。由此可以判断膜的好坏，即孔径分布越窄，膜的分离性能越好。孔隙度是指孔的体积占整个膜体积的百分数。

孔径的测定方法主要有鼓泡法、压汞法、电子显微镜观测法等。鼓泡法是将膜表面覆盖一层溶剂（通常为水），从下面鼓入空气，逐渐增加空气压力，当膜的上表面有稳定的气泡鼓出时，称为泡点。由式（2-2-55）可计算孔径：

$$d = 4\gamma \cos\theta / p \quad (2-2-55)$$

式中 d ——孔径， μm

γ ——液体的表面张力， N/m

θ ——液体与固体间的接触角

p ——泡点压力， MPa

若为水时，取表面张力为 $7.2 \times 10^{-2} \text{N/m}$ ，为亲水性膜时， $\theta = 0$ ，则式（2-2-55）为：

$$d = \frac{0.288}{p} \quad (2-2-56)$$

显然，孔径越大，泡点压力越低，因此，鼓泡法测得为膜的最大孔径。

如果以水银代替水，即为压汞法。一般水银不能润湿膜，因而接触角大于 90° ， $\cos\theta$ 为负值，式（2-2-55）可改写成

$$d = -4\gamma \cos\theta / p \quad (2-2-57)$$

利用干、湿膜的质量差，可计算孔隙度：

$$\Phi_v = \frac{m_2 - m_1}{V\rho} \times 100\% \quad (2-2-58)$$

式中 m_1 ——干膜质量， kg

m_2 ——湿膜质量， kg

V ——膜的表观体积， m^3

ρ ——水的密度， kg/m^3

孔径分布也可直接用电子显微镜观测得到，特别是微孔膜，其孔隙大小在电镜的分辨范围内。

2. 透水率

透水率为单位时间通过单位膜面积的水体积流量。透水率取决于膜的物理特性（如厚度、孔隙度）和系统的条件（如温度、膜两侧的压力差、料液的浓度及膜表面流速）。膜

在实际使用中, 透水率将很快降低, 在处理蛋白质溶液时, 由于溶质分子会沉积在膜的表面, 透水率通常仅为纯水的 10%。因此, 虽然各种膜的透水率有所区别, 但在实际应用中, 这种区别会变得不明显。

3. 截留率

截留率是指膜对一定相对分子质量的物质所能截留的程度, 定义为:

$$\delta = 1 - c_p / c_B \quad (2-2-59)$$

式中 c_p ——某一时刻透过液浓度, kmol/m^3

c_B ——原溶液浓度, kmol/m^3

若 $\delta = 1$, 则 $c_p = 0$, 表示溶质全部被截留; 反之, 若 $\delta = 0$, 则 $c_p = c_B$, 表示溶质能自由透过膜。图 2-2-21 所示为截留率与相对分子质量之间的关系, 称截断曲线。

较好的膜应该有陡直的截断曲线, 可使不同相对分子质量的溶质完全分离; 相反, 斜坦的截断曲线表明分离不完全。

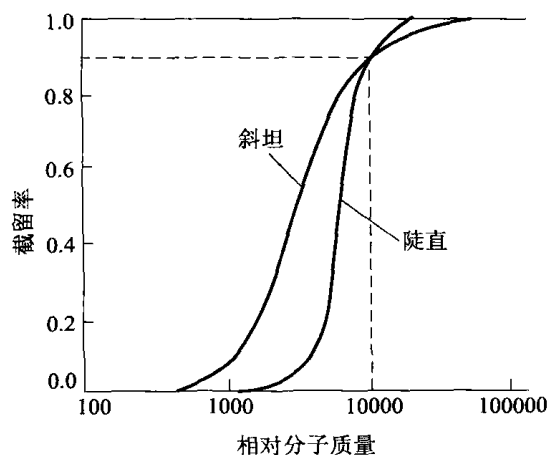


图 2-2-21 截断曲线

三、膜分离过程

应用膜分离技术浓缩某一溶液时, 其在膜的浓液一方所施加的压力除了克服流体的流动阻力外, 还应克服膜两侧溶液的渗透压。一般情况下, 溶质的分子质量愈大, 渗透压愈低, 这种情况下, 外加的操作压力主要用以克服流体阻力。例如利用超滤膜浓缩发酵液中的酶。反之, 如果是低分子质量溶质的溶液, 渗透压往往很高, 此时操作压力主要用以克服渗透压, 反渗透膜分离过程就属于这种情况。

当溶液从膜一侧流过时, 溶剂及小分子溶质透过膜, 大分子的溶质在靠近膜面处被截留。并不断返回于溶液主流中, 当这一返回速度低于大分子溶质在膜面聚集的速度时, 则会在膜的一侧形成高浓度的溶质层, 这就是浓差极化。显然, 随着浓缩倍数的提高, 浓差极化现象也愈严重, 则膜分离也愈困难。为了减少浓差极化, 通常采用错流操作或加大流速等措施。

膜分离系统可采用间歇或连续操作。连续操作又分单级和多级操作, 为了使平行流过膜面的液体有较大的流速, 而又要达到一定的浓度, 常采用循环操作的方式。连续操作的优点是产品在系统中停留时间较短, 这对热敏性或剪切力敏感的产品是有利的, 连续操作主要用于大规模生产。

四、膜分离设备

膜片是膜分离设备的核心, 良好的膜分离设备应具备以下条件: ① 膜面切向速度快, 以减少浓差极化; ② 单位体积中所含膜面积比较大; ③ 容易拆洗和更换膜; ④ 保留体积小, 且无死角; ⑤ 具有可靠的膜支撑装置。目前膜分离设备主要有 4 种形式: 板式、管式、中空纤维式和螺旋卷式。

(一) 板式膜过滤器

板式膜过滤器的结构类似于板框式过滤机。如图 2-2-22 所示。滤膜复合在刚性多孔支撑板上，支撑板材料为不锈钢多孔筛板，微孔玻璃纤维压板或带沟槽的模压酚醛板。料液从膜面上流过时，水及小分子溶质透过膜，透过液从支撑板的下部孔道中汇集排出。为了减少浓差极化，滤板的表面为凸凹形，以形成浓液流的湍动。浓缩液则从另一孔道流出收集。

图 2-2-23 所示为圆形滤膜板组装成的膜分离装置。过滤板被分成若干组，用不锈钢隔板分开，各组之间液流的流向是串联的，每一组内过滤板间的液流向是并联的。由于料液经过每一组过滤板透过部分液体，液流量不断减小，每组板的数量从进口到出口依次减少，膜板中心带有小孔的透过液管与滤板的沟槽连通，透过液即由此管流出。为了增加液流的湍流程度和降低浓差极化，在膜面上装有导流板，导流板上带有螺旋流道，导流板常用聚乙烯薄片经真空模压而成。板式膜装置保留体积小，但死角多。

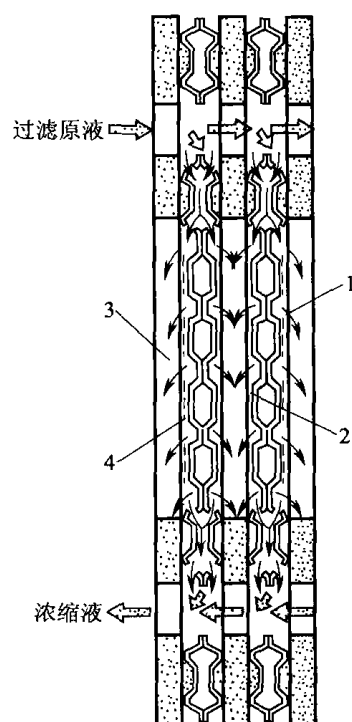


图 2-2-22 板式膜过滤器

1—过滤液体 2—滤板
3—刚性多孔支持板 4—超滤膜

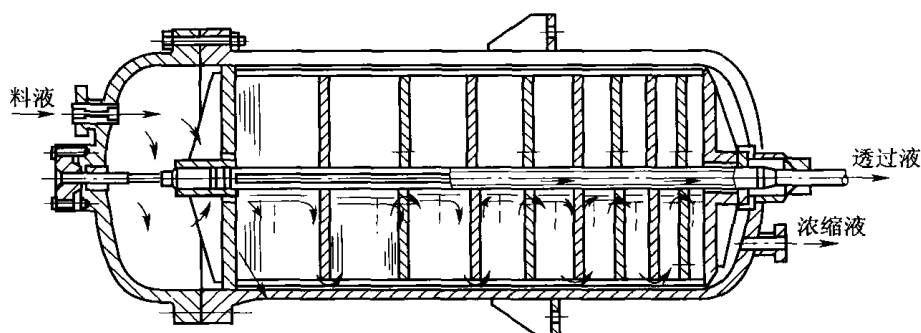


图 2-2-23 圆形板式反渗透装置

(二) 管式膜过滤器

管式装置的形式很多，管的流通方式有单管（管规格一般为 $D_g 25$ ）及管束（管规格一般为 $D_g 15$ ），液流的流动方式有管内流和管外流式，由于单管式和管外的湍动性能较差，目前趋向采用管内流管束式装置，其外形类似于列管式换热器（见图 2-2-24）。

管子是膜的支撑体，有微孔管和钻孔管两种，微孔管采用微孔环氧玻璃钢管，玻璃纤维环氧树脂增强管，钻孔管采用增强塑料管、不锈钢管或铜管（孔径 1.5mm），管状膜装入管内或直接在管内浇膜。

由瑞士 Sulzer 公司生产的管式动态压力膜过滤器，由内外两圆筒组成，圆筒上覆有超滤膜，内圆筒旋转以减少浓差极化，如图 2-2-25 所示。

管式膜分离装置结构简单，适应性强，清洗安装方便，单根管子可以更换，耐高压，无

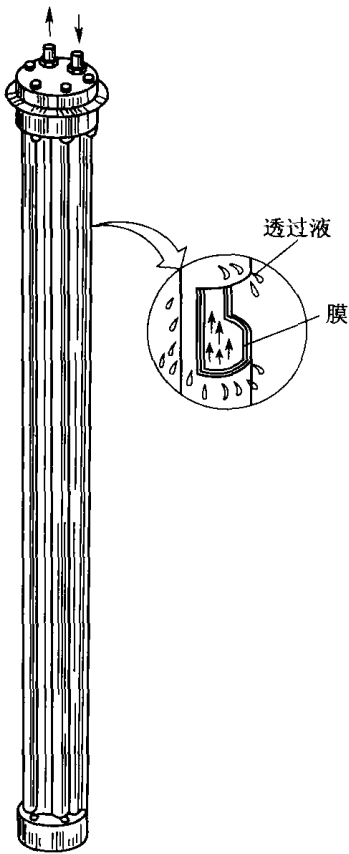


图 2-2-24 管束膜过滤器

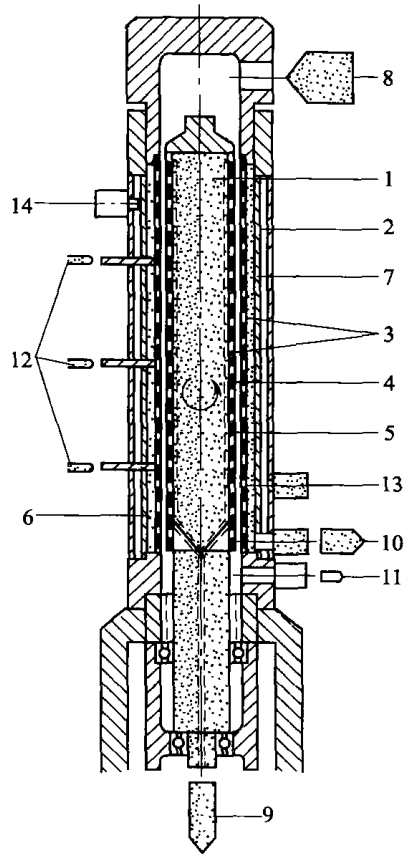


图 2-2-25 动态膜压力过滤器

- 1—内筒 2—外筒 3—过滤器表面
- 4—滤室（环隙） 5、6—内外筒滤液室 7—冷却夹套
- 8—悬浮液 9—内筒滤液 10—外筒滤液
- 11—浓缩液 12—清洗液 13、14—冷却水

死角，适宜于处理高黏度及固体含量较高的料液，比其他形成应用更为广泛，其不足是保留体积大，压力降大，单位体积所含的过滤面积小。

（三）中空纤维式膜分离器

为进一步增大膜分离器单位体积的膜面积，可采用空心纤维管状膜，可根据需要制成不同直径的纤维膜，内径一般为 0.5~1.44mm，外径 1.1~2.3mm。如图 2-2-26 所示，用环氧树脂将许多中空纤维的两端胶合在一起，形似管板，然后装入一管壳中。

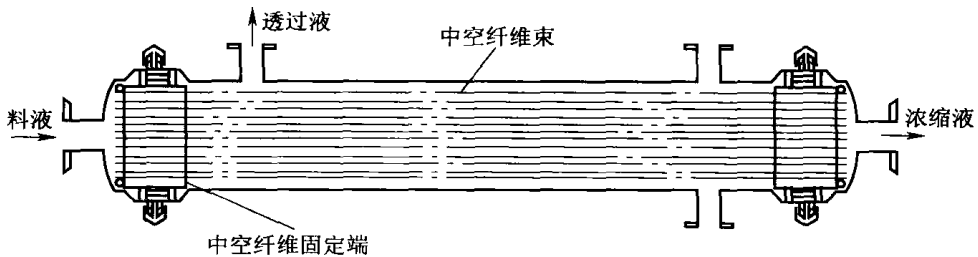


图 2-2-26 中空纤维膜过滤器

料液的流向有两种形式：一种是内压式，即料液从空心纤维管内流过，透过液经纤维管膜流出管外，这是常用的操作方式；另一种是外压式，料液从一端经分布管在纤维管外流动，透过液则从纤维膜管内流出。水处理常采用外压方式。

中空纤维有细丝型和粗丝型两种。细丝型适用于黏性低的溶液，粗丝型可用于黏度较高和带有固体粒子的溶液。表 2-2-14、表 2-2-15 分别列出了中空纤维膜规格和膜组件规格。目前日本开发的中空纤维带电膜是将聚砜空心纤维材料表面经过特殊处理，引入带电基，这样除过滤效果外，又产生一个与溶质的静电排斥效果，从而可以分离某些非带电膜不能分离的溶质，并能抑制溶质的吸附。

中空纤维式膜分离装置单位体积内提供的膜面积大，操作压力低 ($<0.30\text{MPa}$)，且可反向清洗，其不足是单根纤维管损坏时需要更换整个膜件。

表 2-2-14 中空纤维超滤膜的规格

膜规格	聚砜膜				聚醚砜膜	
	# 700	# 1000	# 3000	# 8000	# 700S	# 3000S
膜内径/外径/mm	0.75/1.30	1.00/1.60	1.00/1.60	1.00/1.60	0.75/1.30	1.00/1.60
膜面积/ m^2	5.6	5.0	5.0	5.0	5.6	5.0
截留相对分子质量	7000	10000	30000	80000	7000	30000
透水速度/ (m^3/h)	0.8	1.0	2.5	3.5	0.6	2.0
最高操作压力/MPa	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
上限温度/ $^{\circ}\text{C}$	80	80	80	80	80	80
pH 范围	1~13	1~13	1~13	1~13	1~13	1~13

表 2-2-15 中空纤维膜组件的规格

商品名称	组件形式	膜材料	组件尺寸/in	膜面积/ m^2	截留相对分子质量	透过速度/ $[\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$	最大供料压/kPa	膜间压差 (25°C)/kPa	耐 pH 范围	耐热性/ $^{\circ}\text{C}$
膜更换型	FPM-00520	HF 内压型	聚砜	4×50	5	7000	200	500	300	
	-10520		聚砜	4×50	5	10000	200	500	300	1~13 80
	-30520		聚砜	4×50	5	30000	500	500	300	
	-80520		聚砜	4×50	5	80000	700	500	300	
	FPM-03520	HF 内压型	聚醚砜	4×50	5	7000	200	500	300	
	-33520	HF 内压型	聚醚砜	4×50	5	30000	500	500	300	
	-80540	HF 外压型	聚砜	4×40	8	80000	500	500	300	1~13 80
	-80900	HF 外压型	聚砜	4×60	9	80000	500	500	200	
	FPM-00542	HF 外压型	聚砜	4×40	5	7000	500	500	300	
	-10542		聚砜	4×40	5	10000	200	500	300	
整体型	-30542		聚砜	4×40	5	30000	200	500	300	
	-80542		聚砜	4×40	5	80000	500	500	300	
	-60542		聚砜	4×40	5	6000	700	500	200	1~13 80

续表

商品名称	组件形式	膜材料	组件尺寸/in	膜面积/m ²	截留相对分子质量	透过速度/[L/(m ² ·h)]	最大供料压/kPa	膜间压差(25℃)/kPa	耐pH范围	耐热性/℃
-03542		聚醚砜	4×40	5	7000	200	500	300		
-03751		聚醚砜	4×40	7	7000	200	500	300		
-33542		聚醚砜	4×40	5	30000	200	500	300		
FPM-01542	HF内压型	带电膜	4×40	5	7000	500	500	300		
-02542		带电膜	4×40	5	7000	200	500	300		
-81542		带电膜	4×40	5	80000	700	500	300	1~13	80
-82542		带电膜	4×40	5	80000	700	500	300		

注: 1in=2.54cm。

(四) 螺旋卷式膜分离器

螺旋卷式装置的主要元件是螺旋卷膜,它是将膜、支撑材料、膜间隔材料依次选好,围绕一中心管卷紧即成一个膜组,如图 2-2-27 所示,若干膜组顺次连接装入外壳内。操作时,料液在膜表面通过间隔材料沿轴向流动,而透过液则沿螺旋形流向中心管。

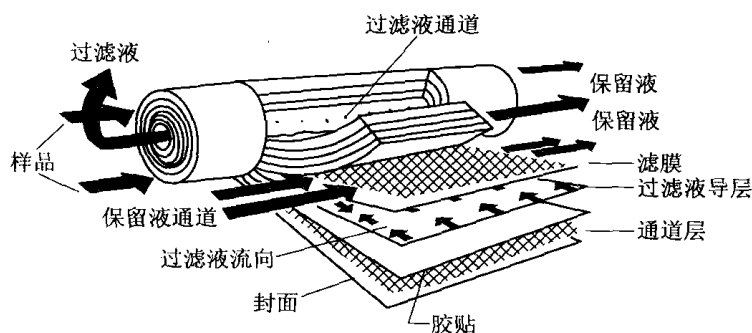


图 2-2-27 螺旋卷绕式超滤筒的结构

中心管可用铜、不锈钢或聚氯乙烯管制成,管上钻小孔,透过液侧的支撑材料采用玻璃微粒层,两面衬以微孔涤纶布,间隔材料应考虑减少浓差极化及降低压力降。

螺旋卷式的特点是膜面积大,湍流状况好,换膜容易。适用于反渗透,缺点是流体阻力大,清洗困难。

不论采用何种形式的膜分离装置,都必须对料液进行预处理,除去其中的颗粒悬浮物、胶体和某些不纯物,必要时还应包括调节 pH 和温度,这对延长膜的使用寿命和防止膜孔堵塞是非常重要的。膜清洗技术的发展,大大推动了膜技术的应用。

表 2-2-16 所示为上述四种膜组件的性能比较,以供选用时参考。

表 2-2-16 各种膜组件性能的比较

型式	优点	缺点
管式	易清洗,无死角,适宜于处理含固体较多的料液,单根管子可以调换	保留体积大,单位体积中所含过滤面积小,压降大
中空纤维式	保留体积小,单位面积中所含过滤面积大,可以逆洗,操作压力较低(小于 0.25MPa),动力消耗低	料液需要预处理,单根纤维损坏时,需调换整个膜件

续表

型式	优点	缺点
螺旋卷绕式	单位体积中所含过滤面积大, 换新膜容易	料液需要预处理, 压降大, 易污染, 清洗困难
平板式	保留体积小, 能量消耗介于管式和螺旋卷绕式之间	死体积较大

五、纳米膜过滤技术 (NF)

近年来, 国外又开发出另一滤膜系列——纳米过滤 (Nanofiltration), 国内亦开发出该类滤膜。纳米过滤 (简称纳滤) 是介于超滤与反渗透之间, 以压力差为推动力的膜分离过程。纳米膜的孔径一般在 $0.002 \sim 0.08 \mu\text{m}$ ($2 \sim 80 \text{nm}$) 之间, 可截留相对分子质量一般为 $300 \sim 1000$ 之间。

纳米过滤的特点: ① 在过滤分离过程中, 它能截留小分子的有机物, 并可同时透析出盐, 即集浓缩与透析为一体; ② 操作压力低, 由于无机盐能通过纳米过滤而透析, 使得纳米过滤的渗透压远低于反渗透的压力。因此, 在相同的膜通量前提下, 纳米过滤过程所需的外界压力就低于反渗透所需压力, 具有节约动力的优点。纳米过滤膜同样应具有良好的热稳定性, pH 稳定性和对有机溶剂的稳定性。

常用的纳米过滤膜有卷式与管式两种构型的组件。卷式膜由于单位体积拥有较大的膜面积, 因而造价较低, 但要求通过膜的料液必须经预处理, 以免分离过程中膜间隙内堵塞; 管式膜单位体积中膜面积小, 造价高, 但料液可不经预处理, 直接浓缩, 并且不易堵塞, 方便清洗。而平板式构型的膜浓差极化严重, 不适用作纳米膜。表 2-2-17 所示为以色列 MPW 公司生产的 SelKO 系列纳滤膜的性能。

纳米过滤具有很好的工业应用前景, 目前已在许多工业中得到有效的应用, 如表 2-2-18 所示。

表 2-2-17

SelKO 纳滤膜的性能

型号	膜的名称	相对分子质量 截至区	水的通量 (30℃ 3.9MPa) /LMH	pH 耐受 范围	溶剂 稳定性	使用的最 高温度/℃
10	MPT-10	200	150	2~11		60
20	MPT-20	450	120	2~10	一般	50
	MPS-21	400	100	2~10	一般	45
	MPT-30	400	130	0~12		70
	MPT-31	400	120	0~14		70
30	MPT-32	300	110	0~14		70
	MPT-34	200	60	0~14		70
	MPS-31	450	100	0~14		70
	MPS-32	350	60	0~14		70
	MPS-34	300	60	0~14		70

续表

型号	膜的名称	相对分子质量 截至区	水的通量 (30℃ 3.9MPa) / (LMH)	pH 耐受 范围	溶剂 稳定性	使用的最 高温度/℃
40	MPS-42	200	25	2~10	极好	40
	MPS-44	250	60	2~10	极好	40
50	MPS-50	700	0	4~10	极好	40
60	MPS-60	400	0	2~10	极好	40

注: MPT 与 MPS 中的 T、S 分别指管式与卷式膜。

表 2-2-18 纳米过滤膜的应用

行业	处理对象	行业	处理对象
制药 工业	母液中有效成分的回收、抗生素的分离 与纯化、维生素的分离与纯化、缩氨酸的 脱盐与浓缩	化学 工业	工业酸/碱使用后的纯化、回收和再利用 电镀液中铜的回收
食品 工业	酸/甜乳清的脱盐与浓缩, 乳品厂/饮料 厂苛性碱的回收	纯水 制备	超高纯水、水的脱盐、沾污地下水的净 化
染料 工业	活性染料的脱盐与浓缩	废水 处理	印染厂废水的脱色 造纸厂废水的净化与再生水的循环使用

思考题

1. 根据过滤微分方程分析如何强化过滤速率。叙述在工业生产中所采取的具体措施。

2. 间歇式恒压过滤的最佳操作时间为 $\tau_p = \tau_a + b \sqrt{\frac{2\tau_a}{m}}$, 获得的滤液量为 $V_p = \sqrt{\frac{2\tau_a}{m}}$ 。

试根据过滤微分方程推证上式。

3. 叙述不可压缩滤饼比阻力的实验测定方法及实验数据处理过程。

4. 叙述离心分离因数的意义, 碟式离心机与管式离心机在结构和操作上有何差异? 各自适用于哪种场合?

5. 恒压条件下过滤某发酵液, 实验测得过滤中所获得滤饼的压缩性指数为 0.60。现已知在 0.2MPa 的操作压力下, 过滤 1h 后可得滤液 4m³。若其他操作条件相同, 过滤 1h 后要得到 6m³ 的滤液, 应采用多大的操作压力? (过滤介质阻力可忽略不计)

6. 采用一转筒真空过滤机处理某培养液, 操作中转筒每分钟转 2 周时, 每小时可得滤液 4m³。若滤布阻力忽略不计, 每小时需要得到 5m³ 滤液, 此时要求转筒的转速为多少? 转筒表面所形成滤饼的厚度为原来的几倍?

7. 试分析比较反渗透、超滤和微滤的差别与共同点。

8. 分析超滤过程中形成浓差极化现象的原因及对透过量的影响。膜过滤操作中如何消除浓差极化现象?

第三章 萃取与色谱分离设备

生物工业中的下游技术及工艺的选择很大程度上取决于产品的性质及所要求的纯度。当制品为菌体本身时，则工艺比较简单。一般来说，下游加工过程可分为四个阶段：① 发酵液的预处理和固液分离；② 产物提取；③ 产物精制；④ 成品加工。其中发酵液的预处理和固液分离，已在上一章讨论，产物的提取和精制过程通常采用萃取、离子交换、吸附、色谱等分离方法。本章主要讨论这几种方法的分离原理及设备。

第一节 萃取分离方法及设备

萃取 (Extraction) 法是 20 世纪 40 年代兴起的一项分离技术，是生物工业中一种重要的分离提取方法，广泛用于有机酸、氨基酸、抗生素、激素、生物碱等小分子物质工业规模的分离和纯化。萃取法的优点在于：比化学沉淀法分离程度高；比离子交换树脂法选择性好，传质快；比蒸馏法能耗低。另外它还有生产能力大、周期短、便于连续操作、容易实现自动化控制等优点。

20 世纪 60 年代以后，萃取法与其他新型分离技术相结合，产生了一系列新型分离技术，如双水相萃取 (Partition of two aqueous phase systems) 技术，为蛋白质特别是胞内蛋白质、酶制剂的提取纯化提供了有效的手段；反胶团萃取 (Reversed micelle extraction) 可应用于生物大分子如多肽、蛋白质、核酸等的分离纯化；超临界流体萃取 (Supercritical fluid extraction) 技术的出现使萃取方法更全面，适用于各种生物产物的分离纯化。

一、溶剂萃取

溶剂萃取操作是将一种溶剂加入到料液中，使溶剂与料液充分混合，则欲分离的物质能够较多地溶解在溶剂中，并与剩余的料液分层，从而达到分离的目的。萃取操作的实质是利用欲分离组分在溶剂中与原料液中溶解度的差异来实现的。在溶剂萃取中，欲提取的物质称为溶质，用于萃取的溶剂称为萃取剂，溶质转移到萃取剂中得到的溶液称为萃取液，剩余的料液称为萃余液。溶剂萃取是以分配定律为基础的。

工业上萃取操作包括三个步骤：① 混合：料液和萃取剂充分混合形成乳状液，使溶质自料液中转入萃取剂中；② 分离：将乳状液分成萃取相与萃余相；③ 溶剂回收。

(一) 溶剂萃取方法

溶剂萃取按其操作方式可分为单级萃取和多级萃取，后者又可分为错流萃取和逆流萃取，还可将错流和逆流结合起来操作。下面分别给予讨论。讨论中假定萃取相和萃余相能很快达到平衡，且两相完全不互溶又能完全分离。

1. 单级萃取

单级萃取只包括一个混合器和一个分离器，如图 2-3-1 所示。料液

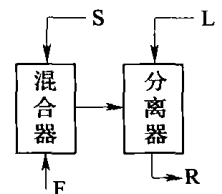


图 2-3-1 单级萃取

F 和溶剂 S 加入混合器中经接触达到平衡后, 用分离器分离得到萃取液 L 和萃余液 R。设料液体积为 V_F , 溶剂的体积为 V_s , 则经过萃取后, 溶质在萃取相中的浓度为 c_1 , 在萃余相中的浓度为 c_2 。则

$$K = \frac{c_1}{c_2}$$

$$E = \frac{c_1 V_s}{c_2 V_F} \quad (2-3-1)$$

$$= K \cdot \frac{V_s}{V_F} = K \cdot \frac{1}{m} \quad (2-3-2)$$

式中 K ——分配系数, 即萃取相中溶质浓度与萃余相中溶质浓度的比值
 E ——萃取因数, 即溶质在萃取相中的数量与在萃余相中的数量的比值
 m ——体积浓缩倍数, 即料液体积与溶剂体积的比值

于是, 未被萃取的分率 $\phi = \frac{\text{溶质在萃余液中的数量}}{\text{溶质总量}}$

即

$$\phi = \frac{c_2 V_F}{c_2 V_F + c_1 V_s} = \frac{1}{E+1} \quad (2-3-3)$$

而理论收得率为 $1-\phi$:

$$1-\phi = \frac{E}{E+1} = \frac{K}{K+m} \quad (2-3-4)$$

可见, K 值愈大, 理论收得率愈高; 而 m 值愈大, $1-\phi$ 则愈小。

2. 多级错流萃取

多级错流萃取是多个单级萃取的串联过程, 即料液经一级萃取后, 萃余液再与新鲜萃取剂接触再进行萃取。图 2-3-2 所示为三级错流萃取过程。第一级的萃余液进入第二级作为料液, 并加入新鲜萃取剂进行萃取。第二级的萃余液再作为第三级的料液, 同样用新鲜萃取剂进行萃取。若加入每一级的新鲜萃取剂量相等, 则每级的萃取因数 E 也相等。

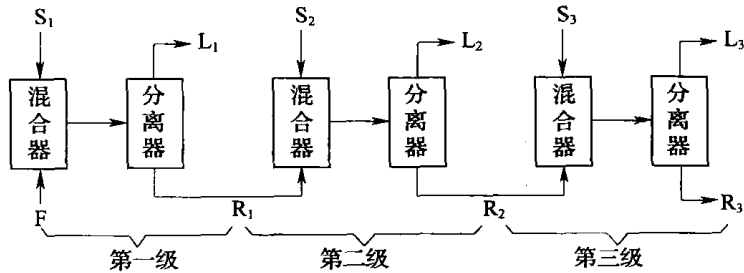


图 2-3-2 多级错流萃取

F—料液 S—溶剂 L—萃取液 R—萃余液 下标 1, 2, 3—级别

经一级萃取后, 未被萃取的分率 ϕ_1 为:

$$\phi_1 = \frac{1}{E+1}$$

经二级萃取后:

$$\phi_2 = \frac{1}{(E+1)^2}$$

依此类推, 经 n 级萃取后, 未被萃取的分率 ϕ_n 为:

$$\phi_n = \frac{1}{(E+1)^n} \quad (2-3-5)$$

理论收得率为：

$$1 - \phi_n = \frac{(E+1)^n - 1}{(E+1)^n} \quad (2-3-6)$$

萃取级数 n 可由下式求得：

$$n = -\frac{\ln \phi_n}{\ln (E+1)} \quad (2-3-7)$$

若每一级萃取中萃取剂用量不同，则萃取因数也不等，以 E_1 、 $E_2 \cdots E_n$ 表示各级的萃取因数，则

$$\phi_n = \frac{1}{(E_1+1)(E_2+1)\cdots(E_n+1)} \quad (2-3-8)$$

可见，多级错流萃取的理论收率高于单级萃取，即萃取完全。例如，当单级萃取 $E=4$ 时，由式 (2-3-6) 知， $1-\phi=80\%$ ，若改为两级错流萃取，每级萃取剂用量为单级的 $1/2$ ，则 $E_1=E_2=2$ ，于是 $1-\phi=89\%$ 。但多级萃取流程长，一般情况下，萃取剂用量大，因而得到的萃取液浓度低。

3. 多级逆流萃取

多级逆流萃取中，在第一级加入料液，并逐渐向下一级移动，而在最后一级加入萃取剂，并逐渐向前一级移动，即料液移动方向和萃取剂移动方向相反，故称逆流萃取。图 2-3-3 所示为表示三级逆流萃取过程。

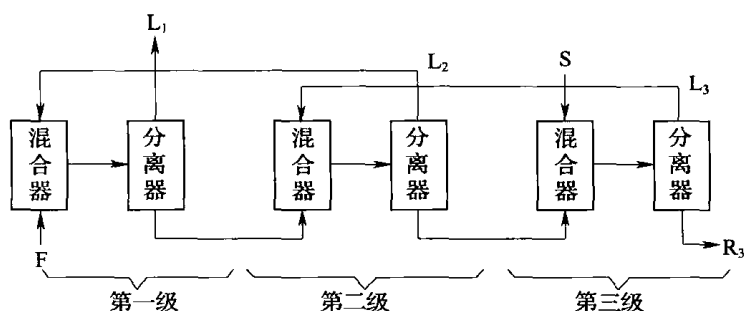


图 2-3-3 多级逆流萃取

可以推得，多级逆流萃取中，未被萃取的分率为：

$$\phi = \frac{E-1}{E^{n+1}-1} \quad (2-3-9)$$

理论收率为：

$$1 - \phi = \frac{E(E^n - 1)}{E^{n+1} - 1} \quad (2-3-10)$$

理论级数为：

$$n = \frac{\ln \left(\frac{E-1}{\phi} + 1 \right)}{\ln E} - 1 \quad (2-3-11)$$

可以看出，多级逆流萃取与同级错流萃取相比，在相同的萃取剂用量下，可获得更高的收得率。如当 $E=4$ ， $n=2$ 时，由式 (2-3-10) 得 $1-\phi=95\%$ 。

在逆流萃取中，由于只在最后一级中加入萃取剂，故与错流萃取相比，萃取剂用量

少，因而萃取液浓度高。

（二）影响萃取操作的因素

影响萃取操作的因素很多，主要有萃取剂、pH、温度。此外，尚有乳化、盐析、带溶剂等。

1. 萃取剂的选择

萃取剂应对欲分离的产物有较大的溶解度，并有良好的选择性，这些可用分离因数来表征。一般来说，类似物溶质容易溶解在类似物的溶剂中，具体地讲，分子极性比较接近的溶质和溶剂，其溶解性较好。介电常数常用来描述化合物分子的极化程度。因此，通过测定被萃取物的介电常数，选择相应的萃取剂。

萃取剂的选择除要求萃取能力强，分离程度高以外，在操作方面还要求：① 萃取剂与萃余液的相互溶解度要小，黏度低，便于两相分离；② 萃取剂易回收，化学稳定性好，且价廉易得。

2. pH 的范围

pH 一方面影响选择性，另一方面又影响分配系数，因而影响产物的萃取收得率，通常情况下，酸性产物应在酸性条件下萃取到萃取剂中，而碱性杂质则成盐留在水相中，碱性产物应在碱性条件下萃取到萃取剂中。另外，pH 还应选择在产物稳定的范围内。

3. 温度的确定

温度对产物的萃取也有很大影响，大多数生物工业产品在较高温度下都不稳定，故萃取应维持在室温或较低温度下进行。但低温下，料液黏度高，传质速率慢，故萃取速度低。因此，工艺条件允许时，可适当提高萃取温度。升高温度有时对提高分配系数有利。

4. 盐析、带溶剂、去乳化的作用

加入盐析剂如硫酸铵、氯化钠等可使产物在水中溶解度降低，从而使产物更多地转入溶剂中，另外也能减少萃取剂在水中的溶解度。如提取维生素 B₁₂ 时，加入硫酸铵，对维生素 B₁₂ 自水相转移到萃取剂中有利。但盐析剂的用量要适当，用量过多会使杂质一起转入萃取剂中。

有些产物的水溶性很强，但在有机萃取剂中溶解度却很小，难于进行萃取分离，这种情况下可向料液中加入带溶剂，使带溶剂和欲提取的产物形成复合物，此复合物易溶于萃取剂中，从而与萃余液分离，分离后的复合物萃取液在一定条件下又可分解释放出游离的产物。如柠檬酸在酸性条件下可与带溶剂磷酸三丁酯（TBP）形成中性络合物（C₆H₈O₇ · 3TBP · 2H₂O）而进入有机萃取剂中，也称反应萃取。

萃取过程中，有时常发生乳化现象（即一种液体分散在另一种不相混合的液体中），使萃取相与萃余相分层困难，所以必须破坏乳化，去乳化的方法有过滤、离心分离、加热、稀释、加电解质、吸附等。

二、双水相萃取

溶剂萃取法用于提取生物大分子（蛋白质、核酸等）可能带来生物物质的不可逆变性失活，而且有些蛋白质有很强的亲水性，很难溶于有机溶剂中，因此，有机溶剂用于这类物质的提取是有困难的。对于这类物质的萃取通常采用双水相萃取体系。

(一) 双水相萃取原理

我们知道，将亲水性聚合物加入水中会形成两相。聚合物以不同的比例分配于这两相中，而水分在每一相中都占有很大的比例（85%~95%），生物蛋白质等在这种体系中能够保持自然活性。

当两种聚合物的水溶液相互混合时，究竟是分层成两相，还是混合成一相，取决于两种因素，一是混合熵的变化，二是分子间的作用力。对大分子而言，则分子间的作用力占主导地位，也就是说，由分子间的作用力决定混合的结果。

若两种聚合物的分子间存在斥力，那么在某一种分子的周围就可能系同种分子而非异种分子。当达到平衡后则分成两相，两种聚合物分别进入到每一相中，达到分离的目的，反过来，如果两种聚合物间存在引力，如在带相反电荷的两种聚合物电解质之间，则它们相互结合而存在于同一相中，若两种聚合物间不存在分子间力，则它们相互混合。根据上述分析可知，能够进行双水相萃取的必要条件是：形成的两种聚合物分子间存在斥力。一些双水相体系组成如表 2-3-1 所示。

表 2-3-1 一些双水相体系组成

成相物质 1	成相物质 2	成相物质 1	成相物质 2
聚丙烯乙二醇	聚乙二醇	聚丙烯乙二醇	磷酸钾
	聚乙烯醇		葡萄糖
	聚乙烯吡咯烷酮	聚乙二醇	磷酸钾
	羟丙基葡聚糖		氨基酸
	葡聚糖		单/双糖
聚乙二醇	羟丙基淀粉	聚乙烯	多肽/蛋白质
	麦芽糊精		氯化钠
	聚乙烯醇		硫酸铵
	聚乙烯吡咯烷酮		甲基纤维素
	葡聚糖		葡聚糖
聚乙烯醇	聚蔗糖	聚蔗糖	葡聚糖
	支链淀粉	甲基纤维素	羟丙基葡聚糖
	甲基纤维素		葡聚糖
羟丙基葡聚糖	羟丙基葡聚糖	乙基羟丙基纤维素	葡聚糖
	葡聚糖		羟丙基淀粉
羟丙基葡聚糖	葡聚糖	甲氧基聚乙二醇	磷酸钾

20 世纪 70 年代以来，双水相萃取体系得到了发展和应用。事实证明，绝大多数酯（相对分子质量 $2 \times 10^4 \sim 4 \times 10^5$ ）在双水相萃取体系中的分配系数为 0.01~100，非常适用于该体系的萃取，目前双水相萃取已应用于几十种酶的中间规模提取中，迄今为止，用于生物分离的双水相体系通常是聚乙二醇（PEG）-葡聚糖和聚乙二醇-无机盐（磷酸盐、

硫酸盐等) 系统, 这两类聚合物已得到广泛的研究, 这是由于这两种聚合物都无毒性, 它们的多元醇或多糖结构能使生物高分子稳定。双水相形成的定量关系可用相图 (见图 2-3-4) 来表示, 且服从分配定律。

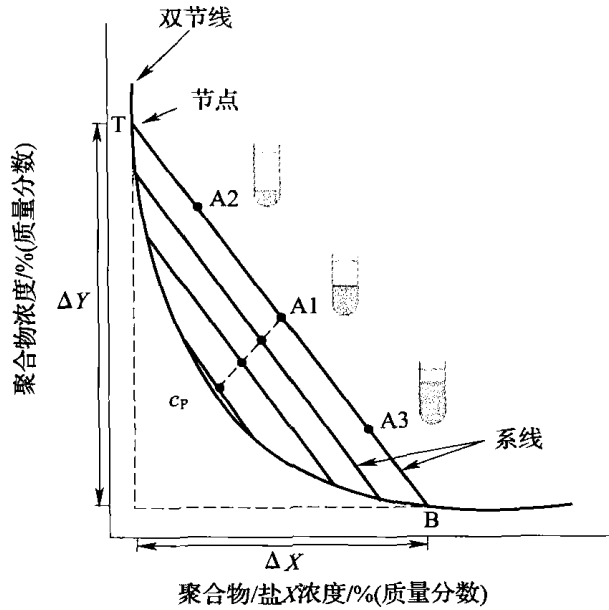


图 2-3-4 双水相相图

双水相萃取中, 影响分配的主要参数有聚合物的分子质量和浓度、pH、盐的种类和浓度、操作温度等。聚合物分子质量低时, 生物大分子易分配于富含该聚合物的相中, 当远离临界点 (相图中两相混合为一相时的点) 时, 双水相萃取本身受温度的影响较小。大规模生产总是在常温下操作, 一则可节约制冷费用, 再则聚合物在常温下对蛋白质有稳定作用, 不会引起损失, 同时温度高时, 黏度低, 有利于相的分离操作。因此, 确定适宜的操作条件, 可达到较高的分配系数和选择性。双水相萃取的一个重要优点是可直接从细胞破碎浆液中萃取蛋白质而无需将细胞碎片分离, 一步操作可达到固液分离和纯化两个目的。

(二) 双水相萃取方法

双水相萃取法的一个主要应用是胞内酶提取, 目前已知的胞内酶 2000 多种, 由于提取困难而很少用于生产。胞内酶提取通常先使细胞破碎而制得料液, 因料液黏度大, 细胞碎片小, 造成分离困难。采用双水相系统可使欲提取的酶与细胞碎片以较大的分配系数分配在不同的相中, 进而采用离心法就可实现分离。

表 2-3-2 所示为某些酶的分离参数。从表中可以看出, 采用双水相萃取收率大都能达到 90%, 分配系数多数情况下大于 3, 且很多杂蛋白也能同时除去。双水相萃取系统中, PEG-无机盐比 PEG-葡聚糖系统用得广泛, 主要是由于无机盐价廉且选择性高。

表 2-3-2 双水相系统用于细胞中酶的分离

酶	相系统	收率/%	分配系数	细胞浓度/%
延胡索酸酶	PEG/盐	83	3.3	20
天冬氨酸酶	PEG/盐	96	5.7	25

续表

酶	相系统	收率/%	分配系数	细胞浓度/%
异亮氨酸-tRNA 合成酶	PEG/盐	93	3.6	20
青霉素酰化酶	PEG/盐	90	2.5	20
延胡索酸酶	PEG/盐	93	3.2	25
β -半乳糖苷酶	PEG/盐	87	62	12
亮氨酸脱氢酶	PEG/粗葡聚糖	98	9.5	20
葡萄糖-6-磷酸盐脱氢酶	PEG/盐	94	6.2	35
酒精脱氢酶	PEG/盐	96	8.2	30
甲醛脱氢酶	PEG/粗葡聚糖	94	11	20
葡萄糖异构酶	PEG/盐	86	3.0	20
L-2-羟基异己酸盐脱氢酶	PEG/盐	93	6.5	20

采用双水相萃取时，通常将蛋白质分配在上相（PEG），细胞碎片分配在下相（盐）。反过来对相的分离不利，因为当上相固含量高时，分离机的性能会受到影响。在操作时，单位重量相系统中料浆的加入量是一个重要的参数。显然，料浆的加入量愈多愈经济，但过量的料浆会影响原来聚合物的成相系统，使分配系数降低，结果收率降低。根据经验，一般每 1kg 萃取系统处理 200~400g 湿菌体为宜。图 2-3-5 所示为两级双水相系统萃取酶的流程。

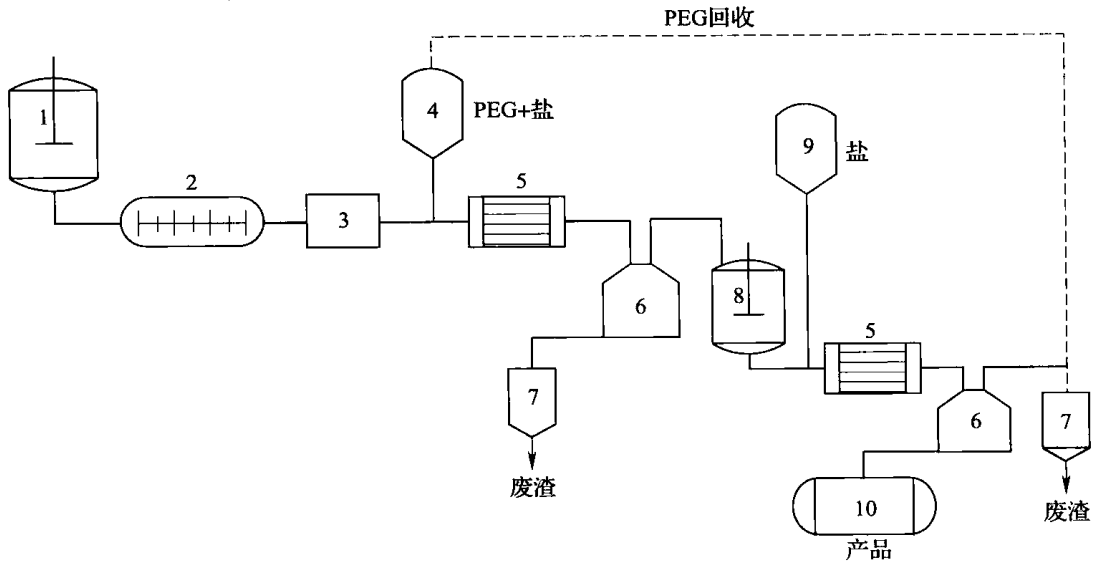


图 2-3-5 两级双水相萃取酶的流程

- 1—细胞悬浮液 2—细胞破碎机 3—冷却器 4—PEG-盐贮罐 5—混合器 6—离心机
7—废渣相贮罐 8—暂存罐 9—盐贮罐 10—酶液贮罐

三、萃取操作过程及设备

液-液萃取设备应包括 3 个部分：混合设备、分离设备和溶剂回收设备。混合设备是真正进行萃取的设备，它要求料液与萃取剂充分混合形成乳浊液，欲分离的生物产品自料

液转入萃取剂中。分离设备是将萃取后形成的萃取相和萃余相进行分离。溶剂回收设备需把萃取液中的生物产品与萃取溶剂分离并加以回收。混合通常在搅拌罐中进行,也可将料液与萃取剂在管道内以很高速度混合,称管道萃取,也有利用喷射泵进行涡流混合,称喷射萃取。分离多采用分离因数较高的离心机,也可将混合与分离同时在一个设备内完成,称萃取机。大多数生物产品在 pH 变化较大时不稳定,这就要求混合分离能够快速进行,其次,由于料液中常含有可溶性蛋白质和糖,萃取过程中会产生乳化现象而影响分离,因此,各种类型的萃取分离塔是不适用的。溶剂回收利用各种蒸馏设备来完成,这里不再重复。

(一) 混合设备

萃取操作中,用于两液相混合的设备有混合罐、混合管、喷射萃取器及泵等。

1. 混合罐

混合罐的结构类似于带机械搅拌的密闭式反应罐,如图 2-3-6 所示。采用螺旋桨式搅拌器,转速为 400~1000r/min;若用涡轮式搅拌器,转速为 300~600r/min,为防止中心液面下凹,在罐壁设置挡板,罐顶上有萃取剂、料液、调节 pH 的酸(碱)液及去乳化剂的进口管,底部有排料管。料液在罐内的平均混合停留时间约 1~2min。由于搅拌器的作用,罐内几乎处于全混流状态,使罐内两液相的平均浓度与出口浓度近似相等。为了加大罐内两相间的传质推动力,可用带有中心孔的圆形水平隔板将混合罐分隔成上下连通的几个混合室(类似于萃取塔),每个室中都设有搅拌器。这样只有底部一个室中的混合液浓度与出口浓度相同。除机械搅拌混合罐外,尚有气流搅拌混合罐,即将压缩空气通入料液中,借鼓泡作用进行搅拌,特别适用于化学腐蚀性强的料液,但不适用搅拌挥发性强的料液。

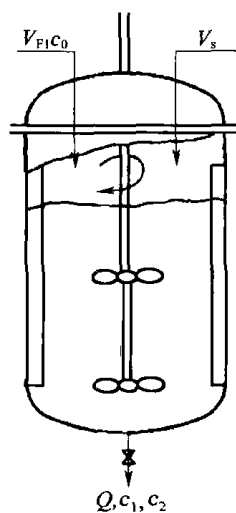


图 2-3-6 混合罐

混合罐中,萃取相浓度 c_1 和萃余相浓度 c_2 可按下述方法计算:

混合罐出口流量:

$$Q = V_F + V_S \quad (2-3-12)$$

平均混合时间:

$$\tau_0 = V/Q \quad (2-3-13)$$

由物料衡算:

$$V_F c_0 = V_S c_1 + V_F c_2$$

且

$$c_1/c_2 = K, V_F/V_S = m$$

于是

$$c_2 = \frac{c_0}{1 + K/m} \quad (2-3-14)$$

$$c_1 = \frac{c_0}{\frac{1}{K} + \frac{1}{m}} \quad (2-3-15)$$

式中 Q ——混合罐出口流量, m^3/s

V_F ——料液加入量, m^3/s

V_s ——萃取溶剂加入量, m^3/s

V ——混合罐装料体积, m^3

τ_0 ——平均混合时间, s

c_0 ——料液中溶质浓度, kg/m^3

c_1, c_2 ——分别为萃取相和萃余相中溶质浓度, kg/m^3

上式假设混合罐内两液相间达到完全平衡。实际情况下, 由于混合时间的限制, 加之罐中存在着返混、死角及短路情况, 两液相间不可能达到平衡。因此, c_1, c_2 应由以下校正后的公式求得:

$$c_1 = \frac{c_0}{\frac{1}{K} + \frac{1}{m} + \frac{1}{K \cdot \beta}} \quad (2-3-16)$$

$$c_2 = \frac{c_0}{1 + \frac{K}{m} \left(\frac{\beta}{1 + \beta} \right)} \quad (2-3-17)$$

式中 β 为一无因次校正系数, 定义为:

$$\beta = \frac{\sigma k_L \cdot \tau_0}{K \cdot d_p}$$

溶质在两液相间的传质系数 k_L 可从下列准数方程中求得:

$$Sh = 2 + 0.55 Re^{0.5} Sc^{0.33} \quad (2-3-18)$$

$$\frac{k_L d_p}{D} = 2 + 0.55 \left(\frac{d_p \omega \rho}{\mu} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu}{\rho D} \right) \quad (2-3-19)$$

分散相 (一般定义体积小的相为分散相, 体积大的相为连续相) 液滴直径 d_p 可由式 (2-3-20) 求得:

$$d_p = 0.014 \frac{\sigma^{0.6}}{\rho^{0.2} (P/V)^{0.4}} H^{0.5} \left(\frac{\mu_d}{\mu} \right)^{0.25} \quad (2-3-20)$$

液滴环流速度 ω 由下式求得:

$$\omega = 5.98 \frac{(P/V)^{0.2} \sigma^{0.2}}{\rho^{0.4}} \quad (2-3-21)$$

式中 Sh ——修伍德 (Sherwood) 数, $Sh = k_L d_p / D$

Re ——雷诺 (Reynolds) 数, $Re = \frac{d_p \omega \rho}{\mu}$

Sc ——施密特 (Schmidt) 数, $Sc = \frac{\mu}{\rho D}$

k_L ——溶质在两液相间传质系数, m/s

d_p ——分散相液滴直径, m

D ——两相间分子扩散系数, m^2/s

ρ ——连续相密度, kg/m^3

μ ——连续相黏度, $Pa \cdot s$

ω ——液滴环流速度, m/s

σ ——两相间界面张力, N/m

P/V ——混合罐中单位体积液体所消耗的搅拌功率, kW/m^3

H ——混合液中分散相所占分率, $H = \frac{1}{1+m}$

μ_a ——分散相黏度, Pa·s

2. 混合管

通常采用混合排管。萃取剂及料液在一定流速下进入管道一端, 混合后从另一端导出, 为了保证较高的萃取效果, 料液在管道内应维持足够的停留时间, 并使流动呈完全湍流状态, 强迫料液充分混合。一般要求 $Re = (5 \sim 10) \times 10^4$, 流体在管内平均停留时间 $10 \sim 20s$ 。混合管的萃取效果高于混合罐, 且为连续操作。

3. 喷射式混合器

图 2-3-7 所示为三种常见的喷射式混合器示意图。其中图 2-3-7 (1) 为器内混合过程, 即萃取剂及料液由各自导管进入器内进行混合; 图 2-3-7 (2)、(3) 则为两液相已在器外汇合, 然后进入器内经喷嘴或孔板后, 加强了湍流程度, 从而提高了萃取效率。喷射式混合器是一种体积小效率高的混合装置, 特别适用于低黏度、易分散的料液。这种设备投资小, 但需要料液在较高的压力下进入混合器。喷射式混合器的压力降、吸液量计算可参考有关资料。

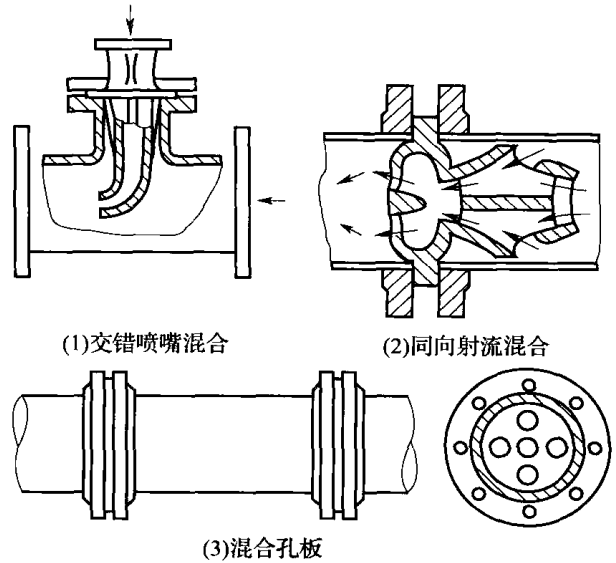


图 2-3-7 三种常见的喷射式混合器

另外, 若两液相容易混合时, 可直接利用离心泵在循环输送过程中进行混合。

(二) 分离设备

由于欲萃取分离的发酵液中常含有一定量的蛋白质等表面活性物质, 致使混合后形成相当稳定的乳浊液, 这种乳浊液即使加入某些去乳化剂, 也很难在短时间内靠重力进行分离, 一般采用分离因数很大的碟式高速离心机和管式超速离心机进行分离操作。

1. 管式离心机

管式超速离心机的转速在 $10000r/min$ 以上, 有国产的 GF-105 型, 1280 型, 前苏联的 CTC-100 型, 150 型, 美国的 Sharpler 等。管式离心机具有一长管式转筒, 筒底有料液与萃取剂组成的乳浊液进口管, 筒顶有轻液溢流环, 轻重液出口, 其分离原理及结构已在上一章叙述。国产 GF-105 型管式离心机的主要技术特性参数如表 2-3-3 所示。

表 2-3-3 国产 GF-105 型管式离心机的主要技术特性

项目	参数	项目	参数
转筒内径	110mm	转筒高度	850mm
工作体积	8L	溢流环内径	30mm
转速	15000r/min	最大分离因数	13750
生产能力	1000L/h		

2. 碟式离心机

常用的液-液分离碟片式离心机有国产的 DRY-400 型, 前苏联的 CAЖ-3 型, 前西德的 OEH-10006 及 OEP-10006 型, 美国的 DeLaval 等。表 2-3-4 所示为几种常用碟片式离心机的技术特性。

表 2-3-4 几种常用碟片式离心机的技术特性

表 2-3-4 几种常用碟片式离心机的技术特性							
型号	DRY-400	CAЖ-3	OEP-10006	型号	DRY-400	CAЖ-3	OEP-10006
项目				项目			
转鼓内径/mm	400	330	550	碟片锥顶角/°		80	
碟片外径/mm		250	400	转鼓转速/(r/min)	6650	4620	4060
碟片内径/mm		100	120	分离因数	9800	3900	5040
碟片数/个	80~92	75	150	最大生产能力/(m ³ /h)	4	2.5	10
碟片间隙/mm	0.8	0.8		电动机功率/kW	13	3.5	11

国产碟片式离心机系用提圈调节鼓内轻重液相的分界半径。而 CAЖ-3 型则在鼓顶不同半径的同心圆上开有若干螺孔(共有 5 种同心圆)作为轻重液分界半径的调节装置。OEH-10006 及 OEP-10006 型的轻、重液相出口处均装有向心泵用以调节轻、重液相的分界半径。其中轻液相向心泵直径是固定的, 而重液相向心泵的直径可以选择更换。向心泵是一个用螺套固定在机盖上的静止闭式叶轮, 叶轮上有 2 个或 3 个由边缘向中心逐渐扩大的通道。因此, OEH 及 OEP 型是专为多级萃取分离而设计的。

3. 离心分离机中分界面的计算

图 2-3-8 所示为一管式离心机出口部分的示意图。设离心机的角速度为 ω , 质量为 dm 的液体在半径 r 处所受到的离心力为:

$$dF = \omega^2 r dm$$

且 $dm = 2\pi r h \rho dr$

此处 h 为离心机转筒高度。

于是 $dF = 2\pi \rho h \omega^2 r^2 dr$

在 r 处回转面上所受压强为:

$$dp = \frac{dF}{2\pi r h} = \omega^2 \rho r dr$$

则对轻液相, 上式积分为:

$$\int_{p_1}^{p_s} dp = \omega^2 \rho_L \int_{r_L}^{r_s} r dr$$

$$p_s - p_1 = \frac{\omega^2 \rho_L}{2} (r_s^2 - r_L^2)$$

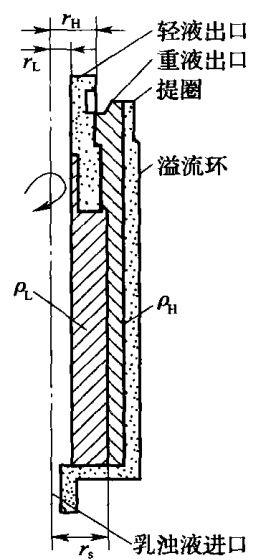
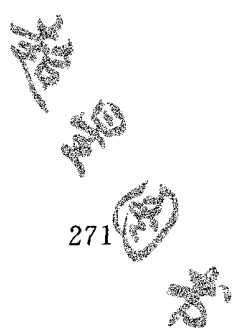


图 2-3-8 管式离心机示意图



对重液相, 上式积分为:

$$\int_{p_2}^{p_s} dp = \omega^2 \rho_H \int_{r_H}^{r_s} r dr$$

$$p_s - p_2 = \frac{\omega^2 \rho_H}{2} (r_s^2 - r_H^2)$$

其中 p_1 、 p_2 分别为出口处轻液相、重液相内界面压强, 由于出口与大气相通, $p_1 = p_2 =$ 大气压强。

故 $\rho_L (r_s^2 - r_L^2) = \rho_H (r_s^2 - r_H^2)$

即 $r_s = \sqrt{\frac{\rho_H r_H^2 - \rho_L r_L^2}{\rho_H - \rho_L}}$ (2-3-22)

式中 r_s ——离心分离机中分界半径, m

r_L ——轻液相出口半径, m

r_H ——重液相出口半径, m

ρ_L ——轻液相密度, kg/m^3

ρ_H ——重液相密度, kg/m^3

由式 (2-3-22) 可见, 离心机中的分界半径与两液相间的密度差及两液相的出口半径有关, 当 ρ_L 、 ρ_H 及轻液相出口半径 r_L 不变时, 则分界半径 r_s 仅随重液相出口半径 r_H 而变。当 r_H 增大时, r_s 也随之增大, 即分界半径向外移, 使转筒内重液层变薄, 有利于轻液相的分离。反之, 减小 r_H , 则 r_s 也随之减小, 分界半径内移, 使重液层变厚而有利于重液相的分离。

管式离心机和某些碟式离心机是用提圈来调节 r_H 的大小。提圈是一组外径相同的有孔金属薄板, 置于重液相出口处, 选择不同开孔直径的提圈可以改变 r_H 的值。对于不同的料液, 必须选用适当的提圈才能使两相分离清楚。对于另外一些类型的离心机, 分别可用改变重液相出口螺孔开口位置或改变向心泵直径等方法来调节 r_H 值。

(三) 离心萃取机

1. 多级离心萃取机

多级离心萃取机是在一台设备中装有两级或三级混合及分离装置的逆流萃取设备。图 2-3-9 所示为 Luwesta EK10007 三级逆流离心萃取机的示意图。分上、中、下三段, 下段是第一级混合与分离区, 中段是第二级, 上段是第三级, 每一段的下部是混合区域, 中部是分离区域, 上部是重液相引出区域。新鲜的萃取剂由第三级加入, 待萃取料液则由第一级加入, 萃取轻液相在第一级引出, 萃余重液则在第三级引出。操作时转鼓转速为 4500r/min , 料液最大处理量为 $7\text{m}^3/\text{h}$, 料液进口压力 500kPa , 萃取剂进口压力 300kPa 。

2. 立式连续逆流离心萃取机

连续逆流离心萃取机是将萃取剂与料液在逆

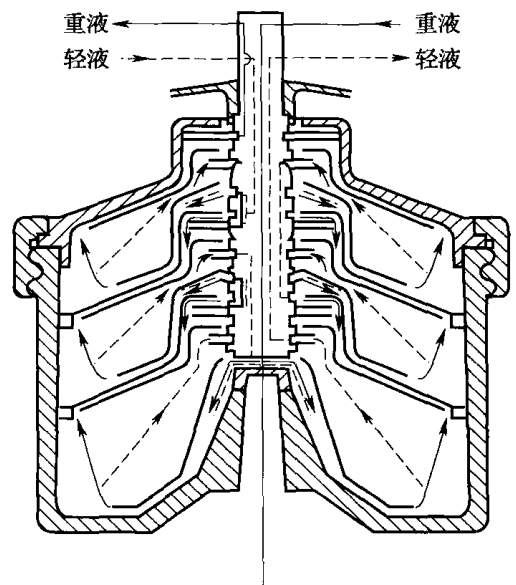


图 2-3-9 Luwesta 三级离心萃取机结构

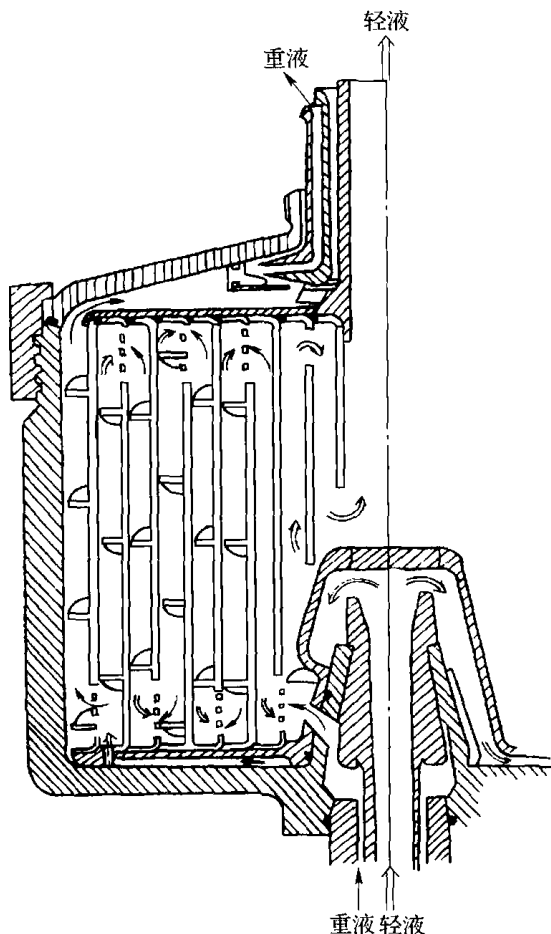


图 2-3-10 α -Laval ABE-216 离心萃取机结构

3. 倾析式离心机

近来发展的三相倾析式离心机 (decanter centrifuge) 可同时分离重液、轻液及固体三相, 已开始应用于生物工业中, 图 2-3-12 所示为 20 世纪 80 年代德国 Westfalia 公司研制的三相倾析式离心机的结构图。它由圆柱-圆锥形转鼓、螺旋输送机、驱动装置、进料系统等组成。该机在螺旋转子柱的两端分别设有调节环和分离盘, 以调节轻、重液相界面, 轻液相出口处配有向心泵, 在泵的压力作用下, 将轻液排出。进料系统上设有中心套管式复合进料口, 中心管和外套管出口端分别设有轻液相分布器和重液相布料孔, 其位置是可调的。从而把转鼓柱端分为重液相澄清区、逆流萃取区和轻液相澄清区。

操作时, 料液从重液相进料管进入转鼓的逆流萃取区后受到离心力场的作用, 与中心管进入的轻

液情况下进行多次接触和多次分离的萃取设备。图 2-3-10 所示为 α -Laval ABE-216 型离心萃取机的结构。其主要部件为一由 11 个不同直径的同心圆筒组成的转鼓, 每个圆筒上均在一端开孔, 作为料液和萃取剂流动的通道, 由于相邻筒之间开孔位置上下错开, 使液体上下曲折流动。从中心向外数第 4~11 筒的外壁上均焊有螺旋形导流板, 这样就使两个液相的流动路程大为加长, 从而延长了两液相的混合与分离时间, 在螺旋形导流板上又开设大小不同的缺口, 使螺旋形长通道中形成很多短路, 增加了两液相之间的接触机会。

操作时, 重液相 (料液) 由底部轴周围的套管进入转鼓后, 沿螺旋形通道由内向外顺次流经各筒, 最后由外筒经溢流环到向心泵室被排出。轻液 (萃取剂) 则由底部的中心管进入转鼓, 流入第 10 圆筒, 从下端进入螺旋形通道, 由外向内顺次流过各筒, 最后从第 1 筒经出口排出。图 2-3-11 是 ABE-216 型离心萃取机液体流向图。表 2-3-5 所示为国产 LC-500 与 ABE-216 离心萃取机的技术特征。

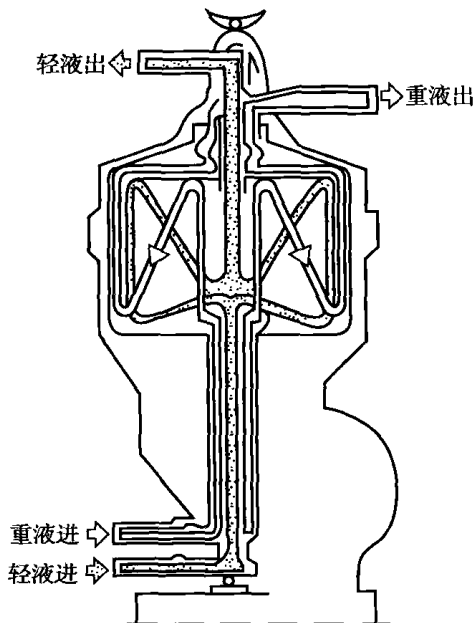


图 2-3-11 ABE-216 离心萃取机轻重液走向示意图

表 2-3-5 国产 LC-500 和 ABE-216 离心萃取机的技术特性

项目	型号	LC-500	ABE-216
转鼓内径/mm		500	550
转鼓转速/(r/min)		4700	6408
容量/L		61	70
开孔数		40~50	90~95
孔直径/mm		8	6~9
开孔面积/cm ²		20~70	27~57
流道截面积/cm ²		24.8~57.8	9.8~23.3
		螺旋带无缺口	螺旋带有缺口
处理量/(L/h)		4	5~6
转鼓存渣量		轻重液澄清区渣子较少, 停车时可用高流水冲走	轻重液澄清区均有渣子, 停车时用高流水冲不出来
青霉素萃取收率/%		89.5	90.0

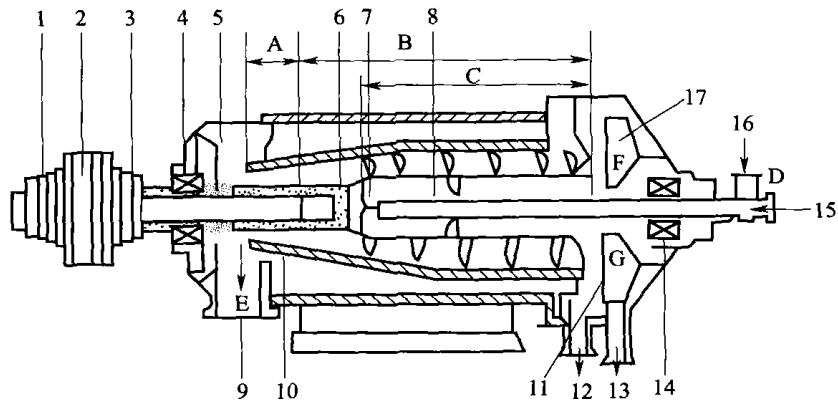


图 2-3-12 三相倾析式离心机结构

- 1—V带 2—差速变动装置 3—转鼓皮带轮 4—轴承 5—外壳 6—分离盘 7—螺旋输送机
 8—轻相分布器 9—排渣口 10—转鼓 11—调节环 12—重液出口 13—轻液出口
 14—转鼓主轴承 15—轻相送料管 16—重相送料管 17—向心泵 A—干燥段 B—澄清段
 C—分离段 D—入口 E—排渣口 F—调节盘 G—调节管

液相 (萃取剂) 接触, 迅速完成相之间的物质转移和液-液-固分离。固体渣子沉积于转鼓内壁, 借助于螺旋转子缓慢推向转鼓锥端, 并连续地排出转鼓。而萃取液则由转鼓柱端经调节环进入向心泵室, 借助向心泵的压力排出。

四、超临界流体萃取

超临界流体 (Supercritical Fluid, SCF) 是指温度和压力略超过或靠近临界温度和临界压力介于气体和液体之间的流体。单一纯物质随压力温度的变化如图 2-3-13 所示。利用超临界流体作为萃取剂, 从固体或液体中萃取某种高沸点或热敏性成分, 以达到

分离纯化的目的。超临界流体萃取 (Supercritical fluid extraction) 依靠被萃取的物质在不同的蒸汽压力下所具有的不同化学亲和力和溶解能力进行分离、纯化的单元操作, 它兼有传统的蒸馏和萃取的共同特征。几种超临界流体的临界温度和压力如表 2-3-6 所示。

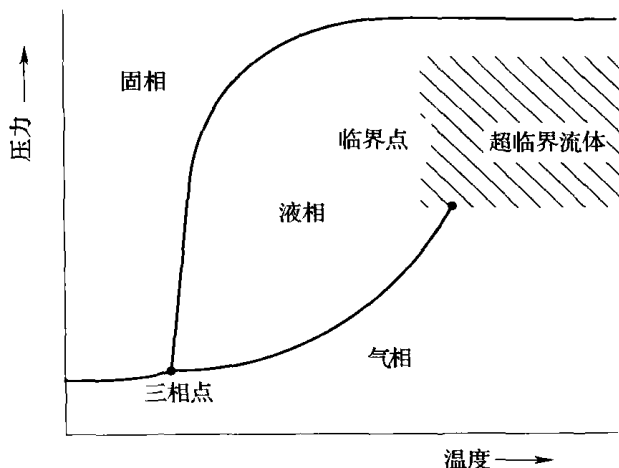


图 2-3-13 单一纯物质的压力温度图

表 2-3-6 几种超临界流体的临界温度和压力

名称	临界温度 T_c /K	临界压力 p_c /atm	名称	临界温度 T_c /K	临界压力 p_c /atm
二氧化碳	304	74	疝气	290	58
乙烷	305	49	氨	406	114
乙烯	282	50	一氧化二氮	310	72
丙烷	370	43	三氟甲烷	299	49

超临界流体萃取技术已成为一门新型的分离技术, 应用领域十分广泛, 特别在分离或生产高附加值的热敏性产品, 如食品、药品、生物制品、精细化工产品等方面具有广泛的应用前景。

超临界流体既具有和液体同样的凝聚力、溶解力, 又具有与气体相近的扩散能力。表 2-3-7 列出了 CO_2 在气态、液态和超临界状态下性质的比较。

表 2-3-7 气体、超临界流体和液体性质比较

性质	相态		
	气体 (室温)	超临界流体 (T_c, p_c)	液体 (室温)
密度/ (g/m^3)	0.6~2	200~500	600~1600
黏度/ ($\text{mPa} \cdot \text{s}$)	0.01~0.3	0.01~0.03	0.2~3
扩散系数/ ($10^6 \text{m}^2/\text{s}$)	10~40	0.07	0.0002~0.002

从表中可以看出, 超临界流体的密度接近于液体, 这使它具有与液体溶剂相当的萃取能力; 超临界流体的黏度和扩散系数又与气体相近, 这使它具有与气体相当的低传质阻力

和高扩散能力。由于超临界流体也能溶解于液相、从而也降低了与之平衡的液相黏度和表面张力,且提高了平衡液相的扩散系数,有利于流体萃取。另外,超临界流体随着温度和压力的连续变化,对物质的萃取具有选择性,且萃取后也易分离。

单一组分的超临界流体有较大的局限性,其缺点包括:①某些物质在纯超临界流体中溶解度很低,如超临界 CO₂ 只能有效地萃取亲脂性物质,对糖、氨基酸等极性物质,在合理的温度与压力下几乎不能萃取;②选择性不高,导致分离效果不好;③溶质溶解度对温度、压力的变化不够敏感,使溶质与超临界流体分离时耗费的能量增加。针对上述问题,在纯流体中加入少量与被萃取物亲和力强的组分,以提高其对被萃取组分的选择性和溶解度,添加的这类物质称为夹带剂,有时也称为改性剂 (Modifier) 或共溶剂 (Cosolvent)。夹带剂的添加量一般不超过临界流体的 15% (摩尔比),超临界 CO₂ 流体中常用的夹带剂的临界参数如表 2-3-8 所示。

表 2-3-8 超临界 CO₂ 流体中常用的夹带剂的临界参数

名称	临界温度 T_c/K	临界压力 p_c/atm	名称	临界温度 T_c/K	临界压力 p_c/atm
甲醇	513	81	乙醚	467	36
乙醇	514	61	二氯甲烷	510	63
正丙醇	537	51	三氯甲烷	536	54
异丙醇	508	48	己烷	508	30
2-丁醇	536	42	苯	562	49
丙酮	508	47	甲苯	592	41
乙腈	546	48	磷酸三丁酯	742	24
乙酸	593	58			

(一) 超临界流体的萃取过程

图 2-3-14 所示为超临界流体萃取过程的典型流程图,用超临界 CO₂ 从植物性基质 B 中提取产品 A。

超临界流体在萃取器中,从基质中萃取化合物 A,流体的溶解能力受密度控制。流体相通过节流阀膨胀使 CO₂ 密度减小,萃取物 A 从流体相中分离出来并收集在分离器中,而溶剂再经过压缩机增压和热交换降(升)温后,循环使用。从上可见,过程基本上是由萃取与分离两个主要阶段组成。从热力学和动力学角度考虑,可将超临界分离过程分为下面三种。

(1) 依靠压力变化的萃取分离法(等温法或绝热法)在一定温度下,使超临界流体和溶质减压,经膨胀后分离,溶质由分离器下部取出,气体经压缩机返回萃取器循环使用。

(2) 依靠温度变化的萃取分离法(等压法)经加热、升温使气体和溶质分离,从分离

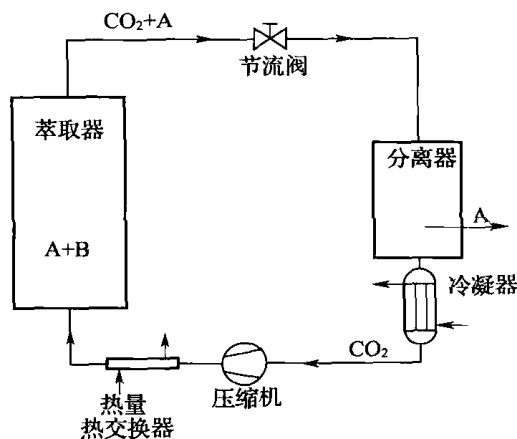


图 2-3-14 超临界流体萃取流程图

器下部取出萃取物，气体经冷却、压缩后返回萃取器循环使用。

(3) 用吸附剂进行的萃取分离法（吸附法）在分离器中，经萃取出的溶质被吸附剂吸附，气体经压缩后返回萃取器循环使用。

图 2-3-15 所示为超临界流体萃取分离过程的三种典型流程。其中第 1、2 两种流程主要用于萃取相中的溶质为需要精制产品的场合，第 3 种流程则适用于萃取的物质是需要除去有害成分，而萃取器中留下的萃余物才是所需提纯组分的场合。

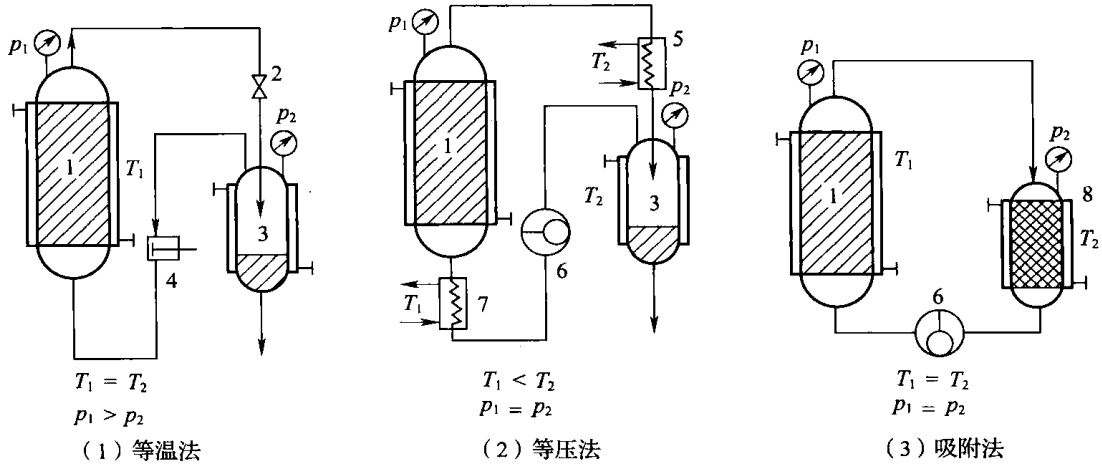


图 2-3-15 超临界萃取典型流程

1—萃取槽 2—膨胀阀 3—分离槽 4—压缩机 5—加热器
6—泵 7—冷却器 8—吸收剂，吸附剂

(二) 超临界流体萃取的特点及应用

1. 超临界流体萃取的特点

超临界流体萃取对生物产品的分离具有极大的诱惑力，其原因是它存在许多特点。

(1) 超临界萃取同时具有液相萃取和精馏的特点。超临界萃取过程是由两种因素，即被分离物质挥发度之间的差异和他们分子之间亲和力的大小不同，同时发生作用而产生相际分离效果的。如酒花的萃取，可控制在不同的柱高，排放出不同挥发度的产物；超临界 CO_2 对咖啡因和芳香素具有不同的选择性。

(2) 超临界流体萃取的独特优点是它的萃取能力取决于流体的密度，而密度很容易通过调节温度和压力来加以控制。

(3) 超临界流体萃取中的溶剂回收很简单，并能大大节省能源。被萃取物可通过等温减压或等压升温的办法与萃取剂分离，而萃取剂只需重新压缩便可循环使用。

(4) 超临界流体萃取工艺可以不在高温下操作，因此特别适合于热稳定性较差的物质。同时产品中无其他物质残留。

(5) 超临界流体萃取的操作压力可根据分离对象选择适当的萃取剂或添加夹带剂来控制，以避免高压带来的影响。

2. 超临界流体萃取的应用

Todd 和 Elgin 在 1955 年首先建议用超临界流体作为萃取剂来分离低挥发度的化合物之后，在其他一些国家，特别是美国、德国和前苏联，一些学者发表了不少的研究论文，

其内容集中在食品、药物和香料的超临界萃取应用上。超临界流体萃取应用到生物系统中也有十多年的历史了,有些已在生物化学的研究中提出了,有些则已经商业化了,如从咖啡中脱出咖啡因,从啤酒花中提取有效成分等。表 2-2-9 所示为超临界萃取在各领域中的应用情况。

表 2-3-9 超临界流体萃取的应用实例

工业类别	应用实例
医药工业	① 原料药的浓缩、精制和脱溶剂 (抗生素等) ② 酵母、菌体生成物的萃取 (γ -亚麻酸、甾族化合物、酒精等) ③ 酶、维生素等的精制、回收 ④ 从动植物中萃取有效药物成分 (化学治疗剂、生物碱、维生素 E、芳香油等) ⑤ 脂质混合物的分离精制 (甘油酯、脂肪酸、卵磷脂)
食品工业	① 脂质体制备技术 ② 植物油的萃取 (大豆、棕榈、花生、咖啡等) ③ 动物油的萃取 (鱼油、肝油) ④ 食物的脱脂 (马铃薯片、无脂淀粉、油炸食品) ⑤ 从茶、咖啡中脱除咖啡因、啤酒花的萃取等 ⑥ 植物色素的萃取, β -胡萝卜素的提取 ⑦ 含酒精饮料的软化 ⑧ 油脂的脱色、脱臭
化妆品香料工业	① 天然香料的萃取 (香草豆中提取香精), 合成香料的分离、精制 ② 烟草脱烟碱 ③ 化妆品原料的萃取精制 (界面活性剂、单甘酯等)
生物工业	① 从发酵液中去除生物稳定剂 ② 从水溶液中提取有机溶剂 ③ 微生物的临界流体破碎过程 ④ 工业废物的分离 ⑤ 木质纤维材料的处理
化学工业	① 烃的分离 (烷烃与芳烃、萘的分离、 α -烯烃的分离、正烷烃和异烷烃的分离) ② 有机溶剂水溶液的脱水 (醇、甲乙醇等) ③ 有机合成原料的精制 (羧酸、酯、酐, 如己二酸、对苯二酸、己内酰胺等) ④ 共沸化合物的分离 ($H_2O-C_2H_5-OH$ 等) ⑤ 作为反应的稀释溶剂 (聚合反应、烷烃的异构化反应) ⑥ 反应原料回收 (从低级脂肪酸盐的水溶液中回收脂肪酸)
其他	① 超临界液体色谱 ② 活性炭的再生

第二节 离子交换分离原理及设备

离子交换法主要是基于一种合成的离子交换剂作为吸附剂,以吸附溶液中需要分离

的离子。生物工业中最常用的交换剂为离子交换树脂，广泛用于提取氨基酸、有机酸、抗生素等小分子生物制品。在提取过程中，生物制品从发酵液中吸附在离子交换树脂上，然后在适宜的条件下用洗脱剂将吸附物从树脂上洗脱下来，达到分离、浓缩、提纯的目的。

离子交换法的特点是树脂无毒性且可反复再生使用，少用或不用有机溶剂，因而成本低，设备简单，操作方便。目前已成为生物制品提纯分离的主要方法之一。但离子交换法也有生产周期长，pH变化范围大，甚至影响成品质量等缺点。此外，离子交换树脂法还广泛用于脱色、硬水软化及制备无盐水等。

一、离子交换树脂的分离原理及理化性能

(一) 离子交换树脂的分类

离子交换树脂是一种具有网状立体结构、且不溶于酸、碱和有机溶剂的固体高分子化合物。离子交换树脂的单元结构由两部分组成。一部分是不可移动且具有立体结构的网络骨架，另一部分是可移动的活性离子。活性离子可在网络骨架和溶液间自由迁移，当树脂处在溶液中时，其上的活性离子可与溶液中的同性离子产生交换过程。如果树脂释放的是活性阳离子，它就能和溶液中的阳离子发生交换，称阳离子交换树脂；如果释放的是活性阴离子，它就能交换溶液中的阴离子，称阴离子交换树脂。

离子交换树脂通常有四种分类方法，一是按树脂骨架的主要成分将树脂分为聚苯乙烯型树脂，聚丙烯酸型树脂、酚-醛型树脂等；二是按聚合的化学反应分为共聚型树脂和缩聚型树脂；三是按树脂骨架的物理结构分为凝胶型树脂（亦称微孔树脂）、大网络树脂（亦称大孔树脂）及均孔树脂。由于活性基团的电离程度决定了树脂酸性或碱性的强弱，所以又将树脂分为强酸性、弱酸性阳离子交换树脂、强碱性、弱碱性阴离子交换树脂。活性基团决定着树脂的主要交换性能。下面按第四种分类方法讨论各种树脂的功能。

1. 强酸性阳离子交换树脂

这类树脂的活性基团有磺酸基团（ $-\text{SO}_3\text{H}$ ）和次甲基磺酸基团（ $-\text{CH}_2\text{SO}_3\text{H}$ ）。它们都是强酸性基团，电离程度大且不受溶液pH变化的影响，在pH1~14范围内均能进行离子交换反应，以磺酸型树脂与NaCl作用为例，交换反应为：



此外，以磷酸基团 $-\text{PO}(\text{OH})_2$ 和次磷酸基团 $-\text{PO}(\text{OH})$ 作为活性基团的树脂具有中等强度的酸性。

树脂使用一段时间后，要进行再生处理，应用再生剂使离子交换树脂的官能团恢复到原来状态再次使用。强酸性阳离子树脂用强酸进行再生处理，此时树脂释放出被吸附的阳离子，再与 H^+ 结合而复原。

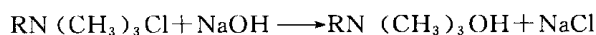
2. 弱酸性阳离子交换树脂

这类树脂的活性基团有羧基 $-\text{COOH}$ ，酚羟基 $-\text{OH}$ 等，它们的电离程度小，交换性能受溶液pH的影响很大，其交换能力随溶液pH的增加而提高。在酸性溶液中，这类树脂几乎不发生交换反应。对于羧基树脂，应该在pH>7的溶液中操作，而对于酚羟基树脂，应使溶液的pH>9。

和强酸树脂不同,弱酸树脂和氢离子结合能力很强,故再生成氢型较容易,耗酸量少。

3. 强碱性阴离子交换树脂

这类树脂有两种,一种含三甲胺基称为强碱 I 型,另一种含二甲基-β-羟基-乙基胺基团,为强碱 II 型。和强酸离子交换相似,活性基团电离程度较强且不受 pH 变化的影响,在 pH1~14 范围内均可使用。这类树脂成氯型时较羟型稳定,耐热性亦较好,因此,商品大多以氯型出售。I 型的碱性比 II 型强,但再生较困难,II 型树脂的稳定性较差。典型的交换反应为:



4. 弱碱性阴离子交换树脂

这类树脂的活性基团有伯胺基团—NH₂、仲胺基—NH、叔胺基≡N 和吡啶基等。与弱酸阳离子树脂一样,交换能力受溶液 pH 的影响很大,pH 越小,交换能力越强。故在 pH<7 的溶液中使用。这类树脂和 OH⁻ 结合能力较强,再生成羟型较容易,耗碱量少。

上述四种树脂的性能比较见表 2-3-10。

表 2-3-10 四类树脂性能的比较

性能 \ 类型	阳离子交换树脂		阴离子交换树脂	
	强酸性	弱酸性	强碱性	弱碱性
活性基团	磺酸	羧酸	季胺	伯胺、仲胺、叔胺
pH 对交换能力的影响	无	在酸性溶液中交换能力很小	无	在碱性溶液中交换能力很小
盐的稳定性	稳定	洗涤时水解	稳定	洗涤时水解
再生*	用 3~5 倍再生剂	用 1.5~2 倍再生剂	用 3~5 倍再生剂	用 1.5~2 倍再生剂可用碳酸钠或氨水
交换速度	快	慢(除非离子化)	快	慢(除非离子化)

* 再生剂用量指该树脂交换容量的倍数。

树脂在使用时,常将树脂转变为其他离子形式。如将强酸性阳离子树脂与 NaCl 作用,转变为钠型树脂;在使用时,钠型树脂放出 Na⁺ 与溶液中的其他阳离子交换。由于交换反应中没有放出 H⁺,避免了溶液 pH 下降和由此产生的副作用,如对设备的腐蚀。进行再生时,用盐水而不用强酸。弱酸性树脂生成的盐 RCOONa 很容易水解,呈碱性,所以用水洗不到中性,一般只能洗到 pH9~10。但是弱酸性树脂和氢离子结合能力很强,再生成氢型较容易,耗酸量少。强碱性阴离子树脂可先转变为氯型,工作时用 Cl⁻ 交换其他阴离子,再生只需用食盐水。但弱碱性树脂生成的盐 RNH₃Cl 同样易水解。这类树脂和 OH⁻ 离子结合较强,所以再生成羟型较容易,耗碱量少。强酸性树脂和强碱性树脂在转变成钠型和氯型后,在使用时就不再有强酸性和强碱性,但它们仍具有这些树脂的其他典型性能,如强离解性和工作的 pH 范围宽等。

各种树脂的强弱最好用其官能团的电离常数 pK 来表征。对于酸性树脂,pK 越小,酸性越强,而对于碱性树脂,pK 越大,碱性越强。表 2-3-11 列出常用树脂活性基团的 pK。

表 2-3-11 常用树脂活性基团的电离常数 (pK)

阳离子交换树脂		阴离子交换树脂	
活性基团	pK	活性基团	pK
-SO ₃ H	<1	-N(CH ₃) ₃ OH	>13
-PO(OH) ₂	pK ₁ 2~3 pK ₂ 7~8	-N(CH ₃) ₂ (C ₂ H ₄ OH)OH	12~13
-COOH	4~6	-(C ₆ H ₅ N)OH	11~12
-C ₆ H ₄ OH	9~10	-NHR, -NR ₂	9~11
		-NH ₂	7~9
		-C ₆ H ₄ NH ₂	5~6

(二) 离子交换树脂的理化性能

选择离子交换树脂时,除具有良好的化学稳定性外,其理化性能有:颗粒度、交换容量、机械强度、膨胀度、含水量、密度、孔结构等。

1. 颗粒度

除因合成方法限制或因特殊用途而制成无定形、膜状、粉末状外,大多数商品树脂多制成球形,以提高机械强度和减少流体阻力,其直径在 0.2~1.2mm(70~16 目)。粒度过小,堆积密度大,容易产生阻塞。粒度过大,强度下降,装填量少,内扩散时间延长,不利于有机分子的交换。

2. 交换容量

交换容量是表征树脂交换能力的重要参数,其表示方法有质量交换容量(mmol/g 干树脂)和体积交换容量(mmol/mL 树脂),后一种可直观地反映出设备的生产能力、收率和设计投资。除交换容量外,还有工作交换容量(在一定的应用条件下树脂表现出来的交换容量)、再生交换容量(树脂在指定的再生剂用量条件下再生后的交换容量);一般情况下三者的关系为:再生交换容量=(0.5~1.0)交换容量;工作交换容量=(0.3~0.9)再生交换容量。工作交换容量与再生交换容量之比称为离子交换树脂利用率。

3. 机械强度

将离子交换树脂先经酸、碱溶液处理后,置于球磨机械振荡筛机中撞击、磨损,一定时间后取出过筛,以完好树脂的质量百分率来表示。商品树脂的机械强度通常规定在 90%以上。

4. 膨胀度

干树脂浸在水溶液或有机溶剂中时,活性离子因热运动可在树脂空隙的一定距离内运动,同时由于存在着渗透压使外部水分渗入内部促使树脂空隙扩大而体积膨胀。测定膨胀前后树脂的体积比,可得出膨胀度。在设计离子交换罐时,树脂的装填系数应以工艺过程中膨胀度最大时的树脂体积为上限参数,以免装量过度或设备利用率降低。

5. 含水量及密度

含水量是指每克干树脂吸收水分的数量,一般是 0.3~0.7g,高交联度的树脂含水量较低。由于干树脂易破碎,商品树脂均以湿态密封包装。干燥树脂初次使用前,应先用盐水浸润后,再用水逐步稀释以防暴胀破碎。

密度常用湿堆积密度和湿真密度表示，湿堆积密度的值一般为 $600\sim 850\text{kg/m}^3$ ，阳树脂偏上限，阴树脂靠下限。交联度高，则堆积密度大。湿真密度的值一般为 $1100\sim 1400\text{kg/m}^3$ ，活性基团愈多，其值愈大。应用混合床或叠床工艺时，应尽量选取湿真密度差值较大的两种树脂，以利分层和再生。

6. 孔结构

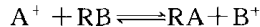
树脂的孔径大小差别很大，与合成方法、原料性质等密切相关。孔径大小对离子交换树脂选择性的影响很大，对吸附有机大分子尤为重要；在合适的孔径基础上，选择比表面较大的树脂，有利于提高吸附量和交换速度。

(三) 离子交换机理及选择性

1. 交换机理

一般认为离子交换过程是按化学摩尔质量关系进行的，且交换过程是可逆的，最后达到平衡，平衡状态和过程的方向无关。因此，离子交换过程可以看作可逆多相化学反应。但和一般的多相化学反应不同，当发生交换时，树脂体积常发生改变，因而引起溶剂分子的转移。

设有一粒树脂放在溶液中，发生下列交换反应：



不论溶液的运动情况如何，在树脂表面上始终存在着一层薄膜，交换离子借助分子扩散通过薄膜（图 2-3-16）；显然，溶液流动愈剧烈，薄膜的厚度愈小，则液体主体的浓度愈均匀一致。一般说来，树脂的交换容量和颗粒大小无关。因此在树脂表面和内部都具有交换作用，和所有多相化学反应一样，离子交换过程包括 5 个步骤：① A^+ 自溶液中扩散到树脂表面；② A^+ 从树脂表面再扩散到树脂内部的活性中心；③ A^+ 在活性中心发生交换反应；④ 解吸离子 B^+ 自树脂内部的活性中心扩散到树脂表面；⑤ B^+

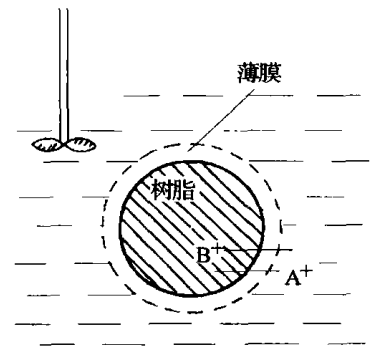


图 2-3-16 离子交换过程

从树脂表面扩散到溶液中。其交换速度受最慢的一步所控制。根据电荷中性原则，步骤①和⑤同时发生且速度相等。即有 $1\text{mol } A^+$ 经薄膜扩散到达颗粒表面，同时必有 1mol 的 B^+ 以相反方向从颗粒表面扩散到液体中，同样②和④同时发生，方向相反，速度相等。因此离子交换过程实际上只有三步：外部扩散、内部扩散和交换反应。离子间的交换反应速度一般很快，甚至难以测定，大多情况下交换反应不是控制步骤，而内外扩散则是控制步骤。通常液相速度愈快，浓度愈小，颗粒愈大，吸附愈弱，愈是趋向于内扩散控制。相反，液体流速慢，浓度大，颗粒小，吸附强，愈是趋向于外扩散控制。

2. 离子交换速度方程

当外扩散控制时，可推得离子交换速度方程为：

$$\ln(1-F) = -Kt \quad (2-3-23)$$

式中 K ——外扩散速度常数， $K = \frac{3D_e}{r_0\delta\Gamma}$

D_e ——液相中的扩散系数

r_0 ——树脂颗粒半径

δ ——颗粒表面薄膜层厚度

Γ ——吸附常数，达到平衡时，固相浓度与液相浓度之比。稀溶液中， Γ 为一定值
 F ——时间为 t 时，树脂的饱和度，即树脂上的吸附量与平衡吸附量之比
 当为内部扩散控制时：

$$F = 1 - \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \rho^{-Bn^2 t} \quad (2-3-24)$$

$$B = \frac{D_i \pi^2}{r_0^2}$$

式中 D_i ——树脂内的扩散系数

3. 影响交换速度的因素

减小颗粒无论对内扩散控制或外扩散控制都有利于交换速度的提高，交联度越低、树脂越易膨胀，则树脂内部的扩散就越容易。所以当内扩散控制时，降低树脂交联度，可提高交换速度；温度高时，扩散系数大，则交换速度快；离子在树脂中扩散时，离子与树脂骨架间存在库仑引力。离子化合价越高，这种引力越大，则扩散速度就越小；另外，小离子的扩散速率比较快，而大分子由于和树脂骨架碰撞，使骨架变形，则扩散速度慢。工业上可利用大分子和小分子在某种树脂上的交换速度不同而达到分离的目的，这种树脂称为分子筛。

4. 离子交换的选择性

当溶液中同时存在着很多种离子时，树脂则对离子有选择吸附作用。一般来说，离子和树脂间亲和力越大，就越容易吸附，对无机离子而言，离子水合半径越小，这种亲和力越大，也就容易被吸附，这是因为离子在水溶液中都都要和水分子发生水合作用形成水化离子；在常温下的稀溶液中，离子交换的选择性与化合价呈现明显的规律性：离子的化合价越高，就越容易被吸附；离子交换反应受溶液的 pH 影响很大。对强酸、强碱树脂来说，任何 pH 下都可进行交换反应，而弱酸、弱碱树脂的交换反应则分别在偏碱性、偏酸性或中性溶液中进行；对凝胶型树脂来说，交联度大，结构紧密，膨胀度小，促进吸附量增加；相反，交联度小，结构松弛，膨胀度大，吸附量减小；另外，离子交换反应是在树脂颗粒内外部的活性基上进行的，因此要求树脂有一定的孔道，以便离子的进出反应；离子交换树脂在水和非水体系中的行为是不同的。有机溶剂的存在会使树脂脱水收缩，结构紧密，降低吸附有机离子的能力，而相对提高吸附无机离子的能力。可见，有机溶剂的存在不利于有机离子的吸附。利用这个特性，常在洗涤剂中加适当有机溶剂以洗脱有机物质。

二、离子交换设备及计算

根据离子交换的操作方式不同，可分为静态和动态交换设备两大类。静态设备为一带有搅拌器的反应罐，反应罐仅作静态交换用，交换后利用沉降、过滤或水力旋风将树脂分离，然后装入解吸罐（柱）中洗涤和解吸。这种设备目前较少采用，生产中多采用动态离子交换罐或交换柱。

动态交换设备按操作方式不同分间歇操作的固定床和连续操作的流动床两类。固定床有单床（单柱或单罐操作）、多床（多柱或多罐串联）、复床（阳柱、阴柱）及混合床（阳、阴树脂混合在一个柱或罐中）。根据溶液进入交换柱（罐）的方向又有正吸附（溶液在柱中自上而下流动）和反吸附（溶液至下而上流过）两种。连续流动床是指溶液及树脂以相反方向均连续不断流入和离开交换设备，一般也有单床、多床之分。

(一) 离子交换设备的结构

1. 常用离子交换罐

常用的离子交换罐是一个具有椭圆形顶及底的圆筒形设备。圆筒体的高径比一般为2~3, 最大为5。树脂层高度约占圆筒高度的50%~70%, 上部留有充分空间以备反冲时树脂层的膨胀。其结构如图2-3-17所示。筒体上部设有溶液分布装置, 使溶液、解吸液及再生剂均匀通过树脂层。筒体底部装有多孔板、筛网及滤布, 以支持树脂层, 也可用石英、石块或卵石直接铺于罐底来支持树脂。如图2-3-18所示, 大石块在下, 小石子在上, 约分5层, 各层石块直径范围分别是16~26mm、10~16mm、6~10mm、3~6mm及1~3mm, 每层高约100mm。罐顶上有人孔或手孔(大罐可在壁上), 用于装卸树脂。还有视镜孔和灯孔, 溶液、解吸液、再生剂、软水进口可共用一个进口管与罐顶连接。各种液体出口、反洗水进口、压缩空气(疏松树脂用)进口也共用一个与罐底连接。另外, 罐顶有压力表、排空口及反洗水出口。

交换罐多用钢板制成, 内衬橡胶, 以防酸碱腐蚀。小型交换罐可用硬聚氯乙烯或有机玻璃制成, 实验室用的交换柱多用玻璃筒制作, 下端衬以烧结玻璃砂板、带孔陶瓷、塑料网等以支持树脂。

几个单床串联起来便成为多床设备, 操作时溶液用泵压入第一罐, 然后靠罐内空气压力依次压入下一罐。离子交换罐的附属管道一般用硬聚氯乙烯管、阀门可用塑料、不锈钢或橡皮隔膜阀, 在阀门和多交换罐之间常装一段玻璃短管, 作观察之用。

2. 反吸附离子交换罐

图2-3-19所示为反吸附离子交换罐的结构, 溶液由罐的下部以一定流速导入, 使树脂在罐内呈沸腾状态, 交换后的废液则从罐顶的出口溢出。为了减少树脂从上部溢出口溢出, 可设计成上部成扩口形的反吸附交换罐(图2-3-20), 以降低流体流速而减少对树脂的夹带。

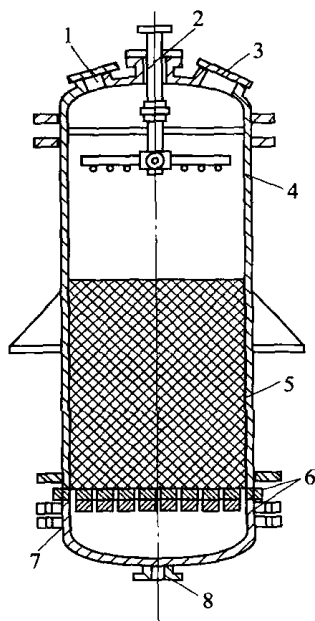


图 2-3-17 具有多孔支持板的离子交换罐

1—视镜 2—进料口 3—手孔 4—液体分布器
5—树脂层 6—多孔板 7—尼龙布 8—出液口

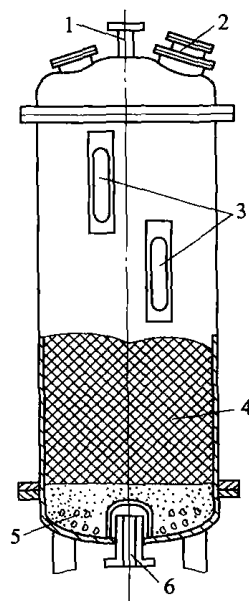


图 2-3-18 具有块石支持层的离子交换罐

1—进料口 2—视镜 3—液位计 4—树脂层
5—卵石层 6—出液口

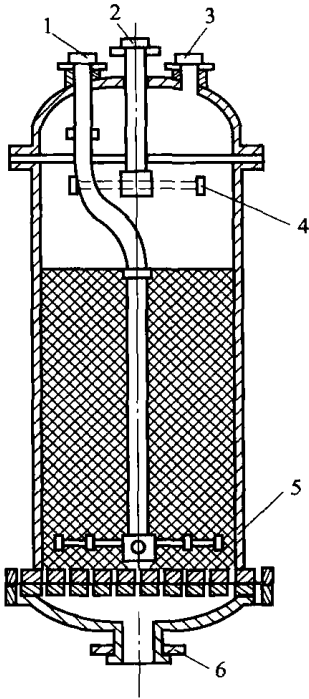


图 2-3-19 反吸附离子交换罐

1—被交换溶液进口 2—淋洗水、解吸液及再生剂进口
3—废液出口 4、5—分布器 6—淋洗水、解吸液及再生剂出口，反洗水进口

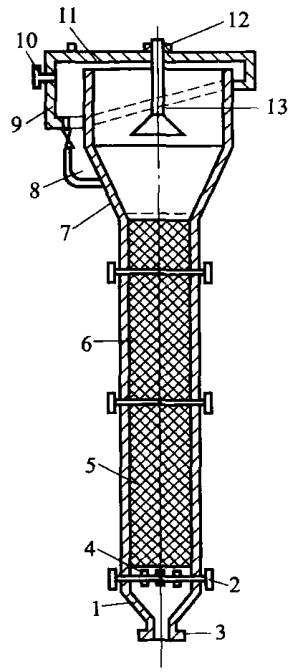


图 2-3-20 扩口式离子交换器

1—底 2—液体分布器 3—底部液体进、出管
4—填充层 5—壳体 6—离子交换树脂层
7—扩大沉降段 8—回流管 9—循环室
10—液体出口管 11—顶盖
12—液体加入管 13—喷头

反吸附可以省去菌丝过滤，且液固两相接触充分，操作时不产生短路，死角。因此生产周期短，解吸后得到的生物产品质量高。但反吸附时树脂的饱和度不及正吸附的高，理论上讲，正吸附时可能达到多级平衡，而反吸附时由于返混只能是一级平衡，此外，罐内树脂层高度比正吸附时低，以防树脂外溢。

3. 混合床交换罐

混合床内的树脂是由阳、阴两种树脂混合而成，脱盐较完全。制备无盐水时，可将水中的阳、阴离子除去，而从树脂上交换出来的 H^+ 和 OH^- 结合成水，可避免溶液中 pH 的变化而破坏生物产品。图 2-3-21 所示为混合床制备无盐水的流程，操作时，溶液由上而下流动；再生时，先用水反冲，使阳、阴树脂借重度差分层（一般阳离子树脂较重，二者密度差应为 0.1~0.13），然后将碱液由罐的上部引入，酸液则由罐底引入，废酸、碱液在中部引出，再生及

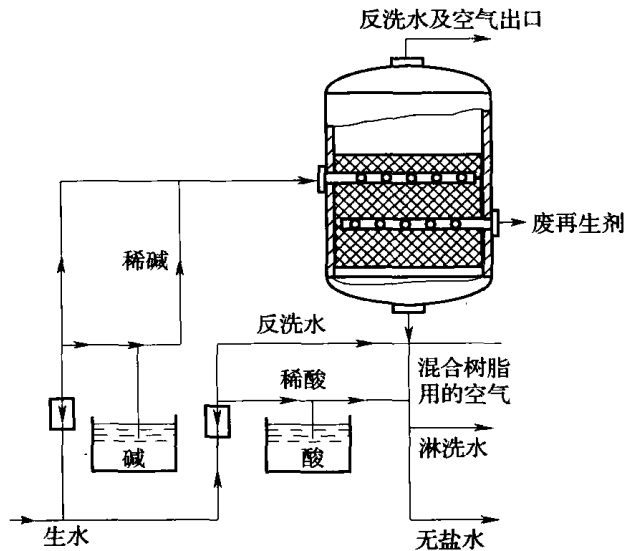


图 2-3-21 混合床制备无盐水的流程

洗涤结束后，压力空气将两种树脂重新混合，阳、阴离子交换树脂常以体积比 1:1 混合，制备无盐水时流速约 25~30m/h。

4. 连续式离子交换设备

固定床正吸附离子交换操作中，交换仅限于很短的交换带中，树脂利用率低，生产周期长。若采用连续离子交换设备操作，则交换速度快，产品质量均匀、连续化生产、便于自动控制。但这种操作过程中树脂破坏大，设备及操作较复杂且不易控制，目前在软水及无盐水的中间规模生产中有所采用。图 2-3-22、图 2-3-23 所示为两种实验规模的连续离子交换设备。再生后的树脂由柱顶以一定速度加入，与柱底进入的溶液逆流接触，饱和树脂在柱底流出，废液则在柱顶流出。

(二) 离子交换设备的计算

离子交换过程的平衡和速度常因所处理的物料性质及操作条件不同而有很大差异。如树脂对生物产品的交换容量常较无机离子为小，这是因为生物产品的离子较大，不易达到树脂的所有活性中心。且发酵液中还含有较多的杂质，另外，操作时间及接触方式的限制，都影响树脂的交换容量。实际生产中，为避免生物产品的损失，常控制发酵液的上柱量不能达到饱和状态，一般控制树脂的吸附量仅为树脂总交换容量的 70% 左右。因此，离子交换设备的设计应在实验的基础上进行，或根据小设备的实验结果进行放大。

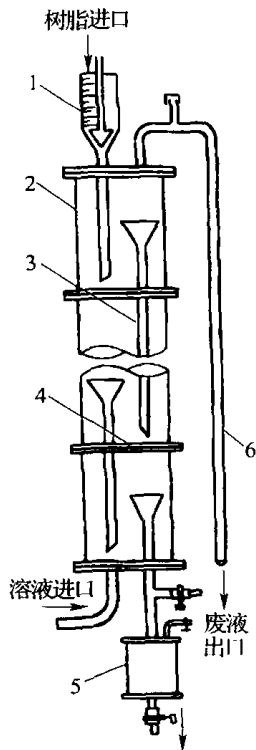


图 2-3-22 筛板式连续离子交换设备

- 1—树脂计量管及加料口
- 2—塔身
- 3—漏斗形树脂下降管
- 4—筛板
- 5—饱和树脂接受器
- 6—虹吸管

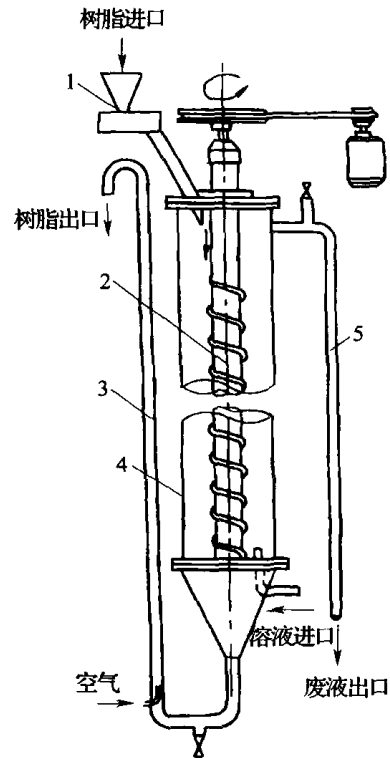


图 2-3-23 漩涡式连续离子交换设备

- 1—树脂加料器
- 2—具有螺旋带的转子
- 3—树脂提升管
- 4—塔身
- 5—虹吸管

1. 树脂用量和罐体积

交换罐中树脂的吸附量为：

$$Q_1 = Vq \times 10^6$$

式中 Q_1 —— 交换罐中树脂对生物产品的总吸附量

V —— 树脂装填量, m^3

q —— 单位体积树脂对生物产品的吸附量, mL

溶液中的生物产品被树脂的吸附量为：

$$Q_2 = V_1 (c_1 - c_2) \times 10^6 = F\tau (c_1 - c_2) \times 10^6$$

式中 Q_2 —— 溶液中的生物产品被树脂的吸附量

V_1 —— 每批处理的溶液量, m^3

F —— 溶液进入交换罐的流量, m^3/h

τ —— 溶液通过交换罐的操作时间, h

c_1 —— 进口溶液中生物产品浓度, 单位/mL

c_2 —— 出口溶液中生物产品浓度, 单位/mL

且

$$Q_1 = Q_2$$

所以

$$V = \frac{V_1 (c_1 - c_2)}{q} = \frac{F\tau (c_1 - c_2)}{q} \quad (2-3-25)$$

干树脂重量：

$$m = V \cdot 10^3 / V_m \quad (2-3-26)$$

式中 m —— 交换罐中干树脂用量, kg

V_m —— 每克干树脂相当于湿树脂的体积, mL (湿) / g (干)

吸附、水洗、解吸或再生所需时间可由式 (2-3-27) 求得

$$\tau = \frac{V_2}{F} = \frac{V_2}{V_m f} = \frac{V_2 H}{V_m \omega} \quad (2-3-27)$$

式中 τ —— 吸附、水洗、解吸或再生所需时间, h

V_2 —— 吸附、水洗、解吸或再生所需溶液体积, m^3

F —— 吸附、水洗、解吸或再生所需溶液流量, m^3/h

f —— 吸附、水洗、解吸或再生的交换罐负荷, m^3 (溶液) / [m^3 (树脂) · h]

H —— 树脂床层高度, m

ω —— 吸附、水洗、解吸或再生时溶液的空塔流速, m^3 (溶液) / [m^2 (床面积) · h]

罐体积

$$V_1 = V/y \quad (2-3-28)$$

式中 V_1 —— 交换罐体积, m^3

y —— 树脂装填系数, 对于正吸附, $y=0.5\sim0.70$

罐高径比一般取 $H_1/D=2\sim3$ 。

2. 交换设备的放大

交换设备的放大, 通常根据交换罐的负荷或溶液在交换罐中的空塔流速相同的原则进行。

(1) 根据交换罐负荷相同的原则放大。交换罐负荷是指单位时间单位湿树脂体积中通过溶液的体积流量。以 f [m^3 (溶液) / m^3 (湿树脂) · h] 表示, 或以 L/h 表示。此

值的倒数为溶液与树脂的接触时间。保证大小设备的 f 值相同, 即说明两者的接触时间相同。在制备无盐水时, 交换罐负荷约为 $15 \sim 10\text{L/h}$, 再生时约为 $3 \sim 2\text{L/h}$ 。

设 q_{v1} 、 q_{v2} 、 V_1 、 V_2 分别表示小设备和大设备的溶液体积流量及湿树脂体积, f_1 、 f_2 表示交换罐负荷, 则:

$$f_1 = q_{v1}/V_1, \quad f_2 = q_{v2}/V_2$$

且

$$f_1 = f_2$$

则

$$q_{v1}/q_{v2} = V_1/V_2$$

故大设备中树脂体积为:

$$V_2 = V_1 \cdot \frac{q_{v2}}{q_{v1}} \quad (2-3-29)$$

且 q_{v2}/q_{v1} 即为放大倍数, 以 m 表示, 则

$$V_2 = mV_1 \quad (2-3-30)$$

取大设备与小设备几何相似, 即相同的高径比, 由

$$\frac{\pi}{4} D_1^2 H_1 = V_1, \quad \frac{\pi}{4} D_2^2 H_2 = V_2$$

且

$$H_1/D_1 = H_2/D_2$$

则

$$(D_2/D_1)^3 = V_2/V_1 = m$$

故大设备的直径及高度

$$D_2 = m^{1/3} D_1 \quad (2-3-31)$$

$$H_2 = \frac{D_2}{D_1} H_1 \quad (2-3-32)$$

按交换罐负荷相同的原理放大十分方便, 只要知道大设备中的溶液体积流量应是小设备的多少倍, 就可计算得大设备中湿树脂装量是小设备的若干倍, 从而很容易算出树脂体积, 且操作时间等条件完全与小设备相同。

(2) 根据交换罐中溶液空塔流速相同的原理放大。交换罐中溶液空塔流速即单位时间单位树脂床截面积上所通过溶液的体积流量。以 Q [m^3 (溶液) / m^2 (床面积) \cdot h] 表示, 或以 m/h 表示。根据此法放大时, 要维持大设备与小设备的树脂床高度相同, 仅直径加大, 以保证两者线速度相同, 实际上也就是保证两者接触时间相同。

若以 v_1 、 v_2 、 A_1 、 A_2 分别表示小设备和大设备的线速度和树脂床截面积。

由

$$v_1 = q_{v1}/A_1, \quad v_2 = q_{v2}/A_2$$

且

$$v_1 = v_2$$

则

$$q_{v2}/q_{v1} = A_2/A_1 = m = (D_2/D_1)^2$$

故

$$D_2 = m^{1/2} D_1 \quad (2-3-33)$$

且

$$H_2 = H_1$$

所以

$$V_2 = \frac{\pi}{4} D_2^2 H_2 \quad (2-3-34)$$

可以看出, 两种放大方法所得树脂体积相同。采用前法放大后, 树脂床层高度增加了, 则解吸液浓度比较高, 故一般采用前一种方法较好, 但由于溶液的线速度相应增加, 则流体阻力增大了。

3. 溶液通过床层的压力降

$$\Delta p = \frac{200\mu (1-\epsilon)^2 H v}{\epsilon^3 d_p^2} \quad (2-3-35)$$

式中 Δp ——溶液通过树脂床层时的压力降, Pa

μ ——溶液黏度, Pa·s

ϵ ——床层空隙率

d_p ——树脂平均直径, m

反吸附时, 溶液的压力降为:

$$\begin{aligned} \Delta p &= H_b (\rho_s - \rho) (1 - \epsilon_b) g \\ &= H (\rho_s - \rho) (1 - \epsilon) g \end{aligned} \quad (2-3-36)$$

式中 H_b ——树脂成沸腾状时的高度, m

ϵ_b ——树脂成沸腾状时的空隙率

ρ_s ——树脂密度, kg/m³

ρ ——溶液密度, kg/m³

反吸附时, 树脂成沸腾状时溶液的最低(临界)流速为:

$$v_c = 0.00917 \frac{d_p^{1.82} (\rho_s - \rho)^{0.94}}{\rho^{0.06} \mu^{0.88}} \quad (2-3-37)$$

反吸附时, 溶液的最大流速(即树脂的自由沉降速度)为:

$$v_0 = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu} \quad (2-3-38)$$

[例 2-3-1] 用弱酸型树脂 (Na 型湿树脂) 吸附某发酵液, 其体积流量为 2.8m³/h, 树脂床的高度为 1.2m, 直径 1m。又测得树脂的最大粒径 0.86mm, 最小粒径 0.42mm, 平均粒径 0.56mm, 静止时床层空隙率为 32%, 湿树脂密度 1140kg/m³, 发酵液密度视为 1000kg/m³, 黏度 0.002Pa·s, 若将流量放大 2 倍, 计算放大后交换罐中树脂床的高度及直径, 正吸附时发酵液通过床层的压力降及反吸附时的压力降、临界流化速度和最大流速。

解: 原树脂体积: $V_1 = \frac{\pi}{4} D_1^2 H_1 = \frac{\pi}{4} \times 1^2 \times 1.2 = 0.94 \text{ (m}^3\text{)}$

交换罐负荷: $f_1 = \frac{q_{v1}}{V_1} = \frac{2.8}{0.94} = 2.98 \text{ [m}^3\text{/ (m}^3 \cdot \text{h)]}$

溶液空塔流速: $v = \frac{q_{v1}}{A_1} = \frac{2.8}{0.785 \times 1^2} = 3.57 \text{ (m/h)}$

① 根据交换罐负荷相同的原则放大树脂体积: $V_2 = m V_1 = 3 \times 0.94 = 2.82 \text{ (m}^3\text{)}$

交换罐直径 $D_2 = m^{1/3} D_1 = 3^{1/3} \times 1 = 1.44 \text{ (m)}$

树脂床层高度 $H_2 = \frac{D_2}{D_1} H_1 = \frac{1.44}{1} \times 1.2 = 1.73 \text{ (m)}$

② 根据空塔速度相同的原则放大:

树脂床直径: $D_2 = m^{1/2} D_1 = 3^{1/2} \times 1 = 1.73 \text{ (m)}$

树脂床高度: $H_1 = H_2 = 1.2 \text{ (m)}$

树脂体积: $V_2 = \frac{\pi}{4} D_2^2 H_2 = 0.785 \times 1.73^2 \times 1.2 = 2.82 \text{ (m}^3\text{)}$

若以第一种放大结果为准, 则正吸附时压力降:

$$\begin{aligned}\Delta p &= \frac{200\mu(1-\epsilon)^2 H v}{\epsilon^3 d_p^2} \\ &= \frac{200 \times 2 \times 10^{-3} \times (1-0.32)^2 \times 1.73 \times 3.75}{0.32^3 \times (0.56 \times 10^{-3})^2 \times 3600} \\ &= 30880 \text{ (Pa)}\end{aligned}$$

反吸附时压力降：

$$\begin{aligned}\Delta p &= H(\rho_s - \rho)(1 - \epsilon)g \\ &= 1.73 \times (1140 - 1000) \times (1 - 0.32) \times 9.807 \\ &= 1615 \text{ (Pa)}\end{aligned}$$

反吸附时临界流化速度（以最大粒径计算）：

$$\begin{aligned}v_c &= 0.00917 \frac{d_p^{1.82} (\rho_s - \rho)^{0.94}}{\rho^{0.06} \mu^{0.88}} \\ &= 0.00917 \times \frac{(0.89 \times 10^{-3})^{1.82} \times (1140 - 1000)^{0.94}}{1000^{0.06} \times (2 \times 10^{-3})^{0.88}} \\ &= 4.19 \times 10^{-4} \text{ (m/s)} = 1.51 \text{ (m/h)}\end{aligned}$$

反吸附时最大流速（以最小粒径计算）：

$$\begin{aligned}v_0 &= \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu} \\ &= \frac{0.00042^2 \times (1140 - 1000) \times 9.807}{18 \times 0.2 \times 10^{-3}} \\ &= 0.0067 \text{ (m/s)} \\ &= 24.16 \text{ (m/h)}\end{aligned}$$

第三节 吸附分离方法及设备

吸附法是利用合适的吸附剂，在一定的操作条件下，使发酵液中的产物吸附在固定吸附剂的内外表面上，再以适当的解吸剂从吸附剂上解吸下来，从而达到分离浓缩的目的。吸附法具有以下优点：不用或少用有机溶剂；操作简便、安全，设备简单；吸附过程中pH变化小，适用于稳定性较差的产物的分离。但吸附法选择性差，收率低，特别是无机吸附剂性能不稳定，不能连续操作，劳动强度大。近年来随着凝胶类吸附剂，大网格聚合物吸附剂的发展，吸附法已在生物工业领域获得应用。吸附有物理吸附、化学吸附、交换吸附三种类型，本节主要讨论物理吸附。

一、吸附分离原理

用于吸附分离的吸附剂一般为多孔的固体，这种固体表面分子（或原子）所处的状态与固体内部的不同。固体内部的分子（或原子）所受的力是对称的，故分子处于平衡状态。但在界面上的分子受到不相等的两相分子的作用力，即存在一种指向固体内部的表面力，它能从外界吸附分子、原子或离子，并在其表面形成多分子层或单分子层。

对于物理吸附，吸附剂与吸附物之间的作用力是分子间引力。由于吸附剂与吸附物的种类不同，分子间引力大小也不同，因此吸附量可因物系不同相差很多，吸附可在低温下

进行, 不需要较高的活化能, 且吸附速度和解吸速度都较快, 易达到吸附平衡状态。有的吸附速度很慢, 这是由于在吸附剂颗粒的孔隙中受扩散速度的控制所致。

(一) 吸附等温线

当固体吸附剂从溶液中吸附溶质达到平衡时, 其吸附量 q 值与溶液浓度 c 、吸附温度 T 有关。若吸附操作在恒温下进行, 则吸附量只是溶液浓度的函数, 对于单分子层吸附 (即每一个活性中心只能吸附一个分子) 吸附过程可用兰格缪尔 (Langmuir) 吸附等温线方程表示。

$$q = \frac{ac}{1+bc} \quad (2-3-39)$$

式中 a, b ——常数, 可由实验确定

当溶液很稀时, 使得 $bc \ll 1$, 则上式为

$$q = ac \quad (2-3-40)$$

可见, 很低浓度下的等温吸附为一线性过程, 此时吸附量与溶液浓度成正比, 实际中线性等温线是不常见的, 可把非线性等温线在一个浓度差很小的范围内近似成线性等温过程。可以推断, 在浓溶液中, $1+bc \approx bc$, 那么, 吸附量便与浓度的零次方成比例, 亦即吸附量为一恒定值, 与浓度无关。

在中等浓度时, 吸附量与浓度的 $\frac{1}{n}$ 次方成正比。则公式为:

$$q = Kc^{\frac{1}{n}} \quad (2-3-41)$$

或写成

$$\ln q = \ln K + \frac{1}{n} \ln c$$

上式即为弗尔德利希 (Freundlich) 方程。式中 K, n 均为常数, 且 $n > 1$, 可由实验确定, 对于抗生素、类固醇、激素等的吸附可用式 (2-3-40) 表示。

(二) 吸附剂的选择

吸附剂按其化学结构可分为两大类。一类是有机吸附剂, 如活性炭、球形炭化树脂、聚酰胺、纤维素、大孔树脂等; 另一类是无机吸附剂, 如白土、氧化铝、硅胶、硅藻土等。生物工业中应用较广泛的是活性炭、大孔树脂。

1. 活性炭

活性炭吸附力强, 分离效果好, 且来源容易, 价格低廉。常用的有粉末状活性炭、颗粒状活性炭和锦纶-活性炭。其中粉末状活性炭吸附量最大, 吸附力也最强, 但因颗粒太细, 过滤分离比较困难; 颗粒状活性炭的吸附力和吸附量次于粉末状活性炭, 但过滤分离较容易; 锦纶-活性炭是以锦纶为黏合剂, 将粉末状活性炭制成颗粒, 其吸附力较前者为弱, 但洗脱容易。生产过程中, 应根据所分离物质的特性来选择适当吸附力的活性炭, 当欲分离的物质不易被活性炭吸附时, 应选择吸附力强的粉末状活性炭, 当欲分离的物质易于被活性炭吸附时, 则选择吸附力弱的颗粒状活性炭, 又若待分离的物质吸附后很难洗脱时, 则改用锦纶-活性炭。

2. 活性炭纤维

活性炭纤维是用中间产物炭素纤维活化而制得的一种纤维状吸附剂。活性炭纤维与颗粒状活性炭相比, 有如下特点: ① 孔较细, 孔径分布范围窄。② 外表面积大。③ 吸附与解吸速度较快。④ 工作吸附容量比较大。⑤ 质量轻, 容易使液体透过, 流体通过的阻力

小。⑥ 成型性好, 根据用途可加工成毛毡状、纸片状、布料状和蜂巢状等。所以近年来作为活性炭的新品种正在扩大它的应用范围。

3. 球形炭化树脂

球形炭化树脂是以球形大孔吸附树脂为原料, 经炭化、高温裂解及活化而制得。球形炭化树脂的孔结构、比表面积及其他物理性质在裂解条件相同的情况下取决于共聚物的性质, 所以在制备过程中, 可人为地控制聚合条件, 在较大范围内改变原料配比即可得到不同孔径结构和不同性能的炭化树脂。

4. 大孔网状聚合物吸附剂

大孔网状聚合物吸附剂简称大网格吸附剂 (俗称大孔树脂吸附剂或大孔树脂), 自1957年首次合成以来, 到目前已研制出许多种, 与活性炭吸附剂相比具有以下优点: ①对有机物质具有良好的选择性; ②物理化学性质稳定, 机械强度高, 经久耐用; ③吸附树脂品种多, 可根据不同需要选择不同品种; ④吸附速度快, 易解吸, 再生容易; ⑤吸附树脂一般直径在0.2~0.8mm, 不污染环境, 使用方便。但价格昂贵。

大孔网状聚合物吸附剂按骨架极性强弱分为非极性、中等极性和极性吸附剂三类。非极性吸附树脂是以苯乙烯为单体、二乙烯苯为交联剂聚合而成, 故称为芳香族吸附剂。中等极性吸附树脂是以甲基丙烯酸酯为单体与交联剂聚合而成, 也称为脂肪族吸附剂。而含有硫氧、酰胺、氮氧等基团的为极性吸附剂。表 2-3-12 所示为各类大孔网状聚合物吸附剂的性能。

表 2-3-12 大孔网状聚合物吸附剂性能

吸附剂名称	树脂结构	极性	比表面积 / (m ² /g)	孔径 /10 ⁻¹⁰ m	孔度/%	骨架密度 / (g/mL)	交联剂
Amberlite 系列							
XAD-1			100	200	37	1.07	
XAD-2			330	90	42	1.07	
XAD-3	苯乙烯	非极性	526	44	38	1.08	二烯乙苯
XAD-4			750	50	51		
XAD-5			415	68	43		
XAD-6	丙烯酸酯	中极性	63	498	49		双 α-甲基丙
XAD-7	α-甲基丙烯酸酯	中极性	450	80	55	1.24	烯酸二乙
XAD-8	α-甲基丙烯酸酯	中极性	140	250	52	1.25	醇酯
XAD-9	亚砷	极性	250	80	45	1.26	
XAD-10	丙烯酰胺	极性	69	352			
XAD-11	氧化氮类	强极性	170	210	41	1.18	
XAD-12	氧化氮类	强极性	25	1300	45	1.17	
Diaion 系列							
HP-10			400	300	小	0.64	二烯乙苯
HP-20			600	460	大	1.16	
HP-30	苯乙烯	非极性	500~600	250	大	0.87	
HP-40			600~700	250	小	0.63	
HP-50			400~500	900		0.81	

(三) 影响吸附过程的因素

影响吸附过程的因素主要有吸附剂、吸附物和溶剂的性质以及吸附过程的操作条件等。

1. 吸附剂的性质

一般要求吸附剂的吸附容量大、吸附速度快、机械强度高。吸附容量除外界条件外，主要与表面积有关。比表面积越大，空隙度越高，吸附容量就越大。吸附速度主要与颗粒度和孔径分布有关。颗粒度越小，吸附速度就越快。孔径适当，有利于吸附物向孔隙中扩散。所以要吸附分子质量大的物质时，就应该选择孔径大的吸附剂，要吸附分子质量小的物质，则需选择比表面积大且孔径较小的吸附剂；而极性化合物，需选择极性吸附剂；非极性化合物应选择非极性吸附剂。

2. 吸附物的性质

结构相似的化合物，在其他条件相同的情况下，高熔点的易被吸附，这是因为高熔点的化合物一般来说溶解度都比较低，所以易被吸附。溶质自身或在介质中能缔合时有利于吸附，如乙酸在低温下缔合为二聚体，所以乙酸在低温下能被活性炭吸附。吸附物若在介质中离解，其吸附量必然下降。例如对两性化合物（氨基酸、蛋白质等）的吸附，最好在非极性或者在低极性介质内进行，这时它们离解甚微。若在极性介质内吸附，则必须在等电点附近的 pH 范围内进行。

3. 溶剂及操作条件的影响

一般吸附物溶解在单溶剂中易被吸附，而溶解在混合溶剂中不易被吸附。所以可用单溶剂吸附、混合溶剂解吸。溶液的 pH 影响某些化合物的离解度，从而影响吸附性能，一般 pH 应选择在吸附物离解度最小的范围内，如有机酸在酸性下，胺类在碱性下较易为非极性吸附剂所吸附。对于物理吸附，由于吸附热较小，温度变化对吸附的影响不大。但温度对吸附物的溶解度有影响。当吸附物的溶解度随温度升高而增大时，则温度升高不利于吸附。

二、吸附操作及设备

吸附操作主要有两种，一种为搅拌罐内的吸附操作，即吸附主要在搅拌容器内进行，使吸附剂与溶剂均匀混合，充分接触，促使吸附的进行。另一种是吸附剂在容器中形成床层，溶液从床层流过时被吸附，床层可以是固定床或移动床，操作方式多采用间歇式，也有采用多级串联式。

(一) 搅拌罐内的吸附操作

这种吸附操作的主要设备为一搅拌罐，其结构与萃取操作中的物料混合罐基本相同。

溶液和吸附剂在搅拌罐中通过搅拌充分接触，在操作温度下维持一定时间后，通过沉降或过滤将吸附剂与液体分离，再进入下一道解吸工序。

若一次加入溶液量为 V ，其浓度为 c_0 ，加入吸附剂量为 m ，吸附结束后，溶液浓度变为 c ，设吸附剂的初始吸附量为 q_0 ，吸附结束后的量变为 q ，则物料衡算有：

$$m(q - q_0) = V(c_0 - c)$$

或

$$q = q_0 + \frac{V}{m}(c_0 - c) \quad (2-3-42)$$

即表示经一定时间后吸附量 q 与溶液浓度 c 之间的操作关系, 操作线的斜率为 $\frac{V}{m}$, 此操作线与平衡线的交点即为吸附达到平衡时的最大吸附量 q_{\max} , 与此对应的溶液, 浓度则为最小浓度 c_{\min} 。

又若吸附平衡满足弗尔德利希方程。

则:
$$q = Kc^{\frac{1}{n}}$$

由以上两式可计算吸附剂用量 m 或平衡后溶液浓度 c 。

[例 2-3-2] 在早期的实验中, 用活性炭吸附庆大霉素时适合方程 $q = 35.1c^{0.41}$ 。方
程中, q 的单位是 mg/cm^3 , c 的单位是 mg/L , 今将 10cm^3 的新鲜活性炭加入到 3.0L 浓度为 $46\text{mg}/\text{L}$ 的抗生素发酵液中, 其回收率为多少?

解: 由
$$q = q_0 + \frac{V}{m} (c_0 - c)$$

且
$$q_0 = 0$$

则:
$$q = \frac{3.0}{10} (46 - c) = 13.8 - 0.3c$$

吸附平衡时: $q = 35.1c^{0.41}$

解以上两式可得: $q = 13.8\text{mg}/\text{cm}^3$, $c = 0.105\text{mg}/\text{L}$

所以回收率为
$$\frac{c_0 - c}{c_0} = \frac{46 - 0.105}{46} = 99.8\%$$

[例 2-3-3] 用纤维吸附磷酸甘油酸激酶时, 吸附遵循 Langmuir 等温线, 实验确定的吸附方程为:

$$q = \frac{70c}{50 + c} \quad (\text{mg}/\text{cm}^3)$$

若将 1.5L 含酶 $220\text{mg}/\text{L}$ 的溶液在 90% 的回收率下, 需加纤维素量为多少?

解: 对于 90% 的回收率时:

$$c = 0.10c_0 = 0.10 \times 220 = 22 \quad (\text{mg}/\text{L})$$

则:
$$q = \frac{70 \times 22}{50 + 22} = 21.4 \quad (\text{mg}/\text{cm}^3)$$

由:
$$m (q - q_0) = V (c_0 - c)$$

得纤维素用量为:

$$m = V \frac{c_0 - c}{q - q_0} = 1.5 \times \frac{220 - 22}{21.4 - 0} = 13.9 \quad (\text{cm}^3)$$

(二) 固定床吸附

固定床吸附是最普通且最重要的吸附操作, 用于吸附的主要设备有吸附柱或吸附塔。吸附柱的结构基本同离子交换柱。柱内充满吸附颗粒, 待吸附分离的溶液从吸附柱顶部进入, 底部流出。实际上, 吸附只是在床层的一部分区域内进行, 其余部分或者在床层顶部已达到饱和而处于平衡状态, 或者在床层底部还处于尚未开始吸附的状态。随着吸附的进行, 吸附区逐渐向出口端移动, 直至吸附区的末端到达床层的出口端, 若溶液出床层的浓度等于进口浓度时, 则吸附床层全部达到饱和状态, 实际中是不允许的。

与搅拌罐吸附相比, 理论上搅拌罐只能达到一级吸附平衡, 而固定床可能达到多级吸附平衡。如果将吸附床层不断向上移动, 顶部不断排出已达到饱和状态的床层, 而从底部

不断补充新的吸附床层，使吸附床层向上移动的速度等于吸附区向下移动的速度，则沿吸附柱任一截面上的吸附量和浓度将保持不变。这样就可把固定床的间歇式吸附操作变成连续吸附操作。

吸附设备的计算，可在实验的基础上采用流速相等（即小设备内单位床层面积上溶液的流量与大设备的流量相等）的原则进行放大。图 2-3-24 所示为固定床出口浓度 c 随时间 t 的变化曲线。

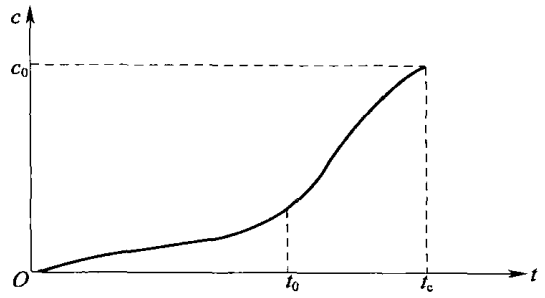


图 2-3-24 固定床吸附的突变线

若吸附床的截面积为 A ，吸附床高度为 L ，则吸附区的高度为：

$$L_a = L \frac{t_c - t_0}{t_0} = L \frac{\Delta t}{t_0} \quad (2-3-43)$$

当 $t_0 = t_c$ 时， $L_a = 0$ ，表示整个床层全部为饱和区。

饱和区的高度：

$$L_s = L - L_a = L \left(1 - \frac{t_c - t_0}{t_0}\right) = L \left(1 - \frac{\Delta t}{t_0}\right) \quad (2-3-44)$$

设吸附平衡区的吸附量为 q ，吸附区的平均吸附量为平衡吸附量的 $\frac{1}{2}$ ，即 $q_a = \frac{1}{2}q$ ，则固定床的总吸附率为：

$$y = \frac{qAL \left(1 - \frac{\Delta t}{t_0}\right) + \frac{1}{2}qAL \frac{\Delta t}{t_0}}{qAL}$$

即：

$$y = 1 - \frac{1}{2} \cdot \frac{\Delta t}{t_0} \quad (2-3-45)$$

$$\Delta t = t_c - t_0$$

式中 t_0 ——固定床出口端溶液浓度突变时所需要的吸附时间

t_c ——固定床全部达到饱和状态时所需要的吸附时间

显然，吸附区上 L_a 愈小，则床层利用率愈高。实践证明，这种方法用来作为吸附床计算的基础是比较可靠的。

吸附柱的计算方法，一种是采用等流速放大，即吸附柱长度和溶液流速恒定，改变吸附柱直径。工程中还可采用单位体积吸附剂中溶液流量不变的方法进行放大，而流速和柱的长度发生变化，计算过程可参考有关资料。

[例 2-3-4] 用一化学修饰的纤维素固定床吸附乳酸脱氢酶。已知固定床直径 0.7cm，高度 1.3m，空隙率 0.3，酶稀溶液浓度为 1.7mg/L，此种条件下，吸附符合以下线性等温线， q (mg/cm³) = 38c (mg/L)。

在一定流速下，操作 6.4h 出现突变点，10h 后固定床失去吸附能力，计算：

- ① 突变时吸附段的高度；
- ② 平衡段的高度；
- ③ 固定床吸附率。

解：① 突变时吸附段的高度：

$$L_s = L \frac{\Delta t}{t_0} = 1.3 \times \frac{10 - 6.4}{6.4} = 0.73 \text{ (m)}$$

② 平衡区的高度：

$$L_s = L \left(1 - \frac{\Delta t}{t_0}\right) = 1.3 \times \left(1 - \frac{10 - 6.4}{6.4}\right) = 0.57 \text{ (m)}$$

③ 固定床吸附率：

$$y = 1 - \frac{1}{2} \cdot \frac{\Delta t}{t_0} = 1 - \frac{1}{2} \times \frac{10 - 6.4}{6.4} = 72\%$$

吸附量： $yqLA = yLA(38c)$

$$= 0.72 \times 130 \times \frac{\pi}{4} \times 0.7^2 \times 38 \times 1.7$$

$$= 2326 \text{ (mg)}$$

$$= 2.326 \text{ (g)}$$

第四节 色谱分离方法及设备

色谱分离（Chromatographic Resolution, CR）是一组相近分离方法的总称。它是利用多组分混合物中各组分物理化学性质（如吸附力、分子极性、分子形状和大小、分子亲和力、分配系数等）的差别以不同程度分布在两个相中。其中一个相为固定相，通常为表面积很大或多孔的固体；另一相为流动相，是液体或气体（分别称为液相色谱和气相色谱）。当流动相流过固定相时，由于各组分在两相间的分配情况不同，使易分配于固定相中的物质移动速度慢，而易分配于流动相中的物质移动速度快，从而达到逐步分离的目的。

色谱分离已成为目前生物产品高度纯化的重要手段之一，主要用于成品或中间品的鉴定、成品纯度的检查、粗制品的纯化、精制等。与其他分离纯化方法相比，色谱分离具有以下优点：① 分离效果高，色谱分离的效率是目前分离纯化技术最高的；② 应用范围广，从极性到非极性、离子型到非离子型、小分子到大分子、无机到有机及生物活性物质，以及热敏性化合物都可用色谱方法分离。尤其对生物大分子样品的分离，是其他方法无法替代的；③ 选择性强，可通过多种途径选择不同操作参数，以满足不同样品的分离要求。如不同的色谱分离方法、不同的固定相和流动相、不同的洗脱方法、不同的操作条件如温度、pH、流速等；④ 快速分离，高效细颗粒固定相和高压液相的采用保证了高分离速率；⑤ 高灵敏在线检测及分离过程的自动化操作。但色谱法处理量小，不能连续操作，目前主要用于分析检测，半分离制品或小规模生产中。

一、色谱分离的类型及原理

（一）色谱分离的类型

按照溶质分子与固定相相互作用的机理不同，色谱分离可大致分成以下几类。

（1）吸附色谱 吸附色谱（Adsorption Chromatography, AC）是指混合物随流动相通过固定相（吸附剂）时，由于固定相对不同物质的吸附力不同而使混合物分离的方法。其作用力可以是物理吸附作用，也可以是化学吸附作用，如范德华力、静电力、共价结合

力及氢键作用等。物理吸附的特点是无选择性，吸附速度较快，吸附过程可逆；化学吸附的特点是有了一定的选择性，吸附速度较慢，不易解吸。物理吸附和化学吸附可以同时发生，在一定条件下也可以互相转化。

(2) 分配色谱 分配色谱 (Distribution Chromatography, DC) 的流动相和固定相都是液体，因而又称为液液色谱，其原理是利用混合物中各物质在两液相中的分配系数不同而分离。根据分配原理进行色谱分离操作的方法有两种：一种是柱 (纸或板) 色谱分离法，其固定相是将与流动相互不相溶的液体涂渍到载体上形成的；另一种是逆流分配法，其固定相 (重相) 和流动相 (轻相) 都放在一组特别的分配管中，用来完成这种操作的仪器称为逆流分配仪。

(3) 离子交换色谱 离子交换色谱 (Ion Exchange Chromatography, IEC) 是基于离子交换树脂上可电离的离子与流动相中具有相同电荷的溶质离子进行可逆交换，由于混合物中不同溶质对交换剂中可发生电离的物质的分离。大多数生物大分子都是极性的，都可使其电离，所以离子交换色谱广泛应用于生物大分子的分离纯化中，离子交换色谱分离占主导地位。

(4) 凝胶色谱 凝胶色谱 (Gel Chromatography, GC) 以凝胶为固定相，是一种根据各物质分子大小不同而进行分离的色谱技术，因而又称为分子筛色谱 (Molecular Sieve Chromatography, MSC)、空间排阻色谱或尺寸排阻色谱 (Size Exclusion Chromatography, SEC)。凝胶是一种不带电荷的具有三维空间的多孔网状结构的物质，凝胶的每个颗粒的细微结构就如一个筛子。当混合物随流动相经凝胶柱时，较大分子不能进入所有的凝胶网孔而受到排阻，它们将与流动相一起首先流出；较小的分子能进入部分凝胶网孔，流出的速率较慢；更小的分子能进入全部凝胶网孔，而最后从凝胶柱中流出。

凝胶色谱主要用于脱盐、分级分离及分子质量的测定。脱盐是分离大小两类不同的分子，即无机盐与生物大分子；分级是将分子大小相近的物质分开，通常为生物大分子间的分离。采用凝胶色谱法能简便快速地分离那些样品组分中分子质量相差较大的简单化合物。对于复杂的未知样品，可采用凝胶色谱分离法进行初步分级分离，无需进行复杂实验就能获得样品组成分布方面较为全面的概况。

(5) 亲和色谱 亲和色谱 (Affinity Chromatography, AFC) 作为色谱分离技术的一个分支，对于生物大分子化合物的分离纯化具有特别重要的意义。众所周知，生物体中许多大分子化合物具有与其结构相对应的专一分子可逆结合的特性，如酶蛋白与辅酶、抗原和抗体、激素与其受体、核糖核酸与其互补的脱氧核糖核酸等体系，都具有这种特性，生物分子间的这种专一结合能力称亲和力。如果把与目的产物具有特异亲和力的生物分子固定化后作为固定相，则当含有目的产物的混合物 (流动相) 流经此固定相时，即可把目的产物从混合物中分离出来。

在实际操作中，不同分离机理常同时存在。例如，在硅胶薄层色谱中，同时包含吸附作用和分配作用；在生物大分子的离子交换色谱分离中，有时会包含离子交换作用、吸附作用、分子筛作用和生物亲和作用等机理。此外，离子交换作用和亲和作用也可看作是特殊的吸附作用，因而也可把离子交换色谱和亲和色谱归类于吸附色谱。由此看来，上述分类仅具有相对意义。

根据固定相的形状不同，色谱分离可分为柱色谱、纸上色谱和薄层色谱。

(1) 柱色谱分离 各种不同机理的色谱分离都可在柱中进行。柱色谱分离具有进样量大和回收容易等优点，除用于分析外，还广泛用于生物样品的制备和工业生物产品的分离与纯化。用作分析时，其分辨率不如纸上色谱和薄层色谱高。

(2) 纸上色谱分离 纸上色谱即以滤纸为载体的分配色谱。滤纸纤维一般能吸附25%~29%的水分，其中6%~7%以氢键与纤维素的羟基结合，在一般情况下，不易除去。而滤纸纤维与有机溶剂的亲合力甚弱，所以纸上色谱分离实际上是以滤纸纤维及其结合水作为固定相，以有机溶剂作为流动相的分配色谱分离。

纸上色谱分离具有设备简单、操作方便、分辨效率较高、所需样品量少等优点，被广泛用于定性分析与定量分析。但由于分离量少和回收困难，因而一般不用于制备和生产。此外，纸上色谱的分离速率较慢，一般需要几十个小时。

(3) 薄层色谱分离 薄层色谱分离是将固定相在玻璃平板上铺成薄层进行分离的一种分离技术。根据玻璃平板上所涂固定相不同，薄层色谱又分为薄层吸附色谱、薄层分配色谱、薄层离子交换色谱和薄层凝胶色谱等。

薄层色谱是柱色谱和纸上色谱两者的结合，兼有两者的优点，如操作简便、分离效率高和适合于不同分离机理的色谱分离等。薄层色谱分离法主要用于分析，如果增加薄层厚度(2~3mm)，处理量即可增加，故也可用于小量样品的制备。

另外，根据流动相的状态不同，可分为气相色谱、液相色谱和超临界色谱分离；根据操作压力不同可分为低压色谱(<0.5MPa)、中压色谱(0.5~5 MPa)和高压色谱(>5MPa)分离。

色谱分离的规模与一般分离技术相比是相当小的。根据操作时一次进样量的多少，色谱分离的规模可分为4个等级：

- ① 色谱分析：<10mg；
- ② 半制备（或称中等规模制备）：10~50mg；
- ③ 制备（或称样品制备）：0.1~10g；
- ④ 工业生产：>20g/d。

(二) 色谱分离原理

如图 2-3-25 所示，若将欲分离的混合物加入色谱柱的上部，让其流入柱内，然后加入洗脱剂（流动相）冲洗，由于混合物中的各组分与固定相间存在一定的亲和力，使得各组分的移动速度小于流动相的速度，如亲和力不等，则各组分的移动速度也不一样，显然，亲和力小的组分，移动速度快，当继续加入洗脱剂时，这种组分（图中三角形分子）最先从柱中流出，而亲和力大的组分（图中球形分子）移动速度慢，最后从柱中流出，从而得到分离。加入洗脱剂而使各组分分层的操作称为展开。操作中可以

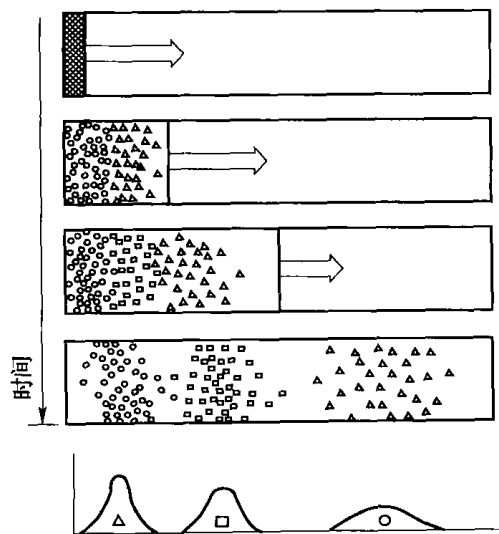


图 2-3-25 色谱分离过程

适用范围。

在吸附薄层色谱过程中，展开剂（溶剂）是不断供给的，所以吸附在活性点上的物质不断地被解吸，而解吸出来的物质溶解于展开剂中并随之向前移动，遇到新的吸附表面，又会部分地被吸附而建立新的平衡。显然，吸附力较弱的组分，首先被展开剂解吸下来，推向前去，而吸附力强的组分被扣留下来，解吸较慢。

吸附色谱法中，溶质与吸附剂之间的亲和力主要是分子间力或化学键力，依靠分子间力吸附称为物理吸附。物理吸附一般无选择性，吸附速度快，吸附过程是可逆的，且吸附热小，一般为 $20\sim 40\text{kJ/mol}$ ，吸附可以是单层或多层。依靠化学键力吸附称为化学吸附，与物理吸附相比，化学吸附有选择性，吸附速度慢，不易解吸，吸附热较大，约为 $40\sim 400\text{kJ/mol}$ ，被吸附的分子一般是单层的。物理吸附与化学吸附可以同时发生，且在一定条件下可以互相转化，例如低温时为物理吸附，当温度升到一定值后可能转化为化学吸附。

吸附色谱法的关键是选择吸附剂和展开剂。生物工业中常用的吸附剂有氧化铝（中性氧化铝，碱性氧化铝和酸性氧化铝）、硅胶、活性炭、纤维素、聚酰胺、硅藻土等。展开剂的选择一般应由实验决定。展开剂的极性愈大，则对同一化合物的洗脱能力也愈强。展开剂的选择一般应考虑：① 展开剂对被分离物质应有一定的解吸能力，但又不能太大。通常展开剂的极性应该比被分离物质略小；② 展开剂应对被分离物质有一定的溶解度。

二、色谱分离操作条件及设备

（一）色谱分离操作条件

以丝裂霉素的精制为例，先用活性炭吸附发酵滤液，丙酮洗脱，蒸去丙酮后得浓缩溶液，使产物与发酵液分离；用氯仿萃取后进一步除杂；氯仿萃取液上氧化铝柱进行吸附色谱分离，操作中，先用氯仿冲洗，接着以氯仿-丙酮（3：2）展开剂注入氧化铝柱展开。其中蓝紫色色带为有效成分丝裂霉素，再进行蒸发，结晶即可得到蓝紫色丝裂霉素结晶。操作中，色谱分离工艺条件的选择至关重要。

分离柱内的固定相必须均匀，柱内不发生气泡，柱体垂直，固定相表面保持水平；溶质的上柱量应根据分离要求和床体积 V_t 的大小来确定，一般分离要求越精确相应的比例应越小，其范围在（3%~30%） V_t 之间，溶质的浓度对分离效果影响不大，但溶液黏度影响分离效果，一般应小于 $0.01\text{Pa}\cdot\text{s}$ ；固定相粒度细，分离效果好，但柱内液体流速慢，常用于小型实验中，大规模分离时应采用较粗的颗粒。颗粒大，液体流动阻力小，流速快。但流速太快，洗脱峰往往变宽。操作时应根据实际需要，在不影响分离的情况下，可适当提高流速，以减少分离时间。工业规模的色谱分离流程如图 2-3-26 所示。

（二）色谱分离设备

分离柱可用玻璃管或有机玻璃制造，以便于观察色带的移动情况。实验室中所用的柱，直径最小为几毫米，一般为 $2\sim 15\text{cm}$ ，直径太小的柱使用不便，装柱困难，但适用于选择固定相和溶剂的小试验。工业生产的分离柱可用金属材料，内涂防腐层或用不锈钢、搪瓷玻璃。有时在柱壁嵌一条玻璃狭带，便于观察。柱的入口端应有进料分布头，使进入

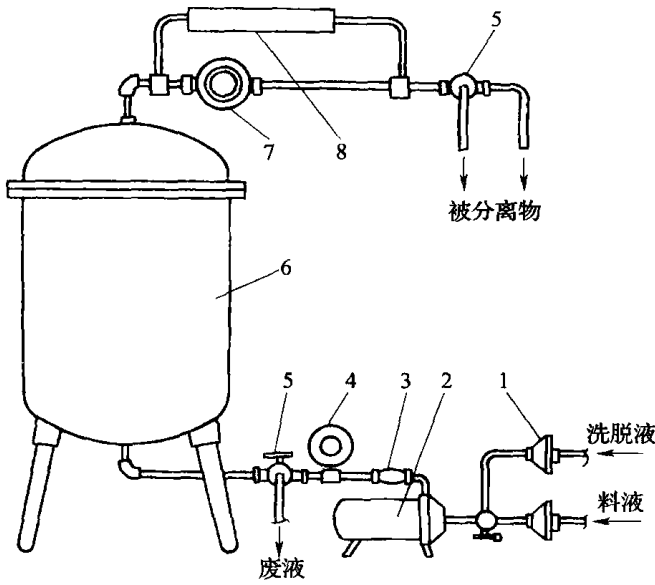


图 2-3-26 工业规模的色谱分离流程

- 1—过滤器 2—泵 3—流速调节阀 4—单色仪
5—三通阀 6—分离柱 7—流量计 8—检出仪

利用这种方法做定量检测。

在分离生物活性物质时，分离柱有时需要热夹套以保持操作能在适宜的温度下进行。图 2-3-28 所示为一双层管分离柱，管间可通热水保温，底部设有漏斗状滤板托盘，以减少底部死体积，托盘周围用橡胶圈与柱壁密封。为使用方便起见，柱上下是对称的，对上行、下行或循环操作都适用。

图 2-3-29 所示为一种反转式分离柱，分离柱用两根支柱固定，支柱中部装有转轴，这样分离柱就可上下反转。操作时，经一层分离后，将分离柱上下反转，再进行第二次分离，可避免床层压紧。

在制造设计分离柱时，必须满足以下要求：

(1) 滤板下部的死角体积应尽可能小，如死角体积过大，则被分离组分之间又会重新混合，其结果是洗脱峰形底部变宽而出现拖尾现象，从而降低分辨率。精确分离时，死角体积不能超过床层体积的 1/1000。死角体积过大时可用玻璃珠充填。

(2) 支撑滤板要适宜，各种多孔砂芯或多孔有机玻璃均可作为分离柱的支撑滤板，但滤板的孔目要合适，既不能使滤板孔堵塞又不能使固定相流失。使用烧结玻璃时，为了防止表面粗糙而产生黏附现象，可在板上铺一层 400 目左右的尼龙布或人造丝。

柱内的流动相分布均匀，并有规则的流型。有时也可在分离柱顶面加一层多孔的尼龙圆片或保持一段缓冲液层。分离柱的高径比 (L/D) 大，有利于分离，其比一般为 $L/D = 10 \sim 30$ ；而对于分离差异极小的物质，高径比可高达 100，过长的分离柱流动阻力大，有时还会发生“壁面效应”，一般不宜过长。分离柱的出口管子应该尽量短些，这样可避免已分离的组分重新混合。

最简单的玻璃管分离柱如图 2-3-27 所示，柱的底部用玻璃纤维或砂芯滤板衬托。砂芯板最好是活动的，能够卸下，这样分离结束后，能够将固定相推出。如果色带是有颜色的，则可将它们分段切下，有时可以

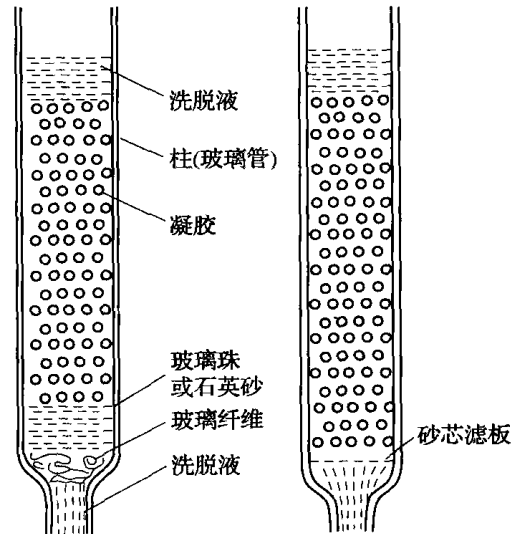


图 2-3-27 玻璃色谱分离柱

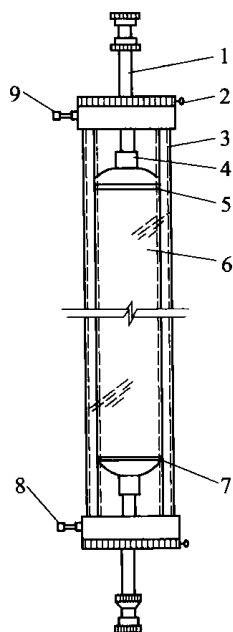


图 2-3-28 带热夹套分离柱

- 1—接管 2—固定螺钉 3—保温夹套
4—尼龙管 5—滤板 6—柱体 7—密封橡胶圈
8—保温水出口 9—保温水进口

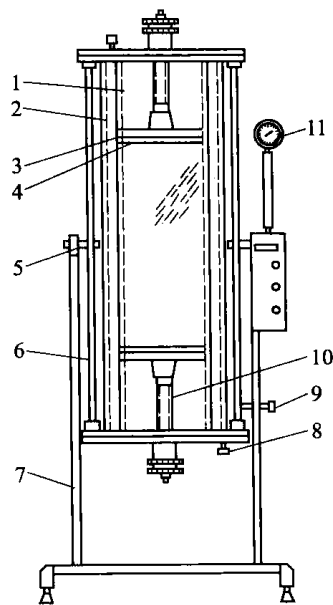


图 2-3-29 反转式分离柱

- 1—柱体 2—保温夹套 3—密封橡胶圈 4—滤板
5—转轴 6—支柱 7—支架 8—保温液进出口
9—固定螺钉 10—尼龙管 11—压力表

三、色谱分离过程的放大

实验室色谱分离的成功常常引起对大规模色谱分离的兴趣。色谱分离过程的放大就是要在生产率与纯度维持不变的情况下增加生产能力。若采用增加溶质浓度的简单方法，会使溶液黏度增大，分离柱饱和，从而降低了产品的纯度。

增加生产能力，而又维持产品纯度不变的一个有效的方法是增加分离柱中的溶液流量。而维持产品纯度不变则需要分离柱中各组分的浓度分布不发生明显的变化，一般情况下，各组分在分离柱中的浓度分布接近于高斯分布，于是这个浓度曲线可用式 (2-3-46) 近似表示：

$$c = c_0 \exp \left[-\frac{(t - t_0)^2}{2t_0^2 \sigma^2} \right] \quad (2-3-46)$$

或者

$$c = c_0 \exp \left[-\frac{(t/t_0 - 1)^2}{2\sigma^2} \right]$$

- 式中 c_0 ——洗脱出现峰值时的最大浓度
 c ——洗脱任一时间的浓度
 t_0 ——洗脱达到最大浓度所需的时间
 t ——洗脱时间
 σ ——标准偏差

在洗脱出现最大浓度时的洗脱体积为 V_0 ， t 时刻的洗脱体积为 V ，则式 (2-3-46) 可写成：

$$c = c_0 \exp \left[-\frac{\left(\frac{V}{V_0} - 1\right)^2}{2\sigma^2} \right] \quad (2-3-47)$$

由式 (2-3-47) 可见, 浓度 c 是 c_0 、 V/V_0 及 σ 3 个参数的函数, 如果这 3 个参数发生了变化, 那么浓度曲线将发生相应的变化。 c_0 及 V/V_0 在实验室和大规模的色谱分离中容易保持恒定, 最大浓度 c_0 取决于进口浓度, 体积比 V/V_0 (或时间比 t/t_0) 也易于保持恒定。如床层高度增加一倍, 则床层流速也增加一倍。

在固定床色谱分离中, 标准偏差可由下式表示:

$$\sigma^2 = \frac{\omega}{KAL} \quad (2-3-48)$$

式中 ω ——液体表观流速

L ——分离柱床层高度

A ——固定相颗粒比表面积; 对于球形填充颗粒, 若床层孔隙率为 ϵ , 则:

$$A = \frac{6}{d} (1 - \epsilon)$$

K ——速度系数

d ——颗粒直径

可见, 标准偏差 σ 是流速 ω 、床层厚度 L 、颗粒比表面积 A 及速度系数 K 的函数。影响速度系数的因素较多, 主要取决于吸附过程的控制步骤。这里仅考虑一般的限制情况。若考虑到吸附为颗粒内部的扩散所控制, 那么 K 与液体的表面流速无关, 仅与颗粒直径成反比。

$$K \propto \frac{1}{d} \quad (2-3-49)$$

又若控制步骤在于流体与颗粒的表面扩散之间, 则:

$$K \propto (\omega/d)^{\frac{1}{2}} \quad (2-3-50)$$

这种情况下, K 随着 ω 的增加而增加, 而随着颗粒直径的增加而减小。

于是我们可以得到, 对于由颗粒内部的扩散和反应所控制时, 标准偏差为:

$$\sigma^2 \propto \frac{\omega d^2}{L} \quad (2-3-51)$$

由外部扩散控制时:

$$\sigma^2 \propto \frac{\omega^{\frac{1}{2}} d^{\frac{3}{2}}}{L} \quad (2-3-52)$$

式 (2-3-51)、式 (2-3-52) 可写成等式:

$$\left(\frac{\sigma_1}{\sigma_2}\right)^2 = \left(\frac{\omega_1}{\omega_2}\right) \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 \left(\frac{L_2}{L_1}\right) \quad (2-3-53)$$

$$\left(\frac{\sigma_1}{\sigma_2}\right)^2 = \left(\frac{\omega_1}{\omega_2}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^{3/2} \left(\frac{L_2}{L_1}\right) \quad (2-3-54)$$

式中的参数分别表示实验条件下和放大后的标准偏差、液体流速、颗粒直径及床层高度。

由以上的分析可以看出, 不管是内部扩散控制或外部扩散控制, 增加分离柱颗粒直径 d 都会使 σ 增大, 因此改变了分离的高峰。若固定颗粒直径 d 不变, 增加 ω 、 L , 并维持 ω/L 不变, 这显然是有利的, 但流动阻力会显著增加, 特别是在颗粒直径较小的情况下操作, 过大的压力降会破坏、堵塞填充床。因此维持 ω/L 为一常数, 而同时增加 ω 和 L 也只限于一定的范围内。相反, 有时采用短而粗的分离柱, 即增大流量可通过增加流通截面积来实现, 也是一种有效的放大方法。

色谱分离的放大计算目前还面临着许多理论上和工程上的问题，因此，色谱分离方法主要局限于实验室范围内，近年来已开展了大量的研究，取得了一定的进展。

思考题

1. 试分析比较多级错流萃取与多级逆流萃取的异同点。

2. 叙述双水相萃取的原理、方法及所适用物质的类型。

3. 采用溶剂萃取抗生素 A 和 B，初始水相中二者的质量浓度相等，A 和 B 的分配系数分别为 10 和 0.1 且与浓度无关。设每次萃取均达到平衡，且萃取前后各相体积保持不变。计算：

(1) 若采用一级萃取，萃取水相中 90% 的 A，所需相比（即有机相与水相的体积比）应该是多少？此时有机相中 A 的纯度（即 A 在有机相中占抗生素总质量的百分数）是多少？

(2) 若采用多级错流萃取，每级萃取用新鲜有机相，相比均为 0.5，A 在有机相中的收率达到 90% 以上所需的萃取级数应为多少？并计算有机相中 A 的实际最大收率和平均纯度。

4. 叙述离子交换树脂的分离原理及选择离子交换树脂时应考虑的理化性能。

5. 离子交换罐放大时，可采用交换罐负荷相同的原则放大，也可采用交换罐中空塔流速相同的原则放大。叙述其异同点与各自的优缺点。

6. 某吸附剂等温吸附溶质 A 符合 Freundlich 方程，吸附剂用量为 A ，料液体积为 V ，试计算一次吸附， n 次吸附（吸附剂平均分配）的残留溶质浓度。

7. 在选择和设计色谱分离柱时，为防止已分离的组分重新混合，使洗脱峰出现拖尾现象，分离柱应满足哪些要求？

第四章 蒸发与结晶设备

蒸发是浓缩操作的一种手段，为化工领域的重要操作单元之一，在生物工业中被广泛采用。由于生物工业所生产的产品通常为具有生物活性的物质，或对温度较为敏感的物质，这是蒸发浓缩操作在生物工业中应用时要特别注重的问题。

在实际应用过程中，综合考虑生产成本、产品质量和设备投资等因素，蒸发手段常与电渗析、离子交换、超滤等其他浓缩方法共同配合使用，以达到浓缩过程经济合理的目的。蒸发仅是浓缩的方法之一，而不是目的，在设计或选择浓缩设备、工艺流程时，应充分应用或创造性利用现有的科技成果，使设计和选型先进、经济、合理。

在发酵工业中，蒸发操作常用于将稀溶液浓缩到规定浓度以符合工艺要求，如将麦芽汁浓缩到规定浓度再进行发酵；或将溶液浓缩至一定的浓度，使其他工序更为经济合理，如将谷氨酸发酵液浓缩到一定浓度再进行冷冻等电操作；或将溶液浓缩一定浓度以便进行结晶操作。

结晶操作是获得纯净固体物质的重要方法之一。发酵工业的许多产品，如谷氨酸一钠盐、柠檬酸、葡萄糖、核苷酸等都是用结晶的方法提纯精制的。

蒸发与结晶之间最大区别在于，蒸发是将部分溶剂从溶液中排出，使溶液浓度增加，溶液中的溶质没有发生相变；而结晶过程则是通过将过饱和溶液冷却、蒸发，或投入晶种使溶质成为晶体析出。结晶过程的操作与控制比蒸发过程要复杂得多。

本章将对生物工业中常用的蒸发、结晶设备的工作原理、设计及选型进行分析讨论。

第一节 常压与真空蒸发设备

蒸发浓缩是将稀溶液中的部分溶剂汽化并不断排除，使溶液浓度增加。为了强化蒸发过程，工业上应用的蒸发设备通常是在沸腾状态下进行的，因为沸腾状态下传热系数高，传热速度快。并且根据物料特性及工艺要求采取相应的强化传热措施，以提高蒸发浓缩的经济性。

无论是哪种类型的蒸发器都必须满足以下基本要求：① 热能的不断供给，以维持溶液的沸腾和补充溶剂汽化所带走的热量；② 溶剂蒸汽（即二次蒸汽）的不断排除；③ 一定的热交换面积，以保证传热量。

蒸发可以在常压或负压（减压）状态下进行，在负压状态下进行的常称为真空蒸发。在生物工业中通常采用真空蒸发，这是因为真空蒸发具有以下优点：① 物料沸腾温度降低，避免或减少物料受高温发生质变；② 沸腾温度降低，提高了加热蒸汽和溶液热交换的温度差，增加了传热强度；③ 为二次蒸汽的利用创造了条件，可采用双效或多效蒸发，提高热能利用率；④ 由于物料沸点降低，蒸发器热损失减少。

一、常压蒸发设备

常压蒸发设备在工业中的应用已逐渐减少。在生物工业中的应用实例之一为啤酒厂的

麦汁煮沸锅。它的主要作用是将糊化、糖化、过滤后麦芽汁煮沸、浓缩到一定的发酵糖度。麦汁煮沸锅具有多种形式，从形状分有圆筒球底、圆筒凹底和矩形不等边底等，从加热形式分为夹套加热式、内置加热式和外置加热式。无论什么结构的麦汁煮沸锅，其上部形式如同啤酒糖化锅和糊化锅，呈球形、碟形或锥形封头，封头中央有一圆筒形排气管，排气管要有一定的大小和高度，其大小可按二次蒸汽排出的阻力进行计算，通常采用液体蒸发面的 $1/30 \sim 1/50$ 。排出的二次蒸汽会在排气管壁上冷凝，冷凝液由集液槽排除，使其不致重新流入锅内。排气管道装有调节风门，以防止室外冷空气倒流，影响产品质量。通气管内附有可开关的闸板。

(一) 夹套加热式麦汁煮沸锅

传统的圆筒球底麦汁煮沸锅，容积小，由紫铜板或不锈钢板制作，可分为锅体、加热夹套、搅拌装置 3 个基本组成部分，有的锅内增设加热盘管，同啤酒糖化锅很相似。

圆形凹底麦汁煮沸锅，锅底为凹形（图 2-4-1），其加热面较球底大得多，且分为两个

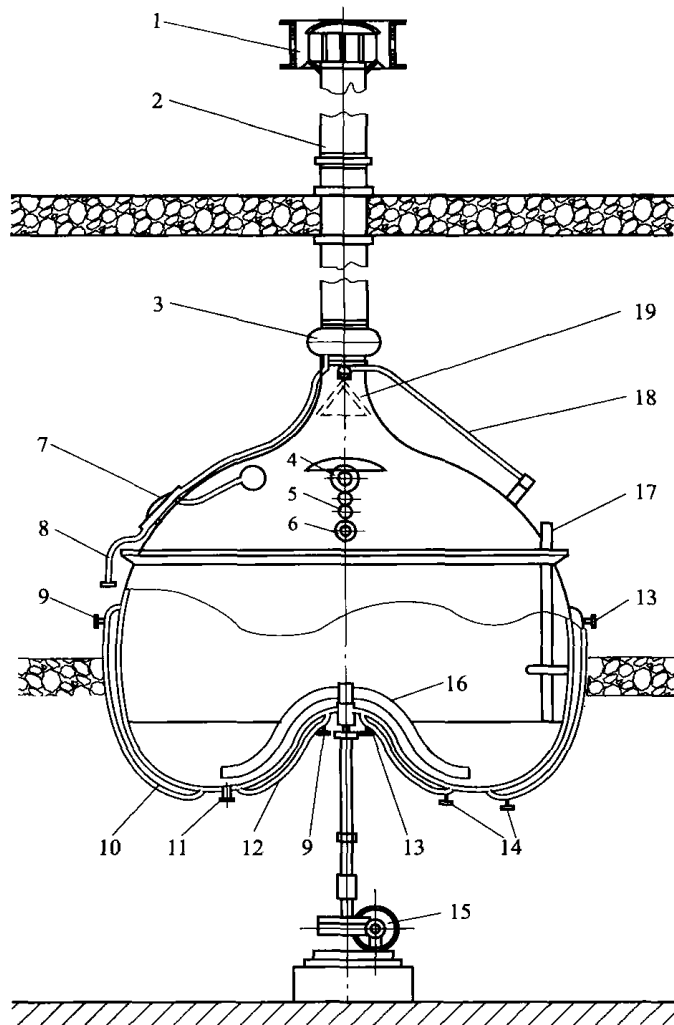


图 2-4-1 夹套加热式麦汁煮沸锅

- 1—筒形风帽 2—排气管 3—冷凝水槽 4—温度计 5—压力表 6—视镜 7—人孔
 8—冷凝水管 9—加热蒸汽进口 10—外夹套 11—进料、出料口 12—内夹套 13—不凝性气体出口
 14—冷凝水出口 15—变速装置 16—搅拌器 17—液位指示剂 18—风门调节杆 19—可调节风门

加热区，这样设计可以促进麦汁的对流和加强煮沸强度。两个加热区采用不同的加热温度，中心加热区能承受较高的压力，使用较高的加热温度。外夹套加热区圆周直径大，耐压能力差，采用较低压力的蒸汽进行加热。每个加热区分别装有进蒸汽管、排冷凝水管和排不凝性气体管。进汽管的位置约在夹层中上部，使蒸汽分布均匀。冷凝水排放管位于夹层的最低位置，使冷凝水能排除干净，避免冷凝水的积存而降低传热系数。排不凝性气体管位于夹套的最高位置，使不凝性气体能排除干净，一般紫铜板的麦芽汁煮沸锅的加热面积为 $0.1\sim 1\text{m}^2/\text{m}^3$ 麦芽汁，不锈钢制的设备传热面积为 $0.6\sim 1.2\text{m}^2/\text{m}^3$ 麦芽汁，因为不锈钢导热性能比铜差。

由于有两个加热区，可以实现麦汁的自然对流。安装搅拌器的作用主要是使物料受热均匀，沸腾前加速物料的对流，提高传热系数，同时减缓固体物料沉淀在加热表面而造成的过热和积垢现象。常用的搅拌器为后弯曲的圆周曲面搅拌器，曲面形状与锅底相似，离锅壁 $5\sim 10\text{cm}$ ，转速一般为 $33\sim 40\text{r}/\text{min}$ 。

这种型式的锅也有利于自动清洗。

（二）内置加热式麦汁煮沸锅

随着煮沸锅容量不断增大，其底部夹套加热面积的比例则相对减小，以致不能满足麦汁煮沸锅工艺需要，而且大型的铜锅不易加工，其强度小，且价格昂贵，目前已改用不锈钢制造。不锈钢的热导率较紫铜的热导率低得多。为了加强煮沸效果，改善麦汁对流情况，不锈钢煮沸锅的锅壁常加设由半圆管或槽型钢组成的加热层。底部加热层与锅壁加热层通常是分开的，采用不同的蒸汽压力。此外，也可在锅内部装置各种型式的内加热器。

加热器可置于锅的底部，锅底向外凸出，以放置加热器，如图 2-4-2（1）所示，加热器占锅容积的 $4\%\sim 5\%$ ，加热面大，一般为 $1.1\sim 1.2\text{m}^2/\text{m}^3$ 麦汁，每小时蒸发量可达 10% 左右。物料循环较好，操作弹性大。洗涤时洗涤液耗量少。

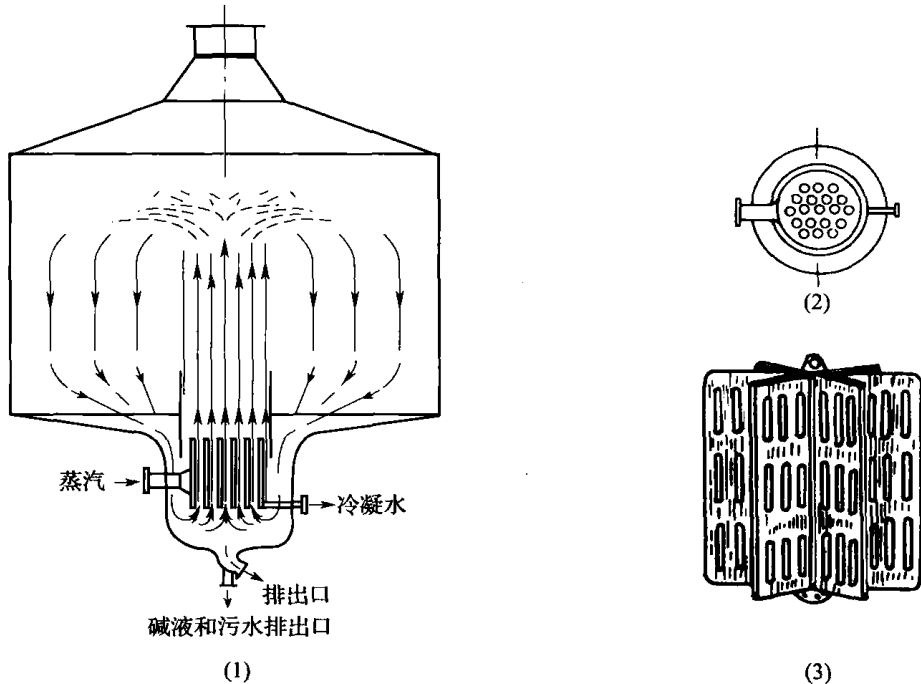


图 2-4-2 内置加热式麦汁煮沸锅

列管式内加热器是目前啤酒厂普遍采用的内加热器。这种内加热器由许多不锈钢加热排管所构成，如图 2-4-2 (2) 所示。也可采用蛇管加热器，为了符合多品种啤酒的生产要求，可将蛇管分成几组，按麦汁量的多少灵活控制，以便在麦汁量减少时，只利用部分加热面积。

星式内加热器由许多块内加热板所组成，如图 2-4-2 (3) 所示，板数可根据使用的材质和要求的蒸发量来决定。各板成放射状排列，加热板最多者达 30 块，如需进一步增加加热面，可在加热板周围围以环形加热器。

采用内置加热器，处于加热器部位的麦汁受热上升，在加热管上方喷出，锅底部麦汁则不断补充进入加热管周边，使麦汁在锅内形成强烈的对流，从而强化了传热方式，提高了蒸发效率，有效地减轻加热管外壁结垢，并可省去搅拌系统。

加热器喷出的直径应与煮沸锅的直径成一定的比例。加热器直径过大，麦汁上升速度过快，加热面积不能充分地利用；直径过小，则会导致锅外缘的麦汁得不到充分煮沸。解决此问题的办法，常用一高度可调的伞形罩或平面罩放在加热器上面，将由加热管喷出的煮沸麦汁，引向锅的外缘，从而产生良好的对流效果。

加热器的清洗时间可每天或较长时间洗涤一次，根据沉淀的蛋白质积垢而定。不及时清除积垢，将导致加热管壁传热能力下降，甚至堵塞加热管，无法使用。

与夹套加热式麦芽汁煮沸锅相比较，内置加热式具有以下优点：① 锅内物料循环得以显著改善，传热强度大，操作时间短，设备利用率高；② 由于没有夹套，对锅体的强度要求降低，减少锅体的加工制造成本；③ 由于不采用内部机械搅拌装置，不存在转轴密封问题。设备的操作及维护简单，清洗容易，节约电能，锅体设计简单化。

(三) 外加热式麦汁煮沸锅

外加热式麦汁煮沸锅由麦汁煮沸锅和外煮蒸发器组成，如图 2-4-3 所示。外煮蒸发器是一列管式热交换器。麦汁自煮沸锅由泵引出，从热交换器下部进入，经加热煮沸后，由热交换器上部排出，进入麦汁煮沸锅。煮沸锅及外煮蒸发器均需保温。

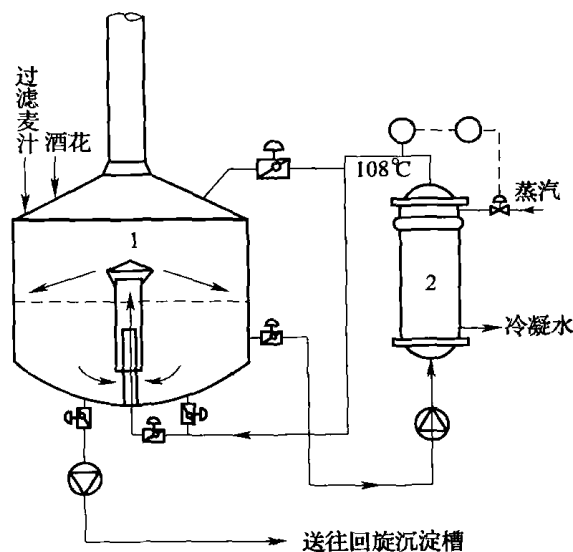


图 2-4-3 外加热式麦汁煮沸锅

由于外加在麦汁煮沸锅外部，因此麦汁煮沸锅可以兼作麦汁暂贮槽或回旋沉淀槽用。图 2-4-4 所示为煮沸锅兼作回旋沉淀槽用，麦汁由外煮蒸发器顶部流出后，以切线方向进入

麦汁煮沸锅, 锅的结构形式与回旋沉淀槽相似, 提高了设备的利用率。

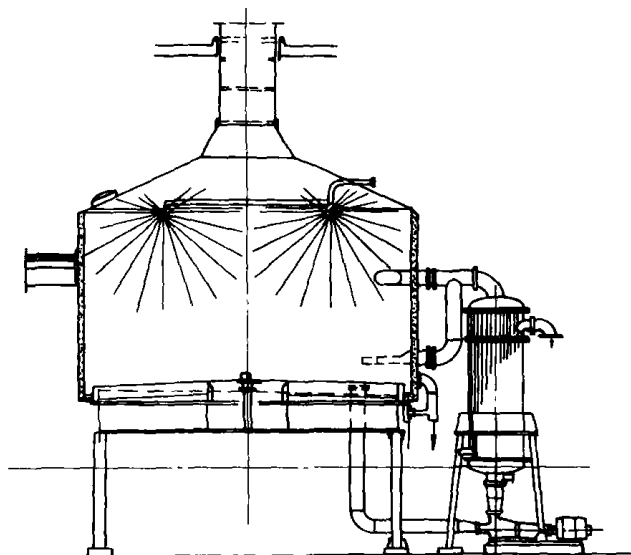


图 2-4-4 外加热式麦汁煮沸锅兼作麦汁暂贮槽或回旋沉淀槽用

二、真空蒸发设备

生物工业中大部分中间产物和最终产物是受热后会发生化学或物理变化的热敏性物质。热敏性物质受热后所产生的变化与温度的高低、受热时间长短相关。温度较低时, 变化缓慢, 受热时间短, 变化也很小。生物工业中常采用低温蒸发, 或在相对较高的温度条件下, 瞬时蒸发来满足热敏性物料对蒸发浓缩过程的特殊要求, 保证产品质量。

在真空状态, 溶液的沸点下降, 真空度越高, 沸点下降得越多。虽然真空蒸发温度较低, 但如果蒸发浓缩时间过长, 对热敏性物料仍有较大影响。为了缩短受热时间, 并达到所要求的蒸发浓缩量, 通常采用膜蒸发, 让溶液在蒸发器的加热表面以很薄的液层流过, 溶液很快受热升温、汽化、浓缩, 浓缩液迅速离开加热表面。膜蒸发浓缩时间很短, 一般为几秒到几十秒。因受热时间短, 较好地保证了产品质量。

(一) 管式薄膜蒸发器

管式薄膜蒸发器的结构实质是列管式换热器, 蒸汽走壳程, 物料走管程, 通过列管壁进行热交换, 不同的是物料沿加热管壁成膜而进行蒸发。按液体的流动方向可分为: 升膜式、降膜式、升降膜式等。

升膜式蒸发浓缩设备是指在蒸发器中形成的液膜与蒸发的二次蒸汽气流方向相同, 由下而上并流上升。设备的基本结构如图 2-4-5 所示。

物料从加热器下部的进料管进入, 在加热管内被加热蒸发拉成液膜, 浓缩液在二次蒸汽带动下一起上升, 从加热器上端沿汽液分离器筒体的切线方向进入分离器, 浓缩液从分离器底部排出, 二次蒸汽进入冷凝器。

升膜式蒸发器正常操作的关键是让液体物料在管壁上形成连续不断的液膜。液膜的形成过程如图 2-4-6 所示。如果液体的温度低于沸点温度, 加热管下端有一段作为预热区, 那么液体在管内的传热方式是对流传热不发生相变, 为了维持蒸发器正常操作, 加热管中液面一般为管高度的 $1/4 \sim 1/5$, 液面太高, 设备效率低 [图 2-4-6 (a)]。当温度升高达

到沸点时，则发生沸腾现象，所产生的气泡分散于连续的液相之中 [图 2-4-6 (b)]。热量继续增大，气泡生成更多，而且许多气泡汇成较大的气泡形成块状流 [图 2-4-6 (c)]。其后气泡进一步增大形成气柱 [图 2-4-6 (d)]，这时混合流体处于一种强烈的湍流状态，气柱向上升并带动其周围的部分液体一起运动，管壁上的液体受热不断蒸发，气柱不断增大，最后气柱之间的液膜消失，使蒸汽流在管子中央形成连续的蒸汽柱 [图 2-4-6 (e)]。液体只能分布于管壁，形成环状液膜，并在上升蒸汽的拖带下形成“爬膜” [图 2-4-6 (f)]。如果上升汽速进一步增大，液体蒸发时的二次蒸汽会把溶液以雾沫形式夹带离开液膜，在蒸汽柱内形成带有液体雾沫的喷雾流。此时二次蒸汽是连续相，其中的液体（雾沫）是分散相。同时，浸润管壁的“液膜”也是连续相，并迅速减薄，液膜的上升是靠高速蒸汽气流对液膜的拖带而形成，称为“爬膜”现象。这时液膜沿管壁上升不断受热蒸发，浓度不断增大，最后与二次蒸汽一齐离开，管子越高则上升蒸发时间越长，溶液浓缩越大 [图 2-4-6 (g)]。

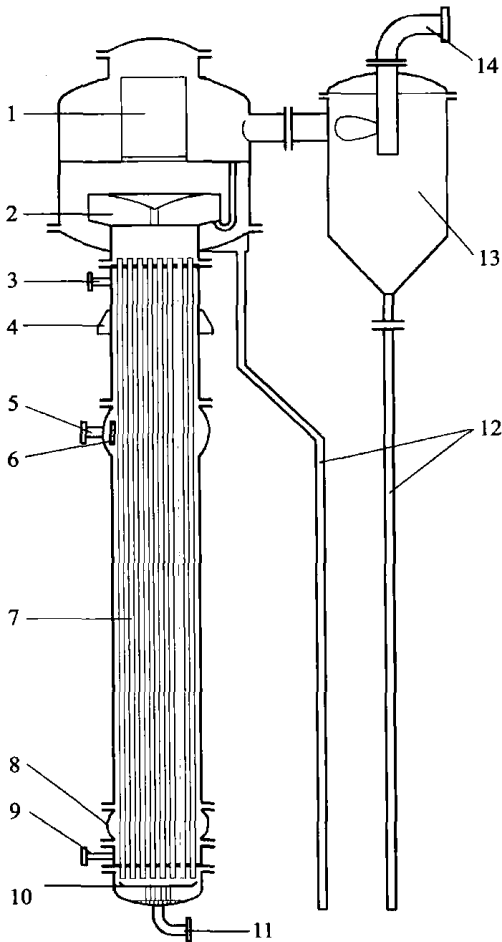


图 2-4-5 升膜式蒸发器的结构

- 1—惯性式汽液分离器 2—离心式汽液分离器 3—不凝性气体排除口
- 4—支座 5—加热蒸汽进口 6—蒸汽挡板 7—加热列管 8—膨胀节
- 9—冷凝水出口 10—料液分配盘 11—料液进口 12—浓缩液出口
- 13—急闪式真空冷却器 14—二次蒸汽出口（抽真空）

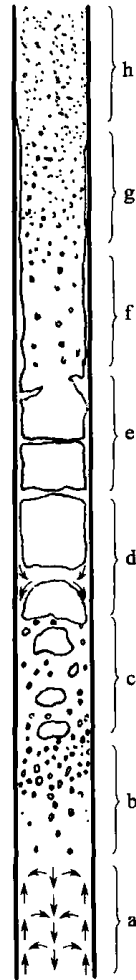


图 2-4-6 在升膜式蒸发器加热管中汽液两相的状态

可见升膜式蒸发的操作状况最好是形成爬膜到出现喷雾流之间。溶液在加热管中产生爬膜的必要条件是要有足够的传热温差和传热强度,使蒸发的二次蒸汽量和蒸汽速度达到足以带动溶液成膜上升的程度。温度差对蒸发器的传热系数影响较大。如温差小,物料在管内仅被加热,液体内部对流循环差,传热系数小。当温差增大,内壁上液体开始沸腾,当温差达到一定程度时,管子的大部分长度几乎为汽液混合物所充满,二次蒸汽将溶液拉成薄膜,沿管壁迅速向上运动。

如果传热温差过大或蒸发强度过高,传热表面产生二次蒸汽量大于二次蒸汽离开加热面的量,则二次蒸汽就会在加热表面积聚形成大气泡,甚至覆盖加热面,使液体不能浸润管壁,这时传热系数迅速下降,以致出现液膜局部干壁、结疤、结焦等不正常现象 [图 2-4-6 (h)],导致蒸发器非正常运行。

综上所述,升膜式蒸发器具有传热效率高,物料受热时间短的特点。为保证设备的正常操作,应维持在爬膜状态的温度差,并且控制一定的蒸发浓缩倍数,一般为 5 倍。保持真空度稳定。

升膜式蒸发器的结构由蒸发加热管、二次蒸汽液沫导管、分离器和循环管四部分组成。原料液由蒸发加热管的下部进料管进入,浓缩液与二次蒸汽从加热管上端切线方向进入分离器,浓缩液则从分离器底部排出,二次蒸汽被抽进冷凝器。

这种蒸发器浓缩物料的时间很短,对热敏性物料质量影响较小,特别对于发泡性黏度较小的热敏性物料比较适用。但不适用于黏度较大的 ($0.05\text{Pa}\cdot\text{s}$ 以上) 和受热后易产生积垢的,或浓缩后有结晶析出的物料。

对浓缩倍数要求高,而加热时间长又对物料不会产生不良后果,可将排料口放出的浓缩液部分回流至进料管,以增加浓缩倍数。

对于加热管子直径、长度选择要适当。管径不宜过大,一般在 $25\sim 80\text{mm}$,管长与管径之比一般为 $\frac{L}{D}=100\sim 500$,这样才能使加热面供应足够成膜的气速。事实上由于二次蒸汽流量和流速是沿加热管上升而增加,故爬膜工作状况也是逐步形成的。因此管径越大,则管子需要越长。但长管加热器结构比较复杂,壳体应考虑热胀冷缩的应力对结构的影响,需采用浮头管板或在加热器壳体加膨胀节。

有时可采用套管办法来缩短管长。套管式升膜蒸发器如图 2-4-7 所示,这是用于链霉素浓缩的蒸发器,蒸汽走壳程 6,同时也从蒸汽内管 4 通过,这样传热面积为内、外管子面积总和,外管 $\phi 117\text{mm}\times 3\text{mm}$,内管 $\phi 89\text{mm}\times 3\text{mm}$;物料走内外管的环形间隙 5,管子间隙为 11mm ,由于间隙截面积小,而加热周边面积大,故溶液进入加热管后,很快就能吸收足够的热量,产生大量的二次蒸汽,并达到必要气流速度,使溶液能沿着内、外管子壁面形成爬膜状况,故加热管较短,该设备总高只有 1.4m ,蒸发器的传热面积为 5.5m^2 ,总传热系数约为 $2500\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$,用于低温浓缩链霉素溶液,效果较好,能自然循环,操作方便。

(二) 降膜式蒸发器

降膜式蒸发器与升膜式蒸发器的结构基本相同,其主要区别在于原料液由加热管的顶部经分配器导流进入加热管,沿管壁成膜状向下流。液体的运动是靠本身的重力和二次蒸汽运动的拖带力的作用,其下降的速度比较快,因此成膜的二次蒸汽流速可以较小,对黏

度较高的液体也较易成膜，并被蒸发浓缩。气液混合物由加热管底部进入分离室，经汽液分离后，二次蒸汽由分离室顶部逸出，完成液则从底部排出，见图 2-4-8。

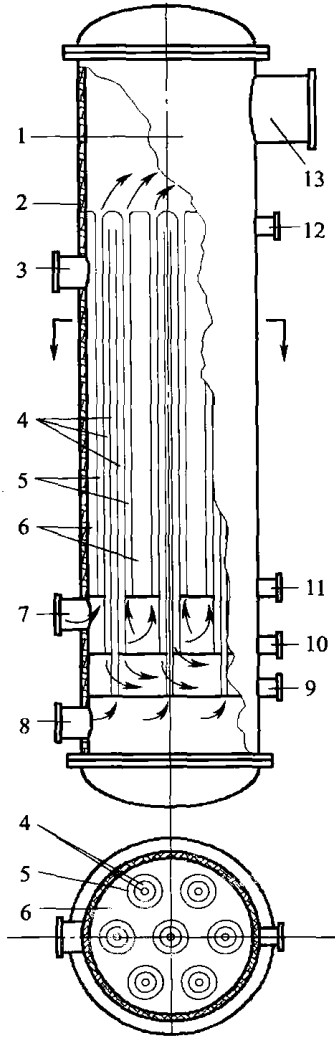


图 2-4-7 套管式升膜蒸发器

- 1—蒸发器筒体 2—保温层 3—加热蒸汽进口（壳程）
- 4—加热蒸汽（内管道） 5—料液蒸发区 6—加热蒸汽（壳程）
- 7—料液进口 8—加热蒸汽进口（内管道）
- 9—冷凝水出口（内管道） 10—排污口
- 11—冷凝水出口（壳程） 12—不凝性气体出口
- 13—浓缩液和二次蒸汽出口

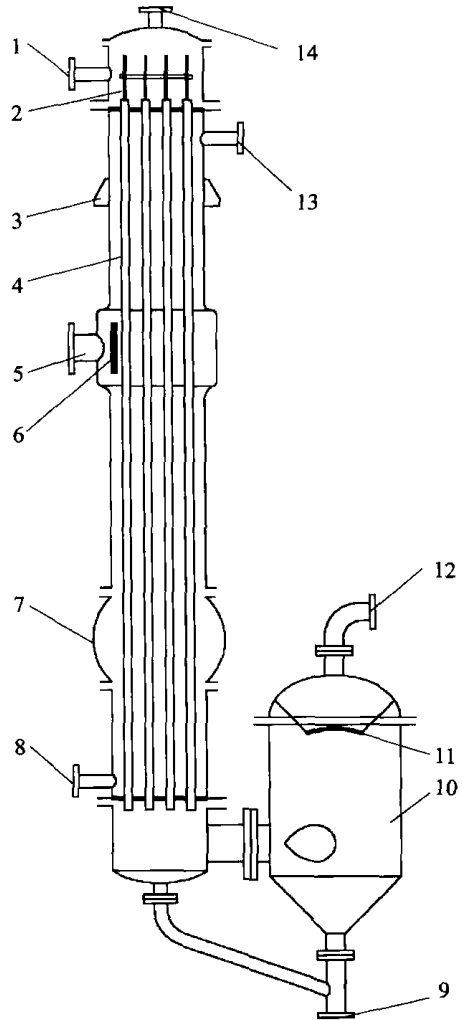


图 2-4-8 降膜式蒸发器

- 1—料液进口 2—料液分配器 3—支座
- 4—加热列管 5—加热蒸汽进口 6—蒸汽挡板
- 7—膨胀节 8—冷凝水出口 9—浓缩液出口
- 10—离心式汽液分离器 11—防泡沫板
- 12—二次蒸汽出口 13—不凝性气体出口
- 14—稀浓缩液回流入口

溶液能在管内壁上均匀成膜的关键问题是物料的分配，当分配不够均匀时，则会出现有些管子的液量很多，液膜很厚，溶液蒸发的浓缩比很小；有些管子的液量很小，浓缩比就很大，甚至没有液体流过而造成局部或大部分干壁现象，影响蒸发器的传热或蒸发能力。为了使液体均匀分布于各加热管中，可采用不同的分配器，常用的方法有如下几种。

1. 齿形溢流口

在加热管的上方管口，周边切成锯齿形，如图 2-4-9（1）所示，以增加液体的溢流周

边。当液面稍高于管口时，则可以沿周边均匀地溢流而下，由于加热管管口高度一致，溢流周边比较大，致使各管子间或管子的各向溢流比较均匀。当液位稍有差别时，不会引起很大的溢流差别，但当液位差别比较大、液位高度有变化时，溶液分布还是不够均匀。

2. 导流棒

在每根加热管的上端管口内插入一根呈人字形的导流棒，如图 2-4-9（2）所示。棒底的宽边与管壁成一定的均匀间距，液体在均匀环形间距中流入加热管内周边，形成薄膜。这样液体流过的通道不变，液体的流量只受管板上液面高度变化所影响，这样分布比较均匀，但遇有物料带颗粒时，则会造成堵塞的影响。

3. 螺纹导流器

如图 2-4-9（3）所示，在加热管口插入刻有螺旋形沟槽的导流管，当液体沿着沟槽下流时，则使液体形成一个旋转的运动方向，可以减少管内各向物料的不均匀性，同时又可以增加液体流动速度。沟槽的大小根据物料的性质而定，但若沟槽太小，则增加物料阻力，容易造成堵塞。

4. 切线进料旋流器

如图 2-4-9（4）所示，旋流器插放在各加热管口上方，液体从切线方向进入，产生离心力，形成靠壁旋流。在重力作用下，液体就成薄膜状沿管壁旋流而下，增加了液体湍流，提高了传热系数，但是设计时要注意各切线进口的均匀分布，否则会互相影响而造成进料不均匀。

5. 套管式

如图 2-4-9（5）所示，在加热管内加入一根套管，加热管内壁与套管外壁之间保持一定间隙，料液由小孔进入后，即从此间隙流下形成薄膜。

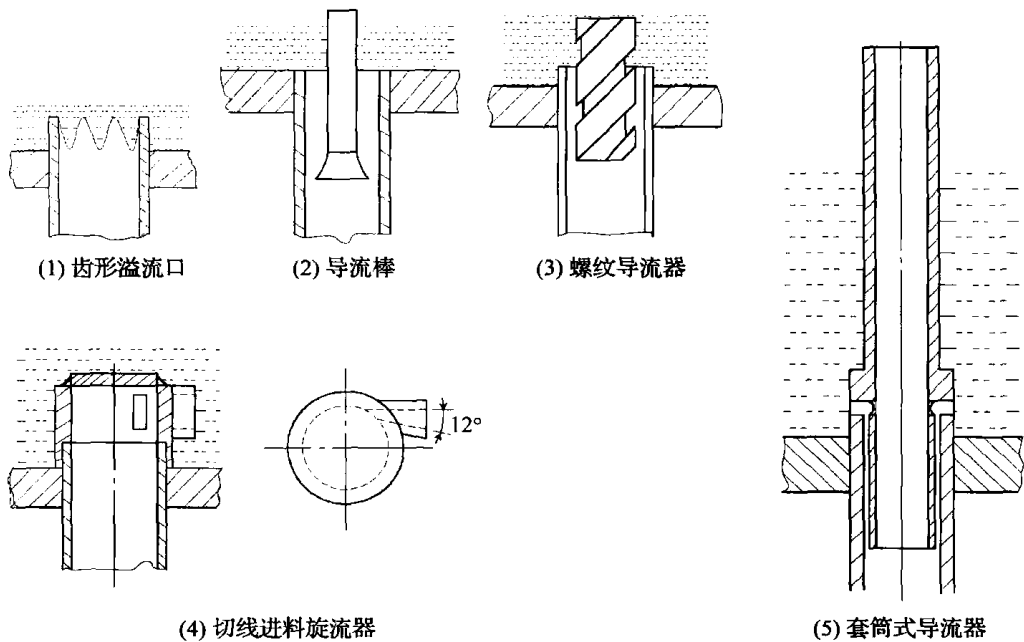


图 2-4-9 降膜料液分配器

6. 筛板式进料器

筛板式进料器在管板上方一定距离水平安装一块筛孔板，筛孔对准加热管之间的管

板，当筛板上保持一定液层时，液体从筛孔淋洒到管板上，液体离各加热管口距离相等，就沿管板均匀流散到各管子的边沿，成薄膜状沿管壁下流。为保证液流的分布均匀，可采用二层或三层筛板，多次分配。这种分配设备简单，但只宜用作稀薄溶液的分配。对黏稠物料难以分配均匀。

降膜比升膜具有更多的优点，其特点如下：

(1) 可以浓缩高黏度的液体 ($1\text{Pa}\cdot\text{s}$ 以下)。

(2) 停留时间短，可以处理热敏性物料。由于它的传热效果好，同时不存在因液体静压而引起的沸点升高，可以在较低温差下操作，特别适用于多效蒸发以及利用热泵再压缩二次蒸汽或利用废蒸汽加热等场合，以节约能源。

(3) 一次通过的浓缩比不大于 7，最适宜的蒸发量不大于进料量的 80%。要求浓缩比较大的场合可以采用液体再循环的方法，即用泵将部分稀浓缩液从出口 9 打回到降膜蒸发器上部的回流入口 14，见图 2-4-8。

(4) 加热管内高速流动的蒸汽使产生的泡沫极易破坏消失，适用于容易发泡的料液。

(5) 制造费用不高，投资少，占地面积小。

降膜式真空蒸发浓缩设备由于传热系数大，蒸发速度快，物料与加热蒸汽之间的温度差可以降到很小，物料可以浓缩到较高的浓度，因此应用日趋广泛，目前已大量使用的有 2~5 效的带热泵和余热回收的大中型降膜蒸发浓缩系统，其最小蒸汽用量为每蒸发 1kg 水分仅耗 0.125kg 加热蒸汽。

升膜与降膜式蒸发器各有优缺点，而升降膜蒸发器可以互补不足。升降膜式蒸发器是在一个加热器内安装两组加热管，一组作升膜式另一组作降膜式，如图 2-4-10 所示。物料溶液先进入升膜加热管，沸腾蒸发后，汽液混合物上升至顶部，然后转入另一半加热管，再进行降膜蒸发。浓缩液和二次蒸汽从下部进入汽液分离器，二次蒸汽从分离器上部排入冷凝器，浓缩液从分离器下部出料。

升降膜蒸发器具有如下的特点：

(1) 符合物料的要求，初进入蒸发器，物料浓度较低，物料蒸发内阻较小，蒸发速度较快，容易达到升膜的要求。物料经初步浓缩，浓度较大，但溶液在降膜式蒸发中受重力作用还能沿管壁均匀分布形成膜状。

(2) 经升膜蒸发后的汽液混合物，进入降膜蒸发，有利于降膜的液体均匀分布，同时也

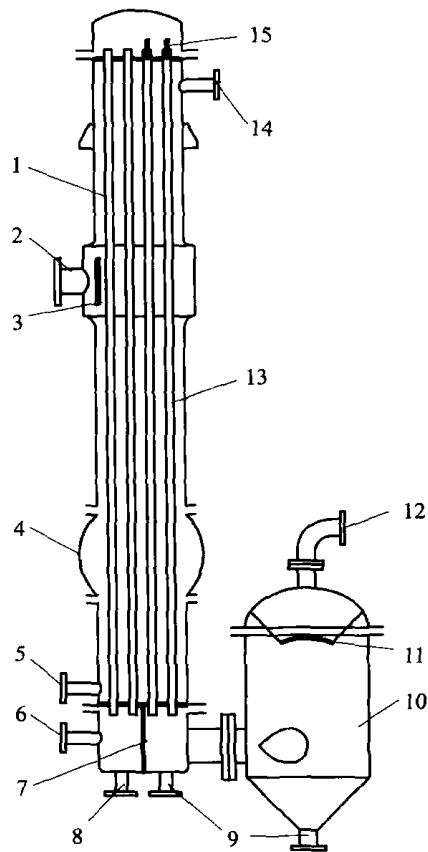


图 2-4-10 升降膜蒸发器

- 1—升膜式加热列管 2—加热蒸汽进口 3—蒸汽挡板 4—膨胀节 5—冷凝水出口 6—料液进口
7—隔板 8—放料口、排污口 9—浓缩液出口
10—离心式汽液分离器 11—防泡沫板
12—二次蒸汽出口 13—降膜式加热列管
14—不凝性气体出口 15—降膜料液分配器

加速物料的湍流和搅动, 以进一步提高降膜蒸发的传热系数。

(3) 用升膜来控制降膜的进料分配, 有利于操作控制。

(4) 将两个浓缩过程串联, 可以提高产品的浓缩比, 减低设备高度。

(三) 刮板式蒸发器

刮板式蒸发器是通过旋转的刮板使物料形成液膜的蒸发设备, 蒸发器的结构如图2-4-11所示, 它是由转动轴、物料分配盘、刮板、轴承、轴封、蒸发室和夹套加热室等部分构成。

物料从进料管以稳定的流量进入随轴旋转的分配盘中, 在离心力的作用下, 通过盘壁小孔被抛向器壁, 受重力作用沿器壁下流, 同时被旋转的刮板刮成薄膜, 薄液在加热区受热, 蒸发浓缩, 同时受重力作用下流, 瞬间另一块刮板将浓缩物料翻动下推, 并更新薄膜, 这样物料不断形成新液膜蒸发浓缩, 直至物料离开加热室流到蒸发器底部, 完成浓缩过程。浓缩过程所产生的二次蒸汽可与浓缩液并流进入汽液分离器排除, 或以逆流形式向上到蒸发器顶部, 由旋转的带孔叶板把二次蒸汽所夹带的液沫甩向加热面, 除沫后的二次蒸汽从蒸发器顶部 11 排出。

这种蒸发器由于采用刮板成膜、翻膜, 且物料薄膜不断被搅动, 更新加热表面和蒸发表面, 故传热系数较高, 一般可达 $4000 \sim 8000 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。此设备适用于浓缩高黏度物料或含有悬浮颗粒的物料, 而不致出现结焦、结垢等现象。在蒸发期间由于液层很薄, 故因液层而引起的沸点上升可以忽略。物料在加热区停留时间很短, 一般只有几秒至几十秒, 随蒸发器的高度和刮板导向角、转速等因素而变化。刮板式蒸发器的结构比较简单, 但因具有转动装置, 对转轴的同轴度、筒体的圆度、设备的安装精度要求较高, 否则会出现刮板卡死现象而损坏设备, 而且由于要求真空度高, 故设备加工精度要求较高。

蒸发室(夹套加热室)是一个夹套圆筒, 加热夹套设计可根据工艺要求与加工条件而定。当浓缩比较大时, 加热蒸发室长度较大, 可设计成分段加热区, 采用不同的加热温度来蒸发不同的物料, 以保证产品质量。但加热区过长, 则加工精度和安装准确度难以达到设备要求。

圆筒的直径一般不宜过大, 虽然直径加大可相应地加大传热面积, 但同时加大了转动

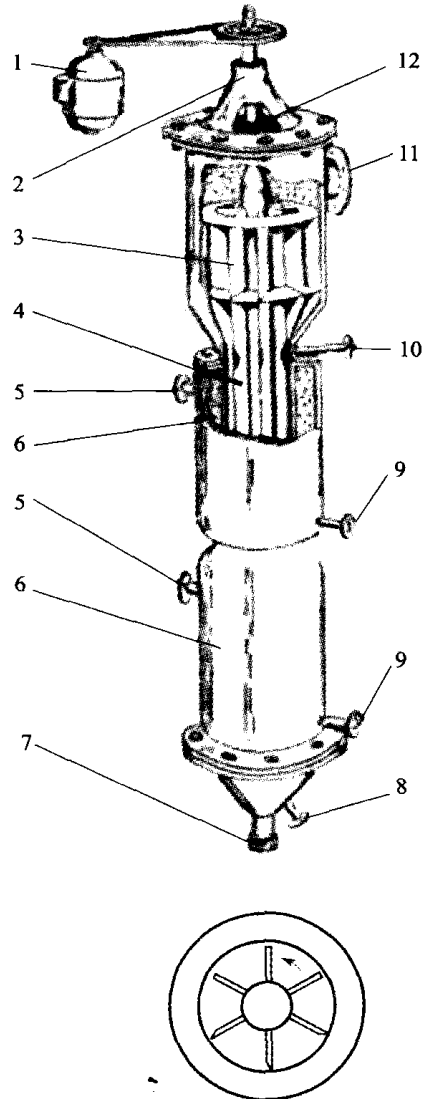


图 2-4-11 刮板式蒸发器

- 1—电动机 2—轴承 3—旋转式汽液分离器
- 4—刮板 5—加热蒸汽进口 6—加热夹套
- 7—浓缩液出口 8—出料口、排污口
- 9—冷凝水出口 10—料液进口
- 11—二次蒸汽出口 12—轴封

轴传递的力矩，大大增加了功率消耗。为了节省动力消耗，一般刮板蒸发器都造成长筒形。但直径过小，既减少了加热面积，同时又使蒸发空间不足，而造成蒸汽流速过大，雾沫夹带增加，特别是对泡沫较多的物料影响更大，故一般选择在 300~500mm 为宜。

蒸发器加热室的圆筒内表面必须经过精加工，圆度偏差在 0.05~0.2mm。蒸发器上装有良好机械轴封，一般为不透性石墨与不锈钢的端面轴封，安装后进行真空试漏检查，将器内抽真空达 66.66~133.32Pa (0.5~1 mmHg) 绝对压力后，相隔 1h，绝对压力上升不超过 533.29Pa (4mmHg)；或抽真空到 93325Pa (700mmHg)，关闭真空抽气阀门，主轴旋转 15min 后，真空度跌落不超过 1333Pa (10mmHg)，即符合要求。

转轴的转速一般为 350~800r/min，由刮板的线速度在 2.5~9.6m/s 来决定。轴要有足够的机械强度，挠度不超过 0.5mm。为了减轻轴的质量，有时可采用空心轴。刮板多用刚性固定在轴上，由于刮板与蒸发器圆筒间隙很小，一般只有 0.5~1.5mm，很可能由于安装或轴承的磨损，造成间隙不均，甚至刮壁卡死，或磨损现象。最好采用塑料刮板或弹性支撑，有些工厂采用聚四氟乙烯刮板后，这些现象得到改善。刮板与轴的夹角称为导向角，一般都装成与旋转方向相同的顺向角度，以帮助物料向下流。角度越大，物料的停留时间则越短。角度的大小可根据物料流动性能来变动，一般为 10°左右，有时为了防止刮板的加工或安装等困难，采用分段变化导向角的刮板。

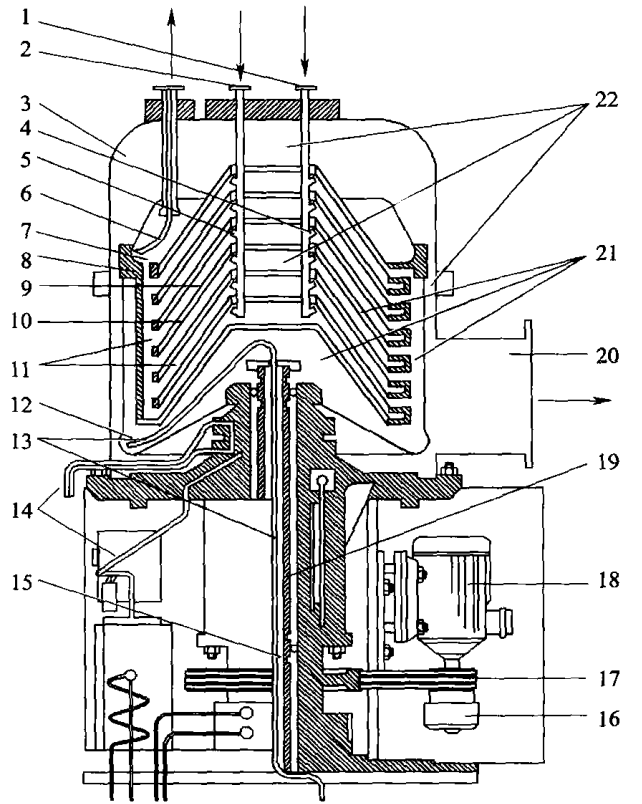
(四) 离心式薄膜蒸发器

离心式薄膜蒸发器是利用旋转的离心盘所产生的离心力对溶液的周边分布作用而形成薄膜，设备的结构如图 2-4-12 (1) 所示，图 2-4-12 (2) 所示为离心碟片放大图。杯形的离心转鼓 8，内部叠放着几组梯形离心碟，每组离心碟由两片不同锥形的、上下底都是空的碟片和套环组成，两碟片上底在弯角处紧贴密封，下底分别固定在套环的上端和中部，构成一个三角形的碟片间隙，它起加热夹套的作用，加热蒸汽由套环的小孔从转鼓通入，冷凝水受离心力的作用，从小孔甩出流到转鼓底部冷凝水收集槽 12。离心碟组相隔的空间是蒸发空间，它上大下小，并能从套环的孔道垂直连通，作为物料的通道，各离心碟组套环叠合面用 O 形圈密封，最上面用压紧环将碟组压紧。压紧环上焊有挡板，它与离心碟片构成环形液槽 7。

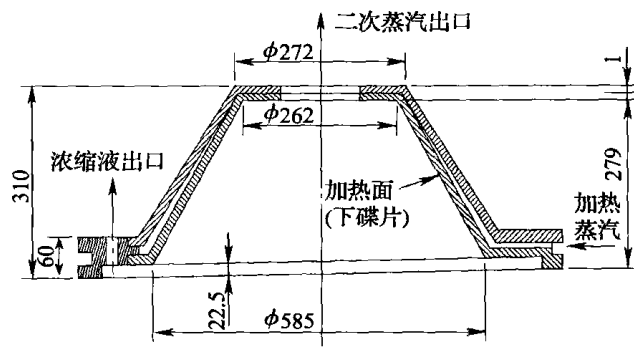
运转时稀物料从进料管 1 进入，由各个喷嘴 4 分别向各碟片组下表面即下碟片 10 的外表面喷出，均匀分布于碟片锥顶的表面，液体受离心力的作用向周边运动扩散形成液膜，液膜在碟片表面，即受热蒸发浓缩，浓溶液到碟片周边就沿套环的垂直通道上升到环形液槽 7，由浓缩液吸管 6 抽出到浓缩液贮罐。从碟片表面蒸发出的二次蒸汽通过碟片中部大孔上升，汇集进入冷凝器。加热蒸汽由旋转的空心轴 19 通入，并由小通道进入碟片组间隙加热室，冷凝水受离心作用迅速离开冷凝表面，从小通道甩出落到转鼓的最低位置的收集槽 12，而从固定的中心管 13 排出。

这种蒸发器在离心力场的作用下具有很高传热系数，在加热蒸汽冷凝成水后，即受离心力的作用，甩到非加热表面的上碟片 9，并沿碟片排出，以保持加热表面很高的冷凝给热系数，受热面上物料在离心场的作用下，液流湍动剧烈，同时蒸汽气泡能迅速被挤压分离，故有很高的传热系数。

离心式蒸发器的离心转鼓 8 必须经动平衡试验，要求转动平稳。电动机 18 是通过液力联轴器 16 传动，故启动时动作平稳，超载时联轴器能自动脱开，防止电动机超载损坏。



(1)



(2)

图 2-4-12 离心薄膜蒸发器结构图

- 1—进料管 2—清洗管 3—蒸发器外壳 4—料液喷嘴 5—清洗液喷嘴 6—浓缩液吸管
 7—环形液槽 8—离心转鼓 9—上碟片 10—下碟片 11—浓缩液通道
 12—冷凝水收集槽 13—中心管 14—润滑系统 15—进蒸汽管 16—液力联轴器
 17—皮带变速系统 18—电动机 19—空心轴 20—二次蒸汽排出口
 21—蒸汽通道 22—二次蒸汽通道

空心轴 19 上下使用端面轴封，密封性能良好，运转时真空稳定。蒸发器上装有真空压力表，用以观察蒸发室的压力和相应的蒸发温度，可采用调整通入加热蒸汽的压力和进料量来满足不同工艺要求。可通过顶部视镜观察蒸发器内物料蒸发情况。操作完毕必须从清洗管道通入洗液，将设备喷洗干净。

图 2-4-13 所示为离心薄膜蒸发设备流程图，它由物料平衡槽、螺杆进料泵、离心薄膜蒸发器、水力喷射泵、急闪冷却器、蒸汽喷射泵、浓缩液贮罐等组成。

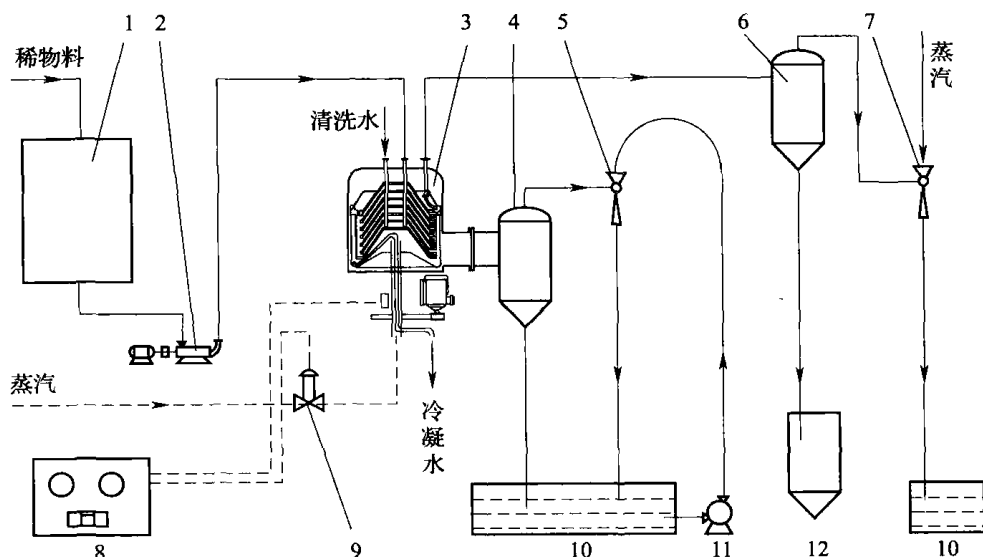


图 2-4-13 离心薄膜蒸发设备流程图

- 1—平衡槽 2—螺杆进料泵 3—离心薄膜蒸发器 4—汽液分离器 5—水力喷射泵
6—急闪冷却器 7—蒸汽喷射泵 8—控制台 9—电磁阀 10—冷却水槽
11—高压水泵 12—浓缩液贮罐

采用螺杆泵进料压力较高，进料稳定，以保证均匀喷入离心碟片蒸发。采用水力喷射泵、蒸汽喷射泵组成的真空系统，可简化设备流程，减少设备投资，简便操作，运行可靠，降低对冷却水的水质要求，这是本流程的特点。

三、蒸发浓缩过程的节能

蒸发浓缩是很多生产过程中的必要步骤，但蒸发浓缩时既要增加热能，使溶剂汽化，同时又要用冷凝介质将溶剂冷凝排走热能，故耗能很大。如何减少能耗降低生产成本，是目前蒸发浓缩生产过程中需要解决的重要问题。

降低蒸发浓缩的能耗，最好的办法就是循环利用热能，也就是将高能二次蒸汽用作加热介质去蒸发另外的物料而本身也被冷凝，这就是常用的多效蒸发。从理论上来说，蒸发可以做成很多效，但实际上由于传热温度差与沸点上升的存在，效数不能增得太多，最多达 6~7 效，再增加效数反而不经济。而且多效蒸发也只能在规模较大的连续生产系统中应用，对于中小规模的设备难以实现。但是二次蒸汽之所以不能用作自身的加热介质，是因为其蒸汽温度较低，也就是其蒸汽压力较低，如能提高其蒸汽压力，也就是提高其蒸汽温度便可重新利用。提高压力的办法可以用机械泵或用蒸汽喷射泵

将低压蒸汽压缩成较高压力的蒸汽，这样将低品质能源（二次蒸汽）转化为高品质能源进行利用的办法称为热泵，所以多效蒸发与热泵蒸发是当前蒸发系统中节能的重要措施。喷射式热泵因其没有转动部件，不易损坏，易维修，也便于对现有设备进行改造。

但要使多效蒸发与热泵蒸发起到更大的节能效益，重要的还在于增加蒸发过程的传热系数，降低传热温度差和减少蒸发过程物料的沸点上升。

热量的传递是与传热系数、温度差和传热面积成正比的，当要降低传热温度差，但又保持同样的热量传递时，就得强化传热过程，提高传热系数，或大量增加传热面积。目前蒸发设备中比较理想的是降膜式蒸发器，只要成膜理想，传热系数是比较大的。增加传热面积的办法，降膜式也较容易解决，只要增加管子数量和管子的高度即可。

溶液蒸发时的沸点上升，是妨碍热量重复利用，增大损耗的重要原因。沸点上升是由于溶质的存在而导致分子运动阻力增大，以及溶液黏滞和液柱高度，而阻碍液体汽化和蒸汽的排出。溶质影响是物质的化学性质难以避免的，但对于溶液的黏滞和液柱高度的阻碍可以从蒸发设备的形式与结构操作上做恰当的解决。通常采用薄膜蒸发设备时，由于液层很薄，液柱影响就很小。对于溶液黏滞影响就需要强化物料的湍流，以使阻碍降低最小。

如果能以最小的传热温度差和最小的沸点上升进行操作，多效蒸发就能增加效数，提高热量的利用率，热泵蒸发就能从最小的压缩功，而得到更多的热能重复利用。目前使用得比较好的蒸发系统是带二组热泵的五效降膜式蒸发浓缩设备，图 2-4-14 所示为带热泵的五效降膜式真空浓缩蒸发器流程图，它是由五组加热蒸发器、汽液分离器、预热器、两个蒸汽加热器（热泵）、抽真空用的蒸汽喷射泵等几部分组成。冷物料先后经多个预热器与蒸发器中排出的冷凝水进行热交换，逐步被预热。经过预热的物料进入 I 效蒸发器顶部，经分配筛板均匀分布，沿加热管壁呈膜状下流。进入第 I 效蒸发器壳程的蒸汽与进行管程的物料进行热交换，被冷却成冷凝水，再经预热管去加热冷物料，而物料在蒸发器降膜过程中逐步被浓缩，同时产生大量的二次蒸汽，浓缩液和二次蒸汽一起从蒸发器下部被抽出，以切线方向进入第 I 效气液分离器。在气液分离器中浓缩液经离心分离从下部排出，再经送液泵送入 II 效蒸发器进行第 II 效浓缩；从气液分离器上部排出的二次蒸汽作为第 II 效的加热蒸汽，与进入第 II 效蒸发管中的物料进行热交换。以此类推直至第五效。热泵一般加在第 II 效和第 IV 效气液分离器之后，从气液分离器排出的二次蒸汽一部分送到下一效的蒸发器作加热蒸汽用，另一部分进入蒸汽喷射热泵，受新鲜高压蒸汽喷射压缩后，重新送回到上一效（第 II 效、第 IV 效）蒸发器作加热蒸汽用，提高了蒸发器的加热蒸汽温度。第 V 效后蒸汽喷射器（图中 13-1、13-2 和 13-3）对冷凝器（图中 14-1 和 14-2）进行抽真空，使整个系统处在负压下操作，保证了物料在蒸发器中的蒸发温度逐效降低。经过五效浓缩的物料可达到 40% 以上的干物质含量。这种带热泵的五效降膜真空蒸发器，热能得到反复利用，故蒸汽用量很省，每蒸发 1t 水分仅用 0.125t 的新蒸汽，相当于理想的八效蒸发浓缩设备。

表 2-4-1 所示为多效蒸发与热泵蒸发的节能效果。

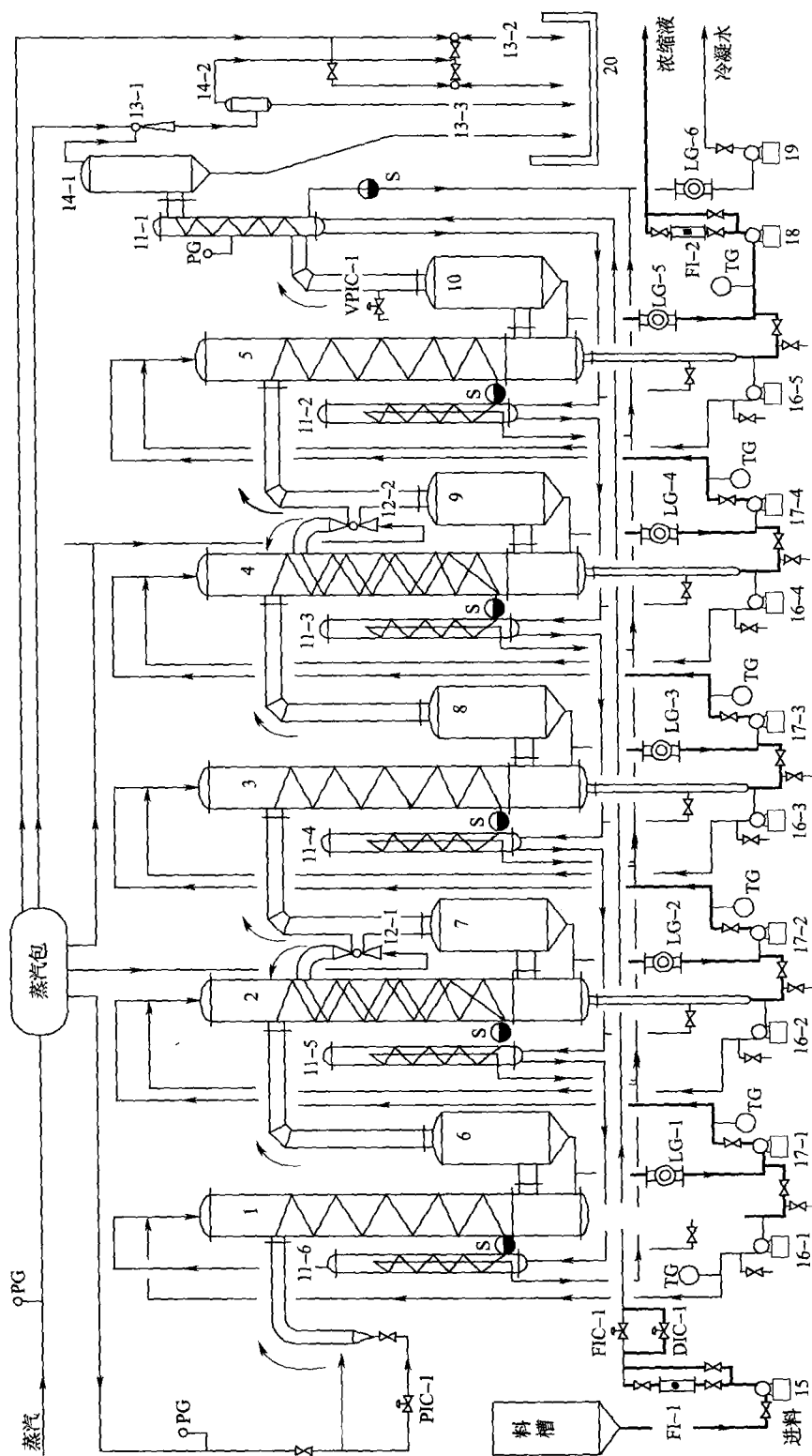


图 2-4-14 五效带热泵蒸发器工艺流程图

- 1—I 效蒸发器 2—II 效蒸发器 3—III 效蒸发器 4—IV 效蒸发器 5—V 效蒸发器 6—I 效气液分离器 7—II 效气液分离器 8—III 效气液分离器
- 9—IV 效气液分离器 10—V 效气液分离器 11-1,2,3,4,5,6—预热器 12-1,2—热泵 13-1—第一级蒸汽喷射器 13-2—第二级蒸汽喷射器
- 13-3—启动用蒸汽喷射器 14-1—二次蒸汽冷凝器 14-2—中间冷凝器 15—给料泵 16-1,2,3,4,5—循环泵 17-1,2,3,4—送液泵 18—排料泵
- 19—冷凝水排出泵 20—流量指示调节阀 LG-1,2,3,4,5—管道直通视镜 TG—温度指示表 S—疏水阀
- FIC-1—流量指示调节阀 LG-1—真空指示调节阀 VPIIC-1—浓度指示调节阀 PIC-1—压力指示调节阀

表 2-4-1 多效蒸发与热泵蒸发的单位蒸汽消耗量

	双效	三效	双效热泵	五效热泵
单位蒸汽消耗量 / (t 汽/t 水)	0.57	0.40	0.43	0.125

可见多效蒸发与热泵蒸发是蒸发浓缩单元操作的主要节能措施。当然如何合理使用还要结合具体物料性质、工艺要求与生产规模来合理选用，同时还要研制更理想的蒸发设备和效率更高的热泵，不断提高节能效果。

第二节 结晶设备

一、结晶设备的类型和特点

结晶设备可以根据改变溶液浓度方法的不同分为浓缩结晶设备、冷却结晶设备和其他结晶设备（如等电点结晶设备）。

浓缩结晶设备是采用蒸发溶剂，使浓缩溶液进入过饱和区起晶（自然起晶或晶种起晶），并不断蒸发，以维持溶液在一定的过饱和度进行育晶。结晶过程与蒸发过程同时进行，故一般称为煮晶设备。

冷却结晶设备是采用降温来使溶液进入过饱和区结晶（自然起晶或晶种起晶），并不断降温，以维持溶液一定的过饱和浓度进行结晶，常用于温度对溶解度影响比较大的物质结晶。结晶前先将溶液升温浓缩。

等电点结晶是利用物质具有等电点的性质，通过调整溶液的 pH，使晶体析出，设备的形式与冷却结晶设备较相似，区别在于等电点结晶时溶液比较稀薄，要使晶种悬浮，搅拌要求比较激烈；同时要选用耐腐蚀材料，以防加酸调整 pH 的腐蚀作用；传热面多采用冷却排管。

按结晶过程运转情况的不同，可分为间歇式结晶设备和连续结晶设备两种。间歇式结晶设备比较简单，结晶质量较好，结晶收得率高，操作控制也比较方便，但设备利用率较低，操作的劳动强度较大。连续结晶设备比较复杂，结晶粒子比较细小，操作控制也比较困难，消耗动力较多，目前多采用微机自动控制，已在生产中得到广泛推广。

二、设计结晶设备应注意的条件

设计结晶设备时应考虑溶液的性质、黏度、杂质的影响，结晶温度，结晶体的大小、形状以及结晶长大速度特性等条件，以保证结晶良好，结晶速度快。

通常结晶设备应有搅拌装置，使结晶颗粒保持悬浮于溶液中，并同溶液有一个相对运动，提高溶质质点的扩散速度，加速晶体长大。搅拌速度和搅拌器的形式应选择得当，若速度太快，则会因剧烈刺激而自然起晶，也可能使已长大了的晶体被打碎，同时功率消耗也大；太慢则晶核会沉积；故搅拌器的形式与速度要视溶液的性质和晶体大小而定。一般趋向于采用较大直径的搅拌桨叶，对于一般结晶锅多采用锚式搅拌，配合溶液在沸腾时的自然循环，可使晶体悬浮。立式结晶箱多采用框式搅拌器，卧式结晶箱多采用螺旋式搅拌

器。转动速度一般较低，如味精煮晶一般采用 $6\sim 15\text{r/min}$ ，柠檬酸结晶用 $8\sim 10\text{r/min}$ ，味精等电点结晶用 $28\sim 36\text{r/min}$ 。

当晶体颗粒比较小，容易沉积时，为了防止堵塞，排料阀要采用流线型直通阀（也称 Y 型阀），如图 2-4-15 所示，同时加大出口，以减少阻力，必要时安装保温夹层，防止晶体通过时突然冷却结块，堵塞阀门。为防止搅拌轴的断裂，应安装保险装置，如保险联轴销等。遇结块堵塞，阻力增大时，保险销即折断，防止断轴，烧坏电动机或减速装置等严重事故。其他如排气装置、管道等应适当加大或严格保温，以防止结晶的堵塞。

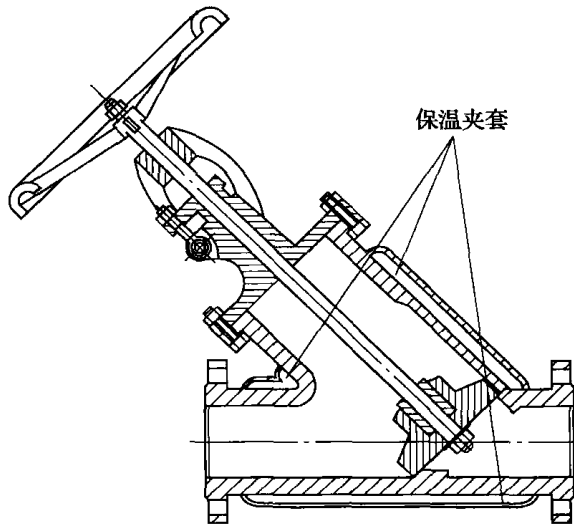


图 2-4-15 流线型直通阀

由于结晶操作的质量直接影响成品质量，用于生物物质的结晶设备一般为不锈钢或搪玻璃设备，内壁要求十分光滑，使晶体不易粘壁，并易于清洗或灭菌。

三、搅拌结晶箱的结构

冷却搅拌结晶设备比较简单，对于产量较小，结晶周期较短的，多采用立式结晶箱。对于产量较大，周期比较长的，多采用卧式结晶箱。设备应具有：冷却装置，如冷却排管或冷却夹套；促使晶核悬浮和溶液浓度一致，使结晶均匀的搅拌装置。

1. 立式结晶箱

图 2-4-16 所示的立体结晶箱常用于生产量较小的柠檬酸结晶。其冷却装置为蛇管，蛇管中通入冷却水或冷冻盐水。浓缩后 55°C 的柠檬酸净制液相对密度为 $1.34\sim 1.38$ ，浓度接近 81% （质量分数），从上部 4 流入结晶箱，同时启动两组框式搅拌器 9 搅拌，使溶液冷却均匀。搅拌器转速为 8r/min ，对于 $0.5\sim 1\text{m}^3$ 的结晶箱，可用 $1.6\sim 2.2\text{kW}$ 的电动机带动。初期可采

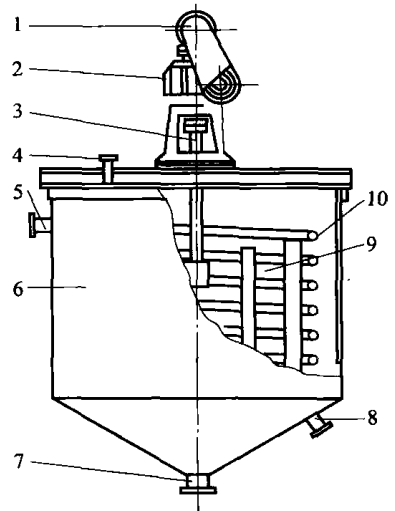


图 2-4-16 立式搅拌结晶箱

- 1—电动机 2—变速器 3—搅拌轴 4—进料口
5—冷却水出口 6—罐体 7—放料口
8—冷却水进口 9—搅拌器 10—冷却蛇管

用快速冷却, 1~2h 内降至 40℃, 然后以 2~3℃/h 的速度降温, 起晶以后再次减慢速度, 直至冷却到 20℃。结晶时间一般为 96h, 这样得到的柠檬酸结晶颗粒比较粗大均匀。结晶成熟后, 晶体连同母液一起从设备的锥底放料口 7 放出。

2. 等电点结晶罐

等电点结晶同普通冷却结晶一样, 都是过饱和溶液中溶质结晶析出过程, 不同的只是因氨基酸类物质 (如谷氨酸) 同时带有正负电荷离子, 在不同 pH 溶液下它有不同溶解度的特性, 通过用酸调 pH 的办法来改变它的溶解度, 使其变成过饱和溶液结晶析出。同样谷氨酸的溶解度还随温度而变化, 温度越低, 溶解度越小, 故实际上等电点结晶罐与通常的立式结晶箱原理和形态都相似, 只不过等电点罐为了适应味精生产大型化的需要, 设备做得比较大, 但实际上太大设备不利于加酸后溶液的 pH 迅速冷却, 对结晶是有一定影响的。

等电点结晶罐通常都是做成立式大罐, 如图 2-4-17 所示。高径比 H/D 为 1~1.2 为宜, 这样有利于育晶过程晶种的均匀悬浮和酸液加后溶液的 pH 迅速均匀, 但是对于大容量设备会造成占地面积太大, 故有些设计高径比增大到 1.5~1.8。罐底有锥形的, 也有平底的, 锥底罐多用于连续离心分离提取谷氨酸流程, 在用人工挖取谷氨酸的情况下, 大多等电点罐都做成平底, 用自然沉降的办法来将结晶沉出, 放出母液经洗涤除去杂质、再沉淀, 然后由工人进入池内挖取结晶。

搅拌是等电点结晶设备的关键部件, 它的作用主要是保证晶种均匀悬浮, 使谷氨酸结晶良好, 并使加酸后溶液的 pH 迅速均匀和增加传热系数, 增大降温速度, 使溶液温度一致。通常都采用桨式搅拌器, 搅拌桨的直径约为罐径的 $1/2 \sim 1/3$, 桨叶都带有一定的倾角, 以使溶液产生一个垂直方向运动的分力。一般都安装二挡搅拌, 搅拌桨倾角 $10^\circ \sim 20^\circ$, 倾斜方向在罐底一挡以促使液流上升为宜, 且下挡不宜离底太高, 以防止晶种下沉影响结晶。当罐身高度太大时, 则要增加搅拌桨叶挡数或采用如图 2-4-17 中的框式搅拌器 9、11。搅拌转速不宜太高, 一般为 $20 \sim 60 \text{r/min}$ 。罐底装有轴承, 当罐高超过 4m 时则要加装中间轴承 10, 防止轴的摆动。为减小搅拌功率, 搅拌轴都采用空心钢

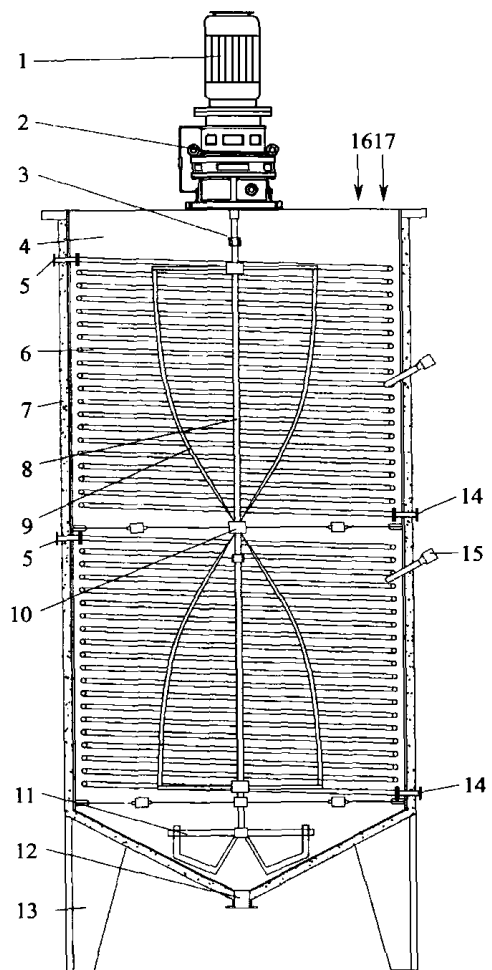


图 2-4-17 等电点结晶罐

- 1—电动机 2—变速器 3—联轴器 4—罐体
- 5—冷却液进口 6—冷却蛇管 7—保温层
- 8—空心搅拌轴 9—上搅拌器 10—中间轴承
- 11—下搅拌器 12—放料口 13—支座
- 14—冷却液出口 15—温度计
- 16—进料口 17—加酸口

管制成。

谷氨酸的溶解度随温度的下降而减小，为减少母液含量，采用降温结晶，通常采用冷冻盐水降温，也有采用氨直接蒸发来降温的，但如果控制不好，温度差太大，会造成局部母液冻结而影响结晶，由于要求降温速度很慢，故传热面积不很大，可采用蛇管6固定在罐内周边冷却即能满足需要。如采用垂直排管冷却，则排管不要太密，以防谷氨酸沉积。罐身需加绝热材料保温层7，以减少低温时的冷量消耗。

3. 卧式结晶箱

卧式结晶箱通常有两种，半圆底的卧式长槽多应用于谷氨酸钠的助晶，其结构如图2-4-18所示；敞开的卧放圆筒长槽，用于葡萄糖结晶。半圆底的卧式长槽槽身高度的3/4处外装夹套5，可以通水进行冷却。槽内装有螺条形的搅拌桨叶二组，桨叶宽度40mm，螺距600mm，桨叶与槽底距离为3~5mm，一组桨叶7为左旋向，另一组6为右旋向，搅拌时可使两边物料都产生一个向中心移动的运动分速度，或向两边移动的运动分速度。搅拌器由电动机通过蜗杆蜗轮减速后带动，搅拌转速很慢，一般为15r/min。槽身两端端板装有搅拌轴承，并装有填料密封装置，防止溶液渗漏。

由于味精、葡萄糖要求卫生条件较高，凡与料液接触部分均采用紫铜或不锈钢制成，强度要求较高的搅拌轴和搅拌桨叶采用不锈钢，以保证产品质量。

卧式结晶箱的特点是体积大，晶体悬浮搅拌所消耗的动力较小，对于结晶速度较快的物料可串联操作，进行连续结晶或育晶。对于葡萄糖结晶来说连续操作的最佳控制是使溶液在进口处即开始生成晶核，进入设备后很快就生成足够的晶核，这些晶核悬浮在溶液中，随着溶液在槽中的慢慢移动长大成晶体，最后从结晶槽的另一端排出。对于味精结晶，由于从真空结晶锅中放入到卧式结晶箱内的物料本身就是含有晶体的过饱和溶液，在卧式结晶箱内随着温度不断降低，晶体慢慢长大，此过程称为育晶，卧式结晶箱也被称为育晶槽、助晶槽。

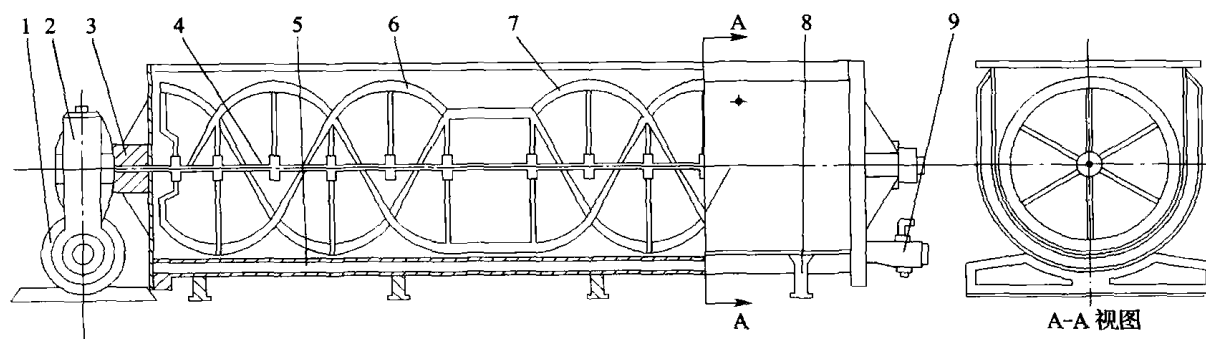


图 2-4-18 卧式搅拌结晶箱

- 1—电动机 2—蜗轮减速箱 3—轴封 4—轴 5—夹套 6—右旋搅拌桨叶
7—左旋搅拌桨叶 8—支脚 9—排料阀

四、真空结晶锅

对于结晶速度比较快，容易自然起晶，且要求结晶晶体较大的产品，多采用真空结晶锅进行煮晶，如谷氨酸钠（味精）等的结晶就采用这种设备。它的优点是，可以控制溶液

的蒸发速度和进料速度,以维持溶液一定的过饱和度进行育晶,同时采用连续加入未饱和的溶液来补充溶质的量,使晶体长大。要使结晶速度快,就要保持溶液较高的过饱和浓度,但较高的过饱和度育晶时,稍有不慎,即会自然起晶而增加细小的新晶核,这会导致最终产品晶体较小,晶粒大小不均匀,形状不一。产生新晶核时溶液出现白色浑浊,这时可通入蒸汽冷凝水,使溶液降到不饱和浓度而把新晶核溶解。随着水分的蒸发,溶液很快又进入介稳区,重新在晶核上长大结晶,这样煮出的结晶产品形状一致,大小均匀。

1. 普通结晶锅

普通结晶锅的结构比较简单,是一个带搅拌的夹套加热真空蒸发罐,如图 2-4-19 所示,整个设备可分为加热蒸发室、加热夹套、汽液分离器、搅拌器等四部分。结晶锅凡与产品有接触的部分均应采用不锈钢制成,以保证产品质量。如果结晶锅体积比较大,采用夹套加热不能满足其加热面积时,也可以在结晶锅中安装列管进行换热,以保证结晶顺利进行。

加热蒸发室为一圆筒壳体,为了安装,维修方便,节省不锈钢,采用不同厚度的材料分两段加工,用法兰连接,封底可根据加工条件和设备尺寸大小做成半球形、碟形或锥形。采用半球形容量较大,搅拌动力较省,但加工比较困难。加工后要求设备弧度误差不超过 1cm,以保证搅拌间歇均匀。器身上下圆筒都装有视镜 4,用以观察溶液的沸腾状况、雾沫夹带的高度、溶液的浓度、溶液中结晶的大小、晶体的分布情况等,同时锅体还装有人孔 5,以方便清洗和检修。另外还装有晶种吸入管 6、进料的吸料管 20、取样装置、温度计插管 21、排气管 2、真空压力表接管 7 等,锅底装有卸料管和直通式排料阀 10,下锅部分焊上加热夹套 18,夹套高度通过计算蒸发所需的传热面积而定,夹套宽度 30~60mm,夹套上装有进蒸汽管 8,安装于夹套的中上部,使蒸汽分布均匀,进口要加装挡板,防止直冲而损坏内锅,夹套上还装有压力表、不凝气体排出口 19 和冷凝水排出阀(即疏水阀)15,疏水阀安装在夹套的最低位置,以防止冷凝水的

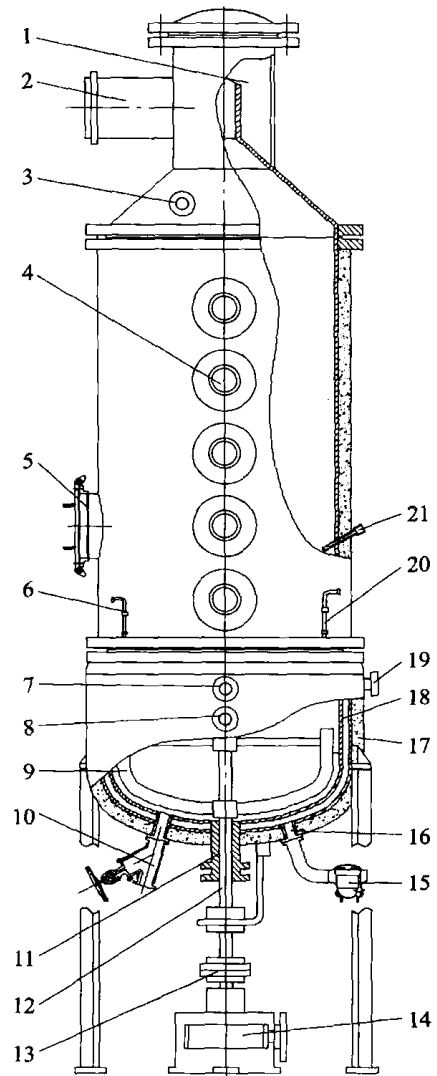


图 2-4-19 真空结晶锅

- 1—汽液分离器 2—二次蒸汽排出管 3—清洗孔
- 4—视镜 5—人孔 6—晶种吸入管 7—压力表孔
- 8—蒸汽进口管 9—锚式搅拌器 10—直通式排料阀
- 11—轴封填料箱 12—搅拌轴 13—联轴器
- 14—减速器 15—疏水阀 16—冷凝水出口
- 17—保温层 18—夹套 19—不凝性气体排出口
- 20—吸料管 21—温度计插管

积聚，降低传热系数。

结晶锅上部顶盖多采用锥形，上接汽液分离器 1，以分离二次蒸汽所带走的雾沫，一般采用锥形除泡帽与惯性分离器结合使用。分离出的雾液由小管回流入锅内，二次蒸汽在升汽管中的流速约 $8\sim 15\text{m/s}$ 。二次蒸汽可由真空泵、水力喷射泵或蒸汽喷射泵抽出，使整个结晶锅保持真空状态。

搅拌装置的形式很多，目前多采用锚式搅拌器 9。锚式桨叶与锅底形状相似，一般与锅底间距为 $2\sim 5\text{cm}$ ，转速通常是 $6\sim 15\text{r/min}$ 。搅拌轴的安装目前我国采用下轴安装，下轴安装以缩短轴的长度，安装维修比较方便。若采用上轴安装，除锅底装锚式搅拌外，锅的中部加装螺条搅拌桨叶，增加溶液上升的运动分速度，使晶核在锅内悬浮运动更均匀，增加锅的装载系数，提高利用效率，对提高结晶的质量和结晶速度有一定好处，但是上轴安装会增加轴的长度和直径，加大了动力消耗，同时安装也比较麻烦。目前下轴安装的搅拌轴的密封装置都采用填料轴封，需要经常维修；上轴安装的可采用密封性能较好的端面轴封。

采用真空煮晶锅进行味精的精制，其优点是可以控制溶液的蒸发速度和进料速度，以维持溶液一定的过饱和度进行育晶，同时采用连续通入未饱和液来补充溶质的量，使晶体长大，提高设备的利用率。

2. Krystal - Oslo 型结晶器

目前国内外也出现了许多新型的结晶器，图 2-4-20 所示为一种常用的 Krystal - Oslo 型常压蒸发结晶器。将蒸发室与真空泵相连，可进行真空绝热蒸发。也就是蒸发室处于高真空（一般绝对压力在 $650\sim 4600\text{Pa}$ ）下操作，溶液经外部循环加热后送入蒸发室

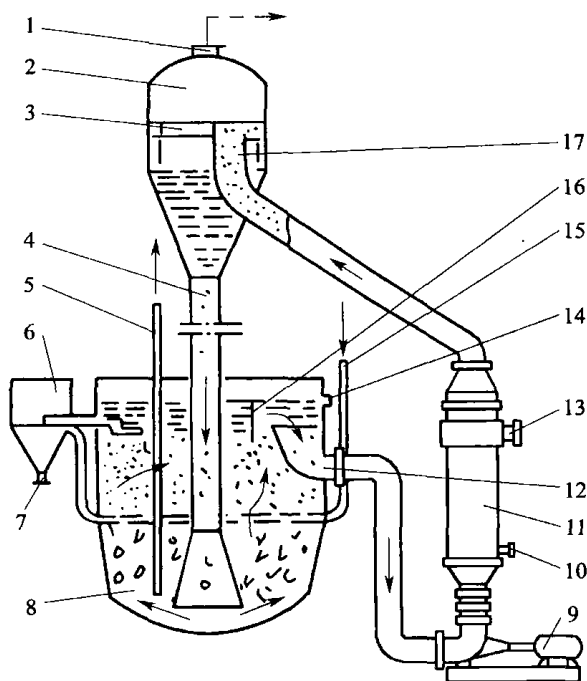


图 2-4-20 敞口式 Krystal - Oslo 结晶器

- 1—二次蒸汽抽出口 2—蒸发室 3—溶液均布环 4—大气腿 5—结晶出口 6—细晶分离器
7—蒸汽入口 8—结晶槽 9—循环泵 10—冷凝水出口 11—热交换器 12—循环液出口
13—加热蒸汽入口 14—溢流口 15—料液入口 16—挡板 17—蒸发室入口

蒸发浓缩, 达到过饱和状态, 通过大气腿下降到结晶生长槽中。而结晶生长槽敞口的, 是在常压下操作, 这样, 循环泵、晶浆取出、溢流以及细晶的取出都不必在高真空下操作。流体向上流动的同时结晶不断生长, 大颗粒结晶发生沉降, 从底部排出产品晶浆。因此, Krystal - Oslo 结晶器也具备结晶分级能力。大气腿的长度应能使敞口的结晶槽液面上所受的大气压不致破坏蒸发室的真空度, 也就是说应大于蒸发室液面与结晶槽液面位差和流动摩擦压降之和, 即

$$\Delta h = \frac{p}{\rho_1} + \Delta h_f$$

式中 Δh ——蒸发室和结晶槽的液面位差, m

Δh_f ——由蒸发室流经大气腿及结晶槽的总阻力, m

p ——大气压, Pa (绝对)

ρ_1 ——晶浆密度, kg/m³

如果不加大气腿, 把结晶器与蒸发室连成一体的, 称为“密闭式” Krystal 真空结晶器, 如图 2-4-21 所示, 由于没有大气腿, 密闭式真空结晶器的循环泵, 晶浆取出泵, 溢流液泵都是在真空条件下吸入和操作的, 要严防空气的漏入, 在制造、安装时必须进行气密试验。

真空系统如果大量漏入不凝性气体导致抽真空设备的负荷过重, 影响所要求的真空度; 不凝性气体也造成表面式冷凝器的汽侧传热系数下降, 使冷凝器过负荷, 冷凝不完全, 同样也会使真空度下降, 达不到要求的结晶温度。

3. DTB 真空式结晶器

DTB 真空式结晶器如图 2-4-22 所示, 它是由蒸发室 4、导流筒 17、沉降区 14、螺旋桨搅拌器 13 和分级腿 10 几部分组成。它是密闭式 Krystal 真空结晶器发展起来的, 只是没有外部热交换器, 以内搅拌螺旋桨代替循环泵, 减少外部循环管系的阻力损失。加热后的饱和溶液从进料口 11 进入设备内部, 由螺旋桨推动溶液进入导流筒向上运动, 导液管是上大下小, 对沸腾的表面激烈所形成的过饱和度进行稀释。遮蔽罩 6 可以将细晶沉降区与晶浆循环区隔开; 料液在蒸发室内蒸发浓缩后往下回流, 经沉降区沉降后, 重新进入导流筒。混在溶液中的不同大小晶体粒子在沉降区中受液流上升 (循环) 速度作用而产生不同的沉降速度, 晶体粒子得以分选, 系统中溶液的上升 (循环) 速度是由循环泵 8 产生的。晶体粒子小沉降速度也小, 如果晶体粒子沉降速度小于液流上升速度, 晶体粒子就继续沿导流筒循环。晶体粒子稍大, 沉降速度也大, 如果晶体粒子沉降速度与液流上升速度相等, 晶体粒子就会在导流筒下部悬浮。当晶体粒子长到足够大时, 晶体粒子的沉降速度大于溶液的循环速度 (液流上升

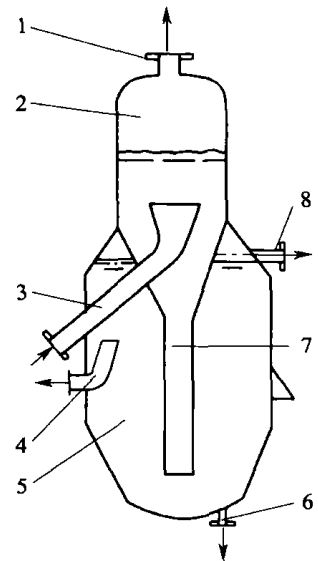


图 2-4-21 密闭式 Krystal - Oslo 结晶器

- 1—二次蒸汽抽出口 2—蒸发室 3—循环泵接口 (入口) 4—循环泵接口 (出口)
- 5—结晶槽 6—晶浆出口
- 7—中央下降管 8—溢流口

速度), 晶体粒子就慢慢沉降到分级腿中。晶浆取出之前要经过分级腿淘洗分级, 使取出的晶粒大而均匀, 由晶浆出口 9 排出。在循环液流的外围有一层相对静止的液层, 这液层中晶体已沉降, 可作为母液溢流排出 16。这样经分级后的产品晶粒大小就比较整齐, 规格一致。对于不同性质的溶液结晶, 或要求结晶大小不同的产品, 则可改变搅拌桨叶的转速和循环泵的扬程(液流上升速度)来调整, 所以这种结晶器可适用于多种溶液的结晶, 用途较广, 已取代了大部分 Krystal 型结晶器。河南莲花集团已采用了 DTB 结晶器进行味精结晶。

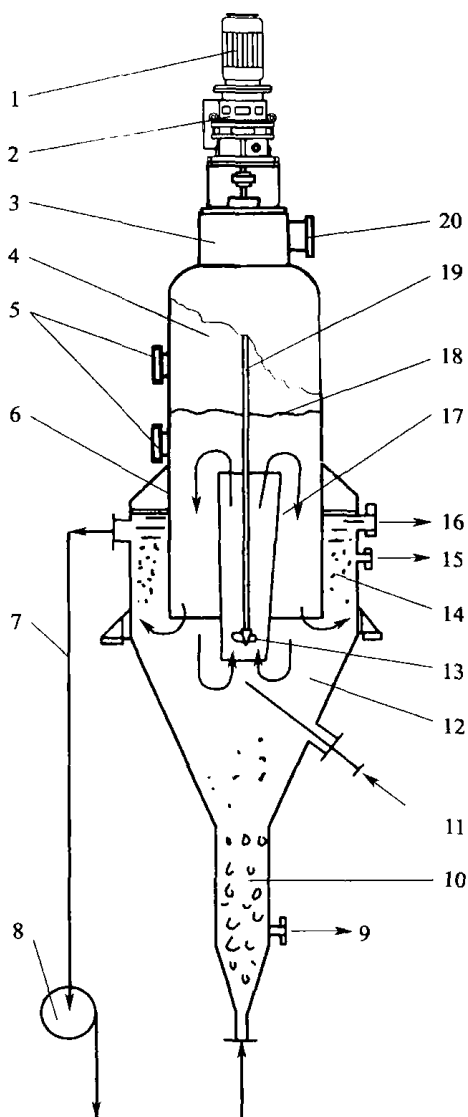


图 2-4-22 DTB 结晶器结构

- 1—马达 2—变速器 3—汽液分离器 4—蒸发室 5—视镜 6—遮蔽罩 7—清液循环管 8—循环泵
 9—晶浆出口 10—分级腿 11—进料口 12—晶浆区 13—螺旋桨搅拌器 14—沉降区
 15—细晶出口 16—溢流管 17—导流筒 18—沸腾液面
 19—搅拌轴 20—二次蒸汽出口管

五、结晶设备计算

1. 物料衡算

总物质质量平衡

$$m_1 = m_2 + m_3 + m_4$$

式中 m_1 ——原料溶液量, kg

m_2 ——结晶后母液量, kg

m_3 ——结晶量, kg

m_4 ——蒸发溶剂 (水蒸气) 量, kg

溶质物料平衡

$$m_1 \rho_1 = m_2 \rho_2 + m_3 \rho_3$$

式中 ρ_1 ——原料液的浓度 (质量分数)

ρ_2 ——母液的浓度 (质量分数)

ρ_3 ——结晶所含溶质的质量分数

$$\rho_3 = \frac{\text{溶质分子质量}}{\text{晶体水合物的分子质量}}$$

当结晶不含结晶水时, $\rho_2 = 1$,

结晶产量 (kg) 为:

$$m_3 = \frac{m_1 (\rho_1 - \rho_2) + m_3 \rho_3}{\rho_3 - \rho_2}$$

对非蒸发溶剂的冷却结晶的结晶产量为:

$$m_3 = \frac{m_1 (\rho_1 - \rho_2)}{\rho_3 - \rho_2}$$

2. 热量衡算

进入结晶设备的热量。

(1) 原料液带入热量 Q_1 (kJ)

$$Q_1 = m_1 c_1 T_1$$

式中 c_1 ——原料液的比热容, kJ/(kg·°C)

T_1 ——原料液的温度, °C

(2) 溶质结晶时放出的热量 Q_2 (kJ) 其数值与物质的溶解热相等。

(3) 加热溶液的热量 Q_3 (kJ) 对于蒸发结晶, Q_3 可用需要蒸发出的水量进行计算, 对于冷却结晶 $Q_3 = 0$ 离开结晶设备的热量。

(4) 随母液带走的热量 Q_4

$$Q_4 = m_2 c_2 T_2$$

式中 c_2 ——母液的比热容, kJ/(kg·°C)

T_2 ——母液的温度, °C

(5) 随结晶带走的热量 Q_5

$$Q_5 = m_3 c_3 T_2$$

式中 c_3 ——晶体的比热容, kJ/(kg·°C)

(6) 随溶剂蒸汽带走的热量 Q_6

$$Q_6 = wh$$

式中 h ——溶剂蒸发的热焓, kJ/kg

(7) 对于冷却结晶设备冷却所带走的热量 Q_7

$$Q_7 = m_0 c_0 (T_0' - T_0'')$$

式中 m_0 ——冷却剂的用量, kg

c_0 ——冷却剂的比热容, kJ/kg

T_0' , T_0'' ——冷却剂冷却前后的温度, °C

对于蒸发煮晶设备: $Q_7 = 0$ 。

(8) 结晶设备向周围散失的热量 Q_8

$$Q_8 = KA\tau\Delta T$$

式中 K ——结晶设备对周围空气的传热系数, kJ/(m²·h·°C)

A ——结晶设备的表面积, m²

ΔT ——结晶设备壁面与周围空气的温度差, °C, $\Delta T = T_{\text{壁}} - T_{\text{空气}}$

τ ——结晶时间, h

3. 结晶时间计算

按上面结晶速度计算公式, 若结晶过程不产生新的晶核, 只在晶种的晶面上长大, 因而 A 为已知数。当要求晶体在 A 晶面上从 S_1 长大到 S_2 , 则得:

$$\frac{S_2 - S_1}{\tau} = AK_0 \Delta c$$

所以

$$\tau = \frac{S_2 - S_1}{AK_0 \Delta c}$$

式中 Δc ——溶液浓度差, kg/m³

K_0 ——总括结晶速度常数

从上式即可计算出结晶所需要的时间, 但是计算时 K_0 需要通过实验求出, 且求出的时间仅为晶体由 S_1 长大到 S_2 所需要的时间。整个结晶过程所需的总时间还应加上从不饱和和溶液浓缩到过饱和溶液所需要的时间 τ_1 , 起晶时间 τ_2 (或加晶种的时间), 以及设备清洗间歇的时间 τ_3 (h), 故

$$\tau_{\text{总}} = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3$$

4. 结晶设备容积和尺寸确定

设备的生产能力 (kg/h)

$$G = \frac{V\rho\omega\phi}{t}$$

式中 V ——结晶设备总体积, m³

ρ ——浓液的密度, kg/m³

ϕ ——结晶设备最终时充填系数, 对于煮晶锅一般为 0.4~0.5

ω ——结晶溶液中晶体的质量分数比

t ——每批结晶操作总时间, h

所以

$$V = \frac{Gt}{\rho\phi\omega}$$

计算出整个设备体积后, 即可根据选定设备的形式来确定设备的其他尺寸, 如采用球形底的煮晶锅, 则:

$$V = \frac{Gt}{\rho\phi B} = \frac{2Gt}{\rho B} = V_1 + V_2 = \frac{1}{2}\pi D^3 + \pi D^2 H$$

一般 $H/D=2\sim 3$ ，取 2.5 时，直径 D (m) 为

$$D = \sqrt[3]{\frac{24Gt}{8.5\pi\rho B}}$$

计算出直径 D 后，要验算蒸发时器内二次蒸汽流速是否为 $1\sim 3\text{m/s}$ 范围，过大会造成雾沫夹带严重，需要修正。

六、结晶设备的传热面积

使用冷却结晶设备时，通常是将经过饱和但还未能自然起晶（在该温度下）的热溶液送进结晶器，在设备内迅速冷却，使溶液进入不稳定的过饱和区而起晶，或到达介稳区的过饱和浓度时加入晶种育种。在育种过程中，溶液中溶质的含量随着不断析出晶体而减少，因此，要求保持较大的结晶速度，则要维持溶液较高的过饱和浓度，采用降温的办法来改变溶液的溶解度。随着溶液中晶体的增加，结晶速度的下降，降温速度也应逐渐减慢。在整个结晶过程中，最初迅速冷却阶段的传热量为最大，传热面积是以最大的传热量进行计算的。若冷却结晶设备的传热面积以最佳条件（即送入的溶液都已到达育晶条件）计算，这时需要的传热面积比较小，可以用结晶速度与维持溶液一定过饱和浓度的降温速度相等的联立方程进行计算。热交换面应平整光滑，避免因晶体积聚而影响育晶阶段的传热效果。

间歇式蒸发结晶设备通常是在蒸发过程中连续不断补充溶液，以维持设备内溶液一定容积和一定过饱和浓度的条件下进行育晶，这样可取得较快的结晶速度和较大晶体。浓缩最初阶段是把溶液从进料的不饱和浓度快速浓缩到育晶过程所需要的过饱和浓度，同时不断加入溶液，以保持设备内最大的容积系数，此时所需要的传热面积最大。当溶液达到一定的过饱和浓度后，加入晶种育晶，此时的蒸发量是所补充的原料溶液浓缩到育晶过饱和浓度所蒸发的溶剂量，随着晶体不断增加，补充溶液量和蒸发量也不断减少。通常加热面积的确定是以最大蒸发量进行计算。若溶液以介稳区育晶浓度进料，则所需要的传热面积较小。这时的传热面积可用结晶速度和进料溶液所需要的蒸发速度相等的联立方程来计算。

七、结晶锅的安装、检修及安全技术

图 2-4-23 所示为味精结晶干燥工艺流程图，一般情况下可以将结晶罐安装在三楼，由蒸汽喷射泵或水力喷射泵对其抽真空。在二楼安装卧式结晶箱，三足式离心机在一楼，这样便于物料自流，节省能源消耗。热水罐的作用是当结晶罐中出现混浊，即出现自然结晶现象时，将热水加入结晶罐中使自然结晶的微晶体溶解，保证结晶过程顺利进行，晶体颗粒大小均匀。

结晶罐的安装必须垂直，其偏差不应大于 10mm ，否则设备在操作时振动较大，也会影响搅拌器传动装置的垂直性、同心性和水平性，使传动功率增大，甚至不能转动。传动装置安装时必须保持旋转轴的垂直、同心和水平，在安装时应用水平仪进行检查，安装后要进行 0.2MPa 的水压试验，夹套内水压试验为 0.6MPa ，不应有渗漏现象。

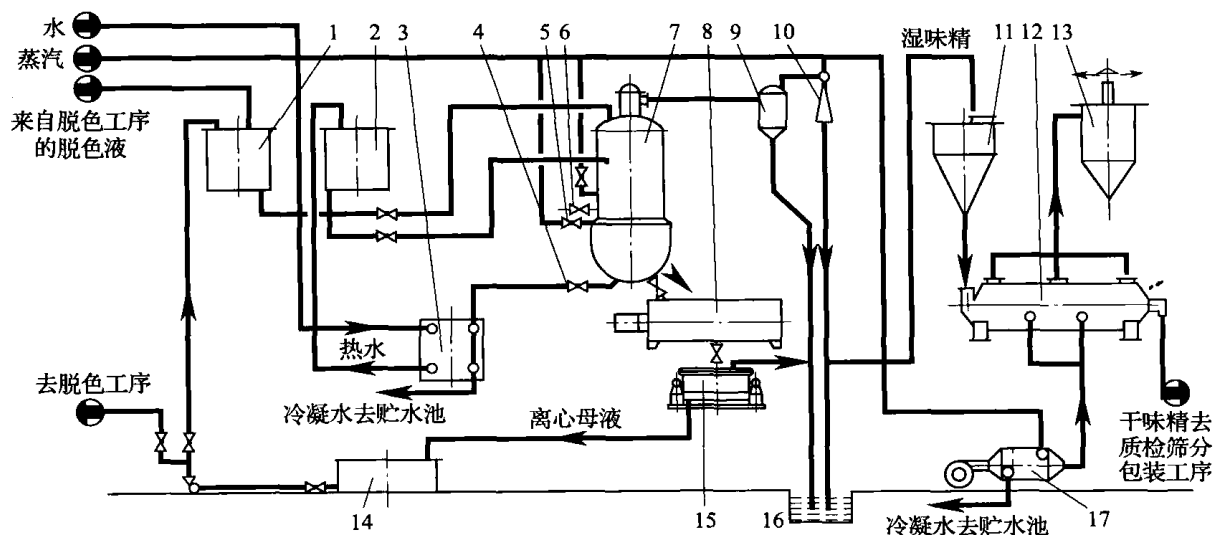


图 2-4-23 味精结晶干燥工艺流程图

- 1—脱色液高位罐、2—热水罐 3—板式换热器 4—冷凝水出口 5—蒸汽进口 6—加晶种口
7—结晶罐 8—卧式结晶箱 9—真空缓冲器 10—蒸汽喷射泵 11—湿味精贮罐
12—振动干燥箱 13—旋风分离器 14—味精母液槽 15—三足式离心机
16—水池 17—热风机

设备上的仪表应安装在方便观看的位置，其高度与操作工人的视线水平，控制阀门的位置应方便工人操作，管路的坡度约为 1/1000。

设备的除泡罩容易被腐蚀破坏，如果不衬胶，则每年均须检修一次。检修轴封及搅拌器等传动装置时，应打开电闸，并挂上警告牌。

思考题

1. 在化工单元操作中什么是蒸发？蒸发与浓缩有什么不同？蒸发与结晶有什么本质区别？
2. 什么是真空蒸发？真空蒸发有哪些特点？
3. 详述升膜式蒸发器的工作原理。它适用于什么场合？
4. 简述降膜式真空蒸发器的成膜原理。它适用于什么场合？
5. 什么叫多效蒸发？多效蒸发为什么能够节能？为了提高节能效果无限制地增加效数是否可行，为什么？
6. 在味精生产过程中（包括麸酸）使用了哪些结晶设备？采用真空煮晶锅进行味精的精制，其优点是什么？
7. 冬季室温低，管道凉，从结晶罐突然放料到卧式结晶箱可能发生什么现象？造成什么后果？采取什么方法防范？
8. 敞口式 Krystal - Oslo 结晶器的大气腿与 DTB 真空式结晶器的分级腿功能一样吗？它们在各自的设备中起什么作用？

参考文献

1. Mullin J W. Crystallization. Oxford: Butterworth - Heinemann, 1993.

2. [苏] 哈姆斯基 E B. 化学工业中的结晶 [M]. 古涛, 叶铁林译. 北京: 化学工业出版社, 1990.
3. 丁绪淮, 谈遵. 工业结晶. 北京: 化学工业出版社, 1985.
4. 时钧. 化学工程手册 (上下). 北京: 化学工业出版社, 2002.
5. 李淑芬, 姜忠义主编. 高等制药分离工程. 北京: 化学工业出版社, 2004.
6. 王静康. 化学工程手册 (第 10 篇). 北京: 化学工业出版社, 1996.
7. Mullin J W. Crystallization. Rev. ed. LondonEn; Butterworths, 1993.
8. Belter P A, Cussler E L, Hu W - S. Bioseparations: Downstream Processing for Biotechnology. New York; John Wiley&Sons Inc, 1988.
9. Takamatsu S, Ryu D D Y. Recirculating bioreactorseparator system for simultaneous biotransformation and recovery of product: immobilized L - aspartate - decarboxylase reactor system. Biotechnol Bioeng, 1988, 32.
10. 陈宁. 氨基酸工艺学. 北京: 中国轻工业出版社, 2007.
11. 于信令. 味精工业手册 (第二版). 北京: 中国轻工业出版社, 2008.
12. 国家医药管理局上海医药设计院. 化工工艺设计手册. 北京: 化学工业出版社, 2006.
13. 叶铁林. 化工结晶过程原理及应用. 北京: 北京工业大学出版社, 2006.
14. 孙彦. 生物分离工程 (第二版). 北京: 化学工业出版社, 2005.

第五章 干燥设备

生物工业中，干燥是利用热能（或其他能量）除去目标产物中湿分（水分或有机溶剂）的单元操作。目标产物经过干燥使湿分降低到规定的范围内，不仅易于包装、运输，更重要的是生物产物干燥后更稳定，不易变质，便于贮存。

干燥通常是固体生物产品生产过程中的最后一道工序。因此往往与最终产品的质量密切相关。而干燥方法的选择对于保证产品的质量至关重要。根据生物制品的特性及质量要求，常用的干燥方法有对流干燥（包括固定床干燥、流化床干燥、气流干燥和喷雾干燥）、冷冻升华干燥、真空干燥等。本章主要讨论上述干燥过程的设备及计算。

第一节 物料干燥过程及生物制品干燥的特点

一、固体物料干燥机理

（一）物料中水分的性质

物料中所含水分的性质与物料内部的结构有关，且取决于水分与物料的结合方式。物料内部结构的差异，导致水分与物料本身的结合方式不同，因此，根据物料中水分除去的难易程度，可将其分为游离水分和结合水分。

游离水分多存在于生物产品的细胞外及多孔物料的毛细管中，它与物料的结合力极弱，水分活度近似等于1，游离水与普通水有相同的密度、黏度和热容，游离水能够在原料中流动，并能通过毛细管作用达到物料表面，特别是游离水与普通水有相同的蒸汽压，因此，在干燥过程中，游离水易于除去。物料中游离水含量愈多，干燥速率愈快。

结合水分主要有渗透水分、结构水分等，它与物料的结合力较强，水分活度小于1。结合水不能随意流动，它有更高的汽化潜热，换句话说，结合水比游离水的饱和蒸汽压低，并随物料性质的不同而不同，所以，结合水分比游离水分在干燥过程中更难以除去。因此，生物产品同其他湿物料一样，在干燥过程中，首先排除的是结合力弱的游离水，其次是结合水。不同的物料，结合水的来源不同，在细胞和细胞质内的液体，由于溶质的溶解使得蒸汽压降低而表现为结合水的性质，或者在毛细管中的液体，由于毛细管作用使得蒸汽压下降而表现为结合水的性质，所有这些因素都可能影响到物料的干燥。

（二）干燥机理

湿物料的干燥操作中，有两个基本过程同时进行，一是热量由气体传递给湿物料，使其温度升高，二是物料内部的水分向表面扩散，并在表面汽化被气流带走，因此，干燥操作属传热传质同时进行的过程，且二者的传递方向相反。在干燥过程中，空气既是载热体，又是载湿体，干燥速率既与传质速率有关，也与传热速率有关。

对于质量传递过程，通常由两步构成，即水分由物料内部向表面扩散，水分在物料表

面汽化并被气流带走。引起内部扩散的推动力是物料内部与表面之间存在着湿度梯度。其扩散阻力与物料的内部结构有关、与水分和物料的结合方式有关。水分从物料内部扩散至表面后,便在表面汽化,向气流中传递。引起这一过程的推动力是物料表面气膜内的水蒸气分压与气流主体中水蒸气分压的差值。

物料在干燥过程中,水分在物料的内部扩散和表面汽化是同时进行的,但二者的传递速率不相等。对于有些物料,水分在表面的汽化速率小于内部扩散速率,而另一些物料,则水分表面汽化速率大于内部扩散速率。显然,干燥速率受其最慢的一步所控制。前一种情形称表面汽化控制,后一种则称为内部扩散控制。

干燥速率为表面汽化控制时,强化干燥操作就必须改善外部传递因素,在常压对流干燥情况下,因物料表面保持充分润湿,物料的表面温度可近似为空气的湿球温度,水分的汽化可看做是湿球温度下纯水表面的汽化。这时,提高空气温度,降低空气湿度,改善空气与物料之间的流动和接触状况,均有利于提高干燥速率。在真空干燥条件下,物料表面水分的汽化温度不高于该真空度下水的沸点,这种情况下,提高干燥室的真空度,可降低水分的汽化温度,从而可有效地提高干燥速率。干燥为内部扩散控制时,由于水分难以快速到达表面,使得汽化表面逐渐向内部移动,此时的干燥较表面汽化控制时更为复杂。要强化干燥速率,必须改善内部扩散因素,这种情况下,减小物料颗粒直径,缩短水分在内部的扩散路程,以减小内部扩散阻力;提高干燥温度,以增加水分扩散的自由能,均有利于提高干燥速率。

(三) 恒速干燥和降速干燥

干燥操作中,常用干燥速度来描述干燥过程。其定义是单位时间内于单位干燥面积上所能汽化的水分量。数学式为:

$$v = \frac{1}{A} \frac{dm}{d\tau} = -\frac{1}{A} \frac{dm_1}{d\tau} = -\frac{m_c}{A} \frac{dc}{d\tau} \quad (2-5-1)$$

式中 v ——干燥速度, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

m ——汽化分量, kg

m_1 ——湿物料量, kg

m_c ——湿物料中的绝干物料量, kg

A ——干燥面积, m^2

c ——湿物料的湿含量(干基), kg/kg 干料

τ ——干燥时间, s

影响干燥速度的因素很多,不同物料在不同干燥条件下的干燥速度必须通过实验测定。通常实验得到物料湿含量 c 与干燥时间 τ 的关系曲线,即 $c-\tau$ 曲线,再根据干燥速度的定义,转化成干燥速度 v 与物料湿含量 c 的关系曲线,即 $v-c$ 曲线。或干燥速度 v 与干燥时间 τ 的关系曲线,即 $v-\tau$ 曲线。干燥速度曲线的形式随被干燥物料的性质而异。恒定干燥条件下典型的干燥度曲线如图 2-5-1 所示。从图中明显地看出,干燥过程分为两个阶段,图中 ABC

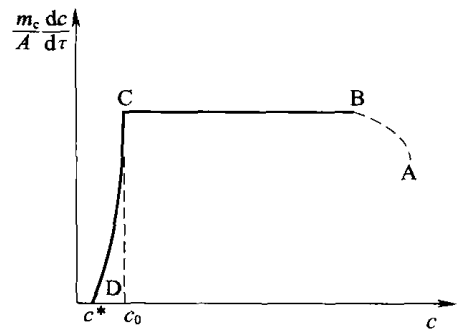


图 2-5-1 干燥速率曲线

段为第一阶段，若不考虑短暂的预热阶段（即 AB 段），则此阶段的干燥速度基本是恒定的，称为恒速干燥阶段。CD 段表示第二阶段，在这一阶段中，随着物料湿含量的减少，干燥速度则不断降低，称为降速干燥阶段。两干燥阶段交点处所对应的湿含量，称为物料的临界湿含量，以 c_0 表示。

1. 恒速干燥阶段

在这一干燥阶段中，由于干燥条件恒定，空气的温度和湿度不变，则空气的湿球温度不变，又由于物料表面全部为游离水分所润湿，则湿物料的表面温度便等于空气的湿球温度，所以，空气温度与湿物料表面温度的差值维持不变，传热速率恒定，干燥过程在恒温下进行。另外，恒定干燥条件下，湿物料表面处的水蒸气压等于空气湿球温度下水的饱和蒸气压，并且它与空气中的水蒸气分压之差维持恒定，则传质速率恒定，湿物料中的水分能以恒定速率向空气中传递。可见，恒速阶段的干燥速度取决于物料表面水分的汽化速率，即取决于物料外部的干燥条件（空气温度、湿度及流速等），所以恒速干燥阶段又称为表面汽化控制阶段。主要排除游离水分。

2. 降速干燥阶段

物料湿含量降至临界点以后，开始进入降速干燥阶段。在这一阶段中，湿物料表面水分逐渐减少，表明水分由物料内部向物料表面传递的速率小于湿物料表面水分的汽化速率。物料的湿含量愈小，水分由物料内部向表面传递的速率就愈慢，干燥速度就愈小。另外，在这一阶段中，空气传递给湿物料的热量，一部分用于水分的汽化，而剩余的热量，则使物料的温度升高，因此，干燥在升温下进行。降速干燥阶段的干燥速度主要取决于物料本身的结构、形状及大小等特性，其次是干燥温度，所以降速干燥阶段又称内部扩散控制阶段，主要排除结合水分。

二、生物产品干燥的特点

生物制品的干燥机理虽然与一般化工产品的基本相同，但生物制品的特性所要求的干燥条件往往不同于普通物料的干燥。与普通物料相比，生物制品的干燥有以下特点和要求。

(1) 生物产物多为热敏性物料。物料在干燥过程中温度高或受热时间长，都将影响产品的稳定性而使产品受到不同程度的破坏。如一般蛋白酶在 $45 \sim 50^\circ\text{C}$ 即开始失活， 55°C 时失活已非常严重。当温度升高时，酶分子上的质点将具有更高的能量，最终将脱离保持蛋白质结构的化学键而失活。

酶和蛋白质等生物物质失活的动力学可由式 (2-5-2) 描述：

$$\frac{dp}{d\tau} = -kp \quad (2-5-2)$$

积分式：

$$\ln \frac{p_0}{p} = k\tau$$

式中 p_0 , p ——分别为初始及 τ 时刻产物的活性

k ——产物失活的速率常数，可由 Arrhenius 方程表示：

$$k = Z \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

其中 E ——产物失活时的活化能

Z ——频率因子

T —— τ 时刻的温度

R ——常数

则

$$\ln \frac{p_0}{p} = Z \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \cdot \tau \quad (2-5-3)$$

如一粗制的含高浓度过氧化氢酶的细胞糊状物。实验测得 37℃ 下干燥 10min 时有 63% 的酶失活变性；20℃ 下干燥 30min 时只有 28% 的酶失活。若 4℃ 下干燥 90min 时代入上式可估算知只有 9% 的过氧化氢酶失活。

因此，用于生物制品干燥的设备必须是快速高效的，干燥过程中应严格控制操作温度 and 操作时间。选择不使物料热分解、失活和变性的操作温度，在短时间内完成干燥过程。

(2) 干燥操作必须在洁净的环境中进行，防止干燥过程中的微生物污染，且干燥产品应保持一定的纯度，干燥过程不得有杂质混入。因此，选用的干燥设备应满足无菌操作的要求。

三、干燥设备的选型原则

确定合理的干燥方法，选择适宜的干燥设备应以所处理物料的化学物理性质、生物化学性能及其生产工艺为依据。例如，物料的黏稠性、分散性、热敏性、失活性能等。就热敏性而言，生物工业制品的干燥设备有以下几种类型：① 瞬时快速干燥设备，如滚筒干燥设备、喷雾干燥设备、气流干燥设备、沸腾干燥设备等，这类设备干燥时间短，气流温度高，但被干燥的物料温度不会太高；② 低温干燥设备，如真空干燥设备、冷冻干燥设备，其特点是在真空低温下进行，更适用于高热敏性物料的干燥，但干燥时间较长。另外还有其他类型的干燥设备。如红外干燥器、微波干燥器等。大多情况下，由于生物制品具有热敏性的特点，因此，干燥设备最好选择快速瞬时干燥设备或低温干燥设备。具体地讲，可按下列原则选型。

1. 产品的质量要求

许多生物工业制品都要求保持一定的生物活性，避免高温分解和严重失活，因此，干燥设备的选型首先应满足产品的质量要求。如高活性且价格昂贵的生物制品（例如乙肝疫苗等）则必须选择真空干燥或冷冻干燥设备。

2. 产品的纯度

生物产品大都要求有一定的纯度，且无杂质或杂菌污染，则干燥设备应能在无菌和密闭的条件下操作，且应具有灭菌设施，以保证产品的微生物指标和纯度要求。

3. 物料的特性

对于不同的物料特性，如颗粒状、滤饼状、浆状、水分的性质等应选择不同的干燥设备。例如颗粒状物料的干燥可考虑选择沸腾干燥或者气流干燥，结晶状则应选择固定床干燥，浆状可选择滚筒干燥或喷雾干燥等。

4. 产量及劳动条件

依据产量大小可选择不同的干燥方式和干燥设备。如浆状物料的干燥，产量大且料浆均匀时，可选择喷雾干燥设备，黏稠较难雾化时可采用离心喷雾或气流喷雾干燥设备，产

量小时可用滚筒干燥设备。另外，应考虑劳动强度小，连续化、自动化程度高，投资费用小，便于维修、操作等。

表 2-5-1 为生物工业中常用的各种类型的干燥设备。

表 2-5-1 生物工业常用的干燥设备

设备类型	干燥物料	设备类型	干燥物料
固定床干燥	啤酒酿造用绿麦芽	压力式喷雾干燥	酵母
卧式沸腾干燥	柠檬酸晶体、酵母、抗生素	离心式喷雾干燥	酶制剂、酵母
沸腾造粒干燥	葡萄糖、味精、酶制剂（颗粒状）	喷雾干燥与振动流化干燥	酶制剂（颗粒状）
气流干燥	味精、抗生素、葡萄糖	滚筒干燥	酵母、单细胞蛋白
旋风式气流干燥	四环素类	真空干燥	青霉素钾盐、土霉素等
气流式喷雾干燥	蛋白酶、核苷酸、抗生素等	冷冻干燥	抗肿瘤抗生素、乙肝疫苗等

第二节 非绝热干燥设备

一、常压干燥设备——麦芽干燥塔

用于啤酒生产的麦芽干燥过程分为两个阶段，前阶段麦芽水分大约从 45% 降至 8%~10%，属等速干燥阶段，这时麦芽内部的扩散速率大于表面汽化速率，干燥受表面汽化所控制。为了保持麦芽不收缩、不硬化、酶不失活，宜采取低温、大空气流量操作，以除去大量水分，提高干燥速率，后一阶段麦芽水分从 8%~10% 降至 1.5%~3.5%，是降速干燥阶段，此时麦芽内部水分的扩散速度跟不上表面汽化速度，即干燥受内部扩散所控制，水分的除去比较困难，若操作条件不当，将制成溶解度差、质量不合要求的玻璃质麦芽，一般可采取适当提高空气温度、减少空气流量的操作方式，以提高干燥速率，直到最后数小时，方可将干燥温度升高到规定的焙焦温度 80~85℃，增加其色、香、味。

麦芽干燥塔的类型有水平烘床和垂直烘床，水平式烘床麦芽干燥塔过去在国内外广泛采用，外观一般为矩形。有一层、两层和三层。由于两层和三层水平烘床干燥塔的热潜力不足，不允许强化烘焙过程及增大烘床上的麦芽层厚度，且结构复杂、造价高、生产能力低，近年来国内外已为单层高效麦芽干燥塔所代替。

（一）单层高效麦芽干燥塔的结构与操作

单层高效麦芽干燥塔多为圆形，如图 2-5-2 所示，塔体的下部是空气混合室，上部为干燥室，混合室侧壁设有预热空气进口，干燥室的下部烘床一般为具有长形孔的网眼钢板活动床，床层上设有干麦芽排出口，烘床开孔面积占总面积的 20%~40%，烘床上有可自动升降的刮板机，通过刮板机的转动，可使绿麦芽均匀分布于烘床上，干燥后的麦芽又通过刮板机排出。干燥室顶部设置可旋转的撒麦机构，侧壁开有废气排出口。整个干燥系统配有送风机、废气循环风道，空气预热器及废气余热回收装置。空气预热器采用翅片式蒸汽加热器，蒸汽通入散热片内，将加热器外的空气加热。

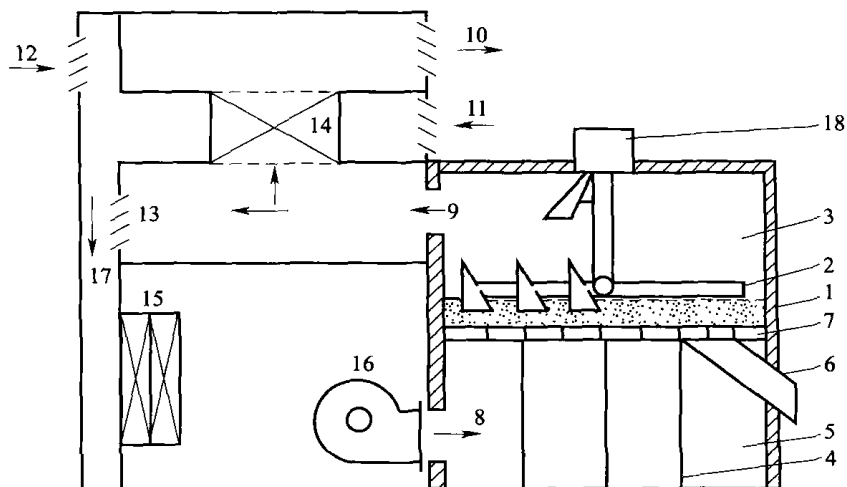


图 2-5-2 单层高效干燥塔装置

- 1—塔体 2—刮板机 3—干燥室 4—支撑柱 5—空气混合室 6—排料口 7—烘床 8—热风进口
 9—废气出口 10—排风口 11—进风口 12—冷却风进口 13—回风口 14—余热回收器
 15—空气加热器 16—风机 17—风道 18—传动装置

操作时，绿麦芽经输送机送入干燥塔的进料管，进料管由进料电机驱动而摆动，使绿麦芽沿着塔圆周方向流至床层上，开动刮板机，麦芽可在烘床上分布均匀，空气经预热室加热到一定温度后，由风机送入干燥塔下部的空气混合室，再进入麦芽床层。由麦芽床层排出的废气经废气余热回收装置与新鲜的冷空气换热后排至大气。在干燥的后期，当麦芽含水量降至 10% 左右时，从麦芽床层排出的废气可循环使用，即部分废气通过循环风道与冷空气混合，混合空气经预热器加热后再送入烘床，这样可使热量消耗降低 30% 左右。干麦芽由刮板机排出塔外。

干燥室的高度与干燥效果有关，干燥室越高，空气流通越好，一般干燥室高度都在 6m 以上，有利于废气的排出。据资料报道，单层水平式高效麦芽干燥塔的技术指标如下：

每烘焙周期 1m ² 烘床的麦芽产量	225~300kg
烘焙周期	16~22h
绿麦层高度	0.8~1.5m
烘焙 100kg 麦芽的耗热量	27000~42000kJ
烘床下空气压头	
装入绿麦芽	6~10kPa (0.6~1.0mH ₂ O)
干燥后期	2~3kPa (0.20~0.3mH ₂ O)

国内某啤酒厂采用单层高效干燥塔。干燥塔直径 13m，床层面积 132m²，装入绿麦芽层厚度 1.2m，绿麦芽质量 71.6t，体积 156m³，绿麦芽含水量 44%，两台风机提供热风进行干燥，风量为 2×10⁵m³/h，空气由翅片式蒸汽加热器预热，空气温度通过调节加热器的蒸汽阀开度和新鲜空气量加以控制，在干燥中后期，采用部分或大部分废气循环，以降低热量消耗。麦芽干燥后，通风 1~2h，手动打开床层上的出料口活动算板，用刮料板将干麦芽卸出，再由斗式提升机送入干麦芽高位槽。全部干燥时间为 21h，干燥后的麦芽含水量 4%，麦芽质量 41.7t，体积 84m³，干麦层厚度 0.64m，除根后可得成品麦芽 40t，

体积 80m³。

为了使湿度沿整个麦芽高度均匀降低和具有特殊的色、香、味，表 2-5-2 列出了该厂对淡色麦芽厚层干燥的操作条件。

表 2-5-2 淡色麦芽厚层干燥操作条件

干燥时期	干燥时间/h	床层下热空气温度/℃	麦芽含水量/%
I	10	55	44~10
II	4	65	10~6
III	4	75	6~4
IV	3	85	4~3.5

图 2-5-3 所示为麦芽干燥过程中，温度、空气相对湿度随干燥时间的变化情况。

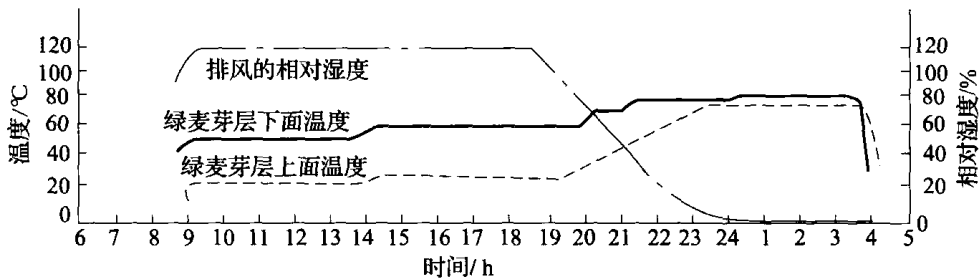


图 2-5-3 单层高效干燥炉浅色麦芽干燥曲线

单层水平式麦芽干燥塔除固定床外，还有流化床干燥塔，如图 2-5-4 所示。由于麦芽处于流化状态，能强化干燥过程，故干燥迅速，生产能力大，缺点是能耗大，空气压头不足时，麦芽流化不完全，干燥不均匀。

单层水平式高效干燥塔的优点为：① 生产能力大，可实现机械化操作、自动化控制；② 由于实现余热回收和废气循环使用，故热量消耗小，技术经济和热力指标良好；③ 不需要高层厂房和翻麦机，因此，结构简单，造价低。单层水平式高效麦芽干燥塔目前已被新建啤酒厂和麦芽厂广泛采用。

(二) 单层高效麦芽干燥塔的设计计算

1. 生产能力

单层干燥塔的生产能力取决于烘床上表层厚度、烘床面积及干燥时间，可由下式计算：

$$G = h \frac{V_2}{V_1} \gamma \frac{24}{\tau} A \quad (2-5-4)$$

式中 G——干燥塔生产能力，kg/d

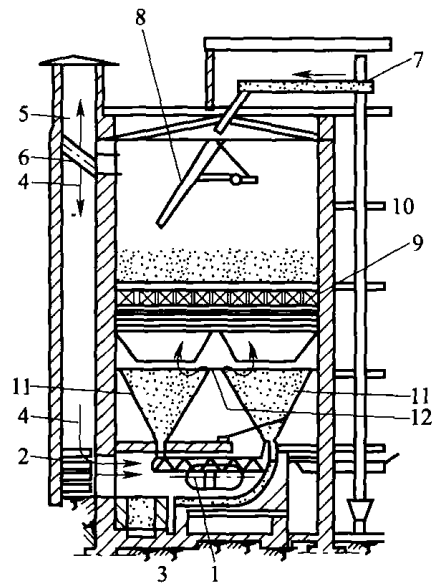


图 2-5-4 单层水平式流化床干燥塔

- 1—通风机 2—新鲜空气棚 3—炉
- 4—循环热空气 5—湿空气排出风门
- 6—风门 7—螺旋输送器
- 8—麦芽分配器 9—自动卸载烘床
- 10—斗式提升 11—料斗 12—热空气

- h ——烘床上绿麦芽层厚度, m
- V_1 ——每吨大麦所产绿麦芽体积, m^3/t
- V_2 ——每吨大麦所产干麦芽体积, m^3/t
- γ ——干麦芽体积质量, kg/m^3
- τ ——干燥时间, h
- A ——烘床面积, m^2

如取 $V_2=1.42m^3/t$, $V_1=3.2m^3/t$, $\gamma=550kg/m^3$, 则上式可简化为:

$$G=5860 \frac{hA}{\tau} \quad (2-5-5)$$

2. 空气耗量

空气耗量主要取决于从麦层带走的水分量, 塔内进出空气的湿度、温度等, 所有计算都以每 1kg 绝干空气为基准。在全部干燥过程中, 每个阶段排除的水分量不同, 操作条件不同, 空气耗量就不同, 其中以干燥初期所排除的水分量最多, 则空气耗量和热量消耗最大。因此, 单层干燥塔设计计算中, 空气耗量、热量消耗计算应以干燥初期为基准。

干燥初期的空气耗量可由式 (2-5-6) 计算:

$$L = \frac{W}{x_c - x_0} \quad (2-5-6)$$

式中 L ——每小时所需的绝干空气量, kg/h

x_0 ——进入麦层的空气湿含量, kgH_2O/kg 干气

x_c ——离开麦层的空气湿含量, kgH_2O/kg 干气

W ——每小时蒸发的水分量, kg/h

干燥初期, 麦芽干燥速率受表面汽化所控制, 因此, 水分的蒸发速率与蒸发面积、空气的湿含量有关, 可由式 (2-5-7) 计算:

$$W = kS(x_g - x) \quad (2-5-7)$$

式中 S ——蒸发表面积, m^2

k ——蒸发系数, $kgH_2O/(h \cdot m^2 \cdot \Delta x)$

x_g ——空气离开麦层温度下的饱和湿含量, kgH_2O/kg 干气

x ——空气在麦层中的湿含量, kgH_2O/kg 干气

S 和 k 均随麦芽的含水量不同而有所差异。斯切伦克 (Schlenk) 测定了麦芽在干燥的不同阶段 k 和 S 值的实验数据, 分别列于表 2-5-3 和表 2-5-4 中。

表 2-5-3 麦芽含水量与蒸发系数的关系

麦芽含水量/% (湿基)	k	麦芽含水量/% (湿基)	k
37.5	7.9	23.1	3.7
33.0	5.0	16.1	3.7
28.6	4.3	9.1	3.7

当麦芽含水量相当高时, 即为空气离开麦层温度下的饱和湿含量, 但当含水量低于 20% 时, 麦芽表面边界层处的空气不再成为饱和状态。对不同含水分的麦芽, 它的边界层处空气的相对湿度的实验结果见表 2-5-5。

表 2-5-4 麦芽含水量与干麦芽的蒸发面积的关系

麦芽含水量 /% (湿基)	100kg 干麦芽的蒸发 表面积 S/m^2	麦芽含水量 /% (湿基)	100kg 干麦芽的蒸发 表面积 S/m^2
45.0	360	20.0	200
40.0	330	10.0	178
30.0	250		

表 2-5-5 麦芽含水量与边界层相对湿度的关系

麦芽含水量/% (湿基)	边界层的相对湿度/%	麦芽含水量/% (湿基)	边界层的相对湿度/%
23.0	95.0	13.0	33.0
20.0	80.0	10.0	14.0
16.0	57.0		

表 2-5-6 所示为麦芽含水量与离开麦层的空气相对湿度的关系。

表 2-5-6 麦芽含水量与离开麦层的空气相对湿度的关系

麦芽含水量 /% (湿基)	离开麦层的空气 相对湿度/%	麦芽含水量 /% (湿基)	离开麦层的空气 相对湿度/%
45.0	90.0	20.0	65.0
40.0	85.0	10.0	35.0
30.0	78.0	5.0	10.0

x 代表通过麦芽层的空气湿含量, 显然, 沿麦层不同高度处 x 值是不同的, 因此, 式 (2-5-7) 中的 $(x_g - x)$ 应取对数平均值:

$$(x_g - x)_m = \frac{x_e - x_a}{\ln \frac{x_g - x_a}{x_g - x_e}} \quad (2-5-8)$$

所以

$$L = \frac{kS (x_g - x)_m}{x_e - x_0} = \frac{kS}{\ln \frac{x_g - x_0}{x_g - x_e}} \quad (2-5-9)$$

在干燥过程中, S 、 k 、 $(x_g - x)_m$ 都在随时间变化, 如要得到全部干燥过程比较准确的结果, 必须每间隔 1h 计算一次, 因为在每小时间隔内, 各变量可视为常数。必须指出, 当麦芽干燥至水分降至 10% 时, 公式 (2-5-7) 不再适用, 因为这时已明显由表面汽化控制转为内部扩散控制了。

3. 热量计算

同样取干燥初期的热量消耗为基准, 可由式 (2-5-10) 计算:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 \quad (2-5-10)$$

式中 Q ——空气在加热器内吸收的热量, kJ/h

Q_1 ——空气在第一小时内带走的热量, kJ/h

Q_2 ——麦芽在第一小时内吸收的热量, kJ/h

Q_3 ——干燥塔热损失, kJ/h

空气在第一小时内带走的热量 Q_1 可由式 (2-5-11) 计算:

$$Q_1 = L (h_e - h_0) \quad (2-5-11)$$

式中 h_0 ——进入加热器空气的焓, kJ/kg 干气

h_e ——离开干燥塔废空气的焓, kJ/kg 干气

麦芽在第一小时内吸收的热量 Q_2 由式 (2-5-12) 计算:

$$Q_2 = mc_m (T_1 - T_0) \quad (2-5-12)$$

式中 m ——干燥第一小时内的绿麦芽量, kg, (可取平均值)

c_m ——绿麦芽的平均比热容, kJ/(kg·°C)

T_0 ——进入干燥塔的绿麦芽温度, °C

T_1 ——第一小时干燥时的麦芽温度, 其值等于干燥温度下的空气湿球温度, °C

有人测定干燥塔的热损失 Q_3 约为 20~90kJ/(100kg 干麦芽·d), 每生产 100kg 干麦芽需要的热量, 最适条件约为 3.77×10^5 kJ, 一般条件为 5.7×10^5 kJ, 最坏条件为 7.7×10^5 kJ。

传热面积可由下式计算:

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m}$$

且

$$\Delta T_m = T_s - \frac{T_1 + T_0}{2}$$

其中, T_0 、 T_1 分别表示进入和离开加热器时空气的温度, T_s 为加热蒸汽温度。对于翅片式加热器, 传热系数 K 约为 165kJ/(m²·h·°C)。

4. 压力损失计算

当麦芽层高度 0.3~1.5m, 空气流速为 0.3~1.5m/s 时, 压力损失 Δp 可由下式计算

$$\Delta p = 0.1 H^{1.08} v^{1.55} \times 10^5 \quad (2-5-13)$$

式中 Δp ——空气通过麦芽层时的压力降, Pa

H ——麦芽层厚度, m

v ——空气流速, m/s

[例 2-5-1] 每批投入原大麦 55t, 经发芽后得含水分 44% 的绿麦芽 71t, 送至单层麦芽干燥塔内干燥, 干燥后干麦芽的含水量为 3.5%。全部干燥时间为 21h, 已知空气初温 16°C, 相对湿度 70%, 空气经加热器加热至 60°C 进入床层, 试对干燥塔进行设计计算。

解: (1) 生产能力

$$G = G_0 \frac{1 - V_0}{1 - V} = 71000 \times \frac{1 - 0.44}{1 - 0.035} = 41200 \text{ (kg)}$$

取绿麦芽厚度: $h = 1.1$ m

则由 $G = h \frac{V_2}{V_1} \gamma \frac{24}{\tau} \cdot A$ 得干燥塔截面积

$$A = \frac{41200 \times 21 \times 3.2}{1.1 \times 1.42 \times 550 \times 24} = 134 \text{ (m}^2\text{)}$$

干燥塔直径

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 134}{3.14}} = 13.1 \text{ (m)}$$

(2) 空气耗量

$$L = \frac{Sk(x_g - x)_m}{x_e - x_0}$$

由 $h-x$ 图查得, 空气在 16°C , 相对湿度 70% 状态下, $x_0 = 0.008 \text{ kg (H}_2\text{O) / kg 干气}$, $I_0 = 39 \text{ kJ/kg 干气}$, 空气经加热器预热后, 进入烘床时的温度为 60°C , 则焓值 $h_1 = 81.6 \text{ kJ/kg 干气}$ 。又由表 2-5-6 知, 当麦芽含水分 44% 时, 离开麦芽的空气相对湿度为 89% , 若空气在床层中 1h 间隔内近似为等焓过程, 则 $h_e = h_1$, 由此可查得离开麦层时空气的温度为 27.5°C , 湿含量 $x_e = 0.021 \text{ kg (H}_2\text{O) / kg 干气}$ 。此温度下空气的饱和湿含量 $x_g = 0.0213 \text{ kg H}_2\text{O/kg 干气}$ 。所以

$$(x_g - x)_m = \frac{x_e - x_0}{\ln \frac{x_g - x_0}{x_g - x_e}} = \frac{0.021 - 0.008}{\ln \frac{0.0213 - 0.008}{0.0213 - 0.021}} = 0.00343 \text{ (kg H}_2\text{O/kg 干气)}$$

麦芽中干物质量 $71000 \times (1 - 44\%) = 39760 \text{ kg}$ 由表 2-5-4 得麦芽含水分 44% 时, 100 kg 干麦芽的蒸发表面积为 354 m^2 , 由表 2-5-3 得 $k = 7.9$, 则:

$$S = 39760 \times \frac{354}{100} = 140750 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$L = \frac{140750 \times 7.9 \times 0.00343}{0.021 - 0.008} = 293380 \text{ (kg 干气/h)}$$

查得操作条件下, 空气密度为 1.135 kg/m^3 , 则空气体积流量:

$$1\text{h 内蒸发水分量: } V = \frac{293380}{1.135} = 258484 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

$$W = Sk(x_g - x)_m = 140750 \times 7.9 \times 0.00343 = 3814 \text{ (kg/h)}$$

干燥 1h 后麦芽含水量:

$$\frac{71000 \times 44\% - 3814}{71000 - 3814} = 40.8\%$$

(3) 热量消耗

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

$$Q_1 = L(h_e - h_0) = 293380 \times (81.6 - 39) = 1.25 \times 10^7 \text{ (kJ/h)}$$

$$Q_2 = mc_m(T_e - T_0)$$

且

$$m = 71000 - 3814 = 67186 \text{ (kg)}$$

$$c_m = 1.42 \times (1 - 0.44) + 4.184 \times 0.44 = 2.64 \text{ [kJ/(kg} \cdot \text{C)}]$$

麦芽入烘床温度 $T_0 = 16^\circ\text{C}$, 麦芽干燥温度即为空气的湿球温度, $T_e = 27.5^\circ\text{C}$, 所以

$$Q_2 = 67186 \times 2.64 \times (27.5 - 16) = 2.04 \times 10^6 \text{ (kJ/h)}$$

取 100 kg 干麦芽在 24h 内干燥的热损失为 90 kJ , 则:

$$Q_3 = G \times \frac{90}{100 \times 24} = 41200 \times \frac{90}{100 \times 24} = 1545 \text{ (kJ/h)}$$

所以

$$Q = 1.27 \times 10^7 + 0.204 \times 10^7 + 1545 = 1.474 \times 10^7 \text{ (kJ/h)}$$

可见 1h 内近似为等焓干燥。

若选用 SRZ 型翅片式加热器, 传热系数 $K = 164 \text{ kJ/(h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{C)}$, 选用 $2 \times 10^5 \text{ Pa}$ 蒸汽加热, 蒸汽温度 $T_s = 120^\circ\text{C}$, 则传热面积:

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m}$$

且

$$\Delta T_m = T_s - \frac{T_1 + T_0}{2} = 120 - \frac{60 + 16}{2} = 82 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$A = \frac{1.474 \times 10^7}{164 \times 82} = 1096 \text{ (m}^2\text{)}$$

(4) 空气通过床层的压力损失

$$\Delta p = 0.1 H^{1.08} v^{1.55} \times 10^5$$

$$v = \frac{V}{A} = \frac{258484}{0.785 \times 13.1^2 \times 3600} = 0.53 \text{ (m/s)}$$

$$\Delta p = 0.1 \times 1.1^{1.08} \times 0.53^{1.55} \times 10^5 = 4144 \text{ (Pa)}$$

二、真空干燥设备

真空干燥是一种在真空条件下操作的接触式干燥过程,与常压干燥相比,真空干燥温度低,水分可在较低的温度下汽化蒸发,不需要空气作为干燥介质,减少空气与物料的接触机会,故适用于热敏性和在空气中易氧化物料的干燥。但真空干燥生产能力低,需要专门的抽真空系统。

真空干燥设备一般由密闭干燥室、冷凝器和真空泵三部分组成,生物工程中常用于维生素、热敏性的产品等生产中。常用的真空干燥设备有真空箱式干燥器、带式真空干燥器、耙式真空干燥器。

1. 真空箱式干燥器

真空箱式干燥器主要为一直真空密封的干燥室,干燥室内部装有供加热介质通入的中空盘架(由加热管、加热板、夹套或蛇管等间壁组成)。被干燥的物料均匀地散放于活动的托盘中,托盘置于盘架上。在干燥过程中,真空的形成可直接用水力喷射器或蒸汽喷射器获得,若采用往复式真空泵或机械油泵时,则应在干燥箱或真空泵间装一个冷凝器,以冷凝干燥中产生的水蒸气,避免水汽抽入泵内。一般干燥室内可维持 93kPa (700mmHg) 左右的真空度,若干燥温度在 40~70℃ 时,应以热水加热为宜。真空干燥箱系间歇式操作。盘架和干燥盘应尽可能做成表面平滑,以保证良好的热接触。在这种干燥器中,初期干燥速率甚快,而后期干燥速率较慢。

2. 带式真空干燥器

带式真空干燥设备主要用于液状和浆状物料的干燥,图 2-5-5 所示为一直真空带式干燥器简图。由封闭的不锈钢料带、加热滚筒、冷却滚筒、加热装置及抽真空系统组成。不锈钢带在真空室内绕过一加热滚筒和一冷却滚筒。湿物料加在下方钢带上,由加热滚筒和辐射加热器一起加热。当钢带绕过冷却滚筒时,干燥后的制品被冷却,并由刮刀刮下。

3. 耙式真空干燥器

耙式真空干燥器是一种间歇操作的干燥器,结构如图 2-5-6 所示,在一个带有蒸汽夹套的圆筒中装有水平搅拌轴,轴上有许多叶片以不断翻动物料蒸发的水蒸气和不可凝性气体由真空系统排除,干燥结束后,切断真空并停止加热,使干燥器与大气相通,然后将物料由底部卸料口卸出。这种真空干燥器是通过间壁传导供热,密闭操作,对糊状物料适应性强,物料的原始含水量可在很宽的范围内波动,但生产能力较低。

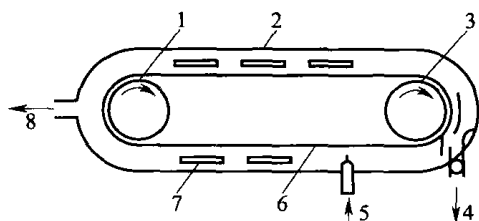


图 2-5-5 带式真空干燥器

- 1—加热滚筒 2—真空室 3—冷却滚筒
4—制品出口 5—原料进口 6—不锈钢带
7—辐射加热器 8—至真空系统

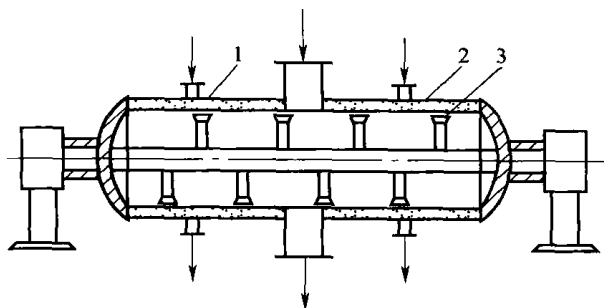


图 2-5-6 耙式真空干燥器

- 1—外壳 2—蒸汽夹套 3—水平搅拌器

第三节 绝热干燥设备

一、气流干燥原理及设备

（一）气流干燥原理及特点

气流干燥是利用热气流将物料在流态下进行干燥的过程。干燥操作中，湿物料在热气流中呈悬浮状态，每个物料颗粒都被热空气所包围，因而使湿物料在流动过程中最大限度地与空气充分接触，气体与固体之间进行传热和传质，达到干燥的目的。气流干燥适用于潮湿分散状态颗粒物料的干燥，如生物工业中味精、柠檬酸、四环类抗生素等的干燥。气流干燥有以下特点：

（1）干燥强度大。由于气体在干燥管内流速大，一般为 $10\sim 20\text{m/s}$ ，气-固间存在一定的相对速度，因而固体物料与空气之间产生剧烈的相对运动，使物料表面的气膜不断更新，大大降低了传热和传质的气膜阻力。一般干燥器全管平均体积传热系数为 $4200\sim 13000\text{kJ}/(\text{m}^3\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$ 。

（2）干燥时间短。物料在干燥管内仅停留 $1\sim 5\text{s}$ 即可达到干燥要求。因此对于热敏性物料仍可采用较高的介质温度。如用 140°C 的热空气干燥赤霉素， 130°C 热空气干燥四环素均能获得优质产品。

（3）适用性广。可用于各种粉粒状、碎块状物料的干燥，粒径范围为 $0.1\sim 10\text{mm}$ ，湿含量可大至 $30\%\sim 40\%$ 。

（4）设备结构简单，占地面积小，生产能力大，能连续操作，可实现自动控制。

另外，气流干燥对物料有一定的磨损，因此不适合于对晶形有一定要求的物料，且热能利用程度较低，一般热利用率仅为 30% 左右。目前使用的气流干燥器形式有长管气流干燥器（长度 $10\sim 20\text{m}$ ），短管气流干燥器（长度 4m 左右）和旋风气流干燥器等。

（二）气流干燥设备

典型的气流干燥器是一根几米至十几米的垂直管，物料及热空气从管的下端进入，干燥后的物料则从顶端排出，进入分离器与空气分离。操作过程中，热空气的流速应大于物料颗粒的自由沉降速度，此时物料颗粒即以空气流速与颗粒自由沉降速度的差速上升。用于输送空气的鼓风机可以安装在整个流程的头部，也可装在尾部或中部，这样就可使干燥过程分别在正压、负压情况下进行。图 2-5-7 是长管气流干燥味精的流程。

空气过滤器：过滤介质为铁丝网，铁丝可用油浸过，使尘粒容易黏在上面。

空气加热器：多采用螺旋翅片式，蒸汽压力为 0.2~0.3MPa，加热后空气温度 80~90℃。

干燥管：常为圆形长管。为了充分利用气流干燥中颗粒加速段较强的传热传质作用，可采用管径交替缩小与扩大的脉冲式气流干燥管 (图 2-5-8)。当颗粒进入小管径的干燥管段时，高速流过，使颗粒加速运动。加速终了时，颗粒又接着进入大管径的干燥管内，由于气流速度的降低，导致颗粒速度的减慢，直至减速终了时，干燥管径再次缩小，如此重复交替地进行，使颗粒不断地加速减速，从而强化了传热传质速率。

旋风式气流干燥器没有长管式那样的长管，因此不需高层的厂房，操作也较简便。旋风式干燥器具有一个圆筒形的筒身，带有物料的气流在上部以切线方向进入干燥器，在干燥器内呈螺旋状向下至底部后再折向中央排气管排出 (图 2-5-9)。筒身处必要时可附有蒸汽夹套。气体在中央排气管中的流速一般为 20m/s 左右，而在环管中的流速约 3m/s，即筒身直径 D_1 与中央管直径 D 之比约为 2.77。

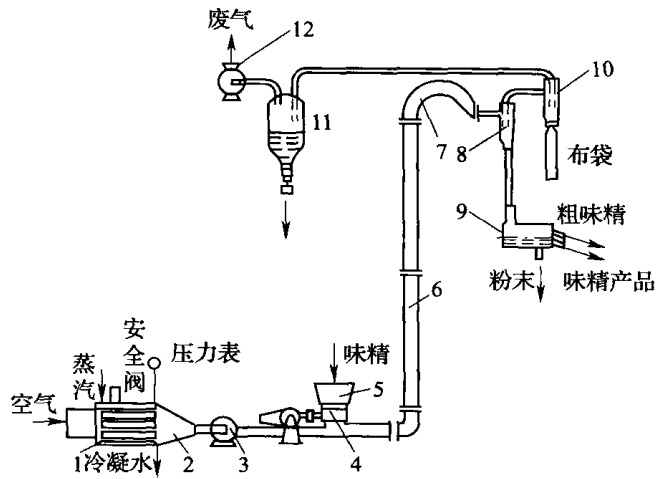


图 2-5-7 长管气流干燥味精流程

- 1—空气过滤器 2—空气加热器 3—鼓风机 4—加料器
- 5—料斗 6—干燥管 7—缓冲管 8—分离器 9—振动筛
- 10—二次分离器 11—湿式收集器 12—排风机

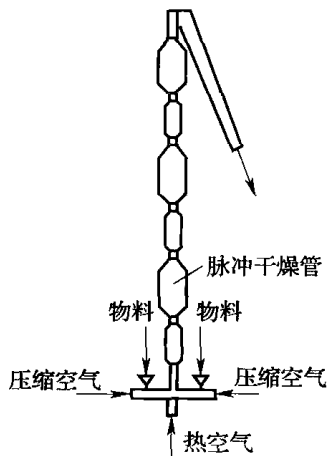


图 2-5-8 脉冲式干燥管

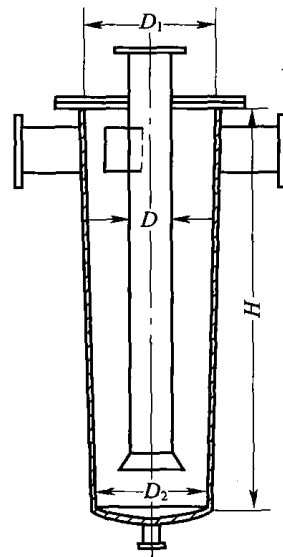


图 2-5-9 旋风式气流干燥器

由于湿物料是在旋风干燥器前的风管中加入的，湿物料从加料口至旋风干燥器入口间的这段管道中已开始干燥，这段管道具有加速段的性质，因此，物料在进入干燥器前已有相当数量的水分被除去。对于抗生素类的干燥，根据实测，在物料进入干燥器前约有 50% 的水分被除去。

旋风干燥器的进口管常做成矩形，高宽之比为 1.7~3.0。为了使气流在干燥器下部加速运动，圆筒横截面自上而下可逐渐收缩，其底部直径 $D_2 = D_1 - 0.05H$ ，排气管的入口制成喇叭形，有利于物料进入。

干燥器一般用不锈钢板制成，内壁要光滑，外部有良好的保温层，常用石棉泥保温，厚度约为 50mm。

加料器：有螺旋加料器和文丘里加料器等。常用螺旋加料器，这种加料器不泄漏且不易堵塞。文丘里管加料器的工作原理是利用管截面缩小时，产生的负压将物料吸入，但这种加料器长时间使用会使物料在边上黏住易堵塞，对黏性不大的物料可采用这种加料器。

(三) 气流干燥的计算

气流干燥的计算包括：干燥管长度 l 、直径 D_1 、干燥时间 τ 等，计算过程如下：

(1) 由基尔比切夫准数求得物料的悬浮速度 v_a 和干燥过程中空气与物料间的对流传热系数 K

$$K_i = d_s \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_s - \rho)}{3\gamma^2\rho}} \quad (2-5-14)$$

式中 K_i ——基尔比切夫数

d_s ——物料平均直径，m

ρ_s ——物料密度， kg/m^3

ρ ——空气在干燥管内平均温度下的密度， kg/m^3

γ ——空气在干燥管内平均温度下的运动黏度， m^2/s

$$\gamma = \mu / \rho$$

μ ——空气在干燥管内平均温度下的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$

求得 K_i 后，由图 2-5-10 查出物料在悬浮速度下的雷诺准数 $Re_{\text{浮}}$ ，这样便可由下式计算出颗粒的悬浮速度。

$$v_a = \frac{Re_{\text{浮}}\gamma}{d_s}$$

应用图 2-5-11，依 $Re_{\text{浮}}$ 查出努塞尔准数 Nu ，由下式计算得空气与物料间的对流传热系数 K 。

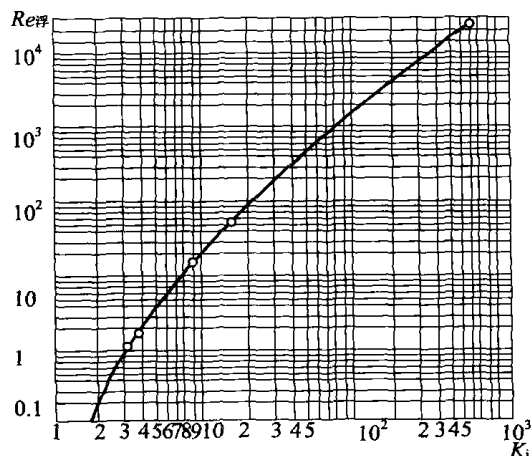


图 2-5-10 $Re_{\text{浮}}$ 与 K_i 准数的关系

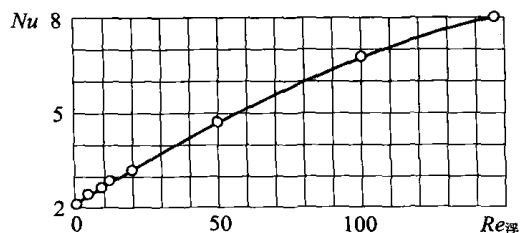


图 2-5-11 Nu 准数与 $Re_{\text{浮}}$ 的关系

$$K = \frac{Nu\lambda}{d_s}$$

式中 K ——空气与物料间的对流传热系数, $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

λ ——空气在干燥管内平均温度下的导热系数, $\text{kJ}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

(2) 物料的总表面积 设物料为球形颗粒, 则表面积为:

$$A = n\pi d_s^2$$

式中 A ——物料的总表面积, m^2/h

n ——每小时进入干燥管的颗粒数

$$n = \frac{G}{\frac{\pi d_s^3}{6} \cdot \rho_s}$$

所以

$$A = \frac{6G}{d_s \rho_s}$$

式中 G ——干燥器的生产能力, kg/h

(3) 干燥时间 干燥过程所需时间可按式 (2-5-15) 计算:

$$\tau = \frac{3600Q'}{KA\Delta T} \quad (2-5-15)$$

式中 τ ——干燥时间, s

Q' ——空气传递给湿物料的热量, kJ/h

ΔT ——物料与空气之间的平均传热温差, $^\circ\text{C}$

$$\Delta T = \frac{T_1 + T_2}{2} - \theta$$

式中 T_1 ——进入干燥器时热空气的温度, $^\circ\text{C}$

T_2 ——离开干燥器时废空气的温度, $^\circ\text{C}$

θ ——物料表面温度, 其值等于空气的湿球温度, 由 $I-x$ 图查得

$$Q' = Q - Q_1 - L(h'_2 - h_0)$$

式中 Q ——空气在加热器内获得的热量, kJ/h

$$Q = L(h_1 - h_0)$$

h_1 ——空气出加热器时的焓, kJ/kg

h_0 ——空气进加热器时的焓, kJ/kg

L ——空气用量, kg 干气/ h

Q_1 ——干燥器的热损失, kJ/h

h'_2 ——空气在初始湿含量 x_0 下, 离开干燥器温度为 T_2 时的焓, kJ/kg 干气。

这样, $L(h'_2 - h_0)$ 即表示空气通过加热器和干燥管后, 仅本身温度升高而使其增加的热量 (不计水蒸气带来的热量)。

(4) 干燥管的长度和直径

$$l = (v - v_0) \tau \quad (2-5-16)$$

$$D = \sqrt{\frac{4L}{3600\pi v \rho}} \quad (2-5-17)$$

式中 L ——干燥管长度, m

v ——空气在干燥管内流速, 依物料性质而定, 一般为 $10 \sim 20 \text{m}/\text{s}$

D ——干燥管直径, m

[例 2-5-2] 用长管式气流干燥器干燥某物料，干燥能力为 200kg/h 干燥成品。已知物料颗粒平均粒径 0.36mm，物料密度 1640kg/m³，物料进入干燥器温度 15℃，离开干燥器时温度 50℃，物料最初湿含量 20%，产品最终湿含量 0.2%（均为干基），空气进入加热器前温度 15℃，相对湿度 70%，离开加热器时温度 90℃，离开干燥器时温度为 65℃，焓 107kJ/kg，热损失为有效热量的 10%，试对干燥器进行设计计算。

解：(1) 物料衡算

$$\begin{aligned} \text{蒸发水分量} \quad W &= G(c_1 - c_2) \\ &= 200 \times 99.8\% \times (0.20 - 0.002) \\ &= 39.5 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

$$\text{空气消耗量} \quad L = \frac{W}{x_2 - x_0}$$

由 $T_0 = 15^\circ\text{C}$ ， $\varphi = 70\%$ 查得 $x_0 = 0.0075 \text{ kg H}_2\text{O/kg 干气}$ ， $I_0 = 33 \text{ kJ/kg 干气}$ 。又由 $T_1 = 90^\circ\text{C}$ ， $x_1 = x_0$ 查得 $I_1 = 110 \text{ kJ/kg}$ 。则由 $T_2 = 65^\circ\text{C}$ ， $I_2 = 107 \text{ kJ/kg 干气}$ ，查得 $x_2 = 0.016 \text{ kJ/kg 干气}$ 。

$$L = \frac{39.5}{0.016 - 0.0075} = 4647 \text{ (kg 干气/h)}$$

(2) 物料悬浮速度和对流传热系数

$$K_i = d_s \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_s - \rho)}{3\gamma^2\rho}}$$

空气平均温度 $\frac{90+65}{2} = 77.5^\circ\text{C}$ 时， $\rho = 1.01 \text{ kg/m}^3$ ， $\gamma = 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ ， $\lambda = 0.103 \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，

$$\text{则} \quad K_i = 3.6 \times 10^{-4} \times \sqrt[3]{\frac{4 \times 9.807(1640 - 1.01)}{3 \times (2 \times 10^{-5})^2 \times 1.01}} = 13.53$$

查图 2-5-10 得 $Re_{\#} = 31$ ，查图 2-5-11 得 $Nu = 4.05$ ，所以：

$$\begin{aligned} v_a &= \frac{Re_{\#} \gamma}{d_s} = \frac{31 \times 2 \times 10^{-5}}{3.6 \times 10^{-4}} = 1.72 \text{ (m/s)} \\ K &= \frac{Nu\lambda}{d_s} = \frac{4.05 \times 0.103}{3.6 \times 10^{-4}} = 1159 \text{ [kJ}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})] \end{aligned}$$

(3) 物料总表面积

$$A = \frac{6G}{d_s \rho_s} = \frac{6 \times 200}{3.6 \times 10^{-4} \times 1640} = 2833 \text{ (m}^2/\text{h)}$$

(4) 干燥时间

$$\tau = \frac{3600Q'}{2A\Delta T}$$

由 $T_2 = 65^\circ\text{C}$ ， $x_2 = 0.016 \text{ kg H}_2\text{O/kg 干气}$ ，查得空气的湿球温度为 32°C ，即 $\theta = 32^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta T = \frac{T_1 + T_2}{2} - \theta = \frac{90 + 65}{2} - 32 = 45.5 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$Q' = Q - Q_1 - L(I'_2 - I_0)$$

$$Q = L(h_1 - h_0) = 4647 \times (110 - 33) = 357819 \text{ (kJ/h)}$$

由 $T_2 = 65^\circ\text{C}$ ， $x_1 = x_0 = 0.0075 \text{ kg H}_2\text{O/kg 干气}$ ，查得：

$$I'_2 = 86 \text{ kJ/kg}$$

$$L(I'_2 - I_0) = 4647 \times (86 - 33) = 246291 \text{ (kJ/h)}$$

$$Q_1 = (357819 - 246291) \times 10\% = 11153 \text{ (kJ/h)}$$

所以 $Q' = 357819 - 11153 - 246291 = 100375 \text{ (kJ/h)}$

故 $\tau = \frac{3600 \times 100375}{1159 \times 2833 \times 45.5} = 2.42 \text{ (s)}$

(5) 干燥器长度和直径

$$l = \tau (v - v_0)$$

取

$$v = 10 \text{ m/s}$$

$$l = 2.42 \times (10 - 1.72) = 20 \text{ (m)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4L}{3600\pi v \rho}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 4647}{3600 \times 3.14 \times 10 \times 1.01}}$$

$$= 0.40 \text{ (m)} = 440 \text{ (mm)}$$

二、喷雾干燥设备

(一) 喷雾干燥原理及特点

喷雾干燥是利用不同的喷雾器, 将悬浮液或黏滞的液体喷成雾状, 因此料液能形成很大的比表面积, 使雾滴同热空气产生剧烈的热质交换, 在几秒至几十秒内迅速排除物料水分而获得干燥。成品以粉末状态沉降于干燥室底部, 连续或间断地从卸料器排出。它特别适用于不能借结晶方法得到固体产品的生物制品生产中, 如酵母、核苷酸, 某些抗生素药物的干燥。

喷雾干燥的特点:

(1) 干燥速度快、时间短, 一般为 3~30s, 由于料液雾化成 20~60 μm 的雾滴, 其表面积相应高达 200~5000 m^2/m^3 , 物料水分极易汽化而干燥。

(2) 干燥温度较低。虽然采用较高温度的热空气, 但由于雾滴中含有大量水分, 其表面温度不会超过加热空气的湿球温度, 一般为 50~60 $^{\circ}\text{C}$, 加之物料在干燥器内停留时间短, 因此物料最终温度不会太高, 非常适合于热敏性物料的干燥。

(3) 制品具有良好的分散性和溶解性, 成品纯度高。但喷雾干燥的容积干燥强度小, 故干燥室体积大, 热量消耗多, 一般蒸发 1kg 水分约需 6000kJ 热量, 相当于消耗 2.5~3.5kg 的蒸汽。图 2-5-12 所示为典型的连续喷雾干燥过程。

(二) 喷雾干燥设备

喷雾干燥的关键是料液的雾化, 它关系到喷雾干燥的技术经济指标、产品质量。理想的喷雾器要求喷雾粒子均匀, 结构简单、产量大、能耗小。实现料液雾化的喷雾器有压力式喷雾器、气流式喷雾器和离心式喷雾器三种, 由此形成压力喷雾干燥塔, 气流喷雾干燥塔和离心喷雾干燥塔三类喷雾干燥设备。生物工业中, 以后两种喷雾干燥设备应用较多。

1. 气流喷雾干燥设备

气流喷雾是依靠压力为 0.25~0.6MPa 的压缩空气高速通过喷嘴时, 将料液吸入并被雾化。喷嘴孔径一般为 1~4mm, 故能够处理悬浮液和黏性较大的料液, 如核苷酸、蛋白酶的喷雾干燥。气流喷雾干燥塔的结构如图 2-5-13 所示, 上部为圆柱形, 下部为圆锥形, 塔直径与高度之比为 1: (2.4~3), 直径与锥体高度之比为 1.3~1.6, 空塔时的

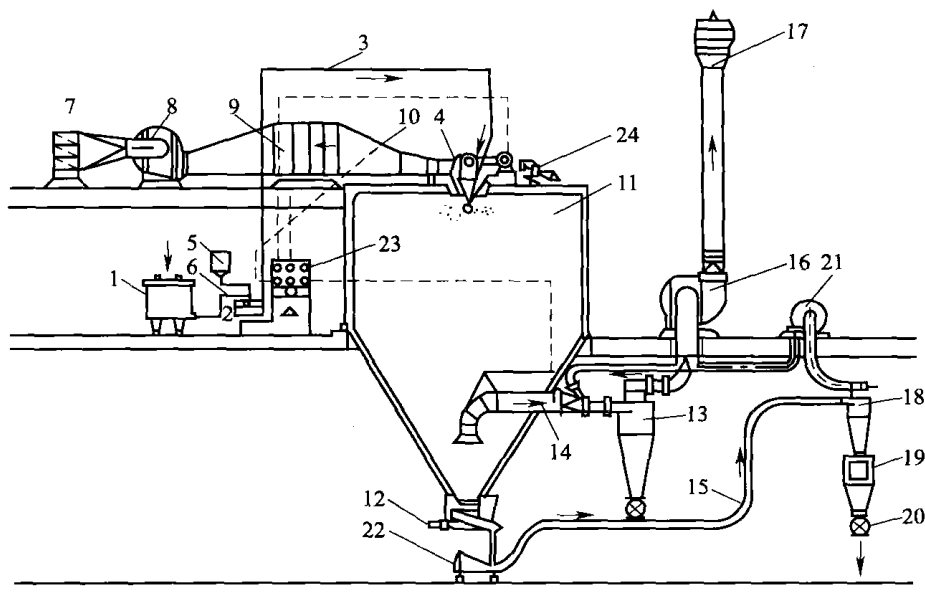


图 2-5-12 连续喷雾干燥流程

- 1—供料罐 2—供料泵 3—供料管路 4—喷雾器 5—水罐 6—三通活门 7、22—空气过滤
 8—鼓风机 9—空气加热器 10—空气导管 11—干燥室 12—振动供料器
 13—气力输送系统 14—出气导管 15、18—旋风分离器 16—排风机
 17—风帽 19—贮罐 20—旋转阀 21—气力输送风机
 23—仪表盘 24—冷却喷雾器风机

气流速度约 $0.15 \sim 0.2 \text{ m/s}$ ，回风管空气流速约 $10 \sim 12 \text{ m/s}$ 。干燥室由 1 mm 左右厚度的不锈钢衬里焊接而成，外部有保温层，塔顶部装有空气分配盘，塔内设有气流喷雾器，塔的下部有螺旋排风管。

气流喷雾器有两种形式，一种为内部混合式，即气体与料液在喷嘴内部混合后喷出，喷出雾滴比较均匀，另一种是外部混合式，即气体与料液在喷嘴外面混合喷成雾滴。常用的是内部混合式，其结构如图 2-5-14 所示。喷嘴上有螺旋槽，空气经螺旋槽时以切线方向进入形成湍流，将料液喷成雾状。由于气流式喷雾是利用高速气流对料液产生摩擦分裂作用而把液滴拉成细雾的，所以，气流式喷雾某些高黏度的溶液时所得到的产品往往不是粉状而是絮状。

分配盘的形式有旋风扩散式、叶片旋风式，其作用是使空气形成旋流与雾滴接触，提高干燥效率。图 2-5-15 所示为叶片旋风式空气分配盘。由 30 个叶片均匀焊接于分配盘顶的周边，并与水平方向成 30° 角，热风排出方向依旋风方向而定。

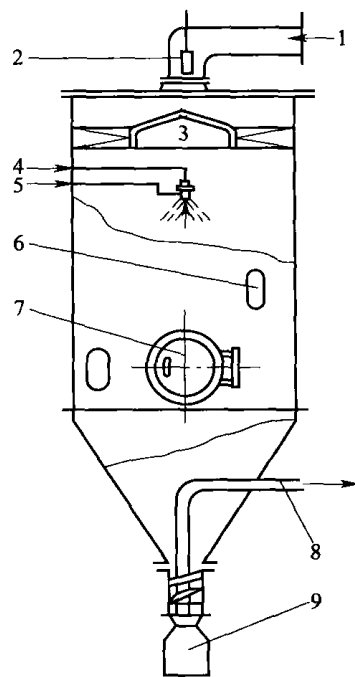


图 2-5-13 气流喷雾干燥塔

- 1—热空气入口 2—温度计 3—扩散盘
 4—物料入口 5—压缩空气入口
 6—视镜 7—人孔
 8—废气出口 9—成品贮罐

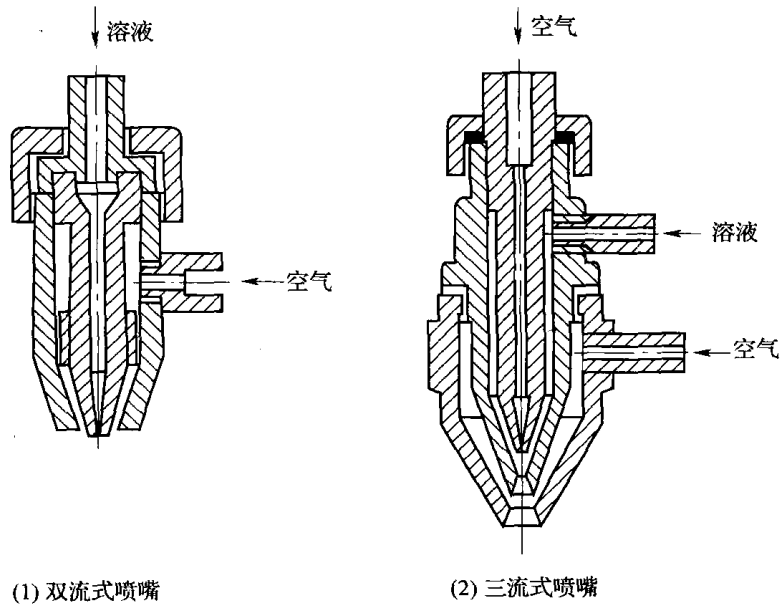


图 2-5-14 气流喷雾器

螺旋排风管是在回风管下部外侧焊上螺旋形的导风板, 使气流沿螺旋导风板旋转向下, 增大了气流阻力, 使密度较大的产品向下沉降, 气固两相分离, 而密度较小的粉末状产品随废气沿回风管导入袋滤器。

2. 离心喷雾干燥设备

离心喷雾干燥是利用在水平方向作高速旋转的圆盘给予料液以离心力, 使其高速甩出, 形成薄膜、细丝或液滴, 同时又受到周围空气的摩擦、阻碍与撕裂等作用形成细雾而干燥的过程, 目前酶制剂的干燥大多采用这种方法。离心喷雾干燥塔的顶部有热风盘、塔内有离心喷雾机(喷盘)等。

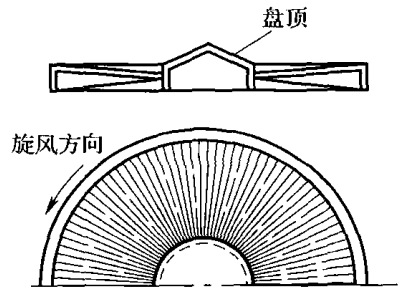


图 2-5-15 空气分配盘

喷雾室的直径与离心喷雾机的转速有关, 液滴直径与转速成反比, 液滴射程(即喷矩)与液滴直径成正比, 即转速小时, 液滴射程大, 而塔径是随射程的增大而增大, 因此, 喷盘转速越小, 喷雾室直径就越大。在某一半径的圆周内, 有 90%~95% 液滴下落, 不再具有水平速度, 这个半径距离即称喷矩。显然, 只要干燥塔半径大于喷矩时, 绝大部分液滴就不会碰壁。喷雾室内的截面风速一般以 0.1~0.4m/s 为宜。

喷盘的形式有平板形、皿形、碗形、多翼形、喷枪形、锥形和圆帽形等。目前生物工业中主要用后三种, 结构如图 2-5-16 所示。其生产能力有 150, 500, 1000L/h, 离心喷盘转速为 3000~7000r/min。喷枪形是由一组喷嘴(一般为 6 个)伸在离心盘外, 如同翼轮一样, 中心形成负压, 被喷物料容易卷起, 黏在顶壁上。锥形和圆帽形可避免这一不足, 实践证明, 后两种形式较好, 圆帽式的喷孔出口向下倾斜 45°, 避免被喷物料向上翻。锥型喷盘是一组喷嘴装在离心盘内, 避免中心形成负压。喷盘和喷嘴的材料均为不锈钢, 加工安装时要求做动平衡试验, 如果质量不平衡, 则产生较大振动而损坏轴承。

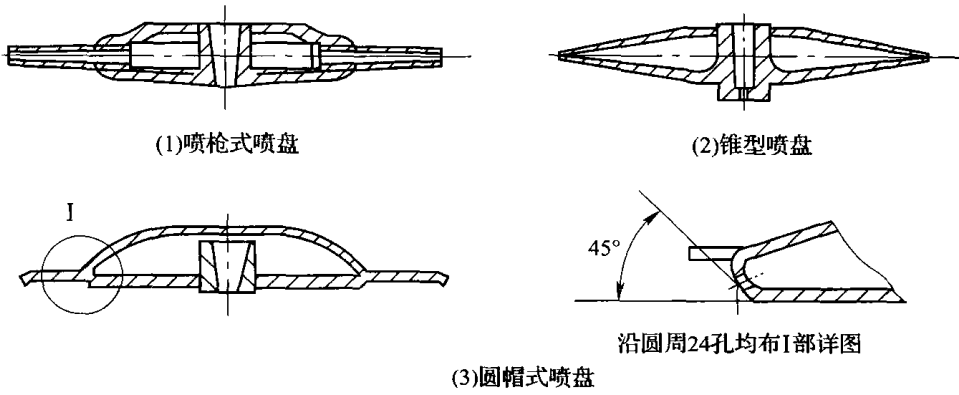


图 2-5-16 喷嘴的形式

热风盘的作用是进塔后的热风分配均匀，否则会造成塔内局部黏壁。除部分热风从塔顶外风道固定均布的方形进风口进入塔内之外，大部分的热风是从热风盘（即内风道）通过风向调节板进入塔内。风向调节板向下倾斜的角度是可调的。进入塔内的热风风向与喷盘甩出的料液方向可以相同，也可以相反，为了使热风在热风盘进入塔内的流速相等，热风盘常做成蜗壳形（图 2-5-17）。热风分配盘应与喷盘配合安装，尽可能使热风进口与喷盘靠近，使热风均匀分配进入喷雾室。热风分配盘的进口风速为 $6\sim 10\text{m/s}$ ，出口风速一般为 $8\sim 12\text{m/s}$ 。由于喷盘高速旋转，中心形成负压，使用出的物料卷起黏在喷雾机上，设计时可在喷雾机的周围进入少量热风，以避免黏壁。

3. 压力喷雾干燥设备

压力喷雾干燥设备是利用高压泵，使料液以 $5\sim 20\text{MPa}$ 的压力从孔径为 $1.5\sim 6\text{mm}$ 的喷孔喷出，分散成 $50\sim 100\mu\text{m}$ 的液滴。液滴在干燥室内与热气流接触而获得干燥。

压力式喷嘴通常由液体的切向入口、旋转室、喷孔等组成，如图 2-5-18 所示。

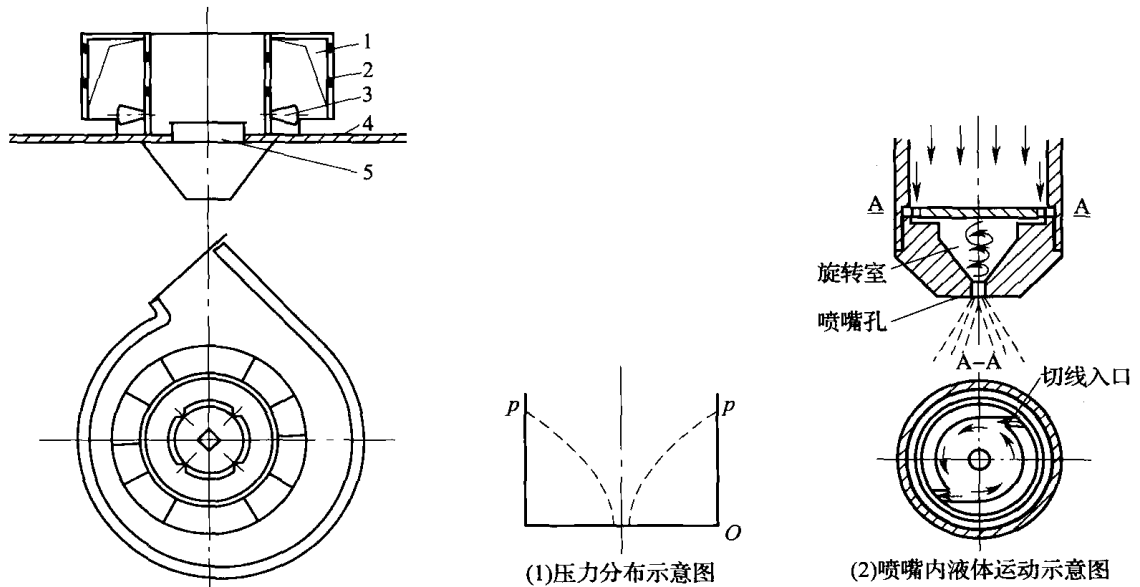


图 2-5-17 热风盘构造

1—热风盘 2—保温层 3—风向调节板
4—塔顶壁 5—喷雾机座

图 2-5-18 压力式喷嘴操作示意图

由高压泵输送的液体自切向口进入旋转室, 形成厚度为 $0.5 \sim 4 \mu\text{m}$ 的环形薄膜从喷嘴孔喷出, 在空气介质的摩擦作用下, 液膜伸长变薄, 撕裂成细丝, 进一步断裂成雾滴。

压力式雾化器结构简单, 动力消耗小, 噪声低, 大规模生产时可采用多喷嘴雾化。但压力式喷嘴易磨损, 不适宜于高黏度料液的喷雾, 且喷孔在 1mm 以下时易堵塞。

喷雾干燥室的直径和高度。干燥塔直径和高度的选取应能保证塔内热空气与料液间的热质交换顺利进行。塔径的确定不仅与料液中的含水量有关, 而且与喷雾塔的形式有关。塔径大小必须保证料液在尚未干燥之前, 不致碰上塔壁。干燥塔的直径可用下列两种方法确定。

(1) 根据喷矩半径确定塔径

$$D = 2.25r_{\max} \quad (2-5-18)$$

式中 D ——干燥塔直径, m

r_{\max} ——最大喷矩半径, m

根据弗雷泽 (Frazer) 等的表示法, 喷矩最大半径 r_{\max} 是 99% 的雾滴降落至离心喷雾器下方 7.62cm 处的雾矩截面半径, 用式 (2-5-19) 表示:

$$r_{\max} = 3.3 \frac{D_0^{0.21} G^{0.2}}{n^{0.16}} \quad (2-5-19)$$

式中 D_0 ——离心喷雾器喷盘直径, m

G ——进料量, kg/h

n ——喷盘转速, r/min

确定喷矩的另一计算式为:

$$r = \frac{4}{3} \cdot \frac{d}{\zeta} \cdot \frac{\rho_m}{\rho} \ln \frac{v_1}{v_0} \quad (2-5-20)$$

式中 d ——液滴的平均直径, m

ρ_m ——料液密度, m^3

ρ ——热空气密度, kg/m^3

v_1 ——液滴离开喷盘时的速度, m/s

v_0 ——液滴运动的沉降速度, m/s

ζ ——沉降阻力系数, 与液滴运动的雷诺准数有关

$$\text{当 } Re \leq 2 \quad (\text{层流}) \quad \zeta = \frac{24}{Re}$$

$$\text{当 } Re < 1000 \quad (\text{过渡流}) \quad \zeta = \frac{18.5}{Re^{0.6}}$$

$$\text{当 } Re > 1000 \quad (\text{湍流}) \quad \zeta = 0.44$$

(2) 根据干燥强度确定塔径

$$D = 1.05 \left(\frac{Q}{A_v} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2-5-21)$$

式中 Q ——喷雾干燥室蒸发量, kg/h

A_v ——容积干燥强度, $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$

A_v 是指干燥室内 1m^3 空间在 1h 内能够蒸发的水分量 (kg)。影响体积干燥强度的因

素很多，不但与喷雾时的分散度有关，而且还与干燥室内气流流动情况、被干燥物质的性质及干燥介质的温度有关。根据实验，进风温度 T_1 越高，体积干燥强度就越大，其关系如表 2-5-7。

表 2-5-7 体积干燥强度与进风温度的关系

进风温度/°C	100	120	130	140	150	200
体积干燥强度/[kg/(m ³ ·h)]	2.0	2.4	2.8	3.2	3.60	5.0

或写成经验公式为 $A_v = 0.03T_1 - 1$ 。

干燥塔的高度必须保证干燥时间所需之高度，即料液尚未干燥前不致沉降于塔底。对于离心喷雾干燥塔，塔体圆柱部分高度 $H \leq D$ ，常取 $H = (0.5 \sim 1.0)D$ ，圆锥部分的高度 h 可根据塔径和采用的锥角进行计算，锥角应小于物料的休止角，才能及时将产品卸出，一般为 60° ，或者 $h \approx D$ 。对于压力喷雾干燥塔 $H = (3 \sim 5)D$ ，混流时 $H = (1 \sim 1.5)D$ 。

(三) 喷雾干燥的附属设备

1. 空气加热器

由钢管制成的蒸汽加热排管组成，管外套有翅片，翅片与管子表面应接触紧密，这种加热器传热性能良好，管内蒸汽对管壁的传热系数为 $42000 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，而管壁对加热空气的传热系数仅为 $21 \sim 210 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。安装时，切勿使空气仅仅从与翅片垂直的方向在翅片上掠过，而尽可能使空气从翅片空间的深处穿过，故翅片管不宜使管轴垂直于地面安装。

国内生产的空气加热器主要型号有 SYA、SYD、SYE 型散热器和 I 型钢制散热排管，近年又生产出 SRZ 型钢带和 SRL 型铝带两种绕片式空气加热器，其规格分为大 (D)、中 (Z)、小 (X) 3 种类型。表 2-5-8、表 2-5-9 分别列出了 SRZ 型空气加热器的有关技术参数和传热系数。

表 2-5-8 SRZ 加热器有关的技术参数

规格	散热面积 /m ²	通风净截 面积/m ²	规格	散热面积 /m ²	通风净截 面积/m ²	规格	散热面积 /m ²	通风净截 面积/m ²
5×5D	10.13	0.154	6×6D	15.33	0.231	7×7D	20.31	0.320
5×5Z	8.78	0.155	6×6Z	15.29	0.234	7×7Z	17.60	0.324
5×5X	6.23	0.158	6×6X	9.43	0.239	7×7X	12.48	0.329
10×5D	19.92	0.302	10×6D	25.13	0.381	10×7D	28.59	0.450
10×5Z	17.26	0.306	10×6Z	21.77	0.385	10×7Z	24.77	0.456
10×5X	12.22	0.312	10×6X	15.42	0.395	10×7X	17.55	0.464
12×5D	24.86	0.378	12×6D	31.35	0.475	12×7D	35.67	0.563

表 2-5-9

SRZ 加热器的传热系数 K

单位: $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

型号		热媒	$V_r/[\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})]$									
			2	4	6	8	10	12	14	16	18	20
SRZ	$5, 6, 10\frac{D}{2}$	蒸汽	70.7	97.1	114.2	136.0	151.9	166.2	179.5	191.3	203.0	213.5
	$5, 6, 10X$		75.3	108.8	135.6	158.2	177.9	197.1	213.5	230.2	244.4	259.5
	$7\frac{D}{2}$		73.2	104.6	128.1	148.6	166.6	182.9	198.0	211.8	224.8	236.9
	7X		80.8	120.1	150.7	178.3	202.6	224.8	245.7	265.4	284.6	301.4

空气加热器的传热面积可由下式确定:

$$A = \frac{1.15Q}{K \left(T_s - \frac{T_0 + T_1}{2} \right)} \quad (2-5-22)$$

式中 A ——传热面积, m^2

Q ——传热量, kJ/h

K ——传热系数, $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

T_s ——加热蒸汽温度, $^\circ\text{C}$

T_0, T_1 ——分别为空气加热前后的温度, $^\circ\text{C}$

2. 粉尘分离器

在喷雾干燥中,排出的废气带走一部分粉状产品,可通过旋风分离器收集,图 2-5-19 所示为一新型扩散式旋风分离器的结构。它与一般旋风分离器的区别是底部增设一个反射屏。在一般旋风分离器中,旋转气流达到锥底后又在中心部自下而上旋转,流向出口管,这时产生的旋涡能把已经沉降下来的粉尘重新卷起,而随出口旋转夹带出去,从而影响除

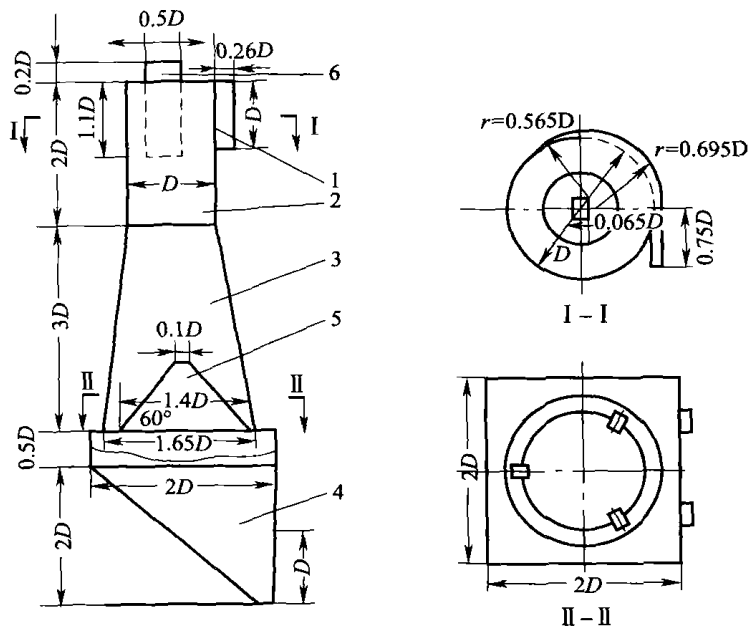


图 2-5-19 扩散式旋风分离器

1—进口管 2—圆筒体 3—倒锥体 4—受尘斗 5—反射屏 6—排气管

尘效率，尤其对微细颗粒（小于 $5\sim 10\mu\text{m}$ ）影响更大。加上反射屏以后，使已经分离下来的粉尘沿着反射屏与分离器之间的环隙落入料斗中，这就有效地防止了底部的返回气流把已经分离下来的粉尘重新卷起，因此，这种分离器的分离效率高。表 2-5-10 所示为扩散式旋风分离器的有关参数。

表 2-5-10 扩散式旋风分离器直径选用表

压力降/ (mmH ₂ O)		80	105	137	167
进口气速/ (m/s)		14	16	18	20
		含尘气量/ (m ³ /h)			
分离器直径 D/mm (表中含尘气体密度 为 1.2kg/m ³)	100	130	147	169	187
	150	288	324	374	402
	200	525	604	676	750
	250	816	920	1050	1130
	300	1170	1330	1500	1670
	370	1790	2040	2200	2500
	455	2620	3100	3520	3750
	525	3500	4060	4500	5000
	585	4370	5000	5740	6200
	645	5250	5950	6720	7500
695	6100	7000	7900	8800	

注：1mmH₂O=9.8Pa。

三、流化床干燥设备

(一) 流化床干燥原理及特点

流化床干燥（也称沸腾干燥）是利用流态化技术，即利用热空气流使置于筛板上的颗粒状湿物料呈沸腾状态的干燥过程。流化床干燥中，热空气的流速与颗粒的自由沉降速度相等，当压力降近似等于流动层单位面积的质量时，床层便由固定态变化流化态，床层开始膨胀，颗粒悬浮于气流中，并在气流中呈沸腾状翻动，但仍保持一个明确的床界面，颗粒不会被气流带走。干燥过程处在稳定的流态化阶段。

流化床干燥的特点：

(1) 传热传质速率大。由于颗粒在气流中自由翻动，颗粒周围的滞流层几乎消除，气-固间的传热效果优于其他干燥过程。体积传热系数一般都在 $42000\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 以上，是所有干燥器中体积干燥强度最大的一种。

(2) 干燥温度均匀，易于控制。由于物料在干燥器中的停留时间可以控制，可使物料的最终含水量降到很低水平，且不易发生过热现象。

(3) 干燥与冷却可连续进行，干燥与分级可同时完成，有利于连续化、自动化操作，且设备结构简单，生产能力高，动力消耗小，因此在生物工业中被广泛采用。流化床干燥主要用于颗粒直径为 $30\mu\text{m}\sim 6\text{mm}$ 间物料的干燥，颗粒过小时易于产生局部沟流，颗粒过

大则要求较高的气流速度，引起流动阻力增大，动力消耗加大。

（二）流化床干燥设备

流化床干燥器有单层和多层两类。多层流化床干燥器由于控制要求很严格，且流动阻力大，生产中较少应用。单层流化床干燥又分单室、多室两种。其次还有沸腾造粒干燥器等。单层单室流化床干燥器结构简单，操作方便，但物料在流经床中停留时间差异较大。这里着重介绍单层卧式多室流化床干燥器和沸腾造粒干燥器。流化床干燥的流程如图 2-5-20 所示。

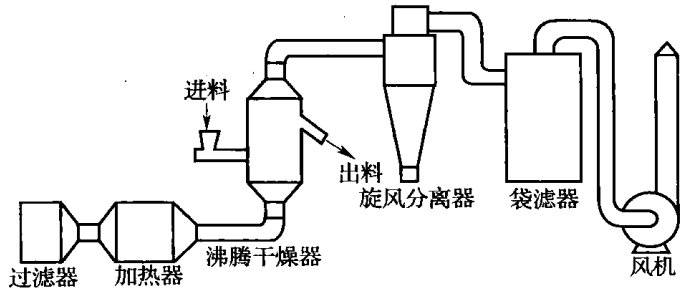


图 2-5-20 流化床干燥流程

1. 单层卧式多室流化床干燥器

卧式多室流化床干燥又称箱式流化床干燥，结构如图 2-5-21 所示，它具有长方形的横截面，底部为多孔金属网板，开孔率为 4%~13%，网板上方的若干（一般为 4~7）块竖立的挡板把流化床隔成若干室，挡板可上下移动以调节与网板间的距离，每一小室下方有热空气进口支管，各支管热空气流量可根据不同要求用阀门控制。

操作时，湿物料由第一室开始逐步向下一室移动，已干燥的物料在最后一室经出料口排出。由于隔板的作用，使物料在箱内平均停留时间延长，借助物料与分隔板的撞击作用，使它获得在垂直方向的运动，从而改善了物料与热空气的混合效果。为了便于产品收集，最后一室也可以用温度较低的空气通入。这种干燥器对各种物料的适应性较大，但热效率较低。在生物工业中，常用于柠檬酸晶体和活性干酵母等的干燥。

2. 沸腾造粒干燥器

干燥器的几何形状为一倒圆锥形，锥角 30°，结构如图 2-5-22 所示。由于是锥形流化床，沿床层气体流速不断变化，致使不同大小的颗粒能在不同的截面上达到均匀良好的沸腾，并使颗粒在床中发生分级，增大的颗粒先从下部排出，以免继续长大，而较小的颗粒在上面继续长大，并留在床层内以保持一定的粒度分布。

操作时，料液与压缩空气一起经喷嘴喷入流化床（即采用气流式喷嘴），喷入的位置一般多采用侧喷，直径较大的锥形流化床可用 3~6 个喷嘴，同时沿器壁周围喷入。喷嘴结构有二流式和三流式的，中心管走压缩空气，内环隙走料液，外管走压缩空气。内管与外管间的环隙有螺旋线，形成压缩空气的导向装置，这种喷嘴雾化效果好。热风从干燥器底部的风帽上升，与雾化的液体相遇进行传热传质。废气从上部由排风机经旋风分离器排至大气中。料液一边雾化，一边加入晶核，在操作上称为返料，开始操作时必须预先在干燥器内加入一定量的晶核（称底料）才能喷入料液，以防止喷入的料液黏壁。加入晶核颗粒大小与产品粒度有关，晶核大者，产品颗粒大，返料量小时，则产品颗粒大，因此，可用调节返料量来控制床层的粒度分布。

沸腾造粒过程有 3 种情况，一种是料液在接触晶核之前，水分已完全蒸发，本身形成一个较大的固体颗粒，另一种是料液附在晶核的表面，然后水分蒸发，在种子表面形成一层薄膜，而使颗粒长大，第三种是雾滴附着在种子表面并与其他种子碰撞粘连在一起而成为大颗粒。生产上以第二种造粒机理最为理想。影响产品颗粒大小的因素有下列几种：

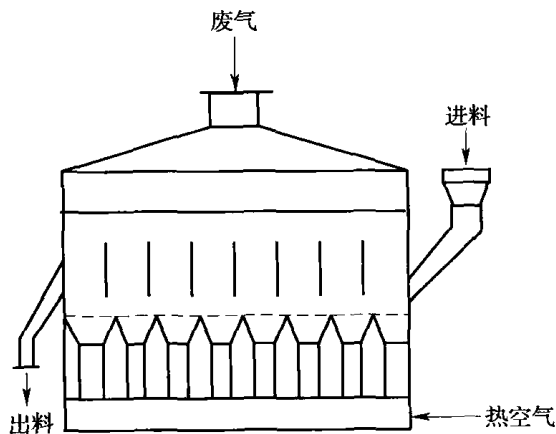


图 2-5-21 卧式多室流化床干燥器

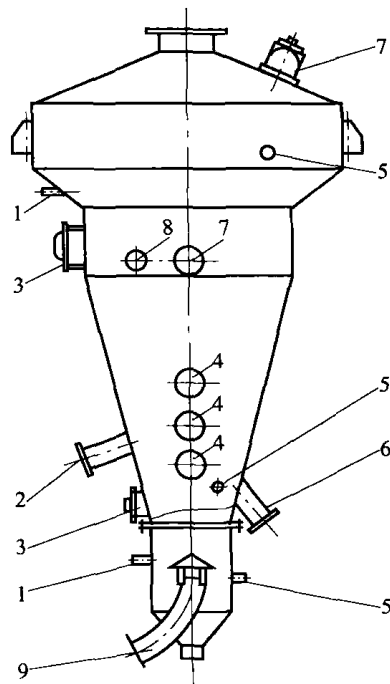


图 2-5-22 沸腾造粒干燥塔

1—测压器 2—喷嘴 3—人孔 4—视镜 5—测温口
6—出料口 7—灯孔 8—加料口 9—热空气入口

① 停留时间。物料在床内停留时间越长，则颗粒增长也越大，欲得到大颗粒产品，必须设法增加其停留时间。

② 摩擦作用。颗粒在沸腾床内剧烈运动，它们之间由于摩擦作用，造成产品粒度减小。气流量愈大，摩擦愈显著。

③ 干燥温度。送料温度与床层温度存在一定差值，这种温差大小，影响干燥速率，从而也影响产品的粒度。

葡萄糖沸腾造粒干燥流程图如图 2-5-23 所示。

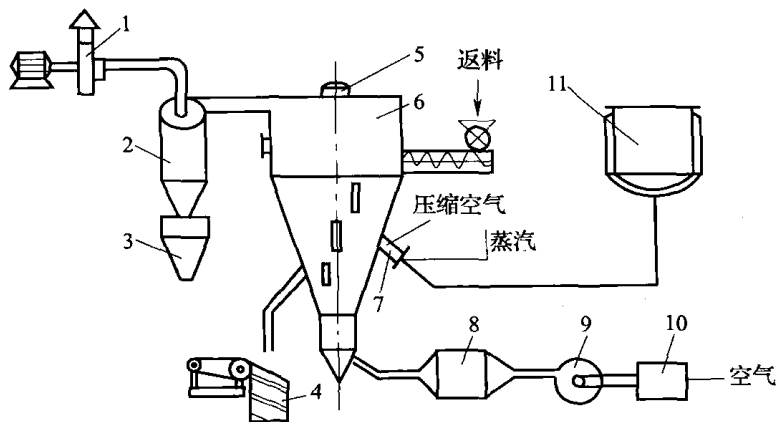


图 2-5-23 葡萄糖浓缩液沸腾造粒干燥流程

1—抽风机 2—旋风分离器 3—收集器 4—分级筛 5—灯孔 6—干燥器
7—喷嘴 8—空气加热器 9—离心通风机 10—过滤器 11—保温槽

糖液在蒸发器内预先浓缩到 70% 左右的浓度, 然后与压缩空气一起经喷嘴喷入锥形沸腾床。为了防止糖液在管道中冷却结晶而造成堵塞。在进入喷嘴前需要先经过保温槽加热, 使糖液保持在 60℃ 左右。热风从干燥器底部的风帽上升, 与雾化的料液接触, 进风温度约 80℃, 床层温度约 50℃, 废气从上部由排风机经旋风分离器排出, 细粉末从分离器下部收集。在塔的中上部由螺旋输送机加入晶核进行返料。在葡萄糖生产中返料比高达 50% 以上。

这种流程可使葡萄糖液的蒸发、结晶及干燥合并为一个操作过程, 不分离母液, 简化了工艺操作, 缩短了生产周期, 节约了人力, 降低了劳动强度。但由于返料比大, 降低了设备的有效生产能力。

3. 流化床干燥器的计算

(1) 临界流化速度 临界流化速度是指床层开始膨胀, 达到初始流态化时的气体速度。可由下式计算:

$$v_{mf} = 9.3 \times 10^{-3} \frac{d_s^{1.82} (\rho_s - \rho)^{0.94}}{\rho^{0.06} \mu^{0.88}} \quad (2-5-23)$$

式中 v_{mf} ——临界流化速度, m/s

d_s ——颗粒直径, m

ρ_s ——颗粒密度, kg/m³

ρ ——气体密度, kg/m³

μ ——气体黏度, Pa·s

也可用以下方法计算:

$$v_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu}{d_s \rho} \quad (2-5-24)$$

式中 Re_{mf} ——临界流化速度下的雷诺准数, 是阿基米德准数的函数

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5.22 \sqrt{Ar}} \quad (2-5-25)$$

Ar ——阿基米德准数

$$Ar = \frac{d_s^3 \rho_s \rho g}{\mu^2} \quad (2-5-26)$$

(2) 操作流化速度 操作流化速度 v 应大于临界流化速度 v_{mf} 而小于带出速度 v_t , 可由下式求取

$$v = K v_{mf} \quad (2-5-27)$$

或

$$v = (0.2 \sim 0.8) v_t \quad (2-5-28)$$

式中 v ——操作流化速度, m/s

K ——流化系数, K 的上限值范围为 10~18, 下限值范围为 2~3

v_t ——颗粒带出速度, m/s

v_t 可用下法求取:

$$v_t = \frac{Re_t \mu}{d_s \rho} \quad (2-5-29)$$

式中 Re_t ——带出速度下的临界雷诺准数

$$Re_t = \frac{Ar}{18 + 0.6 \sqrt{Ar}} \quad (2-5-30)$$

Ar 由式 (2-5-26) 求取。

(3) 流化床几何尺寸 流化床层高度 H_f 与操作时的床层空隙率 ϵ_f 有关, 与原始床层高度 H_s 及空隙率 ϵ_s 有关, 用式 (2-5-31) 计算:

$$H_f = \frac{1 - \epsilon_s}{1 - \epsilon_f} H_s \quad (2-5-31)$$

式中 H_f —— 流化床层高度, m

H_s —— 原始床层高度, m

$$H_s = 0.05 \sim 0.30 \text{m}$$

ϵ_s —— 原始床层空隙率

ϵ_f —— 流化床层空隙率

$$\epsilon_f = 0.55 \sim 0.75$$

若流化速度 v 已知, ϵ_f 也可由式 (2-5-32) 计算:

$$\epsilon_f = \left(\frac{18Re + 0.36Re^2}{Ar} \right)^{0.21} \quad (2-5-32)$$

且

$$Re = \frac{d_s v \rho}{\mu}$$

考虑到空气可能夹带一些颗粒, 因此, 实际干燥室高度 H 应大于流化床层高度片 H_f , 设计时可取:

$$H = 2H_f$$

为了进一步减少粉尘的带出, 还可在干燥室顶部加一段扩大段, 扩大段的高度可约等于扩大段的直径。扩大段的直径应根据最小粉尘不被带出的速度来计算。

干燥室直径 D 由式 (2-5-33) 计算:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi v}} \quad (2-5-33)$$

式中 V —— 空气流量, m^3/h

D —— 干燥室直径, m

床层开孔率一般为 4%~14%, 孔径常为 1.5~2.5mm, 处理粉状物料时可在筛板上铺金属丝网, 以免物料泄漏。

(4) 物料在干燥器内停留时间

$$\tau = \frac{3600H_s(1-\epsilon_s)\frac{\pi}{4}D^2\rho_s}{G_0} = \frac{900H_s(1-\epsilon_s)\pi D^2\rho_s}{G_0} \quad (2-5-34)$$

式中 τ —— 物料在干燥器内停留时间, s

G_0 —— 加料量, kg/h

第四节 冷冻干燥及其他干燥设备

一、冷冻干燥原理及设备

(一) 冷冻干燥原理及特点

冷冻干燥是将湿物料(或溶液)在较低温度下($-50\sim-10^\circ\text{C}$)冻结成固态, 然后在高真空度($130\sim 0.1\text{Pa}$)下, 将其中固态水分直接升华为气态而除去的干燥过程, 也称

升华干燥。冷冻干燥也是真空干燥的一种特例。

根据热力学中的相平衡理论, 水的三种相态 (固态、液态和气态) 之间达到平衡时要有一定的条件。由实验可知, 随着压力的不断降低, 冰点变化不大, 而沸点则越来越低。靠近冰点, 当压力下降到某一值时, 沸点即与冰点相重合, 冰就可不经液态而直接转化为气态, 这时的压力称为三相点压力, 其相应的温度称为三相点温度, 实验测得水的三相点压力为 609.3Pa, 三相点温度 0.0098℃。图 2-5-24

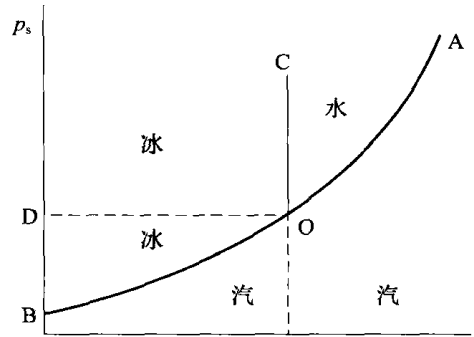


图 2-5-24 水的物态三相图

是水的物态三相图。从图中可以看出, 当干燥过程的压力控制在 609.3Pa 以上 (即 OD 线以上) 时, 冰需先转化为水, 水再转化成汽, 即先溶化、后蒸发。当压力控制在 OD 线以下时, 冰将由固态直接升华为气态。OB 线称为升华曲线, OA 线称为汽化曲线, OC 线则称为溶化曲线。因此, 干燥过程的工艺参数控制在 OD 线以上时, 属于真空蒸发干燥, 反之, 当工艺参数控制在 OD 线以下时, 则为真空冷冻干燥。或者说, 实现真空冷冻干燥的必要

条件是干燥过程的压力应低于操作温度下冰的饱和蒸汽压。常控制在相应温度下冰的饱和蒸汽压的 1/4~1/2。如 -40℃ 时干燥, 操作压力应为 2.7~6.7Pa。

冷冻干燥也可将湿物料不预冻, 而是利用高度真空时水分汽化吸热而将物料自行冻结。这种冻结能量消耗小, 但对液体物料易产生泡沫或飞溅现象而遭致损失, 同时也不易获得多孔性的均匀干燥物。冷冻干燥中升华温度一般为 -35~-5℃, 其抽出的水分可在冷凝器上冷冻聚集或直接为真空泵排出。若升华时需要的热量直接由所干燥的物料供给, 这种情况下, 物料温度降低很快, 以至于冰的蒸汽压很低而使升华速率降低。一般情况下, 热量由加热介质通过干燥室的间壁供给, 因此, 既要供给湿物料的热量以保证一定的干燥速率, 又要避免冰的溶化。

与其他干燥相比, 冷冻干燥具有以下特点:

(1) 干燥温度低, 特别适合于高热敏性物料的干燥, 如抗生素类、生物制品等活性物质的干燥。又系在真空中操作, 氧气极少, 物料中易氧化物质得到了保护, 因此, 制品中的有效物质及营养成分损失很少。

(2) 能保持原物料的外观形状。物料在升华脱水前先进行预冻, 形成稳定的固体骨架。干燥后体积形状基本不变, 不失原有的固体结构, 无干缩现象。

(3) 冻干制品具有多孔结构, 因而有理想的速溶性和快速复水性。干燥过程中, 物料中溶于水的溶质就地析出, 避免了一般干燥方法中因物料水分向表面转移而将无机盐和其他有效成分带到物料表面, 产生表面硬化现象。

(4) 冷冻干燥脱水彻底 (一般低于 2%~5%), 质量轻, 产品保存期长, 若采用真空密封包装, 常温下即可运输、保存, 十分简便。

但冷冻干燥需要较昂贵的专用设备, 干燥周期长, 能耗较大, 产量小、加工成本高。

(二) 冷冻干燥流程及设备

冷冻干燥过程分为两个阶段, 第一阶段, 在低于溶点的温度下, 使物料中的固态水分直接升华, 大约有 98%~99% 的水分在这一阶段除去。第二阶段中, 将物料温度逐渐升

高甚至高于室温，使水分汽化除去，此时水分可以减少到 0.5%。冷冻干燥系统主要由四部分组成，即冷冻装置、真空装置、水气去除装置和加热部分（干燥室），用于生物制品的冷冻干燥流程如图 2-5-25 所示。预冷冻和干燥均在一个箱内完成。待干燥的物料放入干燥室 1 内，开动预冷用冷冻机 10 对物料进行冷冻，随之开启冷凝器 2 和真空装置 5、6、7，实现升华干燥操作。加热器 8 以作冷凝器内化霜之用。第一阶段升华干燥结束后，开启油加热循环泵 11 对干燥室加热升温，使之汽化排除剩余的水分。这种冷冻干燥系统为间歇式操作，设备结构简单，投资少，但效率不高，适用于 50m² 以下的设备。另一种为连续式冷冻干燥系统，即冷冻部分在速冻间完成，升华除水则在干燥室内进行，这类系统效率高，产量大，但设备复杂，投资较大。

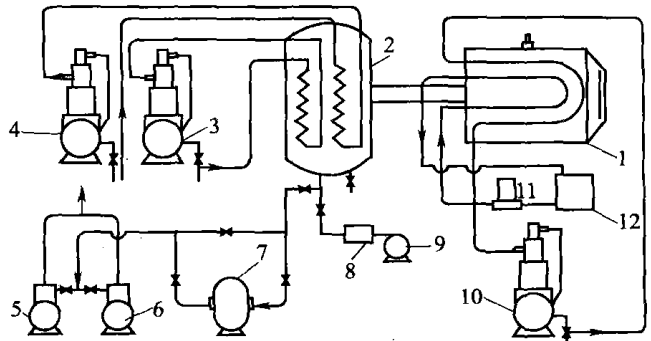


图 2-5-25 LGJ-II A 型冷冻干燥机流程图

- 1—干燥室 2—冷凝器 3、4—冷凝器用冷冻机
- 5、6—前级泵 7—后级泵 8—加热器 9—风扇
- 10—预冷用冷冻机 11—油循环泵 12—油箱

1. 冷冻系统

冷冻干燥中，冷冻及水气的冷凝都离不开冷冻过程。常用的制冷方式有蒸汽压缩式制冷、蒸汽喷射式制冷。吸收式制冷 3 种方式。其中最常用的是蒸汽压缩式制冷。流程如图 2-5-26 所示。

整个过程分为压缩、冷凝、膨胀和蒸发 4 个阶段。液态的冷冻剂经过膨胀阀后，压力急剧下降，因此进入蒸发器后急剧吸热汽化，使蒸发器周围空间的温度降低，蒸发后的冷冻剂气体被压缩机压缩，使之压力增大，温度升高，被压缩后的冷冻剂气体经冷凝器后又重新变为液态冷冻剂，在此过程中释出的热量，由冷凝器中的水或空气带走。这样，冷冻剂便在系统中完成一个冷冻循环。

常用的冷冻剂有氨、氟利昂、二氧化碳等。若蒸发温度高于 -40℃，可用单级制冷压缩机，以 F-22 为冷冻剂。若要达到更低温度应采用双级制冷压缩机系统，流程见图 2-5-27。双级系统以氨为冷冻剂时，最低蒸发温度可达 -50℃，以 F-22 为冷冻剂时，则可达 -70℃。在此要指出的是，为确保人类生存的地球环境不再恶化，氟利昂将要被新型的环保制冷剂所取代。

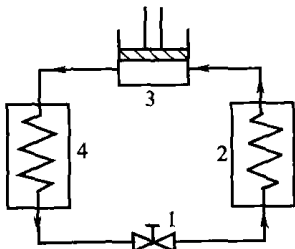


图 2-5-26 蒸汽压缩制冷流程图

- 1—膨胀阀 2—蒸发器
- 3—压缩机 4—冷凝器

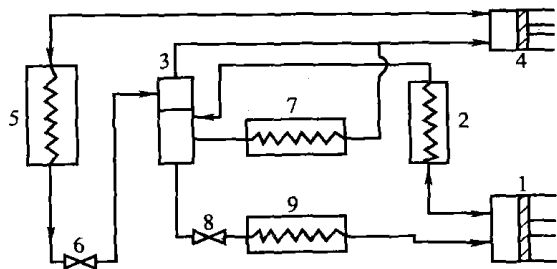


图 2-5-27 双级压缩制冷系统

- 1—低压汽缸 2—中间冷凝器 3—分离器 4—高压汽缸 5—冷凝器
- 6、8—膨胀阀 7—高压蒸发器 9—低压蒸发器

在冷冻系统中，一般都要通过载冷剂作为传热介质，常用的载冷剂有空气、氯化钙溶液（冰点 -55°C ）、乙醇（冰点 -112°C ）。

2. 真空系统

冷冻干燥时干燥箱中的压力应为冻结物料饱和蒸汽压的 $1/4\sim 1/2$ ，一般情况下，干燥箱中的绝对压力为 $13\sim 1.3\text{Pa}$ ，质量较好的机械泵可达到的最高真空极限约为 0.1Pa ，如国产的2X型旋片式真空泵的极限真空可达 0.07Pa ，完全可以用于冷冻干燥。多级蒸汽喷射泵也可达到较高的真空，如四级喷射泵可达 70Pa ，五级可达 7Pa 。但蒸汽喷射泵不太稳定，且需大量 1MPa 以上的蒸汽，其优点是可直接抽出水气而不需冷凝器。扩散泵是可以达到更高真空度的设备。在实际操作中，为了提高真空泵的性能，可在高真空泵排出口再串联一个粗真空泵。

真空泵的容量大致要求使系统在 $5\sim 10\text{min}$ 内从大气压降至 130Pa 以下。

3. 水气去除系统

冷冻干燥中冻结物料升华的水气，主要是用冷凝法去除。所采用的冷凝器有列管式、螺旋管式或内有旋转刮刀的夹套冷凝器，冷却介质可以是低温的空气或乙醇、最好是直接用冷冻剂膨胀制冷，其温度应低于升华温度（一般应比升华温度低 20°C ），否则水气不能被冷却，冷却介质应在冷凝器的管程或夹套内流动，水气则在管外或夹套内壁冻结为霜。带有刮刀的夹套冷凝器可连续把霜除去。一般冷凝器则不能，故在操作中霜的厚度不断增加，最后使水气的去除困难。因此，冷冻干燥设备的最大生产能力往往由冷凝器的最大负霜量来决定。一般要求盐霜的厚度不超过 6mm 。冷凝器还常附有热风装置，以作干燥完毕后化霜之用。

如不用冷凝器，也可用大容量的真空泵直接将升华后的水气抽走，但此法很不经济，因为在真空下，水气的比容很大。

4. 加热系统——干燥室

加热的目的是为了提供升华过程中的升华热（溶解热+汽化热）。加热的方法有借夹层加热板的传导加热、热辐射面的辐射加热及微波加热三种，传导加热的加热介质一般为热水或油类，其温度应不使冻结物料溶化，在干燥后期，允许用较高温度的加热剂。

干燥室一般为箱式，也有钟罩式、隧道式等，箱体用不锈钢制作，干燥室的门及视镜要求十分严密可靠，否则不能达到预期的真空度，对于兼作预冻室的干燥室，夹层搁板中除有加热循环管路外，还应有制冷循环管路，箱内有感温电阻，顶部有真空管，箱底有真空隔膜阀。为了提高设备利用率增加生产能力，出现了多箱间歇式、半连续隧道式及连续式冷冻干燥器。图2-5-28所示为一隧道式冷冻干燥器。升华干燥过程是在大型隧道式真空箱内进行，料盘以间歇方式通过隧道一端的大型真空密封门再进入箱内，以同样方式从另一端卸出，提高了设备利用率。

图2-5-29所示为一种连续式冷冻干燥器，采用辐射加热，辐射热由水平的加热板产生，加热板又分成不同温度的若干区段，每一料盘在每温度区停留一定时间，这样可缩短干燥总时间。操作中，预冻制品利用输送带从预冻间送至干燥器入口真空密封门前1处，从这里提升到2处，接着料盘被推入密封门3处，关闭密封门抽气，当密封室达到干燥箱内的真空度时，密封室到干燥箱的门打开，料盘进入干燥箱，同时料盘提升到4处，密封门关闭。破坏密封室的真空度，准备接收下一料盘的进入。如此，每一次开关密封门就将

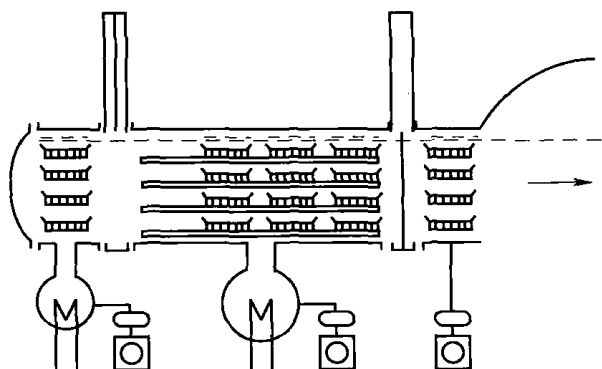


图 2-5-28 隧道式冷冻干燥器

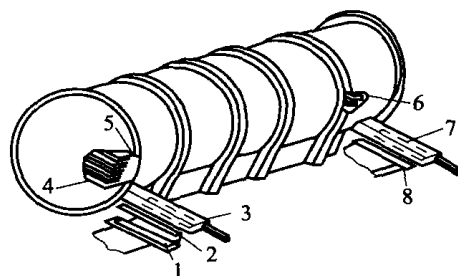


图 2-5-29 连续冷冻干燥器

一只新料盘送入干燥室，干燥结束后，料盘被推到出口升降器 6 上，再输送到密封室 7，于是出口密封门关闭，密封室内真空破坏，通空气的出口门打开，料盘被推至外面的运输系统，全部料盘进出和输送的动作，完全实现自动化操作。

图 2-5-30 所示为另一种连续式冷冻干燥器，不用料盘来进行颗粒制品的干燥。经预冻的颗粒制品，从顶部两个入口密封门之一轮流地加到顶部的圆形加热板上。干燥器的中央立轴上装有带铲的搅拌臂。旋转时，铲子搅动物料，不断地使物料向加热板外方移动，直至从加热板边缘落下到直径较大的下一加热板上。这时铲子又迫使物料向中心方向移动，一直移到加热板内缘而落入第三块加热板上，直到从最低一块加热板掉落，并从两个出口密封门之一卸出。

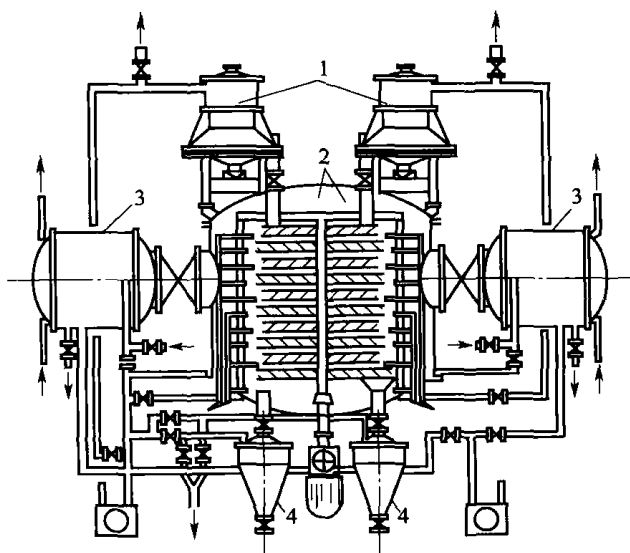


图 2-5-30 连续式冷冻干燥器

1—入口密封门 2—干燥室 3—冷阱 4—卸料室

这种干燥器加热板的温度可固定于不同的数值，使冷冻干燥按一种适当的温度程序来进行。设备侧方有两个独立的冷阱，通过大型的开关阀与干燥室连通。

近年来，冷冻干燥设备从 0.1m^2 至上千平方米形成了系列化、标准化产品，生产过程也逐步由间歇式向连续式转化，实现电脑自动控制。应用范围及领域不断扩大。如著名的丹麦 Atlas 公司生产的冻干机占世界用量近三分之一，德国的 Leybold 公司、日本的真空株式会社、东洋株式会社、美国的 Stokes 公司、Virtis 公司等都具有先进的技术和设备。我国生产的 TH-FD50 型、DG 系；系列、SZDG 系列、ZLG 系列等冻干机也获得广泛的应用。

(三) 冷冻干燥计算

冷冻干燥干燥时间可由式 (2-5-35) 估算 (推导从略)：

$$\tau = \frac{L_s \rho_s (x_1 - x_2) l^2}{2\lambda (T_d - T_1)} \quad (2-5-35)$$

式中 τ ——干燥时间, s

L_s ——在 T_1 温度下的升华热, kJ/kg

ρ_s ——干物料密度, kg/m³

l ——干物料层厚度, m

λ ——干燥层导热系数, kW/(m·°C)

x_1 ——物料初始湿度, kgH₂O/kg 干料

x_2 ——干物料湿度, kgH₂O/kg 干料

T_d ——干燥室温度, °C

T_1 ——冻结物料汽化表面温度, °C

二、微波干燥设备

(一) 微波干燥原理

微波是指频率在 300~300000MHz 或波长 0.001~1m 的高频电磁波。微波加热干燥实际上是一种介质加热干燥。当待干燥的湿物料置于高频电场时, 由于湿物料中水分子具有极性, 则分子沿着外电场方向取向排列, 随着外电场高频率变换方向 (如每秒 50 次), 则水分子会迅速转动或做快速摆动。又由于分子原有的热运动和相邻分子间的相互作用, 使分子随着外电场变化而摆动的规则运动受到干扰和阻碍, 从而引起分子间的摩擦而产生热量, 使其温度升高。

微波常用的材料可分为导体、绝缘体、介质、磁性化合物几类。微波在传输过程中会遇到不同的材料, 产生反射、吸收和穿透现象, 这取决于材料本身的特性, 如介电常数、介电损耗系数、比热容、形状和含水量等。导体能够反射微波, 在微波系统中常用的传输装置——波导管, 就是矩形或圆形的金属管, 一般由铝或黄铜制成。绝缘体可以穿透并部分反射微波, 吸收微波的功能小, 连续干燥中常用的输送带就是涂聚四氟乙烯。介质的性能介于金属与绝缘体之间, 它具有吸收、穿透和反射的性能。其中吸收的微波便转化成热量。微波干燥与普通干燥法的主要区别在于, 微波干燥属于内部加热干燥法, 电磁波深入到物体内部, 把物料本身作为发射体, 使物料内、外部都能均匀加热干燥。它具有以下特点: ① 加热干燥时间比较短。由于微波能深入物料内部, 热量产自物料内部分子间的摩擦, 而不是一般情况下的热传导, 因此水分子从物料中心向两侧扩散的路程比接触传导加热要少一倍, 干燥过程非常迅速。② 干燥均匀。由于微波干燥是内部加热法, 不管物料形状复杂程度、含水量多少, 都加热均匀, 干燥物料表里一致, 另外, 由于物料中水的介电常数大, 吸收能量多, 因此水分蒸发快。热量不会集中于干燥的物体中。③ 便于控制。利用微波加热, 无升温过程, 开机数分钟可正常生产, 停机后也不存在“余热”现象, 便于实现自动控制。④ 热效率高。物体本身作为发热体, 设备可以不辐射热量, 避免了环境的高温, 改善了劳动条件。但微波干燥设备费用高, 耗电量大, 且须注意劳动保护, 防止强微波对人体的损害。

(二) 微波干燥设备

微波炉的外形似箱, 故也称箱式加热器, 它是利用驻波场的微波加热干燥设备, 结

构如图 2-5-31 所示，主要由矩形谐振腔、输入波导、反射板、搅拌器等组成。谐振腔是由金属构成的矩形中空六面体，其中一面装有反射和搅拌器，还有一面装有支撑加热物料的底板，侧壁上设有炉门和排湿孔。炉门的结构有特殊要求，密闭性要好，微波能量的泄漏应在安全范围内。物料在微波炉里加热蒸发的水分通过风机由排湿孔排出。否则会影响干燥效率。图 2-5-32 所示为平板型连续式微波干燥设备，物料通过输送带不断送入，干燥后的制品由输送带不断送出，实现连续化生产。

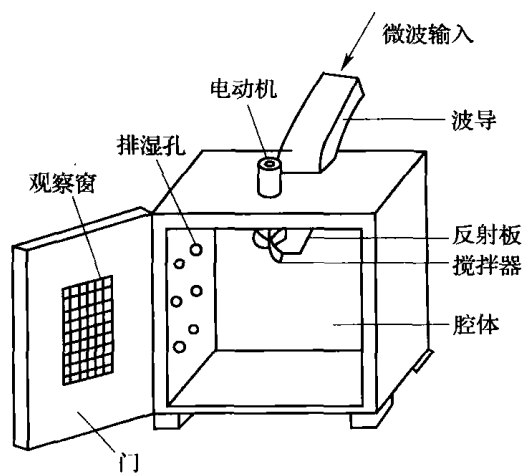


图 2-5-31 箱式微波炉示意图

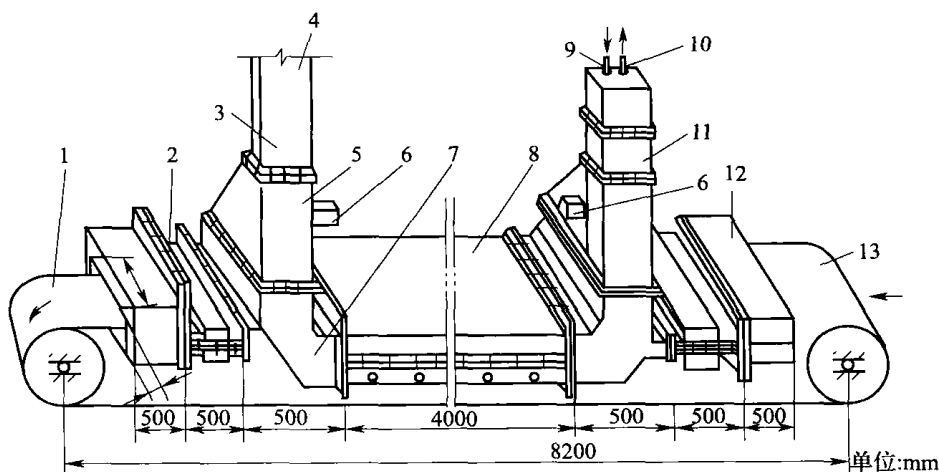


图 2-5-32 平板型连续微波干燥炉

- 1—输送机 2—抑制器 3—BJ22 标准波导 4—接波导输入口 5—锥形过渡器
6—接排风机 7—放大直角弯头 8—主加热器 9—冷水进口
10—热水出口 11—水负载 12—吸收器 13—进料

微波干燥的功率消耗可由下式计算：

$$P = \frac{mc_m \Delta T - m_w r}{\tau} \quad (2-5-36)$$

式中 P ——微波功率，kW

m ——加入物料量，kg

c_m ——湿物料比热容，kJ/(kg·°C)

ΔT ——物料温升，°C

m_w ——蒸发水分量，kg

r ——干燥温度下水的汽化潜热，kJ/kg

τ ——干燥时间，s

思考题

1. 生物产品与一般产品干燥时有何不同? 生物产品干燥时有哪些特殊要求?
2. 选择或设计生物产品干燥设备时应考虑哪些因素?
3. 叙述脉冲式气流干燥器的干燥过程及特点。
4. 喷雾干燥过程中, 料液颗粒的表面湿度处于哪个范围内? 为什么?
5. 冷冻升华干燥较普通干燥有哪些特点? 常用于哪类产品的干燥?
6. 冷冻干燥胆固醇氧化酶溶液, 酶浓度为 10mg/mL , 冷冻酶溶液密度为 1000kg/m^3 , 厚度为 1.0cm , 热导率 $0.16\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$, 操作温差 25°C , 水的升华热力 2950kJ/kg , 若使干燥产品的水分降至 5% (湿基), 试计算所需的干燥时间。
7. 平均粒径为 $300\mu\text{m}$, 密度为 1800kg/m^3 的某生物制品在直管气流干燥器中干燥。物料初始含水量 26% , 干燥至水分 5% (均为湿基)。空气 (湿含量 $0.012\text{kg H}_2\text{O/kg}$ 干气) 预热至 140°C 进干燥管, 出口温度 90°C (湿含量 $0.022\text{kg H}_2\text{O/kg}$ 干气), 物料表面温度 58°C 。气体流速取 10m/s , 颗粒悬浮速度 5.8m/s , 据估算对流传热系数为 $560\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$, 传热速率为 $2.4\times 10^5\text{kJ/h}$, 空气平均密度取 0.93kg/m^3 , 若加料量为 160kg/h , 试对干燥器进行设计计算。
8. 一麦芽厂采用单层高效麦芽干燥塔, 设计能力为日产干麦芽 38t 。已确定干麦芽含水量为 3.5% , 绿麦芽含水分 45% , 全部干燥时间为 21h 。已知空气初温 20°C , 相对湿度 60% , 空气经加热器预热至 65°C 进入干燥床层, 干燥过程中忽略热损失。用于加热空气的蒸汽压力为 $2\times 10^5\text{Pa}$, 蒸汽温度 121°C 。
试计算干燥第一小时的蒸发水分量、空气消耗量及热量消耗, 并以此为基准, 确定干燥塔直径、预热器面积 [取预热器传热系数 $K=52\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$] 及空气通过床层的压力降。

第六章 蒸馏设备

蒸馏是利用液体混合物中各组分挥发度的差异而进行分离的一种方法。其原理是将料液加热使其部分汽化，易挥发组分在蒸气中增浓，难挥发组分在液体中增浓。经过多次部分汽化、冷凝，就可以使易挥发、难挥发组分得到分离。在生物工程中采用蒸馏方法提纯的产品有：白酒、酒精、甘油、丙酮、丁醇以及某些萃取过程中的溶剂回收。本章主要以酒精的蒸馏提纯为例，介绍生物工程中常用的蒸馏设备。

第一节 蒸馏分离提纯原理

一、酒精-水混合液的相平衡

根据溶液中同种分子间和异种分子间作用力的差异，可将溶液分为理想溶液和非理想溶液。理想溶液的汽液平衡关系符合拉乌尔定律，即：

$$\begin{cases} p_A = p_A^0 x_A \\ p_B = p_B^0 x_B = p_B^0 (1 - x_A) \end{cases} \quad (2-6-1)$$

式中 p_A^0, p_B^0 ——纯组分 A、B 的饱和蒸汽压

p_A, p_B ——汽相中组分 A、B 的蒸汽分压

x_A, x_B ——液相中组分 A、B 的摩尔分数

混合物的蒸汽总压：

$$\begin{aligned} p &= p_A + p_B \\ &= p_A^0 x_A + p_B^0 (1 - x_A) \end{aligned}$$

或

$$p = (p_A^0 - p_B^0) x_A + p_B^0 \quad (2-6-2)$$

在一定温度下， p_A^0 和 p_B^0 是常数，故式 (2-6-2) 是一直线方程。

酒精-水溶液属非理想溶液，酒精和水分子间的吸引力比酒精和酒精分子间的吸引力小；此时诸分子所受的吸引力比它们在其纯组分中所受的吸引力小。因此，分子容易汽化。液面上各组分的蒸汽分压比理想溶液大。所以酒精和水的混合溶液对拉乌尔定律具有偏差。一定温度下，它的组成与蒸汽分压的关系如图 2-6-1 所示。

蒸馏操作多在恒定外压下进行，故混合液在恒定外压下的沸点与组成关系 $T-x$ 图更具有实际意义。图 2-6-2 所示为酒精-水溶液在一个大气压下的 $T-x$ 图。图中上面的曲线为酒精-水混合液在其沸点下所产生蒸汽的平衡组成；下面的曲线为酒精-水混合液在其沸点下液体的平衡组成。

从图 2-6-2 可以得出：

(1) 混合溶液在沸点下汽化时，蒸汽中易挥发的酒精组分含量比在原混合液中多。如原混合液中酒精的含量为 x_1 ，加热到沸点 T_1 (A 点)，则蒸汽中酒精含量为 y_1 (B 点)，

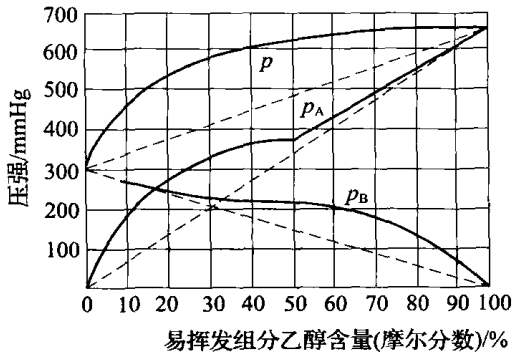


图 2-6-1 酒精-水溶液的 $p-x$ 图

1mmHg = 133.322 Pa

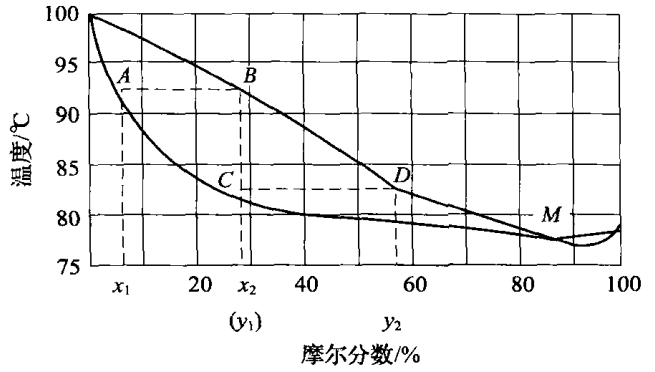


图 2-6-2 酒精-水溶液的 $T-x$ 图

$y_1 > x_1$ ；继续加热，并将生成的蒸汽分离冷凝，则得到酒精含量为 x_2 的液体，若将此冷凝液体 (x_2) 在 C 点 (沸点为 T_2) 汽化，则会产生浓度为 y_2 的蒸汽 (D 点)， $y_2 > x_2$ ；如此，继续分离、冷凝、加热，最后将会得到浓度较高的酒精。

(2) 图中曲线的两个端点分别代表纯酒精和水在大气压下的沸点温度。两条曲线除在两端相交外，还在 M 点处相切，即 M 点的蒸汽组成与液体组成相等，并且此点的沸点最低。即当酒精-水溶液的浓度为 $x=89.4\%$ (摩尔分数) 或酒精含量为 95.57% (质量分数) 或 97.3% (体积分数) 时，它将在一恒定的温度下沸腾，而此时所产生的蒸汽中酒精含量与原液相同， $y=x=0.894$ 。M 点称为恒沸点，温度是 78.15°C 。这个沸点较纯酒精的沸点 78.3°C 和水的沸点 100°C 都低，故称之为最低恒沸点。具有恒沸点的酒精-水溶液不可能用普通的常压 (大气压) 蒸馏方法得到无水酒精。

(3) 对于酒精-水溶液，若增加液相中酒精的含量，会使液面上的蒸汽总压加大，即在一定的外压下，使溶液的沸点降低，则酒精在蒸汽中的含量比与之相平衡的液相中的含量要多，但增长的比例是不一致的。由乙醇-水的 $T-x$ 图可绘制出乙醇-水的气-液相组成图 ($y-x$ 图)，见图 2-6-3。图中曲线表示在一定外压下乙醇蒸汽的组成 y 和与之相平衡的液相组成 x 之间的关系 (均为摩尔分数)。图中平衡曲线与 45° 的对角线相交于 M 点，此点即前述的恒沸点。

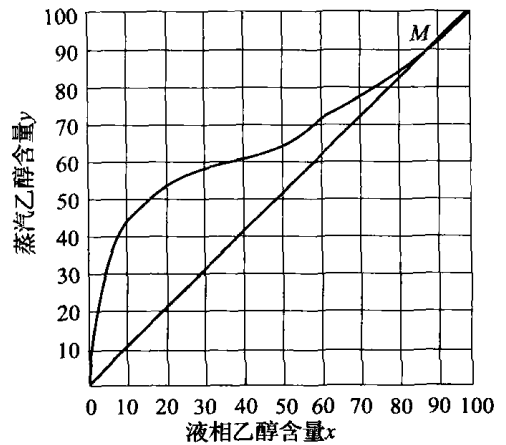


图 2-6-3 酒精-水溶液的 $y-x$ 图

二、相对挥发度、挥发系数和精馏系数

通常，纯液体的挥发度是指该液体在一定温度下的饱和蒸汽压。具有较高蒸汽压的物质称为易挥发性物质；蒸汽压较低的物质称为难挥发性物质。溶液中各组分的蒸汽分压因组分间的相互影响要比纯态时低，故溶液中各组分的挥发度 V 可用其蒸汽分压 p 和与之相平衡的液相摩尔分数 x 之比来表示：

$$A \text{ 组分的挥发度 } V_A = \frac{p_A}{x_A} \quad (2-6-3)$$

$$B \text{ 组分的挥发度 } V_B = \frac{p_B}{x_B} \quad (2-6-4)$$

由于各组分的挥发度 V 随温度而变化, 使用上不方便, 故又引出相对挥发度这一概念, 即将溶液中易挥发组分的挥发度与难挥发组分的挥发度之比称为相对挥发度, 以 α_{AB} 或 α 表示。

则:

$$\alpha = \frac{V_A}{V_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{p_A x_B}{p_B x_A} = \frac{p_A/p}{p_B/p} \cdot \frac{x_B}{x_A}$$

$$y_A = p_A/p, \quad y_B = p_B/p$$

所以:

$$\alpha = \frac{y_A x_B}{y_B x_A} \quad (2-6-5)$$

式中 y_A 、 y_B ——溶液中两组分在相应条件下气相中的摩尔分数
变换式 (2-6-5) 得

$$\frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B} \quad (2-6-6)$$

若为双组分, 也可写成:

$$\frac{y_A}{1-y_A} = \alpha \frac{x_A}{1-x_A} \quad (2-6-7)$$

式 (2-6-7) 即为气-液平衡方程。若相对挥发度 α 已知, 则可利用上式求得 $x-y$ 的关系。

相对挥发度 α 的值可以用来判断混合液是否能用蒸馏的方法加以分离及了解分离的难易程度。表 2-6-1 列出了酒精-水溶液的相对挥发度的部分数据, 可以看出, 在酒精浓度较低时, α 值较大, 即表示容易分离; 当酒精浓度较高时, α 值变小, 则较难分离。

表 2-6-1 酒精-水溶液的相对挥发度

浓度 (摩尔分数) x	0.1	0.153	0.199	0.299	0.507	0.701	0.798	0.894
相对挥发度 α	6.96	5.58	4.575	3.05	1.854	1.307	1.14	1

在酒精-水系统中, 若用 $Q\%$ 表示混合液的酒精含量 (V), 以 $A\%$ 表示该溶液沸腾时蒸汽中的酒精含量 (V), 将它们的比值称为酒精的挥发系数 $K_{酒}$, 即 $K_{酒} = \frac{A}{Q}$ 。挥发系数 K 是表示某物质在溶液中的挥发性能强弱; 也说明它们在通过一次简单蒸馏后浓缩的倍数。以 $\beta\%$ 表示杂质在液相中的含量, 以 $\alpha\%$ 表示杂质在气相中的含量, 则杂质的挥发系数 K_c 为 $K_c = \frac{\alpha}{\beta}$ 。

在酒精蒸馏中, 乙醇的挥发系数随溶液中乙醇浓度的增加而变小, 但在乙醇浓度达到 97.3% (V) 之前, $K_{酒}$ 都大于 1。有些杂质的挥发系数始终大于 1, 有些杂质的挥发系数始终小于 1, 有些则在酒精浓度高时 K_c 由大于 1 变成小于 1。挥发系数大于 1 就意味着该成分是沿着塔往上移动 (浓缩), 挥发系数小于 1 就意味着该成分沿塔往下移动。如果某组分随着酒精浓度增高而在某一浓度时其挥发系数由大于 1 变为小于 1, 则该组分就浓缩在与该酒精浓度相应的塔板上。

在酒精精馏中, 粗馏酒精中的杂质有醛、酯、酸、醇 4 大类。根据它们在精馏过程中

的行为又可分为头级杂质、尾级杂质和中级杂质三大类。但有些杂质的性质会随蒸馏过程操作条件的变化而改变。

典型头级杂质的挥发系数始终大于 1, 它们在精馏塔内向上运动, 其浓度在塔顶最大。如醛类、乙酸乙酯等部分酯类。

尾级杂质在酒精浓度低时其挥发系数大于 1。随着酒精浓度的不断升高, 它们的挥发系数相继地经过等于 1, 进而变得小于 1。它们在精馏塔的下部向上运动, 但在精馏塔顶部的运动则是向下的。结果便集中在与其挥发系数等于 1 的相应的附近塔板上。杂醇油便是尾级杂质的典型代表。

有些杂质, 如异戊酸异戊酯、乙酸戊酯等, 在酒精浓度大于 70% 时, 其 K_c 才从大于 1 变为小于 1。这些杂质称中级杂质, 它们浓缩的部位较尾级杂质高, 其分离也是比较困难的。

杂质的挥发系数 K_c 与酒精的挥发系数 $K_{酒}$ 之比称为杂质的精馏系数 K' :

$$K' = \frac{K_c}{K_{酒}} \quad (2-6-8)$$

杂质的精馏系数 K' 表示在同一酒精浓度下杂质与酒精挥发性能的差异, 即说明该杂质与酒精分离的难易程度。 $K'=1$, 表示杂质和酒精的挥发性能在该条件下相同, 不能分离; K' 接近 1, 表示杂质和酒精的挥发性能差异小, 不易分离; K' 远 >1 或 K' 远 <1 , 表示杂质和酒精的挥发性能差异大, 易分离。

三、酒精精馏

发酵成熟醪经蒸馏后获得的粗酒精中杂质较多。为了除去粗酒精中的杂质, 提高酒精含量, 可利用气、液两相的互相接触, 反复进行部分汽化和部分冷凝, 使粗酒精分离成高浓度的纯净酒精。

如图 2-6-4 所示, 图中 1、2、3、4... 各釜中装有不同浓度 ($\dots x_4 > x_3 > x_2 > x_1$) 的酒精, 各釜中的沸腾温度也依次递减。假如釜底用间接蒸汽加热, 酒精蒸气组成 y_1 与釜中液相组成 x_1 的关系是 $y_1 > x_1$ 。将釜 1 产生的蒸汽引入釜 2 作为热源, 蒸汽部分冷凝时放出的潜热使釜 2 中的液体部分汽化, 汽化的酒精蒸气组成为 y_2 , $y_2 > y_1$ 。各釜同时进行, 结果是顶釜中的酒精蒸气的组成高, 而底釜残留液体中的酒精组成低。

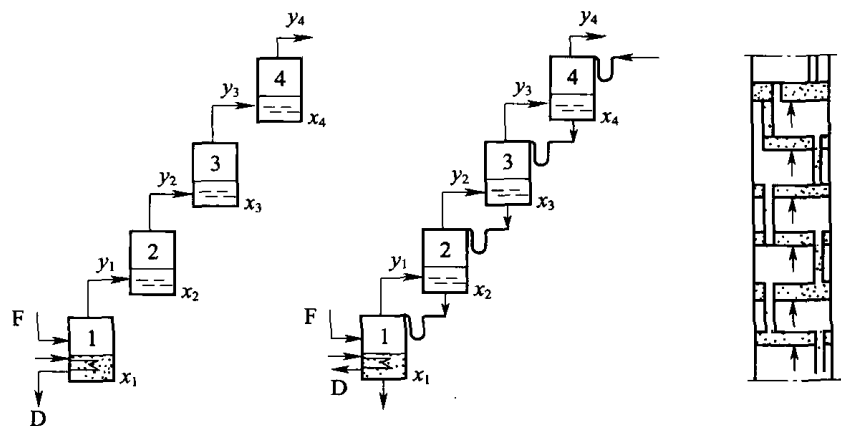


图 2-6-4 酒精精馏操作示意图

由于各釜内蒸汽中酒精组成大于釜中液相组成，经过一段时间蒸馏，各釜中液相酒精组分越来越少，必将导致蒸汽中酒精组分也相应地降低，则顶釜的蒸汽浓度也愈来愈低，使操作不能保持稳定。所以，应将顶釜汽化的蒸汽冷凝液回流一部分并逐釜下流。同时在底釜中又不断添加原料液，就可使各釜中气、液两相的组成保持不变，操作达到稳定持久。顶釜内汽化的蒸汽中酒精组成就能保持稳定。即酒精水溶液获得分离，达到精馏的目的。

将顶釜的酒精蒸气在冷凝器冷凝后所得的部分冷凝液回流至顶釜的操作称为回流。回流至顶釜的那部分冷凝液称为回流液。回流液的引入是维持精馏操作连续稳定的必要条件。

工业生产上的精馏装置称为精馏塔；它是由多块塔板组成，每一块塔板代替了上述的一个釜。

第二节 酒精蒸馏流程

蒸馏流程的确定应根据产品质量要求与发酵成熟醪的组成，在保证产品质量的前提下应尽量节省设备投资与生产费用，并要求管道布局简单、操作方便和易于自动化操作。目前，酒精的蒸馏都已采用连续蒸馏方式。根据产品的质量要求，有单塔、两塔、三塔及多塔（三塔以上）蒸馏方式。根据采用的原料不同，蒸汽耗用量多少和产品品质不同，两塔以上的连续蒸馏又有不同方式的组合流程。

一、两塔式流程

两塔式流程是由粗馏塔和精馏塔组成的双塔蒸馏工艺。粗馏塔的作用是将乙醇从成熟醪中分离出来；精馏塔的作用是浓缩酒精和排除大部分杂质。两塔流程又有气相过塔和液相过塔两种形式。前者是指粗馏塔产生的酒汽直接进入精馏塔，这种方式生产费用较低，为淀粉质原料厂所采用。液相过塔则是粗馏塔塔顶产生的酒汽先冷凝成液体，然后进入精馏塔，这种形式由于多一次排出醛酯馏分的机会，产生的成品质量好，为糖蜜原料厂所采用。

1. 气相过塔的两塔蒸馏流程

如图 2-6-5 所示，发酵成熟醪经预热器 3 与精馏塔的酒精蒸气进行热交换，加热至 40℃ 以上后进入粗馏塔（醪塔）1 的顶部。粗馏塔底用直接蒸汽加热。酒精含量为 50%（体积分数）左右的酒精-水蒸气从粗馏塔顶部引入精馏塔 2 的中部。酒精糟由醪塔底部排出。精馏塔底部也用直接蒸汽加热。酒精蒸气从塔顶依次经过成熟醪预热器 3 和冷凝器 4、5、6。预热器 3 和冷凝器 4、5 中的冷凝液全部流回精馏塔。冷凝器 6 中的冷凝液作为醛酯馏分（工业酒精）取出，没有冷凝的少量 CO₂ 气体和一些低沸点杂质由排醛管排至大气中。

成品酒精在塔顶回流管以下 4~6 层塔板上液相取出，经冷却器 12、检酒器 13 进入酒库。废水从精馏塔底部排出。

杂醇油从进料层往上 2~4 层塔板液相取出（也可从进料层往下 2~4 层塔板气相取出）。经冷却、乳化和分离得粗杂醇油，再经盐析后进入贮器。淡酒流回精馏塔底部相应的塔板上。

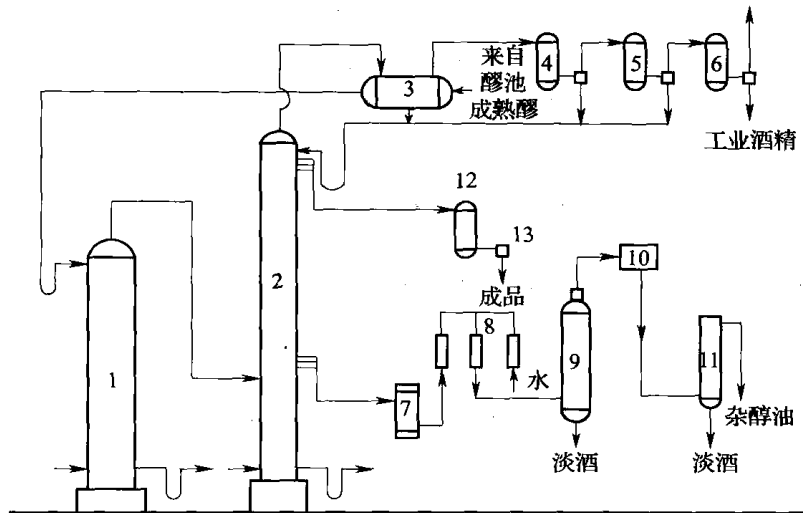


图 2-6-5 气相过塔的两塔蒸馏流程

1—粗馏塔 2—精馏塔 3—预热器 4、5、8—分凝器 6、9—冷凝冷却器
7、10—冷却器 11—杂醇油分离器 12—冷却器 13—检酒器

2. 液相过塔的两塔蒸馏流程

如图 2-6-6 所示, 该流程的特点是粗馏塔塔顶的酒精-水蒸气经过三个冷凝器后, 以酒精-水冷凝液 (液相) 进入精馏塔。可以看出, 该流程较气相过塔多一次排出醛酯馏分的机会, 即在粗馏塔上多一次排出头级杂质的机会。故此精馏流程所得的成品酒精质量较高, 但蒸汽消耗量也较多。

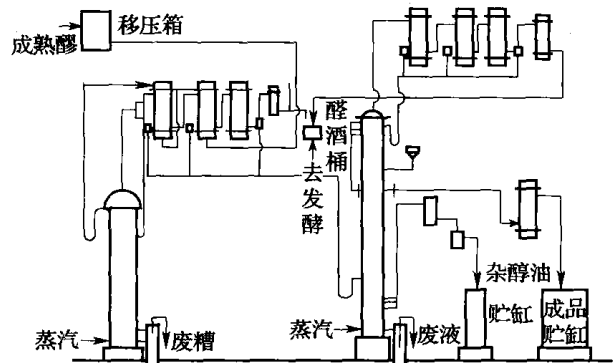


图 2-6-6 液相过塔的两塔蒸馏流程

二、三塔式蒸馏

三塔式蒸馏流程是由粗馏塔 (醪塔)、排醛塔、精馏塔 3 个塔组成。根据排醛塔和精馏塔的进料情况, 可分为直接式、半直接式和间接式三类。另有一类是在两塔式蒸馏的基础上, 精馏塔后再增加一个排甲醇塔, 也组成三塔蒸馏。

(1) 直接式 粗酒精由醪塔进入排醛塔以及脱醛酒进入精馏塔都是气相过塔。该流程虽然蒸汽消耗量较低, 但排除杂质的效率不高, 酒精的质量不易保证, 且操作不稳定, 废水与酒精糟一起排放, 增加了酒糟处理的难度。因此工厂不再采用。

(2) 半直接式 如图 2-6-7 所示, 粗酒精由粗馏塔进入排醛塔是气相过塔, 而脱醛酒进入精馏塔是液相进塔。这种流程消耗的热能虽比直接式大一些, 但操作稳定, 酒精质量也较好。因此, 在我国酒精工业上得到广泛应用。

(3) 间接式 如图 2-6-8 所示, 粗酒精进入排醛塔以及脱醛酒进入精馏塔都是液相进塔, 具有比半直接式多一次驱除头级杂质的机会, 因此可以生产出高纯度的酒精。该流程具有优良的操作性能。操作稳定, 控制和调节都很方便。其缺点是蒸汽消耗量较大和设备投资较高。目前应用不是很广。

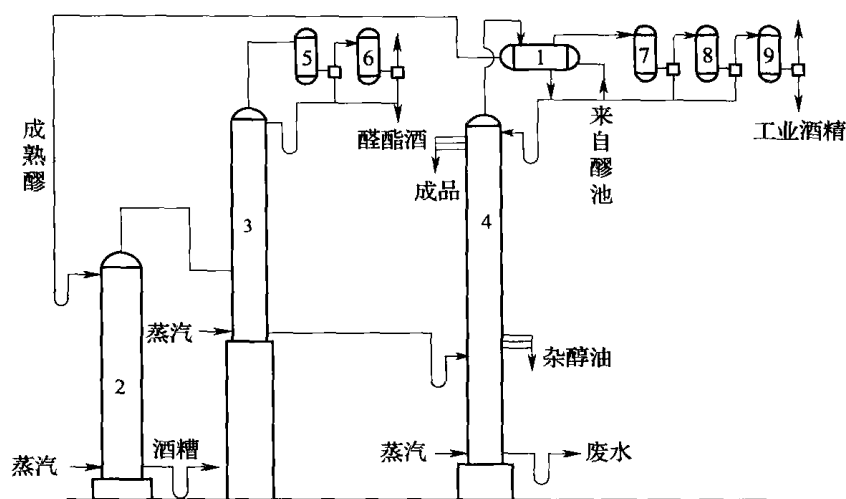


图 2-6-7 半直接式三塔流程

1—预热器 2—粗馏塔 3—脱醛塔 4—精馏塔 5、7、8—分凝器 6、9—冷凝器

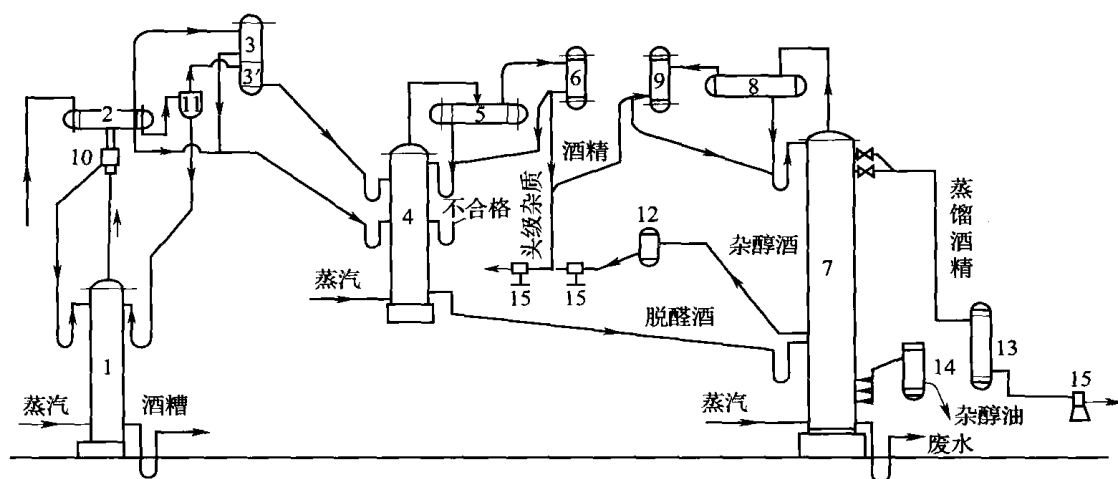


图 2-6-8 间接式三塔流程

1—粗馏塔 2—冷凝器 3—附加冷凝器 3'—分离器蒸汽冷凝器 4—醛塔 5—醛塔分凝器 6—醛塔冷凝器
7—精馏塔 8—精馏塔分凝器 9—精馏塔冷凝器 10—捕集器 11—分离器 12—杂醇油冷却器
13—成品酒精冷却器 14—杂醇油冷却器 15—检酒器

三、多塔蒸馏

多塔式酒精连续精馏是指具有三个以上的塔，即根据产品质量的特殊要求而增加一个或数个蒸馏塔。如为了加强杂醇油的提取，在精馏塔后增加一个除杂醇油的塔；为了排除甲醇，有单独增设甲醇塔的。试剂厂生产试剂用酒精采用六塔蒸馏，但一般工厂以不超过四塔为宜。各个塔的任务和要求不同，因此，各塔的塔板类型和板间距都有差异。

第三节 粗 馏 塔

粗馏塔的主要作用是从发酵成熟醪中将酒精成分提取出来。粗馏塔处理的对象是成熟

醪，其中含有许多固形物，黏度大、易起泡、腐蚀性强。我国许多酒精厂家的粗馏塔大多采用鼓泡形塔板（如泡罩塔板和 S 形塔板）。有些厂家则采用了斜孔塔板、导向筛板、浮阀波纹筛板等喷射形塔板。

一、粗馏塔塔板类型及结构

1. 泡罩塔板

泡罩（也称泡盖）塔板在工业上已有 100 多年的应用历史。该塔操作十分稳定，也适宜处理易起泡的液体，对设计的准确性也无过高要求。尽管泡罩塔板结构较复杂，塔板效率偏低，压降大，但由于在各种条件下都能稳定地操作，所以国内不少酒精厂家的粗馏塔仍然采用泡罩塔板。

图 2-6-9 所示为泡罩塔板结构示意图。塔板的中部为泡罩布置区，也是气、液接触的有效区域。塔板上的降液管设置在两侧，常见的有弓形和圆形。板上一段降液管的高度称为溢流堰的高度，起到维持板上液层深度及使液流均匀的作用。不论用何种降液管，大都设置弓形堰。常见的泡罩为自行车铃盖形，周边有齿缝。齿缝一般为矩形、三角形和梯形。泡罩结构见图 2-6-10。操作时泡罩底部浸没在塔板上的液体中，形成液封。气体自升气管上升，流经升气管和泡罩之间的环形通道，再从泡罩齿缝（主要是分散气体，增大气液接触面积）中吹出，进入塔板上的液层中鼓泡传质，如图 2-6-11 所示。

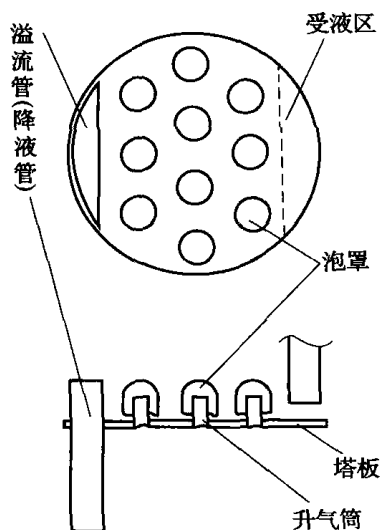


图 2-6-9 泡罩塔板结构示意图

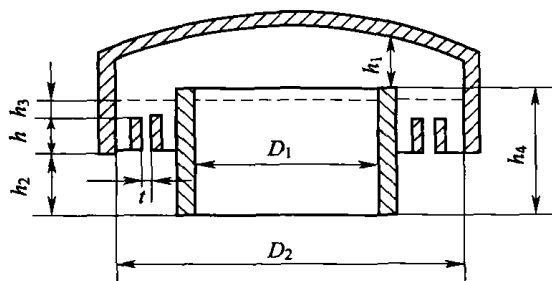


图 2-6-10 泡罩结构

2. S (SD) 形塔板

SD 形塔板由 1980 年开始在我国酒精工业中使用，并逐渐被改进为 S 形塔板。S 形塔板是由数个 S 形的泡罩互相搭接而成，如图 2-6-12 所示。该塔板借气体喷出时的动能推动液体流动，这样板上液层分布比较均匀，液面落差小、雾沫夹带少，气、液接触充分而密切。另一方面，生成的蒸汽同时产生一股向上升腾的作用力。因此，该塔板具有一定的驱动力，可将物料之中

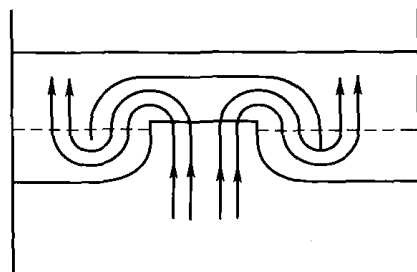


图 2-6-11 泡罩气体流动图

污秽物质带走，防止泥沙等杂物的沉积，提高了排污、排杂的性能。

S形塔板的优点是：① 上升蒸汽流通通路的面积比普通泡罩大2~4倍，故允许S形塔板具有较高的气速和液速，其处理能力比一般泡罩塔板大50%左右；② 气流与液流并行，液面落差小，所以在大液流下塔板仍能平稳操作；③ 结构比一般泡罩塔板简单，制作、安装方便，造价低。但这种塔板结构弯度较大，蒸汽受到的阻力大，塔板压力降也较大。

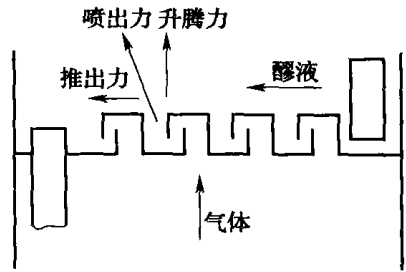


图 2-6-12 S形塔板示意图

3. 浮阀波纹筛板

浮阀波纹筛板如图 2-6-13 所示，它是一种新型穿流式塔板，是在普通波纹筛板的基础上，在波峰处增加一定数量的与波峰同弧形的条状阀片。波峰可供蒸汽通过，波谷可供液体分布下流。条状浮阀以适应汽液负荷的变化可调整蒸汽流量。

此种塔板不设溢流管，上下相邻两层板的安装方位成 90° 交错。液体分布均匀，整个板面无死角，板效率高，生产能力大，并具有自净排杂作用和不易堵塞、操作稳定等特点。

此种塔板除用于粗馏塔外，也可用于精馏塔和排醛塔。

4. 斜孔塔

斜孔塔的塔板效率较高，生产能力大，弹性系数大。随着糖化酶（或液体曲）的使用，自动化控制和操作人员素质的提高，有的厂家将斜孔塔用于酒精醪塔，效果不错。

斜孔塔是在原苏联鱼鳞板塔的基础上改造而成的，其结构如图 2-6-14 所示。塔板上冲有一排排整齐的斜孔，每一排孔口都朝着一个方向，相邻两排孔口方向相反，故相邻两排孔口的气体反向喷出。这样可以减少甚至消除液体被不断加速的现象，又可避免因气流对冲而造成往上直冲的现象，因而塔板上液层均匀，气液接触良好，雾沫夹带少，允许的气体负荷高。由于可采用较高的气流速度，板上液层的湍动程度加大，喷射状又增加了气、液两相的传质效果。因此斜孔塔板效率较高，生产能力大。若发酵成熟醪中无纤维状及大颗粒杂质，该塔板用于粗馏塔自净作用较好，且无堵塞现象。

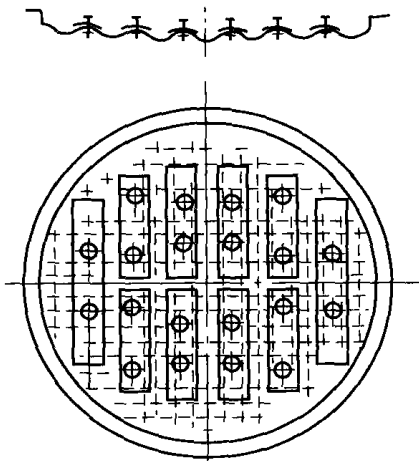


图 2-6-13 浮阀波纹筛板结构示意图

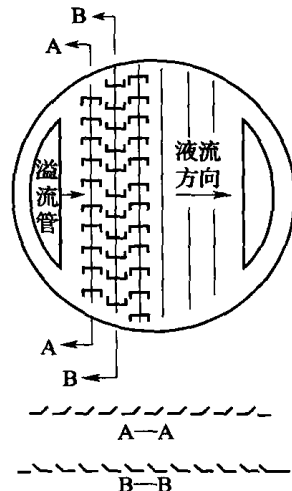


图 2-6-14 斜孔塔板结构示意图

斜孔的形状有两种：闭型（B型）和开型（K型），前者斜孔的前端开口，两侧封闭；后者斜孔的前端和两侧都开口。在一定条件下，闭型斜孔由于两侧封闭，相邻排孔的气流牵制作用较小，液体有被气流不断加速吹向两边的可能，而开型则可以改善相邻两排气流的牵制作用，使塔板上气流更为均匀，故开型斜孔传质较好。K型斜孔如图 2-6-15 所示，每个斜孔宽 20 mm，孔高 5~5.5 mm，孔的斜角为 26°~28°。

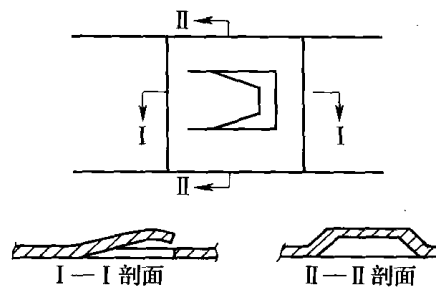


图 2-6-15 K 型斜孔示意图

二、粗馏塔的设计及计算

粗馏塔的设计计算主要包括：粗馏塔的热量衡算和物料衡算；粗馏塔顶粗酒精蒸气浓度的确定；塔板层数和塔径的计算及板间距、塔板结构的确定。

1. 酒精粗馏塔的热量衡算和物料衡算

粗馏塔物料和热量衡算的主要任务是：加热蒸汽用量的计算，粗馏酒精蒸气的浓度和产量的确定及酒糟废液排出量的计算。

粗馏塔物料进出情况如图 2-6-16 所示。以每小时处理成熟醪重量为基准，对整个粗馏塔进行总物料衡算有：

$$F + D = W + V + V' \quad (2-6-9)$$

对酒精的衡算有：

$$F x_f = W x_w + V y_1 + V' y_1 \quad (2-6-10)$$

对粗馏塔的热量衡算有：

$$F c T + D h_s = W c_w T_w + (V + V') h + q' \quad (2-6-11)$$

式中 F ——成熟醪进料量，kg/h

D ——加热蒸汽量，kg/h

W ——酒糟废液量，kg/h

V ——塔顶上升的粗酒精蒸气量，kg/h

V' ——塔上酒精蒸气的渗漏量，kg/h

x_f ——成熟醪中酒精的含量，%

x_w ——酒糟废液中的酒精含量，%

y_1 ——粗酒精蒸气中酒精含量，%

h_s ——加热蒸汽热焓，kJ/kg

T_w ——塔底酒糟废液的温度，℃

c_w ——酒糟废液的比热容，kJ/(kg·℃)

h ——粗酒精蒸气的热焓，kJ/kg

c ——成熟醪比热容，kJ/(kg·℃)

T ——成熟醪进塔温度，℃

q' ——热损失，kJ/h

在以上各式中， F 、 x_f 、 T 、 T_w 一般为已知数， h 、 h_s 可由附表查得； c 、 c_w 、 y_1 、

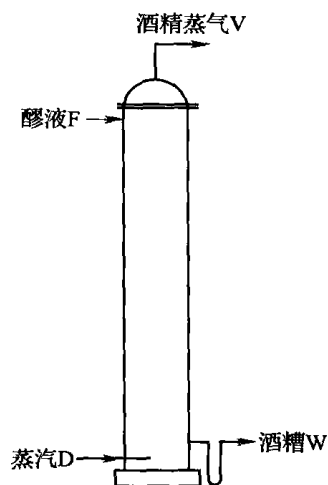


图 2-6-16 粗馏塔物料进出图

x_w 、 V' 、 q' 可根据已知条件计算。这样，就只剩下 D 、 V 、 W 这 3 个未知数，联解上面 3 个方程即可求得。

2. 粗馏塔顶粗酒精蒸气浓度的确定

酒精粗馏塔的进料温度一般为 70°C ，低于进料层板上液体的沸腾温度，要使之沸腾，需要靠从下一层板上上升的酒精蒸气冷凝放出的热量。上升酒精蒸气冷凝的结果会使进料层板上的液体中酒精浓度有所增加，且进料温度越低，上升的酒精蒸气冷凝的也越多，进料层板上酒精浓度一般用查图表法求得。查图 2-6-17。

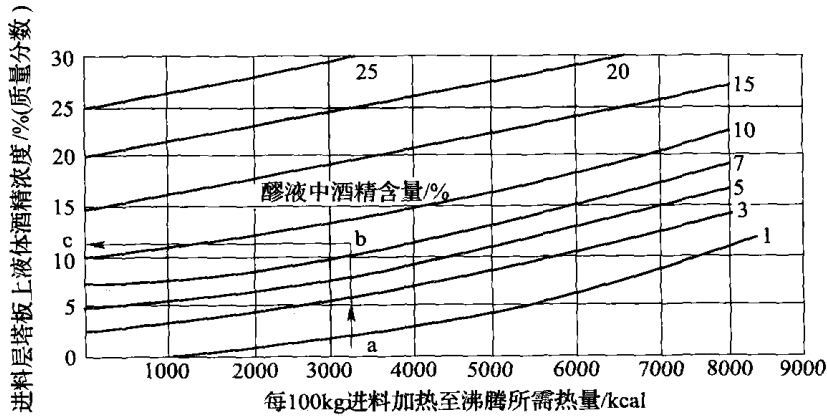


图 2-6-17 进料层板上液体中酒精浓度的图解

1kcal=4.184kJ

每 100kg 进料液加热至沸腾时所需的热量按下式计算：

$$q = 100c(T_1 - T) \quad (\text{kJ}/100\text{kg})$$

式中 T_1 ——进料层板上液体沸腾温度， $^\circ\text{C}$ ；查表水-酒精的气相和液相物理参数

T ——进料液温度（即成熟醪进塔温度）， $^\circ\text{C}$

c ——进料液（成熟醪）比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，可按下列经验公式计算：

$$c = 4.266 - 0.0401\omega \quad (2-6-12)$$

ω ——醪液中干物质含量，%

查得进料层板上液体中酒精浓度后，即可查附表，得到与之相平衡的粗酒精蒸气的浓度。但进料层塔板并非理论塔板，为接近实际，有人建议，将从附表中查得的粗酒精蒸气的数值除以 1.1 加以校正。

3. 塔板层数的确定

塔板层数的确定有逐板计算法、图解法和解析法，一般多采用直观的图解法。粗馏塔相当于精馏塔的提馏段，通常用图解法确定提馏段塔板层数的方法来确定粗馏塔的塔板层数，但图解法确定的是理论板数。

图解法的程序如下：

(1) 计算进料热状态参数 δ ：

$$\begin{aligned} \delta &= \frac{\text{每 1kg 进料变为饱和蒸汽所需热量}}{\text{每 1kg 进料的汽化潜热}} \\ &= \frac{h_g - h_f}{r} \\ &= \frac{r + c(T_1 - T)}{r} \end{aligned}$$

式中 h_g ——每 1kg 饱和蒸汽的热焓, kJ/kg
 h_f ——每 1kg 进料的热焓, kJ/kg
 r ——每 1kg 进料的汽化潜热, kJ/kg

其他符号同前。

(2) 绘平衡曲线图:

在坐标纸上绘制平衡曲线 $y-x$, 并做对角线 $y=x$, 见图 2-6-18。

(3) 在图上取 $x=x_f$, 在 x 轴上做垂直线与对角线交于点 a。

(4) 从点 a 作斜率为 $\frac{\delta}{\delta-1}$ 的 δ 线。进料成熟醪预热至 70°C , 故 δ 线向上偏右。

(5) 作提馏段操作线。

(6) 从 δ 线与提馏段操作线的交点 b 开始, 在操作线与平衡曲线之间画阶梯, 直至超过 $x=x_w$ 为止。所画梯阶数即为理论板数。

(7) 若下端所画阶梯太小, 模糊不清, 则需放大 20~30 倍或采用下式计算从 0.2% (摩尔分数) 至 x_w 一段所需的理论板数 n' , 从 b 点至 $x=0.2\%$ (摩尔分数) 一段的梯阶数加上 n' 的数值即为理论板数。

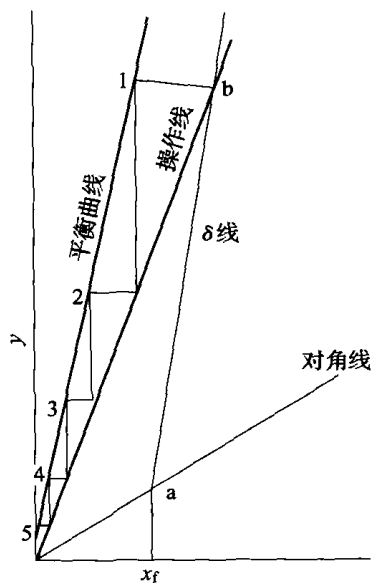


图 2-6-18 粗馏塔塔板层数图解

$$n' = \frac{\lg \left[1 + \frac{x_0}{x_w} \left(K \frac{D}{L} - 1 \right) \right]}{\lg K \frac{D}{L}} \quad (2-6-13)$$

式中 x_0 ——上限酒精浓度, $x_0=0.2\%$ (摩尔分数)

x_w ——下限酒精浓度 (即酒糟中允许的残留酒精浓度), 一般为 $x_w=0.004\%$ (摩尔分数)

K ——酒精挥发系数

D ——加热蒸汽量, kg/h

L ——溢流量, kg/h

由于溢流液中酒精浓度很低 ($x \leq 0.2\%$), 可视为水。故式中 D 和 L 的单位可同时用 kg/h 代替。此时, 溢流量可按式计算:

$$L = \delta F$$

(8) 确定实际板数:

$$\text{实际塔板数} = \frac{\text{理论塔板数}}{\text{塔板效率}}$$

不同类型的塔板, 其塔板效率也大不相同, 我国粗馏塔多采用泡罩塔板, 其塔板效率约为 50%。通常粗馏塔的理论板数为 8~10 层。工厂中实际用的多为 20~25 层, 塔顶进料。

4. 板间距的选择

板间距即相邻两块塔板之间的距离。板间距随空塔蒸汽速度、料液的起泡性和塔板类

型而变化。空塔速度大，为防止雾沫夹带，板间距也要大。成熟醪起泡性强，故粗馏塔
的板间距一般不低于 330mm。根据经验，泡罩粗馏塔一般可取 400mm 左右。

5. 塔径计算

塔径是决定产量的主要因素。当蒸汽速度一定时，塔径大，产量也大。塔径的计算是
根据上升蒸汽量和蒸汽速度按下式计算：

$$\phi = \sqrt{\frac{4V}{\pi v}} \quad (\text{m}) \quad (2-6-14)$$

式中 V ——粗馏塔内上升蒸汽量， m^3/s

v ——塔内上升的蒸汽速度， m/s

ϕ ——塔径， m 。

塔内蒸汽速度与板间距和泡沸深度（酒精蒸气穿过液层的深度）有关。塔板间距小，
泡沸深度大，蒸汽速度宜小。否则会产生雾沫夹带，影响塔板效率。酒精粗馏塔的蒸汽速
度可按下列经验公式计算：

$$v = \frac{0.305H_T}{0.06 + 0.05H_T} - 12Z \quad (\text{m}/\text{s}) \quad (2-6-15)$$

式中 H_T ——板间距， m

Z ——泡沸深度， m

$$Z = \frac{1}{2}h + h_3$$

h ——泡罩齿缝高度， m

h_3 ——缝顶至液面的距离， m

粗馏塔进料温度低于进料层沸腾温度，故塔内上升蒸汽量大于塔顶上升蒸汽量。粗馏
塔内上升的蒸汽量可按式计算：

$$V_2 = L + V_1 - F \quad (\text{kg}/\text{h})$$

式中 V_2 ——粗馏塔内上升的蒸汽量， kg/h

L ——粗馏塔内的溢流量， kg/h

V_1 ——粗馏塔顶上升的蒸汽量， kg/h

F ——粗馏塔的进醪量， kg/h

一般酒精粗馏塔进料层在塔顶层，塔顶压力一般控制在 0.11MPa（绝对），其蒸汽密
度为 $0.934\text{kg}/\text{m}^3$ 。因此，塔内上升蒸汽的体积流量为：

$$V_2 = \frac{L + V_1 - F}{3600 \times 0.934} \quad (2-6-16)$$

[例题] 某厂日产医药酒精 60t，酒精度 95%（体积分数），成熟醪中含酒分为 10%
（体积分数），醪中干物质含量为 7.3%（质量分数）。成熟醪温度 30°C ，预热至 70°C 进
塔。拟采用两塔式气相过塔蒸馏流程。假定蒸馏总损耗为 0.25%，其中粗馏和精馏各一
半，在粗馏和精馏损耗中，设备的蒸汽渗漏损耗和废酒糟液带走的酒精各占一半。另外，
提取杂醇油带走的酒精又占成品酒精总量的 0.48%。试计算并确定泡罩型粗馏塔参数。

解：（1）确定粗酒精蒸汽浓度 y_1 ：

查水-酒精溶液的体积分数、质量分数表知：95%（体积分数）= 92.4%（质量分
数），10%（体积分数）= 8.1%（质量分数）

已知： $T = 70^\circ\text{C}$ ， $x_i = 10\%$ （体积分数）= 8.1%（质量分数）

$x=7.3\%$ (质量分数), 此成熟醪可视为稀酒精。

查附录表可得此成熟醪沸点温度 $T_1=92.6^\circ\text{C}$, 于是, 成熟醪比热容为:

$$c=4.266-0.0401\times 7.3=3.97 \text{ [kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)]}$$

每 100kg 醪液加热至沸所需的热量为:

$$\begin{aligned} q &= 100c(T_1 - T) = 100 \times 3.97 \times (92.6 - 70) \\ &= 8972 \text{ (kJ/100kg)} \end{aligned}$$

从图 2-6-17 可查得进料层板上酒精浓度为 $x_1=10.5\%$ (质量分数)。根据附录表可查得与之相平衡的气相酒精浓度为 52.8% (质量分数)。此为理论值, 对其进行校正的实际值为:

$$y_1 = \frac{52.8\%}{1.1} = 48\% \text{ (质量分数)}$$

即粗馏塔顶排出的粗酒精蒸气为 48% (质量分数)。

(2) 计算粗酒精蒸气量 V :

已知日产酒精 60t, 浓度为 95% (体积分数) = 94.2% (质量分数), 蒸馏损耗 0.25%, 提取杂醇油带走酒精的 0.48%, 成熟醪的酒精含量为 10% (体积分数) = 8.1% (质量分数), 于是每小时所需的成熟醪量为 F :

$$\begin{aligned} F &= 60 \times \frac{1000}{24} \times \frac{0.924}{0.081} \times \frac{1}{1-0.0025} \times \frac{1}{1-0.0048} \\ &= 28728 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

粗馏损耗占蒸馏总损耗的一半, 则:

$$Wx_w + V'y_1 = Fx_f - Vy_1 = Fx_f \times \frac{0.0025}{2} = 0.00125Fx_f$$

$$Fx_f = 0.00125Fx_f + Vy_1$$

得

$$\begin{aligned} V &= Fx_f \frac{1-0.00125}{y_1} = 28728 \times 0.081 \times \frac{0.99875}{0.48} \\ &= 4842 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

设备渗漏和废糟液带走的酒精各占一半, 则酒精蒸气的渗漏量 V' 为:

$$\begin{aligned} V'y_1 &= Wx_w = \frac{1}{2} \times 0.00125Fx_f \\ &= 0.000625 \times 28728 \times 0.081 \\ &= 1.45 \text{ (kg/h)} \end{aligned}$$

$$V' = \frac{1.45}{y_1} = \frac{1.45}{0.48} = 3.0 \text{ (kg/h)}$$

(3) 计算加热蒸汽量 D 和废糟液量 W :

酒糟废液的酒精含量很低, 可视为水。粗馏塔塔釜压力一般为 0.14MPa (绝对压力)。其沸腾温度经查表可知为 $T_w=108.7^\circ\text{C}$; 酒糟废液中固形物含量为 4.6% (质量分数)。酒糟废液的比热容为 c_w :

$$c_w = 4.266 - 0.0401 \times 4.6 = 4.08 \text{ [kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)]}$$

采用的加热蒸汽压力为 0.3MPa (绝对), 此蒸汽的热焓 $h_s=2723\text{kJ/kg}$; 48% (质量分数) 粗酒精蒸气的热焓为 $h=1956\text{kJ/kg}$ 。

热损失取经验数据, 按 100kg 成熟醪热损失量为 2093kJ 计:

$$\text{则} \quad q = 28728 \times \frac{2093}{100} = 601277 \text{ (kJ/h)}$$

将所得数据代入式 (2-6-9) 及式 (2-6-10) 中得:

$$\begin{cases} 28728 + D = W + 4842 + 3 \\ 28728 \times 3.97 \times 70 + 2723D = 108.7 \times 4.08W + 4845 \times 1956 + 601277 \end{cases}$$

解得: $D = 5565.5$ (kg/h)

$$W = 29448.5 \text{ (kg/h)}$$

酒糟中残留酒精量:

$$x_w = \frac{1.45}{W} = \frac{1.45}{29448.5} = 4.9 \times 10^{-5} = 0.0049\%$$

(4) 确定塔板层数 (理论板数和实际板数):

查附表知: $x_f = 10\%$ (体积分数) = 8.1% (质量分数) = 3.33% (摩尔分数), 潜热: $r = 2097 \text{ kJ/kg}$; $x_w = 0.0049\%$ (质量分数) = 0.002% (摩尔分数)

从前知: $F = 28728 \text{ kg/h}$, $T = 70^\circ\text{C}$, $T_1 = 92.6^\circ\text{C}$, $c = 3.97 \text{ [kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)]}$

进料液状态参数 δ :

$$\delta = \frac{r + c(T_1 - T)}{r} = \frac{2097 + 3.97(92.6 - 70)}{2097} = 1.043$$

$$\delta \text{ 线斜率: } \frac{\delta}{\delta - 1} = \frac{1.043}{0.043} = 24.3$$

$$\text{操作线斜率: } \frac{W}{D} = \frac{29448.5}{5565.5} = 5.29$$

$$\text{溢流量: } L = \delta F = 1.043 \times 28728 = 29963 \text{ (kg/h)}$$

作图: 先作平衡线 $y-x$ 和对角线 $y=x$, 再从点 a (3.33% , 3.33%) 引斜率为 5.29 的操作线, 与 δ 线交于点 b。然后从点 b 出发在平衡线与操作线之间画阶梯, 至 $x = x_0 = 0.2\%$ 为止, 所得阶梯数为 5 个。

对于 $x_0 = 0.2\%$ 至 $x_w = 0.002\%$ 一段, 用公式计算, 式中的 K 值为酒精挥发系数。在上述的上下限间, 酒精的挥发系数 $K = 13$ 。

$$\begin{aligned} n' &= \frac{\lg \left[1 + \frac{x_0}{x_w} \left(K \frac{D}{L} - 1 \right) \right]}{\lg K \frac{D}{L}} \\ &= \frac{\lg \left[1 + \frac{0.2}{0.002} \left(13 \times \frac{5565.5}{29963} - 1 \right) \right]}{\lg \left(13 \times \frac{5565.5}{29963} \right)} \\ &= 5.6 \\ &\approx 6 \end{aligned}$$

理论板数: $5 + 6 = 11$ (板)

实际板数: $\frac{11}{0.5} = 22$ (板) 以上板效率取为 50% 。

实际板数 22 块, 与工厂实际使用塔板数基本相符。

(5) 塔板间距 (板间距) H_T 的选择: 根据经验, 本塔也取板间距为 400 mm 。

(6) 塔径的计算:

$$V_2 = \frac{L + V_1 - F}{3600 \times 0.934} = \frac{29963 + 4842 - 28728}{3600 \times 0.934} = \frac{6077}{3362.4} = 1.81 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

取泡沸深度 $Z=0.05\text{m}$, 则蒸汽速度为:

$$v = \frac{0.305H_T}{0.060+0.05H_T} - 12Z = \frac{0.305 \times 0.4}{0.060 \times 0.05 \times 0.4} - 12 \times 0.05 = 0.925 \text{ (m/s)}$$

塔径: $\phi = \sqrt{\frac{4V}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.81}{3.14 \times 0.925}} = 1.58 \text{ (m)}$

留有余地, 取塔径为 1.7 (m) 。

(7) 升气管的计算: 根据经验, 每层塔板上升气管的总面积 (即开孔率) 约为塔板面积的 $12\% \sim 14\%$, 升气管高 h_4 一般超过塔板上液层深度 $10 \sim 20\text{mm}$ 。

设每层塔板上的泡罩数为 10 个, 开孔率为 14% , 有 $10 \times \frac{\pi}{4} D_1^2 = \frac{\pi}{4} D^2 \times 0.14$, 则升气管的直径: $D_1 = 0.118D = 0.118 \times 1.7 = 0.20 \text{ (m)}$

取塔板上液层深度 $h_L = 105\text{mm}$, 升气管高 h_4 超过塔板上液层深度 20mm , 则 $h_4 = 105 + 20 = 125 \text{ (mm)}$ 。

(8) 泡罩尺寸: 泡罩尺寸系根据蒸汽所经过的各通道截面积相等的原则来计算:

即: $A_1 = A_2 = A_3 = A_4 = A_5$

- 式中 A_1 ——升气管升气的截面积, m^2
 A_2 ——升气管顶至泡罩内顶面之间蒸汽通道的面积, m^2
 A_3 ——泡罩内壁与升气管外壁间环形面积, m^2
 A_4 ——泡罩下沿至塔板面间的面积, m^2
 A_5 ——泡罩齿缝面积, m^2

取升气管厚度 $\delta_1 = 10\text{mm}$, 泡罩壁厚度: $\delta_2 = 10\text{mm}$, 齿宽 $b = 10\text{mm}$, 缝宽 $t = 25\text{mm}$, 根据表 2-6-2 中的计算公式, 得:

表 2-6-2 泡罩尺寸计算公式

计算项目	计算公式	符号说明
升气管边至泡罩顶距离 h_1	$h_1 = D_1/4$	D_1 ——升气管直径 (m)
泡罩内径 D_2	$D_2^2 = D_1^2 + (D_1 + 2\delta)^2$	δ ——升气管壁厚 (m)
泡罩下沿至塔板间距离 h_2	$h_2 = D_1^2/4D_2$	
泡罩齿缝数 n	$n = \frac{(D_2 + 2\delta_2) \pi}{b + t}$	δ_2 ——泡罩壁厚 (m) b ——齿宽 (m)
齿缝高度 h	$h = \pi D_1^2/4nt$	t ——缝宽 (m)
升气管高度 h_4	$h_4 = h_L + (0.01 \sim 0.02)$	h_L ——塔板上液层深度 (m)
缝顶至液面距离 h_3	$h_3 = h_L - (h + h_2)$	

升气管边至泡罩顶距离: $h_1 = D_1/4 = 0.05 \text{ (m)}$
 泡罩内径: $D_2 = [D_1^2 + (D_1 + 2\delta_1)^2]^{1/2} = 0.30 \text{ (m)}$
 泡罩下沿至塔板间距离: $h_2 = D_1^2/4D_2 = 0.033 \text{ (m)}$
 泡罩齿缝数: $n = \frac{(D_2 + 2\delta_2) \pi}{b + t} = 29 \text{ (个)}$
 齿缝高度: $h = \pi D_1^2/4nt = 0.043 \text{ (m)}$

缝顶至液面距离： $h_3 = h_L - (h + h_2) = 0.029$ (m)

泡罩高： $h_5 = h_1 + h_4 - h_2 + \delta_2 = 0.152$ (m)

泡沸深度： $Z = \frac{1}{2}h + h_3 = 0.0505$ (m) 与前面所取值 $Z = 0.05$ m 接近。

(9) 降液管与溢流堰：降液管与溢流堰的设计见本章第四节精馏塔的设计及计算中降液管和溢流区的设计 [参考式 (2-6-34) ~ 式 (2-6-37)]。

本题中采用 $L_w/D = 0.7 = 70\%$ ， $h_L = 0.115$ m

则 $L_w = 1.7 \times 0.7 = 1.19$ (m)

而 $L = 29963$ (kg/h) = 30 (m³/h)

取 $E = 1$ ，则堰上液层高度 h_{ow} ：

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 2.84 \times 10^{-3} \times E \left(\frac{L}{L_w} \right)^{2/3} \\ &= 2.84 \times 10^{-3} \times \left(\frac{30}{1.19} \right)^{2/3} \\ &= 0.025 \text{ (m)} \end{aligned}$$

堰高 $h_w = h_L - h_{ow} = 0.115 - 0.025 = 0.090$ (m)

弓形溢流管下口距下层塔板的距离根据经验取为 40mm。

第四节 精 馏 塔

酒精精馏塔有两个作用，一是把从粗馏塔过来的粗馏酒精气体或液体提浓到产品要求的浓度；二是除去其他杂质，使产品质量达到所要求的标准。精馏塔由两段组成，以粗馏酒精蒸气或其液体的进口为界，上段是精馏段，下段为脱水段。若塔板上开孔率相等，两段塔径为上粗下细。我国多采用同直径的精馏塔，这时塔板开孔率不一样。

进入精馏塔的酒蒸气或液体，经精馏段提浓，上升至塔顶，进入冷凝器组冷凝成液体后返回精馏塔顶。最后一级冷凝器中的冷凝液含有较多的头级杂质，一般作为工业酒精单独取出。不凝性气体包括低沸点气体从排醛管排出。成品酒精是从塔顶回流管以下 4~6 层塔板上液相取出。杂醇油的提取一般是从进料层塔板以上的 2~4 层塔板液相取出或从进料层塔板以下的 2~4 层塔板上气相取出。精馏塔的加热蒸汽从塔底供入，被蒸尽酒精的废液自塔底（塔釜）排出。

一、精馏塔的塔板类型及结构

我国酒精行业多采用小型多泡罩塔、浮阀塔、斜孔塔、筛板塔、导向筛板塔等。

(一) 浮阀塔板

就阀片而言，浮阀塔板的形式大体上可分为盘式和条状两种。目前应用最广的是盘式。盘式浮阀塔板与泡罩塔板类似，也必须有溢流管、溢流堰。升气筒的位置由阀孔代替，其标准孔径为 39 ± 0.3 mm。每个阀孔上装有一个可以上下浮动的浮阀。阀孔直径较浮阀直径稍大，浮阀能在阀孔中上下自由活动。

我国酒精厂常用 F-1 型浮阀，国外称为 V-1 型浮阀。如图 2-6-19 所示，阀片为一圆盘，阀片下有三条支腿。两条支腿保证浮阀的位置和导向。一般阀片和支腿由不锈钢

片一次冲压而成。将三个支腿拼成与阀片成 90° ，能轻松地插入阀孔中。阀片边缘冲出三个小凸出点，以保证停机时阀片与塔板仅有极小的接触面积和保持很小的距离，防止浮阀与塔板粘连。浮阀在阀孔中的固牢和阀片最大开度的控制是由支腿上的小爪来完成的。浮阀的三个支腿末端都各有一个小爪，当浮阀装进阀孔后，将小爪向外扭转 90° 。开机后，浮阀上下浮动，当蒸汽速度达到一定时，小爪碰到塔板，限制了浮阀上升（达到最大开度），也防止了浮阀的脱落。

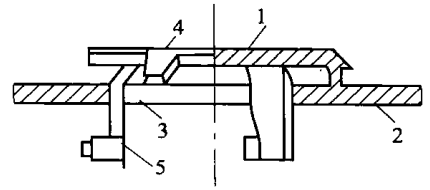


图 2-6-19 F-1 型浮阀
1—阀件 2—塔板 3—阀孔
4—定距片 5—阀腿

我国采用的 F-1 型盘式浮阀分为重阀和轻阀（F-4 型）两种。酒精蒸馏塔大都用重阀。重阀重约 34g。采用 2mm 厚不锈钢板冲压而成，阀片直径 48mm。阀直径（三个支腿正位后围成的圆）38mm，腿长 19.5~21.5mm，爪长 4mm。当塔板厚度为 3~6mm 时，浮阀最大开度为 7~10mm，最小开度为 2.5mm（即凸出点高 2.5mm）。

浮阀塔的特点是：

(1) 塔板效率高 浮阀塔板上气体通过阀孔后是以水平方向向四周喷出，气体速度大，而且产生向心力。气、液接触时间长，气、液接触良好。因此，浮阀塔的板效率比泡罩塔板要高出 20% 左右，是公认的高效塔板之一。

(2) 处理能力大，操作范围广 浮阀的开度是根据蒸汽速度进行自动调节的，因此弹性负荷（最大负荷与最小负荷之比）较大（可达 4~7），操作范围广。同时，浮阀塔板的气、液接触面积较泡罩塔大，相应的雾沫夹带小。故其处理能力比泡罩塔板要大 30% 左右，而塔径要小 10%~20%。

(3) 塔板压降小 和泡罩塔板相比，气体不经过升气筒，不受泡罩折转，不穿过齿缝。虽然浮阀有一定的重量，但仅有 34g（还是较轻的），因此气体通过浮阀塔板时压降较小。

(4) 结构简单，稳定性高 与泡罩塔板相比，结构简单，加工方便，材料用量少。浮阀塔板由于汽、液接触良好，液面落差很小，所以稳定性也高。但目前多采用不锈钢板，其造价也不菲。

(二) 筛板塔板

筛板塔板是所有塔板中结构最简单的，其塔板是由开有大量均匀小孔（称为筛孔，孔径一般为 2~6mm）的塔板和溢流管组成。操作时，从下层塔板上升的气流通过筛孔分散成细小的流股与板上液体相接触，并进行传热与传质，如图 2-6-20。筛板塔正常操作的必要条件是通过筛孔的蒸汽速度和压强必须足以胜过筛板上液层的压强，才能保证液体不会从筛孔流下而从溢流管流下，否则会导致塔板效率降低。

当筛孔孔径过大时，特别是在 15mm 以上，气速低，漏液则多；气速高，液层则会出现晃动、翻腾、激烈的上抛现象。所以，对于一定大小筛孔的筛板塔板，其漏液与否取决于气流通过筛孔的速度。理论上讲，不论孔径大小，只要

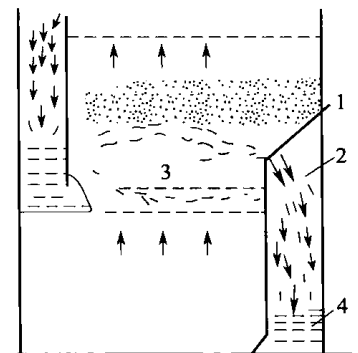


图 2-6-20 筛板塔
1—溢流堰 2—降液管
3—泡沫层 4—清液层

选取合适的气速都能避免漏液。但孔径大更容易发生漏液及雾沫夹带，所以大孔筛板的操作范围比较窄。空塔速度一般在 0.8m/s 以上，孔速一般为 13m/s 左右。

开孔率的影响远比孔径的影响要大。对于孔径为 10mm 的筛板，开孔率愈大，气液接触情况愈差，漏液量大，板效率低。故开孔率以 $5\% \sim 6\%$ 为宜。对于小孔径 ($2 \sim 6\text{mm}$) 的筛板，开孔率以不超过 10% 为好。

筛板塔的优点是：① 结构简单，易于加工，造价低，约为泡罩塔板的 40% ；② 处理能力大，比相同塔径的泡罩塔可增加 $10\% \sim 20\%$ ；③ 塔板效率高，比泡罩塔高 $15\% \sim 20\%$ ；④ 塔板压降小，液面落差小。

缺点是：① 操作弹性小，小筛孔易堵塞；② 塔板安装要求高。塔板的安装要求非常平，否则会导致气液接触不匀；③ 操作水平要求高。操作压力要求非常稳定，因此操作不易控制；④ 开停机不易操作，特别是停机时，层板上的液体会全部从筛孔流下。

(三) 导向筛板

导向筛板是一种改进型的筛板，也可以说是筛板与斜孔板的结合型，由美国林德公司首创，故又称为林德筛板。20 世纪 70 年代北京化工大学开始对导向筛板进行研究、改进。近几年在我国酒精行业中用于粗馏塔或精馏塔。

普通筛板和其他塔板一样，在液体进口区都有一个非活化区，在此没有气体鼓泡，泄漏量也大。造成非活化区的原因是液面落差的存在和由于液体经过溢流管时已将气体分离出去，使进口区的液层厚而密实，气体难于穿过。据研究，非活化区通常占塔板有效截面积的 $20\% \sim 30\%$ ，是影响塔板效率的重要因素。

针对以上缺点，导向筛板塔板做了两点改进。在原普通筛板的基础上，首先是在液体的进口区，将塔板向上凸起，成为斜的增泡台（称为鼓泡促进器）。其次是在直径较小的塔板上增设了百叶窗式的导流孔；在直径较大的塔板上采用变向的导流孔，如图 2-6-21 所示。经改进后的导向筛板塔板，增加了有效鼓泡面积，减少了液面落差，有利于气体的均匀分布；消除了塔板边缘区的液体滞留，改进了塔板的流动状态。

与普通板型相比，导向筛板具有压降低、效率高、负荷大等优良性能，并具有结构简单，加工方便、造价低廉和使用中不易堵塞的特点。

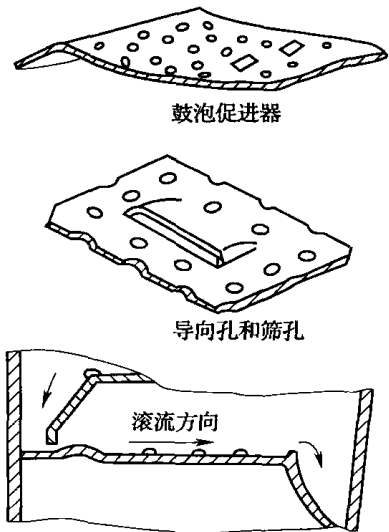


图 2-6-21 导向筛板的结构示意图

二、精馏塔的设计及计算

1. 影响精馏的因素

由于精馏过程比较复杂，影响因素很多，为了简化计算，先做几个基本假设：① 恒摩尔汽化。在精馏塔的精馏段内，每一层塔板上升的蒸汽的物质的量相等；提馏段内也是如此。但两段的蒸汽物质的量不一定相等。② 恒摩尔溢流。在精馏塔的精馏段内，每一层塔板下降的液体的物质的量相等；提馏段内也是如此，但两段的液体物质的量不一定相

等。③ 从最上层塔板上升的蒸汽进入冷凝器内全部冷凝；成品酒精的浓度与塔顶蒸汽的酒精浓度相同。④ 采用间接蒸汽加热。

以上假设与实际情况基本一致。

2. 精馏段操作线方程

气液平衡曲线是说明理论塔板上气液相平衡关系的，即已知某层塔板上液相酒精浓度，可以从气液平衡曲线中找出与之相平衡的气相酒精浓度。至于上、下两层塔板间的气、液两相的酒精浓度则有赖于操作线来解决。

① 精馏塔的物料衡算：精馏塔的物料衡算见图 2-6-22。

现以每小时成品酒精的产量为基准，对整个精馏塔进行总物料衡算如下：

$$F+G+Q=V+P+P'+W+V'$$

其中： $V=Q=(R+1)P$

于是： $F+G=P+P'+W+V'$

(2-6-17)

- 式中 F ——粗酒精蒸气或液体量，kg/h
 G ——加热蒸汽量，kg/h
 V ——塔顶上升的酒精蒸气量，kg/h
 Q ——回流入塔的冷凝酒精量，kg/h
 V' ——酒精蒸气渗漏损失量，kg/h
 P ——成品酒精量，kg/h
 P' ——提取杂醇油带走的酒精损失量，kg/h
 W ——废液量，kg/h
 R ——回流比

② 精馏塔热量衡算：

对精馏塔的热量衡算有：

$$FI_t+GI_s+QI_g=(V+V')I_v+PI_p+P'I'_p+WI_w+q'$$

(2-6-18)

- 式中 $I_t, I_s, I_g, I_v, I_p, I'_p, I_w$ ——分别为相应物料的热焐，kJ/kg
 q' ——热损失，kJ/h

其他符号同前。

精馏段操作线是基于该段物料衡算得出的：

$$y_{n+1}=\frac{R}{R+1}x_n+\frac{1}{R+1}x_p$$

(2-6-19)

- 式中 y_{n+1} ——第 $n+1$ 层上升的蒸汽中酒精的摩尔浓度
 x_n ——第 n 层下降的回流液中酒精的摩尔浓度
 x_p ——成品酒精的摩尔浓度
 R ——回流比

式 (2-6-19) 就是精馏段操作线方程。它表示在一定操作条件下，精馏段内自任何一层塔板 (第 n 板) 下流的液体酒精摩尔浓度与之相邻的下一层塔板 (即 $n+1$ 层板) 上升

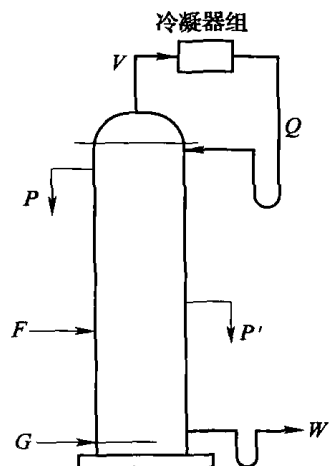


图 2-6-22 精馏塔物料进出图

蒸汽的酒精摩尔浓度之间的关系。在精馏操作中, R 和 x_p 的值均为定值, 故将精馏段操作线标绘在 $y-x$ 图上为一条直线, 其斜率为 $\frac{R}{R+1}$ 。在 y 轴上的截距是 $\frac{x_p}{R+1}$ 。当 $x_n = x_p$ 时, $y_{n+1} = x_p$, 所以该操作线与 $y-x$ 图的对角线相交于一点 $a (x_p, y=x_p)$ 。

3. 提馏段操作线方程

提馏段操作线方程可对提馏段作物料衡算得出:

$$y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W}x_m - \frac{W}{L'-W}x_w \quad (2-6-20)$$

式中 y_{m+1} ——第 $m+1$ 层塔板上升的蒸汽中酒精的摩尔浓度

x_m ——第 m 层塔板下降的液体中酒精的摩尔浓度

L' ——提馏段中每块塔板下降的液体流量, kmol/h

W ——废液的排出量, kmol/h

x_w ——废液中酒精的摩尔浓度

式 (2-6-20) 即为提馏段操作线方程。它表示在一定操作条件下, 提馏段内自任何一块塔板 (第 m 块) 上下降的液体酒精的摩尔浓度与自相邻的下一块塔板 (第 $m+1$ 块) 上升的蒸汽中的酒精摩尔浓度之间的关系。在精馏操作中, L' 、 W 和 x_w 均为定值, 故将提馏段操作线标绘在 $y-x$ 图上亦为一条直线。

当 $x_m = x_w$ 时, 则 $y_{m+1} = x_w$, 该操作线与 $y-x$ 图上的对角线相交于一点 $c (x_w, y=x_w)$, 直线的斜率为 $\frac{L'}{L'-W}$, 在 y 轴上的截距为 $\frac{W}{L'-W}x_w$ 。

通常, L' 的数值不像 L (精馏段的溢流量) 那样易于得到, 对于同一数量的 L , L' 还因不同的进料情况而有不同的数值, 即与塔的进料情况有关。因此, 需对进料情况做分析, 进而确定 L' 的数值, 再按提馏段操作线方程在 $y-x$ 图上作出提馏段操作线。

4. 进料状态对操作线的影响

提馏段的溢流量 L' 随进料情况 (进料情况有冷液、沸液、气液混合体、饱和蒸汽、过热蒸汽 5 种) 而变, 进料情况不同, 其热焓量也不一样, 于是, 进料层板上增添的液流量也不同, 令:

$$q = \frac{\text{每摩尔进料变成饱和蒸汽所需的热量}}{\text{进料的平均摩尔汽化潜热}} \quad (2-6-21)$$

$$q = \frac{I - I_F}{r_F}$$

式中 I ——每摩尔饱和蒸汽的热焓, J/mol

I_F ——每摩尔进料的焓, J/mol

r_F ——进料的摩尔汽化潜热, J/mol

不同进料状况下的 q 值范围见表 2-6-3。

表 2-6-3 不同进料状况下的 q 值范围

进料状况	冷液进料	沸点进料	气液混合体	饱和蒸汽	过热蒸汽
q 值	>1	$=1$	$0 \sim 1$	0	<0

q 值表示各种进料状态下进料的液化分率。当进料总量为 F (摩尔), 则加入进料板的液体量为 qF 。所以, 提馏段的液体溢流量为:

$$L' = L + qF \quad (2-6-22)$$

将式 (2-6-22) 代入式 (2-6-20) 中, 得提馏段操作线方程:

$$y_{m+1} = \frac{L+qF}{L+qF-W}x_m - \frac{W}{L+qF-W}x_w \quad (2-6-23)$$

精馏段与提馏段两操作线既是直线, 斜率又不等, 它们必交于一点, 则 $x_n = x_m = x$, $y_{n+1} = y_{m+1} = y_0$, 由式 (2-6-19) 和式 (2-6-23) 解联立方程:

$$y = \frac{R}{R+1}x - \frac{1}{R+1}x$$

$$y = \frac{L+qF}{L+qF-W}x - \frac{W}{L+qF-W}x_w$$

因为

$$R = \frac{L}{P}$$

$$F = P + W$$

$$F x_F = P x_P + W x_w$$

代入联立方程组解得:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (2-6-24)$$

这也是一条直线方程, 它是两操作线交点的轨迹, 称 q 线。其在 $y-x$ 图上的位置仅由 q 及 x_F 来决定。该直线的斜率为 $\frac{q}{q-1}$, 直线通过一点 e ($x = x_F, y = y_F$)。因不同的进料状况有不同的 q 值, 就必有不同斜率的 q 线。

q 线与精馏段操作线的交点 d , 也是提馏段与精馏段操作线的交点。

5. 用图解法确定理论塔板数

用图解法确定理论塔板数的步骤如下:

(1) 利用酒精气-液在一定压力下相互平衡的组成参数在坐标纸上绘制平衡曲线, 并作对角线 (即 $y=x$), 成为气-液平衡图 ($y-x$ 图)。见图 2-6-23。

(2) 在 $y-x$ 图上作精馏段操作线, 由前公式

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_p$$

当 $x_n = x_p$ 时, $y_{n+1} = x_p$, 于是在 $y-x$ 图的对角线上得点 a ($x_p, y = x_p$), 由截距在 y 轴上得点 b 或由斜率在 $y-x$ 图上作出精馏段操作线 ab 。

(3) 在 $y-x$ 图上作出 q 线。按进料状况计算 q 值及 q 线的斜率, 因 q 线方程是:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$

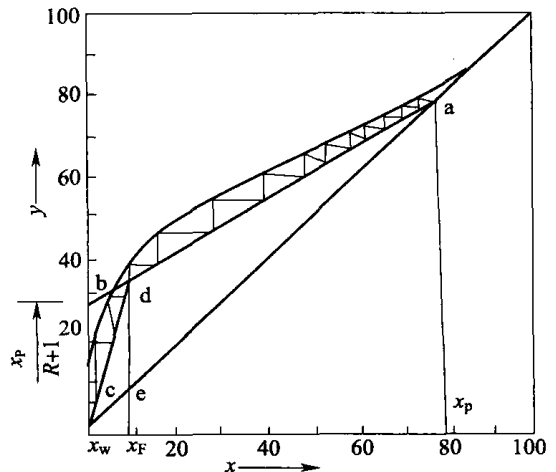


图 2-6-23 图解法确定理论塔板数

当 $x=x_F$ 时, $y=y_F$, 在 $y-x$ 图上的对角线上得点 $e(x_F, y=x_F)$ 。由 q 线的斜率 (或截距) 可作出 q 线 ed 。

(4) 在 $y-x$ 图上作提馏段操作线。 q 线 ed 与精馏段操作线 ab 相交于 d 点, 此点即为两操作线的交点。

根据提馏段操作线

$$y_{m+1} = \frac{L+qF}{L+qF-W}x_m - \frac{W}{L+qF-W}x_w$$

当 $x_m=x_w$ 时, $y=x_w$, 则在 $y-x$ 图的对角线上得点 $c(x_w, y=x_w)$, 连接 dc 即为提馏段操作线。

(5) 画梯级图。从 d 点 (进料层板) 开始, 分别在两段操作线与平衡曲线之间绘出直角梯级, 直至梯级跨过 c 点 (废水浓度) 和 a 点 (成品浓度) 为止。所得的梯级数目即代表所需的理论塔板数。精馏段和提馏段操作线交点 d 所在的梯级即为理论进料层板。

(6) 两端所绘的梯级太小, 模糊不清时, 应将不清楚部分放大 10~20 倍。

理论进料层板以上的梯级数为精馏塔精馏段的理论塔板数; 理论进料层板以下的梯级数为精馏塔脱水段 (提馏段) 的理论塔板数。

6. 实际板数

同粗馏塔一样, 实际板数与所选用的塔板类型、塔板效率有关。参阅粗馏塔实际板数的计算。

7. 影响塔板效率的因素

(1) 塔板间距: 当蒸汽速度一定时, 塔板间距太小, 易产生雾沫夹带现象, 使塔板效率降低。塔板间距较大时, 可适当提高上升蒸汽的速度, 但又会使整个塔体增加高度。表 2-6-4 所示为我国几类塔板间距的经验值, 可供参考。

表 2-6-4

塔板间距的经验值

单位: mm

板距 \ 用途 \ 塔板	粗馏塔	排醛塔	精馏塔
泡罩塔	300~380	170~250	180~300
浮阀塔		280~300	280~330
斜孔塔		280~300	280~350
导向筛板塔		300~320	300~320
S (SD) 塔	320~400	300~320	300~350

(2) 板上液层深度: 当塔板上的液层太薄时, 气液接触时间短或者气体与液体根本没接触就离去, 产生跑气现象而使塔板效率降低。而液层太厚, 阻力太大, 此时当蒸汽速度不够大时, 液体便有可能从升气孔渗漏流下, 使塔板效率降低。板上液层厚度是由溢流堰来控制的, 一般是一不变的数值。

(3) 水力梯度 (板上液面落差) 的影响:

$$\text{水力梯度} = \frac{\text{塔板两边液层的高度差 } (\Delta)}{\text{塔的直径 } (D)}$$

当水力梯度较大时,即塔板上靠近受液区侧与靠近溢流区侧的液面高度相差较大时,气体分布不均匀,汽液间的接触不好,使得塔板效率降低。一般要求塔板两边液层高度差保持在6~13mm,不能大于20mm。

(4) 塔板安装不水平、塔板凹凸不平或者是升气孔分布不均,也会使塔板效率降低。

(5) 塔板上溢流装置的形式也影响塔板效率。当液流量在 $110\text{m}^3/\text{h}$ 以下时,不论塔径大小均采用单液型直径流。当液流量在 $110\text{m}^3/\text{h}$ 以上且塔径在2m以上时,多采用双流型半径流。降液管形式主要有圆形和弓形,见图2-6-24。

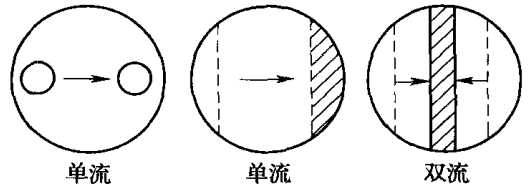


图 2-6-24 塔板上液流流型

(6) 被精馏的液体为易起泡沫物料,会使塔板效率降低。

(7) 如能使板上液体不断更新,气液接触充分,可使塔板效率提高。

(8) 回流比对精馏塔理论板数的影响。

回流比对精馏塔操作来说是非常重要的。回流比的大小直接影响到产品产量和质量。当回流比增大时,操作线偏离平衡线而接近对角线,则在平衡线与操作线之间所做的直角梯级的跨度增大,所需的理论板数减少;反之,所需的理论塔板数就将增多。

若塔顶蒸汽全部冷凝回至塔内,称为全回流。全回流时,成品量 P 为零,回流比 $R=\infty$ 。则精馏段操作线的斜率为1,即操作线与对角线重合。此时在平衡线与操作线间所绘得的直角梯级跨度最大,达到一定分离要求时所需的理论塔板数最少。全回流是回流比的最大极限。由于全回流时,产品为零,正常生产时无实际意义。但往往在开启塔时,首先从全回流开始,逐步过渡到正常回流,操作逐渐达到稳定。

若回流比小至某一定值,则操作线与平衡曲线相交于 g_2 点(图2-6-25)。此时操作线有部分已超出平衡曲线,显然精馏操作是不可能的。只有当操作线与平衡曲线相切时,在理论上认为精馏操作可行,但需无限多块理论塔板。此时的回流比称为最小回流比。

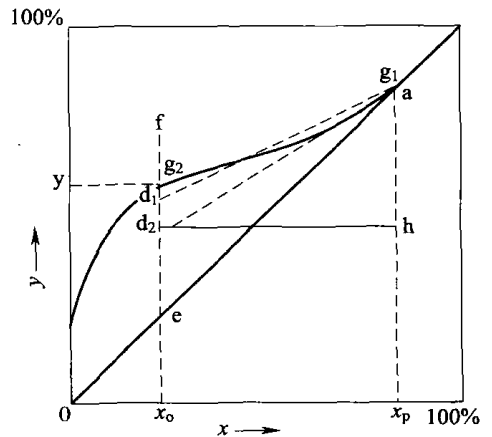


图 2-6-25 最小回流比的确定

实际回流比应在全回流与最小回流比之间。最优回流比的确定有三个方面的要求。一是按上述蒸馏理论;二是根据生产操作费用最小;三是使设备费用最小来确定。回流比小,则要求的塔板层数就多,当然设备投资就大。回流比逐渐加大,塔板层数则相应减少,设备费用则逐渐降低。但回流比继续加大,塔板数虽然减少了,但塔内上升的蒸汽量(产量维持不变时)势必随回流比的增大而增大,于是与产量相关的塔直径则需增大,且辅助设备(冷凝器等)也要增大。所以回流比增至某一值后,设备费用反而增多;操作维持费随回流比的增大而增多。故适宜的回流比应取投资费用和操作费用之和的最低值。国内酒精厂多采用 $R_{\text{适宜}} = (1.5 \sim 2) R_{\text{min}}$,即 $R = (3 \sim 3.5) P$ 。

最小回流比 R_{\min} 的计算公式为:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_0}{y_0 - x_0} \quad (2-6-25)$$

式中 x_p ——成品酒精浓度, mol/L

x_0 ——进料层液相中的酒精浓度, mol/L

y_0 ——与进料层液相相平衡的气相酒精浓度 mol/L

8. 塔径的确定

塔径的估算同粗馏塔, 见式 (2-6-14)。

(1) 精馏塔上升蒸汽量 V_s 的计算 因进料状态的影响, 提馏段与精馏段的上升蒸汽量一般不相等。当沸腾液体进料时, 两段上升蒸汽量相等, 而对于其他状况下进料时, 则不相等。但为了计算及塔器制造时的方便, 也常取两段的上升蒸汽量相等, 使得塔径一致。

精馏塔上升蒸汽量常以塔顶状态计算, 可采用下列公式:

$$V_s = 22.4 \times V_1 \frac{T}{273} \cdot \frac{1.013}{p} \quad (2-6-26)$$

式中 V_1 ——塔顶上升蒸汽量, kmol/s

T ——塔顶温度, K

p ——塔顶压力, Pa

塔的上升蒸汽量也可按下式计算:

$$V_s = \frac{(R+1)(P+P_{\text{醛酒}})}{\rho} \quad (2-6-27)$$

式中 R ——回流比

P ——成品量, kg/s

$P_{\text{醛酒}}$ ——醛酒提取量, kg/s

ρ ——塔顶温度、压力下的酒精蒸气的密度, kg/m³

(2) 塔内蒸汽速度 v 的确定 塔内蒸汽速度常受三方面的控制: ① 最大的允许速度必须小于能引起“液泛”的气速; ② 蒸汽速度的增大不致引起雾沫夹带超过 10%; ③ 保证气液有足够的接触时间。塔内上升的蒸汽速度与塔板间距、塔板结构、操作条件、被蒸馏物的物理化学性质以及分离程度等因素有关。

浮阀塔板上升蒸汽速度 v 的计算可按式 (2-6-28) 进行:

$$v_{\text{最大}} = c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (2-6-28)$$

式中 ρ_L 、 ρ_V ——分别为液体、气体的密度, kg/m³

c ——负荷系数, 与板间距、液层深度及密度有关。通过实验已找出其关系, 如图 2-6-26 所示

图中曲线表示分离空间 $(H-h_L)$ 的系数 c 的数值, 它反映了气液负荷关系以及雾沫夹带有关的 $(H-h_L)$ 值的影响。图中 L 是溢流量 (m³/s), H 为塔板间距 (m), h_L 为塔板上液层深度 (m), h_L 是以表面张力为 20×10^{-5} N/cm 的料液测出绘制的。当所处理物料表面张力为其他数值时, c 值应按式 (2-6-29) 进行校核:

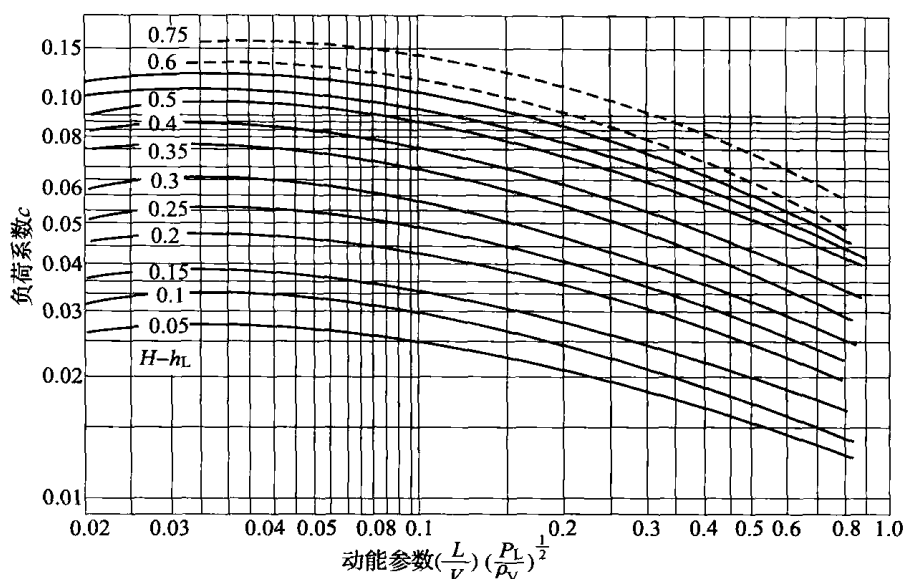


图 2-6-26 不同分离空间下动能参数与负荷系数之间关系

H —塔板间距 (m) h_L —塔板上液层深度 (m) L —液相负荷 (m^3/s) V —气相负荷 (m^3/s)

$$\frac{c_{20}}{c_{\delta}} = \left(\frac{20 \times 10^{-5}}{\delta} \right)^{0.2} \quad (2-6-29)$$

式中: c_{20} ——表面张力为 $20 \times 10^{-5} \text{N/cm}$ 的料液的 c 值

c_{δ} ——料液的表面张力为 δ 的 c 值

δ ——某料液的表面张力, N/cm

适宜的空塔速度 v 一般为最大允许气速的 $0.75 \sim 0.85$ 倍。

斜孔塔和筛板塔的上升蒸汽速度可按上式计算。根据我国各厂经验, 酒精精馏塔适宜的上升蒸汽速度为:

筛板塔: $v = 0.3 \sim 0.5 \text{ (m/s)}$

浮阀塔: $v = 0.8 \sim 1.2 \text{ (m/s)}$

斜孔塔: $v = 1.1 \sim 1.4 \text{ (m/s)}$

S (SD) 塔: $v = 1.0 \sim 1.3 \text{ (m/s)}$

(3) 塔径 D

$$D = \sqrt{\frac{4v_s}{\pi v}} \quad (2-6-30)$$

符号意义同前。

我国某塔器生产厂家塔径见表 2-6-5。

表 2-6-5 我国某塔器生产厂家产量与塔径关系表

年产量/t (折合 95% 酒精)	塔径 D/mm								
	粗馏塔				精馏塔			排醛塔	
	泡罩	S 形	导向筛板	浮阀波纹筛板	斜孔	浮阀	导向筛板	斜孔	浮阀
1000	600	500			400	450		400	450
3000	880	800		630	600	700		600	700

续表

年产量/t (折合 95% 酒精)	塔径 D/mm								
	粗馏塔				精馏塔			排醛塔	
	泡罩	S形	导向筛板	浮阀波纹筛板	斜孔	浮阀	导向筛板	斜孔	浮阀
5000	1000	1000	800		800	800		800	1000
10000	1500	1200	1200		1000	1300	精馏段 660 提馏段 1200	1000	1300
15000		1400			1300			1300	
20000	1800				1600	1600		1600	1600

9. 塔板布置

(1) 浮阀塔板

① 浮阀塔板的 4 个区域, 见图 2-6-27。

a 鼓泡区: 气液两相接触的有效区域, 即浮阀布置区。

b 溢流区: 装置溢流堰及上下降液管的区域。

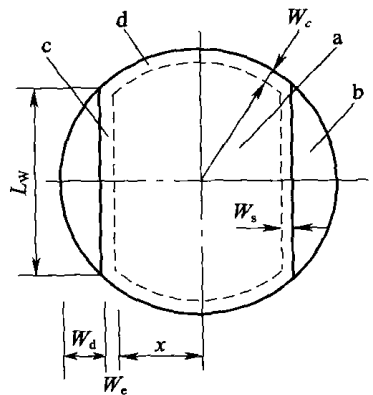
c 安定区: 溢流堰与鼓泡区之间的区域, 也称泡沫分离区。其宽度 W_c 大致按塔径 D 的大小来选取: $D > 1.5\text{m}$ 时, $W_c = 80 \sim 100\text{mm}$, $D < 1.5\text{m}$ 时, $W_c = 60 \sim 75\text{mm}$, $D < 1.0\text{m}$ 时, 可适当减小, 最小可达 $25 \sim 30\text{mm}$ 。d 无效区: 即最外一层浮阀与塔壁间的区域, 也称边缘区。小塔一般为 $40 \sim 50\text{mm}$, 大塔一般可达 $50 \sim 75\text{mm}$ 。

图 2-6-27 浮阀塔板的布置

② 浮阀数目 N : 塔板上浮阀的数目由塔板的开孔率 φ 来决定 (浮阀为标准浮阀)。一般开孔率取塔板面积的 $8\% \sim 15\%$ 。

$$N = \frac{A_0}{\frac{\pi}{4} D_0^2} = \frac{4A_T \varphi}{\pi D_0^2} \quad (2-6-31)$$

式中 A_0 ——阀孔总面积, m^2 D_0 ——阀孔直径, m ; F-1 型浮阀 $D_0 = 0.039\text{m}$ A_T ——塔板截面积, m^2

开孔率对处理能力有很大影响。在相同塔径下, 开孔率不同, 气速也不同, 传质效率就不同。对同一处理量而言, 开孔率增大, 则塔径减小。因此, 开孔率是塔板设计中一个非常重要的参数。在确定开孔率时, 须先确定阀孔速度。然后根据下式计算:

$$\varphi = \frac{v}{v_0} \times 100\%$$

式中 v ——适宜的空塔速度, m/s v_0 ——阀孔速度。对于常压操作 $v_0 = (v_0)_{kp}$ $(v_0)_{kp}$ ——阀孔临界速度, 即浮阀刚刚全开时的阀孔气速。34g F-1 型浮阀的阀孔临界

$$\text{速度为 } (v_0)_{kp} = \left(\frac{72}{\rho_v}\right)^{0.548} \quad (\text{m/s})$$

或采用浮阀刚刚全开时的动能因素 F_0 来计算 v_0 :

$$v_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho_v}} \quad (\text{m/s}) \quad (2-6-32)$$

浮阀刚刚全开时的动能因素 $F_0 = 8 \sim 12$, 式中 ρ_v 为气相密度, kg/m^3 。

在常压和加压操作时, 取 $v_0 = (v_0)_{kp}$; 在减压蒸馏时, 取 $v_0 = (0.8 \sim 0.85) (v_0)_{kp}$ 。根据 v_0 及塔内上升蒸汽量的体积流量 V_0 , 每层塔板上的阀孔数 N 可由下式求得:

$$N = \frac{V_0}{\frac{\pi}{4} v_0 D_0^2} \quad (2-6-33)$$

③ 降液管和溢流区: 一般弓形降液管, 单液流型塔板堰长 L_w 取塔径 D 的 $0.6 \sim 0.8$ 倍; 对于双液流型, 取塔径 D 的 $0.5 \sim 0.7$ 倍。堰高按塔板上液层保持一定深度考虑。弓形溢流堰结构参数如图 2-6-28 所示。

$$h_w = h_L - h_{ow} \quad (2-6-34)$$

式中 h_w ——堰高, m

h_L ——塔板上液层深度, m; 一般取 115mm 左右

h_{ow} ——堰上液层高度, m; 与液体流量和堰长有关

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} E \left(\frac{L}{L_w} \right)^{2/3} \quad (2-6-35)$$

式中 E ——液体收缩系数, 一般取 $E=1$

L ——溢流量, m^3/h

L_w ——堰长, m

弓形降液管的弦长与堰长 L_w 相等, 降液管下端管口距塔板的距离 h_0 不能超过溢流堰高 h_w , 但也不能太小, 以防止堵塞及液流受阻。

弓形溢流堰截面积 A_t 和溢流堰的宽度 W_d 一般按照图 2-6-29 进行计算。图中 D 为塔的直径 (m), A_T 为塔板截面积 (m^2), L_w 为堰长 (m)。图的横轴为 L_w/D ; 图的纵轴为 A_t/A_T 和 W_d/D 的关系。使用方法是: 先计算出 L_w/D 的比值, 在图的横轴上确定代表此值的点。经该点做垂直线与图中两曲线分别相交, 在纵轴上则可分别得到 W_d/D 和 A_t/A_T 的值。因 D 和 A_T 皆为已知, 故可从两比值分别求得弓形溢流堰的宽度 W_d 和溢流堰截面积 A_t 。

溢流堰中液体的停留时间常用溢流堰的体积 ($A_t \times H$) 与溢流量 L 的比值来计算。即:

$$\tau = \frac{A_t H}{L} \quad (2-6-36)$$

式中 τ ——停留时间 (s), 一般为 $3 \sim 5\text{s}$

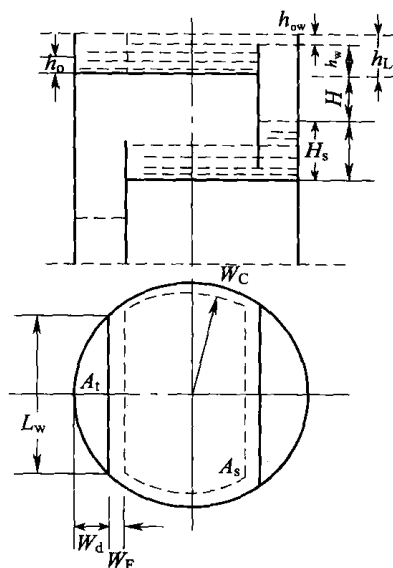


图 2-6-28 弓形溢流堰结构参数

A_s —塔板有效操作面积 (m^2)

A_t —溢流截面积 (m^2) L_w —溢流堰长度 (m)

W_d —溢流堰的宽度 (m)

W_F —最外一排浮阀中心与堰的距离 (m)

W_C —最外一排浮阀中心与塔壁的距离 (m)

h_w —堰在塔板上的高度 (出口堰高) (mm)

h_{ow} —堰上液层高度 (mm) h_0 —堰底与塔板距离 (mm)

H —塔板距离 (m) h_L —液层高度 (m) H_s —堰中液层高度 (m)

A_f ——溢流堰的截面积, m^2

H ——塔板间距, m

L ——溢流量, m^3/s 。

溢流堰下口距下层塔板的距离 h_0 为:

$$h_0 = \frac{L}{L_w v_w} = 0.02 \sim 0.04 \text{ (m)} \quad (2-6-37)$$

式中 v_w ——液体在堰底出口流速, 一般为 $0.1 \sim 0.5 m/s$

其他符号同前。

弓形溢流管的宽度和面积也有人主张用下列公式计算:

$$\text{降液管的宽度: } W_d = \frac{1}{2} (D - \sqrt{D^2 - L_w^2}) \text{ (m)}$$

$$\text{降液管的面积: } A_f = \frac{1}{2} \left[\frac{D^2}{4} \theta - L_w \left(\frac{D}{2} - W_d \right) \right] \text{ (m}^2\text{)}$$

其中 θ 以弧度表示: $\theta = 4 \text{tg}^{-1} \frac{2W_d}{L_w}$

塔板的有效面积 A_a :

$$A_a = 2 (x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r}) \quad (2-6-38)$$

其中: $x = \frac{D}{2} - (W_d + W_f)$

$$r = \frac{D}{2} - W_c$$

符号同前。

④ 浮阀的排列: 浮阀排列以等边或等腰三角形排列为宜。三角形排列中又有顺排和错排两种, 见图 2-6-30。

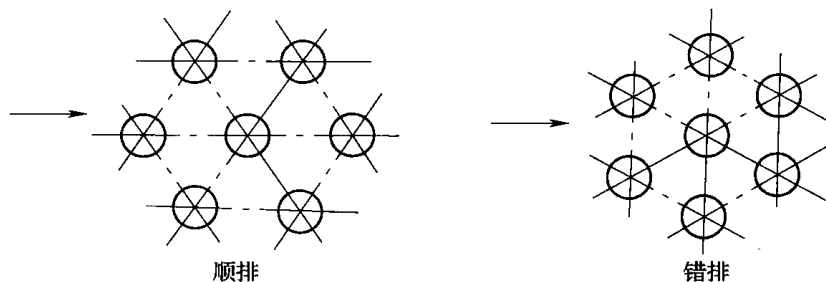


图 2-6-30 浮阀排列方式

浮阀按正三角形或等腰三角形排列时, 三角形的高一般为 $75mm$ 。可根据情况适当调整, 中心距为 $75, 80, 90, 100, 110, 125mm$ 。按正三角形排列时, 浮阀的中心距 t 为:

$$t = D_0 \sqrt{\frac{0.907}{A_0/A_a}} \quad (2-6-39)$$

式中 A_0 ——阀孔总面积, m^2

D_0 ——阀孔直径, m

A_a ——塔板的有效面积, m^2

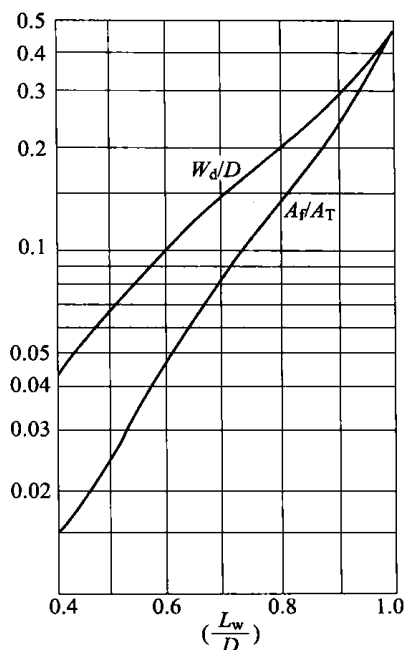


图 2-6-29 弓形溢流堰的宽度与截面积的计算图

浮阀按等腰三角形排列时, 其中心距 t 为

$$t = \frac{A_0/N_0}{t'}$$

式中 t' ——等腰三角形的高, 一般可取 75mm

其他符号同前。

(2) 斜孔塔板

① 开孔率及斜孔数: 斜孔塔的开孔率一般在 9.5%~14.5%。斜孔规格有 20mm×8mm 和 20mm×15mm 两种。

斜孔数 N :

$$N = \frac{A_0}{f_0} = \frac{\varphi A_T}{f_0} \quad (2-6-40)$$

式中 A_0 ——开孔面积, m^2

f_0 ——每个斜孔的截面积, m^2

φ ——开孔率

A_T ——塔板截面积, m^2

② 斜孔的气速:

$$v_0 = \frac{V}{Nf_0} \quad (m/s) \quad (2-6-41)$$

式中 V ——塔内蒸汽上升量, m^3/s

其他符号同前。

蒸汽通过斜孔的速度常采用 9~12m/s, 其动能因素 $F_0 = 10 \sim 15$ 较合适。

$$F_0 = v_0 \sqrt{\rho_v} \quad (2-6-42)$$

式中 ρ_v ——上升蒸汽的平均密度, kg/m^3

③ 斜孔的排列: 按相邻两行反向排列。

④ 溢流装置。常采用单溢流, 弓形溢流堰式。其计算方式与浮阀塔相同。

10. 塔板上的流体力学计算

对于任何塔板, 有了适宜的结构并不能说明传质效率就高。影响传质效率的因素很多, 主要有淹塔、泄漏、塔板压降和雾沫夹带等。

(1) 塔板压降 塔板压力降是由于蒸汽通过板孔和板上液层所遇到的阻力以及气流方向改变所引起的动能消耗。

塔板的压力降 Δp 可简单地视为气流通过干板的压力降 Δp_0 和通过板上液层的压力降 Δp_L 之和。即: $\Delta p = \Delta p_0 + \Delta p_L$

① 干板压降 Δp_0 (mmH_2O): 干板压降是气流通过塔板板孔的压力降。可用下式计算:

$$\Delta p_0 = \xi \frac{v_0^2}{2g} \rho_v \quad (2-6-43)$$

式中 ξ ——阻力系数, 一般筛板 (孔径 $D = 8 \sim 15mm$), $\xi = 1.6 \sim 1.8$; 浮阀全开 $\xi = 5.37$; 斜孔 $\xi = 2.0$

v_0 ——阀孔速度, m/s

ρ_v ——气相密度, kg/m^3

g ——重力加速度, 9.81m/s^2

浮阀在未全开前, 干板压降主要是阀重、阀孔径、浮阀类型和阀孔速度的函数。F-1 型浮阀重 34g , 其干板压降 Δp_0 (Pa) 的经验公式为:

阀全开前:

$$\Delta p_0 = 0.7 \frac{G}{f} v_0^{0.175} \times 9.8 = 19.9 v_0^{0.175} \quad (2-6-44)$$

式中 G ——阀的质量, kg

f ——阀孔面积, m^2

② 气体穿过液层的压力降 Δp_L (Pa): 塔板上液层阻力所引起的压力降基本上是由塔板上液层高度所决定。目前普遍采用下列经验式来计算:

$$\Delta p_L = 0.5 h_L \rho_L \times 9.8 \quad (2-6-45)$$

式中 h_L ——塔板上液层高度, m

ρ_L ——液相密度, kg/m^3

0.5——充气系数

根据实践, 塔板的压力降与气流速度、液层高度、液流强度及两相的物化性质有关。在总的压力降中, 干板压力降 Δp_0 所占的百分比比较大。所以, 减小塔板压降的主要途径是减小干板压降, 即降低阀孔 (或筛孔) 的气速。

(2) 塔板的泄漏 塔板的泄漏多在低气速时发生。一般情况下, 塔板上泄漏量随孔速的增大而减少, 随孔径的减小而减少, 随塔板上静液层高度的降低而减少。为了稳定操作和保持塔板效率起见, 应在泄漏点以上操作, 所谓泄漏点即当阀孔气速低于某值时, 液体开始大量泄漏。人们常以相对泄漏液量等于 10% 时的气速作为泄漏点。泄漏量主要与通过孔中的气体动能有关。所以人们用孔的动能因素表示泄漏点, 并把它作为操作下限。根据公式 $F_0 = v_0 \sqrt{\rho_v}$, 由实验得到几种塔板的泄漏点的动能因素为:

筛孔塔板: $F_0 = 8 \sim 10$

浮阀塔板: $F_0 = 5$

斜孔塔板: $F_0 = 8$

以上所述指均匀泄漏。至于由于安装不当而形成的局部泄漏影响更加严重, 应该注意防止。

(3) 雾沫夹带 雾沫夹带系指塔板上气流夹带雾沫液滴上升。若雾沫夹带量大, 就会使塔内馏分浓度梯度降低, 影响塔板效率。同时使非挥发性杂质也带到塔顶成品中去。酒精精馏塔允许的最大雾沫夹带量一般限制在 10% 以内。影响雾沫夹带的主要因素是气体空塔速度和塔板间距。一般用气体空塔速度与液泛时气体空塔速度的比值百分数 (称为泛点%) 作为间接衡量雾沫夹带大小的指标。泛点%可由下列经验公式计算:

$$\text{泛点}\% = \frac{100V \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} + 136LZ}{A_s c_F} \quad (2-6-46)$$

泛点% < 80%

式中 V ——塔内气体流量, m^3/s

L ——塔内液相流量, m^3/s

ρ_v ——气相密度, kg/m^3

ρ_L ——液相密度, kg/m^3

Z ——塔板上液流途径长度, m ;

$$Z = D - 2W_a \quad (D \text{ 为塔径, } \text{m}; W_a \text{ 为弓形溢流管的宽度, } \text{m})$$

A_a ——塔板的有效面积, m^2 ;

$$A_a = A_T - 2A_f \quad (A_T \text{ 为塔板面积, } \text{m}^2; A_f \text{ 为弓形降液管的面积, } \text{m}^2)$$

c_F ——气相负荷系数, $c_F = x \cdot c_{FO}$, x 为系统因数, c_{FO} 为泛点气相负荷系数。当板距为 380mm, 95 度酒精时 $c_{FO} = 0.087$, $x = 1$, 故 $c_F = 0.087$

雾沫夹带量 e 也可用下列经验公式计算:

$$e = \frac{A (0.052h_L - 1.72)}{H^{\beta} \varphi_1^2} \left(\frac{v}{\varepsilon m} \right)^{3.7} \quad (\text{kg 液}/\text{kg 气}) \quad (2-6-47)$$

式中
$$m = 5.63 \times 10^{-5} \left(\frac{\delta}{\rho_V} \right)^{0.295} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\mu_V} \right)^{0.425}$$

当 $H < 400\text{mm}$ 时, $A = 9.48 \times 10^7$, $\beta = 4.36$;

$H \geq 400\text{mm}$ 时, $A = 0.59$, $\beta = 0.95$ 。

h_L ——塔板上液层高度, mm

H ——塔板间距, mm

v ——适宜的空塔速度, m/s

ε ——塔板的有效操作面积与塔板截面积之比, m^2/m^2

δ ——液体的表面张力, N/cm

ρ_V, ρ_L ——气、液相密度, kg/m^3

μ_V ——气体黏度, $\text{kg} \cdot \text{s}/\text{m}^2$

φ_1 ——浮阀塔板 $\varphi_1 = 0.6 \sim 0.8$; 气速大时取高值, 气速小时取低值

雾沫夹带量 e 不应大于 10%。

(4) 淹塔 塔板上液体经降液管降至下一层塔板上。由于各种阻力, 液体在降液管中维持一定高度的液层。如阻力加大, 则管中的液层会上升, 当升到上下两层塔板上的液体串通时, 即成液泛, 发生淹塔现象。因此当降液管内的液层高度超过两塔间距的 50%~60% 时就有可能产生液泛。所以验算降液管内液层的高度是判断淹塔的依据。

液体经降液管下降所需克服的阻力有:

① 塔板压力降 h_p ;

② 液体通过降液管的阻力 h_d ;

③ 塔板上液层产生的阻力 h_e 。

降液管内液层高度 H_d 为上列各阻力之和, 即: $H_d = h_p + h_d + h_e$ (m 液柱)

h_d 与塔板结构有关, 一般无进口堰时:

$$h_d = 0.153 \left(\frac{L}{L_w h_0} \right)^2 \quad (\text{m 液柱}) \quad (2-6-48)$$

式中 L ——液体流量, m^3/s

L_w ——堰长, m

h_0 ——降液管下端距下一层塔板的距离, m

为防止淹塔, 必须使:

$$H_d \leq (0.4 \sim 0.6) (H + h_w) \quad (2-6-49)$$

式中 H ——塔板间距, m

h_w ——堰高, m

11. 塔板操作范围

任何一种塔板的结构都有它较适宜的气液负荷范围。偏离这个范围, 塔的操作难于正常进行。这个范围受流体力学条件的影响。其中主要是雾沫夹带和液泛的问题。塔板的适宜操作范围通常以气液负荷为坐标的操作图来表示, 见图 2-6-31。

(1) 雾沫夹带线 (即气体负荷上限线) 通常以雾沫夹带量为 10% 时的气体流量为上限。由式 (2-6-47) 可求得 v , 得到与横轴平行的线①。若根据泛点率限制为 80%, 则得一斜线①'。

(2) 泄漏线 (即气液负荷下限线) 该线通常由泄漏量所限制。由式 (2-6-40) 得 $F_0 = v_0 \sqrt{\rho_v} = 5$, 求得 v_0 , 得到与横轴平行的线②。

(3) 降液管超负荷线 (即液体负荷上限线) 通常以液体在降液管中停留时间不少于 5s 来限制。由式 (2-6-36), 取 $\tau = 5\text{s}$, 求 L , 得到与纵轴平行的线③。

(4) 液体负荷下限线 通常取堰上溢流高度不小于 6mm 时的液体流量为下限。由式 (2-6-35), 取 $h_{ow} = 0.006\text{m}$, 求 L , 得到与纵轴平行的线④。

(5) 淹塔线 (即气液负荷上限线) 大的气速不仅产生严重的雾沫夹带, 而且还可能出现淹塔现象。液泛线可根据式 (2-6-49) 换算, 而得到曲线⑤。

图中这五条线范围之内的区域, 视为塔板的正常操作范围。这个范围可作为设计和生产上检查及修改原设计和选择适宜的操作条件之用。越出了这个范围, 就会发生泄漏、雾沫夹带、干吹、淹塔等不正常操作状态。

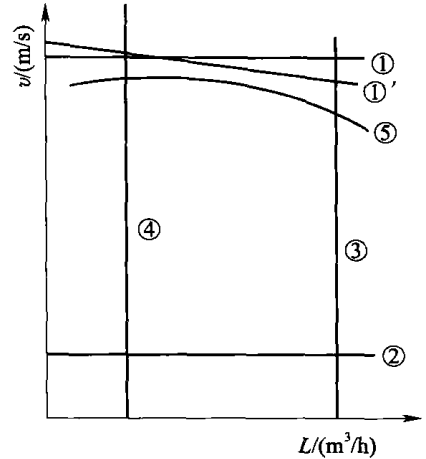


图 2-6-31 塔板操作范围图

思考题

1. 在酒精连续蒸馏方式中, 两塔和三塔式流程主要由哪些塔组成, 它们的组合流程有哪些, 各有什么特点?
2. 在酒精蒸馏中, 粗馏塔塔板类型主要有哪些, 各有什么优点?
3. 在酒精蒸馏中, 精馏塔塔板类型主要有哪些, 各有什么优点?
4. 根据粗馏塔例题 (例 2-6-1) 所得的数据, 设计计算浮阀精馏塔 (采用气相过塔的两塔蒸馏流程)。

第三篇 辅助系统设备和清洁生产

第一章 空气净化除菌与空气调节

绝大多数工业发酵都是利用好气性微生物进行纯种培养，溶解氧是这些微生物生长和代谢必不可少的条件。氧源通常是空气。但空气中含有各种各样的微生物，它们一旦随空气进入培养液，在适宜的条件下，就会迅速大量繁殖，干扰甚至破坏预定发酵的正常进行，造成发酵彻底失败等严重事故。因此，通风发酵需要的空气必须是洁净无菌的空气，并有一定的温度和压力，这就要求对空气进行净化除菌和调节的处理。本章将详细讨论合理的除菌和空气调节方法的选择、流程的决定以及满足生产需要的设备的选用和设计。

第一节 空气净化除菌的方法与原理

一、生物工业生产对空气质量的要求

1. 空气中微生物的分布

空气中的微生物包括一些细菌及其芽孢、酵母、真菌和病毒。这些微生物的大小从几个毫微米到几微米不等。它们在空气中的含量随环境的不同而有很大的差异。一般北方干燥寒冷的空气含菌量较少，而南方潮湿温暖的空气含菌量较多；人口稠密的城市比人口少的农村含菌量多；地平面又比高空的空气含菌量多。虽然各地空气微生物的分布是随机的，但空气中微生物数目的数量级可以认为是 $10^3 \sim 10^4$ 个/ m^3 。

因此，通过对空气中微生物分布情况的研究，选择良好的取风位置（如高空取风等）和提高空气除菌系统的除菌效率，是确保发酵工业正常生产的重要条件。

2. 生物工业生产对空气质量的要求

生物工业生产中，由于所用菌种的生产能力强弱、生长速度的快慢、发酵周期的长短、分泌物的性质、培养基的营养成分和 pH 的差异等，对所用空气的质量有不同的要求，如酵母培养过程，因它的培养基是以糖源为主，能利用无机氮源，有机氮源比较少，适宜的 pH 较低，在这种条件下，一般细菌较难繁殖，同时酵母的繁殖速度较快，在繁殖过程中能抵抗少量的杂菌影响，因而对空气无菌程度的要求不如氨基酸、液体曲、抗生素发酵那么严格。而氨基酸与抗生素发酵因周期长短的不同，对无菌空气的要求也不同。总

的来说,影响因素比较复杂,需要根据具体的工艺情况而决定。

生物工业生产中应用的“无菌空气”,是指通过除菌处理使空气中含菌量降低到零或极低,从而使污染的可能性降至极小。一般按染菌概率为 10^{-3} 来计算,即 1000 次发酵周期所用的无菌空气只允许 1 次染菌。

对不同的生物发酵生产和同一工厂的不同生产区域(环节),应有不同的空气无菌度的要求。我国参考美国、日本等的标准也提出了空气洁净级别,如表 3-1-1 所示。

表 3-1-1 环境空气洁净等级

序号	生产区分类	洁净级别/级 ^①	尘埃		菌落数 ^② /个	工作服
			粒径/mm	粒数/(个/L)		
1	一般生产区					无规定
2	控制区	>100000 级	≥ 0.5	≤ 35000	暂缺	色泽或式样应有规定
		100000 级	≥ 0.5	≤ 3500	平均 ≤ 10	同上
3	洁净区	10000 级	≥ 0.5	≤ 350	平均 ≤ 3	同上
		局部 100 级	≥ 0.5	≤ 3.5	平均 ≤ 1	同上

注:① 洁净级别以动态测定为据。

② 9cm 双碟露置 0.5h。

生物工业生产除对空气的无菌程度有要求外,还根据具体情况而对空气的温度、湿度和压力也有一定的要求。

3. 空气含菌量的测定

空气含菌量的测定一般采用培养法或光学法测定其近似值。培养法在微生物学中已有详细介绍,包括平皿落菌法(沉降-平板法)、撞击法(有缝隙采样器、筛板采样器和针孔采样器)和过滤法。在这里仅详细介绍光学法,以此法为基础的仪器有粒子计数器,原理是利用微粒对光线散射作用来测量粒子的大小和含量。测量时使试样空气以一定速度通过检测区,仪器内的聚光透镜将光源来的光线聚成强烈光束射入测检区,在测检区内,空气试样受到光线强烈照射,空气中的微粒把光线散射出去,由聚光透镜将散射光聚集投入光电倍增管,将光转换成电讯号。粒子的大小与讯号峰值有关;数量与讯号脉冲频率有关。讯号经自动计数器计算出粒子的大小和数量,显示出读数。

这种仪器可以测量空气中含有直径为 $0.3 \sim 5 \mu\text{m}$ 微粒的各种浓度,测量比较准确,但它的粒子数量包含灰尘和细菌等多种微粒,不能测量空气活菌数。

二、空气净化除菌方法及原理

(一) 空气除菌方法

空气除菌就是除去或杀灭空气中的微生物。常用的除菌方法有介质过滤、辐射、化学药品杀菌、加热、静电吸附等。其中辐射杀菌、化学药品杀菌、干热杀菌等都是将有机体蛋白质变性而破坏其活力,从而杀灭空气中的微生物。而介质过滤和静电吸附方法则是利用分离方法将微生物粒子除去。现对以上方法简述如下。

1. 热杀菌

热杀菌是一种有效的、可靠的杀菌办法,例如,细菌孢子虽然耐热能力很强,但悬浮在空气中的细菌孢子在 218℃保温 24s 就被杀死。但是如果采用蒸汽或电来加热大量的空气,以达到杀菌目的,则需要消耗大量的能源和增设许多换热设备,这在工业生产上是很不经济的。

利用空气被压缩时所产生的热量进行加热保温杀菌在生产上有重要的意义。它的实用流程如图 3-1-1 所示。

在实际应用时,对空气压缩机与发酵罐的相对位置,联接压缩机与发酵罐的管道的灭菌及管道长度等问题都必须精心考虑。为确保安全,应安装分过滤器将空气进一步过滤,然后再进入发酵罐。

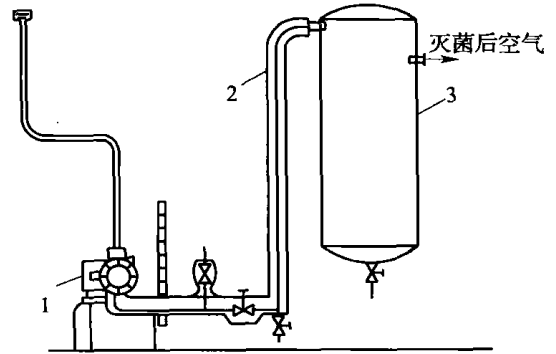


图 3-1-1 空气加热杀菌流程图
1—空压机 2—保温维持管 3—贮罐

2. 辐射杀菌

X 射线、 β 射线、紫外线、超声波、 γ 射线等从理论上都能破坏蛋白质而起杀菌作用。但应用较广泛的还是紫外线,它的波长在 254~265nm 时杀菌效力最强,它的杀菌力与紫外线的强度成正比,与距离的平方成反比。紫外线通常于无菌室和医院手术室等空气对流不大的环境下消毒杀菌。但杀菌效率低,杀菌时间长,一般要结合甲醛熏蒸或苯酚喷雾等来保证无菌室的高度无菌。紫外线辐射杀菌用于发酵工业生产尚值得进一步研究。

3. 静电除菌

有些工厂已采用静电除尘法除去空气中的水雾、油雾、尘埃和微生物等。该法在最佳使用条件下对 $1\mu\text{m}$ 的微粒去除率高达 99%,消耗能量小,每处理 1000m^3 空气每小时只耗电 0.2~0.8kW,空气压力损失小,一般仅为 30~150Pa,设备也不大,但对设备维护和安全技术措施要求较高。常用于洁净工作台、洁净工作室所需无菌空气的预处理,再配合高效过滤器使用。

静电除尘是利用静电引力吸附带电粒子而达到除菌除尘目的。悬浮于空气中的微生物,其菌体大多带有不同的电荷,没有带电荷的微粒在进入高压静电场时都会被电离,从而变成带电微粒,但对于一些直径很小的微粒,它所带的电荷很小,当产生的引力等于或小于气流对微粒的拖带力或微粒布朗扩散运动的动量时,则微粒就不能被吸附而沉降,所以静电除尘对很小的微粒去除效率较低。

静电除菌装置按其对菌体微粒的作用可分成电离区和捕集区,其结构如图 3-1-2 所示。

电离区是一系列等距平行且接地的极板,极板间带有用钨丝或不锈钢丝构成的放电线,称离化线。当放电线接上 10kV 的直流电压时,它与接地极板之间形成电位

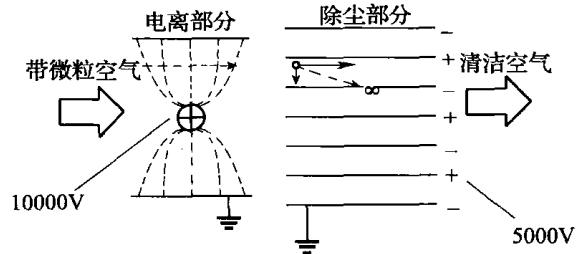


图 3-1-2 静电除菌除尘装置示意图

梯度很强的不均匀电场，空气所带的细菌微粒通过电离区后则被电离而带正电荷。

捕集区是由高压电极板与接地电极板组成，它们交替排列，并平行于气流方向，它们的间隔很窄。在高压电极板上加上 5kV 直流电压，极板间形成一均匀电场，当电离后的气流通过时，带正电荷的微粒受静电场库仑力的作用，产生一个向负极板移动的速度，这个速度与气流的拖带速度合成一个倾向负极板的合速度而向负极板移动，最后吸附在极板上。当捕集的微粒积聚到一定厚度时，极板间的火花放电加剧，极板电压下降，微粒的吸附力减弱甚至随气流飞散，这时除菌效率迅速下降。要保持高的除菌效率，应定期清除微粒，一般电极板上尘厚 1mm 时就应清洗。

用静电除菌进行空气净化，由于极板间距小，电压高，要求极板很平直，安装间距均匀，才能保证电场电势均匀，从而达到好的除菌效果及耗电少的特点。但使用该方法一次性投资费用较大，目前在某些企业实用效果达不到设计要求。国内常见的静电除菌器型式可概略地分为以下几类：按气流方向分为立式和卧式，按沉淀极型式分为板式和管式，按沉淀极板上粉尘的清除方法分为干式和湿式等。

4. 过滤除菌法

过滤除菌是目前生物工业生产中广泛使用的空气除菌方法，它采用定期灭菌的干燥介质来阻截流过的空气中所含的微生物，从而获得无菌空气。常用的过滤介质按孔隙的大小可分成两大类，一类是介质间孔隙大于微生物，故必须有一定厚度的介质滤层才能达到过滤除菌目的，称之为深层介质过滤；而另一类介质的孔隙小于细菌，含细菌等微生物的空气通过介质，微生物就被截留于介质上而实现过滤除菌，称之为绝对过滤。前者有棉花、活性炭、玻璃纤维、有机合成纤维、烧结材料（烧结金属、烧结陶瓷、烧结塑料）和微孔超滤膜等。绝对过滤在生物工业生产上的应用逐渐增多，它可以除去 $0.2\mu\text{m}$ 左右的粒子，故可把细菌等微生物全部过滤除去。目前国内外均有可成功去除直径为 $0.01\mu\text{m}$ 的微粒的高效绝对过滤器。

由于被过滤的空气中微生物的粒子很小，通常只有 $0.5\sim 2\mu\text{m}$ ，而一般过滤介质的材料孔隙直径都比微粒直径大几倍到几十倍，因此过滤除菌机理比较复杂，下面将专门讨论。

(二) 介质过滤除菌机理

空气的过滤除菌原理与通常的过滤原理不一样，一方面是由于空气中气体引力较少，且微粒很小，悬浮于空气中的常见微生物粒子大小在 $0.5\sim 2\mu\text{m}$ ，而深层过滤常用的过滤介质如棉花的纤维直径一般为 $16\sim 20\mu\text{m}$ ，当充填系数为 8% 时，棉花纤维所形成网格的孔隙为 $20\sim 50\mu\text{m}$ 。微粒随气流通过过滤层时，滤层纤维所形成的网格阻碍气流前进，使气流无数次改变运动速度和运动方向而绕过纤维前进，这些改变引起微粒对滤层纤维产生惯性冲击、重力沉降、拦截、布朗扩散、静电吸引等作用而把微粒滞留在纤维表面。

图 3-1-3 所示为一带颗粒的气流流过单纤维截面的假想模型。当气流为层流时，气体中的颗粒随气流作平行运动，靠近纤维时气流方向发生改变，而所夹带的微粒的运动轨迹如虚线所示。接近纤维

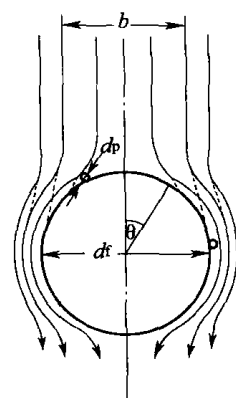


图 3-1-3 单纤维空气流线图

表面的颗粒 (处于气流宽度为 b 中的颗粒) 被纤维捕获, 而位于 b 以外的气流中的颗粒绕过纤维继续前进。因为过滤层是由无数层单纤维组成的, 所以大大增加了捕获的机会。下面将分述过滤除菌的几种除菌机理。

1. 惯性冲击滞留作用机理

惯性冲击滞留作用是空气过滤器除菌的重要作用。现以图 3-1-3 的单纤维空气流程图进行分析。图上是直径为 d_f 的纤维的断面, 当微粒随气流以一定的速度垂直向纤维方向运动时, 空气受阻即改变运动方向, 绕过纤维前进。而微粒由于它的运动惯性较大, 未能及时改变运动方向, 直冲到纤维的表面, 由于摩擦黏附, 微粒就滞留在纤维表面上, 这称为惯性冲击滞留作用。纤维能滞留微粒的宽度区间 b 与纤维直径 d_f 之比, 称为单纤维的惯性冲击捕集效率。

$$\eta_i = b/d_f \quad (3-1-1)$$

纤维滞留微粒的宽度 b 的大小由微粒的运动惯性所决定。微粒的运动惯性越大, 它受气流换向干扰越小, b 值就越大。同时, 实践证明, 捕集效率是微粒惯性力的无因次准数 φ 的函数:

$$\eta_i = f(\varphi) \quad (3-1-2)$$

准数 φ 与纤维的直径、微粒的直径、微粒的运动速度的关系为

$$\varphi = \frac{c\rho_p d_f^2 v_0}{18\mu d_p} \quad (3-1-3)$$

式中 c ——层流滑动修正系数

v_0 ——微粒 (即空气) 的流速, m/s

d_f ——纤维直径, m

d_p ——微粒直径, m

ρ_p ——微粒密度, kg/m³

μ ——空气黏度, Pa·s

从式 (3-1-3) 可知, 空气流速 v_0 是影响捕集效率的重要因素。在一定条件下 (即微生物微粒直径、纤维直径和空气温度等保持一定), 改变气流的流速就是改变微粒的惯性力, 当气流速度下降时, 微粒的运动速度就随着下降, 微粒的动量减小, 惯性力减弱, 微粒脱离主导气流的可能性也减小, 相应纤维滞留微粒的宽度 b 减小, 即捕集效率下降。气流速度下降到微粒的惯性力不足以使微粒脱离主导气流而与纤维产生碰撞, 此时在气流的任一处, 微粒也随气流改变运动方向绕过纤维前进, 即 $b=0$, 惯性力的无因次准数 $\varphi=1/16$, 纤维的碰撞滞留效率等于零。这时的气流速度称为惯性碰撞的临界速度。临界速度随纤维直径和微粒直径而变化。

2. 拦截滞留作用机理

当气流速度下降到临界速度以下时, 微粒就不能因惯性碰撞而滞留于纤维上, 捕集效率显著下降。但实践证明, 随着气流速度的继续下降, 纤维对微粒的捕集效率不再下降, 反而有所回升, 说明有另一种机理在起作用, 这就是拦截滞留作用机理。

当微生物等微粒随低速气流慢慢靠近纤维时, 微粒所在的主导气流流线受纤维所阻而改变流动方向, 绕过纤维前进, 并在纤维的周边形成一层边界滞流区。滞留区的气流速度更慢, 进到滞留区的微粒慢慢靠近和接触纤维而被黏附滞留, 称为拦截滞留作用。拦截滞

留作用对微粒的捕集效率与气流的雷诺准数和微粒与纤维直径比的关系，可由下面的经验公式表示：

$$\eta_e = \frac{1}{2(2.0 - \ln Re)} \left[2(1+R) \ln(1+R) - (1+R) + \frac{1}{1+R} \right] \quad (3-1-4)$$

式中 R ——微粒和纤维的直径比， $R = \frac{d_p}{d_f}$

d_p ——微粒直径，m

d_f ——纤维直径，m

Re ——气流雷诺数，无因次

这个公式虽然未能完全反映各参数变化过程纤维截留微粒的规律，但对气流速度等于或小于临界速度时计算得的单纤维截留效率是比较接近实际的。从式(3-1-4)可以看出，截留作用的捕集效率决定于微粒直径和纤维直径之比，又与空气流速成反比，当气流速度低时截留才起作用。

3. 布朗扩散作用机理

直径很小的微粒在流速很小的气流中能产生一种不规则的直线运动，称为布朗扩散。布朗扩散的运动距离很短。布朗扩散除菌作用在较大的气速或较大的纤维间隙中是不起作用的；但在很小的气流速度和较小的纤维间隙中，布朗扩散作用大大增加了微粒与纤维的接触滞留机会。

布朗扩散作用与微粒和纤维直径有关，并与流速成反比，在气流速度小时，它是介质过滤除菌的重要作用之一。

4. 重力沉降作用机理

微粒虽小，但仍具有质量。重力沉降是一个稳定的分离作用，当微粒所受的重力大于气流对它的拖带力时，微粒就沉降。就单一的重力沉降作用而言，大颗粒比小颗粒作用显著，对于小颗粒只有在气流速度很低时才起作用。重力沉降作用一般与拦截作用配合，在纤维的边界滞留区内，微粒的沉降作用可提高拦截的捕集效率。

5. 静电吸附作用机理

静电吸附的原因之一是微生物微粒带有与介质表面相反的电荷，或是由于感应而得到相反的电荷而被吸附；另一原因是由于空气流过介质时，介质表面就感应出很强的静电荷而使微生物微粒被吸附，特别是用树脂处理过的纤维表面，这种作用特别明显。悬浮在空气中的微生物微粒大多带有不同的电荷，这些带电的微粒会受带异性电荷物体所吸引而沉降。

当空气流过介质时，上述五种截留除菌机理——惯性撞击、截留、布朗扩散、重力沉降和静电吸附同时起作用，不过气流速度不同，起主要作用的机理也就不同。当气流速度较大时，除菌效率随气流速度的增加而增加，此时，惯性冲击起主要作用；当气流速度较小时，除菌效率随气流速度的增加而降低，此时，扩散起主要作用；当气流速度中等时，可能是截留起主要作用。如果空气流速过大，除菌效率又下降，则是由于已被捕集的微粒又被湍动的气流夹带返回到空气中。图3-1-4所示为气流速度与单纤维除菌效率的关系。其中虚线段表示空气流速高时，会引起除菌效率的急速下降。

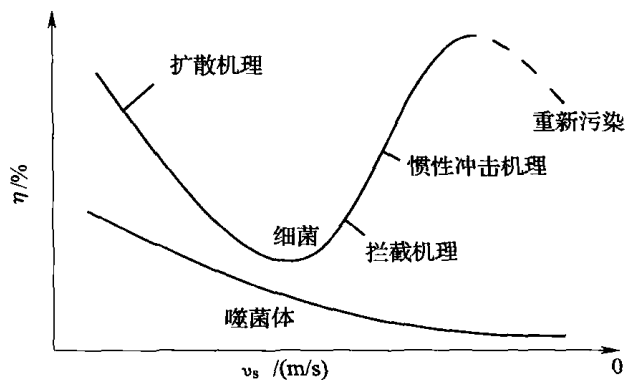


图 3-1-4 过滤除菌效率 (η) 与气速 (v_s) 的关系

第二节 空气介质过滤除菌设备及计算

一、介质过滤除菌流程

(一) 空气除菌流程的要求

空气除菌流程是按发酵生产对无菌空气的要求，如无菌程度、空气压力、温度和湿度等，并结合采气环境的空气条件和所用除菌设备的特性，根据空气的性质而综合制订的。

要把空气过滤除菌，并输送到需要的地方，首先要提高空气的能量即增加空气的压力，这就需要使用空气压缩机或鼓风机。而空气经压缩后，温度会升高，经冷却会释出水分，空气在压缩过程中又有可能夹带机器润滑油雾，这就使无菌空气的制备流程复杂化。

对于风压要求低、输送距离短、无菌度要求也不很高的场合，如洁净工作室、洁净工作台、具有自吸作用的发酵系统如转子式自吸发酵罐、喷射式自吸发酵系统等，只需要数十帕到数百帕的空气压力就可以满足需要。在这种情况下可以采用普通的离心式鼓风机增压，将具有一定压力的空气通过一个过滤面积大的过滤器，以很低的流速进行过滤除菌，这样气流的阻力损失就很小。由于空气的压缩比很小，空气温度升高不大，相对湿度变化也不大，空气过滤效率比较高，经一、二级过滤后就能符合所需无菌空气的要求。这样的除菌流程很简单，关键在于离心式鼓风机的增压与空气过滤的阻力损失要配合好，以保证空气过滤后还有足够的压强推动空气在管道和无菌空间中流动。

要制备无菌程度较高且具有较高压强的无菌空气，就要采用较高压力的空气压缩机来增压。由于空气压缩比大，空气的参数变化也大，就需要增加一系列附属设备。这种流程的制订应根据生物工厂所在地的地理、气候环境和设备条件而考虑。如在环境污染比较严重的地方，要考虑改变吸风的条件，以降低过滤器的负荷，提高空气的无菌程度；在温暖潮湿的南方，要加强除水设施，以确保过滤器的最大除菌效率和使用寿命；在压缩机耗油严重的流程中要加强消除油雾的污染等。另外，空气被压缩后温度升高，需将其迅速冷却，以减小压缩机的负荷，保证机器的正常运转。空气冷却将析出大量的冷凝水形成水

雾，必须将其除去，否则带入过滤器将会严重影响过滤效果。冷却与除水除油的措施，可根据各地环境、气候条件而改变，通常要求压缩空气的相对湿度在 50%~60% 时通过过滤器为好。

总之，生物工业生产中所使用的空气除菌流程要根据生产的具体要求和各地的气候条件而制订，要保持过滤器有比较高的过滤效率，应维持一定的气流速度和不受油、水的干扰，满足工业生产的需要。

下面将介绍几个典型的空气除菌流程。

(二) 空气除菌流程

1. 空气压缩冷却过滤流程

此除菌流程是一个设备较简单的空气除菌流程，它由压缩机、贮罐、空气冷却器和过滤器组成。该流程适用于那些气候寒冷、相对湿度很低的地区。由于摄入空气温度低，经压缩后它的温度也不会升高很多，特别是空气的相对湿度低，空气中的水分含量很小，虽然空气经压缩并冷却到培养要求的温度，但最后空气的相对湿度还能保持在 60% 以下，这就能保证过滤设备的过滤除菌效率，满足微生物培养对无菌空气要求。但是室外温度低到什么程度和空气的相对湿度低到多少才能采用这个流程，需要通过空气中相对湿度的计算来确定。

这种流程在使用蜗轮式空气压缩机或无油润滑空压机的情况下效果很好，但采用普通空气压缩机时，可能会引起油雾污染过滤器，这时应加装丝网分离器先将油雾除去。

2. 两级冷却、分离、加热的空气除菌流程

图 3-1-5 所示为一个比较完善的空气除菌流程。它可以适应各种气候条件，充分分离空气中所含有的水分，使空气在低的相对湿度下进入过滤器，提高过滤除菌效率。

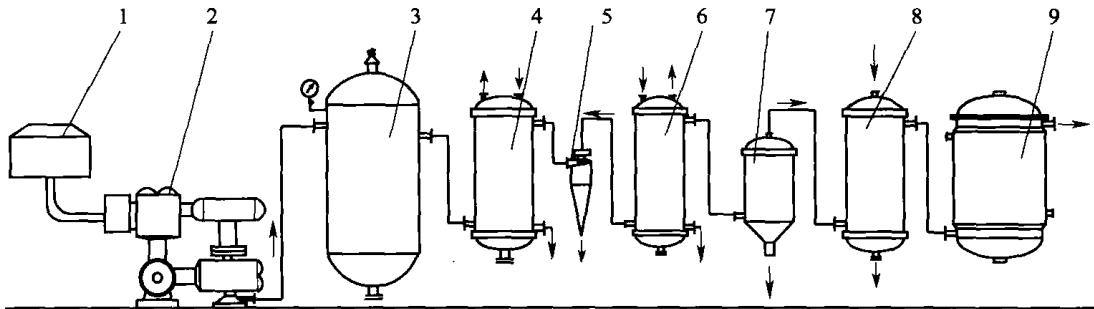


图 3-1-5 两级冷却、分离、加热除菌流程

1—粗过滤器 2—空压机 3—贮罐 4、6—冷却器
5—旋风分离器 7—丝网分离器 8—加热器 9—过滤器

这种流程的特点是：两次冷却、两次分离；适当加热。两次冷却、两次分离油水的主要优点是可节约冷却用水，油和水雾分离除去比较完全，保证干过滤。经第一级冷却后，大部分的水、油都已结成较大的雾粒，且雾粒浓度比较大，故适宜用旋风分离器分离。第二级冷却器使空气进一步冷却后析出较小的雾粒，宜采用丝网分离器分离，这类分离器可分离较小直径雾粒且分离效果高。经两次分离后，空气带的雾沫就较小，两级冷却可以减少油膜污染对传热的影响。

3. 前置高效过滤除菌流程

高效前置过滤除菌流程如图 3-1-6 所示。它的特点是无菌程度高。

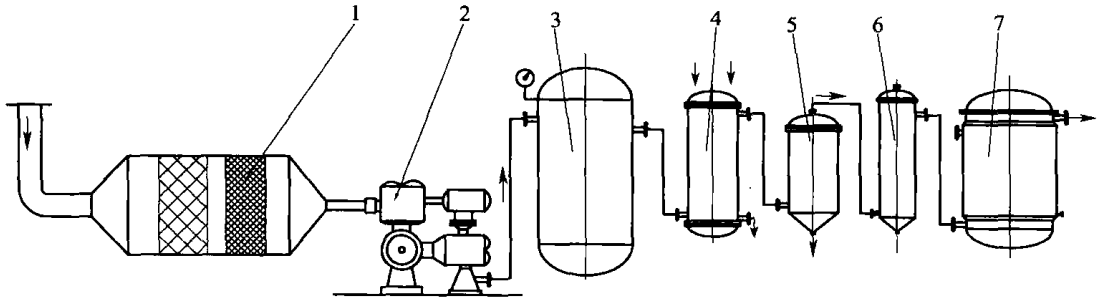


图 3-1-6 前置高效过滤空气除菌流程

1—高效过滤器 2—空压机 3—贮罐 4—冷却器 5—丝网分离器 6—加热器 7—过滤器

该流程使空气先经中效、高效过滤后，进入空气压缩机。经前置高效过滤器后，空气的无菌程度已达 99.99%；再经冷却、分离和主过滤器过滤后，空气的无菌程度就更高，以保证安全。高效前置过滤器采用泡沫塑料（静电除菌）和超细纤维纸串联使用作过滤介质。

以上讨论的几个除菌流程都是根据目前使用的过滤介质的过滤性能，结合环境条件，从提高过滤效率和使用寿命来设计的。目前味精厂等发酵工厂常用的空气过滤除菌流程如图 3-1-7 所示。

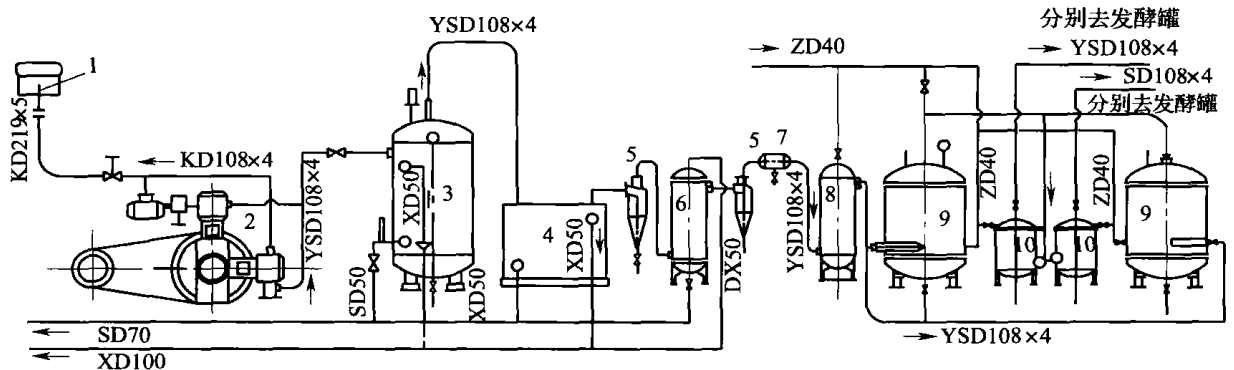


图 3-1-7 空气过滤除菌实用化流程

1—粗过滤器 2—空压机 3—空气贮罐 4—沉浸式空气冷却器 5—油水分离器
6—二级空气冷却管 7—除雾器 8—空气加热器 9—空气过滤器 10—金属微孔管过滤器（或上接纤维纸过滤器）
K—空气进气管 YS—压缩空气管 Z—蒸汽管 S—上水管 X—排水管 D—管径

二、空气介质过滤除菌设备及设计计算

空气介质过滤除菌设备是按空气除菌流程中所摆出的要求而选择的，由于能完成同一任务的设备类型有多种，无法一一列出，这里只讨论选择设备时的一些原则和计算方法。

(一) 粗过滤器

粗过滤器安装在空气压缩机前，主要捕集较大的灰尘颗粒，防止压缩机受磨损，同时也减轻总过滤器的负荷。粗过滤器的过滤效率要高，阻力要小，否则会增加空气压缩机的吸入负荷和降低空气压缩机的排气量。常用的粗过滤器有：布袋过滤、填料式过滤、油浴洗涤和水雾除尘等。

布袋过滤器具有过滤精度高、处理量大、成本低廉的特点，使用维护方便、快捷，主

要应用于食品、制药、卫生等行业。布袋过滤器结构最简单，只要将滤布缝制成与骨架相同形状的布袋，紧套于焊在进气管的骨架上，并缝紧所有可能造成短路的空隙。它的过滤效率和阻力损失要视所选用的滤布特性和过滤面积而定。布质结实细致，则过滤效率高，但阻力大。最好采用毛质绒布效果较好，现多采用合成纤维滤布。一般来说气流速度越大，则阻力越大，且过滤效率也低。气流速度一般为 $2 \sim 2.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{min})$ ，空气阻力为 $600 \sim 1200 \text{ Pa}$ 。滤布要定期清洗，以减少阻力损失和提高过滤效率。

使用填料式粗过滤器（一般用油浸铁回丝、玻璃纤维，或其他合成纤维等作填料），过滤效果稍比布袋过滤好，阻力损失也较小，但结构较复杂，占地面积也较大，内部填料经常洗换才能保持一定的过滤作用，操作比较麻烦。

油浴式空气过滤器通过旋风、油沫、油膜及滤网等多种除尘方式来达到滤除空气中的灰尘，具有噪声低、除尘效率高及阻力小等优点，不会由于堆积尘粒杂质而频繁清洗更换过滤器。油浴洗涤装置的结构如图 3-1-8 所示。空气进入装置后要通过油箱中的油层洗涤，空气中的微粒被油黏附而逐渐沉降于油箱底部而被除去，经过油浴的空气因带有油雾，需要经过百叶窗式的圆盘，分离较大粒的油雾，再经过滤网分离小颗粒油雾后，由中心管吸入压缩机。这种洗涤器效果比较好，对有分离不净的油雾带入压缩机时也无影响，阻力也不大，但耗油量大。

水雾除尘装置结构如图 3-1-9 所示。空气从设备底部进入，经上部喷下的水雾洗涤，将空气中的灰尘、微生物微粒黏附沉降，从器底排出。带有微细小雾的洁净空气经上部过滤网过滤后排出，进入压缩机经洗涤可除去空气中大部分的微粒和小部分微小粒子，一般对 $0.5 \mu\text{m}$ 粒子的过滤效率为 $50\% \sim 70\%$ ，对 $1 \mu\text{m}$ 粒子的除去效率为 $55\% \sim 88\%$ ，对 $5 \mu\text{m}$ 粒子的除去效率为 $90\% \sim 99\%$ 。洗涤室内空气流速不能太大，一般在 $1 \sim 2 \text{ m/s}$ 的范围，否则带出水雾太多，会影响压缩机，降低排气量。

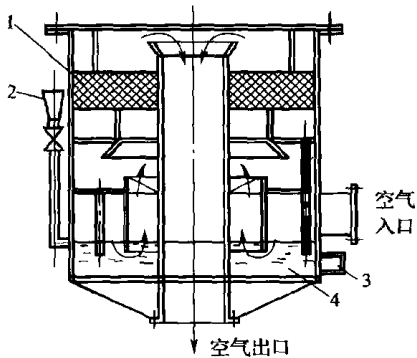


图 3-1-8 油浴洗涤空气装置
1—滤网 2—加油斗 3—油镜 4—油层

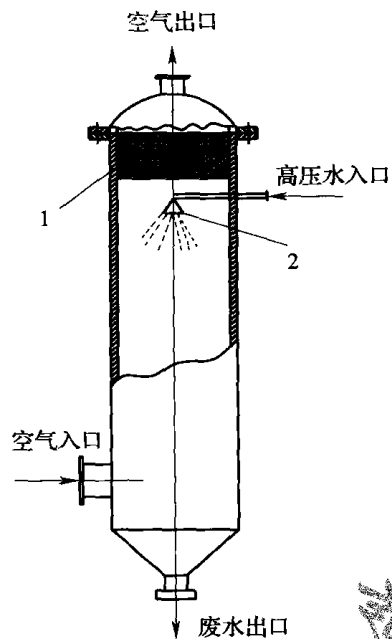


图 3-1-9 水雾除尘装置
1—滤网 2—喷雾器

在克服静电除尘及喷水除尘缺点的基础上发展起来的荷电水雾除尘技术是一种新型除尘技术。和普通除尘器一样，其工作原理涉及悬浮粒子荷电、带电粒子在电场里迁移和捕集，以及将捕集物从集尘器表面上清除三个基本过程，兼具水、电除尘技术的优越性，除尘效率高，但也存在构造复杂、设备造价高、部件易腐蚀等缺点。

（二）空气压缩机

由于供应发酵工业生产用的空气要求在生产过程中克服各种阻力，因此要求提供生产用的空气有 0.2~0.3MPa 的压力，具有这样压力的空气属低压压缩空气。常用的气体压缩机有离心式气体压缩机和往复式气体压缩机。多年来，我国压缩机制造业在引进国外技术，消化吸收和自主开发基础上，攻克不少难关，取得重大突破，其中水平剖分式离心压缩机和轴流式压缩机制造技术已接近或达到国际同类产品先进水平，往复式活塞压缩机达到国际同类产品水平。

提供大量低压空气的最理想设备是涡轮式空气压缩机，但目前往复式压缩机还是广泛地应用于生物工业生产中。涡轮式空气压缩机一般由电机直接带动涡轮，靠涡轮高速旋转时所产生的“空穴”现象，吸入空气并使其获得较高的离心力，再通过固定的导轮和涡轮形机壳，使部分动能转变为静压后输出。涡轮式空气压缩机输气量大，输出空气压力稳定，效率高，设备紧凑，占地面积小，无易损部件，获得的空气不带油雾等优点。因此，是很理想的生物工业生产的供气设备。适用于生物工业的涡轮式空气压缩机是低压涡轮空气压缩机，出口压力一般为 0.25~0.5MPa，应选用出口压力较低但能满足工艺要求的型号，这样可节省动力消耗。低压涡轮空气压缩机有单级的和多级的，后者还可分段。例如，两段涡轮空气压缩机每段中可有多级翼轮，段与段间有中间冷却设备。输气量一般在 100m³/min 以上，最大的可达 12000m³/min。

往复式空气压缩机是靠活塞在汽缸内的往复运动而将空气抽吸和压出的，因此出口压力不够稳定，且因汽缸内要加入润滑活塞用的润滑油，使空气中带进油雾，导致传热系数降低，给空气冷却带来困难，如果油雾的冷却分离不干净，带入过滤器会堵塞过滤介质的纤维间隙，增大空气压力损失。它黏附在纤维表面，可能成为微生物微粒穿透滤层的途径，降低过滤效率，严重时还会浸润介质而破坏过滤效果。因此改善油雾的污染是一个重要问题。有些工厂将现有的 L 形往复式空气压缩机拆除汽缸供油管道，改装由二硫化钼氟塑料制成的自润滑活塞环，也可大大减少耗油，消除油雾污染。

往复式空气压缩机有单缸、多缸之分，多缸中又有 V 形、W 形、L 形、H 形对置式等汽缸排列式，直立式和卧式排列的现已很少生产。若以出口压力来分类，往复式空气压缩机可分成高压（8~100MPa）、中压（1~8MPa）及低压（1MPa 以下）之分。目前国内生产的低压往复式压缩机除小型（1m³/min 以下）的是单缸之外，大多是双缸二级压缩的。所谓二级压缩是指空气先进入第一级（低压）汽缸经压缩和中间冷却后进入第二级（高压）汽缸进行压缩，然后排出。双缸二级压缩机又以 L 形的设计最为普遍。低压二级压缩的额定出口压力为 0.8MPa。但可在 0.4~0.8MPa 范围内进行调节。额定出口压力为 0.8MPa 的压缩机，对生物工业生产而言，压力还过高，在动力消耗上不够节约，因此常把二级压缩机的高压汽缸改为可以单独吸入新鲜空气的低压汽缸，这样高低两个汽缸都可以吸入新鲜空气，输气量增加，出口压力则降为 0.2~0.3MPa。

空气压缩机所消耗的理论功率，通常用真实气体多变压缩功计算：

$$h_p = \frac{k_T}{k_T - 1} R T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k_T - 1}{k_T}} - 1 \right]^{\frac{Z_1 + Z_2}{Z_2}} \quad (3-1-5)$$

式中 k_T ——气体不同压力温度等熵指数
 R ——气体常数
 Z_1, Z_2 ——进气、排气状态下压缩系数
 T ——气体温度, K
 p ——气体压强

下标 1 和 2 分别表示进气、排气状态。

实际功率消耗值为 $N_a = N/\eta$, 效率 η 一般为 0.6~0.8, 同时在配备电机时, 一般还需增加 5%~15% 的安全系数。

(三) 空气贮罐

空气贮罐的作用是消除压缩机排出空气量的脉冲, 维持稳定的空气压力, 同时也可以利用重力沉降作用分离部分油雾。大多数是将贮罐紧接着压缩机安装, 虽然由于空气温度较高, 容器要求稍大, 但对设备防腐、冷却器热交换都有好处。往复式空气压缩机由于排气压力不稳定, 在其后应安装空气贮罐, 以使后边的管道、容器压力稳定, 气流速度均匀。贮罐大小可按下面的经验公式计算:

$$V = 0.1 \sim 0.2 V_c \quad (3-1-6)$$

式中 V ——贮罐体积, m^3

V_c ——压缩机的排气量, m^3/min

贮罐结构简单, 如图 3-1-10 所示, 是一个装有安全阀、压力表的空罐壳体, 有些单位在罐内装冷却蛇管, 利用空气冷却器排出的冷却水进行冷却, 提高冷却水的利用率。有的在贮罐内加装导筒, 使进入贮罐的热空气沿一定路线经过, 增加一定热杀菌效果。

(四) 气液分离器

气液分离器是将空气中被冷凝成雾状的水雾和油雾粒子除去的设备。其形式很多, 一般常用的有旋风式和填料式。旋风式称旋风分离器, 是利用气流从切线方向进入容器时在容器内形成旋转运动时产生的离心力场来分离重度较大的微粒。填料式分离器是利用填料的惯性拦截作用, 将空气中的水雾和油雾分离出来。

旋风分离器的优点是结构简单, 制造、安装投资较少, 操作、维护简便。随着在食品、制药、化工、石油等行业的广泛应用, 它的结构种类越来越多, 如蜗壳式、螺旋顶盖式、扩散式、旁移式、平面旋流式、第二次风的旋风式等。总的要求是:

① 旋风分离器的直径不要太大, 因为气流旋转运动所产生的离心力与分离器半径成反比, 若半径大, 分离效率就低。要分离的空气量大时, 可采用多个分离器并联。旋风分离器的直径 D 可以用式 (3-1-7) 估算:

$$D = 0.1 \sqrt{q_v} \quad (3-1-7)$$

式中 D ——旋风分离器直径, m

q_v ——通过旋风分离器的空气流量, m^3/min

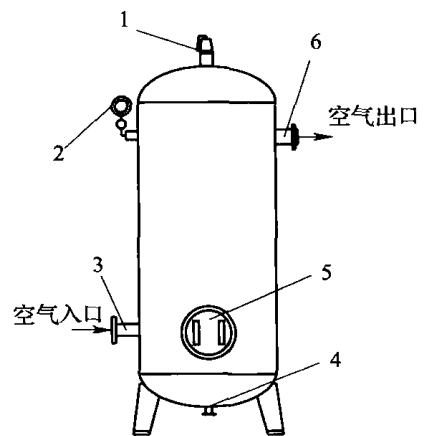


图 3-1-10 空气贮罐

1—安全阀 2—压力表 3—进气管
 4—排污口 5—人孔 6—排气管

② 进口的气流速度要适当。旋转气流所产生的离心力与气流速度的平方成正比，故气流速度小，分离效果差；若气流速度过大，则能量损失多（压降大），同时也会产生涡流而降低效率。一般采用进口气流速度 15~25m/s，排气出口气流速度为 4~8m/s。

旋风分离器对于分离 10 μ m 以上的微粒效率较高，但对 10 μ m 以下的微粒分离就比较困难。一般冷凝水雾粒的大小为 10~200 μ m，可选用旋风分离器进行分离。旋风分离器的压头损失通常是 500~2000Pa。常用旋风分离器的结构和部分尺寸关系如图 3-1-11 所示。

填料分离器是利用各种填料如焦炭、活性炭、瓷环、金属丝网、塑料丝网等的惯性拦截作用分离空气中水雾或油雾。其结构如图 3-1-12 所示。瓷环比表面积为 87.5~204m²/m³，而 0.1~0.4mm 直径丝网的比表面积高达 1000~2000m²/m³。因此，要达到一定的分离效果，采用瓷环作填料的分离设备要做得比较庞大。丝网分离器体积较小，丝网表面间隙小，可除去小至 5 μ m 的雾状微粒，分离效率可达 98%~99%，且阻力损失不大。但对于雾沫浓度很大的场合，会因雾沫堵塞孔隙而增大阻力损失。

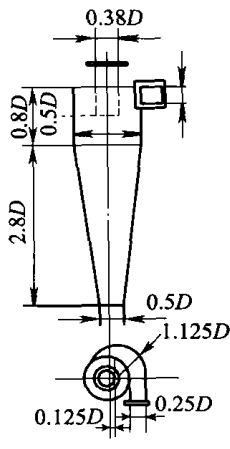


图 3-1-11 旋风分离器

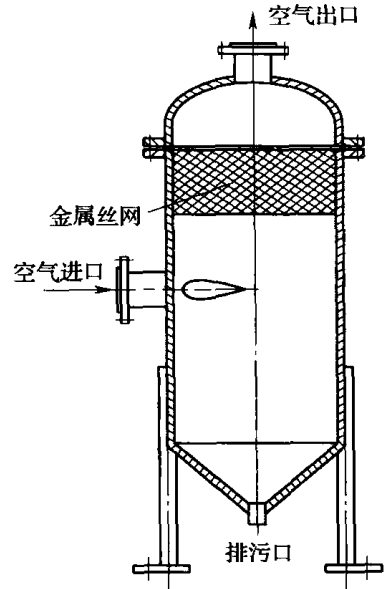
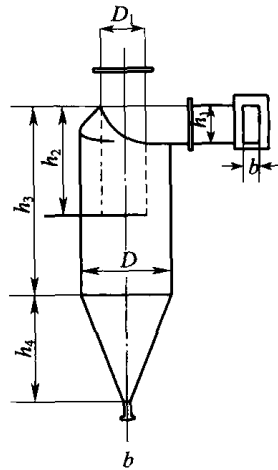


图 3-1-12 丝网分离器

丝网规格很多，常用的丝网由不锈钢、镍、铝、铜、聚乙烯、聚丙烯、涤纶、锦纶等材料制成。丝的直径一般为 0.25mm 左右，也可为 0.1~0.4mm 的扁丝。一般将丝织成宽为 100~150mm 的网带，丝网孔径 20~80 目，丝网介质层高度最少为 100mm，常用 150mm，分离细雾时可用 200~300mm。分离器圆筒直径 D (m) 按容器的空截面气速进行计算：

$$D = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi v_s}} \quad (3-1-8)$$

式中 V_g ——通过分离器的空气体积流量，m³/s

v_s ——空截面气速，m/s

D ——分离器圆筒直径，m

空截面风速约为丝网间隙中空气的实际流速的 75%。空气的实际流速，可由下面的经验公式计算出容许的最大值， v (m/s) 称为容许风速，其值为：

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3-1-9)$$

式中 K ——经验系数

ρ_L ——雾沫液体的密度， kg/m^3

ρ_g ——通过空气的密度， kg/m^3

K 值与空气中雾沫微粒的浓度、液体的表面张力、黏度和丝网的比表面积等因素有关， K 值选大了会增加空气的阻力损失，一般选 $K=0.067$ 进行设计计算。

通过分离器后空气的阻力损失 Δp (Pa)，可由下面经验公式进行计算：

$$\Delta p = 33.44 v_s \rho_g \quad (3-1-10)$$

(五) 空气冷却器

空气冷却用的热交换器种类很多，常用的类型有：立式列管式热交换器、沉浸式热交换器、喷淋式热交换器等。由于空气的给热系数很低，一般只有 $420\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ，设计时应采用恰当的措施来提高它的给热系数，否则将会大大增加传热面积。

使用列管式换热器时，冷却水（或低温水、冷盐水）在管内流动，流速为 $0.5 \sim 3\text{m/s}$ ；空气在壳体内流动，流速为 $2 \sim 15\text{m/s}$ 。为增加冷却水的流速，可采用多程（一般为 $2 \sim 4$ 程）换热器；同时为增加空气在壳体内的湍动，换热器壳体内装有若干与管束垂直的圆缺型挡板或盘状挡板。若水质条件较好，如杂质少则不易形成积垢时，为提高空气给热系数，可安排空气走管内，造成多程流动以提高空气流速。

采用新型的板翅式热交换器以强制流动的冷空气作为冷却介质，传热系数最大可达 $1260\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。对于沉浸式和喷淋式换热器，在设计时应保证一定的空气流速，一般选择空气流速为 $5 \sim 10\text{m/s}$ 。

目前新型的高效蒸发式空气冷却器利用水的蒸发潜能，以环境湿球温度为温差进行交换，具有传热温差大、换热效率高等优点。采用不锈钢波节管比普通壳管换热器提高面积 $7 \sim 8$ 倍，采用先进的水膜蒸发技术，比水冷却传热效率提高 8 倍，具有节水、节电、节省空间的优点，是比较好的选择。

在计算冷却器的热交换量时应注意，除了使压缩空气冷却外，在析出水分的情况下还应加入水分冷凝时所释出的汽化潜热。

(六) 空气过滤器

1. 空气过滤除菌的对数穿透定律

过滤除菌效率就是滤层所滤去的微粒数与原空气所含微粒数的比值，它是衡量过滤设备过滤效能的指标，即：

$$\eta = (N_1 - N_2) / N_1 = 1 - N_2 / N_1 \quad (3-1-11)$$

式中 N_1 ——过滤前空气中微粒含量， $\text{个}/\text{m}^3$

N_2 ——过滤后空气中微粒含量， $\text{个}/\text{m}^3$

N_2/N_1 ——过滤前后空气中微粒浓度的比值，即穿透滤层的微粒浓度与原微粒浓度的比值，称为穿透率

实践证明，空气过滤器的过滤除菌效率主要与微粒的大小、过滤介质的种类和纤维直

径、介质的填充密度、滤层厚度以及通过的气流速度等因素有关。

在研究空气过滤器的过滤规律时,为简化研究,先做出如下4个假定:①经过滤介质每一纤维的空气流态并不因其他邻近纤维的存在而受影响;②空气中的微粒与纤维表面接触后即被吸附,不再被气流卷起带走;③过滤器的过滤效率与空气中微粒的浓度无关;④空气中微粒在滤层中递减均匀,即每一纤维薄层除去同样百分率的微粒数。在上述假定条件下,空气通过单位滤层后,微粒浓度下降与进入空气微粒浓度成正比,即:

$$-dN/dL=KN \quad (3-1-12)$$

式中 N ——滤层中空气的微粒浓度,个/ m^3

L ——过滤介质层厚度, m

dN/dL ——单位滤层除去的微粒数,个/ m

K ——过滤常数, $1/m$

把上式整理并积分,即:

$$-dN/N=KdL$$

$$-\int_{N_1}^{N_2} \frac{dN}{N} = K \int_0^L dL$$

$$\ln(N_2/N_1) = -KL \quad (3-1-13)$$

即 $N_2/N_1 = e^{-KL} \quad (3-1-14)$

或 $\lg(N_2/N_1) = -K'L \quad (3-1-15)$

$$N_2/N_1 = 10^{-K'L} \quad (3-1-16)$$

上述式(3-1-13)~式(3-1-16)揭示了深层介质过滤除菌的对数穿透定律,它表示进入滤层的空气微粒浓度与穿透滤层的微粒浓度之比的对数是滤层厚度的函数。常数 K 值与多个因素有关,如纤维的种类、纤维直径、填充密度、空气流速、空气中微粒的直径等,通常可选择特定的条件通过实验方法求得。

对 $d_f=16\mu m$ 的棉花纤维,填充系数为 8% 时,实验测得的过滤常数 K' 如表 3-1-2 所示。

表 3-1-2 $d_f=16\mu m$ 棉花纤维的 K'

空气流速 v_0 / (m/s)	0.05	0.10	0.50	1.0	2.0	3.0
K' / (1/m)	19.3	13.5	10.0	19.5	132	255

当采用 $d_f=14\mu m$,经糠醛树脂处理过的玻璃纤维以枯草杆菌做实验时,测得的过滤常数 K' 如表 3-1-3 所示。

表 3-1-3 $d_f=14\mu m$ 的玻璃纤维的 K'

空气流速 v_0 / (m/s)	0.03	0.15	0.30	0.92	1.52	3.15
K' / (1/m)	56.7	25.2	19.3	39.4	150	605

为了实验和计算的方便,可以采用过滤效率为 0.9 时滤层厚度 L_{90} 作为对比基准,有:

$$\eta_{90} = \frac{N_1 - N_2}{N_1} = 1 - N_2/N_1 = 0.90 \quad (3-1-17)$$

即 $(N_2/N_1)_{90} = 0.1$

$$\begin{aligned} \text{故} \quad \lg(N_2/N_1)_{90} &= -K'L_{90} = \lg(0.1) = -1 \\ K' &= 1/L_{90} \end{aligned} \quad (3-1-18)$$

从式 (3-1-18) 可见, 可把常数 K' 理解为过滤效率为 90% 时所需滤层厚度的倒数。这样在一系列的 L_{90} 实验数据的基础上, 设计新过滤器时计算就很方便。

以 $d_f = 16\mu\text{m}$ 的玻璃纤维作介质, 用枯草杆菌进行过滤除菌实验所得 L_{90} 的数据如表 3-1-4 所示。

空气流速 v_0 / (m/s)	0.03	0.15	0.30	1.52	3.05
K' / (1/m)	4.05	8.50	11.70	1.50	0.38

由于 K 值需通过实验测定, 且 K 值又随多个因素改变而变化, 实验又有一定的局限性。因此有时需根据前面介绍的单纤维捕集效率, 通过参数关系来计算出 K , 现介绍如下。

单纤维过滤作用机理的捕集效率在过滤器上的综合结果, 就是过滤器的总过滤效率:

$$\eta_0 = \eta_1 + \eta_2 + \eta_3 + \eta_4 + \eta_5 \quad (3-1-19)$$

但实际上, 这几个捕集效率中有些还未有可行的理论计算方法, 如静电吸引除菌效率就是其一。因微粒太细, 重力沉降机理单独计算也比较困难; 而作为处于拦截机理的边界滞流层的沉降则归入拦截捕集效率计算, 一般过滤器设计时是取低于临界速度的气速, 此时惯性冲击捕集效率 $\eta_1 = 0$, 故式 (3-1-19) 可简化成:

$$\eta_0 = \eta_2 + \eta_3 \quad (3-1-20)$$

式中 η_2 —— 拦截捕集效率, %

η_3 —— 扩散作用捕集效率, %

实际上, 过滤器的过滤除菌效率在某一范围的纤维填充状况下, 方可由拦截捕集效率和扩散作用除菌效率表达。当填充系数 α 满足 $0 < \alpha < 0.1$ 时, 有:

$$\eta_2 = \eta_0 (1 + 4.5\alpha) \quad (3-1-21)$$

捕集效率与纤维直径 d_f 、填充密度 α 、滤层厚度 L 及微粒浓度 N 的变化关系如下:

$$\eta_2 = \frac{\pi d_f (1-\alpha)}{4L\alpha} \ln\left(\frac{N_1}{N_2}\right) \quad (3-1-22)$$

把上式带入式 (3-1-21) 和式 (3-1-13), 整理得:

$$\eta_0 (1 + 4.5\alpha) = \frac{\pi d_f (1-\alpha)}{4L\alpha} KL \quad (3-1-23)$$

即:

$$K = \frac{4\alpha (1 + 4.5\alpha)}{\pi d_f (1-\alpha)} \eta_0 \quad (3-1-24)$$

而在上述讨论的条件下, $\eta_0 = \eta_2 + \eta_3$, 故最后得到:

$$K = \frac{4\alpha (1 + 4.5\alpha)}{\pi d_f (1-\alpha)} (\eta_2 + \eta_3) \quad (3-1-25)$$

但纤维直径较小、填充密度 α 较大且滤层较薄时, 由式 (3-1-25) 得到的 K 值是比较符合实际的; 但当滤层较厚时, 误差就比较大。

当纤维较粗、间隙较大时, 扩散滞留作用很小, 此时可以单独以拦截捕集效率 η_2 进行计算, 即:

$$K = \frac{4\alpha(1+4.5\alpha)}{\pi d_f(1-\alpha)} \eta_2 \quad (3-1-26)$$

2. 对数穿透定律的校正

对数穿透定律是以 4 点假定为前提推导出的。实验研究证明, 对于较薄的滤层是符合实际的, 但随滤层加厚, 产生的偏差就增大。这是因为滤层较厚时, 微粒数递减不均匀, 即 K 值发生改变, 滤层越厚, K 值改变越大。这说明对数穿透定律仍不够完善, 需要修正。

K 值的变化涉及原来假设的几个问题, 如微粒碰撞与滞留关系, 实际上并不是一发生碰撞的微粒就一定滞留, 且滞留后也还可能重新被气流带起等。下面用概率统计进行分析, 先做三点假设:

(1) 在任意填充纤维纵横交错的滤床上, 构成层的纤维网格, 单位滤床长度网格数为 ξ 。

(2) 气流中任一微粒随气流通过网格时, 可能与纤维发生碰撞, 其碰撞概率为 P 。

(3) 与纤维碰撞的微粒不是一碰撞就黏附在纤维上, 且被黏附了的微粒也可能重新被气流带走。所以如果某一微粒随气流通过滤层 ξL 网格, 与纤维产生了 m 次碰撞, 但仍穿透滤床随气流带走, 则纤维滤床所捕集的微粒数为

$$N = N_1 \{1 - [c(\xi L)^m P^m (1-P)^{\xi L - m}]\} \quad (3-1-27)$$

式中 N_1 ——进入滤层空气的微粒总数

N ——被纤维滤床捕集的微粒数

c ——常数

当 $m=0$ 时, 即微粒没有同纤维发生碰撞而穿透滤床, 则:

$$N = N_1 [1 - (1-P)^{\xi L}]$$

即

$$1 - N/N_1 = (1-P)^{\xi L} \quad (3-1-28)$$

两边取对数:

$$\ln(1 - N/N_1) = \ln(1-P)^{\xi L} = \xi L \left(-P - \frac{P^2}{2} - \frac{P^3}{3} - \dots\right) \quad (3-1-29)$$

由于 P 很小, $P^2/2$, $P^3/3$ 等更小, 可忽略不计, 因此有:

$$\ln(1 - N/N_1) = -\xi L P \quad (3-1-30)$$

而 $N_1 - N = N_2$ 故得到:

$$\ln(N_2/N_1) = -\xi L P \quad (3-1-31)$$

式 (3-1-31) 即为深层过滤的对数穿透定律。这里的条件是微粒未与纤维碰撞, $m=0$, 微粒可穿透滤床, 这与前述的对数穿透定律假定的条件即微粒一与纤维碰撞即被捕集是一样的。

当 m 不等于零, 即当 $m=m$ 时, 代入式 (3-1-27), 整理得:

$$\frac{dN}{dL} = N_1 \xi P e^{-\xi L P} \cdot \frac{(\xi L P)^m}{m!} \quad (3-1-32)$$

令 $R = \xi P$ 则得:

$$\frac{dN}{dL} = N_1 R e^{-RL} \frac{(RL)^m}{m!} \quad (3-1-33)$$

设滤层厚度足够长，微粒完全被捕集，把式 (3-1-33) 积分到无限大，其概率为 1，即：

$$\int_0^{\infty} Re^{-RL} \frac{(RL)^m}{m!} dL = 1 \quad (3-1-34)$$

式 (3-1-34) 可简写成：

$$\int_0^{\infty} P(L) dL = 1 \quad (3-1-35)$$

实际上滤层厚度是一定的，故积分只能到 L_0 。且空气中微粒浓度也是在变化的，随着过滤时间的增加，因微粒的滞留，微粒浓度是不断增加的，为简化一般取平均值。滤床捕集微粒数可写成：

$$N = N_1 t \int_0^L P(L) dL \quad (3-1-36)$$

若以 $\Delta \bar{t}$ 表示漏进一个杂菌的平均时间，则平均捕集效率可写成：

$$\eta = \frac{\bar{N}_0 \Delta \bar{t} - 1}{\bar{N}_0 \Delta \bar{t}} = \int_0^L P(L) dL \quad (3-1-37)$$

式 (3-1-37) 较全面考虑微粒浓度变化与时间的关系，以及微粒在通过滤层时与纤维的碰撞、滞留与微粒在滤层的分布情况等关系，故计算结果比较符合实际。

3. 空气过滤压降的计算

空气通过滤层时需克服与介质的摩擦而引起的压力降 Δp 是一种能量损失，损失随滤层的厚度、空气的流速、过滤介质的性质、填充情况而变化，可用下面经验公式计算：

$$\Delta p = cL \frac{2\rho v^2 \alpha^m}{\pi d_f} \quad (\text{Pa}) \quad (3-1-38)$$

式中 L ——过滤层厚度，m

ρ ——空气密度， kg/m^3

α ——介质填充系数

v ——空气在介质间隙中的流速， m/s

$$v = v_s (1 - \alpha)$$

v_s ——空截面气速， m/s

d_f ——纤维直径， m

m ——实验指数，对不同的过滤介质 m 不同，如棉花介质， $m=1.45$ ；

19 μm 玻璃纤维， $m=1.35$ ；8 μm 玻璃纤维， $m=1.55$

c ——阻力系数，是雷诺准数 Re 的函数，以棉花作过滤介质时， $c \approx 100/Re$ ；以玻璃纤维为过滤介质时， $c=52/Re$

4. 过滤介质

过滤介质是过滤除菌的关键，它的好坏不但影响到介质的消耗量、过滤过程的动力消耗（压力降）、操作劳动强度、维护管理等，而且决定设备的结构、尺寸，还关系到运转过程的可靠性。过滤对介质的要求是吸附性强，阻力小、空气流量大、能耐干热。常用的过滤介质有棉花（未脱脂）、活性炭、玻璃纤维、超细玻璃纤维纸、化学纤维如涤纶布、奥纶布、聚酰胺布、聚丙烯布等。

要评价一种过滤介质是否优越，最重要是看它的过滤效率，而过滤效率是过滤常数

K 和滤层厚度 L 的函数, K 值越大, 滤层厚 L 可越小; 同时阻力降 Δp 越小越好, 因此可把 $KL/\Delta p$ 的值作过滤介质综合评价指标。过滤器的总过滤效率可用式 (3-1-39) 表示:

$$\bar{\eta} = 1 - e^{-KL} \quad (3-1-39)$$

可以用上式对各种过滤器的效率进行比较。下面介绍几种常用的过滤介质。

(1) 棉花 棉花是传统的过滤介质, 工业规模和实验室均广泛使用。其质量随品种和种植条件不同有较大差别, 最好选用纤维细长疏松的新鲜产品。贮藏过久, 纤维会发脆甚至断裂, 增大了压强降; 脱脂纤维会因易吸湿而降低过滤效果。棉花纤维直径一般为 $16 \sim 21 \mu\text{m}$, 装填时要分层均匀铺砌, 最后要压紧, 装填密度达到 $150 \sim 200 \text{kg}/\text{m}^3$ 为好。如果压不紧或是装填不均匀, 会造成空气走短路, 甚至因介质翻动而丧失过滤效果。

(2) 玻璃纤维 作为散装充填过滤器的普通玻璃纤维, 一般直径为 $8 \sim 19 \mu\text{m}$ 不等, 纤维直径越小越好。但由于纤维越小, 其强度越低, 很容易破碎而造成堵塞, 增大阻力。因此充填系数不宜太大, 一般采用 $6\% \sim 10\%$, 它的阻力损失一般比棉花小。如果采用硅硼玻璃纤维, 则可得较细直径 ($0.3 \sim 0.5 \mu\text{m}$) 的高强度纤维, 可用其制成 $2 \sim 3 \text{mm}$ 厚的滤材, 制成过滤器后可除去 $0.01 \mu\text{m}$ 的微粒, 故可除去噬菌体和所有的微生物。

(3) 活性炭 活性炭有非常大的比表面积, 主要通过表面吸附作用而吸附截留微生物。一般采用直径 3mm 、长 $5 \sim 10 \text{mm}$ 的圆柱状活性炭。其粒子间隙大, 故对空气的阻力较小, 仅为棉花的 $1/12$, 但它的过滤效率比棉花要低得多。目前, 工厂都是夹装在二层棉花中使用, 以降低滤层阻力。活性炭的好坏决定于它的强度和比表面积, 比表面积小, 则吸附性能差, 过滤效率低; 强度不足, 则易破碎, 堵塞孔隙, 增大气流阻力, 它的用量约为总过滤层的 $1/3 \sim 1/2$ 。

(4) 超细玻璃纤维纸 超细玻璃纤维是利用质量较好的无碱玻璃, 采用喷吹法制成的直径很小的纤维 (直径为 $1 \sim 1.5 \mu\text{m}$)。由于纤维特别细小, 故不宜散装充填, 而采用造纸的方法做成 $0.25 \sim 1 \text{mm}$ 厚的纤维纸, 这种纤维纸的密度为 $380 \text{kg}/\text{m}^3$ (当厚度为 0.25mm 时, 每 1kg 纸有 20m^2), 它所形成的网格孔隙为 $0.5 \sim 5 \mu\text{m}$, 比棉花小 $10 \sim 15$ 倍, 故它有较高的过滤效率。当空气流速为 $0.02 \text{m}/\text{s}$ 时, 一层 0.25mm 的超细纤维纸用油雾测试, 对 $0.3 \mu\text{m}$ 的微粒过滤效率为 99.99% , 通过后空气的压力损失为 30Pa 左右。当采用国产 Y_{09-1} 型粒子计数器测量过滤空气所含微粒时, 它对 $0.3 \mu\text{m}$ 微粒的过滤效率如图 3-1-13 所示。

超细玻璃纤维纸属于高速过滤介质。在低速过滤时, 它的过滤机理以拦截扩散作用机理为主。当气流速度超过临界速度时, 以惯性冲击机理为主, 气流速度越高, 效率越高。生产上操作的气流速度应避免效率最低的临界速度。

超细玻璃纤维纸虽然有较高的过滤效率, 但由于纤维细短, 强度很差, 容易受空气冲击而破坏, 特别是受湿以后, 这样细短的纤维间隙很小, 水分在纤维间, 因毛细管表面力作用使纤维松散, 强度大大下降。为增加强度, 可采用树脂处理, 用树脂处理时要注意所用树脂浓度, 树脂过浓, 则会堵塞

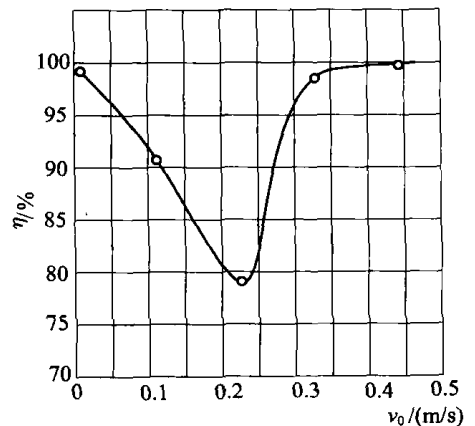


图 3-1-13 超细玻璃纤维纸的过滤效率曲线图

网格小孔，降低过滤效率和增加空气的阻力损失。玻璃纤维纸的增强有内添及外施两种方式，其中内添方式比较普遍，包括加酸、加增强剂和加水解过的植物纤维纸浆；外施包括喷、涂、浸三种。常使用含 2%~5% 2124 酚醛树脂的 95% 酒精溶液进行浸渍、涂抹或喷洒处理，这可提高机械强度，防止冲击穿孔，但还能湿润。如果同时采用硅酮等疏水剂处理可防湿润，强度更大。采用加厚滤纸可提高强度，同时也可提高过滤效率，但增大了过滤阻力。

目前，国内大多是采用多层复合超细纤维滤纸，目的是增加强度和进一步提高过滤效果。但实际上过滤效果并无显著提高，虽是多层使用，但滤层间并无重新分布空气的空间，故不可能达到多层过滤的要求。紧密叠合的多层滤纸，形成稍厚的超细纤维滤垫，过滤效果未能提高，反而大大增加压力损失。用 Y_{09-1} 型粒子计数器测量多层滤纸的过滤效果，所得数值如表 3-1-5 所示。

表 3-1-5 超细纤维纸层数对过滤效率的影响

过滤风速/ (m/s)	过滤层数 (n)	直径 $\geq 0.3\mu\text{m}$ 颗粒个数/(个/L)			直径 $\geq 0.5\mu\text{m}$ 颗粒个数/(个/L)			备注
		过滤前	过滤后	效率/%	过滤前	过滤后	效率/%	
0.33	1	184	2.7	98.53	78	0.7		
0.33	2	1179.3	6.7	99.43	605.3	1.3	99.79	
0.33	3	428.7	18.0	95.80	101.3	8.7	91.39	
0.33	4	940.7	14.0	98.51	486.0	13.3	97.26	
0.33	5	703.3	16.6	97.64	355.3	14.7	95.85	

由于超细纤维滤纸的抗湿性能差，后又研制出 JU 型除菌滤纸，它在抄纸过程中加入适量的疏水剂处理，可以耐受油、水和蒸汽的反复加热杀菌，具有坚韧、不怕折叠、湿强度高等特点。同时具有更高的过滤效率（ $0.3\mu\text{m}$ 油雾测定达 99.999%），和较低的过滤阻力（不大于 450Pa）。

(5) 石棉滤板 石棉滤板是采用 20% 纤维小而直的蓝石棉和 8% 纸浆纤维混合打浆抄制而成。由于纤维比较粗，直径大，纤维间隙比较大，虽然滤板较厚（3~5mm），但过滤效率还是比较低，只适宜用于分过滤器。其特点是湿强度较大，受潮时也不易穿孔或折断，能耐受蒸汽反复杀菌，使用时间较长，它的过滤性能见表 3-1-6。后因石棉致癌而被超细玻璃纤维滤纸所替代。

表 3-1-6 石棉滤板空气流速与过滤效率关系

过滤风速/ (m/s)	测试条件	直径 $\geq 0.3\mu\text{m}$ 颗粒个数/(个/L)			直径 $\geq 0.5\mu\text{m}$ 颗粒个数/(个/L)			备注
		过滤前	过滤后	效率/%	过滤前	过滤后	效率/%	
0.01	干燥滤板	75744.7	40.7	99.946	689668.7	16	99.977	
0.11	干燥滤板	700	10.0	98.57	424.7	0.7	99.835	一级过滤
0.22	干燥滤板	700	4.0	99.43	424.7	1.3	99.694	(100cm^2) 二级过滤
0.33	干燥滤板	700	19.3	97.24	424.7	2.0	99.530	(100cm^2)
0.44	干燥滤板	700	0.7	99.90	424.7	1.3	99.694	

(6) 烧结材料过滤介质 烧结材料过滤介质种类很多, 有烧结金属 (蒙乃尔合金、青铜等)、烧结陶瓷、烧结塑料等。制造时用这些材料微粒粉末加压成型后, 处于熔点温度下黏结固定, 但只是粉末表面熔融黏结而保持粒子的空间和间隙, 形成了微孔通道, 具有微孔过滤的作用。某些可熔于有机溶剂的塑料, 也可采用溶剂黏结法。这种过滤介质加工比较困难, 滤板孔隙也不可能做得很小。孔径大小决定于烧结粉末的大小, 太小则温度、时间难以掌握, 容易全部熔融而堵塞微孔。一般孔隙都在 $10\sim 30\mu\text{m}$ 之间。

目前我国生产的蒙乃尔合金粉末烧结板 (或管) 是由钛锰等合金金属粉末烧结而成, 一般板厚 4mm 左右, 特点是强度高, 不须经常更换, 使用寿命长, 能耐受高温反复杀菌, 且受潮后影响不大, 不易损坏, 使用方便, 故对空气前处理除水除油要求不很严格。它的过滤性能与孔径规格有关, 而孔径随粉末大小和烧结情况而变化, 一般为 $5\sim 15\mu\text{m}$ (汞压法测量), 过滤效果中等。它的几个规格和过滤效果如表 3-1-7 所示, 只宜作为二级分过滤器使用。使用这种介质的过滤设备比较简单, 安装后只要定期反冲杀菌即可使用较长时间。若压力损失增大至一定值后即需更换, 作为分过滤器大概一年换一次。但此滤材价格较昂贵。

表 3-1-7 蒙乃尔金属滤板的过滤效率

滤板规格	过滤速度/ (m/s)	$\geq 0.3\mu\text{m}$ 颗粒数/ (个/L)			$\geq 0.5\mu\text{m}$ 颗粒数/ (个/L)			备注
		滤前	滤后	效率/%	滤前	滤后	效率/%	
4 号	0.01	71 418	3245	95.45	63 924	811	98.78	
	0.11	1 065	2	98.81	895	0	~ 100	
	0.22	1 065	2	99.50	895	1	99.92	
	0.33	1 065	5	99.56	895	0	~ 100	
	0.44	1 065	5	99.56	895	3	99.70	
5 号	0.11	2 891	5	99.84	957	1	99.91	一级过滤 (100 cm^2)
	0.22	2 891	50	98.27	957	10	98.96	二级过滤
	0.33	2 891	303	89.53	957	73	92.40	(100 cm^2)
	0.44	2 891	189	93.46	957	17	98.19	
6 号	0.11	9 496	225	97.63	2 246	137	93.91	
	0.22	9 496	968	89.80	2 246	385	82.90	
	0.33	9 496	2 368	75.00	2 246	813	63.90	
	0.44	9 496	1 375	85.45	2 246	344	84.70	

烧结聚合物, 如聚乙烯醇过滤板 (PVA) 是以聚乙烯醇烧结基板, 外加耐热树脂处理, 使滤板能经受得起高温杀菌, 在 120°C 经 30min 杀菌不变形, 每周杀菌一次可使用一年。其特点是加工方便, 微孔多, 间隙中等, 但过滤效率较高, 属于高气流速度类型, 对流速十分敏感。国外常用的 PVA (聚乙烯醇) 滤板, 其滤板厚度 0.5cm , 孔径范围 $60\sim 80\mu\text{m}$, 最高效率时气速 0.8m/s , 过滤效率 99.999% , 压力损失只有 $140\sim 540\text{Pa}$ 。它的过滤效率与速度的关系如图 3-1-14 所示。

多种常见的空气过滤介质过滤特性如图 3-1-15 所示。

(7) 新型过滤介质及过滤器简介 随着科学技术的发展和严格的发酵条件的需要, 已开发出一些新的过滤介质, 这些过滤介质的微孔直径只有 $0.1 \sim 0.22 \mu\text{m}$, 小于细菌直径, 故菌体粒子不能通过, 称之为绝对过滤。绝对过滤器也分两大类: 一类是能除去全部微生物, 如 Milipore 公司生产的 $0.22 \mu\text{m}$ 膜式过滤器, 可耐蒸汽杀菌的膜材有 PVDF (聚偏氟乙烯) 和 PTFE (聚四氟乙烯), 这种过滤器可全部滤除细菌等微生物, 但不能除去噬菌体; 另一类可除去小至 $0.01 \mu\text{m}$ 的微粒, 故可滤除全部噬菌体。如英国的 DH (Domnick Huntew) 公司研制的绝对空气过滤器, 可 100% 地过滤除去 $0.01 \mu\text{m}$ 以上的微粒, 可耐 121°C 反复加热杀菌, 被公认是最保险、安全的空气除菌过滤器。它有两种过滤介质, 一种是直径 $0.5 \mu\text{m}$ 的超细玻璃纤维制成 (称 Bio-x 滤材), 而另一种是膨化 PTFE, 其特性比较见表 3-1-8。

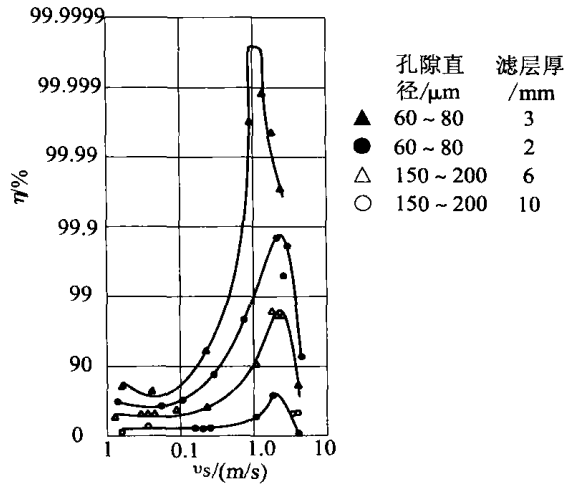


图 3-1-14 PVA (聚乙稀醇) 滤板过滤效率

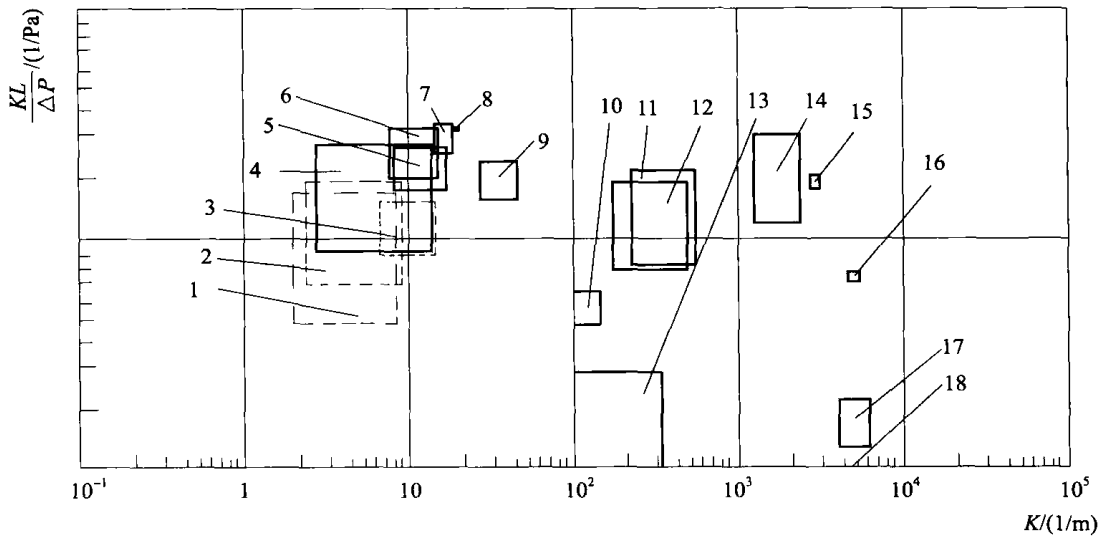


图 3-1-15 常见过滤介质特性比较

- 1、2—圆柱状活性炭 3—碎活性炭 4—尼龙纤维
 5—聚四氟乙烯 ($d_1=19 \mu\text{m}$) 6—维尼龙 7—聚四氟乙烯 ($d_1=20 \mu\text{m}$)
 8—玻璃棉 9—棉花 13—金属滤板 10、11、12、14、15、16、17、18—不同间隙孔径的 PVA 滤板

表 3-1-8 英国 DH 公司的两种过滤介质特性比较

项目	Bio-x	High flow tetpor
1. 滤材材质	玻璃纤维	聚四氟乙烯 (PTFE)
2. 滤材厚度	$1000 \mu\text{m}$	$150 \mu\text{m}$
3. 滤材层数	3 层	单层
4. 过滤精度	$0.01 \mu\text{m}$	$0.01 \mu\text{m}$
5. 里外衬材质	硼硅酸纤维	耐热 PP

续表

项目	Bio-x	High flow tetpor
6. 中心柱材质	316 不锈钢	316 不锈钢
7. 外套筒材质	316 不锈钢	耐热 PP
8. 滤芯内径	36mm	36mm
9. 空气流量	2.16m ³ /min	6.25m ³ /min
10. 操作温度	150℃	80℃
11. 耐蒸汽杀菌	121℃, 20min, 100 次	121℃, 250h
	25℃, 20min, 80 次	125℃, 225h
	130℃, 20min, 70 次	130℃, 200h
	140℃, 20min, 50 次	140℃, 180h
12. 出厂测试（穿透率）	DOP<0.0001%	DOP<0.0001%
13. 耐压	单支滤芯 0.7MPa	单支滤芯 0.7MPa
	多支滤芯 0.6MPa	多支滤芯 0.6MPa
14. 压力降：初始 更换	<0.01MPa	<0.01MPa
	0.07MPa	0.07MPa

目前国外的空气过滤器以美国颇尔（PALL）公司和密理博（Millipore）公司为代表，其过滤介质以聚四氟乙烯滤膜为主。我国的空气绝对过滤技术也获得长足的进步，如核工业净化过滤工程技术中心研制成 JPF 型聚偏二氟乙烯膜折叠式空气过滤器，具有国际先进水平。此外，该中心研制生产且已广泛应用的 JLS 型微孔烧结金属过滤器，以金属镍为材质，采用特殊粉末冶金技术制成，具有压降小（初始压降不大于 0.01MPa）、过滤效率高、耐蒸汽加热杀菌、使用寿命长等特点。JLS 型过滤器有 D、Y 和 W 型之分，其中 JLS-D 型金属过滤器滤除 0.3μm 以上微粒的过滤效率高达 99.9999%，其具体的规格及尺寸等如表 3-1-9 所示。

表 3-1-9 JLS-D 型空气过滤器技术特性

型号	过滤能力/ (m ³ /min)	外形尺寸/mm	进出口管径/mm	参考质量/kg
JLS-D-001	0.01	φ22×150	φ6×1	0.2
JLS-D-003	0.03	φ25×180	φ6×1	0.3
JLS-D-005	0.05	φ30×240	φ10×1.5	0.5
JLS-D-010	0.10	φ45×500	φ20×2	3
JLS-D-025	0.25	φ75×520	φ20×2	5
JLS-D-050	0.50	φ114×620	φ20×2	9
JLS-D-1	1.0	φ164×793	φ34×3.5	27
JLS-D-3	3.0	φ238×1085	φ48×4	36

理论和实践均证明，使用微孔膜等绝对过滤器必须安装空气预过滤器，以滤除铁锈、尘埃等微粒，延长主过滤器的使用寿命。对无菌程度要求高的发酵系统，需装设阻力小的绝对空气过滤器。图 3-1-16 是 JLS 型空气过滤系统安装示意图。而以 PVDF（聚偏二氟

乙烯)膜制成的 JPF 型过滤器,具有过滤效率高、空气流量大、疏水性好、耐蒸汽加热灭菌、安装与更换方便等特点。其滤芯结构示意图如图 3-1-17 所示。而过滤器主要技术参数如表 3-1-10 所示。

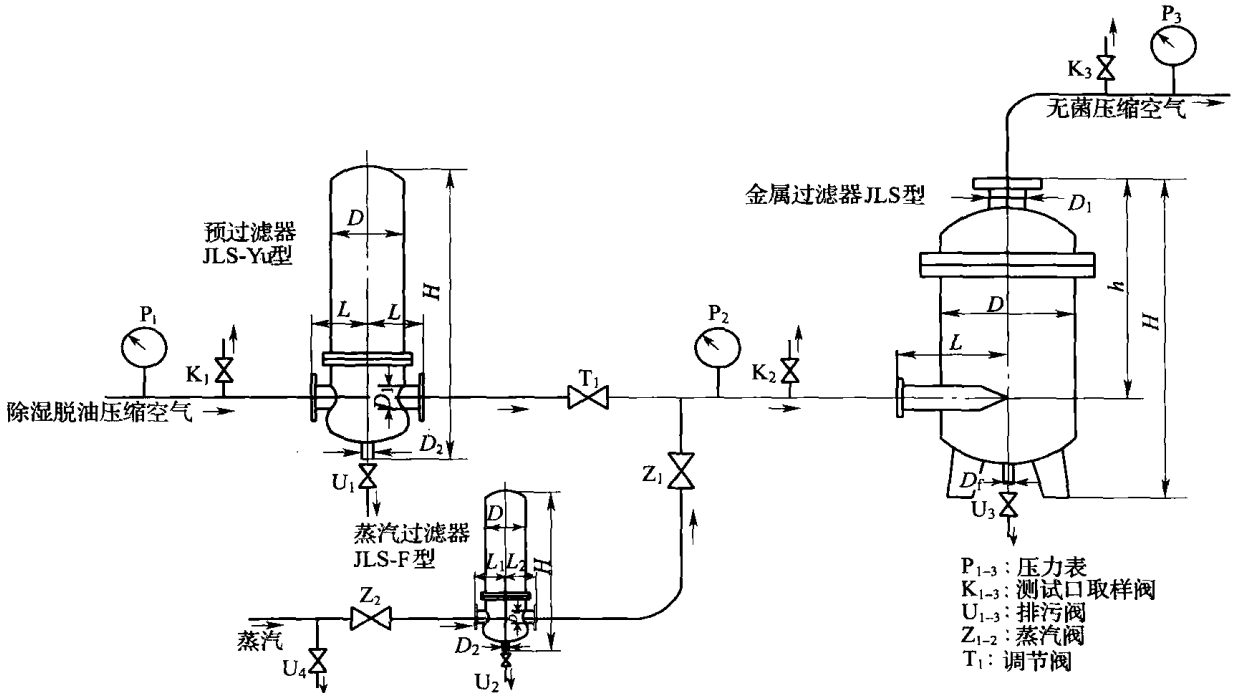


图 3-1-16 JLS 型空气过滤系统示意图

表 3-1-10 JPF 折叠式空气过滤器主要技术参数

名称	单位	指标
过滤精度	μm	0.01
过滤效率	%	99.9999
通量	m^3/min (标准情况)	≥ 5
	(10min)	0.1MPa 压力, 0.01MPa 压差
蒸汽灭菌		$(125 \pm 2)^\circ\text{C}$, 30min/次, 160 次
耐压	MPa	0.2 (正向压差)
初始压降	MPa	0.005
长度	mm	125, 250, 500
直径	mm	70
过滤面积	m^2	0.32, 0.65, 1.3
过滤介质		PVDF 膜
内外支撑层		耐热聚丙烯
外套		耐热聚丙烯
中心柱		不锈钢网筒
端盖		耐热聚丙烯
密封圈		氟橡胶或硅橡胶

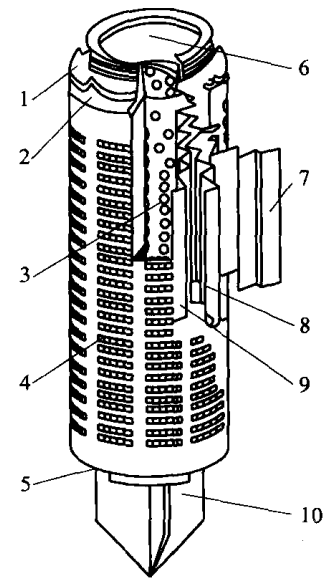


图 3-1-17 JPF 空气过滤器滤芯结构
1—卡锁 2—密封端盖 3—不锈钢芯柱 4—外筒
5—端盖 6—不锈钢衬圈 7—外支撑层
8—微孔滤膜 9—内支撑层 10—翅片

这种 JPF 型多滤芯空气过滤器的结构如图 3-1-18 所示。单个过滤器的过滤能力为 $0.5 \sim 150 \text{ m}^3/\text{min}$ ，相应的型号为 JPF-05~JPF-150。为了维持这种膜过滤器的高效除菌特性，延长其使用寿命，需装设预过滤器，定名为 YUD 型，图 3-1-19 所示为 YUD-Z 型折叠式空气预过滤器芯的结构示意图。

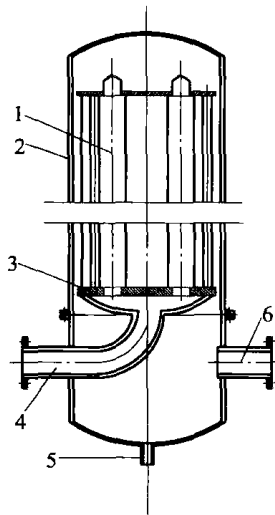


图 3-1-18 JPF 型多滤芯膜折叠空气过滤器

1—滤芯 2—过滤器体 3—滤芯固定孔板
4—进气口 5—排污口 6—空气出口

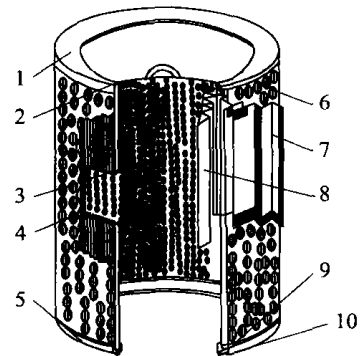


图 3-1-19 YUD-Z 型折叠式空气预过滤器芯

1、5—金属端盖 2、9—密封胶 3—金属内网筒
4—金属外网筒 6、10—密封圈 7—支衬层 8—过滤层

国内现研发成功的 DJ-K 型系列空气过滤器包括 DJ-KZ 蒸汽过滤器、DJ-KY 预过滤器 and DJ-KF 精过滤器三部分。蒸汽过滤器介质为超细不锈钢纤维，预过滤器介质为聚丙烯滤膜，精过滤介质为聚四氟乙烯滤膜，外壳用 304 不锈钢制成，用全自动过滤器完整性测试合格，其各项性能指标已接近国际名牌 PALL 和 Millipore 过滤器。

5. 过滤器的结构及计算

(1) 纤维介质深层过滤器 纤维介质深层过滤器结构如图 3-1-20 所示。通常是立式圆筒形，内部充填过滤介质，空气由下向上通过过滤介质，以达到除菌目的。纤维介质主要有棉花、玻璃纤维、超细玻璃纤维等。

空气过滤器的尺寸主要包括直径 D 和有效滤层高度 L 。其中， D (m) 可由式 (3-1-40) 求出：

$$D = \sqrt{\frac{4q_v}{\pi v_s}} \quad (3-1-40)$$

式中 q_v ——空气流经过滤器时的体积流量， m^3/s
 v_s ——空截面空气速度， m/s

空截面风速一般可取 $0.1 \sim 0.3 \text{ m}/\text{s}$ ，按操作工艺而定，原则是应使过滤器在较高过滤效率的气流速度区运行。

过滤器的有效过滤介质高度 L 的决定，通常是在实验数据的基础上，按对数穿透定律进行计算。

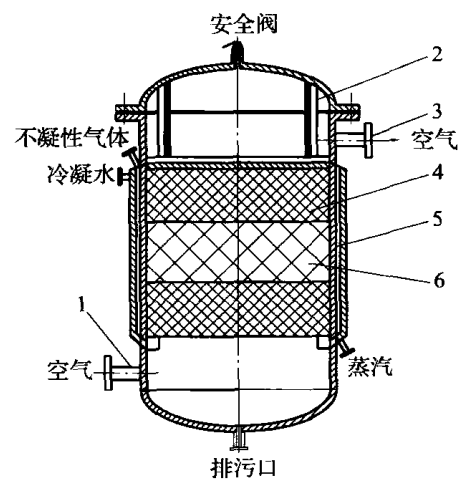


图 3-1-20 深层纤维介质空气过滤器

1—进气口 2—压紧架 3—出气口
4—纤维介质 5—换热夹套 6—活性炭

具体计算公式见式 (3-1-11)。但由于需要滤层厚，耗用棉花多，安装较困难，阻力损失很大，故工厂常用活性炭作为中间层，以改善这些因素。通常总的高度中，上下棉花层厚度各为总过滤层的 $1/4 \sim 1/3$ ，中间活性炭层占 $1/3 \sim 1/2$ 。在铺棉花层之前，先在下孔板铺上一层 30~40 目的金属丝网和织物（如麻布等），有助于空气均匀进入棉花滤层。填充物按下面顺序安装：

孔板—铁丝网—麻布—棉花—麻布—活性炭—麻布—棉花—麻布—铁丝网—孔板。

安装介质时要求紧密均匀，压紧要一致。压紧装置有多种形式，可以在周边固定螺栓压紧，也可以用中央螺栓压紧，也可以利用顶盖的密封螺栓压紧，其中顶盖压紧比较简便。有些工厂为了防止棉花受潮下沉后松动，在压紧装置上加装缓冲弹簧，弹簧的作用是在一定的位移范围内保持对孔板的一定压力，其结构如图 3-1-21 所示。

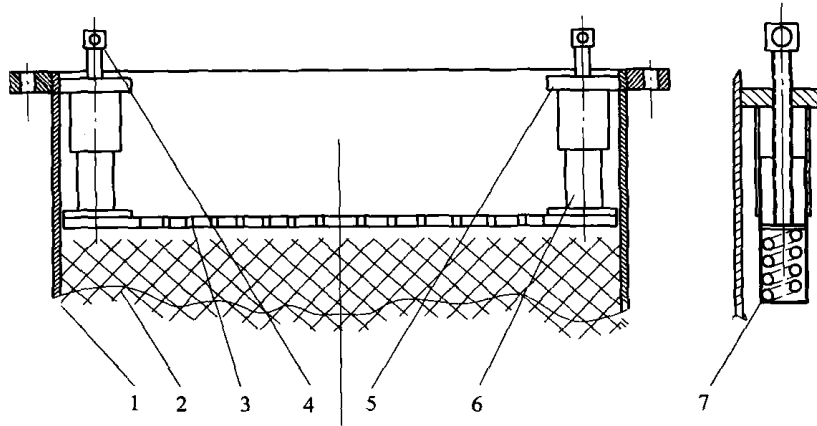


图 3-1-21 过滤介质的弹簧压紧装置

1—壳体 2—过滤介质 3—压紧孔板 4—压紧螺杆 5—压紧支座 6—弹簧套 7—弹簧

在充填介质区间的过滤器圆筒外部通常装设夹套，其作用是在消毒时对过滤介质间接加热，但要十分小心控制，若温度过高，则容易使棉花局部焦化而丧失过滤效能，甚至有烧焦着火的危险。

通常空气从圆筒下部切线方向通入，从上部排出，出口不宜安装在顶盖，以免检修时拆装管道困难。

过滤器上方应装有安全阀、压力表，罐底装有排污孔。要经常检查空气冷却是否安全，过滤介质是否潮湿等情况。

对过滤器进行加热灭菌时，一般是自上而下通入 $0.2 \sim 0.4 \text{MPa}$ （表压）的干燥蒸汽，维持 45min，然后用压缩空气吹干备用。总过滤器约每月灭菌一次，而分过滤器则每批发酵前均进行灭菌。为了使总过滤器不间断地工作，对大规模生产应设一个备用以交替灭菌使用。

(2) 平板式纤维纸过滤器 这种过滤器是适应充填薄层的过滤板或过滤纸，其结构如图 3-1-22 所示。它由罐体、顶盖、滤层、夹板和缓冲层构成，空气从罐体中部切线方向进入，空气中的水雾沉于底部，由排污管排出；空气经缓冲层通过下孔板经薄层介质过滤后，空气出口从上孔板进入顶盖排气孔排出。

缓冲滤层可装填棉花、玻璃纤维或金属丝网等。顶盖法兰压紧过滤孔板并用垫片密

封, 上下孔板用螺栓连接, 以夹紧滤纸和密封周边。为了使气流均匀进入和通过过滤介质, 上下孔板应先铺上 30~40 目的金属丝网和织物 (麻布), 使过滤介质 (滤板或滤纸) 均匀受力, 夹紧于中间, 周边要加橡胶圈密封, 切勿让空气走短路。过滤孔板既要承受压紧滤层的作用, 也要承受滤层两边的压力差, 孔板的开孔大小一般为 5~10mm, 孔的中心距为 10~20mm。

过滤器的直径 $D_{\text{滤层}}$ (m) 可由过滤面积决定。过滤面积按通过过滤器时的空气体积流量 V (m^3/s) 和空气流过该介质时的视过滤速度 v_s (m/s) 计算:

$$D_{\text{滤层}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi v_s}}$$

$$D_{\text{过滤罐}} = 1.1 \sim 1.3 D_{\text{滤层}}$$

v_s 为通过过滤介质截面时的空气流速, 对于高速超细纤维纸可取 1.0~1.5m/s, 对石棉过滤板取 0.8~1.0m/s。

(3) 管式过滤器 平板式过滤器过滤面积局限于圆筒的截面积, 当过滤面积要求较大时, 则设备直径很大。若将过滤介质卷装在孔管上, 如图 3-1-23 所示。这样, 单位体积的过滤面积比平板式大得多。但卷装滤纸时要防止空气从纸缝走短路。

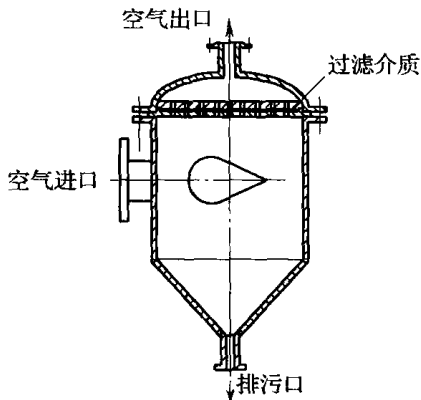


图 3-1-22 纤维纸平板过滤器

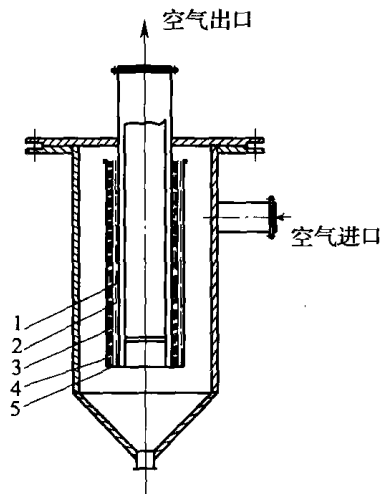


图 3-1-23 管式过滤器

1—铜丝网 2—麻布 3—滤纸 4—扎紧带 5—滤筒

(4) 接迭式低速过滤器 在一些要求过滤阻力很小而过滤效率比较高的场合, 如洁净工作台、洁净工作室或自吸式发酵罐等, 都需要低速过滤器以满足其低阻力损失的要求。超细玻璃纤维纸的过滤特性是气流速度越低、过滤效率越高, 可加构造造成过滤面积很大的过滤器, 其滤框 (滤芯) 和过滤器结构如图 3-1-24 所示。

为了在较小的设备内装设有大的过滤面积, 可将长长的滤纸接折成瓦楞状, 安装在楞条支撑的滤框内, 滤纸的周边用环氧树脂与滤框黏结密封。滤框有木制和铝制两种, 需要反复杀菌的应采用铝制滤框。使用时把滤框用螺栓固定压紧

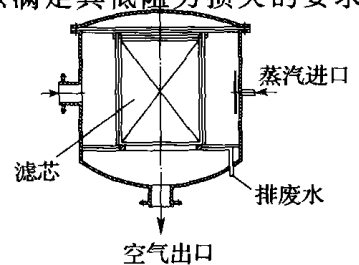


图 3-1-24 接迭式低速过滤器

在过滤器内，全部用垫片密封。

在选择过滤器时，应根据需处理的空气体积流量和流速进行计算。一般选择流速在 0.025m/s 以下，这时空气通过的压力损失约为 200Pa。超细纤维的直径很小，间隙窄，容易被微粒堵塞孔隙而使压力损失升高。为了提高过滤器的过滤效率和延长其使用寿命，一般都加设预过滤设备，或采用静电除尘配合使用，或使用玻璃纤维或泡沫塑料的中效过滤器配合。这样，较大的微粒和部分小微粒被预过滤器除去，以减少高效过滤器表面微粒的堆积和堵塞滤网现象。当使用时间较长，网格被堵塞到一定程度，阻力损失增加到 400Pa，就应更换新的滤芯。

这种过滤的周边黏结部分，常会因黏结松脱而产生漏气，而丧失过滤除菌效能，因此要定期用烟雾法检查。

6. 过滤器的计算举例

[例题] 试设计一台通风量为 10m³/min 的棉花过滤器。空气压强为 392kPa (绝对压力)，进入过滤器的空气含菌量是 5000 个/m³，发酵周期为 100h，要求倒罐率为 0.1% (即 1000 次发酵周期漏进一个杂菌)，工作温度为 30℃。

解：选用直径 $d_f = 16\mu\text{m}$ 的棉花纤维，填充系数 $\alpha = 8\%$ ，空气流速 $v_s = 0.1\text{m/s}$ 。据表 3-1-2 查得过滤常数 $K = 13.5/\text{m}$

(1) 根据公式 (3-1-15) 计算过滤层厚度：

$$L = \frac{\lg(N_2/N_1)}{-K}$$

每批发酵通风过滤前含菌总数为：

$$N_1 = 5000 \times 10 \times 60 \times 100 = 3 \times 10^8 \text{ (个)}$$

过滤后含菌数为 $N_2 = 10^{-3}$ 个

代入求得过滤层厚度：

$$L = \lg\left(\frac{10^{-3}}{3 \times 10^8}\right) / (-13.5) = 0.85 \text{ (m)}$$

(2) 计算过滤器直径 D ：

$$\text{进口空气压强 } p_1 = 98070 \text{ Pa}$$

$$\text{过滤工作压强 } p_2 = 392000 \text{ Pa}$$

$$\text{通气量 } V_1 = 10 \text{ m}^3/\text{min} = 0.19 \text{ m}^3/\text{s}$$

过滤器空气流量为：

$$q_{v_2} = \frac{p_1 V_1}{T_1} \cdot \frac{T_2}{p_2} = \frac{98070 \times 0.19}{273 + 20} \times \frac{273 + 30}{392000} = 0.0443 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

故过滤层直径 (即过滤器内径) 为：

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi v_s}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.443}{0.1\pi}} = 0.75 \text{ (m)}$$

(3) 计算过滤压力损失 Δp ：

据 $\Delta p = cL \frac{2\rho v^2 \alpha^m}{\pi d_f}$ ，而滤层中空气流速为：

$$v = v_s / (1 - \alpha) = 0.1 / (1 - 0.08) = 0.109 \text{ (m/s)}$$

$$\rho = \rho_0 p_2 T_0 / (p_0 T_2) = 1.293 \times 4 \times 273 / (273 + 30)$$

$$= 4.67 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\mu = 18.6 \times 10^{-6} \text{ (Pa} \cdot \text{s)}$$

$$Re = \frac{d_t v_p}{\mu} = \frac{16 \times 10^{-6} \times 0.109 \times 4.67}{18.6 \times 10^{-6}} = 0.436$$

以棉花为过滤介质时：

$$c = 100/Re = 100/0.436 = 229$$

$$m = 1.45$$

代入便可求得过滤阻力损失：

$$\Delta p = cL \frac{2\rho v \alpha^m}{\pi d_t}$$

$$= 0.85 \times 229 \times \frac{2 \times 4.67 \times 0.109 \times 0.08^{1.45}}{\pi \times 16 \times 10^{-6}}$$

$$= 11032 \text{ (Pa)}$$

第三节 生物工业生产的空气调节

一、生物工业生产对空气调节的要求

生物工业生产均涉及纯培养，无论是用微生物、动植物细胞或酶等作生物催化剂，也不管是生产食品原料或药物原料，均需要洁净的环境、适宜的空气温度和空气压强。例如，发酵车间不仅对空气的洁净程度有一定的要求，而且发酵罐壁和电机会向环境散发热量，故需强化通风；包装车间需要更洁净的空气（100级），温度25℃左右，且相对湿度低（40%~60%），以防产品吸潮。若使用基因工程菌株发酵生产，其发酵车间和产物分离提取车间均需要密闭且呈负压，以确保重组菌株不会泄漏到大气环境中。

根据美国国立卫生研究院（NIH）的建议，有关室内洁净度及其换气次数、通风流速等的参考值如表 3-1-11 所示。这里要说明的是，所谓洁净度的级数，是 1ft²（1ft² = 0.0929m²）空气中含有 0.5μm 或更大的微粒的个数（上限）。此外，换气次数也需根据室内人员密度及操作条件等而有相应变化。

表 3-1-11 空气洁净度分级及换气次数等

空气级数	微粒（直径 $d_t \leq 0.5\mu\text{m}$ ） 最大数量/（个/m ³ ）	换气次数/ （次/h）	通气速度/ [m ³ /（m ² ·h）]	气流方向
100	3500	600	1646	单向换气
1000	35000	175	480	大多用单向
10000	350000	50	137	无规定
100000	3500000	20	55	无规定

典型的空气调节流程如图 3-1-25 所示。

关于通入空气的状态调节，前面已对其加热升温 and 冷却以及空气的净化处理已做了阐述，下面着重介绍空气的增湿和减湿方法及原理。

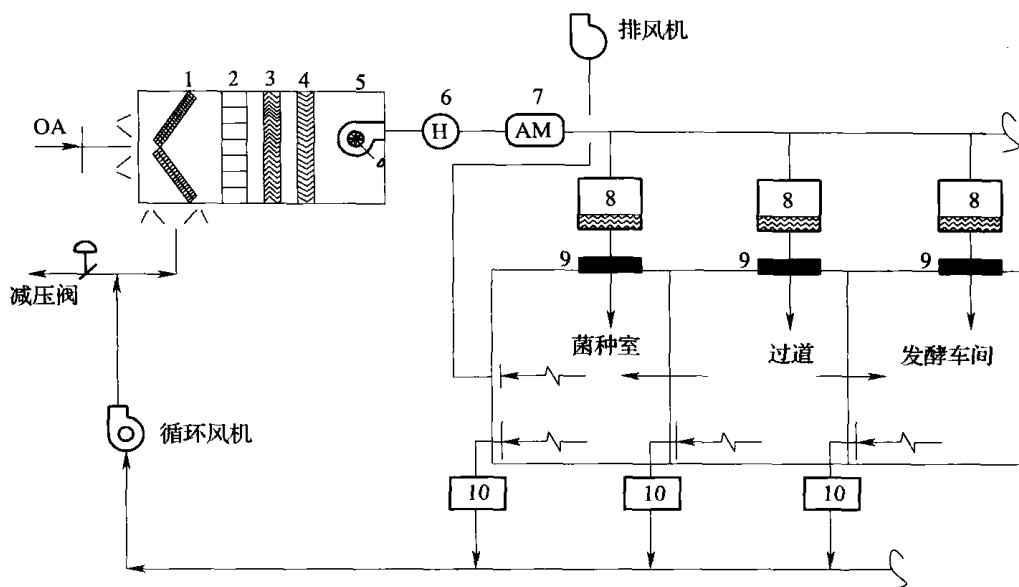


图 3-1-25 恒容再热空气调节流程图

1—粗过滤器 2—精过滤器 3—加热器 4—冷却器 5—送风机
6—调湿器 7—气流调节器 8—定容箱 9—终端过滤器 10—定容箱

二、空气的增湿和减湿方法及原理

(一) 湿空气的性质

1. 湿度 x

湿空气中所含的水蒸气质量与所含的绝干空气质量之比，称为空气的湿度，或称湿含量，以 x 表示，单位是 kg 水蒸气/kg 干空气。

$$x = \frac{m_w}{m_g} = \frac{M_w}{M_g} \cdot \frac{p_w}{p_t - p_w} = 0.622 \frac{p_w}{p_t - p_w} \quad (3-1-41)$$

式中 m_w ——水蒸气的质量，kg

M_w ——水蒸气的相对分子质量

m_g ——干空气的质量，kg

M_g ——空气的平均分子质量

p_w ——水蒸气的分压强，Pa

p_t ——湿空气的总压强，Pa

若湿空气中水蒸气的分压强 p_w 等于该空气湿度下水的饱和蒸汽压 p_s ，空气就被水蒸气所饱和，空气的饱和湿度 x_s 可由下式决定：

$$x_s = 0.622 \frac{p_s}{p_t - p_s} \quad (3-1-42)$$

由于水的饱和蒸汽压 p_s 只与温度有关，故空气的饱和湿度 x_s 决定于它的温度与总压。

2. 相对湿度 φ

相对湿度是表示湿空气饱和程度的一个量，它是湿空气里水蒸气分压与同温下水的饱和

和蒸汽压之比 (通常以百分数表示):

$$\varphi = \frac{p_w}{p_s} \times 100\%$$

把此关系代入式 (3-1-24):

$$x = 0.622 \frac{\varphi p_s}{p_1 - \varphi p_s} \quad (3-1-43)$$

3. 热含量 h

湿空气的热含量 (或简称焓) 就是其中绝干空气的热含量与水蒸气热含量之和。为了计算上的便利, 以 1kg 绝干空气为基准。又由于热含量是一个相对值, 计算它的数值时必须有一个计算的起点, 一般以 0°C 为起点, 称为基温。取 0°C 时空气的热含量和液体水的热含量都为零, 所以空气的热含量只计算其显热部分, 而水蒸气的热含量则包括水在 0°C 时的汽化潜热和水蒸气在 0°C 以上的显热。

根据上述原则, 湿空气的热焓可表示如下:

$$h = c_g t + x h_i \quad [\text{kJ}/(\text{kg 干空气})] \quad (3-1-44)$$

式中 c_g ——绝干空气的比热容, 取 1.01kJ/(kg·°C)

t ——湿空气的温度, °C

h_i ——在温度 t °C 下水蒸气的热焓, kJ/kg

水在 0°C 时汽化的汽化潜热 r_0 为 2500kJ/kg, 其比热 c_w 为 1.88kJ/kg·°C, 故水蒸气在 t °C 时的热焓为:

$$h_i = r_0 + c_w t = 2500 + 1.88t$$

代入式 (3-1-44) 得:

$$h = (1.01 + 1.88x)t + 2500x \quad (3-1-45)$$

上式中的第一项为湿空气的显热, 第二项为其中水蒸气的汽化潜热, 这两项都是以 1kg 绝干空气为基准的。

(二) 空气的增减湿原理

空气的增湿或减湿过程是空气与水两相间传热与传质同时进行的过程。本节提到的所谓增湿, 是指增加空气的湿含量; 减湿则是减少空气的湿含量。

当空气与大量水接触时, 其状态变化的路线与终点将依水的初温而改变。设空气的湿含量为 x , 热焓值为 h , 经调节后的湿含量变化值和热焓变化值分别为 Δx 和 Δh , 比值 $\frac{\Delta h}{\Delta x} = \frac{h_2 - h_1}{x_2 - x_1}$ 表示单位湿含量的变化所引起的热焓量改变。

每一空气状态的变化过程, 由于在 $h-x$ 图上变化方向不尽相同, 其相应的 $\frac{\Delta h}{\Delta x}$ 也将不同。如图 3-1-26 所示, 在 $h-x$ 图上, 可绘出代表不同状态改变的多条直线, 它们各有不同的斜率 $\Delta h/\Delta x$ 。

大麦发芽过程空气调节的目的是获得相对湿度接近 100% 并适应发芽温度的湿空气。但在不同地区、不同季节, 空气初态有很大差别。所以应在 $h-x$ 图所示多种变化方向的空气调节过程中, 选取相应的路线及设备。由图 3-1-26 不难看出, 过程 1→4, 1→5, 1→6 和 1→7 都可延伸到与饱和湿度线相交, 因此都有可能根据空气初态和发芽对空气的要求, 从中选取适宜的过程。

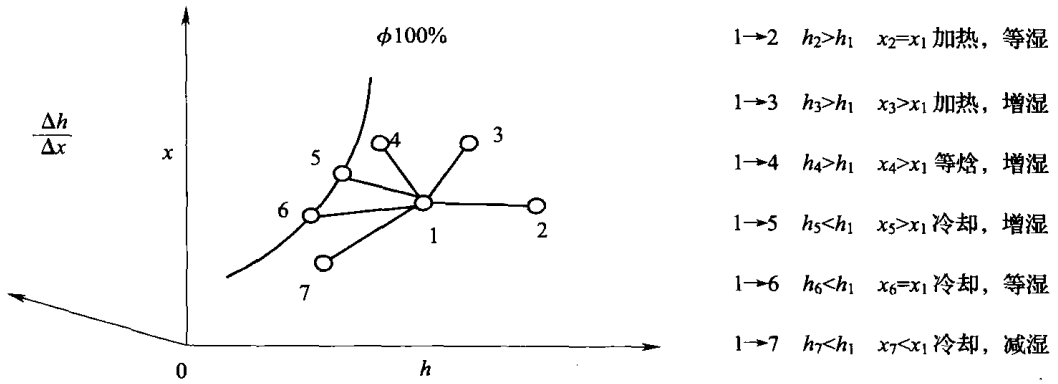


图 3-1-26 空气状态变化过程的方向

在研究如何确定空调方法和选取设备前，首先要明了增（减）湿机理。如图 3-1-27 所示，MN 是水与空气的两相界面，在界面上空气的湿含量为 x_i ，空气主体湿含量为 x ，湿球温度为 t_i ，所以 x_i 就是 t_i 下饱和空气的湿含量。由于 x_i 大于 x ，故在湿含量差 $\Delta x = x_i - x$ 的作用下，空气不断增湿，也就是说，在推动力 Δx 的作用下，水分不断从两相界面传递到空气中去。与此同时也进行着传热过程。由于空气温度高于水温，借助对流给热，热量从空气传递到水，放出显热而空气自身的温度降低，水吸收了显热而升温。但此时，由于水分汽化后把潜热带到空气中，这部分热量的传递方向刚好与上述显热的传递方向相反。空气在这类增湿过程中可近似看做等焓过程。

减湿过程与增湿相反，如图 3-1-28 所示。空气的湿含量 x 超过了界面处的空气湿含量 x_i ，所以水分扩散的方向正好与增湿相反，空气的湿含量不断减少。空气中水分冷凝放出的潜热和空气降温的显热，通过对流给热传给水，变为水的显热，使水的温度升高。

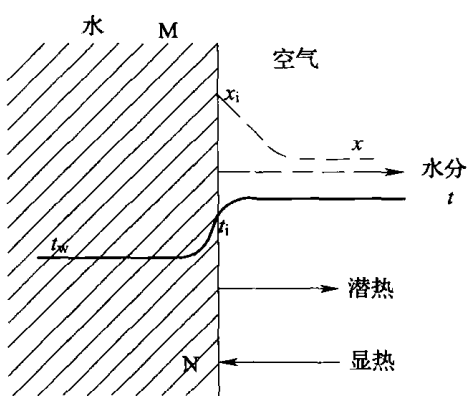


图 3-1-27 空气增湿机理

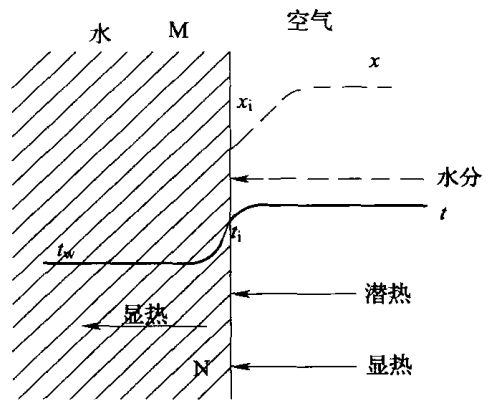


图 3-1-28 空气减湿机理

(三) 空气的增湿和减湿方法

1. 空气的增湿方法

空气的增湿可使用下列几种方法。

(1) 往空气中直接通入蒸汽 当空气初温较低时,可按计算把蒸汽直接喷到空气中混合而实现增湿目的。其结果是空气的湿含量 x 提高了,但温度也随之升高。

在大麦发芽箱的空调中,通常要求进入喷淋室前的空气控制在 20°C 左右。因此当大气温度太低时,可以采用此法,以达到既增湿又升温的目的。实践表明, 1kg 水蒸气足以使 100m^3 空气提高 10°C 。

但采用直接蒸汽增湿的方法,既难于使湿空气达到饱和,又不能使空气降温,故通常在空调中不能单独使用。

(2) 喷水 使水以雾状喷入不饱和的空气中,使其增湿。喷水增湿的方法又有两大类,其一是使喷洒的水量全部汽化后即能使空气达到要求的湿度。该法在生产操作中难于准确控制,因而不便应用。另一种方法是使大量的水喷洒于不饱和空气中,结果使部分喷水汽化后进入空气中,得到近乎饱和的湿空气,并使空气降温。这是应用最普遍的增湿方法。

以上介绍的喷水或通入直接蒸汽的方法的增湿过程,可以用 $h-x$ 图来说明和计算,如图 3-1-29 所示。

设需进行调节处理的空气含干空气 m_1 (kg),湿含量为 x_1 ,热焓为 h_1 ,进入空气的水气质量为 m_f ,热焓 h_f 。混合后所得湿空气的湿含量和热焓分别为 x_2 和 h_2 。

根据质量衡算得:

$$m_2(x_2 - x_1) = m_f \quad (3-1-46)$$

又根据热量衡算得:

$$m_1(h_2 - h_1) = m_f h_f \quad (3-1-47)$$

上两式相除得:

$$\frac{h_2 - h_1}{x_2 - x_1} = \frac{\Delta h}{\Delta x} = h_f \quad (3-1-48)$$

由式 (3-1-48) 看出,不同状态的水或蒸汽,具有不同的焓值 h_f 。所以当空气状态变化时,不同的比值 $\Delta h/\Delta x$ 表明具有不同的状态变化方向。如图 3-1-29 所示,若状态为 1 点的湿空气,同热焓为 h_f 的水(或蒸汽)进行完全混合增湿时,则湿空气状态变化的方向,就是通过点 1 且其斜率为 y_{h_f} 的直线 1—2 所指的方向。点 2 的位置坐标则由下式确定:

$$x_2 - x_1 = m_f/m_1 \quad (3-1-49)$$

(3) 空气混合增湿 使待增湿的空气和高湿含量的空气混合而增湿。这种把两种不同状态的空气混合的方法,可以得到未饱和的空气、饱和空气或过饱和空气。这种混合过程在 h/x 图上的变化如图 3-1-30 所示。

设待处理的空气状态参数分别为 x_1 和 h_1 ,质量 m_1 ;高湿空气的状态参数为 x_2 、 h_2 和具有质量 m_2 ;混合气体的参数为 x 、 h 、 m 。它们在 $h-x$ 图上各有相应的状态点。

据质量衡算和热量衡算:

$$m_1 x_1 + m_2 x_2 = m x \quad (3-1-50)$$

$$m_1 + m_2 = m \quad (3-1-51)$$

$$m_1 h_1 + m_2 h_2 = m h \quad (3-1-52)$$

由上述三式消去 m 后得

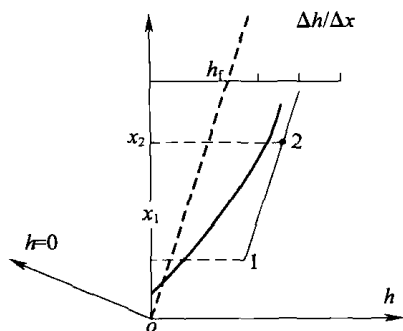


图 3-1-29 空气喷水（或水蒸气）增湿原理

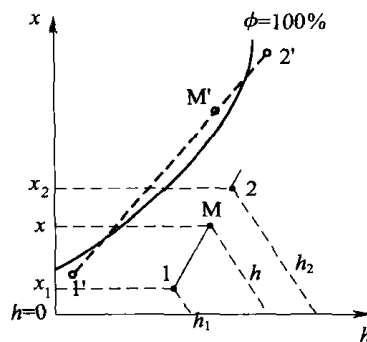


图 3-1-30 空气的混合增湿

$$m_1 (x - x_1) = m_2 (x_2 - x) \quad (3-1-53)$$

$$m_1 (h - h_1) = m_2 (h_2 - h) \quad (3-1-54)$$

式 (3-1-53) 除以式 (3-1-54) 得

$$\frac{x - x_1}{h - h_1} = \frac{x_2 - x}{h_2 - h} \quad (3-1-55)$$

由式 (3-1-55) 可知，代表混合空气状态的点 M，必定在点 1 和点 2 的连线上，M 点的位置由空气的质量比求算，即：

$$\frac{x_2 - x}{x - x_1} = \frac{m_1}{m_2} \quad (3-1-56)$$

由此可以看出，即使混合前空气的状态未达到饱和状态，即如图 3-1-26 所示的点 1' 和点 2'，但它们的混合物，都可达到过饱和状态，如 M' 点所示。

这种利用两种不同状态的空气进行混合的过程，在通风式发芽的空气调节中获得广泛应用。从表层中出来的空气，湿含量高，把其中一部分循环，与补充的新鲜空气混合，再送入空调室重新循环使用，循环的空气量可高达 80%~90%。采用循环通气法，既可降低空调的运转费用，又便于调节通气中的二氧化碳含量。

2. 空气的减湿方法

在讨论减湿方法之前，先回顾前述的图 3-1-27 和图 3-1-28 所示的增湿和减湿机理。就传热而论，空气与水之间存在两种传热方式，一是对流传热，以显热方式传递；另一是伴随水汽扩散的潜热传递。在不同条件下，这两种热流方向有时相同，有时相反，从而导致空气和水温度的升降变化。

空气与界面间的显热传递为：

$$\frac{dq_1}{dA} = \alpha (T - T_i) \quad (3-1-57)$$

空气与界面间潜热传递：

$$\frac{dq_2}{dA} = rK (x_i - x) \quad (3-1-58)$$

空气与界面间的热交换净值：

$$dq = dq_1 - dq_2 \quad (3-1-59)$$

式中 q_1, q_2 ——空气与界面间的显热和潜热交换量，kJ/h

A ——空气与水的界面面积， m^2

α ——传热系数， $kJ / (m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)$

K ——传质系数, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

r ——汽化热 (潜热), kJ/kg

T, T_i ——空气主流和界面的温度, $^{\circ}\text{C}$

x, x_i ——空气主流和界面的湿含量, kg/kg 干空气

由式 (3-1-57) 可知, 当 $T > T_i$ 时, $dq_1 > 0$, 热量由空气传递到气-水界面, 因而空气温度下降; 当 $T < T_i$, 则热流方向是由界面到空气主流, 结果是气温上升, 水温降低。由式 (3-1-58) 可知, 当 $x_i > x$ 时, $dq_2 > 0$, 热量将由界面传至空气, 此时水汽化而使空气增湿; 反之, 当 $x_i < x$ 时, $dq_2 < 0$, 热量由空气向界面传递, 即空气中水分凝缩而引起减湿。由于水汽冷凝会放出热量, 故必须额外增加喷淋水量, 才能使空气冷却操作持续进行。

因此, 空气在喷淋室与大量的水接触时, 究竟增湿或是减湿, 将取决于过程中显热与潜热的净值, 即决定于空气的原始状态、喷淋水的初温、喷淋水量以及喷淋室的其他设计和操作条件。

在高温季节, 对发芽箱的通风须采取冷却减湿操作, 以获得低温饱和空气。此时尽管绝对湿含量有所减少, 但相对湿度仍可达 100%, 以满足发芽箱的空调要求。

空气的减湿, 可采用下列方法:

(1) 喷淋低于该空气露点温度的冷水。欲达到空气的冷却与减湿的调节目的, 须向空气中喷洒温度比空气的露点还低的大量冷水, 可使空气中水分冷凝析出, 使空气减湿降温。如图 3-1-24 所示, 减湿过程的潜热和显热的流向都是从空气到水中, 所以需要增加喷水量, 以强化传热和传质作用。因而减湿设备往往需装设较多的喷嘴。

(2) 使用热交换器把空气冷却至其露点以下。这样, 原空气中的部分水汽可析出排掉, 以达到空气减湿目的。

(3) 空气经压缩后冷却至初温, 使其中水分部分凝集析出, 使空气减湿。

(4) 用吸收或吸附方法除掉水汽, 使空气减湿。

(5) 通入干燥空气, 所得的混合空气的湿含量比原空气的低。

三、空气调节设备及其设计计算

用于通风式发芽的空气调节设备普遍采用加压鼓风式通风, 鼓风机设在空调室进口处。风机的进风口, 接在发芽室的循环风道上, 并装设新鲜空气管道, 在循环通风的基础上补充部分新鲜空气。必要时, 新鲜空气应先进行净化除尘处理。

从鼓风机送出的空气, 首先经过热交换器进行加热或冷却, 使空气在进入喷淋室前, 其温度保持在某一稳定数值上, 以避免外界环境变化的影响, 保证操作稳定。空气经调温后, 进入喷淋室增湿降温。在喷淋室的进口, 装有空气分布板, 以保证空气能均匀进入喷淋室。而在喷淋室出口, 则装设挡水板, 以防止空气把喷淋水滴带出。空气分布板和挡水板通常装设于大型卧式空调室中, 而在立式小型空调室则不常用。卧式和立式空调室是通风式发芽最基本的空调设备。

立式空调室如图 3-1-31 所示。在喷淋室 3 的中间设有立式隔板, 以便增加空气在喷淋室中的停留时间, 并使喷淋时气水的运动方向分成两类: 一排为顺嘴, 另一排则为逆嘴。

立式空调室具有结构紧凑、占地面积小的优点。但生产能力不大，多用于中小型制麦车间，而且多采用一个空调室配一个发芽箱。

另一种空气调节室是卧式的，其工作原理与立式的相同。结构为一大型长方体房间，如图 3-1-32 所示。鼓风机把空气送入空调室中，喷淋室装有若干排对喷的喷嘴，下方水池中装设一溢水管和循环管，水经冷却后可循环使用。卧式空调室生产能力大，多用于大型制麦车间，而且常采用一个空调室供多个发芽箱使用。

麦芽生产所用的空调装置的设计计算，主要包括喷嘴的设计和喷水量的计算，空气分布板和挡水板的设计，以及喷雾室的计算等。

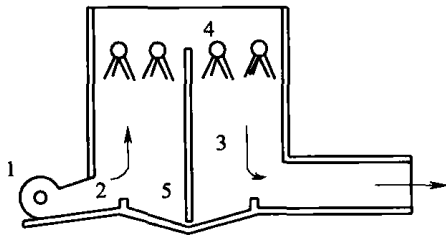


图 3-1-31 立式空调室

1—鼓风机 2—风道 3—喷淋室
4—喷嘴 5—泄水池

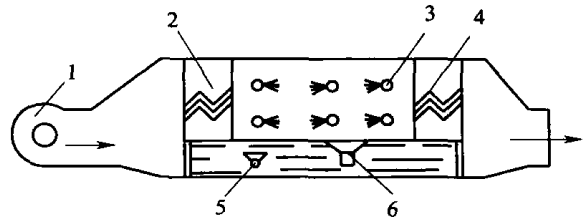


图 3-1-32 卧式空调室

1—风机 2、4—挡水板 3—喷嘴
5—循环管 6—溢流口

(一) 喷水量的计算

喷淋水量是根据喷淋室前后的空气状态参数和湿空气的焓-湿图进行计算的，如图 3-1-33 所示。

在通风式发芽的空调中，当空气初温较高时，普遍采用过量冷水接触空气的操作。假设从麦层出来的空气状态如图 3-1-33 的 2 点所示，使其与状态为 1 点的补充新鲜空气混合，所得的混合湿空气以 M 点表示。M 点状态的空气在喷淋室与冷水接触。换热和传质。由于喷淋水是低温且过量的，所以过剩的喷淋水将吸收空气的显热和冷凝热，使空气温度降低，因此空气状态变化方向最后大体是沿饱和线减湿，冷却降温至 P 点。P 点为湿空气离开空调室时的状态点，也就是进入麦层之前的低温饱和湿空气状态。P-2 线为湿空气通过麦层的操作线，2 点为从麦层出来的空气状态点。

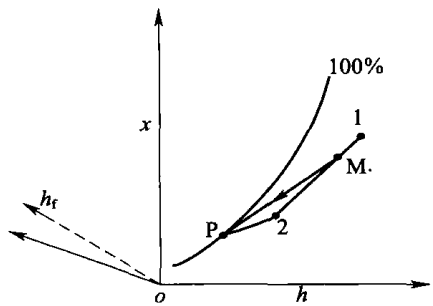


图 3-1-33 喷水量的计算

如果采用循环通气法，点 2 的状态的空气再与 1 状态的空气混合，进行又一次的循环。因此，经过空调室和麦层的一次循环过程，可表示为路径 M-P-2，如图 3-1-33 所示。

喷水室水量可通过下式计算：

$$m_M(h_M - h_P) = Wc(T_1 - T_0)$$

$$W = \frac{m_M(h_M - h_P)}{c(T_1 - T_0)} \quad (3-1-60)$$

式中 W——喷淋室所需水量，kg/h

m_M ——M 点状态的干空气量，kg/h

h_M, h_P ——M 点与 P 点状态湿空气的热焓, kJ/kg 干空气

T_0, T_1 ——喷水的初温和终温, °C

c ——水的比热容, 取 4.2 kJ/(kg·°C)

通常 $T_1 - T_0 = 3^\circ\text{C}$, 所以上式可简化成:

$$W = 7.94 \times 10^{-2} m_M (h_M - h_P) \quad (\text{kg/h}) \quad (3-1-61)$$

发芽箱喷淋水消耗量也可按经验数据计算, 若用地下水 (设水温常年维持 12~13°C), 则冬季耗水量 0.03~0.06 kg/m³ 空气, 夏季为 0.2 kg/m³ 空气。

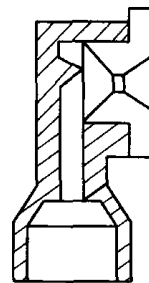


图 3-1-34 Y-1 型喷嘴

(二) 喷嘴的计算

目前广泛使用的喷嘴为 Y-1 型喷嘴, 结构如图 3-1-34 所示。水由喷嘴射出成雾状, 以增大水与空气的接触面积, 有利于空气的增湿或减湿。喷嘴的口径越小, 喷水所形成的雾粒越细, 空气的增湿效果就越好。但是, 喷嘴口径太小, 喷水压力需越高, 使动力消耗增大, 而且喷嘴易堵塞。通常用于增湿空调的喷嘴口径宜选 2~4mm, 相应的喷水压力以 98~294kPa (表压) 为好。

喷嘴材料多用铜、尼龙或聚苯乙烯塑料, 此外还可用铝的喷嘴体配以铜质喷嘴。其中以铜质喷嘴最耐磨耐用, 尼龙喷嘴也常用, 而聚苯乙烯材质的喷嘴容易损坏。

不同口径的 Y-1 型喷嘴在不同操作压力下的喷水量如表 3-1-12 所示。

表 3-1-12

Y-1 型离心喷水量 q 值

单位: kg/h

喷水压力/ Pa (表压)	9.8×10^5	1.22×10^5	1.47×10^5	1.71×10^5	1.96×10^5	2.2×10^5	2.44×10^5	2.69×10^5	2.94×10^5
3.0	185	205	225	242	260	278	302	310	322
3.5	210	235	260	282	305	320	345	360	380
4.0	237	270	295	325	350	375	395	425	450
4.5	264	300	330	360	381	412	450	475	500
5.0	300	328	362	398	430	462	495	520	550

在我国除了 Y-1 型喷嘴外, 还出现了 BTL-1 型双螺旋离心喷嘴, 具有喷水量大, 雾化效果好, 耗电省等优点。

喷嘴的排列与气流方向有对喷、逆喷和侧喷等方式。水雾越细, 对增湿越有利。通常, 每排喷嘴间距可取 0.6m, 喷嘴的平面密度可选 13~24 个/m²。喷嘴的平面排列以正三角形方式最普遍, 中心距取 0.24~0.35m, 喷嘴与壁面距离取 0.09~0.18m。

根据计算出的喷水量 W , 另从表 3-1-12 查取每个喷嘴的喷水量 q , 则所需喷嘴个数 n 可按下列式计算:

$$n = \frac{(1.03 \sim 1.05)W}{q} \quad (3-1-62)$$

(三) 挡水板的计算

在大型卧式空调室中, 为了使空气均匀进入喷淋室与水雾接触, 并使离开喷淋室的湿空气与多余的水滴分离, 所以在空调室的进出口设置了空气分布板和挡水板。

空气分布板和挡水板通常由 0.6~1.0mm 的镀锌钢板制成。分布板的折数为 2~3 折，挡水板为 4~6 折，折角为 $90^\circ\sim 120^\circ$ ，板间距为 25~40mm，其结构示意图如图 3-1-35 和图 3-1-36 所示。

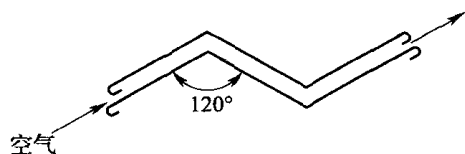


图 3-1-35 空气分布板结构

显然，折角小、折数多、板间距小，则被空气夹带穿越挡水板的水雾水滴就少。试验表明，当折数为 4，板间距 40mm，折角 90° ，风速 2.1m/s 时，空气流过挡水板的阻力损失为 49Pa，带出水量为 0.4~2.4g/kg 空气。

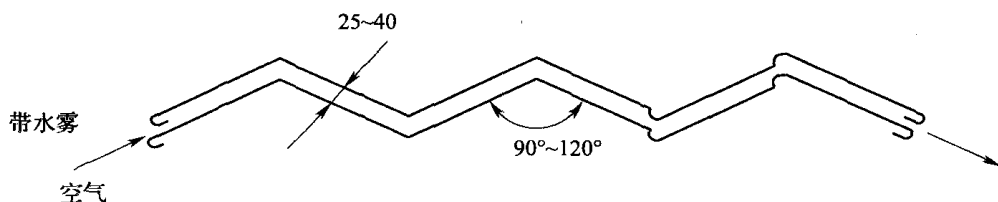


图 3-1-36 挡水板结构

(四) 喷淋室的计算

空气通过喷淋室的流速取 2.5~3.0m/s，喷淋室矩形断面的高宽比以 1.1~1.3 为宜。结合通气量，则可确定喷淋室的尺寸。

喷淋室外壳通常用 2~4mm 厚的钢板制成，也可用砖或混凝土结构，其断面以矩形为好。

思考题

1. 空气深层介质过滤除菌机理及除菌效果。何谓空气过滤的临界速度？如何选择操作气速？
2. 推导深层介质空气过滤除菌的对数穿透定律。
3. 写出棉花和活性炭为过滤介质的总过滤器中填充物料的安装程序。通常情况下，棉花和玻璃纤维的充填密度各为多少？
4. 简述空气过滤除菌系统各主要设备的作用。
5. 为味精生产工厂设计一个良好的空气过滤除菌流程，并说明其特点。
6. 参考本章 [例 3-1-1]，计算特定条件下纤维介质深层过滤器的直径和滤层厚度。
7. 空气过滤器的结构型式及适宜的操作气速。
8. 空气调节的增减湿机理，试用最简单的恒温绝热增湿过程示意图说明。
9. 空气增减湿的主要方法有哪些？发芽箱的空气调节通常用什么增湿方法？

参 考 文 献

1. 段开红主编. 生物工程设备. 北京: 科学出版社, 2008.
2. 陈国豪主编. 生物工程设备. 北京: 化学工业出版社, 2007.
3. 肖冬光主编. 微生物工程. 北京: 中国轻工业出版社, 2004.
4. 姚汝华主编. 微生物工程工艺原理. 广州: 华南理工大学出版社, 2002.

5. 梁世中主编. 生物工程设备. 北京: 中国轻工业出版社, 2002.
6. 曹军卫编著. 微生物工程. 北京: 科学出版社, 2002.
7. 梅乐和等编著. 生化生产工艺学. 北京: 科学出版社, 2001.
8. 熊宗贵主编. 发酵工艺原理. 北京: 中国医药科技出版社, 1995.

第二章 设备和管道的清洗与杀菌

第一节 生物工业加工设备和管道的清洁与杀菌的目的和意义

无论在工业生产或实验研究，生物加工过程的设备及管道的清洗与杀菌都非常必要。这两个主要原因，一是生物工业加工设备和管道的洁净可以使潜在的污染危险降至最小，这也有助于防止设备或管道污垢的生成。例如，培养基贮罐中的残留营养物质会成为杂菌良好的营养源，细菌等可以利用此营养而迅速繁殖，这样在下一批培养基配制过程直到杀菌前，其中的营养物质可能会被迅速繁殖的杂菌大量消耗，不仅使培养基质量下降，导致原材料和能源消耗增加，且增加了发酵染菌的危险。这也有助于防止设备或管道污垢的生成。第二个原因是在许多工业生产过程如食品加工和制药行业，几乎各国都有相关的法规去保证一定的卫生要求。

一、工业污垢的来源

工业污垢的来源是多方面的，主要有以下几个方面。

1. 生产原料和产品

生产和中间事物或产品与设备和管道接触，有些回沉积于设备的表面，随着时间的延长而增厚，形成物质垢。比如生物工业中常用的培养基中富含糖、蛋白质的成分易结垢，加热灭菌后易生成焦糖和变性蛋白等，这些物质附在罐壁上则更难除去。如果使用水是重水，则也容易逐渐结垢。对于通气发酵或其他对于通气发酵或其他有泡沫生成过程，则泡沫会把生物细胞和变性蛋白夹带留在罐顶；放罐后底部会残留大量的菌体，则这些菌体和产物等将成为主要的污染物。对于高需氧的生物反应，培养基中微生物细胞浓度高，或高黏度的真菌发酵和植物细胞培养中，往往有大量的生物细胞附于反应器壁上生长。因此在放罐后不可避免在罐内残留大量的生物细胞。

2. 冷却介质

如冷却水因含有 $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ 、 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 等无机盐，当其受热时，随着水分的蒸发、无机盐浓度的增加，有的发生分解而生成难溶于水的“水垢”，沉积于冷却系统的内表面形成无机盐垢。

3. 微生物

生产中的微生物以及滋生在水、土壤中的微生物在设备和管道的表面生成微生物污垢。

4. 腐蚀产物

设备和管道金属材料在环境介质、生产原材料和产品中的腐蚀性物质的作用下易腐蚀，产生腐蚀产物，形成“锈垢”。另外还在一些因大气腐蚀、机械油渗入等引起的污垢等。

二、设备和管道污垢的危害

生产设备和管道在受到各种污染，形成污垢能造成的危害主要有以下几个方面。

1. 影响生产的正常运行

严重的污垢沉积，使生产设备的生产效率降低，甚至不能正常运行。例如，富含营养物质的发酵液的残留易导致杂菌感染。

- (1) 杂菌大量消耗营养基质和产物，使生产效率和收率下降。
- (2) 杂菌及其代谢产物会改变发酵液的物化及流变特性，妨碍产物的分离纯化。
- (3) 杂菌可能会直接以产物为基质，因而造成产物生成量锐减而导致发酵失败。

2. 增加生产的能耗和成本

一些工业设备，如换热器等，在使用过程中会逐渐形成各种类型的水垢、锈垢和生物垢等。由于污垢的传热系数远远低于金属，造成燃料的巨大浪费。污垢的传热系数见表 3-2-1。

表 3-2-1 金属与污垢传热系数的比较

项 目	传热系数 / [kcal/ (m ² · h · °C)]
碳钢	40~45
铜	260~340
一般水垢	1~2
硫酸盐水垢	0.5~2
碳酸盐水垢	0.4~0.6
硅酸盐水垢	0.2~0.4
油脂膜	0.1

3. 影响设备材料性能和设备寿命

金属材料的污垢，如吸湿性的尘土和无机盐，容易吸附大气中的腐蚀性气体等，进而腐蚀金属的表面，使金属失去光泽，产生麻点，强度下降。同时产生氧浓差腐蚀或电偶腐蚀，使材料的性能改变，设备的使用寿命缩短。

除上述危害外，污垢对设备的危害有很多，如产品的质量的下降。引发多种安全事故，造成水资源浪费等。

三、设备和管道清洗的目的

由于污染对生产和设备会造成诸多危害，故有必要对设备和管道进行清洗。

- (1) 维持正常生产，延长设备寿命。定期或不定期地清洗生产设备的污垢，可达到维持设备的正常运行，控制设备腐蚀，延长设备寿命的目的。
- (2) 提高生产能力，改善产品质量。通过清洗可减少生产中染菌几率，提高生产能力和质量，提高原料利用效率。
- (3) 减少能耗，降低生产成本。
- (4) 减少生产事故，有利人体健康。

(5) 改善设备外观, 净化和美化环境。

四、生物工业设备和管道的清洗和杀菌

需要清洗除去的污垢物的种类随发酵生产及过程产物等不同而改变的。如青霉素发酵生产设备与动物细胞培养设备的清洗方法是不同的。然而, 我们还是可以辨认出伴随着发酵过程和设备而产生的污染物。培养基贮罐是很容易结垢变脏, 发酵罐也易污染结垢, 尤其是培养基在罐中实消时。

除上述设备外, 用于分离回收产物的设备和管路因营养物质的积聚而导致高污染, 如板框式过滤机、转鼓式过滤机等往往积聚大量的生物细胞等。

如果目的产物不是细胞而是其代谢产物, 那么发酵液中包含了产物和副产物等, 还有随后的分离纯化步骤中加入的化学试剂。其中, 蛋白质类是最普遍的污染源。当然, 蛋白质未受热变性, 还是较易清洗除去的。可见, 细胞及蛋白质等的残留积聚和结垢, 会孕育着发酵培养的交叉感染的可能性。彻底地对设备和管路的清洗是消除交叉感染隐患的根本方法。

最后补充说明的是设备外部的清洗。通常, 发酵培养液等往往泄漏到设备外部, 故必须保持设备外部和管路等外壁的清洁, 应及时清洗除去会引起污染的泄漏营养物质。

以下着重介绍有关设备和管路的清洗方法清洗剂及设备, 消毒杀菌方法及设备并重点介绍反应器及空气过滤系统的杀菌, 还介绍便于实现卫生无菌生产的设备及管件的设计。

第二节 常用清洗剂、清洗方法及设备

一、生物工业常用清洗剂

许多清洗剂都是混合物, 是水溶性的, 因为用水作溶剂可使成本降到最低。

1. 清洗剂

表 3-2-2

常用清洗剂

分 类	常用清洗剂
无机酸	盐酸、硝酸、硫酸、磷酸、氢氟酸
有机酸	柠檬酸、EDTA (乙二胺四乙酸) 氨酸、磺酸、乙酸、甲酸
碱洗涤剂	氢氧化钠、碳酸钠、磷酸盐、硅酸盐
钝化剂	亚硝酸钠、联氨、双氧水、磷酸盐、苯甲酸
助剂	缓蚀剂、还原剂、助溶剂、铜离子掩蔽剂、表面活性剂、杀菌灭藻剂

理想的清洗剂应是具有能溶解或分解有机物, 并能分散固形物, 具漂洗和多价螯合作用, 而且还具有一定的杀菌作用。但是至今仍未有一种单一的洗涤剂具有上述的所有性质, 这也是目前所有的清洗剂都是由碱或酸、表面活性剂、磷酸盐或整合剂等混合而成的原因。培养液富含糖、蛋白质等成分, 因此易积垢。若培养基在罐中加热灭菌, 易生成焦糖, 和变性蛋白质反应后附在罐壁上则更难除去。还有, 如果使用的是重水, 则也容易逐

渐结垢。

生物过程设备需要能很好地溶解蛋白质和脂肪的洗涤剂,烧碱溶液是其中较好的一种,而硅酸钠是一种良好的水溶液分散剂,它对于稠厚的积垢如细胞残渣的分散是十分有效的。另外,磷酸三钠使用也很普遍,因为有良好的分散性和乳化性,故有良好的漂洗性能。

在生物加工设备的清洗过程,酸的使用较少,只用于溶解碳酸盐积垢和某些金属盐积垢。当然,若清洗用去离子水,那酸的使用则更少。硝酸能使金属表面钝化,可用于焊接表面的防腐蚀。

分散剂例如 EDTA 和葡萄糖酸钠可以防止水中离子形成沉淀,在培养基制备例如微藻培养中使微量金属离子络合并分散就需添加适量的 EDTA。为了有效地发挥洗涤剂的作用,有时还添加表面活性剂以减少水合物的表面张力并有分散和乳化效能。表面活性剂可分成阴离子型、阳离子型、非离子型或两性化合物,按需清除的污垢物的类型而选择不同的表面活性剂。

用于清洗罐或管道的典型的清洗剂配方如表 3-2-3 所示。其浓度控制在 0.2%~0.5%,各种有效成分的配比根据不同的使用场合而适当改变。对于某些设备如某些材料的膜不能耐受强烈的清洗剂,此时可用含酶的(通常是碱性蛋白酶)的清洗剂。若使用此类含蛋白酶的清洗剂,在分离纯化蛋白类产物时必须彻底把清洗剂漂洗除干净。

表 3-2-3

典型洗涤剂溶液配方

单位: g/L

应用场合	罐 CIP 清洗系统用	管道清洗用	应用场合	罐 CIP 清洗系统用	管道清洗用
氢氧化钠	4.0		硅酸钠		0.4
磷酸三钠	0.2		碳酸钠		1.2
表面活性剂		0.1	硫酸钠		1.2
三聚磷酸钠		1.0			

2. 消毒杀菌剂

通常,生物工业设备是用蒸汽加热杀菌的,化学消毒杀菌剂只应用在少数场合。只有当设备或管路不能耐受高温时才使用化学消毒法。

氯是常用的氧化剂和杀菌剂。它具有价格低廉、有效、使用方便等优点至今在许多工厂应用,甚至在饮用水中也大都采用氯气进行消毒灭菌。一般认为起杀菌作用的主要是 HClO, ClO⁻ 的杀菌作用只有 HClO 的 1%~2%。一般说来,只要在循环冷却水中保持 (0.5~0.1) × 10⁻⁶ 的余氯,那么水中的微生物就可以得到很有效的控制。近几年,稳定的二氧化氯因其优越的性能而逐渐取代氯气。ClO₂ 的杀菌能力是 Cl₂ 的 25 倍,且具有使用剂量小、作用快、效果好的优点。虽然,氯气杀菌对许多金属包括不锈钢都有腐蚀作用,但在 pH8.0~10.5 的溶液中,在较低的温度下,用 50~200mg/L 的氯气浓度并尽量缩短与设备的接触时间,可使腐蚀作用降到最小。当然应以保证杀菌的有效性为前提。与氯气相比,使用季铵化合物消毒对设备的腐蚀性较小,但当在较低浓度和较低温度下其消毒效能相对低得多。例如,某些假单胞菌 (*Pseudomonas*) 就能耐受季铵盐而不被杀灭。

3. 特殊清洗试剂

在某些场合，需要把与有机物表面紧密结合的蛋白质分离洗脱出来，例如色谱分离柱树脂的处理。这些树脂是较易被烧碱等强力洗涤剂破坏。在这些场合下可使用尿素和氯化胍等化合物，需高浓度（约 6mol/L）才能洗脱蛋白质，如常用 6mol/L 的氯化胍溶液清洗蛋白质 A 亲和色谱柱，结合在填充柱介质上的免疫球蛋白和清蛋白就容易被清洗而不损坏分离介质。

二、设备、管路、阀门等管件的清洗

传统的清洗设备的方法是把设备拆卸下来用人工或半机械法清洗。但这有许多缺点，如劳动强度大，效率低，对操作工人的安全也不易保障，花费在清洗与装拆的时间长，且对产品的质量也易造成影响。现在，大规模的现代化生产已普遍采用 CIP 清洗系统（Clean in Place，即在位清洗），用机械使清洗剂在设备中循环，清洗过程可自动化或半自动化。当然，有些特殊设备还需用人工清洗。

1. 设备及管道材料对清洗的影响

(1) 目前很多酿造设备和管道由铬镍钢或不锈钢制成，最大的优点就是对酸和碱不敏感，但需要注意以下两点：首先必须保证焊缝的磨平和内壁的抛光，即保证容器、管道的内壁光滑；其次选用清洗剂和杀菌剂时，要检查材料的组成和承受性，如有的钢材会被含氯、次氯酸的清洗剂腐蚀。

(2) 软管只能用弱碱清洗，硝酸和铜离子等会加速软管的老化，现在已越来越少用。

(3) 不同材料制成的密封圈有不同的硬度、弹性、拉伸极限以及耐温和膨胀性，清洗时必须充分了解密封圈的材料，采用不同的清洗温度、浓度和清洗剂。

2. 管件和阀门

下面介绍一典型的管件清洗操作程序，如表 3-2-4 所示。

表 3-2-4 管件清洗的操作程序

操作步骤	清洗时间/min	温度	操作步骤	清洗时间/min	温度
(1) 清水漂洗	5~10	常温	(4) 消毒剂处理	15~20	常温
(2) 洗涤剂出条	15~20	常温~75℃	(5) 清水漂洗	5~10	常温
(3) 清水漂洗	5~10	常温			

管件和阀门的清洗一般采用循环清洗方式，这种清洗方式具有以下优点：

(1) 使清洗液在管线内处于流动状态，可以使设备各个局部位置清洗液的温度、浓度和金属的温度保持均匀，避免因温差和浓度造成腐蚀。

(2) 根据出口清洗的分析结果，判断清洗的进程及结果状态。

(3) 清洗液循环起搅拌冲刷和剥离作用，有利于污垢的彻底清洗。

通常，清洗过程容器中液流速度在 1.5m/s 即可获满意的清洗效果。实验结果证明，洗涤剂湍动强烈即雷诺数较高时可获得较好的洗涤效果。若洗涤剂流速高于 1.5m/s，会产生副作用；清洗时间也无需太长，多于 20min 也不会明显提高清洗效果。

要注意用洗涤剂清洗时不可使用太高的温度，因为在较高的温度下易导致残留糖分的

焦糖化、蛋白质变性及醋的聚合反应等。由于这些反应所形成的产物难以清洗除去。实践证明，75℃左右的温度应是最高操作温度，在发酵或生物反应过程完毕后应马上对设备、管路及管件等进行清洗，否则残留物干固后就更难以清洗去除。

设备清洗完毕后，应及时把洗水排干净再使之干燥后备用，这样可避免设备内在某处积水而导致微生物繁殖。

3. 罐的洗涤

对于罐的洗涤，常用的方法是使之充满一定浓度的洗涤剂并浸泡之。但这实际上只用于小型罐。对于大型罐，通常是在罐顶喷洒洗涤剂，借助洗涤剂对罐壁上的固形残留物的冲击碰撞作用达到清洗效果，这不仅可节约大量的洗涤剂，而且可使用较低浓度的洗涤剂便可达到良好的清洗效果。通常使用的两类喷射洗涤设备为球形静止喷洒器和旋转式喷射器。前者结构较简单，设备费用也较低，没有转动部件，可提供连续的表面喷射，即使有一两个喷孔被堵塞，对喷洗操作影响也不大，还可自我清洗；但因喷射压力不高，故所达到的喷射距离有限，所以对器壁的冲洗主要是冲洗作用而非喷射冲击作用。而旋转式喷射器可在较低喷洗流速下获得较大的有效喷洒半径，且冲击洗涤速度也比喷洒球大得多；但其喷嘴易发生堵塞，故操作稳定性不及静止式喷洒球，也不能自我清洗，因有转动密封装置，故制造及维护技术要求较高，设备投资较大。

典型的罐清洗流程与管件的清洗是类似的。若罐内装设有 pH 和溶氧电极等传感器对洗涤剂敏感时，应先把这些传感器拆卸下来另外进行洗涤，然后待罐清洗好后重新装上。

在罐或管路洗涤过程必须按规程小心操作，避免把有腐蚀性的洗涤剂淋洒到头或手等身体上。更应注意的是必须注意设备的热胀冷缩及会否产生真空，当加热洗涤后转为冷洗时会产生真空作用，故应在罐内装设真空泄压装置，以免损坏。此外，为安全起见，所有的水泵都应有紧急停止按钮。

4. 生物加工下游过程设备的清洗

在回收细胞或液体除渣澄清过程中常使用碟片式离心机，若细胞浆不太黏稠时，设备还是不难清洗的，否则就较难清洗，往往要用人工清洗才能获得较好的清洗效果。

对错流的微滤或超滤系统常使用 CIP 系统清洗。但长时间使用之后，一层硬实的胶体层将在膜表面形成，且这些胶体分子能进入膜孔之中，此时用洗涤剂和清水循环轮换洗涤就很有必要。必要时，最好能对膜分离系统进行反向流动洗涤，以便在泵送作用下清洗剂把残留物从膜孔中洗脱出来。当然，能否反洗需视膜能否承受反洗压力而定。此外，还必须知道有些滤膜是不能耐受腐蚀性的化学试剂或较高的清洗温度的。

色谱分离柱的清洗有其特殊性。通常，填充的 HPLC 介质对高 pH 是较敏感的。所以不能耐受 NaOH 等碱性洗涤剂。在这种情况下可用硅酸钠代替。若色谱系统使用的是软性介质，则只能在较低的压力和流速下进行清洗。若此介质不能耐受强碱，则只能延长清洗时间。又如在某些情况下（如在位冲洗）不能提供充足的清洗度时，应将填充基质卸下来再用洗涤剂浸泡洗涤。

设备的内径和长径比是影响洗涤效果的重要参数，如长而细的设备比短而粗的洗涤效果往往好得多。

5. 辅助设备的清洗

辅助设备，如泵、过滤器、热交换器等的清洗是比较简单的，但也必须注意下述的两

个问题。

一是空气过滤器常被发酵罐冒出的泡沫污染，故不易清洗干净，必要时需用人工进行认真清洗。同样，也适用于液体过滤的装置。

二是换热器的清洗，无论何种热交换设备，若是用于培养基的加热或冷却，则换热面上的结垢或焦化是很难避免的，也不易清洗。为减少此问题，适当提高介质的流速是有效的。

6. 去致热物质

在生物工程药物生产过程，从产物中去除致热物质和内毒素是十分重要的，但往往也不易做好。实践表明，确保设备的清洁和不被杂菌污染繁殖是除去致热物质和内毒素的有效方法。通常，清洗过程用 0.1mol/L NaOH 溶液浸洗是有效的。

7. 仪器清洁

用于清洗仪器的便携式真空清洁器、管道真空装置已研制开发成功。用于杀灭细菌、真菌和抗病毒的洗涤剂产品已在市场销售。对仪器清洁时，往往在一间密封良好的无菌消毒室中进行，用甲醛等杀菌剂进行熏蒸消毒。

8. 清洗效果的影响因素

(1) 清洗剂的组分及浓度 不同的清洗剂具有不同的化学作用力，虽然高浓度清洗剂可提高清洗效果，但会增加洗涤成本，而且清洗后需大量水冲洗残留物质，所以确定浓度时需要综合考虑。

(2) 清洗液的温度 合理的清洗温度能加速污染物的溶解和脱离，提高温度会加快污染物与洗涤液的反应速度；同时可降低清洗液黏度，提高可溶物的溶解度；对被洗容器管道等具有杀菌作用，能够达到一定的生物清洗效果。但温度高会增加供热成本，可能使脏物在容器或管道表面焦化或者结垢，同时会对被洗涤设备产生影响。如高温会破坏锥型发酵罐内涂层材料以及橡胶垫圈等对温度敏感元件的密封性。

(3) 清洗时间 清洗时间越长，清洗效果肯定会更好，确定时间需结合清洗剂的流量、清洗剂有效组分的作用时间等因素，达到时间尽量短而效果好的目的。

(4) 液体喷冲产生的机械作用 主要是清洗压力和雷诺准数 (Re)。清洗压力一般控制在 0.15~0.6MPa，喷射压力太高会使清洗液呈雾状喷射，反而效果降低。工业上一般认为 $Re > 3000$ 即视为湍流，可达到最佳清洗效果。

(5) 水 水是一种常用的清洗剂，一般的有机、无机物都能溶解在水中。洗涤用水的生物纯净性要好，尤其是回收使用的热水及最后用的无菌水，要避免由于水导致清洗后的容器管道等再次污染；Cu、Fe 等金属离子含量低，以免残留后对菌种微生物产生毒害作用；硬度适中，不易水垢、不易堵塞洗涤剂（球）等。

9. 啤酒厂糖化及酿造部分 CIP 清洗工艺

啤酒厂糖化及酿造部分 CIP 清洗应注意以下事项：清酒罐采用酸洗，可以避免二氧化碳的损失；发酵罐采用碱洗，需在二氧化碳排空后再进行，以免造成负压；回收泵的功率一般为洗涤泵功率的 1.2~13 倍，防止泡沫、残液等滞留在容器底部；一种消毒剂使用一段时间后最好更换，防止污染菌产生抗药性；大罐碱洗时采用间歇式清洗，能够更好的达到清洗效果；要定期开罐检查清洗效果，检查 CIP 系统运行是否正常，有无清洗死角。表 3-2-5 和表 3-2-6 是啤酒厂糖化和酿造部分及罐装部分 CIP 清洗工艺。

表 3-2-5 啤酒厂糖化和酿造部分 CIP 清洗工艺

程序	清洗类型	推荐配方	时间/min	温度/℃	频率
糖化设备和麦芽汁管道	热碱	NaOH 2%~3%	40	80~85	每天
麦汁过滤机	热碱清洗后再用酸洗	清洗: NaOH 3.5% 冲洗乳酸 1%	60	80	每周
酵母扩培、储存罐	冷碱清洗	NaOH 2%~3%	30	冷	每次使用
	在线杀菌剂消毒	过氧乙酸 0.2%	10	冷	每次使用
	蒸汽消毒		30	105	每周
发酵罐	冷碱清洗	NaOH 2%	30	冷	每次使用
	在线杀菌剂消毒	过氧乙酸 0.2%	10	冷	每次使用
	去啤酒石大洗	组合清洗剂	120	冷	每年
离心分离机	热碱清洗	NaOH 2%	40	80~85	每周
	热水消毒	热水	30	85	每次使用
所有管路	热碱清洗后再用常温水冷却	NaOH 2%~3%	40	80~85	每 2 天
	热水消毒	热水	40	85	每两天, 与热碱洗交替
	酸清洗后再用常温水冷却	硝酸 0.5%清洗	30	冷	每 3 个月
过滤缓冲罐	冷碱清洗	NaOH 2%~3%	30	冷	每次使用
硅藻土过滤机	热碱清洗	NaOH 2%	30	80~85	每次使用
	热水消毒	热水	30	80~85	
添加剂储罐和给料管路	冷水冲洗在线杀菌剂消毒		20	冷	每次使用
清酒罐	组合酸洗和在线杀菌剂消毒	组合酸产品	30	冷	每次使用
去啤酒石大洗	组合清洗剂		120	冷	每年
所有气体 (CO ₂ 、空气) 线路	蒸汽灭菌		30	105	每周

表 3-2-6 啤酒厂罐装部分 CIP 清洗工艺

程序	清洗类型	推荐配方	时间/min	温度/℃	频率
酒机	专用热碱洗	1.5%~1.8%	30	60	每 2 天
	热水洗	/	35	80	每 2 天, 与热碱交替
瓶	热碱清洗后再用热水消毒	NaOH 2%热水	20	85	/
过滤器、压盖机、星形轮	泡沫消毒	过氧化物泡沫	15	冷	每天

续表

程序	清洗类型	推荐配方	时间/min	温度/℃	频率
隧道式巴氏灭菌器或温瓶机	机洗	热水	30	85	每周
管道	热碱	NaOH 3%	30	85	每天
洗瓶机槽	人工清洗	水洗	60	冷	每月

三、CIP 清洗系统及设备

CIP 清洗是指在被清洗的设备、容器及管路不动的情况下,通过机械力让洗涤剂循环,进行完整彻底地清洗。CIP 清洗技术运用物理和化学方法对生产线的设备、容器、管路中的残留液体等滋生微生物的物质和存在的微生物进行可靠的清除,使设备、管道满足清洁、无菌的条件,避免对生物产品质量产生危害。CIP 清洗系统有多种形式,传统上是一种一次性洗涤系统,即消毒剂只供使用一次即舍去。随着先进设备的出现,在保证不发生交叉感染的同时,重复利用消毒清洗剂是可取的。新近的研究表明,若考虑化学试剂、仪器、能量、人工和损耗时,一个可重复利用的化学试剂系统比用热水系统要便宜得多,当然,其处理费用的高低应视不同地区而变化。

一次性使用系统适用于那些贮存寿命短、易变质的消毒剂,或是设备中有较高水平的残留固形物致使消毒剂不宜重复使用。一次性使用系统是较小型的固定的单元装置,其结构示意图如图 3-2-1 所示。它包括一个含有进水孔及水平探针的罐和一台离心泵用以驱动洁净的洗涤剂的循环利用,并设有一喷射口以通入加热蒸汽或使经计量泵计量的洗涤剂的添加。

若某生产设备只用于生产单一产品,那么洗涤剂可重复利用,不仅可节省洗涤剂用量,而且可减少排污对环境的污染。可把回收的洗涤剂贮存于罐中加热到操作温度后再循环使用。图 3-2-2 给出了洗涤剂重复利用系统,其中有新鲜洗涤剂贮罐、水回收罐等。使用循环回收用水配制初洗涤液,这样可节省用水;配料罐内有换热蛇管,用以加热洗涤剂,用泵使洗涤剂循环。从贮罐中心取样测量洗涤剂浓度以保证其正常值。当然也需配置中和罐以备加酸对碱性洗涤剂进行中和。

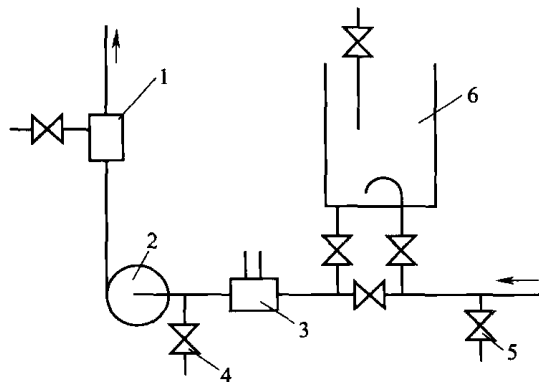


图 3-2-1 一次性使用的 CIP 系统

1—过滤器 2—循环泵 3—喷射器
4—蒸汽进口 5—排污阀
6—洗涤剂贮罐

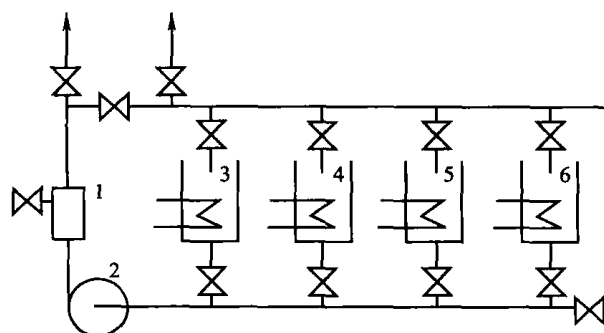


图 3-2-2 洗涤剂重复利用的 CIP 系统

1—过滤器 2—循环泵 3—新鲜洗涤剂贮罐
4—回用洗涤剂 5—热水罐
6—回收水贮罐

近年来还研究开发了集一次性和循环使用于一体的混合系统。这些单元设备是对罐和管道的 CIP 系统而设计的，由预定程序实行控制。由不同洗涤剂配比混合组成的洗涤液对设备的洗涤时间和温度有所不同。下面展示的是简单的混合洗涤系统，如图 3-2-3 所示。由图可见，该系统包含洗涤剂及水的回收罐、循环泵、过滤器等。预洗用水可使用回收水，用完后可直接排放掉或贮留一段时间以进行中间洗涤然后再排走。要控制一定循环时间，也可把不同洗涤剂混合使用。如果需要，也可用化学洗涤剂。要确保洗涤温度在预定的范围内。洗涤剂及漂洗用水循环使用一定次数后，当其所含的污脏物达到一定浓度后就不宜回收而需排放废弃。

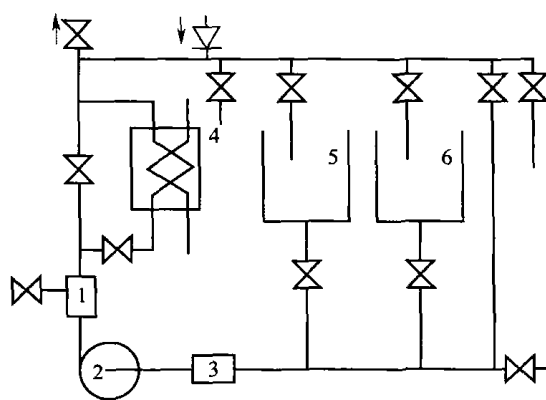


图 3-2-3 多次使用的 CIP 洗涤系统

1—过滤器 2—循环泵 3—喷射器
4—混合加热罐 5—洗涤剂罐 6—回用水回收罐

现代的 CIP 清洗系统应是较理想的自控系统，整个清洗过程是全自动或半自动控制的。经验证明，采用电磁阀进行自控可减少操作误差、清洗时间及洗涤剂用量。

四、清洁程度的确认

与其他加工处理过程类似，清洁过程也必须认真控制以确保设备的卫生程度符合要求，防止交叉感染。清洁程度的确认必须进行检验，检验系统和方法包括设备检验、操作检验和成效检验。

1. 清洁程度的检验

成效检验要求设备能完成它的设计任务，包括一次性的或重复使用清洗操作系统。试验通常进行 3 次，且每次均要求设备处于正常的操作状态并符合要求。

设备安装及操作期间的检验与其他过程类似。但操作的检验必须是相应特定的，即处于手动状态。执行清洗程序时进行检验，以确保其操作具有预定的成功准则，其中包括去除设备不同部位残留的污脏物、清洗程序的执行，然后分析这些地方污脏物质的各种残留成分的情况。

2. 表面清洁的规范

- (1) 必须无残留固体污脏物或垢层。
- (2) 在良好光线下无可见污染物，且在潮湿或干的状况下，表面均没有明显的气味。
- (3) 用手摸表面，无明显的粗糙或滑溜感。
- (4) 把白纸印在表面后检查无不正常颜色。
- (5) 在排干水之后表面无残留水迹。
- (6) 在波长 340~380nm 光线检查表面无荧光物质。

但由于上述的规范大多带有主观性，故还应进行一些定量的检验，主要是检查蛋白质和细胞残留物，下面分别给予介绍。

3. 蛋白质污脏物清洗的检验

(1) 用标准浓度蛋白质溶液把某表面润湿后再使其干燥，置于某容器或管路中作试验表面。

- (2) 按工艺规程对含上述试验表面之容器或管路进行洗涤操作。
- (3) 取出试验表面并把水甩干去掉。
- (4) 用硝化纤维纸压在表面上以检查蛋白质的残留情况。
- (5) 把此硝化纤维纸浸入考马斯亮蓝液后放入醋酸溶液中过夜，观察蓝色的深浅就显示了蛋白质残留的多少。

4. 清洗后残留细胞的检验

- (1) 在一试验表面上涂布已知的微生物细胞并干燥之，然后放置入容器或管路中。
- (2) 按工艺规程执行清洗操作。
- (3) 把试验表面从罐或管路中取出并甩干水。
- (4) 把试验表面印在固体培养基上恒温培养。
- (5) 计算平面的残留活菌数。

除上述的方法，还可把已知数量的试验微生物细胞与污脏物混合涂布在表面上，然后进行清洗操作。再在表面上涂上营养琼脂，培养后计算清洗前后的活菌数即得清洗效果。此外，近年来发展起来的荧光测定法及 ATP 生物荧光法就更加快捷。

致热物质的检测也是必需的，其传统试验方法是用动物试验，通常往试验兔子中注入一定量的热原试样并检测其体温的升高，再根据预先绘制的标准曲线查出其浓度。近年，还开发成功 LAL (Limulus amoebocyte lysate) 检验法，用此法可检出 10^{-7} g/L 低浓度的内毒素。

最后，还必须检查最终漂洗结果，常用方法是滴一滴酚酞试剂于漂洗过的样本表面，看其是否变为紫红色来确定是否残留 NaOH。

第三节 设备及管路的杀菌

一、设备及管路的杀菌概述

在实用上，使用最普遍的杀菌方法是使用蒸汽加热灭菌方法，加热灭菌可把微生物细胞及其孢子全部杀死。蒸汽加热杀菌之所以高效，是因为与其接触的所有表面均处于高温蒸汽的渗透之下。

对于一个优良的蒸汽灭菌系统来说，加热时间和温度是最重要的两个参数。英国的 MRC (医学研究理事会) 提出了如表 3-2-7 所示的蒸汽杀菌工艺。此外还有其他的经验杀菌数据，如表 3-2-8 所示。

实际上，实验室常用的三角瓶等玻璃仪器及小量的培养基杀菌常用 0.1MPa 的饱和蒸汽 (表压) 即 121°C 下灭菌 15min。而反应器中培养基的杀菌时间要适当延长。

表 3-2-7 蒸汽杀菌温度和时间 (MRC 建议)

杀菌温度/ $^{\circ}\text{C}$	121	126	134
所需时间/min	15	10	3

表 3-2-8 杀菌温度和时间的对应关系

蒸汽温度/ $^{\circ}\text{C}$	116	118	121	125	132
杀菌时间/min	30	18	12	8	2

对于工业生产设备的杀菌，安全系数的选定取决于被灭菌设备的种类与规格。对于管路，一般用 121℃、30min，而较小型的发酵罐约需 45min，若是大型而复杂的发酵系统则需 1h。系统越大，其热容量也越大，热量传递到其中的每一点所需的时间也就越长。对于普通的蒸汽灭菌设备，通常装设压力表指示饱和蒸汽的状况而没有温度表。饱和蒸汽的温度与压力的对应关系请查阅书后附录。

设备用蒸汽灭菌，通常选择 0.15~0.2MPa 的饱和蒸汽，这样既可较快使设备和管路达到所要求的灭菌温度，又使操作较安全。当然，对于大型设备和较长管路，可用压强稍高的蒸汽。此外，灭菌开始时，必须注意把设备和管路中存留的空气充分排尽，否则造成假压而实际灭菌温度达不到工艺要求。还必须注意，紧急排气用的安全阀必须灵敏，泄汽压力要准确。

对于哺乳动物细胞培养，蒸汽必须由特制的纯蒸汽发生器产生，并经不锈钢管道输送，因普通的钢制蒸汽设备有铁锈等杂质，可能污染产品或成为微生物的营养源。若用于大规模的抗体生产，所用的蒸汽发生器需使用 FDA 批准使用的锅炉。

为确保蒸汽加热灭菌高效、安全，应确保下述几点要求：

- (1) 确信设备的所有部件均能耐受 130℃ 的高温。
- (2) 为减少死角，尽可能采用焊接并把焊缝打磨光滑。
- (3) 要避免死角和缝隙。若管路死端无可避免，要保证死端的长度不大于管径的 6 倍，且应装置一蒸汽阀以用蒸汽灭菌。
- (4) 尽量避免在灭菌和非灭菌的空间之间只装设一个阀门，以保证安全。
- (5) 所有阀门均应利于清洗、维护和杀菌，最常用的是隔膜阀。
- (6) 设备的各部分均可分开灭菌，且需有独自の蒸汽进口阀。
- (7) 要保证所提供的灭菌用蒸汽是饱和的且不带冷凝水，不含微粒或其他气体。
- (8) 蒸汽进口应装设在设备的高位点，而在最低处装排冷凝水阀。
- (9) 管路配置应能彻底排除冷凝水，故管路需有一定斜度和装设排污阀门。

二、发酵罐及容器的杀菌

发酵罐是生物工业生产最重要的设备，它对生物加工的效率以及技术经济指标均有举足轻重的影响。因发酵罐（或称生物反应器）是生化反应的场所，故其无菌要求十分严格。当然，除发酵罐外，还有其他的一些容器也要求洁净无菌，如培养基贮罐等。对发酵罐或容器的灭菌来讲，有几个共同要求。一是要能承受 0.15MPa 饱和蒸汽的灭菌，故需有一定的耐压、耐高温要求。为安全起见必须有适当的减压装置，其加热夹套的耐压要求也应和罐体一样。

玻璃罐通常只用于实验室的小型发酵罐，且必须用硬质耐温玻璃材料制成才能有一定的耐温耐压性能。但为安全起见，对其进行在位蒸汽灭菌时，用不锈钢罩把容器进行屏蔽后才通汽。

罐夹套结构必须有排水、排气的设计，否则需要相当长的时间才可达到所需的灭菌温度，而且还可能存在冷点即死角。

罐和容器在使用前必须经耐压和气密性试验。通常，在设备安装完毕或进行过机械加工或装配之后必须进行 24h 的气密性试验，同样，每次检修后也应如此。检查方法是维护温度不变，检查其压强是否恒定。实际上，若每次灭菌前均这样检查太费时，

故通常可用 30min 检查罐的压强是否改变来确定是否有传感器接口或阀门闭合等不严密而造成渗透。检测气压的压力表必须可方便灭菌，故压力表与罐体连接管应尽量短，同时尽可能装设小蒸汽阀以确保灭菌彻底。使用一段时间后，使用超声探伤技术可方便检查容器的缺陷如裂缝等以确保安全。

发酵罐及容器的蒸汽加热灭菌过程如下：

① 进行。容器的气密性试验确保容器无渗漏，把所有的冷凝水排除阀打开后开启进蒸汽阀，通汽升温。

② 待有一定压强后到打开排空气阀，以便把容器中原有的空气排除干净。

③ 在现代化的发酵罐设计中，排空气（废气）阀上连接有空气过滤器，以保证发酵系统不受外界杂菌的污染，同时也防止生物反应系统内的生产菌株细胞进入环境中。

④ 对大型或结构较复杂的罐和容器，也可采用抽真空排除空气的方法。

⑤ 当罐内压强升至 0.1MPa 即 121℃，就开始计算杀菌时间，注意在杀菌过程中，不断排除蒸汽管路及罐内的蒸汽冷凝水。

⑥ 灭菌时间达到工艺规定的要求后，就结束灭菌操作，先关闭所有排污阀及排气阀，然后关蒸汽进口阀，并打开无菌空气进口阀，以确保罐内蒸汽冷凝后不致形成真空而导致杂菌污染。通常用无菌空气保压控制罐内的压强在 0.1~0.15MPa。

发酵罐或其他容器上灭菌蒸汽管路的安排也较简单，通常蒸汽进口装在罐顶，冷凝水在罐底排出。下面对装设于罐内的空气分布器、插入液体的沉浸管、旁路管、CIP 的喷洒头、空气过滤器等有关附属设备的蒸汽加热灭菌系统的安装分别给予介绍。

1. 空气分布器的蒸汽灭菌管路布置

图 3-2-4 所示为发酵罐空气分布器的蒸汽灭菌管路布置图。注意空气分布管底部应开有排除冷凝水的排污孔。具体的蒸汽杀菌程序为：先开阀 B，让蒸汽从空气分布器喷入罐内，当罐中蒸汽压强升至 0.05MPa 时，同时打开上部的蒸汽阀 A，此时蒸汽同时通过阀 B 和 A 进入罐内，直至升压到 0.1MPa 的杀菌压强并维持工艺设定的时间，注意整个保压灭菌过程均使 B、A 两阀同时开启。

2. 浸没管路与旁路进口管的杀菌布管

图 3-2-5 所示为有浸没管路的罐的蒸汽灭菌布置。在蒸汽灭菌过程，自始至终蒸汽阀 A 和 B 均需同时开启，让蒸汽通过 A 和 B 阀进入罐中。

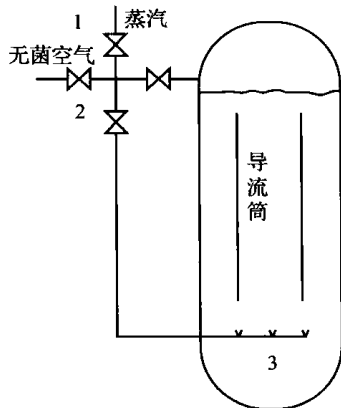


图 3-2-4 发酵罐空气分布器的蒸汽灭菌管路

1—蒸汽阀 2—无菌空气阀 3—空气分布器

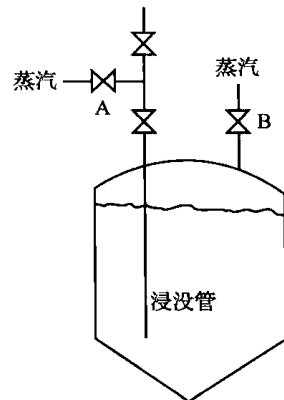


图 3-2-5 有浸没管路的容器的蒸汽灭菌布置

至于有旁路进口管的容器的蒸汽灭菌管路布置，要视此旁路管是从上向下进入还是从下向上进入的情况而有不同，具体的管路布置图如图 3-2-6 所示。其中，图左边是有从上向下的旁路管，而右边则是有从下向上的旁路管。

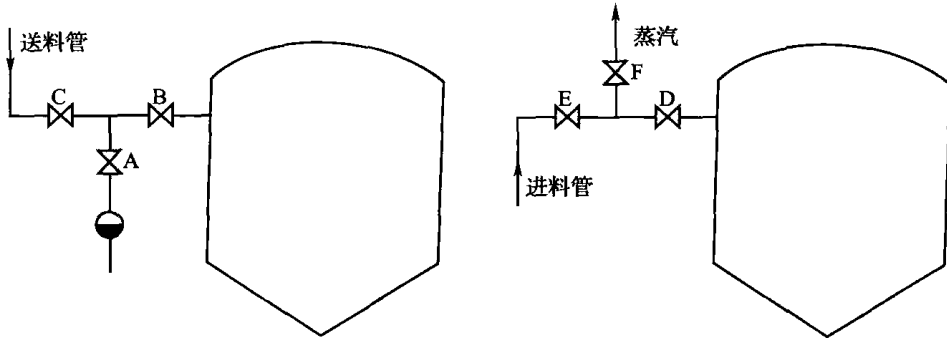


图 3-2-6 有旁路进口管的罐的蒸汽灭菌布置

3. 容器的排料系统蒸汽杀菌

首先要明确的是，罐和容器的排料口必须设在最低点，以便于清洗、排污及灭菌，当然也保证能彻底干净排出料液。排料口首要的作用当然是排出料液，在 CIP 清洗过程是排除废水，在蒸汽灭菌过程起排除冷凝水的作用。通常，排料管大小是根据清洗过程需排除的废水量而确定其大小。当然，对于发酵罐，也可根据终发酵液出料速度来设计此管路。图 3-2-7 显示了罐排料管蒸汽灭菌管路配置。其蒸汽灭菌过程如下：在罐内通汽灭菌过程中，阀门 A、C 和 F 是开启的，而阀 B、D 和 E 则关闭。当罐处于清洗过程时，阀门 A、C 和 E 开启，而阀 B、D 和 F 则是关闭的。此管路配置可保证罐能正常通汽加热杀菌或从罐上部加入无菌的物料。这样的配管可保证阀门 A、B 和 C 经受彻底的通汽杀菌，若杂菌要侵入，则必须经过 2 个阀座才能渗漏进罐中，由此可确定这样的配管有利于罐系统的无菌保证。

4. 罐的 CIP 清洗系统蒸汽杀菌配管

现代化的发酵罐和其他贮料罐均装配了自动在位清洗系统（CIP），这意味着在罐的顶部装置了 CIP 的喷射管或喷洒头，这些部件也必须经严格灭菌才能保证罐的无菌程度。图 3-2-8 所示为 CIP 清洗系统的蒸汽灭菌配管。

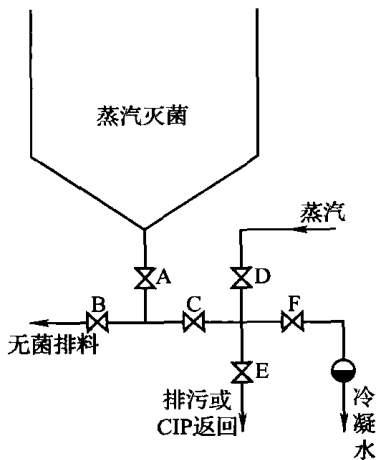


图 3-2-7 排料管蒸汽灭菌配置图

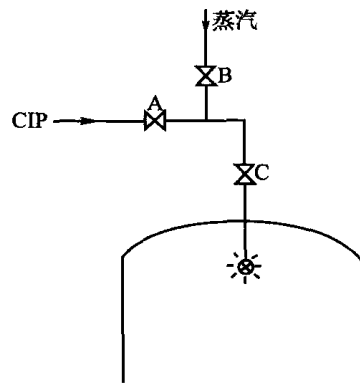


图 3-2-8 CIP 系统蒸汽

在设备的蒸汽加热灭菌过程中，阀 B 和 C 打开，而阀 A 则关闭，故整套清洗喷头装置均可经受彻底的蒸汽加热灭菌过程。

5. 发酵罐搅拌器密封装置的蒸汽灭菌配置

机械搅拌发酵罐的搅拌轴的密封总是一个无菌操作的薄弱环节。现代化的发酵罐搅拌系统均使用双端面机械密封。对密封装置的灭菌是非常重要的环节，具体的方法主要有两种。

最简单实用的方法是在机械密封装置下部装设一阀门。当发酵罐处于蒸汽加热灭菌时，打开此阀门，则蒸汽可从此阀门排出，故可使密封装置同时被蒸汽加热灭菌。实践表明，这种灭菌装置既简单又实效。当然，对于植物细胞培养等长培养周期的生物反应，需每隔数天便重复加热灭菌密封装置。此外，需在整個发酵周期用蒸汽保压，以确保密封腔正压而避免外界杂菌入侵。

另一种使搅拌轴密封装置杀菌的配置较为复杂，但可以使密封装置维持无菌状态达一个多月，其具体装置如图 3-2-9 所示。

在灭菌开始，过滤器和搅拌轴封就通入蒸汽加热杀菌；当发酵罐杀菌完毕，就可利用轴封内的蒸汽冷凝水及施加压强的无菌空气来继续保压。玻璃视镜的作用是可通过人工观察蒸汽冷凝水的液位高低以决定是否需补充通入蒸汽以维持一定量的冷凝水位。

对于罐及容器的蒸汽加热灭菌管路配置，还有一点需强调的是避免罐上有多余的接口或管路。若是新设计的罐，应有恰当的与功能相对应的接管数目。

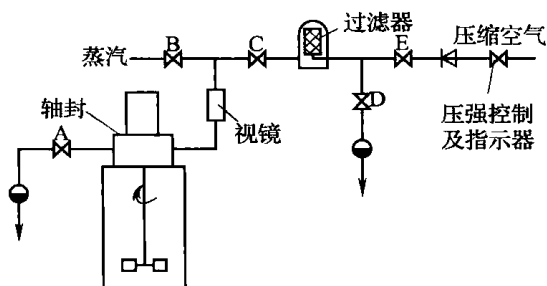


图 3-2-9 机械搅拌发酵罐搅拌轴封装置的蒸汽灭菌配置

三、空气过滤器的杀菌

通气发酵罐需通入大量的无菌空气，这就需要空气过滤器以过滤除去空气中的微生物。但过滤器本身必须经蒸汽加热灭菌后才能起除菌过滤以提供无菌空气的作用。

空气过滤器主要有两大类，一是纤维介质或微孔的金属、塑料等，二是膜式，尤其是第二种即膜式过滤器的应用越来越普遍。过滤器的杀菌主要是采用饱和蒸汽，为避免过滤介质被冷凝水堵塞而造成蒸汽通过困难，故进入空气过滤器的蒸汽必须是饱和干蒸汽，故要注意冷凝水的排除。

若发酵过程有必要更换过滤器，那么必须采用过滤器单独加热灭菌的设计。图 3-2-10 所示为过滤器连同发酵罐同时加热灭菌的管路布置。这种配管较简单，可使过滤器和罐一起杀菌。但过滤器的空气室连接管方向接反，这样做使空气室接头与冷凝水阀接口同时接在过滤器的杀菌进汽一侧，故这种接法存在因接头不严密而导致发酵罐染菌的潜在危险。

把图 3-2-10 中空气过滤器的进出气口接头改换，并在进空气管道上加装蒸汽进口管，同时在操作过程控制此蒸汽管的进汽压强比直接通入发酵罐的蒸汽压强高 0.025MPa，这样就使所有的其余接头都连接在过滤器空气进口侧，可使蒸汽顺利通过管路和过滤介质，彻底加热杀菌，同时蒸汽冷凝水不会积聚于过滤器或管路中保证杀菌彻底的安全性。其管路连接如图 3-2-11 所示。

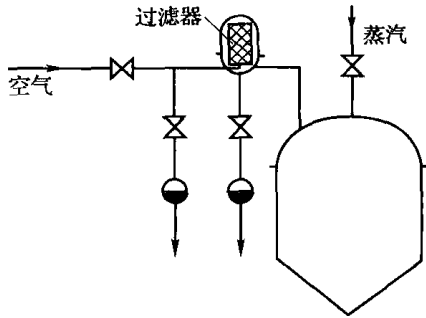


图 3-2-10 发酵罐空气过滤器的加热灭菌配置

但上述的杀菌管路设计对操作和仪表要求较严格，要确保两个蒸汽进入点的压强差在规定的 0.025MPa 左右，只有这样才能确保过滤系统及发酵罐的加热灭菌的效率及安全性。

至于发酵过程需要更换空气过滤器的场合，可把杀菌管路和阀门等改为图 3-2-12 所示的配置。此管路配置可保证空气过滤器单独蒸汽加热灭菌，且安全高效。但其不足之处是要求两个蒸汽进口点的压强要有 0.025MPa 的压差。

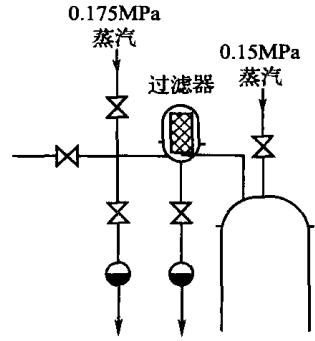


图 3-2-11 较理想的空气过滤器加热灭菌配置

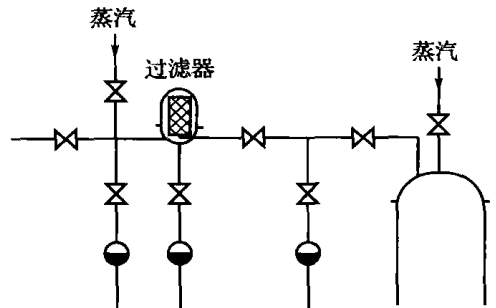


图 3-2-12 过滤器单独灭菌的管路配置

四、管道和阀门的杀菌

管路及阀门本身的彻底、安全杀菌是确保生物工程生产效率和安全生产的重要一环，在下面进行讨论。

前已述及，隔膜式阀门在发酵与生物工程工厂使用最广泛，这因内部物料均完全密封，其内部一般不会因泄漏而与外界接触，故有利于防污染杂菌，且便于清洗及通蒸汽加热灭菌。然而，阀膜间仍有缝隙是其缺点。图 3-2-13 所示为隔膜阀的开启和关闭的示意图。

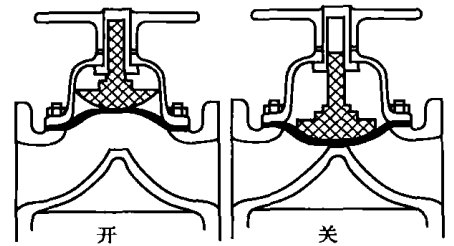


图 3-2-13 隔膜阀的结构简图

对隔膜阀进行蒸汽加热杀菌有 3 种方式。第一种是蒸汽直接通过阀门，故阀门与管路均充满蒸汽，故可保证杀菌彻底，这是最佳的方式。而第二种方式则是利用隔膜阀上面附加的取样用的或排污用小阀，可通过此小阀门通入蒸汽或放出蒸汽冷凝水，这样也可使隔膜两边均可充分灭菌。而第三种方式则是确保阀门接管的盲端管长与管径之比不大于 6 倍，且必须保证管内不积存冷凝水。故此最后一种方法容易发生灭菌不彻底，故尽量不采用。如图 3-2-14 所示就是后一种情况。

为保证设备与管路的彻底灭菌，管道系统设计的关键是管道应有一定的斜度，通常取 1/100 或更大。以确保冷凝水不积聚和排清；对水平安装的管道，必须在凹陷低点安装排污阀，同时，为避免较长的管路中间下垂而形成凹陷点，管路必须有足够的支撑点。

每个罐及其管道尽可能分开灭菌，可提高系统灭菌操作的灵活性和安全性，如图3-2-15所示。此图中，1是灭菌培养液贮罐，2是发酵罐。当罐1的已灭菌并冷至所需温度的培养基要往经空罐灭菌的罐2压送，具体操作如下：阀A和F关闭，顺序打开阀E、D、B和C，最后开启蒸汽阀，通入蒸汽杀菌。杀菌结束，先关闭阀E然后关闭阀C，让阀F开启以免管路因蒸汽冷凝而产生真空后漏入污染物。此时便可打开阀A把罐1的培养基压送到罐2。

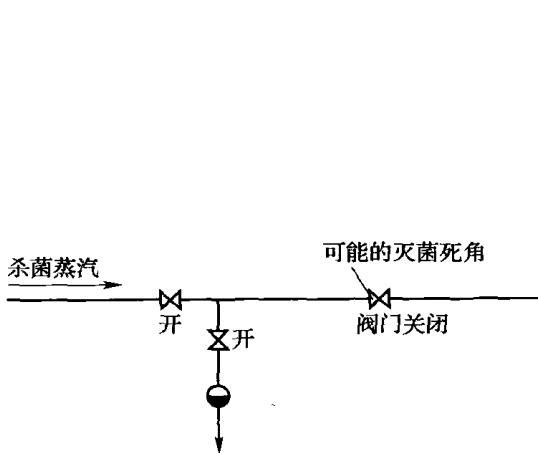


图 3-2-14 容易产生灭菌死角的管路

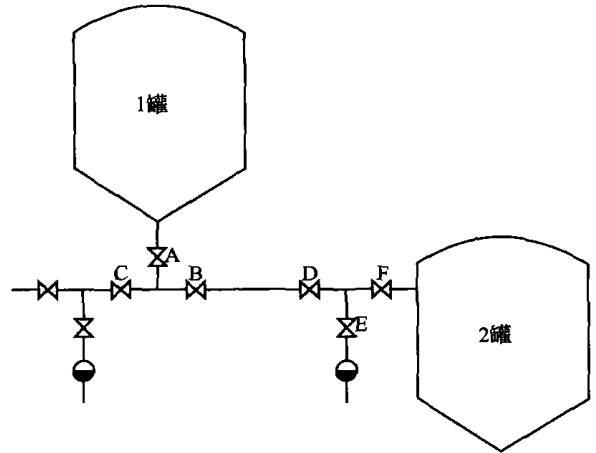


图 3-2-15 两个罐及连接管的蒸汽杀菌

有时，物料输送管路较长，为方便清洗和加热杀菌，应尽可能减少管路和使之简化，弯头等管件阀门尽可能少，同时尽量减少其最高与最低点，且在每个最高点装设蒸汽进管，在最低点均装冷凝水阀，这样才能保证蒸汽杀菌的严密性与稳定安全性。

最后，介绍冷凝水的排放问题。当罐等设备及相关管路蒸汽加热灭菌尤其是空消时，系统内的冷凝水必须予以排除，可通过三种途径完成此任务，现分别给以简单的介绍。

1. 自由排放

通过冷凝水排放阀自由放出。操作十分简单，就是让冷凝水排放阀稍微打开，在蒸汽的驱动下，冷凝水就排出环境中，可连续或间歇打开阀门排放。但此法较难控制排放的冷凝水量，也可能使冷凝水积聚越来越多，或是蒸汽和冷凝水交替排出。故此法只用于实验室或其他特定的场合，因用此法既不可靠，又浪费蒸汽，且蒸汽的外泄也影响操作环境。

2. 用汽水阀自动排放

汽水阀也称水汽分离器，是专门设计用于排除设备或管路的蒸汽冷凝水的。汽水阀有不同规格，其规格大小的确定需视蒸汽杀菌系统的压强和冷凝水量而选定，排除冷凝水量需根据杀菌开始时用汽高峰期计算。汽水阀的安装必须按制造商的说明做，且应尽量装在靠近蒸汽管道，且要确保管道系统的所有部分均能达到工艺规定的灭菌温度。若使用的是恒温型汽水阀，那么在汽水阀前还需装设冷却器以确保冷凝水低于蒸汽温度。

3. 利用计算机自动控制排除冷凝水

用计算机对冷凝水排放阀和排污阀进行自动控制。例如当灭菌管路可能出现固体残留物时，利用计算机定期开闭排污阀，可把蒸汽冷凝水以及固体污物同时排除，这特别适用于大型抗生素及酶制剂等生产工厂，因这些工厂使用的培养基很多是含有固体微粒如玉米粉等。

五、通气发酵罐清洗与灭菌管路图

前面已介绍有关设备与管道清洗与蒸汽加热灭菌的管道设置及灭菌操作的关键问题。

结合生产实践经验，下面介绍典型的气升环流式发酵罐的清洗与灭菌管路布置。当然，有了良好的清洁卫生和防污染的优良设计，还需有严密而科学的工艺操作规程相匹配。具体管路如图 3-2-16 所示。

六、杀菌的确认及有关的其他问题

设备及管道经蒸汽灭菌后，究竟是否已彻底灭菌，必须进行检验确认。另外，若发现杀菌不彻底，或发酵过程发现染菌现象，其原因在什么地方？再有，新设备安装试运转后准备投入实际的发酵生产前，或发现发酵生产多次染菌，究竟系统存在什么问题。这些都是发酵工厂正常生产和稳产高产的关键问题。

1. 灭菌程度的检验

发酵设备的蒸汽灭菌过程及效果都要有严格的检验规则。杀菌效果的检验通常有两种方式，一种是利用直接微生物培养法；另一种是间接的，即杀菌蒸汽的温度和压强监控法。两种方法各有特点，现分别介绍。

关于直接微生物培养法，就是利用无菌的标准培养基（肉汤培养基：牛肉膏 0.5%，NaCl 0.5%，蛋白胨 1%）进行培养检验，培养 7~10d，若培养基仍保持无菌，则设备的杀菌是十分成功和可靠的。这种检验方法十分接近实际，可检验杀菌是否彻底，同时也检验了空气过滤系统及设备、管路的严密性和维持无菌度的效能。但是，此法前后需要十多天，且测试费用高。当然，也可应用生产所用的发酵培养基进行检验，但有时此发酵所用的培养基对某些微生物并非良好的营养，故这些微生物生长十分迟缓，这对是否染菌的确定带来困难。

至于间接检验杀菌程度的方法，就是设法确证所有被杀菌的设备、管路的每处均有足够的蒸汽压强（温度）和必需的灭菌时间。现有两种测量温度的方法，即应用插入设备内的温度传感器或应用玻璃温度计，也可应用固定于设备或管路壁面上的热电偶进行测温。

经验表明，所需的热电偶（测设备或管路外壁面用）数目视被杀菌系统的大小及形状复杂程度而定。其数量有最佳值，用得多了不仅投资大且操作工作量也大，因需每次使用前要校准温度计；但用得太多，则某些部位的温度未有测量而存在杀菌不彻底的危险性。设备外表面的温度与内部温度的关系如何，应达到多少温度才能保证杀菌的可靠性呢？一般情况下，外壁面达到 115℃ 时则内部可达 121℃。但因设备或管路的厚度以及热传导的特性不同，最好能进行实验测定。同时，加装压力表，要求其指示压强稍高于 0.1MPa。总之，为了确保蒸汽灭菌的效果，必须保证在规定的杀菌时间内，设备或管道内部温度在 121℃ 以上，故要外壁温度高于 115℃，而压强稍高于 0.1MPa。

2. 蒸汽灭菌可能出现的问题及对策

在发酵设备的蒸汽灭菌上出现的不正常现象分两大类，一是灭菌设备或管路在灭菌过程未达设定的温度（121℃），二是发酵过程发现杂菌感染。

对于第一类问题，可能有两种情况，或是整个被加热灭菌系统均未能达所要求的温度，

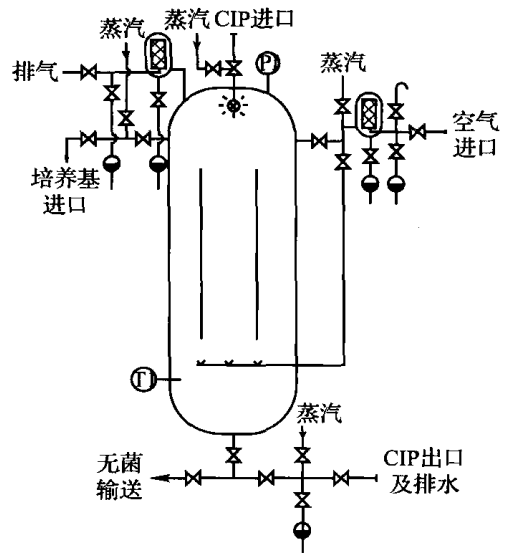


图 3-2-16 通气发酵罐清洗与灭菌管路图

或是局部范围达不到规定的温度。若发现是全系统均未达 121℃，则须进行下列的检查：

- (1) 加热蒸汽压强是否达 0.15MPa 以上？
- (2) 检查蒸汽调节器或蒸汽过滤器是否堵塞？
- (3) 若只有一个温度计，则应检测此温度计是否正常和准确。
- (4) 检查蒸汽总阀是否已全开启？

若只发现系统的某部分达不到所要求的灭菌温度，则可能存在的问题有：

- (1) 蒸汽阀门开启失灵或损坏。
- (2) 汽水阀失灵或损坏。
- (3) 温度计（热电偶）失效故温度指示不准。
- (4) 过滤器安装不当，导致冷凝水堵塞。
- (5) 没有绝热层的管路因靠近空调机或风扇等而降温太多，此时应加设绝热保温层。

对于上述的有关蒸汽灭菌问题的解决，保证管路有 1/100 以上的斜率是十分重要的，同时应科学地设置阀门和管件，以保证冷凝水的正常排放。

发酵过程一旦发现杂菌污染，就应马上取样进行分析鉴别所污染的杂菌有多少种，是气生菌或是水溶液中的细菌。同时进行下述的有关研究：

- (1) 发酵系统的蒸汽灭菌处理是否正常，有否出现灭菌温度不足或时间不够长？
- (2) 上批发酵放罐排料后，空置时间是否延长，若空置太久，则下一批的灭菌时间必须适当延长，以保证生长繁殖的杂菌的彻底杀灭。
- (3) 重新进行气密性测试，最好能进行 24h 的检漏测试，以查出渗漏的所在，并进行维修。维修后再检测直至无渗漏为止。
- (4) 重点检验阀门的隔膜、阀座等是否符合质量要求，检测所有 O 形密封圈等密封件。

3. 管路设计的校验及杀菌的自动控制

对于新设计的发酵工厂及大修理有关的发酵系统，需要蒸汽灭菌和保持高度无菌的设备和管路，对有关的设计必须严格校对，即对其设备流程、管路布置与安装等均需严格把关。具体检测校核重点有：需加热灭菌部分是否有阀使之与非无菌部分隔离开，所有管路沿蒸汽传送方向是否有 1/100 以上的足够斜度，是否有开启失灵的阀门以致影响蒸汽通过，是否存在冷凝水积聚的地方，设备或管路任何部分会否在蒸汽灭菌后形成真空。针对校核结果，采取措施解决存在的问题或不足之处。

在大型的现代化工厂中，必须尽可能应用计算机自动控制或程序控制。虽然自动控制系统要比手动控制系统的投资高，建设周期长些，但应用自动控制实行发酵系统的蒸汽灭菌和清洗等操作可克服人工操作存在的缺点如劳动强度大，启动或结束操作花费时间长，容易出现操作失误，总之自动控制可大大提高杀菌过程的可靠性。

第四节 方便清洗消毒的设备及管路管件的设计

一、设备材料的选择及加工要求

在本章的前三节已较详细讨论了生物工程设备的洁净与无菌的要求。为了更好地完成设备及管道的清洗、消毒与蒸汽杀菌的操作任务，设备及管道的设计、材料及制造工艺也

是十分重要的。在此先做扼要的介绍。

首先，所用的材料应在清洗消毒过程的环境下没有明显的腐蚀。例如，罐和管道外部可用铝箔密封包盖，它可耐空气氧化和一般的洗涤清洗剂；不锈钢不仅有极好的表面光洁度，且有较强的抗酸碱的耐腐蚀特性；某些塑料制品也有良好的抗腐蚀和绝缘、绝热特性，当然其表面光洁度较差。若投资许多，现代化的发酵罐及有关产品分离纯化等设备、管道的材料最好选用不锈钢尤其是耐酸不锈钢，质量优良的不锈钢能耐酸、耐碱、耐盐等，如 1Cr18Ni9Ti 是最常用的不锈钢材料，而含铝的不锈钢材料具有更强的耐腐蚀性。

塑料也常用于工厂的设备管路中。如 ABS（丙烯腈-丁二烯-苯乙烯三元共聚物）或 PVDF（聚偏氟乙烯）通常用于去离子水输送管道，对于把小型罐等移动式容器与主系统连接的管道则通常使用硅橡胶管，若要耐受较高的压强，可用不锈钢增强的 PTFE（聚四氟乙烯）软管。此外，对于贮罐等容器，采用 A3 钢内涂环氧树脂或其他耐腐蚀材料。PTFE 和 PVDF 等材料也常用于管道、阀门和泵的材料，如桨叶、阀座等，也用于密封材料如垫圈。

需要注意的是，塑料等高分子聚合物加工时应尽可能避免表面上存在微孔，例如天然橡胶制品，因很难避免有微孔，故给彻底清洗带来困难，且还可能溢出橡胶的添加剂而污染产品。类似地，应尽量不用低密度聚乙烯、氯丁橡胶和 PVC（聚氯乙烯）。此外，设备材料应避免使用含锌、镉、铅等的材料。

生物发酵生产设备和管路系统因清洁卫生及防止杀菌污染的要求大多十分严格，故除了对设备材料有特殊要求外，还需要设备管路阀门等内表面有较高的光洁度，尤其是发酵罐等要光滑、无细孔、无毛刺及凹坑裂纹等。因此设备内焊缝需要机械打磨或抛光、电镀。实际上，发酵工厂的设备，根据其使用情况不同，对其内部表面的光洁度要求也不同，其中发酵罐一类需最高的光洁度，而需灭菌的培养液贮罐或产物分离纯化系统等也要求很高，而一些非无菌系统及辅助设备则要求较低。具体来说，不锈钢发酵罐的内表面需要使用 240~360 粒度的镜面抛光，其表面粗糙度约 $0.2\mu\text{m}$ ，而不需灭菌的设备或管道内表面粗糙度要求低，只需去除金属氧化层即可。但金属的机械抛光也会使金属表面生成纹路，故尽可能使此形成的纹路沿垂直方向，以利于液体的彻底排净，可减少培养液中的生物细胞或其他物料的积聚。有关光洁度的问题，无疑焊缝的质量影响最大，应尽可能采用自动化轨道式焊接，且焊缝经严格的除渣和抛光。

二、设备与管路管件的设计与加工

1. 罐的设计与加工要求

生物发酵设备均有系列的罐类容器，不论是要无菌的或是不消毒的，是抗压的或敞口的，均需要一定的清洁程度。为排净物料和保持清洁，其排料口均在罐的最低点，或是底部中央，或是罐底倾斜的结构，总之其排料口应在最低点，且与罐体间完全平滑无缝隙。装在罐上部的进口管应突出于罐体至少 50mm 并且向下倾斜较小的角度以确保进料液不会沿罐壁下流。如果进料液向罐中料液冲下时会产生大量泡沫，则可使进料通过一插入较深的进料管而克服此缺点。

传感器例如 pH 和溶氧电极等的保护夹套应斜向下插入罐体以确保能排清液体，且夹套与传感器之间尽可能完美配合以不留缝隙，同时保护套的长度尽可能不大于直径的 2 倍。发酵罐或配料罐的搅拌器的设计必须有利于清洗和杀菌，尤其是发酵罐的轴封的设计

对保持无菌操作尤其重要，这点在前面已介绍。对于气升环流式发酵罐和高径比大的反应器，最好能在罐下部安装喷射 CIP 清洗系统，加上罐上部的 CIP 清洗系统，就有利于发酵罐的彻底清洗，当然要建立严格的清洗操作程序及检验。

2. 对管道的要求

生物发酵工厂中，管路管件的设计是清洗与无菌操作的最重要的影响因素。在当今的生物工程生产工厂中，大多是涉及生化药物和食品的，所以工厂设备及管路的设计应等同或高于食品工业的要求，如某些生化药物的生产对清洁卫生的要求是非常严格的。

管路系统的连接尽量采用焊接。当然为了清洗、检查和维修，必要时也采用可拆卸的连接如法兰等活动连接。法兰连接通常用 O 形垫圈，其在法兰间留下的缝隙小，易于清洗。此外，也常用平面橡胶垫圈。垫圈的常用材料为硅橡胶或聚丁橡胶。在使用平面橡胶垫圈时，必须注意垫圈的尺寸及安装均取最佳尺寸与位置。根据国际标准的有关规定，符合清洁卫生要求的管路连接方式有多种，图 3-2-17 列举最常用的两种。其中，第一种 ISS 连接包括用一个螺母和 T 形垫圈把两根管连接起来。而第二种连接方式是美国研制开发的，是用三点式手动夹紧连接方式，用平法兰实现。

其次，弯头等管件的直径不能小于管路外径；当管件直径必须改变时，应逐渐圆滑变化，要避免突然增大或缩小。所有管路应在物料流动方向倾斜 1/100 或以上的斜度，同时管路应有足够的支撑固定以防止凹陷变形。

管路应尽可能消除死角，若不可避免有死角时，则要使其长度不得超过管道直径的 2~3 倍。若可能，管内液体流向应朝向死角而不是相反，这样可大大增加湍流程度；同时，所有的死角均应向主管道倾斜一个角度以利于排空液体。这样，有利于清洗和保持无杂菌污染。

在管道设计中应当防止产品和清洗剂在管道流动时混合的事故。这可以采用闭合和开启连锁自控阀门装置来实现此目的，其示意图如图 3-2-18 所示。

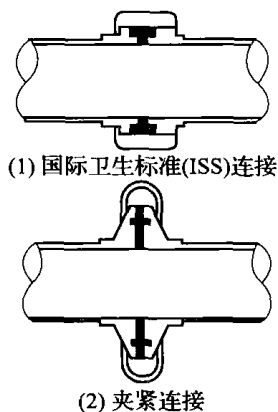


图 3-2-17 卫生管路连接方式

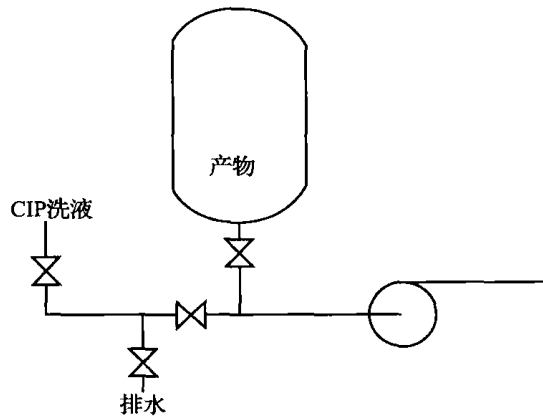


图 3-2-18 防止产品和清洗剂混合的阀门装置

3. 阀门

对于生物发酵生产，尤其需维持无菌的管路及设备中，膜式或隔膜式阀门结构简单，密封可靠，流体阻力小，方便检修，是应用最广泛且有利于维持无菌操作的阀门。隔膜阀安装时要注意使其与水平线倾斜 15° ，以保证其出水口不会阻碍液体自由排出。此外，需确保隔膜的完好、无破损，故应选用有较好的韧性与耐磨且能耐受加热和化学腐蚀的材料制造。如有可能，最好能在隔膜阀非灭菌的一边设置一渗漏监测器。当然，若管路直径超

过隔膜阀的最大规格，且流体通道是平滑时，可采用球阀。

此外，发酵工厂有时还使用闸阀、截止阀、旋塞、针阀以及减压阀、安全阀等。当然这些阀门的无菌清洁性能比隔膜阀差。

4. 泵及使用设备的要求

适合生物发酵生产使用的泵有多种，如隔膜泵、离心泵、齿轮泵与螺杆泵等，而蠕动泵则常用于实验室小型发酵罐上。当然，应用最广泛的是离心泵。但用于无菌系统时，泵叶和传动轴上需装设机械密封，以便使用蒸汽加热灭菌。对于小型泵，可用电磁耦合传动装置，这更可保证防杂菌污染。

从清洁卫生和无菌操作出发，泵内表面应当尽量平滑，无缝隙，桨叶用平头螺母配螺杆固定，不应有外露螺纹。理想的泵应可自动排空液体。此外，每台泵均应有防尘罩，其驱动马达的外壳应平滑，传统的带坑槽外壳的电机应对其外壳加以改造以符合要求。

生物发酵工厂中其他的常用设备如去离子水系统、脱致热原水系统及清洁蒸汽系统等均需要周期性清洗。脱离子水可不必灭菌，但应使用不锈钢设备和管路，且需循环，以防止系统有死角存在滞留不动的水而使杂菌繁殖。如果系统中有过滤器，即应该定期清洗更换。从安全生产考虑，三班连续生产时，应配备两套脱离子水设备。而去热源水系统的设备材料要严格选择，均应能耐蒸汽加热灭菌。同样，清洁蒸汽系统也应有类似的卫生水平。

思考题

1. 工业污垢的来源有哪些？有什么危害？
2. 设备和管道清洗的目的是什么？
3. 生物工业常用的清洗剂和消毒剂有哪些？
4. 什么是 CIP 清洗系统？
5. 如何进行清洁系统的确认？
6. 发酵罐如何杀菌？罐路如何布置？
7. 空气过滤器加热灭菌应如何布置？
8. 蒸汽灭菌常出现的问题有哪些？如何解决？

第三章 生物工程工厂能源与动力设备

生物制品的生产过程中需要消耗大量的水、电和蒸汽。如酿造酒类、抗生素针剂等，其制品成分的大部分是水。另外，一些原材料、产品的处理需要加热，某些生物制品的培养及处理过程还应在低温下进行，加热和制冷则成为生产过程中不可缺少的组成部分。本章主要讨论生物工业供水系统、供电系统、洁净蒸汽系统和制冷系统设备。

第一节 生物工程工厂供水系统

一、用水质量分级

自然界存在的天然水是由江、河、湖、海及陆地表面水分蒸发进入大气层，以后又以雨、雪、冰雹等形式降落，回到地面，有些渗入地下，进行不断的自然循环。于是便形成了地表水与地下水两种水源。地表水常含有黏土、沙、有机物、钙镁盐类，其他盐类及细菌等。地下水主要是指井水、泉水等，由于经过地层的渗透和过滤而溶入了各种可溶性矿物质，又由于水透过地质层时，形成了一个自然过滤过程，所以它很少含有泥沙、有机物和细菌。

工业用水水源包括“地表水（如江、河、湖、水库等水）、地下水（如潜水、承压水、岩溶水、裂隙水等）、自来水、城市污水回用水、海水和其他水。”

根据建设部颁标准 CJ40—1999 条款，工业用水按用途分为生产用水和生活用水。生产用水包括间接冷却水、工艺用水、锅炉用水等，其中工艺用水又包括产品用水、洗涤用水、直接冷却水和其他工艺用水。锅炉用水包括锅炉给水和锅炉水处理用水。锅炉给水又包括两部分：蒸汽冷却得到的冷凝水和补充用的软化水；锅炉水处理用水则是指锅炉制备软化水时所需要的再生、冲洗等项目用水。生活用水是厂区和车间内职工生活及其他用途的杂用水。

不同等级的水应用场合不同：① 普通水，即来自于地表或地下不经过处理的水。常作为非生产用水或用于公用事业，如生产车间的冲洗用水、消防用水等；② 自来水，来自于城市的公用供水系统，在水源头进行消毒处理或简单的沉淀分离处理，可广泛用于大部分加工过程中；③ 脱盐软化水，通过脱盐以除去水中的金属离子，再加之超滤杀菌处理，降低水的硬度，以达到一定的指标、可作为生物工业的纯化水及锅炉用水，但不能作为严格的无菌水。在制药工业中，贮水系统通常采用循环回路，并维持在较高温度下（80℃），使微生物减少到最小值；④ 蒸馏水，通过蒸馏作用，除去水中各种杂质，除去水中的溶氧和其他气体，使水中不含任何附加物，这类水是纯净无菌的，常作为分析检测及注射用水。

在评价水质时，主要考虑两方面的因素，一是微生物污染，二是化学杂质。当微生物污染时，在有机物存在下微生物很容易繁殖，从而引起产品变质，因此，严格控制微生物

污染是很必要的。有害化学杂质的污染尽管不会像微生物那样繁殖，但有时微量成分也能引起产品品质的降低。

二、生物工业的用水质量要求

生物工业的培养基必须以水为介质。生物工业所用的水有深井水、地表水、自来水或蒸馏水，而配制发酵培养基可用深井水，有的工厂还用地表水。水中的杂质组成和含量随地区不同而变化较大。由于水质的变化，有可能对生产带来各种影响。对此，有些国家提出配制不同生物工业制品培养基的水质要求。现列于表 3-3-1。

表 3-3-1 生物工业制品用水的水质要求

指标	酿酒	啤酒	抗生素	清凉饮料
大肠菌群	无	—	—	无
臭气	无	无	无	无
味	无	—	无	—
色(度)	无	<2.0	<2.0	无
浊(度)	无	<2.0	<2.0	1
蒸馏残渣/(mg/kg)	<500	<500	<150	<850
pH	6.8	6.5~7.0	6.8~7.2	—
硬度/(mg/kg)	<100	20~70	100~230	70
氯离子/(mg/kg)	<50	<60	<0.2	<0.2
铁/(mg/kg)	<0.02	<0.3	0.1~0.4	<0.2

为满足生物工业用水的质量要求，常需要进行处理。

三、水处理系统及设备

生物工业的水处理系统按欲达到的目的可分为三个部分。一是除去水中的固体悬浮物、沉降物和各种大分子有机物等，常采用过滤、沉淀等方法；二是除去水中各种金属离子或其他离子，即水的软化或除盐；三是水的杀菌处理，利用氯、臭氧、紫外线等杀灭水中的微生物，制得无菌的纯水。

1. 水的过滤

当水通过过滤介质层时，水中的悬浮物及胶体物质被截留在介质中。过滤是一系列不同过程的综合效应，包括筛滤、深层效应和静电吸附等。水中粒子大于过滤层的孔径时，则粒子被阻挡在过滤层的表面，称为表面过滤；而小于过滤层孔径的粒子便进入滤层深处，但由于滤层孔隙弯弯曲曲，形状大小不断变化，最终也能使小粒子被截留，这种作用属于深层过滤；有些情况下，过滤介质所带电荷与水中粒子的电荷不同，这时粒子被吸附在介质表面达到除去的目的，称为静电吸附作用。

水的过滤基本上由两个过程组成，即过滤和反冲洗，过滤为水的净化过程，反冲洗是从过滤介质上冲洗掉污物，使之恢复过滤能力的过程。多数情况下，过滤和冲洗的水流方

向相反。

良好的水过滤介质应满足以下要求：① 化学性能稳定，不溶于水，不产生有害和有毒物质；② 足够的机械强度；③ 含污能力 (kg/m^3) 大，产水能力 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$] 高；④ 对于散状过滤介质（砂粒、活性炭等）有适宜的粒度分布和孔隙率。粒度分布常用不均匀系数 K 表示。

$$K = \frac{D_{80}}{D_{10}} \quad (3-3-1)$$

式中 D_{80} ——通过过滤介质重量的 80% 的筛孔直径

D_{10} ——通过过滤介质重量的 10% 的筛孔直径

我国规定，一般情况下， $K < 2.0$ 。对于孔隙率，石英砂滤料一般为 0.42 左右，活性炭为 0.5~0.6。目前用于水的过滤装置有砂滤棒过滤器、活性炭过滤器、中空纤维超滤装置等。

(1) 砂滤棒过滤器 砂棒过滤器，又名砂芯过滤器，用 1Cr18Ni9Ti 或 304 钢板制成或由铝合金铸成锅形的密封容器（图 3-3-1）和砂滤棒组合配套而成。过滤器分上下两层，中间以孔板分开，一至数十根砂滤棒紧固其上，孔板上（下）为待滤水，其下（上）为砂滤水。操作时，水由泵打入容器内，在外压作用下，水通过砂滤棒的微小孔隙进入棒筒体内，水中粒子则被截留在砂滤棒表面。该过滤器用于自来水或有压力装置的深井水的过滤，能有效地阻菌和除去水中悬浮物质，不需烧煮即可获得符合国家饮用水标准的水质。滤出的水可达到基本无菌。

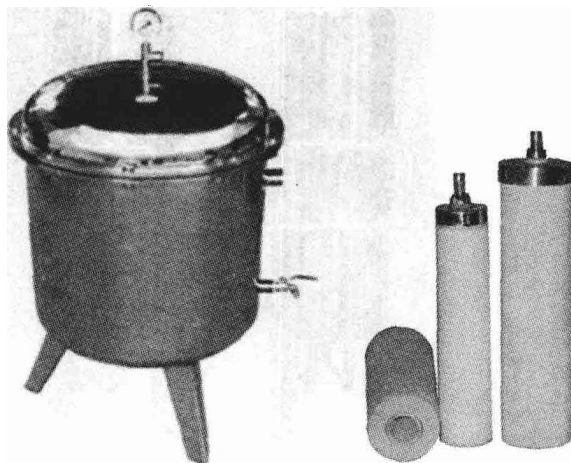


图 3-3-1 砂棒过滤器及砂滤棒

砂滤棒（又称砂芯）系选用多孔陶瓷原料经高温烧结而成，或由硅藻土在高温下熔制成半熔圆的过滤介质、硬质玻璃等烧结而成。国产砂滤棒过滤器规格如表 3-3-2 所示。

表 3-3-2

国产砂滤棒过滤器规格

型号	规格（高×直径×厚）/mm	每台砂滤棒根数/（根/台）	压强为 196kPa 时的流量/（kg/h）
101 型铝合金滤水器	800×500×20	101 型滤棒 19	1500
106 型铝合金滤水器	450×320×10	106 型滤棒 12	800
112 型铝合金滤水器	400×300×10	112 型滤棒 6	500
108 型铝合金滤水器	320×260×10	108 型滤棒 7	250
单支压力滤水器	280×70×50	109 型滤棒 1	30

砂滤棒在使用前需进行灭菌处理。用 75% 酒精注入砂滤棒内，堵住出水口振荡，使酒精完全涂于内壁，数分钟后倒出酒精，凡与滤出水接触部分均用酒精擦洗。砂滤棒使用一段时间后，砂芯外壁逐渐挂垢而降低滤水能力。这时必须停机清洗，卸出砂芯，堵住滤芯出水口，浸泡在水中，用砂纸轻轻擦去砂芯表面污染层，至砂芯恢复原色，即可安装重新利用。

砂滤棒过滤器常用于水量较小,原水中含有少量固体粒子的场合。过滤后的水一般习惯称砂滤水,广泛应用于制酒业酒液滤清和高纯水预处理。

(2) 活性炭过滤器 活性炭过滤器是一种内装填粗石英砂垫层及优质活性炭的压力容器(图 3-3-2)。活性炭过滤器的工作是通过炭床来完成的。组成炭床的活性炭颗粒有非常多的微孔和巨大的比表面积,具有很强的物理吸附能力。此外活性炭表面非结晶部分上有一些含氧管能团,使通过炭床的水中之有机污染物被活性炭有效地吸附。因此,活性炭过滤器能有效地吸附水中的有机物、细菌、胶体微粒、微生物;可吸附氯、氨、溴、碘等非金属物质;可吸附金属离子,如:银、砷、铋、钴、六价铬、汞、铈、锡等离子;可有效去除色度和气味。

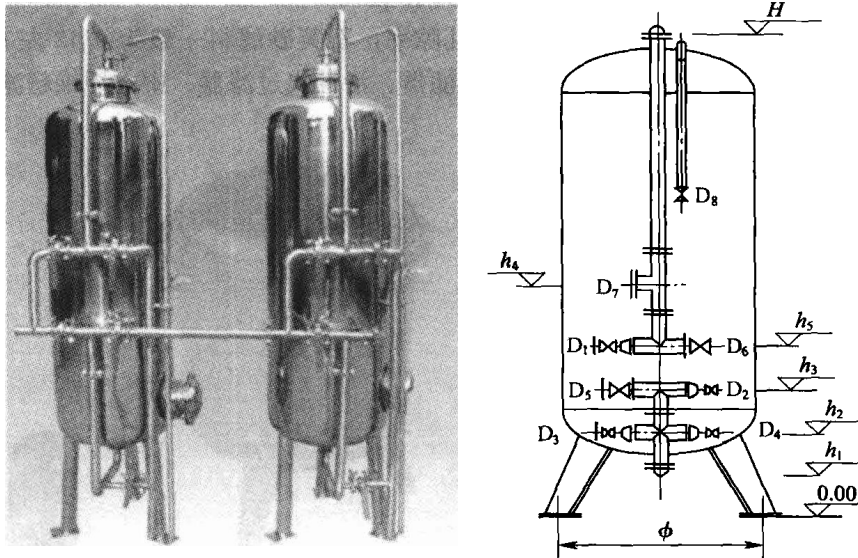


图 3-3-2 活性炭过滤器

D₁—进水口 D₂—出水口 D₃—正排口 D₄—压缩气 D₅—反进口 D₆—反排口 D₇—药液口
D₈—顶排口 h₁~h₅—各管口与罐底座的高度

活性炭过滤器是一种较常用的水处理设备,经过滤后水质便会无色、无味、无嗅、清澈非常。作为脱盐水处理系统前处理设备可有效保证后级设备使用寿命,提高出水水质,防止污染,特别是防止后级反渗透膜、离子交换树脂等的游离态余氧中毒污染。

活性炭过滤器的大小依据水量而定,根据用途不同可选用玻璃钢材质、碳钢材质或不锈钢材质。常用的活性炭为粒状,粒度为 0.4~2.4mm 之间,形状有圆柱型、球型、无定形炭、空心球型、空心柱型等,比表面为 500~1500m²/g 炭,细孔总容积为 0.6~1.18m³/g 炭,可根据用途和水质情况的不同加以选用。表 3-3-3 和表 3-3-4 所示分别为部分活性炭过滤器规格和过滤器参数。

表 3-3-3 部分活性炭过滤器规格

G 规格 φ/mm	处理水量 / (m ³ /h)	活性炭		设备质量 /kg
		层高/mm	质量/kg	
1500	17.7	2000	1765	2671
2000	31.4	2000	3140	4020
2500	49.0	2000	4900	6860
3000	70.0	2000	7065	9260

表 3-3-4 部分活性炭过滤器参数

参量	过滤兼吸附	单吸附
原水流速/(m/h)	6.1	6.1~12.2
活性炭层厚度/m	0.75~1.5	1.5~3.0
反冲强度/[L/(s·m ²)]	3.0~10.2	3.4~10.2
器顶部最小空隙/%	30	30
活性炭粒径/mm	0.19~1.5	0.19~1.5

活性炭的吸附能力和与水接触的时间成正比，接触时间越长，过滤后的水质越佳。注意：过滤的水应缓慢地流出过滤层。新的活性炭在第一次使用前应洗涤洁净，否则有墨黑色水流出。活性炭在装入过滤器前，过滤器底部装填 0.2~0.3m 厚、粒径为 1~4mm 的石英砂层作为支持层，有时下部再装填大颗粒石英砂、石英砂上面装 1.0~2.0m 厚活性炭层。操作时，水由顶部导入，顺流自然下降过滤，由底部排出。

活性炭过滤器运行一段时间后，因截污量过多，暂时失去活性，需反洗再生，其步骤为：① 反洗。清水以 8~10L/(m²·s) 的反洗强度从底部进入，反洗时间 15~20min。② 蒸汽吹洗。从底部通入 0.3MPa 饱和蒸汽吹洗 15~20min。③ 淋洗。用 6%~8% NaOH 溶液 (40℃) 从顶部通入洗涤，洗涤量为活性炭体积的 1.2~1.5 倍。④ 正洗。原水至顶部通入，冲洗至出水符合规定水质要求。活性炭使用 2~3 个月后，如果过滤效果下降就应调换新的活性炭。

活性炭颗粒的大小对吸附能力也有影响。一般来说，活性炭颗粒越小，过滤面积就越大。所以，粉末状的活性炭总面积最大，吸附效果最佳，但粉末状的活性炭很容易随水流入水族箱中，难以控制，很少采用。颗粒状的活性炭因颗粒成形不易流动，水中有机物等杂质在活性炭过滤层中也不易阻塞，其吸附能力强，携带更换方便。

2. 水的软化及脱盐

除去水中钙、镁等金属离子的过程称为水的软化，而除去所有阴、阳杂质离子则称为水的脱盐。常用的方法有离子交换法、电渗析法、反渗透法等。

(1) 离子交换装置 离子交换法是用离子交换剂和水中溶解的某些阴、阳离子发生交换反应，以除去水中有害离子。水的软化处理中常选用离子交换树脂。离子交换树脂本体中带有酸性交换基团的称阳离子交换树脂，按其交换基团酸性的强弱又分为强酸性、中酸性和弱酸性三类。交换树脂本体中带有碱性交换基团的称阴离子交换树脂，同样按其交换基团碱性的强弱分为强碱性和弱碱性两类。同类型树脂中，弱酸弱碱型树脂的交换容量大于强酸强碱型。一般来讲，如果只需除去水中吸附性较强的离子（如 Ca²⁺、Mg²⁺ 等），可选用弱酸性或弱碱性树脂，当必须除去原水中吸附性能比较弱的阳离子（如 K⁺、Na⁺）或阴离子（如 HCO₃⁻、HSiO₃⁻）时，应选用强酸性或强碱性树脂。

根据生产上的不同需要，可采用不同的离子交换方式。目前用于水处理的离子交换装置分为固定床和连续床两大类。

① 固定床离子交换装置。水处理中最简单的方法是采用固定床，即将离子交换树脂装填于管柱式容器中，形成固定的树脂层。操作时，交换、反洗、再生、清洗 4 个过程间歇反复地在同一装置中进行，而离子交换树脂本身不移动，也不流动。它具有操作简单、

设备少、出水稳定等优点，是最常用的离子交换水处理装置。固定床离子交换装置的组合方式有单床、多床、复床、混合床、多层床等（图 3-3-3）。

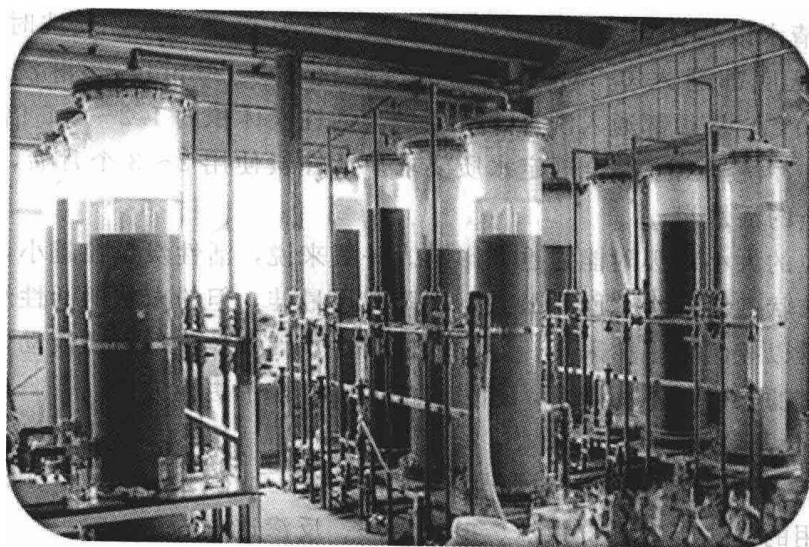
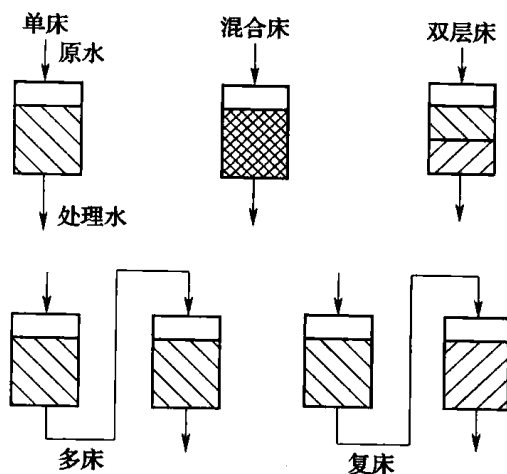


图 3-3-3 固定床离子交换装置组合

单床是固定床中最简单的一种方式。常用的钠型阳离子交换装置即属这一方式。

多床是同一种离子交换剂、两个单床的串联方式。当单床处理水质达不到要求时可采用多床。

复床是两种不同离子交换剂的交换器的组合，即一个阳离子交换树脂单床与一个阴离子交换树脂单床的串联方式。

混合床是将阴阳离子交换树脂混合置于同一柱中，即相当于多级阴阳离子柱串联起来。处理水质较高。

多层床是在一个交换柱中装有两种树脂（弱酸与强酸、弱碱与强碱型），上下分层不混合。

显然，上述 5 种固定床组合方式中，采用阴、阳两种树脂的装置可用于水的除盐，而只采用阳离子交换树脂的装置仅用于水的软化。

软化水设备制取软水，是采用钠型树脂作交换介质，树脂上的钠离子和水中的钙、镁

离子交换，从而降低了水中硬度，使出水总硬度达到国家标准《工业锅炉水质》GB/T 1576—2008，即出水总硬度 $\leq 0.03\text{mmol/L}$ （以碳酸钙计）。

纯水设备制取纯水，是用氢型树脂交换水中的阳离子、氢氧型树脂交换水中的阴离子，交换下来的 H 和 OH 结合成电离度很小的水，使水得到纯化。一级混床出水电阻率大于 $1000\sim 4000\text{k}\Omega/\text{cm}$ ，二级混床出水电阻率大于 $5\sim 10\text{M}\Omega/\text{cm}$ ，三级混床出水电阻可达到理论纯水 $15\text{M}\Omega/\text{cm}$ 。

软水、纯水离子交换器材料可选用不锈钢衬胶、碳钢衬胶、玻璃钢和有机玻璃等。

② 连续床离子交换装置。固定床离子交换的缺点是树脂用量多而利用率低，操作不连续，为提高树脂利用率，20 世纪 60 年代出现了连续式离子交换装置，有移动床和流动床两种。

移动床离子交换树脂装于交换塔中，原水从下部流入，软水从塔上部流出。这样自下而上的流动，交换一定时间（一般 $45\sim 60\text{min}$ ）后停止交换，而将交换塔中一定容量的失效树脂送至再生塔还原，同时从清洗塔向交换塔上部补充相同量的已还原清洗的树脂，约 10min 后，交换塔又开始工作。这样交换塔上面始终有刚加入的新交换层，故出水水质稳定，交换树脂及还原液的利用率都比固定床高。其缺点是交换树脂磨损较大，耗电量较大。

流动床则是完全连续工作的，它在进行交换的同时不断从交换塔内向外输送失效的交换树脂，且又不断向交换塔内输送再生后的树脂，但需要的设备多，操作管理较复杂。

(2) 电渗析装置 电渗析是根据带电离子在电场中定向迁移的原理来除去水中溶解盐类的一种方法，与传统的离子交换除盐法相比，它具有节省酸碱、操作方便、对环境无污染等优点。电渗析主要用于水的初级脱盐，脱盐率在 $45\%\sim 90\%$ 。它广泛被用于海水与苦咸水淡化、制备纯水时的初级脱盐以及锅炉、动力设备给水的脱盐软化等。

① 工作原理。电渗析装置的核心是具有选择透过性与导电性良好的阴阳离子交换膜，在外加电场的作用下，当被处理的水通过离子交换膜时，阴阳离子（包括所有荷电的小分子有机物）发生迁移，阴阳离子分别通过阴、阳离子交换膜进入浓水室，被浓水带走，而淡水室排出处理的水就被淡化了。电渗析工作原理如图 3-3-4 所示。

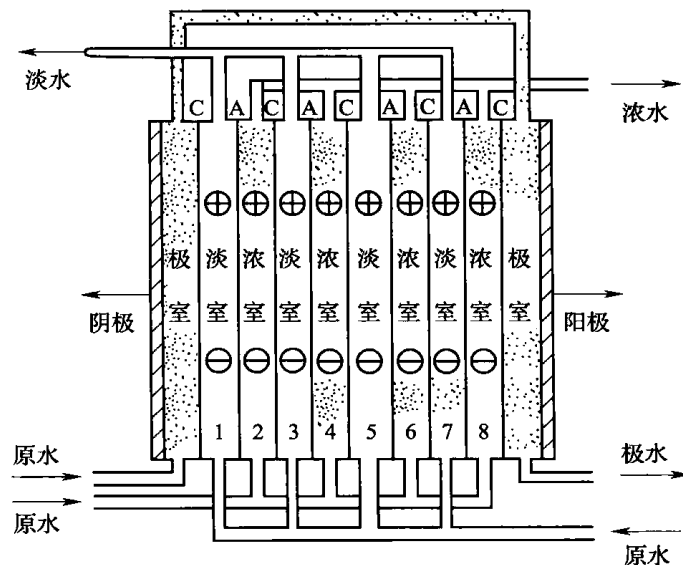


图 3-3-4 多层膜电渗析器工作原理

进入 1、3、5、7 室的水中离子，在直流电场作用下定向移动。阳离子移向阴极，透过阳膜进入极室及 2、4、6 室，阴离子移向阳极，透过阴膜进入 2、4、6、8 室。因此，从第 1、3、5、7 室流出来的水中，阴阳离子都会减少，成为淡水。而进入第 2、4、6、8 室的水中离子也要定向移动、阳离子要移向阴极，但受阴膜的阻挡而留在室内，阴离子要移向阳极，受阳膜的阻挡也留在室内、且第 1、3、5、7 室中的阴阳离子都要穿过膜进入其中，所以从第 2、4、6、8 室流出来的水中，阴、阳离子数都比原水中的多，成为浓水。

② 电渗析器结构。电渗析设备是由电渗析器、直流电源及其辅助部件组成。电渗析器有立式和卧式两种型式，均由离子交换膜、隔板、电极、极框、压紧装置等部件所组成。直流电源及辅助部件是由整流器（硅整流器或可控硅整流器）、流量计、压力表、耐酸泵、酸槽、管道、阀门等组成（图 3-3-5）。

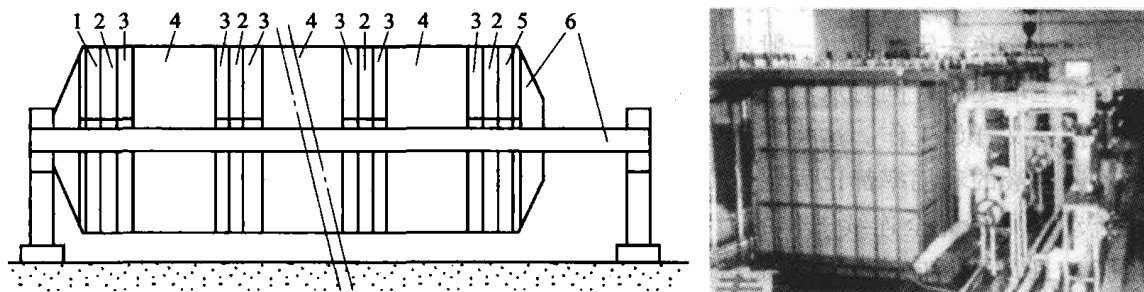


图 3-3-5 立式电渗析器装置

1—阳极室 2—导水板 3—压紧框 4—膜堆 5—阴极室 6—压滤机式锁紧装置

离子交换膜是一种由具有离子交换性能的高分子材料制成的薄膜。按其透过性能分为阳离子交换膜和阴离子交换膜。能透过阳离子的称阳离子交换膜，能透过阴离子的称阴离子交换膜。目前常用的阳离子交换膜为磺酸基型，带负电荷，吸收水中的阳离子，并让其通过该膜，而阻止负离子通过。阴离子为季胺基型，带正电荷，吸收水中的阴离子，并让其通过，而阻止正离子通过该膜。

隔板放在阴、阳膜之间，隔开两膜。隔板上有进水孔、出水孔、布水槽、流水槽及过水槽，因布水槽的位置不同将隔板分为淡水室隔板和浓水室隔板，一般用厚度为 1.5~2mm 的聚氯乙烯硬板制成，也有采用橡胶材料的。

电极通电后形成外电场，使水层中的离子定向迁移。电极的质量直接影响电渗析效果。阳极必须采用耐腐蚀材料，如石墨、铅、二氧化铅等；阴极多用不锈钢。

极框用来保持电极与离子交换膜间的距离，分别位于阴、阳极的内侧，从而构成阴极室和阳极室，是极水（极室的流出液）的通道。保持极水分布均匀，水流通畅，带走电极产生的气体和腐蚀沉淀物。

压紧装置是用来把交替排列的膜堆和极区压紧，使组装后不漏水，一般使用不锈钢板，用工字钢或槽钢固定四周，用分布均匀的螺杆紧固。

③ 电渗析器的组装形式。电渗析器的组装方式取决于进水的水质和对出水的要求。一般说，要增加出水量，可将各组膜堆并联；要提高出水水质，应将各组膜堆串联。在组装中，通常用“极”和“段”表示。

“对”——是电渗析器中最基本的脱盐单元，由一张阳膜、一张浓（或淡）室隔板、

一张阴膜，一张淡（或浓）室隔板组成。

“极”——每对阴、阳电极之间的膜堆组成一级。

“段”——具有同一水流方向的膜堆为一段，凡水流方向改变一次，段的数目就增加1。

电渗析器的组装形式有一级一段、一级多段、多级一段、多级多段等。表 3-3-5 所示为各种电渗析器的规格性能。

表 3-3-5 电渗析器规格性能表

型号 级×段-对	出水量 / (m ³ /h)	除盐率 /%	外形尺寸 (长×宽×高) /mm	质量 /kg	进/出 水管径/mm
EDOA-I-3×15-150	0.1	95	900×500×800	160	20/15
EDOA-II-4×8-264	0.5	95	1200×900×1400	260	20/15
EDOA-III-4×8-280	1	90	1200×700×1400	410	25/15
EDOA-IV-4×4-160	2	90	2100×750×1000	840	25/25
EDOA-IV-4×4-360	5	90	2100×750×1600	1100	50/40
EDOA-IV-3×3-492	10	80	2100×750×2100	1400	65/50
EDOA-IV-6×2-520	20	60	2100×750×2180	1450	80/65
EDOA-V-1×1-225	50	50	2100×940×1100	2800	115/80

④ 电渗析器的清洗及对原水的要求。电渗析器运行一段时间后，浓水室一侧的阴膜和阳膜面上会出现结垢现象，它的存在将减少离子交换膜的有效使用面积，增加膜的电阻，降低膜的使用寿命，常用以下方法清除：a 倒换电极，即运行一段时间后把阴极改为阳极，阳极改为阴极。由于电场方向改变，可使已生成的沉淀消除。倒换时间一般采用 3~8h，倒换电极后一段时间（5~10min），淡水出口水质下降，待水质合格后再继续使用。b 采用浓度 1%~2% 的盐酸定期酸洗，酸洗操作时间为 2~3h，使 pH=3~4。c 当水中含有机杂质时，每隔几个月用 0.1mol/L NaOH 溶液清洗。

如果原水中悬浮物较多，会造成隔板中沉淀结垢，增加阻力，降低流量，所以原水水质应符合下列要求：浊度 < 3mg/L，含铁量 < 0.3mg/L，含锰量 < 0.1mg/L，色度 < 20 度，有机物耗氧量 < 3mg/L (KMnO₄)。

3. 水的杀菌

杀菌是指杀灭水中的致病菌，水的杀菌方法很多，目前常用氯杀菌、臭氧杀菌及紫外线杀菌。

(1) 氯杀菌 氯进入水中可生成次氯酸 (HClO)，次氯酸具有强烈的氧化作用，它可以穿过细菌的细胞膜进入细胞内部，由于氧化作用而破坏细胞内酶和细菌的生理机能使细菌死亡，我国水质标准规定，在管网末端自由性余氯保持在 0.1~0.3mg/L，小于 0.1mg/L 时不安全，大于 0.3mg/L 时水有明显的氯臭。为了使管网最远点保持 0.1mg/L 以上的余氯量，一般加氯量为 0.5~2.0mg/L，接触时间 15min。

常采用的氯杀菌试剂有活性二氧化氯、漂白粉和次氯酸钠 (NaClO)。

二氧化氯 (ClO₂) 是最理想的消毒剂，具有广谱、高效、无毒、用量小、药效长等特点。其杀菌能力为其他氯系杀菌消毒剂的 2~5 倍。被世界卫生组织 (WHO) 认定的最高级 (AI 级) 消毒剂。因为二氧化氯是一种氧化剂而不是氯化剂，与氯气相比，它的

氧化能力是氯气的 2.63 倍，其杀菌能力远高于 2.6 倍。但二氧化氯极不稳定，虽有稳定性二氧化氯消毒液成品，但浓度较低，制成费用及运输费用高，使用时需现场活化，其活化率大打折扣，因此有研究推出固体稳态二氧化氯消毒剂。有建议最好方案是使用二氧化氯发生器在使用地点现场发生，使用二氧化氯发生器在使用地点现场发生既可提高工业循环水杀菌灭藻效果，又可大大节省药剂费用，其费用仅占原药剂费用的 10%~15%。二氧化氯的投加工艺与系统状况、水温、所用水处理剂及水中还原性物质的多少有关。

(2) 臭氧杀菌 臭氧 (O_3) 由三个氧原子构成，是一种强烈的氧化剂，它能氧化水中的有机物，破坏微生物原生质，杀死微生物，亦能破坏微生物孢子和病毒，同时除去水臭、铁和锰及脱色。杀菌性能优于氯。在欧洲，臭氧已广泛用于水的杀菌。

臭氧灭菌或抑菌作用，通常是物理的、化学的及生物学等方面的综合结果。其作用机制可归纳为：① 作用于细胞膜，导致细胞膜的通透性增加，细胞内物质外流，使细胞失去活动；② 使细胞活动必需的酶失去活性；③ 破坏细胞内的遗传物质或使其失去功能。臭氧杀灭病毒是通过直接破坏核糖核酸或脱氧核酸完成的。而杀灭细菌、霉菌类微生物则是臭氧首先作用与细胞膜，使细胞膜的构成受到损伤，导致新陈代谢障碍并抑制其生长，臭氧继续渗透破坏膜内组织，直到死亡。

臭氧的化学性质极不稳定、易分解，臭氧的半衰期仅为 30~60min，无法作为一般的产品贮存，只能边制取边使用。大多情况下，均利用净化空气或氧气高压放电而制成臭氧，然后注入水中。因此臭氧杀菌系统包括空气净化设备、臭氧发生器和臭氧加注设备。

臭氧发生器按其原理可分为：① 电晕放电式；② 电解式；③ 紫外照射式；④ 核辐射式。应用最广泛的是电晕放电式臭氧发生器。它由臭氧管，臭氧电源，气源装置及电控装置组成。臭氧发生器按运行频率可分为：① 工频臭氧发生器（工作频率 50~60Hz）；② 中频臭氧发生器（工作频率 600~800Hz）；③ 高频臭氧发生器（1~20kHz）。高频臭氧发生器运行效率高节约电能，现已陆续取代工频和中频高能耗臭氧发生器。臭氧发生器按臭氧发生量通常可分为：小型（臭氧产量 100g/h 以下），中型（臭氧产量 100~1000g/h），大型（臭氧产量 1kg/h 以上）。

产生臭氧的方法是用干燥空气或干燥氧气作原料，利用高压电离（或化学、光化学反应），使空气中的部分氧气分解聚合为臭氧。另一个生产的臭氧的方法是电解法，将水电解变成氧元素，然后使其中的自由氧变成臭氧。用空气制成臭氧的浓度一般为 10~20mg/L，用氧气制成臭氧的浓度为 20~40mg/L。含有 1%~4%（质量比）臭氧的空气可用于水的消毒处理。

大型臭氧发生器以机组形式存在，有三种机组模式：① 空气源机组主要由无油压缩空气及气源干燥净化系统、尾气发生系统（包括臭氧放电室、驱动电源系统、控制系统）、臭氧化应用系统、尾气毁灭系统组成；② 液氧气源机组要有液氧储罐、汽化器、原料气控制系统、臭氧发生系统、应用系统、尾气处理系统组成；③ 吸附式制氧或富氧机组是由无油空压机、冷干机、制氧系统、臭氧发生系统、臭氧应用系统组成。图 3-3-6 为臭氧发生器成套设备及流程。

臭氧在水中溶解度极小，为使臭氧与水充分混合，一般采用喷射法加注臭氧，以增加与水的接触时间，另外水池应保持一定高度。1m³ 过滤后的净水中加入臭氧 0.1~1g，接触 10~15min，即可达到满意的效果，杀菌作用比氯快 15~30 倍。

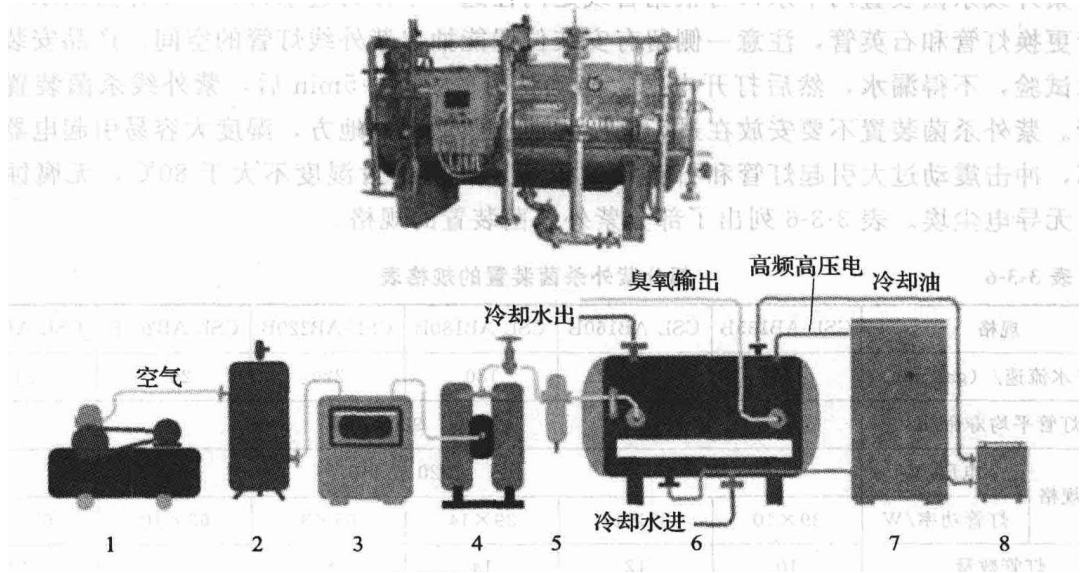


图 3-3-6 大型油冷臭氧发生器成套设备及流程

- 1—无油空压机 2—储气罐 3—冷干机 4—吸附式干燥机
5—过滤器 6—臭氧控电室 7—电源控制柜 8—油冷机

(3) 紫外线杀菌 微生物受紫外线照射后，导致细胞内核蛋白分子结构发生变化，产生蛋白变性，DNA 分子间的交联被破坏，胞嘧啶和尿嘧啶发生水合作用，出现腺嘧啶二聚体，破坏了嘌呤和嘧啶的正常配对，从而改变了 DNA 的生物活性，带来微生物新陈代谢的障碍，致使微生物死亡，从而达到消毒灭菌的目的。实践证明紫外线在波长为 240~280nm 范围最具有杀菌效能，尤其在波长为 253.7nm 时紫外线的杀菌作用最强，达 98% 以上。图 3-3-7 所示为隔水套管式紫外杀菌装置示意图和实物图。

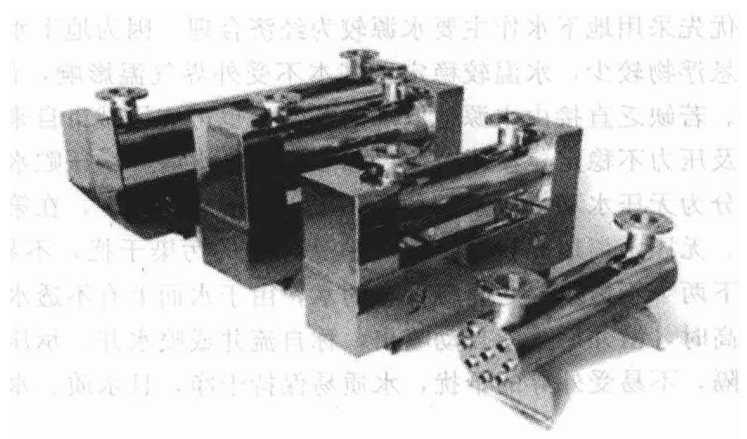
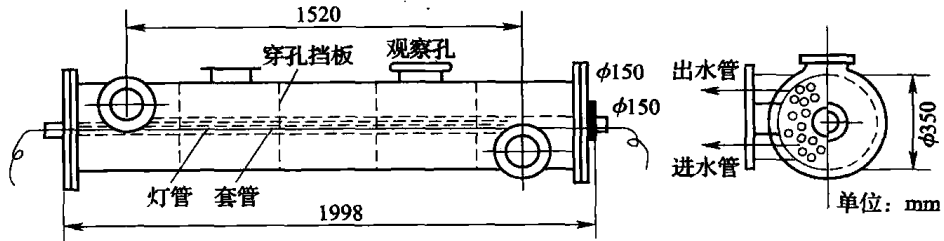


图 3-3-7 紫外杀菌装置

紫外线杀菌装置两个水口可根据管线走向任选一个作为进水口，一个作为出水口，为便于更换灯管和石英管，注意一侧留有安装位置能抽出紫外线灯管的空间。产品安装后先通水试验，不得漏水，然后打开电源，当确认灯管亮 3~5min 后，紫外线杀菌装置可以运行。紫外杀菌装置不要安放在过于潮湿和冲击震动大的地方，湿度大容易引起电器元件损坏，冲击震动过大引起灯管和石英管的损坏。环境相对湿度不大于 80℃，无腐蚀性气体、无导电尘埃。表 3-3-6 列出了部分紫外杀菌装置的规格。

表 3-3-6 部分紫外杀菌装置的规格表

规格		CSL-AB135B	CSL-AB160B	CSL-AB180B	CSL-AB220B	CSL-AB260B	CSL-AB315B
容许水流速/(gal/min)		135	160	180	220	260	315
灯管平均寿命/h		9000					
电气规格	电压/V	220 或 110					
	灯管功率/W	39×10	39×12	39×14	65×8	65×10	65×12
灯管数量		10	12	14	8	10	12
外壳材质(不锈钢)		304					
尺寸	长/mm	938	1090	1118	1728	1728	1728
	宽/mm	219	428	460	269	269	538
工作温度/℃		2~40					
灯管波长/nm		254					
最大工作压力/psi		125					

注：1psi=6894.76Pa。

四、供水系统及设备

生物工业中需要大量用水。对水的质量、温度、数量等都有较严格的要求。供水监控普遍采用集散式系统。对各个工艺单元进行分散控制减小了各控制环节之间的干扰，提高了工作的可靠性；对全厂的集中监控，又保证了统一指挥、调度的灵活性。供水系统包括：选择水源、供水方式，供水系统设备选用等。

1. 水源的选择

水源的选择以优先采用地下水作主要水源较为经济合理。因为地下水不易受污染，含有机物、微生物、悬浮物较少，水温较稳定，基本不受外界气温影响，但硬度一般较大，应用时应进行处理。若缺乏直接由水源地取水的条件，也可应用城市自来水作为生产用水水源，自来水流量及压力不稳定，使用时应设加压泵房、水塔等增压贮水设施。

地下水一般可分为无压水和承压水两种。无压水是指地面以下，在第一层不透水层构造以上所含有的水。无压水离地面较近。水质易受外界污染干扰，不易保持清洁干净。承压水是指地面以下两个不透水层之间所含有的水，由于水面上有不透水层的分隔，形成了压力，当压力较高时，凿井后水能自动喷出，称自流井或喷水井。承压水埋藏较深，与地面有不透水层分隔，不易受外界干扰，水质易保持干净，且水质、水温均较稳定，应尽可能采用。

2. 地下水取水方式

取用无压水时，多采用大口井（即浅水井），井口直径一般 1m 以上，井深不超过 20m，井壁材料因地制宜采用砖石、混凝土或钢筋混凝土等。水泵可设置在地下、半地下或地面上。浅水井取水量不大，为保证生产供水需多开凿几个井位。

深水井生产能力高，能符合卫生防护要求，一般井口直径为 150~500mm，井深 30~150m 或更深。深井水流量大，一般一口井便可满足生产需要。

3. 供水系统

(1) 供水方式 根据生产用水特点及水源条件，常采用三种供水方式：直流供水、循环供水、连续供水。

① 直流供水：即生产、非生产用水直接由供水水源得到。当供水水源的水量比较充足，能够完全保证供应时，采用这种系统较为合适。废水则直接排走。

② 循环供水：即将生产用过的水经适当处理后重新循环使用，这样只要从水源吸取部分补充用水即可满足生产要求。如将用于生产中的冷却水经凉水塔降温后，适当沉淀处理即可循环使用。

③ 连续供水：若水源不足，当生产使用过的废水（如冷却水）污染不严重时，可以不经处理，直接供给其他车间再次使用，这样可以大大地减少直接从水源吸取的水量。

(2) 自来水供水系统 城市自来水在送往用户之前，已进行简单的沉淀、消毒处理。但由于自来水流量不稳定，水压波动较大，因此自来水不能直接送往生产车间。应设置加压、贮存装置，以保证压力、流量稳定，满足生产需要。

(3) 地下水供水系统 地下水水量足，可保证生产用量。但刚从地下抽取的水含有泥砂，不能立即使用，应先进行沉砂处理和消毒处理，再经二级泵房送往生产车间。

供水系统必要时可设两级泵房，一级水泵房根据水源情况可布置在地面上、半地下及地下，二级水泵房一般在地面上或半地下，在循环使用回水情况下，也可将二级泵房直接建在回水池上，以减少管路。在条件允许的情况下，自来水供水系统和地下水供水系统可同时设置，以满足不同的生产用水要求。

4. 供水系统远程监控

(1) 系统要求 为了提高生产效率、提高供水管理水平，建立一套供水远程监控与管理系统，基本要求如下：

① 取水设备远程监控，一般包括：采集取水泵工作电压、电流、启停状态、取水点水位、取水流量；根据水厂水池水位情况自动启停取水泵；就地或远程启停取水设备。

② 水处理设备及储水设施远程监控，一般包括：采集加药设备、加氯设备、pH 监测设备的工作状态及加药加氯数量；监测水池水位、出口余氯、pH 及其他需要数据。

③ 加压设备远程监控，一般包括：采集加压水泵工作电压、电流、启停状态、出口压力、出口流量；根据出口压力变频控制水泵工作频率，实现恒压供水；就地或远程启停加压泵。

④ 供水管网远程监测，一般包括：供水管网的压力、流量。

⑤ 用水户监控，一般包括：用水户供水流量、压力监测；IC 卡控制阀门供水或远程控制阀门供水。

(2) 系统组成 系统由监控中心、通信平台、测控终端设备、计量测量控制设备组成。

监控中心：硬件主要由服务器、工作站、GPRS 数据传输模块。

软件主要由操作系统软件、数据库软件、供水实时监控与售水管理软件组成。

通信平台：GPRS-VPN 网络、信号线、RS485 总线。

测控终端设备：智能取水泵启动柜、智能加压泵启动柜、水质监测终端、管网监测终端、用水控制终端。

计量测量控制设备：流量计、水位变送器、压力变送器、电动阀门。

(3) 系统拓扑图 自来水供水系统拓扑图如图 3-3-8 所示。

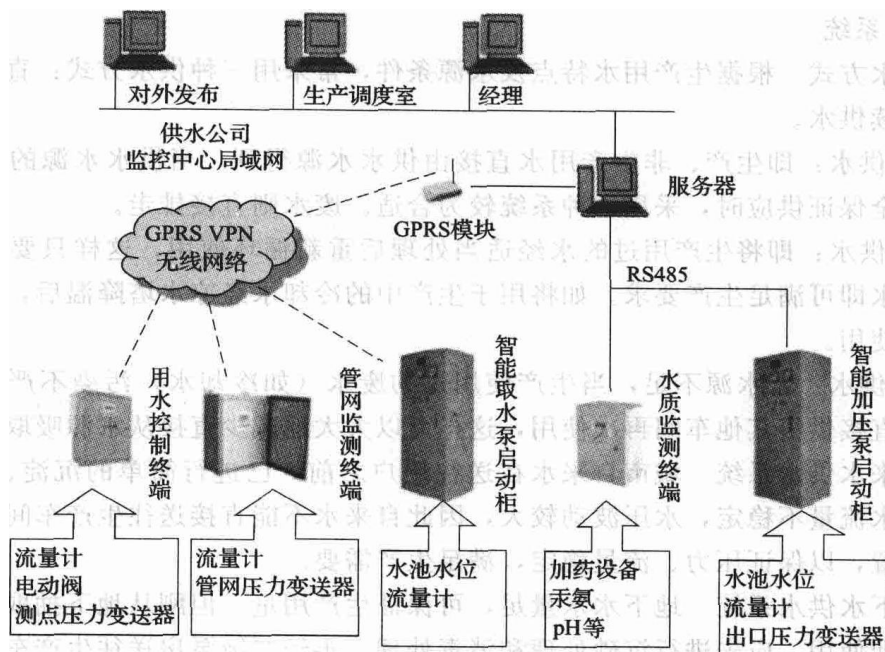


图 3-3-8 自来水供水系统拓扑图

第二节 生物工程工厂供电系统

一、生物工程工厂供电特点

通常工厂负荷分为三级：一级负荷是指中断供电将造成人身伤亡者、重大的政治影响、重大的经济损失或公共场所秩序严重混乱的负荷，应有两个或以上独立电源供电；二级负荷是指中断供电将造成较大的经济损失（如大量产品报废）或造成公共场所秩序混乱的负荷（如大型体育场馆、剧场等），尽可能要有两个独立的电源供电。三级负荷是指不属于一、二级电力负荷者，通常用一个电源供电。生物工厂的用电性质一般属三级（Ⅲ类）负荷，采取单电源供电，但关键部位，如发酵车间、菌种室等由于停电将很可能导致供氧和供冷供热停止，发酵菌种活力降低、染菌、甚至死亡，导致产量的降低甚至倒罐，应按二级负荷设计，可采用双电源供电，或设置应急发电机备用电源。

有些生物工厂如酒精厂生产的季节性强，用电负荷变化大，因此，大中型生物工厂宜设 2 台变压器供电，以适应负荷的剧烈变化。考虑到生物工厂生产车间水多、汽多、湿度大，供电管线及电器应考虑防潮设计。另外，随着技术的发展和进步，生物工厂的机械化水平不断提高，用电设备逐年增加，因此，要求变配电设备设施的容量或面积要留有一定的余地。

二、用电负荷计算

用电负荷或称电力负荷，是指通过供电线路的电流和功率。

1. 计算的目的

- (1) 选择合适的电气设备
- (2) 选择合适的导线截面
- (3) 选择电力变压器额定容量

2. 用电设备的计算负荷

(1) 电力负荷曲线 电力负荷曲线是表征用电负荷随时间变动的一种图形。它绘制在直角坐标系中，纵坐标表示用电负荷，横坐标表示对应于负荷变动的的时间。按负荷性质，负荷曲线可分为有功负荷曲线（纵坐标表示有功负荷值，单位为 kW）和无功负荷曲线（纵坐标表示无功负荷值，单位为 kVar）两种。按负荷变动的的时间，负荷曲线可分为日负荷曲线和年负荷曲线。日负荷曲线表示了一昼夜（24h）内负荷变动的情况，而年负荷曲线表示了一年（8760h）中负荷变动的情况。一般用典型的日负荷曲线为代表，如图 3-3-9 所示。

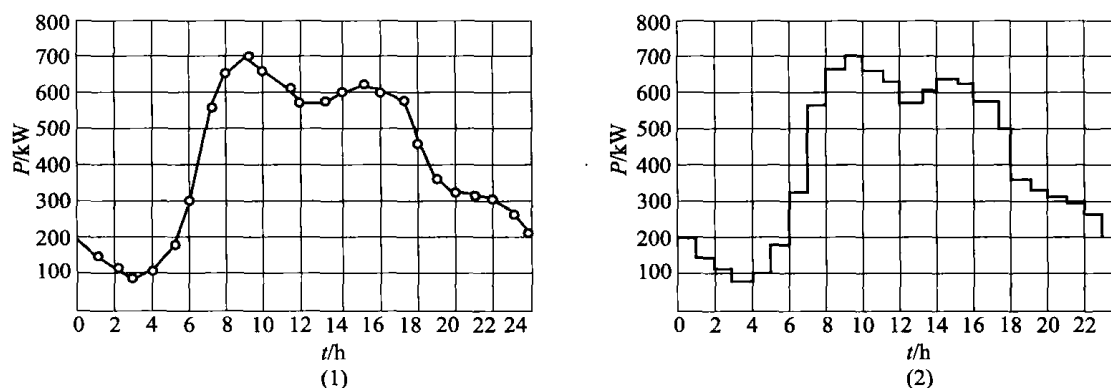


图 3-3-9 电力负荷曲线

有功功率是保持用电设备正常运行所需的电功率，也就是将电能转换为其他形式能量（机械能、光能、热能）的电功率。单位有瓦（W）、千瓦（kW）、兆瓦（MW）。无功功率比较抽象，它是用于电路内电场与磁场的交换，并用来在电气设备中建立和维持磁场的电功率。它不对外作功，而是转变为其他形式的能量。凡是有电磁线圈的电气设备，要建立磁场，就要消耗无功功率。由于它不对外做功，才被称之为“无功”。无功功率的符号用 Q 表示，单位为乏（Var）或千乏（kVar）。

(2) 负荷种类 实际负荷曲线是波动变化的。在进行设计和其他工作时，为满足不同需要，将负荷表示成三种类型：

最大负荷：是指消耗电能最多的半小时的平均功率，亦即连续 30min 的最大平均负荷，又称计算负荷。

尖峰负荷：是指连续 1 到 2s 的最大平均负荷，可看作短时最大负荷。

平均负荷：是指用电设备在某段时间内所消耗的电能除以该段时间所得的平均功率值。

(3) 用电设备的计算负荷 我们通常把工厂负荷曲线中 30min 内最大平均功率称为

计算负荷，即消耗电能最多的半小时的平均功率。它表示了工厂用电设备的最大负荷，称为计算负荷或视在功率计算负荷，用 S_{30} 表示。

$$S_{30} = P_{30} + Q_{30}$$

式中 P_{30} ——有功计算负荷

Q_{30} ——无功计算负荷

(4) 用电设备负荷的计算 根据用电情况确定的负荷，是供配电合理设计的关键。如负荷确定过大，将使导线和设备选得过粗过大，造成材料和投资的浪费；如负荷确定过小，将使供配电系统在运行中电压损失过大、电能损耗增加、发热严重、引起绝缘老化以致烧坏，以及造成短路等故障，从而带来更大的损失。

影响用电负荷的因素很多，实际负荷情况很复杂。而且并不是固定不变的。因而必须选择正确的负荷计算方法，以使计算结果尽量符合实际、力求合理。负荷计算的方法有单位建筑面积安装功率法、需要系数法、二项式法和利用系数法等一般多采用需要系数法。

根据需要系数 K_d 求总安装容量为 P_N 的用电设备组所需计算负荷 P_{30} 的方法称需要系数法。需要系数 K_d 是用电设备组所需要的最大负荷 P_{30} 与其设备容量 P_N 的比值，即 $K_d = P_{30}/P_N$ ； $P_{30} = K_d P_N$ 。

三、工厂供配电系统电气设备的分类

工厂供配电系统中的电路都是由一些主要电气设备按一定的顺序连接而成的。电路按其在系统中的作用分为两大类，担负着输送和分配电能的这一部分电路称为一次电路，一次电路中的所有电气设备，称为一次设备或一次元件；而用来表示控制、指示、测量和保护一次电路及其设备运行的电路称为二次电路，二次电路中的所有电气设备，称为二次设备或二次元件。

一次设备按其在电路中的作用又分为以下几类。

- (1) 变换设备 是用来传输电能、变换电流或电压的设备电流互感器等。
- (2) 控制设备 如各种高、低压开关，主要作用是用来控制电路的通、断。
- (3) 保护设备 用来防止电路过电流或过电压的设备，如高、低压熔断器和避雷器、各种继电器等。
- (4) 补偿设备 用来补偿电路的功率因数的设备，如高、低压电容器。

所谓成套设备则是按一定的线路方案，将一、二次设备集中组合而成的设备，便于安装和维护。如高压开关柜、低压配电屏等。

四、高压一次设备

工业企业为了接受从电力系统送来的电能，都是通过变压器经过降压，再将电能分配到各用电车间。一次设备按耐压值又分为高压设备和低压设备，通常额定电压在交流 1000V 以上的电气设备称为高压设备。

高压一次设备主要由高压熔断器、高压开关电器组成。

1. 高压熔断器

熔断器是工厂供电系统中应用广泛的一种保护电器，它串接在被保护电路中，对电路及其设备实现短路保护或过负荷保护。它由金属熔体、熔管及触头组成，在工厂供电 6~

10kV 系统中，户内广泛采用 RN1 和 RN2 系列，户外则采用 RW4 系列。

(1) RN1, RN2 系列户内高压管式熔断器 RN1, RN2 系列的结构基本相同，都是瓷质熔管内填充石英砂的密封管式熔断器。RN1 系列供高压线路和设备的短路与过载保护之用，因此结构尺寸较大。RN2 只用于电压互感器的短路保护，因而熔体额定电流一般为 0.5A，结构尺寸较小。

工作熔体上焊有小锡球，锡的熔点较低，当电路发生过负荷或短路时，锡球受热首先熔化，铜锡分子互相渗透形成熔点较低的铜锡合金，使熔丝在较低的温度下熔断，即所谓“冶金效应”，使熔断器能在较小的短路电流或不太大的过负荷电流时动作，提高了保护的灵敏度。

熔体采用几根铜熔丝并联，并且熔管内充满石英砂，分别是利用了粗弧分细灭弧法和狭沟灭弧法来加速灭弧，同时石英砂对电弧还具有冷却作用。这种熔断器能在短路电流未达到冲击值之前，就能完全熄灭电弧，因此这种熔断器具有“限流”特性。

(2) RW4, RW10 (F) 系列户外高压跌落式熔断器 RW4 系列用于户外，一方面在 6~10kV 以下的配电系统中作为配电变压器和配电线路的短路保护，另一方面作为隔离开关使用，在检修时形成一明显断点，以保证安全检修。由于 RW4 型没有专门的灭弧装置，因此不允许带负荷操作。RW10 型是一种带负荷操作的熔断器，这种熔断器是在一般跌落式熔断器的静触头上加装简单的灭弧室，除了作为 6~10kV 线路和变压器的短路保护外，还可直接带负荷操作。

当线路发生短路时，短路电流使熔管熔丝熔断，形成电弧。纤维消弧管由于电弧燃烧分解出大量气体，使管内压力剧增，并沿管道形成强烈的气流纵向吹弧，使电弧迅速熄灭，熔丝熔断时，熔体的上动触头因失去张力而下翻，在触头弹入和熔管自重作用下，熔管跌开，形成明显可见的断开间隙。

2. 高压开关电器

(1) 高压隔离开关 高压隔离开关主要用做隔离高压电源。它断开后有明显的断点，保证了电气维修人员在检修时的安全。它没有专门的灭弧装置，因此不允许带负荷操作，但它可以用来通、断一定的小电流。例如，利用隔离开关可以接通或断开电压互感器和避雷器回路；电压在 10kV 以下、容量在 300kVA 以下的无负载运行的变压器等。

高压隔离开关有户内式和户外式两大类。

(2) 高压负荷开关 高压负荷开关可以接通和断开负荷电路。负荷开关装有热脱扣器，在过负荷情况下可自动跳闸。负荷开关断开后，与隔离开关一样具有明显的断开间隙，因此也可以用来隔离电源，以保证安全检修。

(3) 高压断路器 高压断路器是供电系统中最重要的一种开关电器之一，由于它具有完善的灭弧装置，因此它不仅能通、断正常负荷电流，而且当线路发生短路、过载、失压故障时，通过保护装置，自动跳闸，切断故障。高压断路器种类繁多，下面主要介绍 6~10kV 工厂供电系统中常用的三种断路器：油断路器、六氟化硫断路器和真空断路器。

五、低压一次设备

交流电压 1000V 以下的设备称为低压设备。低压一次设备主要有低压熔断器、低压开关设备。

低压断路器又称自动空气开关。这种开关具有良好的灭弧性能，它既能在正常条件下断开负荷电流，又能依靠电流脱扣器自动切断短路电流；依靠热脱扣器自动断开过载电流，靠失压脱扣器，当线路电压严重下降或失压时自动跳闸，还可实现远距离跳闸。这种开关电器被广泛使用于低压配电装置中。低压熔断器的作用是实现低压供配电系统的短路保护以及过负荷保护。低压熔断器的种类很多，目前广泛使用的有插入式熔断器 RC1 系列、RL1 型螺旋式、无填料密封管式 RM10 型、有填料封闭管式 RT0 型以及引进技术生产的 aM 及 NT 系列。

低压开关设备有低压刀开关、刀熔开关、负荷开关、低压断路器。低压刀开关按其型式分为单按（HD）和双按（HS）两类；按其极数有单极、双极和三极之分；按其灭弧结构分为不带灭弧罩和带灭弧罩两种。

六、电流互感器和电压互感器

电流互感器和电压互感器，其实质是一种特殊的变压器，在工厂供电系统中，它们的功能如下：

① 隔离高压电路。利用互感器可使测量仪表和继电器的主电路隔离，降低仪表及继电器的绝缘强度，简化仪表结构，保证二次设备和人身的安全。

② 可使测量仪表和继电器标准化。

七、电力变压器

电力变压器是变配电所中最关键的一次设备，又称主变压器。电力变压器按相数分，有单相和三相两种；电力变压器按其冷却介质分为干式、油浸式两类。油浸式变压器按其冷却方式，又有油浸自冷式、油浸风冷式及强迫油循环风冷或水冷式等。一般工厂变电所采用的中小型变压器多为油浸自冷式。

电力变压器的基本组成为铁心和绕组，利用互感原理，用来升高或降低电压，铁心多采用具有高磁导率的硅钢片叠成，绕组一般采用铜线或铝线绕制成，对其电气、耐热、机械等性能都有严格要求。油箱与变压器容量有关，小容量采用平板式，中等容量油箱外装有散热管，容量大的采用风冷散热器。

八、电力设备接地

工厂中有关高压配电系统电力设备的接地要求与一般情况相同，在此着重介绍低压配电网中电力设备接地保护设计中的一些问题。

1. 接地方式

(1) TT 方式 TT 系统就是电源中性点直接接地、用电设备外壳也直接接地的系统。通常将电源中性点的接地称作工作接地，而设备外壳接地称作保护接地，适用于对电位敏感的数据处理设备和精密电子设备的供电。设备接地可以是每一设备都有各自独立的接地装置，也可以若干设备共用一个接地装置。TT 系统中两个接地必须是相互独立的。

(2) TN 方式 TN 系统称作保护接零。在 TN 系统中，所有电气设备的外露可导电部分均接到保护线上，并与电源的接地点相连，这个接地点通常是配电系统的中性点。当故障使电气设备金属外壳带电时，形成相线和零线短路，回路电阻小，电流大，能使熔丝

迅速熔断或保护装置动作切断电源。

这种方式的特点是：适用于大规模的配电网；能抑制电压的异常升高；保护设备简单；故障点易发现；绝缘破坏时，尽管人体接触带电设备，但由于专用接地线的分流作用，使人体得到保护；电源侧接地与负载接地之间有金属异物联通，阻抗较小，单相接地短路电流较大，在一般情况下，过流保护装置将动作；一点接地时，立即跳闸，否则金属外壳上有危险电压，易发生火灾事故；对检查零线的绝缘较困难；对相邻的接地系统可能有干扰。

上述两种接地方式。后一种为国内一般工业企业普遍所采用，但这种接地方式当零线中断或接线错误时，电力设备的金属外壳上将产生危险电压。在今后的设计中以采用前一种接地方式为宜。

(3) IT 方式 IT 系统就是电源中性点不接地、用电设备外壳直接接地的系统，这也是保护接地。由于该系统出现第一次故障时故障电流小，电气设备金属外壳不会产生危险性的接触电压，因此可以不切断电源，使电气设备继续运行，并可通过报警装置及检查消除故障。

此种方式的特点是：系统绝缘损坏而发生漏电时，因不能构成闭合回路，仅通过分布电容流过容性电流，如系统规模较小，分布电容器小时，电流将较小；不能限制异常电位升高；和其他系统绝缘，不致互相干扰；大规模配电系统要长期维持非接地状况较困难；发生两点接地时，危险性较大，必须加强管理，设置绝缘检测位置；接地检测较困难。

一般对生产连续性要求高，有爆炸或火灾危险的企业采用 IT 方式为宜。

2. 接地方式要求

从保证人身安全出发，国际电工委员会（IEC）第 64 技术委员会（TC64）—“电气装置和电击防护委员会”对接触电压作了规定，长期的允许接触电压对交流为 50V，对直流为 120V，超过允许接触电压的接地故障规定了最大切断时间，见表 3-3-7。

表 3-3-7 接地故障最大切断时间

预期的 接触电压	交流（有效值）/V	≤50	50	75	90	110	150	220	280
	直流/V	≤120	120	140	160	175	200	250	310
最大切断时间/s		∞	5	1	0.8	0.2	0.1	0.05	0.03

按照上述规定，对 TN 方式、TT 方式和 IT 方式，当接地发生故障时，都向各自提出特定时要求。

(1) TN 方式 在 TN 方式的接地系统中，其保护装置的整定值相接地回路的阻抗必须满足下式要求：

$$Z_a \cdot I_a \leq U_0$$

式中 U_0 ——相电压

Z_a ——接地回路的阻抗

I_a ——按上表所规定时间切断电流要求的断路器的动作电流

对 TN 方式，一般推荐采用具有过电流保护的断路设备或电流型漏电断路器。

(2) TT 方式 在 TT 方式的接地系统中，必须满足下式要求：

$$R_A \cdot I_a \leq U$$

式中 R_A ——接地阻抗

I_a ——按上表所规定时间切断电流要求的断路器的动作电流

U ——按上表所规定的接触电压

对于 TT 方式，一般推荐采用漏电断路器。

(3) IT 方式 车间内所有电力设备的金属外壳必须全部接在同一接地系统上，并应满足下式要求：

$$R_A \cdot I_a \leq U$$

式中 R_A ——接在一个接地极上的所有电力设备金属外壳的接地系统得接地阻抗

I_a ——在一点接地故障情况下，考虑所有接地装置的全部阻抗的故障电流

U ——规定安全接触电压

对 IT 方式，可采用绝缘监视装置，过电流保护装置，漏电断路器或故障电压保护装置等。

九、设计基本知识

1. 工厂生产车间的供电

从生产用电电压等级而言，一般最高为 6000V。中小型电机通常为 380V，而输电网中都是高压电（有 10~330kV 范围内七个高压等级），所以从输电网引入电源必须经变压后方能使用。由工厂变电所供电时，小型或用电量小的车间，可直接引入低压线；用电量较大的车间，为减少输电损耗和节约电线，通常用较高的电压将电流送到车间变电室，经降压后再使用。一般车间高压为 6000V 或 3000V，低压为 380V。当高压为 6000V 时，150kW 以上电机选用 6000V，150kW 以下电机选用 380V。

生物生产中会使用一些易燃、易爆物料，多数为连续化生产，中途不允许突然停电。为此，根据生物工厂生产工艺特点及物料危险程度的不同，对供电的可靠性有不同的要求。按照电力设计规范，将电力负荷分成三级，按照用电要求从高到低分为一级、二级、三级。其中一级负荷要求最高，即用电设备要求连续运转，突然停电将造成着火、爆炸或人员机械损坏，或造成巨大经济损失。

2. 供电中的防火防爆

按照 GB 50058—1992《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》，关于爆炸性气体环境危险区域划分规定，根据爆炸性气体混合物出现的频繁程度与持续时间进行分区。0 区是指连续出现或长时期出现爆炸性气体混合物的环境，1 区是指正常运行时可能出现爆炸性气体混合物的环境，2 区是指正常运行时不可能出现爆炸性气体混合物的环境，或即使出现也仅是短时存在的情况。在设计中如遇下列情况则危险区域等级要作相应变动，离开危险介质设备在 7.5m 之内的立体空间，对于通风良好的敞开式、半敞开式厂房或露天装置区可降低一级；封闭式厂房中爆炸和火灾危险场所范围由以上条件按建筑空间划分，与其相邻的有门墙的场所，可降低一级；如果通过走廊或套间隔开两道有门的墙，则可作为无爆炸及火灾危险区。而对地坑、地沟因通风不良及易积聚可燃介质区要比所在场所提高一级。

对区域爆炸危险等级确定以后，根据不同情况选择相应防爆电器。所选用的防爆电气

设备的级别或组别，不应低于该爆炸性气体环境内爆炸性混合物的级别和组别，当存在有两种易燃物质形成的爆炸性混合物时，应按混合后的爆炸性混合物的级别和组别选用，一般可按危险程度较高的级别和组别选用。按《爆炸性环境用防爆电气设备通用要求》(GB 3836.1—2000)规定，各种防爆类型标志如下：隔爆型 (d)、增安型 (e)、本质安全型 (ia, ib)、正压型 (p)、充油型 (o)、充砂型 (q)、浇封型 (m)、无火花型 (n)、特殊型 (s)。电气设备分为两类：I类：煤矿井下用电气设备。II或II A, II B, II C类：除煤矿外其他爆炸性气体环境用电气设备。如果电气设备只允许使用在某一特定的气体中，则在符号II后面写上气体的化学符号或名称。

防爆电气设备标志牌(铭牌)必须包括下列各项：①制造厂名称或注册商标；②产品名称及型号；③符号Ex，它表明这些电气设备符合某一种或几种防爆型式的规定；④防爆型式符号；⑤电气设备的类别符号；⑥II类设备的温度组别或最高表面温度(℃)，或者两者并有：当这两个符号都用时，温度组别放在后面，并用括号括上，例如：T1和350℃，或者350℃(T1)；最高表面温度超过450℃的II类电气设备，应标出温度数；等。电气设备的防爆标志示例如下：

(1) I类隔爆型：Exd I。

(2) II B类隔爆型 T3组：Exd II BT3，II A类本质安全型 is 等级 T5组：Exia II AT5。

(3) 采用一种以上的复合型式，须先标出主体防爆型式，后标出其他防爆型式。如II类主体增安型并具有正压型部件 T4组：Exep II T4，

(4) 对只允许使用于一种爆炸性气体环境中的电气设备，其标志可用该气体化学分子式或名称表示，这时可不必注明温度组别。例如：II类用于氨气环境的隔爆型：Exd II (NH₃) 或 Exd II 氨。

(5) 对II类电气设备的标志，可标温度组别，也可标最高表面温度，或二者都标出，例如：最高表面温度为125℃的工厂用增安型：Exe II T4；Exe II (125℃) 或 Exe II 125℃ (T4)。

(6) 复合型电气设备，应分别在不同防爆型式的外壳上标出相应的防爆型式。

(7) II C类本质安全型 ib 等级关联设备 T5组：Ex (ib) II CT5。

(8) I类特殊型：Exs I。

(9) 对使用于煤矿中除甲烷外，还有其他爆炸性气体，如II B类 T3组可燃性气体的隔爆型：Exd I / II BT3。

(10) 对既适用于I类又适用于II B类 T4组的隔爆型：Exd I / II BT4。

工程上常用的防爆电机有AJO₂和BJO₂，它们在中小功率范围内应用较广，是JO₂电机的派生系列，其功率及安装尺寸与JO₂基本系列完全相同，可以互换。AJO₂系列为防爆安全型，适用于在正常情况下没有爆炸性混合物的场所(2区或Q-2级)。BJO₂系列为隔爆型，适用于正常情况下能周期形成或短期形成爆炸性混合物场所(0区、1区或Q-1级)。

第三节 发酵工厂洁净蒸汽系统设备

一、发酵工厂洁净蒸汽

发酵工业生产中的热加工过程所需要的热源通常为蒸汽。以蒸汽为加热介质的操作主要包括原料的蒸煮、糊化、原料脱皮，料液脱异味、灭酶、杀菌、蒸馏、浓缩、植物蛋白的膨化处理、过热蒸汽干燥、蒸汽真空系统等。其中有些过程是蒸汽与物料直接接触，如蒸馏、过热蒸汽干燥等。而大部分则为间壁式热过程、操作过程不同，其对蒸汽的要求也有所不同。

工业生产中蒸汽主要由蒸汽锅炉产生，这种蒸汽称为生蒸汽或活蒸汽；其次也可从生产过程中产生，如蒸发浓缩过程中产生的蒸汽，通常称为二次蒸汽。水蒸发直接产生的蒸汽都处于饱和状态，称为饱和蒸汽。若将饱和蒸汽在同一压力下进一步加热，使蒸汽温度升高，则得到过热蒸汽，显然过热蒸汽是处于不饱和状态。另外，蒸汽根据压力大小不同又分为低压蒸汽（蒸汽压力 $<1.5\text{MPa}$ ）、中压蒸汽（蒸汽压力 $1.5\sim 6.0\text{MPa}$ ）和高压蒸汽（蒸汽压力 $>6.0\text{MPa}$ ）。高压蒸汽常作为动力源。发酵工厂的用汽压力大都在 0.7MPa 以下，有的只有 $0.2\sim 0.3\text{MPa}$ 。

发酵工厂使用的蒸汽一般要求蒸汽压力稳定，不应在较大范围内波动，以保证热加工过程的稳定性。这可通过稳压阀和缓冲罐来实现。其次应尽可能供给干饱和蒸汽，即蒸汽应维持一定的干度。以蒸汽为热源的操作中主要是利用蒸汽的冷凝潜热，显然，蒸汽的干度越大，相同流量下释放的热量越多。蒸汽在送往生产车间的过程中，由于沿途热量损失，难免有冷凝水产生，若不除去，则将影响热效，甚至冷凝水随着汽流高速流动而产生“锤击”现象，严重时损坏管道及设备。可通过分汽缸或在管道上设置疏水器达到分离冷凝水的目的。另外，应保持蒸汽流量稳定，且含有较少的不凝性气体，以提高蒸汽的热效率。

二、蒸汽用量

蒸汽用量包括生产和生活用两部分的蒸汽用量，然后乘以裕量系数，再加上管网热损失，计算出锅炉的最大负荷。计算公式如下：

$$Q = K_0 (K_1 Q_1 + K_2 Q_2 + K_3 Q_3 + K_4 Q_4)$$

式中 Q ——最大计算热负荷， t/h

Q_1 ——生产最大热负荷， t/h

Q_2 ——空调及通风最大热负荷， t/h

Q_3 ——采暖最大热负荷， t/h

Q_4 ——生活最大热负荷， t/h

K_0 ——管网热损失及锅炉房自用蒸汽系数，取 $1.1\sim 1.5$

K_1 ——生产热负荷同时使用系数，取 $0.7\sim 0.8$

K_2 ——空调及通风热负荷同时使用系数，取 $0.9\sim 1.0$

K_3 ——采暖热负荷同时使用系数，取 1

K_4 ——生活热负荷同时使用系数，取 0.5 ；如与生产用热时间错开，可取 0

三、蒸汽锅炉及分类

1. 锅炉及组成

锅炉是利用燃料（固体燃料、液体燃料和气体燃料）燃烧释放的化学能转换成热能，且向外输出热水或蒸汽的换热设备。锅炉由“锅”和“炉”两大部分组成。“锅”是指汽水流动系统，包括锅筒、集箱、水冷壁以及对流受热面等，是换热设备的吸热部分；“炉”是指燃料燃烧空间及烟气流动系统，包括炉膛、对流烟道以及烟囱等，是换热设备的放热部分。

2. 锅炉的分类

锅炉有多种分类方法，主要的分类方法有以下几种：

(1) 按用途锅炉分类

① 发电锅炉：是指用于火力发电的锅炉。火力发电机组由蒸汽锅炉、汽轮机、发电机三大动力设备构成。锅炉产生的高温、高压蒸汽经过汽轮机做功，使蒸汽的热能转换成机械能，汽轮机带动发电机高速旋转发电，此时机械能转换成电能；

② 工业锅炉：是指锅炉产生的高温热载体（蒸汽、高温水以及有机热载体）供工业生产过程中应用，如酿酒、造纸、纺织、木材、食品、化工等；

③ 生活锅炉：是指锅炉产生的热水、蒸汽供人们生活之用，如取暖、洗浴、消毒等；

④ 其他：机车锅炉、船用锅炉等。

(2) 按介质循环方式锅炉分类

① 自然循环锅炉：在水循环回路中，介质流动的动力来自水与汽水混合物的密度差；

② 强制循环锅炉：在水循环回路中介质流动的动力除水和汽水密度差外，主要依靠锅水循环泵的压头；

③ 直流锅炉：给水依靠给水泵压头在受热面一次通过产生蒸汽的锅炉，因此，直流锅炉也属于强制循环锅炉。

(3) 按燃烧方式分类

① 层燃锅炉：是指燃料在炉排上进行燃烧的锅炉，包括固定炉排炉、链条炉排炉以及往复炉排炉等，其燃料主要是煤；

② 室燃锅炉：燃料以气态形状在燃烧室内进行燃烧的锅炉。其燃料是气体燃料、液体燃料和煤粉；

③ 循环流化床锅炉：是指燃料在料床上方进行沸腾燃烧，在烟气出口将未燃尽的煤粒分离出来再送回料床燃烧的锅炉。循环流化床锅炉燃料适应范围广，排放低，是燃烧劣质煤的较好炉型。

(4) 按燃料分类

① 燃煤锅炉：以煤为燃料的锅炉；

② 燃油锅炉：以石油产品如柴油、重油、渣油为燃料的锅炉；

③ 燃气锅炉：以气体燃料如天然气、城市煤气以及工业废气为燃料的锅炉。

(5) 按锅炉出口工质压力分类

① 低压锅炉：一般压力小于 1.275MPa；

② 中压锅炉：一般压力为 3.825MPa；

③ 高压锅炉：一般压力为 9.8MPa；

- ④ 超高压锅炉：一般压力为 13.73MPa；
- ⑤ 亚临界压力锅炉：一般压力为 16.67MPa；
- ⑥ 超临界压力锅炉：一般压力为 22.13MPa。

(6) 其他分类 按锅炉结构分类分为火管锅炉、水管锅炉和水火管组合锅炉；按装置方式分类分为固定式锅炉和移动式锅炉；按炉型分类有塔型、箱型、T型、倒U型、U型、N型、L型、D型、A型等；按锅炉出厂型式分类可分为快装锅炉、组装锅炉和散装锅炉；按排渣方式分类固态排渣锅炉、液态排渣锅炉。

四、工业锅炉的选择

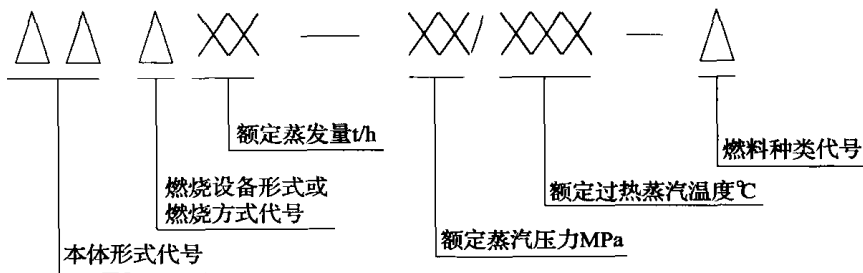
1. 选择要点

- (1) 锅炉的蒸汽参数应满足生产、生活、空调与采暖通风的要求。
- (2) 热负荷较大的应选用大容量的锅炉。锅炉一般不应只选用 1 台，以免发生故障而影响生产，最少应为 2 台。
- (3) 必须根据锅炉的类型选择燃料。目前我国工业锅炉以燃煤为主。燃烧方式有层烧炉、半悬浮燃烧炉、悬浮燃烧炉及沸腾燃烧炉。各种燃烧方式各有优缺点及适应性。目前工业锅炉大部分为层燃烧和半悬浮燃烧。
- (4) 选择锅炉时必须考虑供货情况，锅炉的订货应以就近订购为宜。

2. 工业锅炉型号说明

按国家标准 GB/T 1921—2004《工业蒸汽锅炉参数系列》规定，工业蒸汽锅炉的系列标准是：额定蒸发量 $\leq 65\text{t/h}$ ，出口蒸汽压力 $\leq 2.5\text{MPa}$ ，出口蒸汽温度 $\leq 400^\circ\text{C}$ 。

JB/T 1626—2002《工业锅炉型号编制方法》规定工业蒸汽锅炉产品型号组成如下：



工业锅炉的锅炉本体形式代号、燃烧设备形式或燃烧方式代号及燃料种类代号等见表 3-3-8、表 3-3-9 和表 3-3-10。

表 3-3-8 锅炉本体形式代号

锅壳锅炉		水管锅炉	
锅炉本体形式	代号	锅炉本体形式	代号
立式水管	LS	单锅筒立式	DL
立式火管	LH	单锅筒纵置式	DZ
立式无管	LW	单锅筒横置式	DH
卧式外燃	WW	双锅筒纵置式	SZ
卧式内燃	WN	双锅筒横置式	SH
		强制循环式	QX

表 3-3-9 燃烧设备形式或燃烧方式代号

燃烧方式	代号	燃烧方式	代号
固定炉排	G	下饲炉排	A
固定双层炉排	C	往复炉排	W
链条炉排	L	鼓泡流化床燃烧	F
抛煤机	P	循环流化床燃烧	X
滚动炉排	D	室燃炉	S

表 3-3-10 燃料种类代号

燃料种类	代号	燃料种类	代号
Ⅱ类无烟煤	WⅡ	型煤	X
Ⅲ类无烟煤	WⅢ	水煤浆	J
I类烟煤	A I	木柴	M
Ⅱ类烟煤	AⅡ	稻壳	D
Ⅲ类烟煤	AⅢ	甘蔗渣	G
褐煤	H	油	Y
贫煤	P	气	Q

锅炉型号组成示例：

SHL20-1.25/250-WⅡ型锅炉：表示双锅筒横置式链条炉排，额定蒸发量为20t/h，额定蒸汽压力为1.25MPa（表压力），过热蒸汽温度为250℃，燃用Ⅱ类无烟煤的过热蒸汽锅炉。

QXW2.8-1.25/95/70-A I型锅炉：表示强制循环往复炉排，额定热功率为2.8MW，额定出水压力（表压力）为1.25MPa，额定出水温度为95℃，额定进水温度为70℃。燃用I类烟煤的热水锅炉。

LHS0.5-0.7-Y、Q型锅炉：表示立式火管（锅壳式）室燃炉，额定蒸发量为0.5t/h，额定蒸汽压力（表压力）为0.7MPa，燃油、燃气两用，以燃油为主的饱和蒸汽锅炉。

CWNS1.4-95/70-Y型锅炉：表示常压卧式内燃室燃炉，额定热功率为1.4MW，额定出水压力（表压力）为0.0MPa，额定出水温度为95℃，额定进水温度为70℃，燃油常压热水锅炉。

3. 工业锅炉型的选择

(1) 燃烧设备的类型 选择燃烧设备首先决定于企业用户使用的燃料品种，但是燃烧设备在燃料适应程度上亦交错。简单概括如下：

链条炉排在炉拱的配合下能燃用较广泛的煤种。但是在已给定的炉拱下，燃煤的适应性亦在一定范围内。由于链条炉排的金属耗量较大，发热值低的燃煤需要大的炉排面积，金属耗量随之增大。所以链条炉排适用于中等以上燃煤（发热值在4000kcal/h以上），尤其是适宜于优质煤。

往复炉排能使燃煤产生搅拌作用，因此燃用煤种较广泛。但是由于往复炉排冷却的条件下不如链条炉排，适用烧灰分较多的燃煤，因为灰分能起到保护炉排片不能使它过热而

烧坏。适用于热值在 2700~4500kcal/kg 的燃煤。

抛煤机倒转炉排具有燃煤适应性广的特点,但不适宜烧无烟煤,因为无烟煤的层燃炉上需要长后拱,而抛煤机要开式炉膛,带二次风。抛煤机带有半悬浮燃烧性质,调节负荷灵敏。但是抛煤机炉排烟含尘量高。所以要发挥抛煤机炉优点首先要把降低排烟含尘量工作做好。如原煤颗粒度中细屑不能多,炉内二次风的运用,飞灰收集复燃装置等措施跟上,把排烟含尘量减小到接近或略高于链条炉的水平,用户才能选用。

沸腾炉是国内、外都在积极开发的新炉型。国外发展沸腾炉侧重于环保角度的考虑,国内则更多侧重燃用劣质煤上的考虑。它能燃用 1300kcal/kg 发热值以上的任何煤种。在燃用优质煤和低质煤时,燃烧室受热面布置,操作方式等方面有所不同。沸腾炉金属耗量较小,成本低,有较大发展前途。

煤粉炉总的说不适宜于 20t/h 容量以下的小型工业锅炉,这是由于辅助装置复杂,不经济。我国中南地区采用煤粉、甘蔗渣两用炉也都是 10t/h 以上容量。

(2) “锅”的型式的选用 在“锅”的型式上目前有:锅壳式(火管)、水火管混合式、水管式三种,三种型式各有特点。锅壳式和水火管式适宜于较小容量的锅炉,如 4t/h 及以下容量。水管锅炉适宜于容量较大的锅炉如 4t/h 及以上锅炉。总的说水管锅炉安全性好。在同样外形尺寸条件下水管锅炉的炉膛可以稍高一些,布置炉拱条件比锅壳式和水火管式要好,有利于燃烧。

(3) 其他因素和选型关系 除了锅炉出力、工质参数、燃煤品种三个最基本因素外还有其他方面如外形尺寸、负荷波动性、水源水质、空气污染、机械化、自动化程度,都和主、辅机选型有关。锅炉外形尺寸对于在原有锅炉房内扩建须加以考虑,例如同样型号的 10, 6 和 6.5t/h 双锅筒横置式(SHL)锅炉,不同厂的产品,尺寸高低相差很大,用户要摸清制造厂产品情况。

一般蒸汽锅炉额定蒸发量: 2, 4, 6, 10, 15, 20t/h; 额定蒸汽压力: 1.0, 1.25, 1.6, 2.5MPa; 额定蒸汽温度: 350, 400℃; 给水温度: 60, 105℃; 进风温度: 20℃; 热水锅炉额定热功率: 1.4, 2.8, 4.2, 7.0, 10.5, 14MW; 额定出水压力: 0.7, 1.0, 1.25MPa; 额定出水温度: 95, 115, 130℃; 额定回水温度: 70℃; 进风温度: 20℃。

五、锅炉供水

锅炉用水据其所处的部位和作用不同,可分为以下几种:①原水:是指锅炉的水源水,也称生水。原水主要来自江河水、井水或城市自来水。一般每月至少化验一次;②软化水:原水经过水质软化处理,硬度降低而符合锅炉给水水质标准的水;③给水:送入锅炉的水称为锅炉给水,通常由回水和补给水两部分组成;回水:锅炉蒸汽或热水经使用后的凝结水或降温水,返回锅炉房循环利用的称为回水;补给水:无回水或回水量不能满足锅炉供水需要,必须向锅炉补充的符合水质标准要求的水称为补给水;④锅水:锅炉运行中在锅内吸热、蒸发的水;⑤排污水:为除掉锅水中的杂质,降低水中的杂质含量,从汽锅中放掉的一部分锅水,称为锅炉排污水。

工业锅炉房用水一般由水厂供给。如果原水的悬浮物含量较高,为了减轻软化设备的负担,必须进行原水的过滤处理。

1. 水处理设备

锅炉水处理设备种类很多,包括机械过滤器、离子交换器、成套软化水设备、沉淀池、澄清池等。

离子交换器是利用化学置换反应原理,用钠离子把钙、镁离子置换出来,从而降低水的硬度,防止锅炉结垢。

离子交换水处理系统的设备通常包括离子交换器、盐溶解器和再生系统设备。离子交换器按交换运行方式的不同分为固定床、连续床和混合床等。

对于顺流再生固定床离子交换器,悬浮物 $\geq 5\text{mg/L}$ 的原水应先经过滤;对于逆流再生固定床离子交换器或浮动床交换器的原水,悬浮物含量 $\geq 2\text{mg/L}$ 时应先经过滤;悬浮物含量 $> 20\text{mg/L}$ 的原水或经石灰处理后的水均应混凝、澄清后经过滤处理。

锅炉房常用的过滤设备是单流式机械过滤器,也是最简单的一种过滤器。过滤器管路系统简单,运行稳定,过滤速度为 $4\sim 5\text{m/h}$,运行周期一般为 8h 。

单流式机械过滤器本体为密闭的钢制圆柱形容器。设有进水、排水管路。过滤器内装填过滤材料,常用的有石英砂、大理石、无烟煤等。石英砂不宜用于过滤碱性水,因石英砂在水中溶解产生硅酸对锅炉有害;无烟煤、大理石适用于带碱性的水。滤料直径为 $0.5\sim 1.5\text{mm}$ 。

原水进入过滤器通过过滤层时,水中悬浮物被吸附和阻留在过滤料层的表面和缝隙中,使水得到净化。为了提高过滤速度,要求进水保持一定的压力,所以又称为压力式过滤器。

当原水通过过滤层的压力降达到 $0.05\sim 0.06\text{MPa}$ 时,应停止过滤,进行反冲洗,把滤料层中截留的污泥冲洗掉,以恢复其正常工作能力。反冲洗强度为 $15\text{L}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$,冲洗时间为 10min ,然后正冲洗至出水合格,就可以重新进行过滤。

采用压力式机械过滤过滤原水时,台数不宜少于2台,其中1台备用。每台每昼夜反冲洗次数可按 $1\sim 2$ 次设计。较大型的过滤装置多采用无阀滤池。

2. 锅炉给水设备

(1) 给水系统的组成 蒸汽锅炉房的给水系统由给水箱、锅炉给水泵、水处理设备、凝结水回收设备、给水管道及阀门、附件等组成。

工业锅炉房一般采用多台锅炉集中给水系统。

蒸汽锅炉的给水方式应根据热网回水方式和水处理方式来确定。

(2) 给水管道 由除氧水箱或给水箱接至锅炉给水泵入口的管道称为吸水管;由给水泵出口到锅炉给水阀之间的管道,称为压水管,二者总称为锅炉的给水管道。

蒸汽锅炉房一般采用单母管给水系统。但对于常年不间断供汽以及给水泵不能并联运行的锅炉房,锅炉给水母管宜采用双母管给水或采用单元制锅炉给水系统(即一泵对一台锅炉另加一台公共备用泵)。

每台锅炉给水泵出口应装设截止阀,在截止阀和水泵之间设止回阀,以防止水倒流,避免停泵时水泵因受到过大压力而损坏。给水泵入口应装设切断阀,一般采用闸阀。

锅炉的每个进水口处都应装设截止阀和止回阀,两阀应紧密相连,截止阀紧靠锅炉。此处截止阀只作启闭用。

每台锅炉给水管上应装供调节用的阀门。手动调节阀应设在司炉操作处,以便控制。对于蒸发量大于 4t/h 的锅炉,应采用自动调节装置,同时也应能进行人工调节。

(3) 给水泵的选择 工业锅炉房常用的给水设备有电动离心式水泵、汽动活塞式水泵，小型锅炉也有用蒸汽注水器的。

给水泵台数的选择，应能适应锅炉房全年负荷变化的要求，且不少于两台，并能使水泵在高效率下运行。要选择效率较高、尺寸较小、质量较轻的水泵，要以节能为重点。

给水泵应设置备用泵，以便检修时能保证锅炉房正常工作。当最大的一台给水泵发生故障停止运行时，其余并联运行的给水泵的总流量，应能满足所有运行锅炉在额定蒸发量时所需给水量额 110%。

(4) 凝结水泵的选择计算 凝结水泵至少应选两台，其中一台备用。凝结水泵的容量应按进入凝结水箱的最大小时水流和水泵的运行工况来确定。当一台凝结水泵停止运行时，其余凝结水泵的总流量不应小于凝结水回收量的 110%。当凝结水和软化水分别输送时，凝结水泵应按间断工作考虑，允许合用一台备用泵；如为混合输送时，仍须设一台备用泵。

(5) 汽动活塞式水泵及锅炉注水器 汽动活塞式水泵又称蒸汽泵，是以蒸汽为动力的锅炉给水泵，一般只作为停电时使用的备用泵。一般由蒸汽机、水泵和传动机构三部分组成。

锅炉注水器是利用锅炉本身蒸汽的能量，将水注入锅炉的简易给水装置。由外壳、蒸汽嘴、吸水嘴、混合嘴和喷水嘴等部分组成。

3. 水质指标

用来表示水中杂质含量的指标称为水质指标。锅炉给水的水质主要指标为：

(1) 悬浮物 指不溶于水的固体杂质。主要由矿物质（如泥砂、铁质）和有机物（主要是动植物残余体）形成。悬浮物用 mg/L 来表示。

(2) 溶解盐类 指水中含盐类的总和，亦即水中全部阴离子与阳离子的总和。其单位有两种：一是毫克当量/L，二是 mg/L。含盐量 < 200mg/L 称为低含盐量水；200 ~ 500mg/L 称为中等含盐量水；500 ~ 1000mg 称为较高含盐量水；> 1000mg/L 称为高含盐量水。

我国一半以上的水源为低含盐量水，其他都是中等含盐量的水。地下水大部是中等含盐量水。

(3) 硬度 硬度是指水中含有结垢物质的浓度。水中常见的结垢物质一般为钙、镁离子，其单位用毫克当量/L 表示。硬度又分为暂时硬度（醋酸盐硬度）和永久硬度（非碳酸盐硬度）两类。暂时硬度和永久硬度之和称为总硬度。用符号 H 来表示总硬度。

天然水按其总硬度可以分为：低硬度水（硬度 < 1 毫克当量/L）；较低硬度水（硬度 1 ~ 3 毫克当量/L）；中等硬度水（硬度 3 ~ 6 毫克当量/L）；高硬度水（硬度 6 ~ 9 毫克当量/L）；极高硬度水（硬度 > 9 毫克当量/L）。

(4) 碱度 表示水中 OH^- 、 CO_3^{2-} 、 HCO_3^- ；及其他一些弱酸盐类的总和，又称总碱度。其单位用毫克当量/L 来表示，符号 A。

(5) pH 定义为氢离子浓度的负对数。用来表示溶液中酸碱性的强弱程度。天然水的 pH，一般在 7 ~ 8 之间。

此外，为了防止油污对结水的影响和溶解氧对锅炉的腐蚀，在工业锅炉的水质指标中对含油量、含氧量都有具体的规定。

4. 水质标准

锅炉属于特殊的压力容器，它对水质有严格的要求。水质标准同锅炉类型、蒸汽品质、运行费用、使用寿命、锅炉排污热损失等有关。一般要通过长期运行或试验后才能拟定水质标准。我国现行国家标准《工业锅炉水质》(GB/T 1576—2008)中规定：蒸汽锅炉和汽水两用锅炉的给水一般应采用锅外化学水处理，水质应符合国家标准中的规定。

六、运煤除渣设备

1. 锅炉房的运煤系统及设备

(1) 煤的制备 不同的锅炉对原煤的粒度要求不同，当锅炉燃煤的粒度不能满足燃烧设备的要求时，煤块必须经过破碎。运煤系统中常设置有：碎煤装置（环锤式碎煤机、双辊齿牙式破碎机）、筛选装置、给煤设备（电磁振动给煤机、往复振动给煤机）、煤的计量装置。

(2) 运煤设备 锅炉用的燃煤通过运煤设备从煤场运至炉前贮煤斗，向锅炉连续不断地供燃煤，保证锅炉的正常运行。常用的运煤设备有：卷场翻斗上煤机、摇臂翻斗上煤机、电动葫芦吊煤罐、埋刮板输送机、胶带输送机及波状挡边带式输送机等。

(3) 运煤方式的选择 对运煤系统的基本要求是能向锅炉可靠地供应燃煤，保证锅炉的正常运行。运煤系统的选择，主要根据锅炉房规模、耗煤量大小、燃烧设备的形式及场地条件等因素，经技术经济比较，综合考虑确定。

2. 锅炉房除灰渣系统及设备

(1) 人工除灰渣 人工除灰渣即锅炉房的灰渣完全靠人力来装卸和输送。灰渣应先浇水冷却之后才能从锅炉房向外运。由于人工除灰渣劳动强度大、卫生条件差，常用于小容量锅炉房。

(2) 机械除灰渣系统 锅炉房常用的几种机械除灰渣设备有：重型框链除渣机、螺旋除渣机、马丁碎渣机、圆盘除渣机。

(3) 水力除灰渣系统 水力除灰渣是用其有一定压力的水，将锅炉落入灰渣沟内的碎渣及细灰冲走，送至渣池的运灰渣系统。水力除灰渣系统分为低压、高压和混合式除灰渣三种。工业锅炉房一般采用低压水力除灰渣系统。

(4) 除灰渣方式的选用 锅炉房除灰渣方式的选择要根据锅炉类型、灰渣排出量、灰渣特性、运输及基建投资等方面因素，经技术经济比较后确定。

七、鼓、引风机

1. 锅炉的通风方式

(1) 自然通风 自然通风是利用烟囱内热烟气和烟囱外冷空气的密度差形成的抽力作为推动力，来克服通风系统中空气及烟气流动时产生的阻力。由于热烟气和冷空气的密度差有限，这种抽力一般不会太大，所以仅适用于烟气阻力不大、无尾部受热面的小型锅炉的通风，如容量在 1t/h 以下的手烧炉等。

(2) 机械通风 对于设有尾部受热面和除尘装置的锅炉，由于空气和烟气的流动阻力较大，必须采用机械通风，即借助于风机所提供的压头克服空气和烟气的流动阻力。机械通风方式有三种：负压通风、正压通风、平衡通风。负压通风只在锅炉的通风系统中装设

引风机；正压通风只在通风系统中装设送风机；平衡通风在锅炉的通风系统中同时装设送风机和引风机。工业锅炉中应用得最为普遍的是平衡通风方式。

2. 风机的选择

锅炉的鼓、引风机有离心式和轴流式两类。离心通风机又分为锅炉通风、锅炉引风、排尘通风等多种用途。锅炉的送、引风机宜单炉配置。容量较小的小型锅炉可根据具体情况，确定是单炉还是集中布置风机。

选择风机时，应使风机工作区在其效率最高的范围内。风机样本上列出的性能范围是指效率不低于该风机最高效率 90% 时对应的性能，可按此数值范围选用。

风机的风量和风压应按锅炉的额定蒸发量进行计算。单独配置风机时，风量的富裕量应为 10%，风压的富裕量应为 20%；集中配置风机时，其风量和风压的富裕量应比单炉配置时适当加大。

选择风机时，以选择效率高、转速低、功率小、寿命长、噪声小、价格低、高效率工作区范围宽为宜原则。有条件时，尽量选用调速风机。

八、锅炉除尘设备

1. 烟尘的危害

烟尘是由煤烟和灰组成。其中煤烟（炭黑）是煤在高温缺氧条件下分解和裂化出来的一些微小碳粒，其粒径为 $0.05 \sim 1.0 \mu\text{m}$ 。烟气中炭黑多时即形成黑烟；尘（飞灰）是由于烟气的扰动作用而被带走的灰粒和一部分未燃尽的煤粒，其粒径一般在 $1 \sim 100 \mu\text{m}$ 。烟尘进入大气将妨碍植物的光合作用，造成植物叶片退绿，园林受害；烟尘粒子吸附有害物质，随人的呼吸被带入体内，危害人体健康；污染空气，降低空气可见度，增加城市交通事故；烟尘的遮挡减弱了太阳紫外线辐射，影响儿童发育；使空气的温度、湿度及雨量发生变化，影响某些工业产品的质量等。

2. 烟尘排放标准

锅炉烟尘排放标准是为了防止大气污染、保护环境而对锅炉烟尘排入环境的数量所作的限制的规定。规定采用标准状态下 1m^3 排烟体积中含有烟尘的质量（mg）来表示锅炉排出烟气的含尘量，称为烟尘浓度。锅炉房的烟尘排放应符合《锅炉大气污染物排放标准》（GB 13271—2001）的规定，并应符合本地区环保部门的有关规定。

在实际燃烧过程中，要使燃料全部完全燃烧是不可能的，要烟气中一点飞灰没有也是不可能的。一般所说的消烟除尘，只是把烟气的黑度和含尘量降低到不至于污染环境和危害人体健康的程度。

3. 锅炉的除尘设备

锅炉除尘设备按其作用原理可以分为：机械式除尘器（重力沉降除尘器、惯性除尘器、离心除尘器）、湿式除尘器（冲击式除尘器、泡沫除尘器、麻石水膜除尘器）、过滤式除尘器（袋式除尘器）和静电除尘器。旋风除尘器结构简单、投资省、除尘效率较高且负荷适应性也较强。麻石水膜除尘器除尘效率高、取材方便、抗腐蚀及耐磨性好，但需设置一套灰水处理装置。净化后的烟气常常带水，排出的灰水呈酸性，对除尘器后面的风机和烟道需给以防腐处理。袋式除尘器除尘效率很高，但滤带材料使用寿命短、设备结构复杂、投资大，目前工业锅炉房中很少采用。静电除尘器的除尘效率很高，处理烟气量大、

阻力低，但其外形尺寸大、投资昂贵，除在特殊情况下，极少选用。

(1) 旋风除尘器 旋风除尘器是一种强制烟气作旋转运动，从而使尘粒在离心力的作用下从烟气中分离出来的装置。含尘烟气以 15~20m/s 的速度切向进入除尘器外壳和排气管之间的环形空间，形成一股向下运动的外旋气流。这是烟气中的尘粒在离心力的作用下被甩到筒壁，并随烟气一起沿着圆锥体向下运动，落入除尘器底部灰斗。由于气流旋转和引风机的抽吸作用，在旋风筒中心产生负压。运动到筒体底部的已净化的烟气改变流向，沿除尘器的轴心部位转而向上，形成旋转上升的内涡旋气流，并从除尘器上部的排气管排出。

常用的几种旋风除尘器：立式旋风除尘器、立式双旋风除尘器、立式多管旋风除尘器、卧式旋风除尘器、卧式双旋风除尘器。

旋风除尘器结构简单、管理方便、处理烟气量大，除尘效率高，是锅炉烟气净化中应用最广泛的除尘设备。

(2) 电气除尘器 电气除尘器的工作原理是：当输入几万伏的高压直流电后，在设备中形成很强的不均匀电场，由于高压电场的作用，产生气体电离-电晕放电现象。

电气除尘器的除尘效率高达 98% 以上，能够捕集团状颗粒和液滴以及超细尘粒。电气除尘器还能用于高温、高压场合的烟气净化及高湿度的气体净化处理。电气除尘器具有运行可靠、维护简单、阻力小、耗能低的优点，但钢材耗量大，占地面积大，投资高。

(3) 文丘里除尘器 文丘里除尘器是一种湿式除尘器。其工作原理和工作过程是：含尘烟气以一定速度进入文丘里管，在文丘里管的收缩段中得到加速，在喉管中与喷水混合。进入扩散管段后，气流速度减缓，此时含尘水滴相互碰撞凝聚，并在水膜除尘器中离心分离，从而达到除尘目的。

文丘里除尘器由文丘里管和水膜除尘器组成。

4. 除尘设备的选用

选择除尘设备时，应根据有关标准和规定，及不同燃烧方式的锅炉在额定蒸发量下出口的烟尘浓度，和除尘器对负荷的适应性等因素，经技术经济比较，选用高效、低阻、设备投资少、运行费用低的除尘器。

供热锅炉房多采用旋风除尘器。对于往复炉排、链条炉排等层燃式锅炉，一般采用单级旋风除尘器。对抛煤机炉、煤粉炉、沸腾炉等室燃炉锅炉。一般采用二级除尘；当采用干法旋风除尘达不到烟尘排放标准时，可采用湿式除尘。对湿式除尘来说，其废水应采取有效措施使排水符合排放标准。在寒冷地区还应考虑保温和防冻措施。

当采用多台并联除尘器时，应考虑并联的除尘器具有相同的性能，并应考虑其前后接管的压力平衡。

5. 烟气脱硫简述

在锅炉燃烧中，由于供应的空气是过量的，产生的烟气中除了烟尘外，还有 SO_2 、 SO_3 、 NO 、 NO_2 以及碳氢化合物等。其中 SO_2 、 SO_3 浓度超标会诱发人体呼吸道疾病，腐蚀工业设备及建筑物。更严重的会造成酸雨，破坏植被、森林、庄稼和生态平衡。为此，我国制定了《大气污染物综合排放标准》和《锅炉大气污染物排放标准》，来严格控制锅炉烟气中 SO_2 的排放对大气的污染。

防止 SO₂对大气污染的途径有：采用低硫燃料、燃料脱硫、烟气脱硫。烟气脱硫法目前有抛弃法和回收法两大类。抛弃法是将吸收剂与 SO₂结合，形成废渣。其中包括烟灰、CaSO₄、CaSO₃和部分水，没有再生步骤，废渣抛弃或作填坑处理。抛弃法只是将空气污染变成固体污染。回收法是用吸收剂吸收或吸附 SO₂然后再生循环使用。烟气中的 SO₂被回收，转化成可利用的副产品，如硫黄、H₂SO₄或浓 SO₂气体。回收法效果好，但成本较高。

第四节 发酵工厂洁净制冷系统设备

生物工业中，有些加工过程需要在低温下进行，如某些产品的接种发酵、菌种扩大培养、冷冻干燥等，这就需要制冷。通常温度高于-100℃时为一般制冷，低于-100℃时为深度制冷。生物工业中所用的制冷温度多在一100℃以上，可采用单级压缩或双级压缩制冷系统。压缩机为制冷系统中的核心设备，只有通过压缩机将电能转换为机械功，把低温低压气态制冷剂压缩为高温高压气体，才能保证制冷的循环进行。

一、蒸气压缩式制冷循环

1. 蒸气压缩式制冷循环系统

液体汽化的吸热作用可用来制冷，如氨液汽化、氟利昂汽化都有良好的吸热制冷能力。以下我们以氨为例来说明蒸气压缩式制冷循环原理。

最简单的压缩式制冷循环系统由蒸发器、压缩机、冷凝器和膨胀阀四大部件组成。其制冷流程如图 3-3-10 所示。从蒸发器出来的氨的低温低压蒸气（状态 1）被吸入压缩机内，压缩成高压高温的过热蒸气（状态 2），然后进入冷凝器。在冷凝器内被冷凝为液体而放出热量，经冷却、冷凝成高压常温的氨液（状态 3）。液体制冷剂经膨胀阀后，压力降低，在压力降低的同时，氨液因沸腾蒸发吸热使其本身的温度降低，从而变成了低压低温的氨液（状态 4）。把这种低压低温的氨液引入蒸发器吸热蒸发，吸收周围介质（载冷

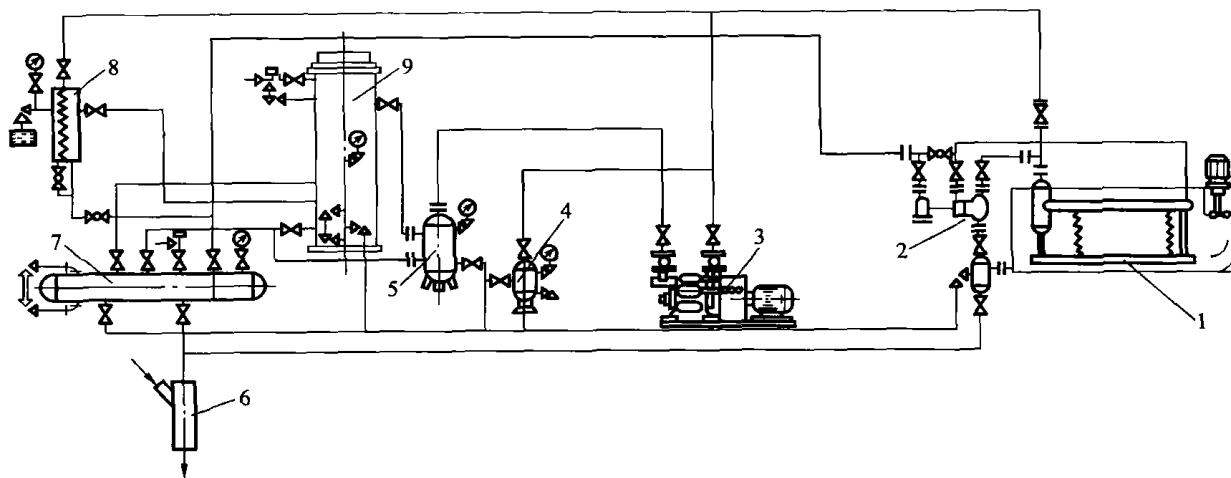


图 3-3-10 单级压缩制冷循环流程

1—蒸发器 2—节流机构 3—压缩机 4—集油器 5—油氨分离器 6—紧急泄氨器
7—贮氨器 8—空气分离器 9—冷凝器

剂) 热量而汽化为气体, 从蒸发器出来的低压低温氨气重新进入压缩机, 从而完成一个制冷循环。为了使整个系统稳定循环, 一般还都设置了油氨分离器、贮氨罐、液氨分离器等附属设备、单级压缩制冷循环中制冷剂的状态变化如图 3-3-11 所示。

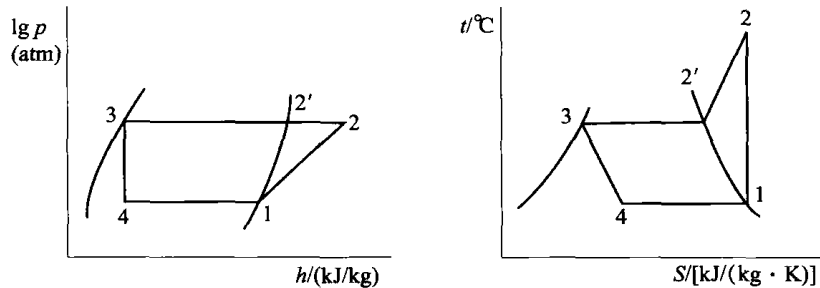


图 3-3-11 单级压缩制冷压焓图和温熵图

1→2 在压缩机中压缩 (等焓过程), 2→2' 在冷凝器中冷却 (等压过程),
2'→3 在冷凝器中冷凝 (等压等温过程), 3→4 在膨胀阀中节流降压 (等焓过程),
4→1 在蒸发器中沸腾蒸发吸热 (等压等温过程)

当制冷温度较低时, 则压缩机应在高压比 (压缩机出口压力 p_1 与进口压力 p_2 的比值) 条件下工作。此时若采用单级压缩制冷, 则压缩终了时气体的温度很高, 会引起运行上的困难, 这种情况下, 可采用双级压缩制冷。一般当压缩比 $p_1/p_2 > 8$ 时, 采用双级压缩较为经济合理。对于氨压缩机, 当蒸发温度在 -25°C 以下或冷凝压力大于 0.2MPa 时, 宜采用双级压缩制冷。

压缩式制冷循环中, 制冷量 Q_0 (制冷剂在蒸发器中吸收的热量) 与压缩机所消耗的机械功 L 的比值称为制冷效率, 可由下式计算

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{T_0}{T - T_0} \quad (3-3-2)$$

式中 ϵ ——制冷效率

Q_0 ——制冷量, kJ/h

L ——压缩机所消耗的功, kJ/h

T_0 ——制冷剂在蒸发器中的蒸发温度, K

T ——制冷剂在冷凝器中的冷凝温度, K

制冷机的制冷量可用式 (3-3-3) 计算

$$Q_0 = Gq_0 \quad (3-3-3)$$

式中 q_0 ——每 1kg 制冷剂的制冷量, kJ/kg

G ——制冷剂在制冷机中的循环量, kJ/h

则制冷机的理论功率 N_T (kW) 为:

$$N_T = \frac{Q_0}{3600\epsilon} \quad (3-3-4)$$

2. 制冷剂

制冷剂又称制冷工质, 是制冷循环的工作介质, 利用制冷剂的相变来传递热量, 即制冷剂在蒸发器中汽化时吸热, 在冷凝器中凝结时放热。当前能用作制冷剂的物质有 80 多种, 最常用的是氨、氟利昂类、水和少数碳氢化合物等。

1987 年 9 月在加拿大的蒙特利尔室召开了专门性的国际会议, 并签署了《关于消耗

臭氧层的蒙特利尔协议书》，于 1989 年 1 月 1 日起生效，对氟利昂在的 R11、R12、R113、R114、R115、R502 及 R22 等 CFC 类的生产进行限制。1990 年 6 月在伦敦召开了该议定书缔约国的第二次会议，增加了对全部 CFC、四氯化碳 (CCl₄) 和甲基氯仿 (C₂H₃Cl₃) 生产的限制，要求缔约国中的发达国家在 2000 年完全停止生产以上物质，发展中国家可推迟到 2010 年。另外对过渡性物质 HCFC 提出了 2020 年后的控制日程表。HCFC 中的 R123 和 R134a 是 R12 和 R22 的替代品。

为简单定性判别制冷剂对臭氧层的破坏能力，将氯氟烃类物质代号中的 R 改用字母 CFC，氢氯氟烃类物质代号中的 R 改用字母 HCFC，氢氟烃类物质代号中的 R 改用字母 HFC，碳氢化合物代号中的 R 改用字母 HC，数字编号不变。

用作制冷剂的物质必须满足以下几个基本要求；① 沸点要低，正常的沸点应低于 10℃。在蒸发器内的蒸发压力应大于外界大气压；冷凝压力不超过 1.2~1.5MPa；单位体积产冷量应尽可能大；密度和黏度应尽可能小；导热和散热系数高；蒸发比热容小，蒸发潜热大。② 制冷剂能与水互溶，对金属无腐蚀作用，化学性能稳定，高温下不分解。③ 无毒性、无窒息性及刺激作用，且易于取得，价格低廉。

目前常用的制冷剂有氨和几种氟利昂。氨主要用于冷冻厂、制药厂、酵母厂及其他发酵工厂的制冷系统。表 3-3-11 列出了几种常用制冷剂的应用情况。

表 3-3-11 常用的几种制冷剂的应用情况表

制冷剂	使用温度范围	压缩机类型	用途	备注
R717 (氨)	中、低温	活塞式、离心式	冷藏、制冰	在普通制冷领域
R11	高温	离心式	空调	
R12	高、中、低温	活塞式、回转式、离心式	冷藏、空调	高温为：10~0℃
R13	超低温	活塞式、回转式	超低温	
R22	高、中、低温	活塞式、回转式、离心式	空调、冷藏	低温中温为：0~-20℃
R114	高温	活塞式	特殊空调	低温为：-20~-60℃
R500	高、中温	活塞式、回转式、离心式	空调、冷藏	超低温为：-60~-120℃
R502	高、中、低温	活塞式、回转式	空调、冷藏	低温

(1) 氨 (R717) 的特性

① 氨 (R717、NH₃) 是中温制冷剂之一，其蒸发温度 t_s 为 -33.4℃，使用范围是 +5℃ 到 -70℃，当冷却水温度达高 30℃ 时，冷凝器中的工作压力一般不超过 1.5MPa。

② 氨的临界温度较高 ($t_{kr}=132℃$)。氨是汽化潜热大，在大气压力下为 1164kJ/kg，单位容积制冷量也大，氨压缩机之尺寸可以较小。

③ 纯氨对润滑油无不良影响，但有水分时，会降低冷冻油的润滑作用。

④ 纯氨对钢铁无腐蚀作用，但当氨中含有水分时将腐蚀铜和铜合金 (磷青铜除外)，故在氨制冷系统中对管道及阀件均不采用铜和铜合金。

⑤ 氨的蒸气无色，有强烈的刺激臭味。氨对人体有较大的毒性，当氨液飞溅到皮肤上时会引起冻伤。当空气中氨蒸气的容积达到 0.5%~0.6% 时可引起爆炸。故机房内空气中氨的浓度不得超过 0.02mg/L。

⑥ 氨在常温下不易燃烧，但加热至 350℃ 时，则分解为氮和氢气，氢气于空气中的氧

气混合后会发生爆炸。

(2) 氟利昂的特性

① 氟利昂是一种透明、无味、无毒、不易燃烧、爆炸和化学性稳定的制冷剂。不同的化学组成和结构的氟利昂制冷剂热力性质相差很大，可适用于高温、中温和低温制冷机，以适应不同制冷温度的要求。

② 氟利昂对水的溶解度小，制冷装置中进入水分后会产生酸性物质，并容易造成低温系统的“冰堵”，堵塞节流阀或管道。另外避免氟利昂与天然橡胶起作用，其装置应采用丁腈橡胶作垫片或密封圈。

③ 常用的氟利昂制冷剂有 R12、R22、R502 及 R134a，由于其他型号的制冷剂现在已经停用或禁用。

④ 氟利昂 12 (CF_2Cl_2 , R12)：是氟利昂制冷剂中应用较多的一种，主要以中、小型食品库、家用电冰箱以及水、路冷藏运输等制冷装置中被广泛采用。R12 具有较好的热力学性能，冷藏压力较低，采用风冷或自然冷凝压力 0.8~1.2kPa。R12 的标准蒸发温度为 -29°C ，属中温制冷剂，用于中、小型活塞式压缩机可获得 -70°C 的低温。而对大型离心式压缩机可获得 -80°C 的低温。近年来电冰箱的代替冷媒为 R134a。

⑤ 氟利昂 22 (CHF_2Cl , R22)：是氟利昂制冷剂中应用较多的一种，主要以家用空调和低温冰箱中采用。R22 的热力学性能与氨相近。标准气化温度为 -40.8°C ，通常冷凝压力不超过 1.6MPa。R22 不燃、不爆，使用中比氨安全可靠。R22 的单位容积比 R12 约高 60%，其低温时单位容积制冷量和饱和压力均高于 R12 和氨。近年来对大型空调冷水机组的冷媒大都采用 R134a 来代替。

⑥ 氟利昂 502 (R502)：R502 是由 R12、R22 以 51.2% 和 48.8% 的百分比混合而成的共沸溶液。R502 与 R115、R22 相比具有更好的热力学性能，更适用于低温。R502 的标准蒸发温度为 -45.6°C ，正常工作压力与 R22 相近。在相同的工况下的单位容积制冷量比 R22 大，但排气温度却比 R22 低。R502 用于全封闭、半封闭或某些中、小制冷装置，其蒸发温度可低至 -55°C 。R502 在冷藏柜中使用较多。

⑦ 氟利昂 134a ($\text{C}_2\text{H}_2\text{F}_4$, R134a)：是一种较新型的制冷剂，其蒸发温度为 -26.5°C 。它的主要热力学性质与 R12 相似，不会破坏空气中的臭氧层，是近年来提倡的环保冷媒，但会造成温室效应。是比较理想的 R12 替代制冷剂。

⑧ 氟利昂与水的关系：氟利昂和水几乎完全相互不溶解，对水分的溶解度极小。从低温侧进入装置的水分呈水蒸气状态，它和氟利昂蒸气一起被压缩而进入冷凝器，再冷凝成液态水，水以液滴状混于氟利昂液体中，在膨胀阀处因低温而冻结成冰，堵塞阀门，使制冷装置不能正常工作。水分还能使氟利昂发生水解而产生酸，使制冷系统内发生“镀铜”现象。

⑨ 氟利昂与润滑油的关系：一般是易溶于冷冻油的，但在高温时，氟利昂就会从冷冻油内分解出来，所以在大型冷水机组中的油箱里都有加热器，保持在一定的温度来防止氟利昂的溶解。

3. 载冷剂

在间接冷却系统中，起冷量传输和分配作用的中间介质称为载冷剂。采用间接冷却的好处在于，可以减少制冷系统的容积而减少制冷剂的充灌量。由于载冷剂的热容量较大，被冷却对象的温度易于保持恒定。

载冷剂在制冷系统的蒸发器中被冷却，然后被泵送至冷却设备内。吸收热量后，返回蒸发器中。载冷剂必须具备以下条件：① 冰点低；② 热容量大；③ 对设备的腐蚀性小，且价格低廉。常采用的载冷剂有氯化钠、氯化钙水溶液、酒精和乙二醇等。氯化钠价格便宜，但对金属的腐蚀性较大。氯化钙溶液对金属的腐蚀性较小。

常用载冷剂有：① 无机盐的水溶液，通称冷冻盐水，所用的盐有氯化钠、氯化钙、氯化镁等。冷冻盐水是应用最广泛的载冷剂；② 醇类及其水溶液，如甲醇、乙醇、乙二醇和丙二醇及其水溶液等；③ 氯代或氟代烃类，如二氯甲烷、二氯乙烯、三氯一氟甲烷及其他各种氟利昂等；④ 液态氨。

采用乙醇，乙二醇作为载冷剂可以避免腐蚀现象、纯酒精的凝固点为 -117°C ，当相对密度为 0.96578 时，凝固点为 -12.2°C ；相对密度为 0.86311 时，凝固点为 -40°C 。乙二醇的相对密度为 1.038 时，凝固点为 -12.2°C ，相对密度为 1.073 时，凝固点为 -40°C 。氯化钠水溶液适用于 -16°C 以上的蒸发温度，而氯化钙溶液可用于 -50°C 以上。

二、制冷系统设备

1. 制冷压缩机

制冷式压缩机可以分为容积式和离心式。

(1) 容积式制冷压缩机 容积式制冷压缩机可分为往复式制冷压缩机和回转式制冷压缩机。

往复式制冷压缩机靠活塞的往复运动来改变汽缸的工作容积。根据外部构造可以分为封闭式、半封闭式和开启式。

回转式制冷压缩机靠回转体的旋转运动来改变汽缸的工作容积。可分为滚动转子式、涡旋式和螺杆式。

容积式制冷压缩机以活塞式制冷压缩机较多见，图 3-3-12 是活塞式压缩机工作原理图。压缩机的进气活门装在活塞的顶部，利用曲柄连杆使活塞上下运动。当活塞向下运动时，装在安全板上的排气活门关闭，气缸内的压力减小，其压力较吸气管中的压力为低，则吸气阀门被打开，低压管中的氨气进入气缸中。当活塞向上运动时，气缸内氨气压力逐渐增大，吸气阀门自动关闭，随着活塞上移，气体压力大于冷凝器压力时，顶开安全板上的排气阀门，氨气被压入高压管路中。为了使气缸冷却，在气缸外部设有水套，当压缩机运转时，用水进行冷却。

压缩机在运行中，由于气缸内存有余隙；吸气、排气时存在气阀阻力；气缸壁与制冷剂之间发生热交换。压缩机运动部件发生摩擦；吸气阀、排气阀泄漏等都会使压缩机的实际吸气体积 V_p 小于理论体积 V_T ，从而影响压缩机的产冷量，二者的比值称吸气系数，用“ λ ”表示，即：

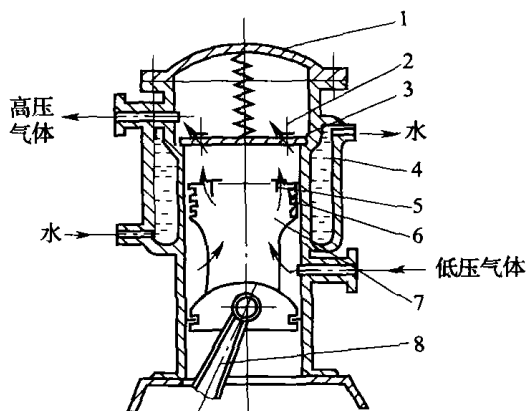


图 3-3-12 活塞式压缩机工作原理

- 1—上盖 2—排气阀门 3—样盖
4—水套 5—吸气阀门 6—活塞环
7—活塞 8—连杆

$$\lambda = \frac{V_p}{V_T} \quad (3-3-5)$$

对于大型立式氨压缩机, $\lambda = 0.81 \sim 0.92$, 且冷凝温度越低, λ 越大, 而蒸发温度越低, 则 λ 越小。高速 (720r/min) 多缸制冷压缩机的 λ 可用以下经验公式计算:

$$\lambda = 0.94 - 0.085 \left[\left(\frac{p_1}{p_0} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right] \quad (3-3-6)$$

式中 p_1 ——冷凝压力, Pa

p_0 ——蒸发压力, Pa

n ——多变压缩指数, 对于氨 $n = 1.28$, F-12, $n = 1.13$; F-22, $n = 1.18$

新系列活塞式制冷压缩机按气缸直径分为 50, 70, 100, 125, 170mm 5 种基本系列, 其中 50, 70, 100 三种系列可做成半封闭式 (压缩机的机体与电动机外壳联成一体, 构成一封闭机壳)。比较新的制冷压缩机有 8AS-17、8AS-12.5、8AS-10 型氨压缩机。

8AS-17 型是中小型氨制冷压缩机系列中制冷量最大的一种, 标准制冷量为 18.4×10^5 kJ/h, 结构型式为扇形, 八缸、单作用, 逆流式。气缸直径 17cm, 活塞行程 14cm, 额定转速 720r/min; 8AS-12.5 型氨压缩机, 标准制冷量为 88×10^5 kJ/h, 型式为扇形, 八缸, 单级, 逆流式, 缸径 12.5cm, 活塞行程 10cm; 8AS-10 型氨压缩机标准制冷量 3.9×10^5 kJ/h, 缸径 10cm, 活塞行程 7cm, 额定转速有 960r/min 与 1440r/min 两种。

立式双作用氨压缩机有瑞士 ICV-280 型、2CV-250 型、比利时 2V25、丹麦 ACT-17、ACT-20; 立式单作用氨压缩机有捷克 2SN300AD、2SN200AC, 丹麦 TSA-165、VV 型单作用氨压缩机有丹麦 SMC-16-100、SMC-8-100、TSMC-8-180。

(2) 离心式制冷压缩机 离心式制冷压缩机靠离心力的作用, 连续将吸入的气体压缩。制冷量最大可达 30000kW, 用于大型空调制冷设备中。离心式制冷压缩机工作稳定, 性能高寿命长, 制冷能力大, 可进行无级调节。

2. 冷凝器

冷凝器的作用是使高温高压过热气体冷却, 冷凝成高压氨液, 并将热量传递给周围介质。冷凝器有卧式冷凝器、立式冷凝器、套管冷凝器、外喷淋蛇管冷凝器等。

氨卧式冷凝器常为双程列管式换热器。传热系数 $K = 700 \sim 900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 单位热负荷 $q_F = 3500 \sim 4100 \text{ W}/\text{m}^2$ 。单位面积冷却水用量 $W_F = 0.5 \sim 0.9 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 最高工作压力 2MPa, 冷却水用量少, 可以装在室内, 操作方便, 但水管清洗不方便, 只适用于水质较好的地区。氨立式壳管冷凝器应用较多, 结构如图 3-3-13 所示。系一钢板圆柱壳体, 两端焊有管板各一块, 壳体内部有 $\phi 51\text{mm} \times 3\text{mm}$ 或 $\phi 38\text{mm} \times 3\text{mm}$ 的无缝钢管与管板固定。冷却水自顶部进入配水箱, 经分水器沿管子内壁顺流而下, 形成膜状分布在管内表面; 可用河水冷却而不易堵塞。氨气则自壳体中上部引入, 冷凝后从壳体下部引出。冷凝器上有氨气进口、氨液出口、安全阀、放空间、放油阀、压力表、均压管和混合气体出口等。传热系数 K 、单位热负荷 q_F 与卧式冷凝器相近。冷却水用量 $W_F = 1.0 \sim 1.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 最高工作压力 $20 \times 10^5 \text{ Pa}$, 立式冷凝器占地面积小, 清洗列管方便, 可安装在室外, 但用水量较大。常用的立式冷凝器有 LN-20, 35, 50, 75, 100, 125, 150, 250 m^2 传热面积, LNA-35~LNA-300 m^2 传热面积等规格。

喷淋排管冷凝器由盘管组成, 盘管上装设 V 形配水槽, 常安装在露天或屋顶上, 传热系数 $K = 600 \sim 800 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 单位热负荷 $q_F = 3000 \sim 3500 \text{ W}/\text{m}^2$, 用水量 $W_F = 0.8 \sim 1.0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 这种冷凝器的优点是结构简单, 用水量少, 但占地面积大, 极少使用。螺旋板式冷凝器的传热系数 $K = 950 \sim 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$, 单位热负荷 $q_F = 5200 \sim 1000 \text{ W}/\text{m}^2$, 冷却水用量 $W_F = 1.1 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。这种冷凝器结构紧凑, 不易堵塞, 但水侧阻力较大, 已用于冷冻系统中。

3. 膨胀阀与蒸发器

膨胀阀又称节流阀, 高压液氨通过膨胀阀节流而降压, 使高压液态制冷剂受迫流过一个较小过流截面, 产生合适的局部阻力损失 (或沿程损失), 制冷剂压力骤降, 同时一部分液态制冷剂汽化, 吸收潜热, 节流后的制冷剂成为低温低压状态, 再送入蒸发器。

常用的节流机构有手动节流阀、热力膨胀阀、浮球式节流阀及阻流式膨胀阀 (毛细管)、热电式膨胀阀等。手动膨胀阀有针形阀 (公称直径较小) 和 V 形缺口阀 (公称直径较大) 两种, 如图 3-3-14 所示。螺纹为细牙, 阀门开启度变化较小, 阀孔有一定形状和结构, 一般开度为 $1/8 \sim 1/4$ 周, 不超过一周。手动膨胀阀按公称直径的大小选用。热力膨胀阀是一种能自动调节液体流量的节流膨胀阀, 它是利用蒸发器出口处蒸汽的过热度来调节日制冷剂的流量。小型氟利昂制冷机 (电冰箱) 多采用热力膨胀阀。按使用条件不同, 热力膨胀阀可分为内平衡式和外平衡式两种。图 3-3-14 中右侧为内平衡式热力膨胀阀。

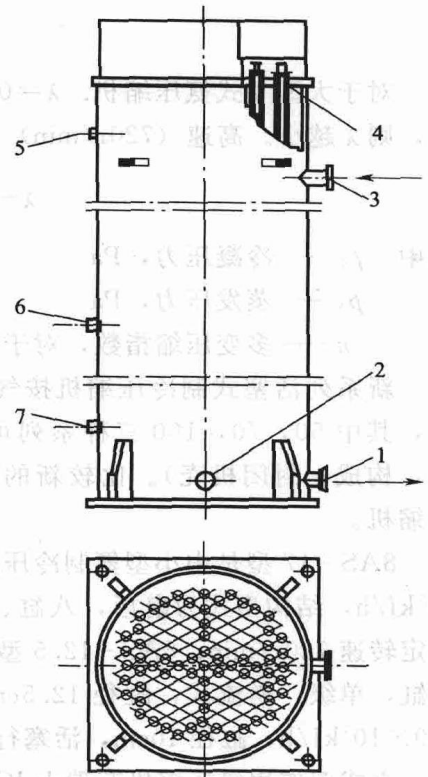


图 3-3-13 氨立式壳管冷凝器

- 1—氨气出口 2—放油阀口 3—氨气进口
- 4—列管 5—安全阀口 6—均压管口
- 7—混合气口

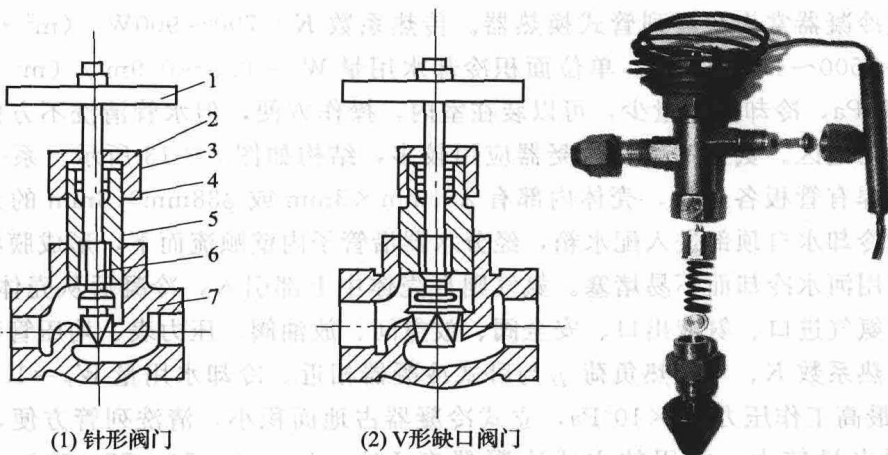


图 3-3-14 手动膨胀阀 (1) (2) 与内平衡式热力膨胀阀

- 1—手轮 2—螺母 3—钢套筒 4—填料 5—铁盖 6—铁阀杆 7—外壳

蒸发器是制冷系统中的一种吸热设备。低温低压的液态制冷剂在传热壁的一侧汽化吸热，从而使传热壁另一侧的介质被冷却。常用的蒸发器有立管式及卧式两种，另外尚有冷却机的蒸发器。立管式蒸发器如图 3-3-15 所示，分别由 2~8 个单位蒸发器组成，每个单位蒸发器由上下两支水平总管、中间焊接许多直立短管制成，有 10, 15, 20 及 40m² 四种蒸发面积。立式蒸发器的型号有 LZ-20~LZ-320 型。其蒸发面积有 20, 30, 40, 60, 90, 120, 200, 240, 320m² 等规格。整个蒸发器有输液总管、回气总管、氨液分离器、集油器及远距离液面指示器等接头。蒸发器里装有搅拌器以维持流速，使载冷剂（盐水或酒精溶液）在箱内循环。水箱下部有排水管，底及四周有绝热层。传热系数 $K=500\sim 600\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ，单位热负荷 $q_F=2300\sim 2900\text{W}/\text{m}^2$ 。

立管中氨的循环路线如图 3-3-16 所示。氨液自上部通过导液管进入蒸发器，导液管插入直立粗管中，保证液体先进入下总管、再进入立管，立管中液位几乎达到上总管。由于细管的相对传热面大，汽化剧烈，保证了制冷剂的循环，从而提高了蒸发器的传热效果。

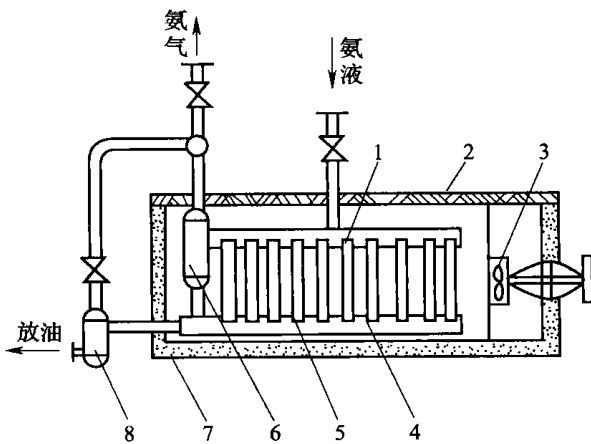


图 3-3-15 立管式蒸发器

- 1—上总管 2—木板盖 3—搅拌器
- 4—下总管 5—直立短管 6—氨液分离器
- 7—软管 8—集油器

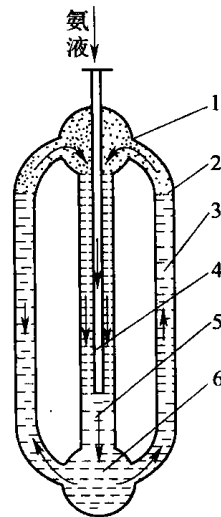


图 3-3-16 立管中氨的循环路线示意图

- 1—上总管 2—液面 3—直立细管
- 4—导液管 5—直立粗管
- 6—下总管

卧式壳管式蒸发器的结构与立式壳管式冷凝器相似。

4. 油氨分离器

油氨分离器装置在氨压缩机和冷凝器之间，使被压缩机排出的氨气在经过本器时由于气体流速的减少、气体方向的改变及气体与阻油层的接触达到氨气和润滑油分离的目的。其作用是除去压缩后氨气中携带的油雾。油雾分离器有洗涤式、填料式及离心式等几种。洗涤式是惯性型分离器，如图 3-3-17 所示。其原理是利用油氨的密度不同，高压氨气经过高压氨液的洗涤降温，气流方向改变，速度降低，使高压氨气中的油逐步得到分离，由于油的密度较氨大而下降聚集在底部。

通常在压缩机和油氨分离器之间的管路内氨气流速为 12~20m/s，而进入油氨分离器后的速度为 8~10m/s。一般油氨分离器的直径比高压进气管径大 4~5 倍。这种分离器有

YF-40, 50, 70, 80, 100, 125, 150, 200 等型号。型号数字表示氨气进口管径。为了提高分离效果, 在油氨分离器内设有伞形挡板, 并保持一定的氨液液位, 压缩后的氨气通入油氨分离器的氨液内, 进行洗涤降温, 分离效率可达 95%。

5. 贮氨罐

贮氨罐的作用是贮存和供应制冷系统的液氨, 使系统各设备内有均衡的氨液量, 以保证压缩机的正常运转。按功能和用途分为高压贮氨罐和低压贮氨罐两种。高压贮氨罐与冷凝器的排液管、均压管连接, 用以贮存由冷凝器来的高压液体, 不至于使液体淹没冷凝器传热面, 并适应工况变动而调节和稳定制冷剂的循环量。常用的卧式高压贮氨罐如图 3-3-18 所示, 是一个由圆柱形钢板壳体及封头焊接而成的容器, 装有液氨出口管、放空气管、安全阀、放油阀。排污阀、液位镜, 压力表等。容器的容纳量, 一般为每小时制冷循环量的 $1/3 \sim 1/2$, 氨液装入量不应超过容量的 80%。

低压贮氨罐仅在大型氨制冷装置中采用, 按作用不同分为两种: ① 用于蒸发器融霜或制冷设备检修时, 贮存系统的制冷剂液体, 又称排液筒; ② 蒸发器为液泵供液时, 用于贮存循环的低压制冷剂液体, 又称循环贮液筒; 它们的结构与高压贮氨罐基本相同。

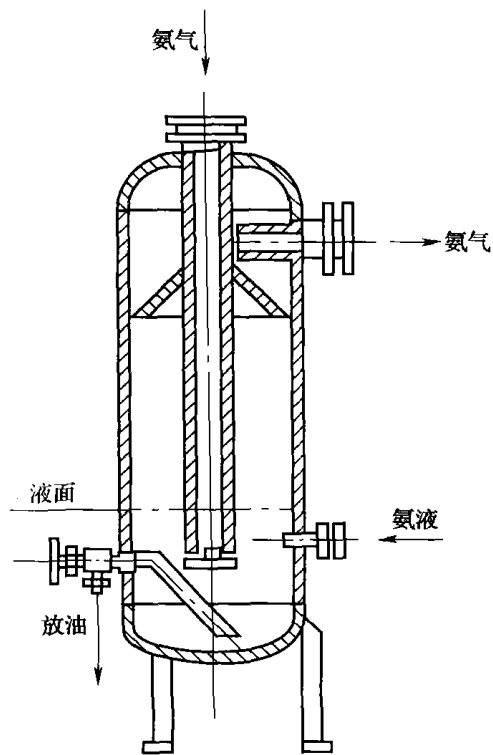


图 3-3-17 油氨分离器

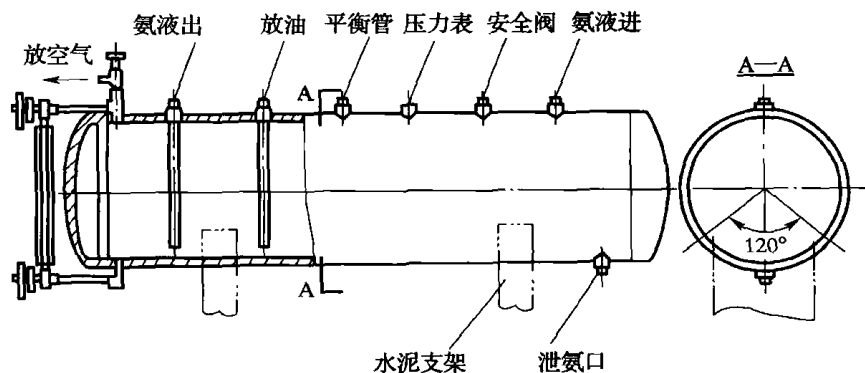


图 3-3-18 高压贮液器

6. 气液分离器

气液分离器又称氨液分离器, 只在氨系统中使用, 安装在蒸发器的附近, 是重力供液系统中蒸发器的附属设备。其作用是分离掉蒸发器回气中挟带的液滴, 防止其返回压缩机而造成液击, 维持压缩机的干冲程, 同时将送入冷却排管 (蒸发器) 液体内的气体分出, 以提高制冷效率。一般气液分离器安装在较高位置, 高出冷却排管 $0.5 \sim 2\text{m}$, 最好高出 $1 \sim 2\text{m}$, 这样液体的压力可以克服管路阻力而流入冷却管内, 气体在冷却排管至气液分离器的运动速度为 $8 \sim 12\text{m/s}$, 而在气液分离器内的运动速度为 $0.5 \sim 0.8\text{m/s}$ 。气液分离器有立式和卧式两种, 图 3-3-19 为立式氨液分离器, 高径比一般为 $H/D=3 \sim 4$ 。

气液分离器也有安装在压缩机的总回气管上，再一次对回气进行液体分离，以确保压缩机的安全。这种分离器一般只在特大型制冷机房中设计安装。它的构造和图 3-3-19 相同，只是把氨液入口封死不用。

7. 中间冷却器

中间冷却器在双组制冷系统中的主要作用是冷却低压级压缩机所排出的过热蒸汽，使过热蒸汽冷却到中压下的饱和气体状态。此外，还可借中间冷却器内氨液与盘管的热交换，使去冷却设备的氨液在膨胀阀之前得到过冷。

中间冷却器如图 3-3-20 所示，容器内设有盘管，利用低温的氨液冷却来自高压贮氨罐内的氨液，以提高单位重量制冷量。用浮球阀控制，使液面比进气管高 150~200mm。平衡孔的作用使容器内的压力与进气管内的压力平衡，防止氨液倒流到低压缩机的排气管。氨气进入管上焊有伞形挡板，用以分离进入高压压缩机氨气中夹带的氨液和润滑油。氨气在中间冷却器内空隙（进气管与容器壁之间隙）的流速应不超过 0.5m/s。

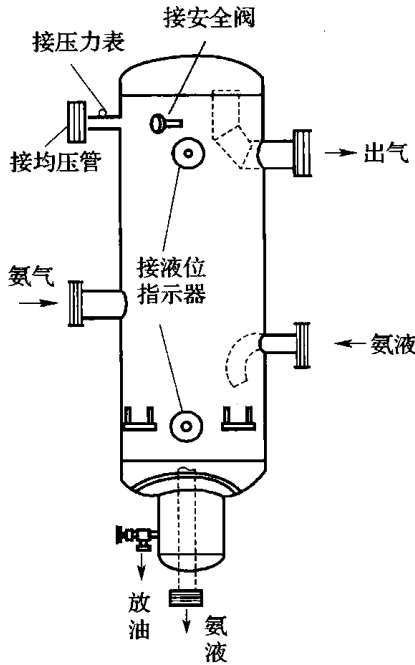


图 3-3-19 立式氨液分离器

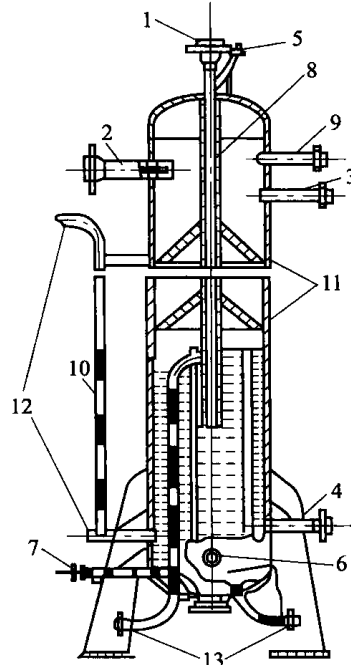


图 3-3-20 中间冷却器

- 1—低压机来的进气口 2—去高压机的出气口 3—气体均压管
- 4—液体均压管 5—氨液进口 6—排液管进口
- 7—放油管接头 8—平衡孔 9—压力表接头
- 10—液面指示器 11—伞形多孔挡板 12—远距离液面指示器接头
- 13—高压氨液进、出口接头

8. 水冷却装置

水冷却装置的作用是冷却由氨冷凝器排出的循环水。水冷却装置有三种类型；喷水池、自然通风冷却塔、机械通风冷却塔。目前国内工厂生产的定型机械通风式冷却塔产品大多用玻璃钢做外壳，故又称玻璃钢冷却塔。按冷却的温差，玻璃钢冷却塔可分为低温差（5℃左右）和中温差（10℃左右）两种，蒸汽压缩式制冷系统中用低温差冷却塔已足够了。按水和空气的流动方式，玻璃钢冷却塔又可分为逆流式、横流式、横逆流式、喷射式

四种。图 3-3-21 所示为逆流式玻璃钢冷却塔。为增大水与空气的接触面积,在冷却塔内装满淋水填料层。填料一般是压成一定形状的塑料薄板。水通过布水器淋在填料层上,空气由下部进入冷却塔,在填料层中与水逆向流动,这种冷却塔结构紧凑,冷却效率高。从理论上讲,冷却塔可以把水冷却到空气的湿球温度,实际上,冷却塔的极限出水温度比空气的湿球温度高 3.5~5℃。由于水有比较大的汽化潜热,如把水冷却 5℃,蒸发的水量不到被冷却水量的 1%,但是,由于空气夹带水滴和滴漏损失,冷却塔的补充水量为冷却水量的 2%~3%。

三、耗冷计算

以啤酒厂发酵间耗冷量计算为例,每小时冷耗总量为;

$$Q_T = \Sigma Q_1 + \Sigma Q_2 + \Sigma Q_3 + \Sigma Q_4 + \Sigma Q_5 \quad (3-3-7)$$

式中 Q_T ——冷耗总量, kJ/h

ΣQ_1 ——发酵间外部围护结构散失的冷量, kJ/h

ΣQ_2 ——冷却发酵液所消耗的冷量, kJ/h

ΣQ_3 ——排走发酵热所消耗的冷量, kJ/h

ΣQ_4 ——因室门打开,室内照明、工作人员、冲洗等所引起的耗冷量, kJ/h

ΣQ_5 ——发酵间通风换气所消耗的冷量, kJ/h

各项分别计算如下:

1. 发酵间外部围护结构散失的冷量

$$\Sigma Q_1 = \Sigma AK (T_0 - T_i) + Q_r \quad (3-3-8)$$

式中 ΣA ——发酵间的四周墙壁、天花板、地面的面积, m^2

K ——发酵间的四周墙壁、天花板、地面的传热系数, $kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)$; $K = 1.05 \sim 2.50 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)$

$T_0 - T_i$ ——墙壁、天花板、地面在夏季时室内外的最大温差, $^\circ C$

Q_r ——由太阳辐射引起的冷损失, kJ/h

2. 冷却发酵液所消耗的冷量

$$\Sigma Q_2 = \Sigma (m_1 c_1 + m_2 c_2) (T_1 - T_2)$$

式中 m_1 ——发酵罐质量, kg

c_1 ——发酵罐材料比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$

m_2 ——发酵液质量, kg

c_2 ——发酵液比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$

T_1 ——发酵液的初温度, $^\circ C$

T_2 ——发酵液冷却结束后的温度, $^\circ C$

3. 排走发酵热所消耗的冷量

$$\Sigma Q_3 = 745G$$

式中 G ——发酵时的降糖量, kg/h ; 1kg 糖发酵放热为 745kJ

4. 因室门打开,室内照明、工作人员、冲洗等所引起的耗冷量

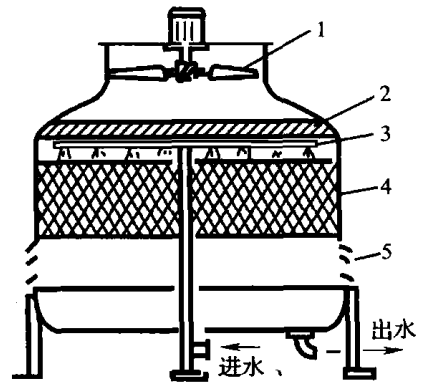


图 3-3-21 逆流式玻璃钢冷却塔

1—轴流风机 2—丝网 3—旋转式布水器
4—斜波填料 5—百叶窗

可按发酵液的多少进行估算，如取 $0.837\text{kJ}/(100\text{kg/h})$ ，则：

$$\Sigma Q_4 = 0.837m_2/100$$

5. 发酵间通风换气所消耗的冷量

可按发酵液的多少进行估算，可取 $40\text{kJ}/(100\text{kg/h})$ ，则；

$$\Sigma Q_5 = 40m_2/100$$

制冷能力为：

$$Q = \Sigma Q_{\text{总}}/y$$

式中 $\Sigma Q_{\text{总}}$ ——需要的总能量， kJ/h

y ——制冷机安全系数，可取 0.7

思考题

1. 生物工业用水有何要求？
2. 生物工业用水处理一般可分为哪几个部分？
3. 水的过滤装置有哪几种？
4. 水的软化及脱盐装置有哪几种？简单介绍其原理。
5. 水的杀菌方式有哪几种？
6. 工业供水方式有哪几种？
7. 如何绘制电力负荷曲线？
8. 工厂的电力计算负荷是怎样确定的？
9. 工厂供配电系统主要由哪些设备组成？
10. 电力设备的接地方式如何选择？
11. 蒸汽锅炉可分为哪几类？
12. 工业锅炉型号编制有何规定？
13. 工业锅炉如何选择？锅炉供水有何要求？
14. 锅炉除尘设备有哪些？如何选择？
15. 常用的制冷压缩机有哪几类？
16. 常用的制冷剂和载冷剂有哪些？
17. 玻璃钢冷却塔的结构如何？其工作机理是什么？
18. 制冷系统中膨胀阀有何作用？
19. 单级压缩制冷循环流程中各设备有何作用？
20. 在工厂水、电、汽、冷设计中，降低设计负荷的意义是什么？需要采取什么措施？

参考文献

1. <http://www.yxjx668.com/canpin08.asp>
2. <http://www.canhn.com/cp-a-01.htm>
3. <http://www.wwx2008.com/watera.htm>
4. <http://www.sinozs.com/14.htm>
5. <http://detail.china.alibaba.com/buyer/offerdetail/372104752.html>
6. http://www.wangchao.net.cn/xinxi/detail_2146832.html

7. <http://www.100ye.com/msg/11464534.html>
8. <http://www.shebei114.com/picture/gzjjsyzhou/992742006820111147.jpg>
9. <http://www.iwatertech.com/clo2/1836.htm>
10. <http://zhuanti.hebstd.gov.cn/?thread-1353-1.html>
11. <http://www.jssuppon.com/news/zhishi/2009072806.html>
12. http://www.nippon21st.com/products_display/index.asp
13. <http://www.dowater.com/jishu/2009-10-09/14092.html>
14. <http://www.sc-water.com.cn/cn/product235.asp>
15. <http://articles.e-works.net.cn/remote/article54995.htm>
16. <http://www.hzcb.gov.cn/getfile.asp?id=17843>
17. 马志溪. 供配电工程 [M]. 北京: 清华大学出版社, 2009.
18. 孙立明. 工业锅炉国内外最新标准及其安全运行实用技术全书 [M]. 北京: 中国友好出版社, 2004.

第四章 生物工程工厂清洁生产

第一节 清洁生产概述

一、清洁生产的内涵和意义

清洁生产是指不断采取改进设计、使用清洁的能源和原料、采用先进的工艺技术与设备、改善管理、综合利用等措施，从源头削减污染，提高资源利用效率，减少或者避免生产、服务和产品使用过程中污染物的产生和排放，以减轻或者消除对人类健康和环境的危害。

在清洁生产概念中包含了四层涵义，

(1) 清洁生产的目标是节省能源、降低原材料消耗、减少污染物的产生量和排放量；

(2) 清洁生产的基本手段是改进工艺技术、强化企业管理，最大限度地提高资源、能源的利用水平和改变产品体系，更新设计观念，争取废物最少排放及将环境因素纳入服务中去；

(3) 清洁生产的方法是排污审核，即通过审核发现排污部位、排污原因，并筛选消除或减少污染物的措施及产品生命周期分析；

(4) 清洁生产的终极目标是保护人类与环境，提高企业自身的经济效益。

清洁生产的基本目标就是提高资源利用效率，减少和避免污染物的产生，保护和改善环境，保障人体健康，促进经济与社会的可持续发展。对于企业来说，应改善生产过程管理，提高生产效率，减少资源和能源的浪费，限制污染排放，推行原材料和能源的循环利用，替换和更新导致严重污染、落后的生产流程、技术和设备，开发清洁产品，鼓励绿色消费。引入清洁生产方式应是实现这些目标的关键，但是当末端治理方案构成合理对策的一部分时，也应当加以采用。从更高的层次来看，应当根据可持续发展的原则来规划、设计和管理生产，包括工业结构、增长率和工业布局等内容。应采用清洁生产理念开展技术创新和攻关，为解决资源有限性和未来日益增长的原材料和能源需求提供解决途径；应建立推行清洁生产的合理管理体系，包括改善有关的实用技术，建立人力培训规划机制，开展国际科技交流合作，建立有关的信息数据库；最终要通过实施清洁生产，提高全民对清洁生产的认识，最终实现可持续发展的目标。还应当说明，从清洁生产自身的特点看，清洁生产是一个相对的概念，是个持续不断的过程、创新的过程。

二、实施清洁生产的途径和方法

实施清洁生产的途径和方法包括合理布局、产品设计、原料选择、工艺改革、节约能源和原材料、资源综合利用、技术进步、加强管理、实施生命周期评估等许多方面，可以归纳如下：

(1) 合理布局，调整和优化经济结构和产业产品结构，以解决影响环境的“结构型”污染和资源能源的浪费。同时，在科学区划和地区合理布局方面，进行生产力的科学配置，组织合理的工业生态链，建立优化的产业结构体系，以实现资源、能源和物料的闭合循环，并在区域内削减和消除废物。

(2) 在产品设计和原料选择时，优先选择无毒、低毒、少污染的原辅材料替代原有毒性较大的原辅材料，以防止原料及产品对人类和环境的危害。

(3) 改革生产工艺，开发新的工艺技术，采用和更新生产设备，淘汰陈旧设备。采用能够使资源和能源利用率高、原材料转化率高、污染物产生量少的新工艺和设备，代替那些资源浪费大、污染严重的落后工艺设备。优化生产程序，减少生产过程中资源浪费和污染物的产生，尽最大努力实现少废或无废生产。

(4) 节约能源和原材料，提高资源利用水平，做到物尽其用。通过资源、原材料的节约和合理利用，使原材料中的所有组分通过生产过程尽可能地转化为产品，消除废物的产生，实现清洁生产。

(5) 开展资源综合利用，尽可能多地采用物料循环利用系统，如水的循环利用及重复利用，以达到节约资源，减少排污的目的。使废弃物资源化、减量化和无害化，减少污染物排放。

(6) 依靠科技进步，提高企业技术创新能力，开发、示范和推广无废、少废的清洁生产技术装备。加快企业技术改造步伐，提高工艺技术装备和水平，通过重点技术进步项目（工程），实施清洁生产方案。

(7) 强化科学管理，改进操作。国内外的实践表明，工业污染有相当一部分是由于生产过程管理不善造成的，只要改进操作，改善管理，不需花费很大的经济代价，便可获得明显的削减废物和减少污染的效果。主要方法是：落实岗位和目标责任制，杜绝跑冒滴漏，防止生产事故，使人为的资源浪费和污染排放减至最小；加强设备管理，提高设备完好率和运行率；开展物料、能量流程审核；科学安排生产进度，改进操作程序；组织安全文明生产，把绿色文明渗透到企业文化之中等。推行清洁生产的过程也是加强生产管理的过程，它在很大程度上丰富和完善了工业生产管理的内涵。

(8) 开发、生产对环境无害、低害的清洁产品。从产品抓起，将环保因素预防性地注入到产品设计之中，并考虑其整个生命周期对环境的影响。

三、清洁生产审计与评价体系建立

组织的清洁生产审计是一种对污染来源、废物产生原因及其整体解决方案的系统化的分析和实施过程，其目的旨在通过实行预防污染分析和评估，寻找尽可能高效率利用资源（如：原辅材料、能源、水等），减少或消除废物的产生和排放的方法，是组织实行清洁生产的重要前提，也是组织实施清洁生产的关键和核心。持续的清洁生产审计活动会不断产生各种的清洁生产方案，有利于组织在生产和服务过程中逐步的实施，从而使其环境绩效实现持续改进。

通过清洁生产审计，达到：

- (1) 核对有关单元操作、原材料、产品、用水、能源和废物的资料；
- (2) 确定废物的来源、数量以及类型，确定废物削减的目标，制定经济有效的削减废

物产生的对策；

- (3) 提高组织对由削减废弃物获得效益的认识和知识；
- (4) 判定组织效率低的瓶颈部位和管理不善的地方；
- (5) 提高组织经济效益、产品和服务质量。

组织实施清洁生产审计是推行清洁生产的重要组成部分和有效途径。基于我国清洁生产审计示范项目的经验，并根据国外有关废物最小化评价和废物排放审计方法与实施的经验，国家清洁生产中心开发了我国的清洁生产审计程序，包括7个阶段、35个步骤，如图3-4-1所示。

随着我国清洁生产工作的深入开展，非常需要建立科学的清洁生产评价体系。这一评价体系将有助于评价企业开展清洁生产的状况，同时，也便于指导企业（组织）正确选择符合可持续发展要求的清洁生产技术。

考虑到清洁生产涉及面广、指标多，建议在选取评价指标时遵循如下原则。

(1) 从产品生命周期全过程考虑 生命周期分析方法是清洁生产指标选取的一个最重要原则，它是从一个产品整个寿命周期的全过程考察其对环境的影响，如从原材料的采掘，到产品的生产过程，再到产品销售，直至产品报废后的处置。“生命周期评价是对一个产品系统的生命周期中输入、输出及其潜在环境影响的汇总和评价”。

(2) 体现污染预防思想 清洁生产指标的范围不需要涵盖所有的环境、社会、经济等指标，主要应反映出项目实施过程中所使用的资源量及产生的废物量，包括使用能源、水或其他资源的情况，通过对这些指标的评价，反映出项目的资源利用情况和节约的可能性，达到保护自然资源的目的。

(3) 容易量化 清洁生产指标涉及面比较广，有些指标难以量化。为了使所确定的清洁生产指标既能够反映项目的主要情况，又简便易行，在设计时要充分考虑到指标体系的可操作性，因此，应尽量选择容易量化的指标项，这样，可以给清洁生产指标的评价提供有力的依据。

(4) 数据易得 清洁生产指标体系是为评价一个活动是否符合清洁生产战略而制定的，是一套非常实用的体系，所以在设计时，既要考虑到指标体系构架的整体性，又要考虑到体系在使用时，容易获得较全面的数据支持。

根据上述原则，清洁生产评价指标应能覆盖原材料、生产过程和产品的各个主要环节，尤其对生产过程，既要考虑对资源的使用，又要考虑污染物的产生。这里给出了一个按照四大类（即原材料指标、产品指标、资源指标和污染物产生指标）建立指标的例子：

(1) 原材料指标 原材料指标应能体现原材料的获取、加工、使用等各方面对环境的综合影响，因而可从毒性、生态影响、可再生性、能源强度以及可回收利用性这五个方面建立指标。

① 毒性。原材料所含毒性成分对环境造成的影响程度。

② 生态影响。原料取得过程中的生态影响程度。例如，露天采矿就比矿井采矿的生态影响大。

③ 可再生性。原材料可再生或可能再生的程度。例如，矿物燃料的可再生性就很差，而麦草浆的原料麦草的可再生性就较好。

④ 能源强度。原材料在采掘和生产过程中消耗能源的程度。例如，铝的能源强度就

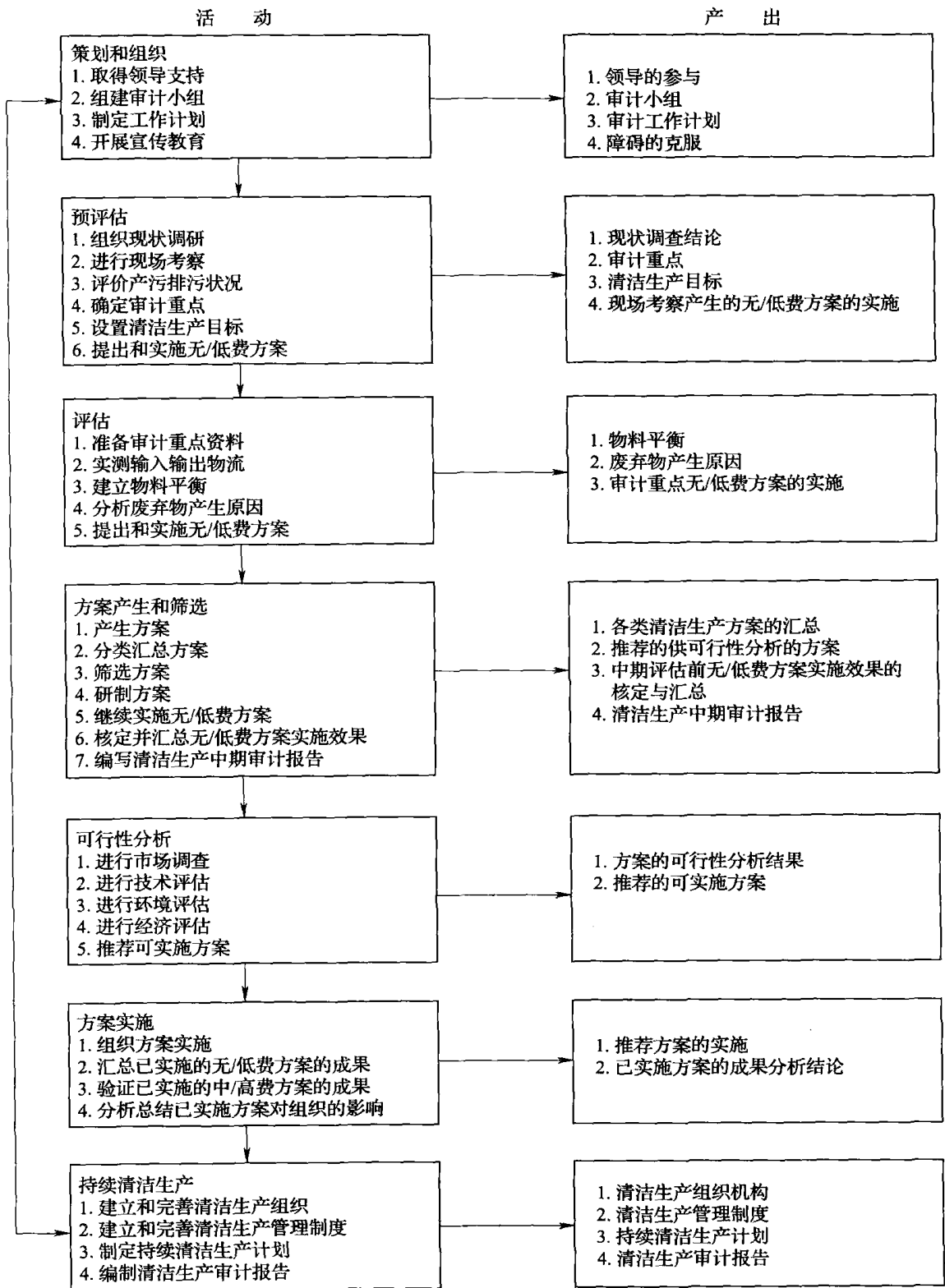


图 3-4-1 组织清洁生产审计工作程序图

比铁高，因为铝的炼制过程需要消耗更多的能源。

⑤ 可回收利用性。原材料的可回收利用程度。例如，金属材料的可回收利用性比较好，而许多有机原料（例如酿酒的大米）则几乎不能回收利用。

(2) 产品指标 对产品的要求是清洁生产的一项重要内容，因为产品的销售、使用过程以及报废后的处理处置均会对环境产生影响，有些影响是长期的，甚至是难以恢复的。此外，应考虑产品的寿命优化，因为这也影响到产品的利用效率。

① 销售。产品的销售过程中，即从工厂运送到零售商和用户过程中对环境可能造成的影响程度。

② 使用。产品在使用期内可能对环境造成的影响程度。

③ 寿命优化。在多数情况下产品的寿命是越长越好，因为可以减少对生产该产品物料的需求。但有时并不尽然，例如，某一高耗能产品的寿命越长则总能耗越大，随着技术进步有可能产生同样功能的低耗能产品，而这种节能产生的环境效益有时会超过节省物料的环境效益，在这种情况下，产品的寿命越长对环境的危害越大。寿命优化就是要使产品的技术寿命（指产品的功能保持良好的时间）、美学寿命（指产品对用户具有吸引力的时间）和初设寿命处于优化状态。

④ 报废。产品报废后对环境的影响程度。

(3) 资源指标 在正常的操作情况下，生产单位产品对资源的消耗程度可以部分地反映一个企业的技术工艺和管理水平，即反映生产过程状况。从清洁生产角度看，资源指标的高低同时也反映企业的生产过程在宏观上对生态系统的影响程度，因为在同等条件下，资源消耗量越高，则对环境的影响越大。资源指标可以由单位产品的新鲜水耗量、单位产品的能耗和单位产品的物耗来表达。

① 单位产品新鲜水耗量。在正常的操作下，生产单位产品整个工艺使用的新鲜水（不包括回用水）。

② 单位产品的能耗。在正常的操作下，生产单位产品的电耗、油耗和煤耗等。

③ 单位产品的物耗。在正常的操作下，生产单位产品消耗的构成产品的主要原料和对产品起决定性作用的辅料量。

(4) 污染物产生指标 除资源（消耗）指标外，另一类能反映生产过程状况的指标便是污染物产生指标，污染物产生指标较高，说明工艺相应地比较落后或管理水平较低。通常情况下，污染物产生指标分三类，即废水产生指标、废气产生指标和固体废物产生指标。

① 废水产生指标。废水产生指标首先要考虑的是单位产品的废水产生量，因为该项指标最能反映废水产生的总体情况。但是，许多情况下单纯的废水量并不能完全代表产污状况，因为废水中所含的污染物量的差异也是生产过程状况的一种直接反映。因而对废水产生指标又可细分为两类，即单位产品废水产生量指标和单位产品主要水污染物产生量指标。

② 废气产生指标。废气产生指标和废水产生指标类似，也可细分为单位产品废气产生量指标和单位产品主要大气污染物产生量指标。

③ 固体废物产生指标。对于固体废物产生指标，可简单地定义为“单位产品主要固体废物产生量”。

第二节 清洁生产中节能节水方案实施

一、清洁生产中节能方案

我国能源形势趋向紧张,能源短缺给以能耗大闻名的制造业带来巨大的冲击。制造型企业走节能之路是大势所趋。企业有 20% 以上的节能潜力,由于缺乏节能改造资金和节能咨询服务,沉重的能耗费用使企业的成本大大提高,不但使电力供应紧张,同时污染了我们的生存环境。有关单位曾为数百家企业提供节能咨询服务,并为其中的 100 余家企业做出了整体节能的可行性报告,协助 60 余家工厂、商场、医院、学校进行实施,证实在改造过程中不影响正常生产工作,不仅改善了人们的工作照明环境,同时延长了机器设备的寿命,减少了机器维护的工作量。下面介绍的节能技术投资回收期不超过两年,节电率可达到 20%~40%。

(一) 照明节能

1. 产品和技术

目前市场上的照明节电产品主要分为两种:传统的发光效率低的光源(如 T8 荧光灯、白炽灯、石英灯等);发光效率更高的光源(如 T5 荧光灯、紧凑型荧光灯、冷阴极灯或发光二极管)。

深圳市企业照明节能空间约 25%,其原因有两个:一是光源发光效率低,二是电压过高导致灯超过额定功率,在有空调的房间,灯的功率减少,其空调的负荷随之减少,通常为 4:1。目前深圳绝大多数企业线光源基本上都是用 T8 荧光灯+电感镇流器,电光源使用的是自镇流汞灯、白炽灯泡,这些光源发光效率低、能耗大而且光色质量不高。

2. 效用分析

使用高效发光光源代替原有的低效光源,在节电的同时提高照度、显色度,改善照明环境,从而给人们提供一个舒适、稳定的照明环境,既提高了工作效率亦保护了人体健康。

用 T5 型(荧光灯+镇流器)替换 T8 型(荧光灯+电感镇流器),节电率达到 30% 以上,如 T8 型 36W 一套(灯管+镇流器)的功率 $48\text{W}=36\text{W}+8\text{W}$,用 T5 荧光灯代替只需 $32\text{W}=28\text{W}+4\text{W}$,节电率达到 25%,且照度提高 15%。用大功率紧凑型荧光灯替换自镇流汞灯,在保持原有照度的前提下节电率达到 50%,如用大功率 85W (镇流器+灯管为 95W) 替换自镇流汞灯 250W,节电率为 62%。其照度提高 10%~30%,颜色还原度提高 60%,同时大大降低了频闪,改善了照明环境,提高了工作效率。

在电压经常超过 220V 的地方,应加装照明节电器,一来可以节电,二来可以延长照明器具的使用寿命。

(二) 动力系统节能

1. 电机变频器节能

在交流异步电动机的诸多调速方法中,变频调速的性能最好,调速范围大,稳定性好,运行效率高。采用通用变频器对笼型异步电动机进行调速控制,由于使用方便、可靠性高并且经济效益显著,所以逐步得到推广。变频器用于电动机调速、负载功率变化的场

合,如注塑机、各类泵(风机、空压机等)、电机拖动系统、桥式起重机。一般开环控制的电动机由于不能感知外部负载的变化只能以恒功率的方式运行,存在能源浪费。而由变频器拖动的电机,可实现闭环控制,由传感器感知外部负荷和速度的变化,然后交计算机处理,通过计算机控制变频器来调节电动机的转速和功率输出,始终以最优化的方式来控制电动机的功率输入,从而达到节能的目的。变频器的节电率一般可达到23%~40%,并延长电机寿命2~4倍以上。

2. 电机相控器节能

在中国,有近10亿台交流电机在使用之中。60%的工业电机消耗了约70%的电网电能,电机的耗能在电力工业中占举足轻重的地位。

电机在额定负载状态下,其机电转换效率可达95%,但当电机在轻载状态下运行时,其机电转换效率可低至20%。

美国国家电力研究所(EPRI)的研究表明:60%的交流电动机是在其设计额定负荷的55%或更低状态下运行。在此状态下,电机消耗的电能中有相当部分是以发热、铁损、噪声与振动等形式浪费掉。

造成轻载运行电机效率很低的主要原因是电机偏离最佳效率的额定功率运行,且无论电机负载怎么变化,电机与电网之间的电压和频率不可调节。

在电机与电网之间加上一能量管理控制器,通过实时检测电机运行的电压和电流及其相位角的大小,判断电机所处运行负荷和效率状态;当电机在低效率轻载状态下运行时,通过优化运算决策实时调节加于电机的电压和电流的大小,以调整对电机的功率的输入,保证电机的输出转矩与负荷需求精确匹配,实现“所供即所需”的柔性化能量管理模式,(达到软启动和节能效果。)不仅可以节省部分励磁损耗和负载损耗,提高功率因数,改善电机运行状态和电网运行品质,而且具有软启动功能,是一种不同于变频器的电机节能产品。

这种电机的输入功率和电压能自动跟随电机负载的动态变化的模式,是一种柔性化电力能量管理新模式,也就是相控技术设计理念的精髓。

应用对象:适用于经常处于轻载或变负载运行且不需要调速的交流电机软启动及节电控制,如冲压机、工业缝纫机、啤机、皮带输送机、空气压缩机等。

由于冲压机的电机选型是参照冲压时的最大负荷来设计的,并留有一定的富余空间,而冲床其加工过程具有周期性,向上提升冲头时需要能量,处于电动过程;而向下冲压工件时是势能转化为动能的阶段,是处于能量释放过程。实际运行状况决定了冲床长时间轻载和空载的低效率运行状态。

啤机、衣车用离合器控制带机器工作,当机器停止加工时离合器跟电机分离,电机空转,待工人把工料准备就绪以后踩动离合器使其电机连动的飞轮啮合带机器运转。工人备料的时间占整个生产周期很长的一部分,而这部分时间里,电机一直处于空转状态,造成机器的低效率运行。

对于这类间歇性(冲击)负载,可采用在电机安装相位控制节电器,通过相位控制器实时监测电机负荷的变化情况,应用最优化原理,动态调整电机的运行电压和电流,使其与负载匹配,从而有效提高电机在低负荷下的用电效率,达到节能的目的。

适用场所:负载变化较大且不允许速度变化的设备。与传统变频控制器相比,相控控

制器不影响电机的速度，转矩的动态响应，因而具有下列特点：不改变电机速度，避免了采用变频器调低速度而导致生产效率下降的弊端；不需要整流和逆变，可大大降低高次谐波对电网的污染，减少电机的谐波损耗与噪声；不需要改变电机原有控制线路，安装接线简单，且能自动跟踪最佳节能状态；成本更低，运行更可靠。

功能特性：适用各种处于轻负载运行交流电机，综合节能电率达 15%~40%，并大幅度降低无功损耗；软启动：有效降低电机启动时的冲击电流；改善运行：可有效降低电机运行噪声、振动和发热、减少电机维护量，延长电机使用寿命的 2~4 倍。

优化特性：不改变电机运行特性和转矩特性，不改变电机转速；一旦设定，自动跟随控制，不需人为调节；安装方便：不改变电机原有控制线路，直接串接于电机供电输入端；使用环境：全静态固体部件，箱体整机密封、防雨、防尘、静态散热。

3. 电网三相布控节电器节能

节电器主要用于 220~380V 供电系统中，是一种系统的节电保护器，适用于电压、电流波动较大的场合，节电率可达到 15% 左右，并能取得保护电路的作用。它根据三相系统因开关动作、电机启动、电子电路开关电源、雷击等引起的顺变、浪涌引起的谐波，采用国际上最先进的技术去平衡、抑制和吸收危害系统耗费电能的有害因素。从而达到保护电路，又节省电能的双重功效。节电器一般通过分级布控，才能达到最佳效果，主控制极一般安装在电路总表的输出端，分控制级一般安装于各车间或各楼层分闸或电表的输出端，末级（用电极）一般安装于大型负载处。

（三）中央空调节能

1. 常用的中央空调控制方法

目前，国内的中央空调系统，由于没有先进的技术手段支持，基本上都采用传统的定流量控制方式，即空调冷冻水流量、冷却水流量和冷却风风量都是恒定的。也就是说，只要启动空调主机，冷冻水泵、冷却水泵、冷却塔风机、末端风机都在 50Hz 工频状态下运行。

定流量控制方式的特征是系统的循环水量保持定值不变，当负荷变化时，通过改变供水或回水温度来匹配。定流量供水方式的优点是系统简单，不需要复杂的自控设备。但这种控制方式存在以下问题：

（1）无论末端负荷大小如何变化，空调系统均在设计的额定状态下运行，系统能耗始终处于设计的最大值，能源浪费很大。实际上由于受多种因素不断变化的影响，中央空调系统的负荷是一个始终变化着的量。这些因素有：季节交替（春、夏、秋、冬的替换）；气候变幻（阴、晴、雨、雪的变化）；昼夜轮回（白昼与黑夜温度的差别）；使用变化（上班、下班交替）；人流量增减（人流量的变化）等。

空调负荷的这种不恒定性，决定了系统对空调冷量的需求也是一个随机变化的量。若不论空调负荷大小如何变化，系统都在设计的额定状态下运行，势必造成大量的能源浪费。一些有经验的中央空调系统操作和维护人员，在没有技术手段的情况下，常常采用人工控制的方法来进行节能。如：空调负荷轻时，减少投入运行的主机数量、水泵台数或者使运行主机间断工作等，这可以收到一定的节能效果，但受人的因素影响较大且空调效果与节能效果都难以控制得很好。

（2）舒适性中央空调系统是一个多参量、非线性、时变性的复杂系统，由于末端负荷

的频繁波动，必然造成系统循环溶液（冷冻水、冷却水、制冷剂溶液）的运行参量偏离空调主机的最佳工作状态，导致主机热转换效率（COP 值）降低，系统长期在低效率状态下运行，也会增加系统的能源消耗。

(3) 在工频状态下启停大功率水泵和风机，冲击电流大，不利于电网的安全运行，且水泵、风机等机电设备长期在工频额定状态下高速运行，机械磨损严重，导致设备故障增加和使用寿命缩短。

2. 提高空调能源利用效率

我们可通过改善以下几个方面来提高空调能源利用效率。

(1) 改善建筑的隔热性能 房间内冷量的损失通过房间的墙体、门窗等传递出去的。改善建筑的隔热性能可以直接有效地减少建筑物的冷负荷，深圳有一大型超市，玻璃采用贴膜后，主机系统能耗下降了 30%~40%。改善建筑的隔热性能可以从以下几个方面着手：确定合适的窗墙面积比例。合理设计窗户遮阳。充分利用保温隔热性能好的玻璃窗。单层玻璃采用贴膜技术。

(2) 选择合理的室内参数 人体感觉舒适的室内空气参数区域，是空气温度 13~23℃，空气相对湿度 20%~80%。如果设计温度太低，会增加建筑的冷负荷。在满足舒适要求的条件下，要尽量提高室内设计温度和相对湿度。

① 局部热源就地排除。在发热量比较大的局部热源附近设置局部排风机，将设备散热量直接排出室外，以减少夏季的冷负荷。

② 合理使用室外新风量。由于新风负荷占建筑物总负荷的 20%~30%，控制和正确使用新风量是空调系统最有效的节能措施之一。除了严格控制新风量的大小之外，还要合理利用新风，新风阀门采用焓差法自动控制，根据室内外空气的焓差值自动调节新风阀门的开度。

(3) 提高冷源效率，可采取以下一些措施

① 降低冷凝温度。由于冷却水温度越低，冷凝温度越低，冷机的制冷系数越高。降低冷却水温度需要加强运行管理，停止的冷却塔的进出水管的阀门应该关闭，否则，来自停开的冷却塔的温度较高的水使混合后的水温提高，冷机的制冷系数就减低了。冷却塔、冷凝器使用一段时间后，应及时检修清洗。目前深圳市节能协会正在积极推广一种冷凝器自动在线清洗装置，能使冷却水出水和冷凝温差控制在 1℃左右（相当于新机的效果），使冷凝器始终保持最佳热转换效率，主机节能 10%左右。

对于风冷主机，主机应尽量安装在通风性能良好的场所，或增加排风机将冷凝废热抽到室外，或增加喷淋装置实现部分水冷效果。

② 提高蒸发温度。由于冷冻水温度越高，蒸发温度越高，冷机的制冷效率越高，所以在日常运行中不要盲目降低冷冻水温度。例如，不要设置过低的冷机冷冻水设定温度；关闭停止运行的冷机的水阀，防止部分冷冻水走旁通管路，经过运行中的冷机的水量较少，冷冻水温度被冷机降低到过低的水平。蒸发器注意清洗，保持高的热转换系数。

③ 制冷设备优选。要选用能效比高的制冷设备，不但要注意设计工况下制冷设备能量特性，还要注意部分负荷工况下的能量特性，选用时要统筹考虑。

④ 利用自然冷源。比较常见的自然冷源主要有两种，一种是地下水源及土壤源，另一种是春冬季的室外冷空气。深圳地下水及地下土壤常年保持在 20℃左右的温度，所以

地下水可以在夏季作为冷却水为空调系统提供冷量,也就是地温式空调的使用。第二种较好的自然冷源是春冬季的室外冷空气,当室外空气温度较低时,可以直接将室外低温空气送至室内,为室内降温。对于全新风系统而言,排风的温度、湿度参数是室内的空调设计参数,通过全热交换器,将排风的冷量传递给新风,可以回收排风冷量的70%~80%,有明显的节能作用。

(4) 减少水系统泵机的电耗 空调系统中的水泵耗电量也非常大。空调水泵的耗电量占建筑总耗电量的8%~16%,占空调系统耗电量的15%~30%,所以水泵节能非常重要,节能潜力也比较大。减少空调水泵电耗可从以下几个方面着手:

① 减小阀门、过滤网阻力。阀门和过滤器是空调水管路系统中主要的阻力部件。在空调系统的运行管理过程中,要定期清洗过滤器,如果过滤器被沉淀物堵塞,空调循环水流经过滤器的阻力会增加数倍。

阀门是调节管路阻力特性的主要部件,不同支路阻力不平衡时主要靠调节阀门开度来使各支路阻力平衡,以保证各个支路的水流量满足需要。由于阀门的阻力会增加水泵的扬程和电耗,所以应尽量避免使用阀门调节阻力的方法。

② 提高水泵效率。水泵效率是指由原动机传到泵轴上的功率被流体利用的程度。水泵的效率随水泵工作状态点的不同从0~最大效率(一般80%左右)变化。在输送流体的要求相同,如果水泵的效率较低,那么就需要较大的输入功率,水泵的能耗就会较大。因此,空调系统设计时要选择型号规格合适的水泵,使其工作在高效率状态点。空调系统运行管理时,也要注意让水泵工作在高效率状态点。

③ 设定合适的空调系统水流量。空调系统的水流量是由空调冷负荷和空调水供回水温差决定的,空调水供回水温差越大,空调水流量越小,从而水泵的耗电量越小。但是空调水流量减少,流经制冷机的蒸发器时流速降低,引起传热系数降低,需要的换热面积增大,金属耗量增大。所以经过技术经济比较,空调冷冻水的供回水温差4~6℃较经济合理,大多数空调系统都按照5℃的冷冻冷却供回水温差工况设计。

空调循环水泵的耗电量与流量的3次方成正比,实际工程中有很多空调系统的供回水温差只有2~3℃,如果将供回水温差提高到5℃,水流量将减少到原来的50%左右,所以如果水流量减少50%,水泵耗电量将减少87.5%,节能效果非常明显。

3. 中央空调改造方案

(1) 智能变频调速控制系统 中央空调节能改造还可采用智能变频调速控制系统,使其能根据室外天气的变化,自动完成冷水流量的跟踪控制,使循环水流量恰到好处地与制冷量相匹配,并实现空调末端自动恒温控制,从而达到节能的目的。一般来说,采用该系统的中央空调可节电20%~45%。该系统的主要特点有以下几点:

① 具有可靠的安全保护。通过全面的运行参数采集,实现了系统工作状态的全面监控,并设置了冷冻水、冷却水的低限流量保护和低温保护,有效地保障了冷冻水和冷却水系统在变流量工况下空调主机蒸发器和冷凝器的安全稳定运行。

② 实现动态负荷跟随,保障了末端的服务质量。突破传统中央空调冷媒系统的运行方式(定流量模式或冷源侧定流量而负荷侧变流量模式),实现最佳输出能量控制,即空调主机冷媒流量自动跟随末端负荷需求而同步变化(即变流量),因此,在空调系统的任

何负荷状况（满负荷或部分负荷）下，都能既保障中央空调系统末端的服务质量（舒适性），又实现最大的节能。

③ 具有自寻优、自适应的智能模糊控制。对于中央空调这样多参量相互影响的复杂系统，要实现冷冻水和冷却水系统全部变流量运行，只有充分利用当代最新科技成果，采用具有智能控制功能、能进行类似人脑的知识处理和推理的先进的控制技术，才有可能成功。因此系统采用了模糊控制技术，使系统具有自学习、自寻优和自适应的优化控制功能，实现了中央空调系统各种负荷条件下的最大节能，使空调水系统节能达到 16%~30%。

④ 优化了空调主机运行环境。系统全面采集中央空调的各种运行参量，再利用先进的模糊控制技术对这些相互关联、相互影响的运行参量进行动态优化控制，以满足中央空调系统非线性和时变性的要求，使空调主机始终运行在最佳工况，以保持最高的热转换效率，从而减少主机的能耗 5%~10%。

水系统采用变流量模糊控制变频节能技术：

在中央空调系统中，冷冻水泵、冷却水泵和冷却塔风机的容量是按照建筑物最大设计热负荷选定的，且留有 10%~15% 的余量，在一年四季中，系统长期在固定的最大水流量下工作。由于季节、昼夜和用户负荷的变化，空调实际的热负荷在绝大部分时间内远比设计负载低。一年中负载率在 50% 以下的运行小时数约占全部运行时间的 50% 以上。当空调冷负荷发生变化时，所需空调循环水量也应随负荷相应变化。所以采用变频调速技术调节水泵的流量，可大幅度降低水系统能耗。由于中央空调系统是一种多参量非常复杂的一个系统，即当气温、末端负荷发生改变时，水系统温度、温差、压力、压差、流量等均会发生改变。单纯的 PID 调节根本满足不了要求，只有采用模糊控制技术才能实现最佳节能控制。

由于建筑全年平均冷热负荷只有最大冷热负荷的 50% 以下，通过使用变频调速水泵使水量随冷热负荷变化，那么全年平均的水量只有最大水流量的 50% 左右，水泵能耗只有定水量系统水泵能耗的 12.5%，节能效果是非常明显的。

(2) 中央空调变风量技术 空调系统中风机包括空调风机以及送风机、排风机，这些设备的电耗占空调系统耗电量的比例是最大的，风机节能的潜力也就最大，风机的节能也应引起最大的重视。减少风机能耗主要从以下几个方面入手：定期清洗过滤网、定期检修、检查皮带是否太松、工作点是否偏移、送风状态是否合适。使用变频风机将定风量控制改为变风量控制，降低送风的风速，减小噪声。末端风机改为变风量控制系统，可根据空调负荷的变化及室内要求参数的改变，自动调节空调送风量（达到最小送风量时调节送风温度），最大限度的减少风机动力以节约能量。室内无过冷过热现象，由此可减少空调负荷 15%~30%。

将中央空调末端风机改为 VAV 变风量控制系统。VAV 空调系统可根据空调负荷的变化及室内要求参数的改变，自动调节空调送风量（达到最小送风量时调节送风温度），以满足室内人员舒适要求或其他工艺要求。同时根据实际送风量自动调节送风机的转速，最大限度的减少风机动力以节约能量。

由于末端系统采用了输出能量的动态控制，实现空调主机冷媒流量跟随末端负荷的需求供应，使空调系统在各种负荷情况下，都能既保证末端用户的舒适性，又最大限度地节

省了风机的能量消耗。

一般地讲, VAV 空调系统有以下特点:

- ① 区域的灵活控制, 可根据负荷的变化及人舒适要求自动调节;
- ② 调节各区域的送风量, 在考虑同时使用系数的情况下空调总装机容量可少 10%~30%;
- ③ 室内无过冷过热现象, 由此可减少空调负荷 15%~30%;
- ④ 部分负荷运转时可大量减少送风动力, 据模拟计算, 全年空调负荷率为 60% 时, VAV 空调系统可节约风机动力 70% 以上。

在空调改造时选用或改造冷冻泵、冷却泵时可考虑采用新型高效节能水泵。该水泵应用特殊设计的叶片、叶轮, 新型的水泵材质, 新的水泵结构, 使其运行效率比原有的水泵运行效率提高 20%~40%。节能水泵还装有优质机械密封, 彻底根除了水泵轴向渗漏现象, 有效地减少了水泵维修保养的工作时间, 提高了设备使用寿命。用该高效节能水泵取代现役水泵, 提高水泵的运行效率, 减少水泵的无功损失, 节省水泵用电量。

深圳市属于海洋性气候, 夏季并不太热, 最高气温也就在 33℃ 左右, 晚上气温较低, 深圳市夏季夜晚大多数时间是可以利用自然通风解决热舒适的问题。如果自然通风解决的好, 夏季可以节约一半的空调启动时间, 而且室内空气品质显著提高。

4. 空调的余热回收

压缩机工作过程中会排放大量的废热, 热量等于空调系统从空间吸收的总热量加压缩机电机的发热量。水冷机组通过冷却水塔, 风冷机组通过冷凝器风扇将这部分热量排放到大气环境中去。热回收技术利用这部分热量来获取热水, 实现废热利用的目的。热回收技术应用于水冷机组, 减少原冷凝器的热负荷, 使其热交换效率更高; 应用风冷机组, 使其部分实现水冷化, 使其兼具有水冷机组高效率的特性; 所以无论是水冷、风冷机组, 经过热回收改造后, 其工作效率都会显著提高。根据实际检测, 进行热回收改造后机组效率一般都提高了 5%~15%。由于技术改造后负载减少, 机组故障减少, 寿命延长。目前该项技术广泛应用于活塞式、螺杆式冷水机组。

空调余热回收采用专用设备安装在用户原有制冷机组, 回收制冷机组部分废热制的 45~75℃ 的热水。该设备与制冷机组同步运行, 在制热水的同时可降低制冷机组的冷凝温度, 提高制冷机组制冷量, 节省制冷系统耗电 5%~10%。

空调余热回收技术可用来代替宾馆、大厦的柴油锅炉, 节约了所有锅炉燃料, 消除了污染物排放, 是一种百分百不耗能的环保设备。

热回收技术的特点如下:

(1) 热回收量大。在一般空调使用工况下, 在水温需求为 30~65℃ 时, 可回收热量为制冷量的 30%~80%; 水温需求为 55~60℃ 时, 可回收热量为制冷量的 30%。

(2) 保护环境。由于利用废热提供了所需的热, 大大减少了供热锅炉向大气排放 CO₂ 气体, 从而减少了使地球大气候变暖的温室效应。同时直接减少了向大气的废热排放量。

(3) 提高空调机组效率, 节省机组用电量。空调机组压缩机的一部分热量经过热回收器吸收以后, 原冷凝器的热负荷减少, 热交换效率提高, 空调机组的效率提高, 耗电量也将显著减少, 同时, 由于采用热回收技术, 机组的负荷减少, 使用寿命延长。

- (4) 体积小, 重量轻。热回收器可直接安装在中央空调机组上, 无需占用建筑面积。
- (5) 电脑自控, 无需人工管理。
- (6) 具有防止结垢和水质软化处理功能。

(四) 蓄冰空调

采用冰蓄冷技术, 虽然不节能, 但可大幅降低空调能耗。蓄冰空调系统在夜间电力负荷低谷时启动, 以蓄冰工况运行, 将冷量以冰的形式储存起来, 白天蓄冰机供应建筑物制冷转移白天高峰用电量。系统将电谷低电价时期储存的冷量转移到电峰高电价时期使用, 具有移峰填谷的功能, 可以缓解供电部门的供电压力, 平衡电网负荷, 减少系统制冷装备数量功能, 并可减少主机的开停次数, 降低系统的配电容量。蓄冰空调系统可以降低冷冻水的温度, 降低送风温度, 增加送回风温差, 减少送风量, 从而大大减少风管截面积, 减少了其占用空间, 减少风机、水泵的功耗, 因此虽然其初投资可能比常规空调系统稍高一些, 但运行费用的降低将使得蓄冷系统很快收回增加的初投资, 改善了空调系统整体的经济性, 因此有着很好的发展前景。采用蓄冰空调系统可减少空调设备的投资 15% 左右, 享用政府的低价供电 (深圳市蓄冰空调电价 0.2 元/度), 年节电费 25% 左右。

如从基建时考虑到建筑主体节能, 再全面采用中央空调系统综合节能技术及冰蓄冷技术, 空调运行费用可减少 50% 以上。以深圳地区的工程经验来看, 中央空调系统综合节能技术以余热回收技术投资回报最快, 可控制在一年以内。

(五) 厂房建筑节能

我国现有建筑中 95% 达不到节能标准, 新增建筑中节能不达标的仍超过八成, 单位建筑面积能耗是发达国家的 2~3 倍, 对社会造成了沉重的能源负担和严重的环境污染, 已成为制约我国可持续发展的突出问题。

这样的局面在今后新设计的公共建筑中将会改变。GB 50189—2005《公共建筑节能设计标准》由建设部和国家质量监督检验检疫总局联合发布, 于 2005 年 7 月 1 日起正式实施。这是我国批准发布的第一部公共建筑节能设计的综合性国家标准。

GB 50189—2005《公共建筑节能设计标准》适用于新建、扩建和改建的公共建筑的节能设计。通过改善建筑围护结构保温、隔热性能, 提高供暖、通风、空调设备、系统的能效比, 采取增进照明设备效率等措施, 在保证相同的室内热环境舒适参数条件下, 与 20 世纪 80 年代初设计建成的公共建筑相比, 全年供暖、通风、空调和照明的总能耗可减少 50%。

对建筑物而言, 自然环境中的最大热能是太阳辐射, 其中可见光的能量仅占 1/3, 其余的 2/3 主要是热辐射能量。这部分热能对建筑物的影响是极其重要的。控制建筑能耗减少至最少已成为建筑设计改造必须考虑的重点问题之一。

对于准备新建的建筑, 我们可采用节能建筑材料来建筑。对于已建好的建筑, 我们可在建筑墙体屋顶上喷上一层保温涂料, 进行玻璃贴膜。

建筑节能涉及领域很多, 主要是墙体、窗户、地板、屋顶 4 个地方。

1. 墙体

墙体的保温分为外保温和内保温。外保温的保温性能不但远高于内保温, 而且由于保温材料本身散发少量有害物质, 外保温设计使之在挥发过程中不会进入室内。而且能有效屏蔽太阳光线中紫外线的光波辐射, 最大限度地控制被涂覆物表面及内部温度, 使顶层楼

房室内气温相一致，极大地改善居住和工作环境。同时，由于保温涂料涂层将太阳辐射热完全隔绝，减缓了室内照明线路的老化，特别是厂房、仓库内易燃易爆物和储气罐的消防隐患大为降低。另外，很多六层以下的建筑采用的是砖混结构，它的保温隔热效果没有高层建筑必须采用的钢筋混凝土结构好。

2. 窗户

现在使用的玻璃分为单层玻璃和双层玻璃，双层的保温隔音效果明显好于单层。但双层中又有区别，有的只是简单地抽出夹层中的一部分空气，这种双层玻璃的保温隔音效果没有在抽出空气后加入一定惰性气体的好。而如果在此基础上再给玻璃镀上膜，这样的中空镀膜 LOW-E 玻璃不仅可以增加玻璃的强度，其保温效果又要好一些。当然，与之配套的断桥铝合金窗框，在窗外加装铝质卷帘等设施，也能在一定程度上提高房子的保温隔热效果。

真空玻璃是全球最新型保温隔热隔声玻璃，在隔声、隔热、节能、减少室内温差、提高采光性等方面远优于目前普遍采用的中空玻璃幕墙。其保温隔热性能相当于 370mm 厚实心黏土墙砖，是普通中空玻璃的 2 倍，是单片玻璃的 4 倍，可使空调整能达 50%。另外，真空玻璃可有效防止冬天窗户结露，并可有效减小室内外温差，防止冬天窗边引起的“冷吹风”和“冷辐射”。

3. 地板

据有关专家介绍，增加楼板厚度会提高保温效果。如果在加厚层中选用陶粒混凝土，就比普通混凝土更为保温隔音。

4. 屋顶

保温措施常见的是“平改坡”和加隔热层。

（六）燃油锅炉节能技术

1. 采用热泵型热水机组或风冷热泵

采用水源热泵型热水机组或风冷热泵代替燃油锅炉制热水，除用于生活热水外，也可用作燃油锅炉的补充用水。

相比较传统的燃油锅炉，热泵型热水机组具有以下优点：

① 效率高，节能显著。深圳市地处亚热带，年均气温在 20~25℃ 之间，使用热泵机组制热效率高，制热系数为 $\epsilon_{hn}=4\sim 8$ 。设备除生产 50~55℃ 热水相对于原有锅炉制热水节省能耗量费用 70%，还可以用于制冷。如建筑物需制冷量大时可以将机组是热时的副产物——冷冻水接入原有中央空调冷冻系统中加以利用则相对与原有锅炉节省能耗 100%。

② 体积小，重量轻，可直接附设在中央空调机房内或附近，占用建筑面积小。

③ 环保性能好，无污染物排放。

④ 电脑自控，无需人工管理。

⑤ 具有防止结垢和水质软化处理功能。

调节热水在高峰期的使用需求，需加装一储热水箱。技改后，该热水管网并入原热水管网、冷水管网并入中央空调冷冻水管网，使两个系统既可独立运行、互为备用，又可以同时运行、互相补充。

2. 装蒸汽蓄热器

蒸汽蓄热器是一种平衡工厂企业用气负荷波动的设备，锅炉在遇到用气负荷波动时：

汽压波动大，严重时汽中带水；锅炉效率降低；司炉劳动强度增大；辅机电耗增大；短时间高峰用汽可能要多运行一台锅炉，高峰过后又要压火或停运。

采用蒸汽蓄热器则可改善上述各种情况，使锅炉和用汽的压力始终不变，稳定用汽负荷，改善供汽品质，提高锅炉效率。一般可节能5%~10%。另外，平常还可采用太阳能热水器供应热水，进一步达到节电节能的目的。

(七) 加强能源管理

再好的节能措施也必须有人来维持，工厂本身也要制定用电用水管理规章制度，建立节能奖励制度和浪费能源处罚制度。

另外，制定标准只是手段，最终的目的是要通过加强监管，严格实施节能标准，使标准中规定得到落实。

节约能源工作，大有可为，认真扎实地抓好此项工作，对提高后勤保障资源的利用效率、降低产品成本，决不是一个小数目，我们应给予足够的重视。

二、清洁生产中节水方案的实施

用水器具和设备的主要节水方法主要是：限定水量，如限量水表；限定（水箱、水池）水位或水位适时传感、显示，如水位自动控制装置、水位报警器；防漏，如低位水箱的各类防漏阀；限制水流量或减压，如各类限流、节流装置、减压阀；限时，如各类延时自闭阀；定时控制，如定时冲洗装置；改进操作或提高操作控制的灵敏性，前者如冷热水混合器，后者如自动水龙头、电磁式淋浴节水装置；提高用水效率；适时调节供水水压或流量，如水泵机组调速给水设备。

上述方法几乎都是以避免水量浪费为特征。实现这些方法可应用各式各样的原理与构思。鉴于同一类节水器具和设备往往可采取不同的方法，以致某些常用节水器具和设备的种类繁多、效果不一。鉴别或选择时，应依据其作用原理，着重考察是否满足下列基本要求：实际节水效果好；安装调试和操作使用方便，结构简单经久耐用；经济合理。

任何一种好的节水器具和设备都应比较完满地体现以上几项要求。否则就没有生命力，难以推广。

(一) 流量、水位、水压控制装置

1. 限量水表

从管理角度看，安装普通水量计量仪表，对加强供水与节水管理、克服“包费制”收取水费存在的弊病以促进节水，具有积极意义。

限量水表是一种典型的限定水量节水装置。它实际上是具有水量控制功能的旋翼式水表，投“水币”后方按量供水，量至水止，兼具计量、限量双重功能。“水币”可由供水部门向用户销售或发放，以达到限量供水和节约用水的目的。这种水表为在特定条件下加强供水（节水）管理创造了条件。

这种水表目前有15mm和20mm两种规格，其一个“水币”给水量为 2m^3 ，一次最大给水量为 26m^3 ，投币盒容量为100。显然，使用限量水表也有某些不便之处和局限性。此外，水表尺寸（主要是长度）和价格也有所增加。

2. 水位控制装置

水位控制装置是各类水箱、水池和水塔等常用的限制水位、控制流量的设备。这种装

置的性能好坏直接关系到节水效果。性能差的水位控制装置如常见的某些浮球阀往往会因控制不灵而造成水的大量流失，此外水位信号传递不灵、管理不善也会造成同样后果。因此，为了节约用水和提高给水系统的自动控制水平，陆续开发了不少水位自动控制装置。

通常将水位控制装置分为两类：水位控制阀、水位传感控制装置。

(1) 水位控制阀 水位控制阀是装于水箱、水池或水塔水柜进水管口并依靠水位变化控制水流的一种特种阀门。阀门的开启、关闭借助于水面浮球上下时的自重、浮力及杠杆作用。浮球阀即为一种常见的水位控制阀，此外还有一些其他形式的水位控制阀，这种水位控制阀实际上为带有限位浮球的一种液压自闭式阀门。其作用原理是：当水位下降到极限位置时，由浮球的重力作用通过推导拉杆推动吊阀，使活塞上空间的水通过内泄通道排出，从而使活塞与活瓣因其上、下空间水压差的作用而上升，这时通道开启注水；反之，当水位上升浮球上浮时，吊阀回复原先位置，管路中的压力水流通过阻尼孔进入活塞上空间使上、下空间水压趋于平衡，活塞和阀瓣借助重力下降关闭水流通通道，这时阀门关闭。

这类水位控制阀规格为 DN20~DN200，工作压力为 0.05~0.4MPa。

(2) 水位传感控制装置 水位传感控制装置，通常由水位传感器和水泵机组的电控回路组成。水箱、水池或水塔水位变化可通过传感器传递至水泵电控回路，以控制水泵的启停。

水位传感器可分为电极式、浮标式和压力式 3 种类型。压力式传感器又可分为静压式和动压式两种。静压式传感器常设于水箱、水池和水塔的测压管路，动压式传感器则装于水泵出水管路，以获取水位或水压信号。

3. 减压阀

减压阀是一种自动降低管路工作压力的专门装置，它可将阀前管路较高的水压减小至阀后管路所需的水平。减压阀广泛用于高层建筑、城市给水管网水压过高的区域、矿井及其他场合，以保证给水系统中各用水点获得适当的服务水压和流量。鉴于水的漏失率和浪费程度几乎同给水系统的水压大小成正比，因此减压阀具有改善系统运行工况和潜在节水作用，据统计其节水效果约为 30%。

减压阀的构造类型很多，以往常见的有薄膜式、内弹簧活塞式等。减压阀的基本作用原理是靠阀内流道对水流的局部阻力降低水压，水压降的范围由连接阀瓣的薄膜或活塞两侧的进出口水压差自动调节。近年来又出现一些新型减压阀，如定比式减压阀。定比减压原理是利用阀体中浮动活塞的水压比控制，进出口端减压比与进出口侧活塞面积比成反比。这种减压阀工作平稳无振动；阀体内无弹簧，故无弹簧锈蚀、金属疲劳失效之虑；密封性能良好不渗漏，因而既减动压（水流动时）又减静压（流量为 0 时）；特别是在减压的同时不影响水流量。

减压阀通常有 DN50~DN100 等多种规格，阀前、后的工作压力分别为 <1MPa 和 0.1~0.5MPa，调压范围误差为 ±5%~10%。

应该看到，水流通过减压阀虽有很大的水头损失，但由于减少了水的浪费并使系统流量分布合理、改善了系统布局与工况，因此总体上讲仍是节能的。

(二) 盥洗、洗涤节水器具

水龙头是遍及住宅、公共建筑、工厂车间、大型交通工具（列车、轮船、民航飞机）

应用范围最广、数量最多的一种盥洗、洗涤用水器具，同人们的关系最为密切。其性能对节约用水效果影响极大，因而是节水器中开发研究最多的。近些年来，仅国内出现的各类水龙头形式已不下数十种。但是在各地推广应用情况并不理想，其原因归根到底仍是不能完满地体现对节水器具的各项基本要求。

1. 延时自动关闭（延时自闭）水龙头

延时自闭水龙头适用于公共建筑与公共场所，有时也可用于家庭。在公共建筑与公共场所应用延时自闭式水龙头的最大优点是可以减少水的浪费，据估计其节水效果约为30%，但要求较大的可靠性，需加强管理。按作用原理延时自闭水龙头可分为水力式、光电感应式和电容感应式等类型。

(1) 水力型延时自闭式水龙头 这类水龙头应用最为广泛，使用时只需轻压一下阀帽，水流即可持续3~5s，然后自动关闭断流。延时自闭阀的构造形式不一，但基本原理是靠加压开启阀瓣，然后靠作用于其上下或前后的水压差缓慢关闭阀瓣，缓闭（延时）作用则借助于阀内的各种阻尼装置，延时关闭时间可根据需要调整（延长至1min）。

(2) 光电感应与电容感应式水龙头 这种水龙头的启闭是借助于手或物体靠近水龙头时产生的光电或电容感应效应及相应的控制电路、执行机构（如电磁开关）的连续作用。

其优点是无固定的时间限制，使用方便，尤适于医院或其他特定场所以免交叉感染或污染。但是需要电源、安装维修不便、价格高。

2. 手压、脚踏、肘动式水龙头

手压、脚踏式水龙头的开启借助于手压、脚踏动作及相应传动等机械性作用，释手或松脚即自行关闭。使用时虽略感不便，但节水效果良好，并兼有上述两类水龙头的优点。后者尤适用于公共场所，如浴室、食堂和大型交通工具（列车、轮船、民航飞机）上。

肘动式水龙头靠肘部动作启闭，主要用于医院手术室以免术者手的污染，同时亦有节水作用。一种肘式充气水龙头，其主要特点是当水流通过散水器时即同少量空气相混合，形成比较柔和的充气水流，便于洗涤。

3. 停水自动关闭（停水自闭）水龙头

在给水系统供水压力不足或不稳定引起管路“停水”的情况下，如果用水户未适时关闭水龙头，则当管路系统再次“来水”时不免会使水大量流失，甚至会使水到处溢流造成损失。这种情况通常在供水不足地区和无良好用水习惯或一时疏忽的用水户中时有发生。停水自闭水龙头即是在这种条件下应运而生的，它除具有普通水龙头的用水功能外还能在管路“停水”时自动关闭，以免发生上述现象。

近几年来我国各地开发过很多停水自闭水龙头，其类型繁多、构造各异、质量性能不一，很难系统归纳介绍。但它们的基本作用原理是在管路“停水”时，靠阀瓣或活塞的自重或弹簧复位关闭水流通通道，管路“来水”时由于水压作用水流通通道被阀瓣或活塞压得更加紧密故不致漏水。如需重新开启水龙头则需靠外力提升、推动阀瓣或活塞打开通道，这时作用于阀瓣或活塞上下侧的力在水流作用下应处于平衡状态。显然，为了使阀瓣或活塞在管路停水时能移动，停水自闭水龙头的关闭与开启（即上下运动）通常不是靠螺旋旋转作用。

总的讲，采用停水自闭水龙头会产生一定节水效果，可以根据具体情况酌情推广；但是从根本上讲，应改善给水系统运行状况，提高系统供水可靠性（不“停水”），应加强用

水户的节水意识、培养良好的用水习惯。

4. 节流水龙头

节流水龙头即加有“节水阀心”（俗称皮钱）、“节流塞”、“节流短管”的普通水龙头。由此可以减少因水龙头流量过大时人们无意识浪费的水量，据估计可节水达 30%。一种“节流塞”的孔径 φ (mm)、用水点水头 h (m) 和流量 q (L/s) 的关系曲线，可供选择查用。

5. 节水冲洗水枪

当操作者远离闸门（或水龙头）通过软管引水使用时，如肉类、海产品、罐头加工用水，食堂、菜市场、浴池、汽车冲洗用水，建筑工地用水，绿化用水等，往往会因不能及时关闭闸门（或水龙头）而浪费水量。这时如在软管末端装一带有开关的“水枪”，既可集中水流（用于冲洗）又可及时启闭“水枪”以节约用水。其性能为：当水压为 0.15~2MPa、出口口径 11.3mm 时、流量 5L/min、射程 6m，其节水效果良好。

第三节 废液处理

一、废水的好氧生物处理

废水的好氧生物处理常采用传统活性污泥法。

1. 活性污泥法的基本原理

活性污泥法是利用悬浮生长的微生物絮体来处理污水的好氧生物处理过程。其中悬浮生长的生物絮体就是活性污泥。活性污泥是大量微生物聚集的地方，它是由好氧微生物及其代谢产生和吸附的有机物、无机物组成，具有很强的生物化学活性。在污水生物处理过程中，活性污泥对污水中的有机物具有很强的吸附和氧化分解能力。污泥中的微生物，主要是细菌和原生动物。活性污泥处理污水中有机物可分为两个阶段：生物吸附阶段和生物氧化阶段。

生物吸附阶段：污水与活性污泥充分接触时，污水中的有机物被比表面积巨大、表面上含有多糖类黏性物质的微生物吸附。大分子有机物被吸附后，在水解酶作用下，分解为小分子物质，然后这些小分子与溶解性有机物渗入细胞体内，使废水中的有机物含量下降而得到净化。这一阶段进行得非常迅速，有机物去除率相当高，吸附作用是主要的。

生物氧化阶段：被吸附和吸收的有机物质继续被氧化，氧化阶段进行非常缓慢，需要很长的时间。在生物吸附阶段，随着有机物吸附量的增加，污泥的活性逐渐减弱。当吸附饱和后，污泥失去吸附能力。经过生物氧化后，吸附的有机物被氧化分解后，污泥的活性又出现，恢复吸附能力。

2. 活性污泥指标

污泥浓度 (MLSS)：污泥浓度指 1L 混合液内所含的悬浮固体的质量，单位为 g/L 或 mg/L。污泥浓度的大小可间接地反映污水中所含微生物的浓度。

污泥沉降比 (SV)：污泥沉降比是指一定量的曝气池混合液静置 30min 后，沉淀污泥与污水的体积比，用 % 表示。污泥沉降比越大，越利于活性污泥与水迅速分离，性能越好。

污泥溶积指数 (SVI)：污泥溶积指数是指一定量的曝气池混合液经 30min 沉淀后，1g 干污泥所占沉淀泥容积的体积，也称污泥指数，单位为 mL/g。污泥指数反映活性污泥

的松散程度，污泥指数越大，污泥松散程度也就越大，表面积也大，易于吸附和氧化有机物，提高废水处理效果。

3. 活性污泥法基本流程

活性污泥法处理流程中曝气池是主体构筑物。污水经预处理，除去某些悬浮物后进入曝气池，与活性污泥接触混合，并进行曝气，曝气的作用是：一是使活性污泥处于悬浮状态，使污水与活性污泥充分接触，二是向活性污泥提供氧气，保持好氧条件，保证微生物的正常生长和繁殖，并使水中的有机物被活性污泥吸附、氧化分解。然后，污水和活性污泥一起进入二次沉淀池，使污泥得到沉淀，上清液排放。沉淀的活性污泥部分回流入曝气池，与曝气池内污水混合，补充曝气池内活性污泥的流失。同时，系统中活性污泥量会不断增加，多余的活性污泥应从系统中排出，这部分污泥称为剩余污泥。活性污泥法的基本流程如图 3-4-2 所示。

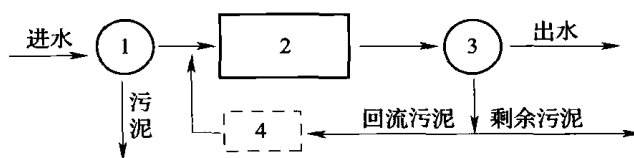


图 3-4-2 活性污泥法基本流程

1—初次沉淀池 2—曝气池 3—二次沉淀池 4—再生池

4. 活性污泥的参数

污泥负荷：在用活性污泥处理污水的过程中，将有机物与活性污泥的质量比（ F/M ），即单位质量活性污泥（ kgMLSS ）或单位体积曝气池（ m^3 ）在单位时间（ d ）内所承受的有机物量（ kgBOD ），称为污泥负荷。

泥龄：细胞的平均停留时间也称泥龄，是微生物在曝气池中的平均培养时间。在间歇式试验装置中，它与水力停留时间相等。

在活性污泥法处理系统的设计中，既可采用污泥负荷，也可采用泥龄作为设计参数。

5. 活性污泥系统运行方式

活性污泥法可以有多种运行方式，主要有普通活性污泥法、完全混合活性污泥法、分段进水活性污泥法、生物吸附法、延时曝气活性污泥法、高负荷活性污泥法以及纯氧气曝气活性污泥法等。

(1) 普通活性污泥法 也称传统活性污泥法，其工艺流程如图 3-4-3 所示。污水从一侧进入池内，回流污泥同步进入曝气池，处理后，混合液在两次沉淀池进行泥水分离，污泥由池底部排出，剩余污泥排出系统，回流污泥回流曝气池。污水中的有机物在曝气池内与活性污泥充分接触，经吸附与氧化两个阶段，其浓度沿池长度方向逐渐降低。需氧速率沿池长度方向也逐渐降低，曝气池前段，混合液中溶解氧含量较低，沿池长逐渐增高。

普通活性污泥法在工艺上的主要特点是：处理效果好，有机物去除率高， BOD_5 去除率可在达 90%~95%；对污水的处理程度比较灵活，根据要求可高可低。但该系统对冲击负荷适应性较弱；同时，进水有机负荷率不宜过高，曝气池容积大，占用的面积多；在池的末端可能出现供氧速率高于需氧速率的现象，增加动力费用。

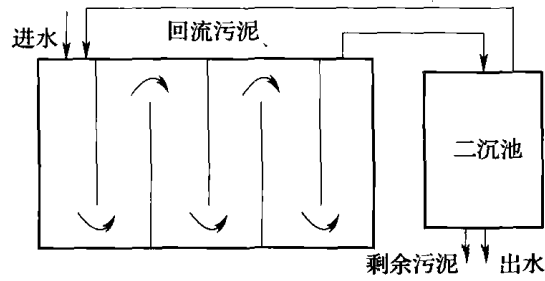


图 3-4-3 推流式活性污泥法基本流程

(2) 完全混合活性污泥法 其工艺流程如图 3-4-4 所示。污水与活性污泥在曝气池内充分混合，基本完成有机物的降解反应，只是没有进行泥水分离。通过对 F/M 值的调整，有可能将完全混合曝气池内的有机物降解反应控制在最佳状态。本工艺适于处理高浓度的有机污水。

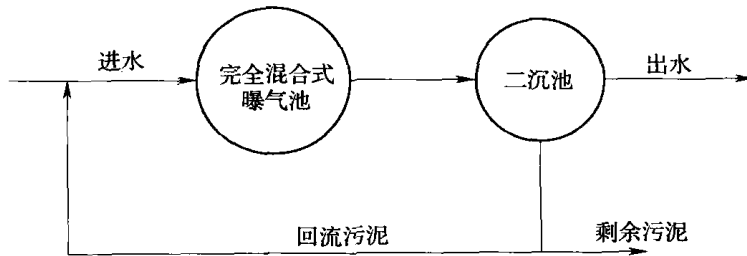


图 3-4-4 完全混合活性污泥法基本流程

(3) 分段进水活性污泥法 又称阶段曝气活性污泥法，它是针对传统活性污泥法存在的缺点、而作了一些改动的运行方式，其工艺流程如图 3-4-5 所示。

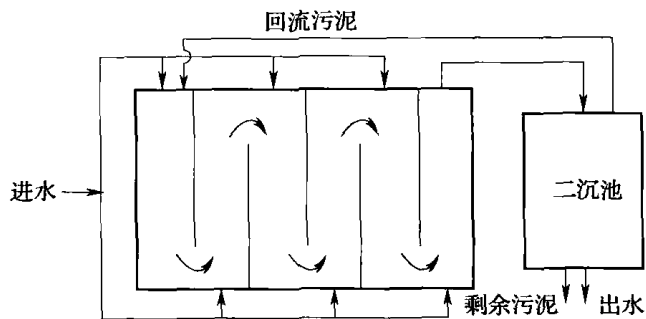


图 3-4-5 阶段曝气活性污泥法工艺流程

分段进水活性污泥法具有如下特点：污水沿池长度方向分段注入了曝气池，有机物负荷分布比较均衡，改善供氧速率与需氧速率之间的矛盾，能够比较充分地发挥活性污泥的生物降解功能；混合液中污泥浓度沿池长度逐步降低，能够减轻二次沉淀池的负荷，有利于提高二次沉淀池固、液分离效果。

(4) 生物吸附法 生物吸附法是将活性污泥对有机物的吸附和代谢两个过程分别在各自的反应器内进行，其工艺流程如图 3-4-6 所示。污水和经过充分再生、有很强活性的污泥同步进入吸附池，两者充分接触，使大部分有机物被活性污泥所吸附，污水得到净化。

经二次沉淀池分离出来的污泥首先进入再生池，活性污泥微生物对所吸附的有机物进行代谢活动，有机物降解，吸附功能得到充分恢复，然后再与污水一同进入吸附池。

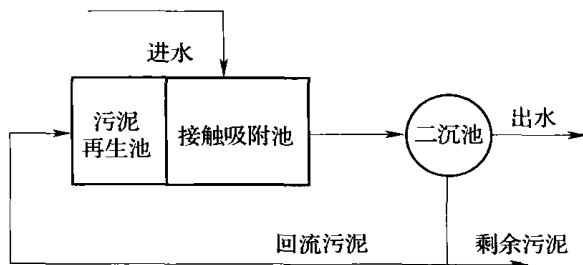


图 3-4-6 吸附-再生活性污泥法流程

生物吸附法具有如下特点：污水与活性污泥在吸附池的接触时间很短，吸附池容积小，再生池的容积也较小，建筑费用较低。具有一定的承受冲击负荷的能力，当吸附池的活性污泥遭到破坏时，可由再生池内的污泥给以补充。但其对污水的处理效果低于传统活性污泥法，对有机物含量较多的污水，处理效果更差一些。

6. 活性污泥法进展

(1) 吸附生物氧化法 又称 AB 法，其工艺流程如图 3-4-7 所示。

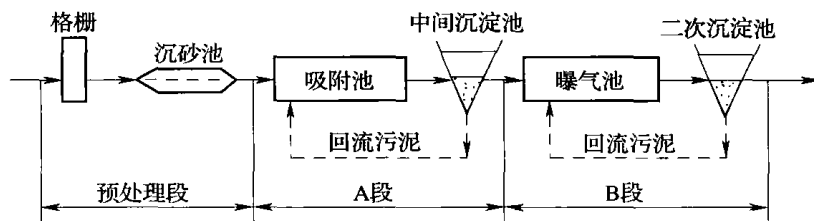


图 3-4-7 AB 法工艺流程

吸附生物氧化法一般不设初沉池，A 段和 B 段的回流系统分开。A 段污泥负荷高达 $2\sim 6\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ，约为常规活性污泥法的 20 倍，泥龄短，一般为 $0.3\sim 0.5\text{d}$ ，水力停留时间约 30min。A 段的活性污泥全部是细菌，其世代很短，繁殖速度快。A 段可以通过控制溶解氧的含量，以好氧或嫌氧的方式运行，耗氧负荷为 $0.3\sim 0.4\text{kgO}_2/\text{kgBOD}$ ，BOD 去除率可以调整，污泥产率高，污泥的沉降性能较好，污水经 A 段处理后可生化性有可能提高。B 段的微生物主要为菌胶团以及原生动物和后生动物，负荷 $0.15\sim 0.3\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS}\cdot\text{d})$ ，停留时间 $2\sim 3\text{h}$ ，泥龄 $15\sim 20\text{d}$ ，溶解氧含量 $1\sim 2\text{mg/L}$ 。由于 A 段的有效功能使 B 段的处理效果得以提高，不仅能进一步去除 COD、BOD，而且能提高硝化效果。AB 法对 BOD、COD、SS、磷和氨氮的去除效果一般均高于常规活性污泥法，节省基建投资约 20%，能耗降低 25% 左右。其特点是 A 段负荷高，抗冲击负荷的能力强，对 pH 和有毒物质的影响具有很大的缓冲作用，特别适用于处理高浓度、水质水量变化大的污水。

(2) 氧化沟 图 3-4-8 和图 3-4-9 所示分别为以氧化沟为生物处理单元的污水处理流程和氧化沟的平面布置图。

氧化沟具有如下特征：

① 池体较长，池深度较浅。曝气装置多采用表面曝气器，纵轴、横轴曝气器都可用。

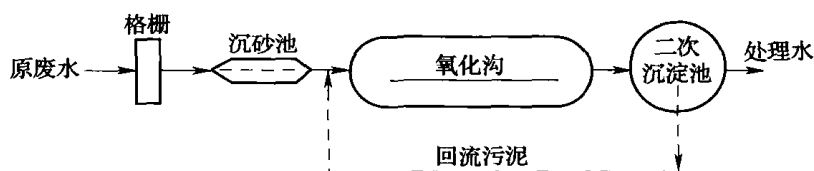


图 3-4-8 氧化沟废水处理流程

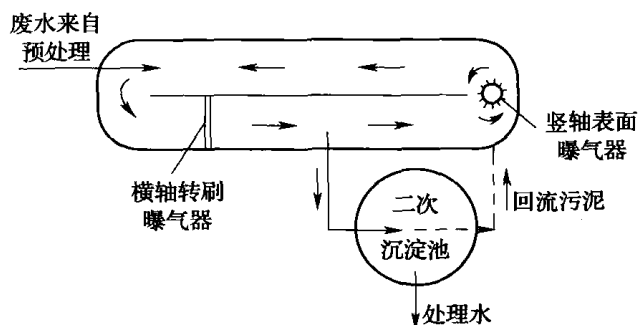


图 3-4-9 氧化沟平面布置图

进水装置和出水装置构造简单。② 在流态上，氧化沟可按完全混合推流工式考虑。从水流动来看是推流式，但是由于流速快，进入沟内的废水很快就和沟内混合液相混合，这样，氧化沟又是完全混合式。BOD 负荷低，类似活性污泥法的延时曝气法，出水水质良好。对水温、水质和水量的变动有较强的适应性。污泥产率低，排泥量少。污泥泥龄长，为传统活性污泥系统的 3~6 倍。在反应器内能够存活增殖世代时间长的细菌，在沟内可能产生硝化反应和反硝反应，氧化沟具有脱氮的功能。

二、污水的厌氧生物处理

1. 污水厌氧生物处理的基本原理

污水厌氧生物处理是指在缺氧条件下，通过厌氧微生物或兼性厌氧微生物的作用，将污水中的有机物分解转化为甲烷和二氧化碳的过程，所以又称厌氧消化或厌氧发酵。在污水厌氧生物处理的过程中，有机物的分解分为酸化阶段和甲烷化阶段。厌氧过程主要有三大类群的细菌联合作用，即水解产酸细菌、产氢产乙酸细菌和产甲烷细菌。因而，将厌氧消化过程划分为三个连续的阶段，即水解酸化阶段、产氢产乙酸阶段、产甲烷阶段。水解酸化阶段是复杂大分子、不溶性有机物先在细胞外酶作用下水解为小分子、溶解性有机物，然后这些小分子有机物渗透到细胞体内，分解产生挥发性有机酸、醇、醛类等。产氢产乙酸阶段是在产氢产酸细菌的作用下，将第一个阶段所产生的各种有机酸分解转化为乙酸和 H_2 ，有时还有 CO_2 的产生。产甲烷阶段是产甲烷细菌利用第二阶段产生的乙酸、乙酸盐、 CO_2 和 H_2 或其他一碳化合物产生甲烷。

2. 影响污水厌氧生物处理的主要因素

污水厌氧生物处理对环境要求是严格的。一般认为，污水厌氧生物处理的影响因素包括基础因素，如微生物量、营养比、混合状况、有机物负荷等和环境因素，如温度、pH、氧化还原电位、有毒物质的含量等。其中影响厌氧处理的主要因素有 pH、碳氮比、温度、阻抑物等。

pH 对厌氧发酵有较大的影响。产酸菌繁殖的倍增时间比甲烷菌短得多。若消化过程

被酸性发酵阶段所控制，则甲烷细菌必被酸性发酵产物等所抑制，平衡这两类细菌非常重要。消化过程的 pH 控制在 6.7~7.2 为宜。碳氮比的影响也是明显的，在高碳氮比值下进行发酵时，易造成产酸发酵优势。当 pH 降至 6 以下时，产气效果差，酸性气体超过 50%。到 pH 降至 5.5 以下时，会出现酸阻抑现象，发酵基本停止，影响有机物的分解。而在低碳氮比值下进行发酵时，则易造成腐解发酵，蛋白质分解、氨释放加快，使发酵 pH 上升至 8 以上，气体中的甲烷含量降低，大量氨随沼气一起排出、碳氮比宜控制在 (20:1) ~ (30:1) 范围内，能使发酵过程的产酸和释氨速度配合得当，酸碱中和使 pH 稳定。与好氧消化相同，温度对厌氧消化也相当重要，温度直接影响生化反应速度的快慢。起消化作用的微生物中，主要是嗜温性微生物和嗜热性微生物，它们的最适宜温度分别为 32~35℃ 和 49~54.5℃。采用较高温度进行消化是有利的，因为这可以缩短消化时间。45~60℃ 消化温度是最有利的。但由于热损失高，还产生臭味，实际上较少采用。比较适宜的温度约为 35℃，即中温消化。厌氧消化过程的阻抑物主要有重金属离子和阴离子。重金属离子对甲烷消化所起的阻抑作用有两个方面：与酶结合，产生变性物质；重金属离子及其碱性化合物的凝聚作用，使酶沉淀。而在阴离子抑制中，硫化物是抑制作用最大的阴离子，当其浓度超过 100mg/L 时，对甲烷细菌有显著的抑制作用。硫化物是硫酸根在硫酸还原菌作用下还原而生成的，因此，消化过程中硫酸根浓度不应超过 5000mg/L。

3. 厌氧生物处理工艺及设备

目前，主要的污水厌氧生物处理工艺和设备有：普通厌氧消化池、两相厌氧消化工艺、厌氧滤池、厌氧膨胀床和流化床、上流式厌氧污泥床 (UASB) 等。

(1) 普通厌氧消化池 普通厌氧消化池采用密闭的圆柱形，如图 3-4-10 所示。污水间歇或连续进入池中，消化后的污泥由消化池的底部排出，污水则从消化池上部排出，产生的沼气由顶部排出。池径一般从几米到几十米，柱体部分的高度约为池径的 1/2。底都呈圆锥形，以利于排泥。为保证良好的厌氧条件，便于收集沼气，保持温度，并减少池面的蒸发，消化池一般设有顶盖。消化池要进行搅拌，常用的搅拌方式有 3 种：① 机械搅拌；② 循环消化液搅拌，即在池内设射流器，池外设置的水泵将循环消化液经射流器重

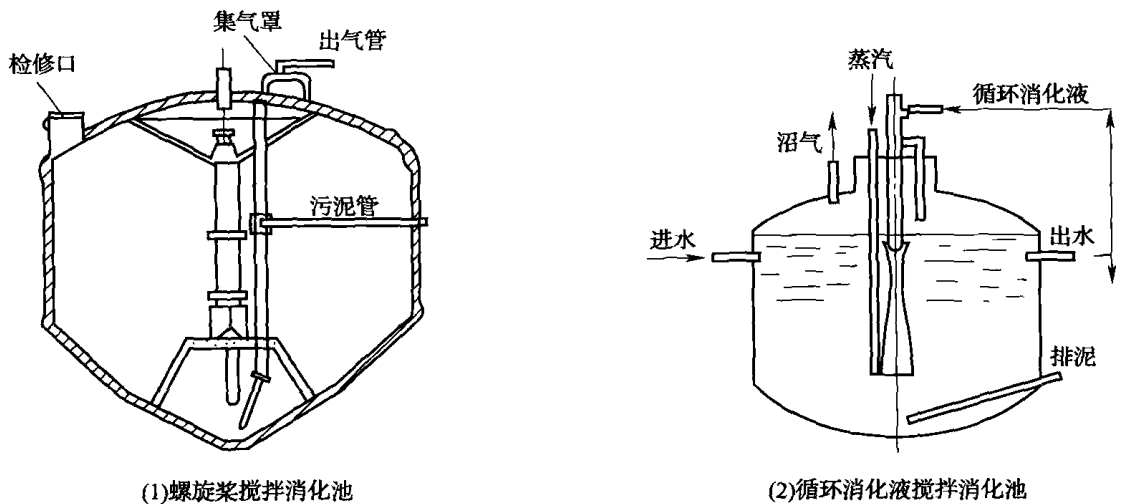


图 3-4-10 普通厌氧消化池

新打入消化池内，射流器喉管吸入的是消化产生的沼气；③ 沼气搅拌，即用压缩机将沼气从顶部抽出，再从池底充入，进行循环搅拌；进行中温和高温消化时，要对消化液进行加热，加热的方式有：在消化池安装热交换器；污水在进入消化池前先经热交换器预加热到一定温度；用热蒸汽直接在消化池进行加热。

由于各种新型厌氧生物反应工艺的出现，传统消化池的应用越来越少。但仍在城市污水处理厂污泥的稳定化处理；高浓度、难生物降解有机工业废水的处理；高悬浮物浓度有机废水的处理等场合有一定的应用。

(2) 两相厌氧消化工艺 两相厌氧消化工艺是根据厌氧消化过程产酸和产甲烷两阶段中起作用的微生物群在生理生化特性上的不同，采用两个独立的反应器串联运行。两相厌氧消化工艺由产酸反应器，或产酸相和产甲烷反应器，或产甲烷相组成。两个反应器中分别培养发酵菌和产甲烷菌，并控制不同的运行参数，使其分别满足两类不同细菌的最适宜生长条件，从而克服了普通厌氧消化池中两类微生物的平衡矛盾，提高了反应器的处理效率和能力。

两相厌氧消化工艺流程如图 3-4-11 所示。产酸反应器接受待处理的污水，其出水送至产甲烷反应器。两相厌氧消化工艺中的反应器可以采用完全混合反应器、升流式厌氧污泥床、厌氧滤池或其他反应器。两相所采用的反应器形式可以相同，也可以不同。两相厌氧消化工艺最本质的特征是相的分离，即在产酸相中保持产酸细菌的优势，在产甲烷相中保持产甲烷菌的优势，但要指出，两相的彻底分离是很难实现的，在产酸相或产甲烷相中，总还会有另一类细菌存在，只是不占优势而已。

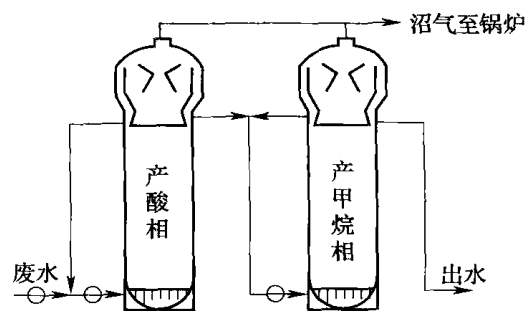


图 3-4-11 两相厌氧消化工艺流程

实现相分离的方法有：① 化学法，即投加选择性的抑制剂或调整氧化还原电位，抑制产甲烷菌在产酸相中生长，以实现两相分离；② 物理法，即采用选择性的半渗透膜使进入两个反应器的基质有显著的差异，以实现相的分离；③ 动力学控制法，即利用产酸细菌和产甲烷细菌在生长速率上的不同，控制两个反应器的水力停留时间，使生长速度慢、世代时期长的产甲烷菌不能存活在停留时间短的产酸相中。

两相厌氧消化工艺与单相厌氧消化工艺相比较具有优点：由于产酸反应器能在相当高的负荷下运行，两相厌氧工艺系统的有机负荷比单相厌氧消化工艺高得多；由于产甲烷反应器创造了符合产甲烷菌生长需要的最佳条件，产甲烷菌的活性大大提高；对于复杂的碳水化合物，其水解反应往往是厌氧消化过程的限速步骤，采用两相厌氧消化有利于提高其水解反应速率，因此提高厌氧消化效果；当污水中含硫酸根等抑制性物质时，其对产甲烷菌的影响将由于相的分离而减弱。

(3) 厌氧固定膜反应器 厌氧固定膜反应器又称厌氧滤池，如图 3-4-12 所示。厌氧滤池呈圆柱形，池内装放填料，用于厌氧微生物的附着生长，当污水通过填料层时，由于附着在填料表面的厌氧生物膜的作用，污水中的有机物被降解，并产生沼气，沼气从池顶部排出。滤池中，由于新陈代谢而脱落的生物膜随出水流出池外。污水从池底进入，从池上部排出，称升流式厌氧滤池，如图 3-4-12 (1) 所示；如污水从池上部进入，以降流的

形式流过填料层，从池底部排出，称降流式厌氧滤池，如图 3-4-12 (2) 所示。在厌氧生物滤池中，只有少部分的厌氧微生物以厌氧活性污泥的形式存在于污水中，而大部分是存在于生物膜中的。厌氧微生物总量沿池高度分布很不均匀，在池进水部位厌氧微生物总量高，相应的有机物去除速度快。

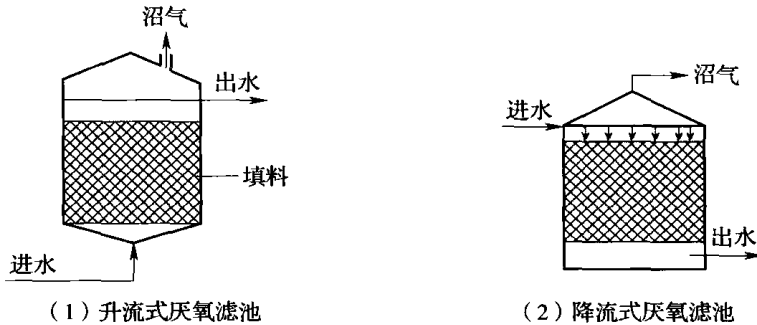


图 3-4-12 厌氧固定膜反应器

厌氧生物滤池的填料是厌氧生物滤池的主体，主要作用是提供微生物附着生长的表面。其应具有：高的比表面积；提供细菌附着生长所需的粗糙表面结构；有一定的机械强度和生物惰性；质轻、合适的形状、孔隙度和颗粒尺寸；价格较低。填料的比表面积和空隙率对设备的处理能力有较大影响。填料比表面积越大，可以承受的有机物负荷越高，空隙率越大，滤池的容积利用系数越高，堵塞减小。

厌氧生物滤池的特点是：由于填料为微生物附着生长提供了较大的表面积，滤池中的微生物持有量较高，生物膜停留时间长，因而可承受的有机容积负荷高，COD 容积负荷为 $2\sim 16\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，且耐冲击负荷能力强；污水与生物膜两相接触面大，强化了传质过程，因而有机物去除速度快；启动或停止后再启动比其他厌氧工艺法时间短；微生物以附着生长为主，不易流失，因此不需污泥回流和搅拌设备。

(4) 厌氧膨胀床及流化床反应器 厌氧膨胀床和流化床工艺流程如图 3-4-13 所示，床内填充细小的固体颗粒作为载体。常用的载体有石英砂、无烟煤、活性炭、陶粒和沸石等；粒径一般为 $0.2\sim 1\text{mm}$ 。污水从床底部流入，向上流动。床内常用循环泵将部分出水回流从而使填料层膨胀或流化。床内载体略有松动，但载体间仍保持互相接触的反应器称为膨胀床；上升流速增大到使载体可在床内自由运动而互不接触的反应器，则称为流化床。这两种厌氧反应器的主要特点为：载体的流态化使厌氧生物与被处理的载体充分接触；反应器负荷高，高径比大，可减少占地面积；由于形成的生物膜较薄，传质好，反应速度快，反应器的水力停留时间短；克服了厌氧生物滤池的堵塞问题；但载体流化耗能较大，系统的设计、运行要求高。

(5) 上流式厌氧流化床反应器 上流式厌氧流化床反应器简称 UASB 反应器，其工作原理如图 3-4-14 所示。

UASB 反应器的下部是污泥悬浮区和污泥床，上部设有气、固、液三相分离器。污水从反应器底部流入，上升流动至反应器顶部流出。混合液在沉淀区进行固液分离，污泥回流到污泥床区。UASB 反应器能在反应器内实现污泥颗粒化。颗粒化的污泥具有良好的沉降性能和很高的产甲烷活性。污泥颗粒化后，UASB 反应器具有很高的容积负荷。UASB

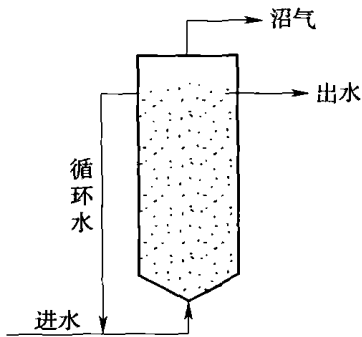


图 3-4-13 厌氧膨胀床和流化床工艺流程

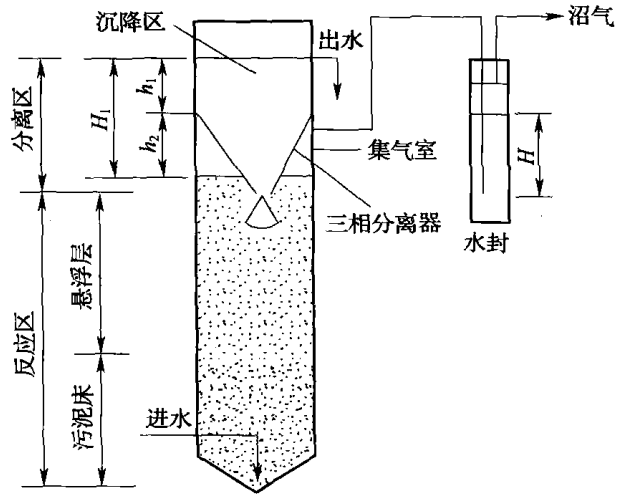


图 3-4-14 UASB 反应器工作原理图

反应器不仅适于处理高、中浓度的有机废水，也适用于处理如城市污水这样的低浓度有机废水。

UASB 反应器的构造如图 3-4-15 所示，既能进行生物反应，又能进行沉淀，结构紧凑。污水由配水系统从反应器底部进入，在反应区进行厌氧反应，再经气、固、液三相分离器后进入沉淀区；气、固、液分离后，沼气由气室收集；污泥由沉淀区沉淀后返回反应区；沉淀后的处理水从出水槽排出。UASB 反应器内上升水流和沼气产生的气流能满足搅拌的要求。

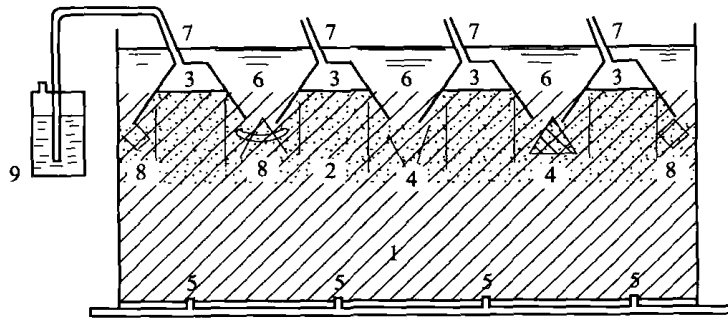


图 3-4-15 UASB 反应器的构造图

- 1—污泥床 2—悬浮污泥层 3—气室 4—气体挡板 5—配水系统
6—沉淀区 7—出水槽 8—集气罩 9—水封

三、污水的生物脱氮除磷

1. 污水中的氮、磷其危害性

污水中的氮以无机氮和有机氮形式存在。有机氮包括蛋白质、多肽、氨基酸和尿素等，主要来自生活污水、农业垃圾以及某些工业污水。无机氮可分为氨氮、硝态氮和亚硝态氮三种，其中一部分无机氮由有机氮经微生物分解转化而来，另外的无机氮来自于农田排放水和地表径流，以及某些工业废水。地表水和地下水中的磷通常以磷酸盐、聚磷酸盐

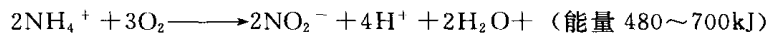
和有机磷的形式存在。生活污水中的磷主要以正磷酸盐离子、聚合磷酸盐或缩合磷酸盐以及有机磷的形式存在。有机磷化合物主要包括磷酸酯、亚磷酸酯、焦磷酸酯、次磷酸酯和磷酸酰胺等。不同种类的有机磷，其毒性相差很大。

氮或磷化合物是重要的营养物质，约有 25% 的氮和 19% 的磷可被微生物吸收用来合成细胞，但若水体中氮、磷含量过高，会加速水体的富营养化过程，使蓝藻、绿藻等大量繁殖并导致水体缺氧、水质恶化，致使鱼、虾等水生生物死亡。无机氮的两种主要毒害物质为硝酸盐和亚硝酸盐。如果饮用水中硝酸盐含量很高，人摄入过多的硝酸盐会导致亚硝酸根在血液系统中的积累，并妨碍血红蛋白氧的运输；另外，硝酸盐在人的胃内会转化成亚硝酸盐，进而转化成致癌的亚硝胺。

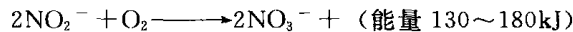
2. 污水生物脱氮

污水生物脱氮是用异养型微生物将污水中的含氮有机物氧化分解为氨氮，然后通过自养型硝化细菌将其转化为硝态氮，再经反硝化细菌将硝态氮还原为氮气的生物过程。

(1) 生物脱氮的原理 硝化作用指的是在有氧条件下，污水中氨氮被自养菌氧化为亚硝酸盐及硝酸盐的过程。用于硝化的自养菌包括硝化细菌和亚硝化细菌等。硝化作用包括两个阶段，首先是氨氮氧化成亚硝态氮，其次将亚硝态氮进一步氧化成硝态氮。亚硝化单胞菌、亚硝化球菌、亚硝化黏质菌以及亚硝化球菌胆菌等亚硝化细菌主要完成硝化作用的第一阶段。氨氮氧化过程可用以下方程表示：

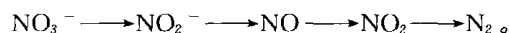


硝化菌、硝化球菌、硝化球菌以及硝化螺旋菌等硝化细菌完成硝化作用的第二阶段。亚硝态氮转变成硝态氮的体反应可以用下式表示：

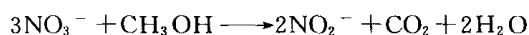


硝化作用过程中的细菌性质对污水处理有多方面影响：首先由于硝化细菌的生长速率比异养菌要慢，导致氧化单位氨的细胞产率较低，因此污水中有机物负荷不能太大，应与硝化细菌的生长速率相适应，否则细菌就会被冲失；其次，需要氧气的存在，以供硝化细菌转化 NH_4^+ 所需；另外，由于硝化过程中产生氢离子，导致硝化细菌处于酸性环境下，故需考虑合适的缓冲溶液调节系统。

反硝化作用指的是硝酸盐被微生物作为最终电子受体，通过生物异化还原转化成氮气，或通过生物同化还原转化为氨氮进入生物合成的过程。反硝化过程的产物在某种程度上取决于参与反硝化反应的微生物种类和环境因素，但唯一的产物可以认为是 N_2 。整个过程可表示为：



反硝化作用实质上是以硝酸盐和亚硝酸盐为电子受体的氧化还原反应。在氧含量很低或缺氧的条件下，以硝酸盐及亚硝酸盐为电子受体，通过微生物将硝态氮转化成亚硝态氮，并最终释放出氮气。由于污水处理系统中有许多兼生异养微生物能够将硝酸盐转化成氮气，所以在生物脱氮中，常用甲醇作为电子给体，具体反应如下所示：



反硝化作用的条件是：缺氧或氧的含量比较低，存在有机碳源、硝酸盐浓度不小于 2mg/L ，pH 应在 $6.5 \sim 7.5$ 之间。

(2) 微生物脱氮动力学 生物脱氮动力学是表征硝酸盐和有机物两者与微生物比增长率的关系。

在硝化过程中, 氨氮转化为亚硝酸盐是整个硝化过程的限速步骤, 亚硝酸盐一般不会积累, 所以可用表征亚硝酸菌的比增长速率与氨氮浓度关系的单底物模型来表示:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \rho_N}{K_N + \rho_N}$$

式中 μ, μ_{\max} ——分别为微生物比增长速率和最大比增长速率, d^{-1}

K_N ——有机物的饱和常数, mg/L

ρ_N ——有机物的浓度, mg/L

在反硝化过程中, 有机物和硝酸盐都是微生物生长率的限制因素, 因此, 可以用双底物模型来描述:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \rho \rho_N}{(K + \rho)(K_N + \rho_N)}$$

式中 μ, μ_{\max} ——分别为微生物比增长速率和最大比增长速率, d^{-1}

K, K_N ——分别为有机物和硝酸盐的饱和常数

ρ, ρ_N ——分别为有机物和硝酸盐的浓度, mg/L

(3) 生物脱氮工艺 在生物脱氮工艺中, 按活性污泥系统的级数来分, 生物脱氮工艺还可以分为单级活性污泥脱氮工艺和多级活性污泥脱氮工艺。

单级活性污泥脱氮工艺是将含碳有机物的氧化、硝化和反硝化在一个活性污泥系统中实现, 只有一个沉淀池, 间歇式序批反应器就是典型的将硝化和反硝化作用相结合的单级系统。

多级活性污泥脱氮工艺是单独进行硝化和反硝化的工艺系统, 它是传统的生物脱氮系统。生物脱氮工艺有多种不同形式, 但大都是传统生物脱氮和 A/O 两种基本脱氮工艺的改进, 以下主要介绍传统物脱氮工艺和 A/O 工艺。

图 3-4-16 所示为传统的三级生物脱氮工艺流程。该工艺将含碳有机物的去除和氨化、硝化及反硝化脱氮反应在三个反应器中独立进行, 并设置污泥回流系统, 脱氮过程需向脱氮反应器中投加甲醇等碳源。该工艺易于控制, BOD 去除和脱氮效果好, 但流程较长、运行费用高。图 3-4-17 所示的是将有机物的去除和硝化作用在一个反应器中进行的工艺。图 3-4-18 所示为将部分污水引入反硝化脱氮池以节省外碳源的改进工艺。由于污水中的碳源多为复杂的有机物, 使反硝化菌利用这些碳源进行脱氮反应的速率将有所下降, 故出水 BOD 去除效果略差。

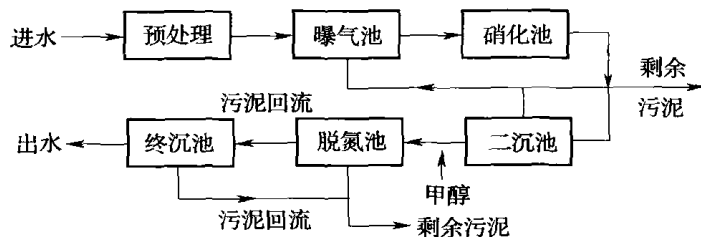


图 3-4-16 传统的三级生物脱氮工艺流程图

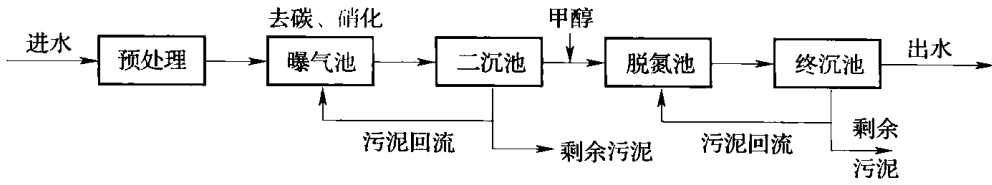


图 3-4-17 改进的三级生物脱氮工艺

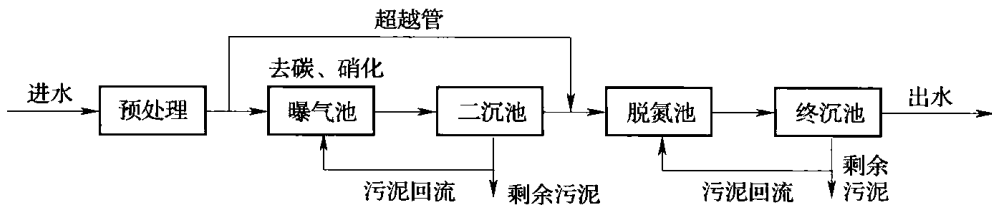


图 3-4-18 内碳源生物脱氮工艺

A/O 脱氮工艺流程如图 3-4-19 所示，是一种前置反硝化工艺。在该工艺中，污水先进入缺氧池，再进入好氧池，同时将好氧池的混合液与沉淀池的污泥回流到缺氧池。污泥和好氧池混合液的回流使缺氧池得到好氧池中硝化产生的硝酸盐。而污水和混合液直接进入，又为缺氧池反硝化提供了充足的碳源，使反硝化反应能够在缺氧池中得以进行，反硝化后的出水又可在好氧池中进行 BOD_5 的进一步降解和硝化。

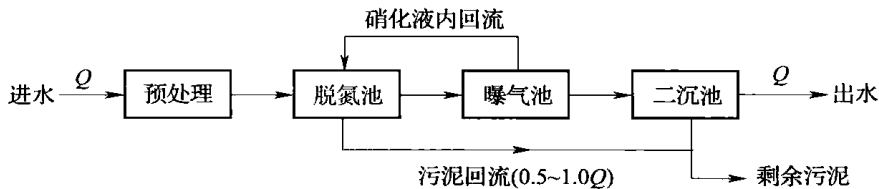


图 3-4-19 A/O 脱氮工艺流程图

A/O 工艺与传统的多级生物脱氮系统相比主要有如下优点：减少中间沉淀池，基建费用低，占地面积小；以污水中的有机物和内源代谢产物为碳源，节省了投加碳源的费用；好氧池在缺氧池后，可进一步去除残留的有机污染物，改善出水水质；由于反硝化消耗了一部分碳源有机物，减轻好氧池的有机负荷。

(4) 影响脱氮的因素 污水生物脱氮工艺中氮的脱除效果受到环境因素的影响，如溶解氧、温度、酸碱度、污泥龄以及碳源等都对脱氮效果有显著的影响。

溶解氧的浓度不仅影响硝化反应速率，而且影响其代谢产物。脱氮过程的硝化反应须为好氧条件下进行。当溶解氧的浓度低于 $0.5\sim 0.7\text{mg/L}$ 时，硝化反应将受到限制。在低溶解氧浓度条件下，亚硝化毛杆菌将产生大量 N_2O 等代谢产物。反硝化过程要在严格的缺氧条件下进行。当溶解氧含量过高时，氧不仅与硝酸盐竞争电子供体，还会抑制硝酸盐还原酶的合成和活性。温度对脱氮效果的影响也是显著的，硝化反应的最适温度为 $30\sim 35^\circ\text{C}$ 。当温度低于 5°C 时，硝化反应几乎停止。酸碱度是影响脱氮工艺运行的一个重要因素。虽然硝化过程消耗污水中的碱度使 pH 下降，而反硝化过程产生一定量的碱度使 pH 有所上升，但反硝化阶段所产生的碱度并不能弥补硝化阶段所消耗的碱度，从而导致

系统的 pH 将下降。硝化菌、亚硝化菌和反硝化菌的适宜 pH 分别为 6.0~7.5、7.0~8.5 和 7.0~7.5, 生物脱氮系统的 pH 一般要维持在 6.5~8.0 之间。当 pH 低于 6 或高于 9.6 时, 硝化反应停止。对于反硝化过程, pH 低于 6.5 或高于 9.0 时, 反应速率会很快下降。碳源 (C/N) 的影响: 反硝化过程动力学表明, 碳源种类不同影响反硝化速率。反硝化过程的碳源有三种: 能迅速生物降解的溶解性有机物, 如甲醇、乙醇和葡萄糖等; 生物降解速度慢的有机物, 如淀粉、蛋白质等; 还有细胞物质, 细菌能利用细胞成分进行内源反硝化。其中以第一类有机物为碳源, 反硝化速率最快; 以细胞物质为碳源, 反硝化速率最慢。另外, 在生物脱氮过程中, 污泥龄长能增加微生物的硝化能力, 减少有毒物质的抑制作用, 但也会降低污泥的活性。一般, 污泥龄应控制在 3~5d 以上, 最高可达 10~15d。混合液回流比对生物脱氮也有影响, 回流比增加, 氮的去除率也增加, 但是, 随着回流比的继续增加, 氮去除率的增加速率将减慢, 进一步提高处理效果的难度加大。因此, 选取合适的混合液回流比相当重要。此外, 在污水的生物脱氮处理过程中需对某些有毒、有害物质进行合理而必要的控制, 否则有机物浓度过高会使硝化过程中异养微生物浓度大大超过硝化菌的浓度, 以致后者不能获取足够的氧而影响硝化速率。一些重金属和无机物对硝化菌也有抑制作用, 如 Zn、Cu、Hg、Cr、Ni 等重金属, 以及 HCN、K₂CrO₄、硫氰酸盐、叠氮化钠等无机物。

3. 污水生物除磷

(1) 污水生物除磷的原理 生物除磷通常指的是在用活性污泥处理污水之后, 进一步利用微生物去除水体中磷的技术。该技术主要利用聚磷菌过量地、超出其生理需要地从污水中摄取磷, 并将其以聚合状态贮藏在体内, 形成高磷污泥而排出系统, 而实现污水除磷的目的。

聚磷菌是一种适应厌氧和好氧交替环境的优势菌群。在厌氧条件下, 聚磷菌生长受到抑制, 为了生长便释放出其细胞中的聚磷酸盐, 同时释放出能量。这些能量可用于利用污水中简单的溶解性有机基质时所需。在这种情况下, 聚磷菌表现为磷的释放, 即磷酸盐由聚磷菌体内向废水的转移。当转入好氧环境后, 聚磷菌的活力将得到充分的恢复, 并在充分利用基质的同时, 从污水中大量摄取溶解态的正磷酸盐, 在聚磷菌细胞内合成多聚磷酸盐, 并加以积累, 它不仅能大量吸收磷酸盐合成自身物质, 而且能逆浓度梯度地过量吸收磷合成多聚磷酸盐。这种对磷的积累作用大大超过了聚磷菌正常生长所需的磷量。污水生物除磷工艺中同时存在的发酵产酸菌, 能为其他的聚磷菌提供可利用的基质。

由此可见, 污水的生物除磷工艺过程中必须包括两个反应器: 一个是厌氧放磷; 另一个为好氧吸磷。污水生物处理中, 主要是将有机磷转化成正磷酸盐, 聚合磷酸盐也被水解成正盐形式。污水生物除磷工艺中的好氧吸磷和除磷过程是以厌氧放磷过程为前提的。在厌氧条件下, 聚磷菌体内的 ATP 水解, 释放出磷酸和能量, 形成 ADP:



经过厌氧处理的活性污泥, 在好氧条件下有很强的吸磷能力。在好氧条件下, 聚磷菌有氧呼吸, 不断地从外界摄取有机物, ADP 利用分解有机物所得的能量进行磷酸合成 ATP:



(2) 典型的除磷工艺 在污水生物除磷中, 厌氧释磷和好氧摄磷是生物除磷工艺的两

个基本组成部分，因此其污水生物除磷工艺流程一般包括厌氧池和好氧池。A/O 工艺是最基本的除磷工艺，其他工艺一般都是以 A/O 工艺为基础。

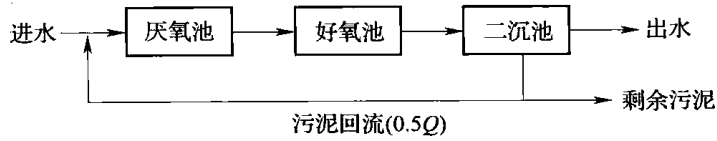


图 3-4-20 A/O 生物除磷工艺流程图

A/O 生物除磷工艺流程见图 3-4-20。A/O 系统由厌氧池、好氧池和二沉池构成，污水和污泥依次经厌氧和好氧交替循环流动。厌氧区 and 好氧区进一步划分为体积相同的框格，其中流态呈平推流式。回流污泥进入厌氧池可吸收去除一部分有机物，并释放出大量磷，进入好氧池的污水中有机物被好氧降解，同时污泥也将大量摄取污水中的磷，部分富磷污泥以剩余污泥的形式排出，实现磷的脱除。

A/O 工艺流程简单，基建和运行费用低。厌氧池在好氧池前，不仅有利于抑制丝状菌的生长，防止污泥膨胀，而且厌氧状态有利于聚磷菌的选择性增殖。厌氧区分格有利于改善污泥的沉淀性能，而好氧区分格所形成的平推流又有利于磷的吸收。

(3) 影响除磷的因素 在生物除磷中，有很多因素对除磷效率都有显著的影响，在运行过程中必须加以注意。溶解氧是生物除磷工艺中重要影响因素。厌氧段的厌氧条件十分重要，因为它会影响聚磷菌的释磷能力及其利用有机底物能力。氧的存在会促成非聚磷菌的需氧生长消耗有机底物，导致聚磷菌的生长受到抑制。基质种类也会影响除磷效率。聚磷菌对不同有机物的吸收是不同的，在脱磷系统的厌氧区，聚磷菌首先优先吸收分子质量较小的低级脂肪酸类物质，然后才吸收可迅速降解的有机物，最后再吸收复杂难降解的高分子有机基质。污水中所含有机物种类对磷的释放有很大影响。碳磷比 (C/P) 的影响：污水生物除磷工艺中各营养组分间的比例关系也是影响聚磷菌及其摄磷效果的一个不可忽视的方面。要提高脱磷系统的除磷效率，就要提高污水中挥发性脂肪酸在总有机底物中的比例，至少应提高可迅速降解有机基质的含量。此外，亚硝酸盐和硝酸盐浓度的影响也是明显的。亚硝酸盐浓度高低对除磷过程中缺氧放磷段有一定的影响。亚硝酸盐浓度较低对缺氧放磷过程无危害；但当亚硝酸盐的浓度高于 8mg/L 时，缺氧放磷被完全抑制，好氧吸磷也产生严重抑制。污泥龄的长短对污泥摄磷作用及剩余污泥的排放有直接的影响。泥龄越长，污泥含磷量越低，去除单位质量的磷需消耗的 BOD 较多；泥龄越短，污泥含磷量越高，污泥产磷量也越高。

四、污水生化处理的工程实例

(一) 酒精厂污水生化处理的工程实例

酒精污水是一种高浓度有机废水，其 COD 的质量浓度高达 80~100g/L，即使经固液分离后仍达 20~30g/L，是我国排放有机污染物浓度最高、造成水环境污染严重的第二大轻工污水。下面以某酒精厂污水生化处理为工程实例，讲述酒精污水生化处理的过程。

1. 酒精污水水质情况

酒精生产的污水主要来自蒸馏发酵成熟醪时粗馏塔底部排放的蒸馏残留物——酒精废醪（高浓度有机污水），以及生产过程中的洗涤水（中浓度有机污水）和冷却水。酒精废

醪是高浓度有机污水，其污染物主要包括：悬浮在污水中的固体不溶物、油脂、淀粉、胶；溶解在水中的糖、酸、碱、盐等。该酒精厂排出污水水量为 $6000\text{m}^3/\text{d}$ ，pH 为 3~4， COD_Cr 为 $35000\sim 40000\text{mg}/\text{L}$ ， BOD_5 为 $20000\sim 30000\text{mg}/\text{L}$ ，温度为 $55\sim 65^\circ\text{C}$ ，SS 为 $2000\sim 3000\text{mg}/\text{L}$ 。

2. 污水处理工艺

该酒精厂综合考虑，采用厌氧和好氧为主导技术路线。厌氧以 MIC 为主，好氧以氧化沟为主。MIC 厌氧反应器是根据 IC 反应器原理，同时针对 IC 反应器存在的一些问题，研究开发的一种高效的多级内循环厌氧反应器。酒糟清液处理的工艺路线见图 3-4-21。

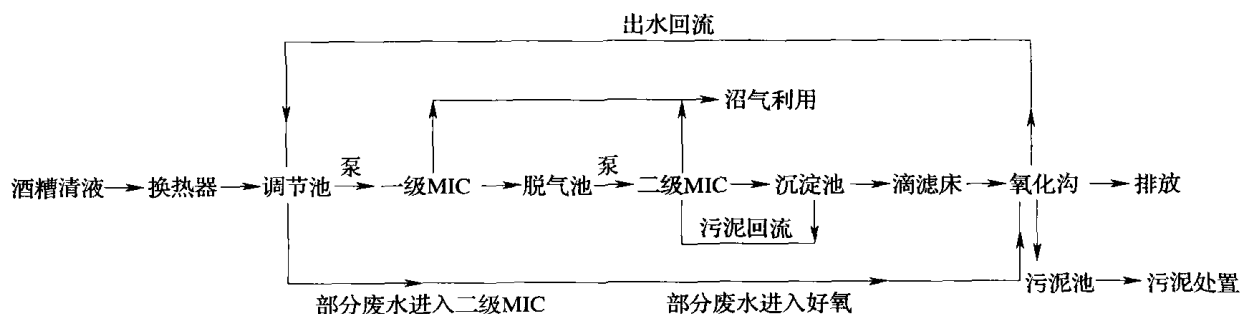


图 3-4-21 酒糟清液处理的工艺路线图

酒糟清液在调节池前用板式换热器和出水回流来冷却，保证整个系统运行所需的水温和碱度，同时补充营养。厌氧调节池水泵入一级 MIC 厌氧反应器，进水温度在 $35\sim 39^\circ\text{C}$ ，除去污水中大部分有机物，出水没有经过污泥分离，而是直接进入脱气池。在脱气池中将 CO_2 等气体分离，并为二级 MIC 厌氧反应器提供缓冲。二级 MIC 厌氧反应器进一步降解污水中的有机物，使之转化沼气，出水沉淀后进入滴滤床，降低污水的温度和有机物，出水进入氧化沟处理后达标排放。

3. 构筑设计说明

(1) 预处理 污水首先通过预处理以去除固体物质、调节水温和水质，预处理主要包括板式换热器、调节池，经预处理后污水水温降至 37°C 左右，达到中温厌氧发酵所需的要求，同时保证处理系统运行的稳定性。

(2) 厌氧处理系统 工艺采用两级厌氧 (MIC) 处理，这是为了确保厌氧出水及沼气产率，减轻好氧负荷，第一级厌氧进行高负荷运行，再经脱气后进第二级厌氧，可将厌氧处理部分的有机物尽可能处理，减轻好氧负荷，同时降低了处理成本并回收更多的沼气。为确保每级反应器内高活性菌群的高效运行，在一级厌氧反应器后设置污泥选择器筛选出优良菌种维持反应器内高浓度的生物量。一级 MIC 厌氧反应器有机负荷为 $15\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，COD 去除率为 85%。二级 MIC 厌氧反应器有机负荷为 $4\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，COD 去除率为 65%。

(3) 好氧处理系统 二级厌氧的出水直接进入一级好氧系统——滴滤床，可以冷却污水，并回流到厌氧调节罐中辅助降温，既像一个冷却塔又像一个预曝气塔，由于滴滤床本身有回流，不会有大量的气味产生，降低二级好氧的水温，以提高氧气利用率。

沼气利用：厌氧产生的沼气约为 $12 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。沼气除水脱硫，然后利用。

(4) 污泥处置 厌氧污泥的产量很低, 所产的污泥大部分留在反应器内, 少部分在沉淀池沉淀, 极少部分进入好氧系统中。好氧污泥经浓缩后用板框压滤机脱水, 干污泥可利用。

4. 工艺的运行情况

(1) MIC 反应器的运行 MIC 反应器接种污泥为城市污水处理厂的厌氧消化污泥。先用冷却污水与工艺污水混合进行启动, 恢复污泥的活性, 启动时间 15d 左右。然后, 逐步配入工艺污水, 并采用出水回流进行驯化, 驯化时间 60d。在正常运行期间, 工艺污水与好氧的出水作为 MIC 反应器的进水, 水温稳定控制在 $35\sim 37^{\circ}\text{C}$, 有机负荷基本控制在 $15\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右, COD 去除效率保持在 88% 左右, MIC 的出水在 $1200\sim 1500\text{mgCOD}/\text{L}$ 。

(2) 氧化沟的运行 运行中把工艺污水与厌氧出水混合与单独好氧处理厌氧出水相比, COD 去除率提高, 这样可以改善污水的可生化性能, 又能使 MIC 反应器维持较稳定的负荷水平下充分发挥氧化沟的作用, 氧化沟有机负荷为 $0.6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, COD 去除率为 90% 以上。

(3) 整个污水处理系统运行 MIC 系统的 COD 去除率为 97.1%, 好氧系统的 COD 去除率为 93.6%, 整个废水系统的总 COD 去除率为 99.7%, 去除的污染量为 $288.6\text{tCOD}/\text{d}$, 同时污水处理系统具有较强的耐冲击能力。

(二) 啤酒厂污水生化处理的工程实例

在啤酒生产过程中, 制麦、糖化、发酵、罐装等工序都产生污水, 且污水排放量及污染物浓度波动很大。发酵工艺产生的污水, 其生物降解速率较为缓慢, 降解时间不足, 出水很难达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 的一级标准, 甚至不能达到二级标准。下面以石家庄某啤酒厂的“水解酸化-生物接触氧化”处理啤酒废水工艺为例, 讲述啤酒厂的污水生化处理。

1. 污水水质情况

啤酒污水包括: 高浓度污水, 如糖化车间的刷罐水、麦糟水, 发酵车间的发酵罐洗涤水、洗酵母水, COD 为 $4000\sim 10000\text{mg}/\text{L}$ 。低浓度废水, 如制麦车间的浸麦水、刷罐水、冲洗水, 罐装车间的各种洗涤水、洗瓶、洗桶水等, COD 为 $300\sim 1000\text{mg}/\text{L}$ 。综合污水量 $2000\text{m}^3/\text{d}$, pH 为 $8\sim 10$, SS 为 $500\text{mg}/\text{L}$, COD 为 $2000\text{mg}/\text{L}$, BOD 为 $1200\text{mg}/\text{L}$ 。

2. 工艺流程

目前, 国内处理啤酒污水的主要工艺有: 全好氧生化处理; 厌氧+好氧生化处理; 水解+好氧(H/O)处理工艺。石家庄某啤酒厂污水处理采用的工艺为“水解酸化-生物接触氧化”(H/O)。各车间污水经排水管道排入格栅池, 经两道格栅除去污水中的较大漂浮物等机械杂质后进入调节池, 调节污水水量、水质, 并调节污水的 pH, 使污水较均衡的进入后续处理单元, 减小对生化处理的冲击负荷; 然后由污水提升泵提升并经计量后送入水解酸化池, 在微氧状态进行水解生化处理, 经一沉池进行泥水分离, 然后进入接触氧化池进行好氧生化处理, 再经二沉池沉淀后, 上清液即可达标排放。两个沉淀池的剩余污泥先排入污泥池, 再由污泥提升泵打入污泥浓缩池进行浓缩, 以减小污泥处理量, 浓缩后的污泥用浓浆泵打入板框压滤机脱水。泥饼是很好的有机肥料, 无毒害, 可直接用于肥田; 也可视同一般工业垃圾处置。工艺流程见图 3-4-22。

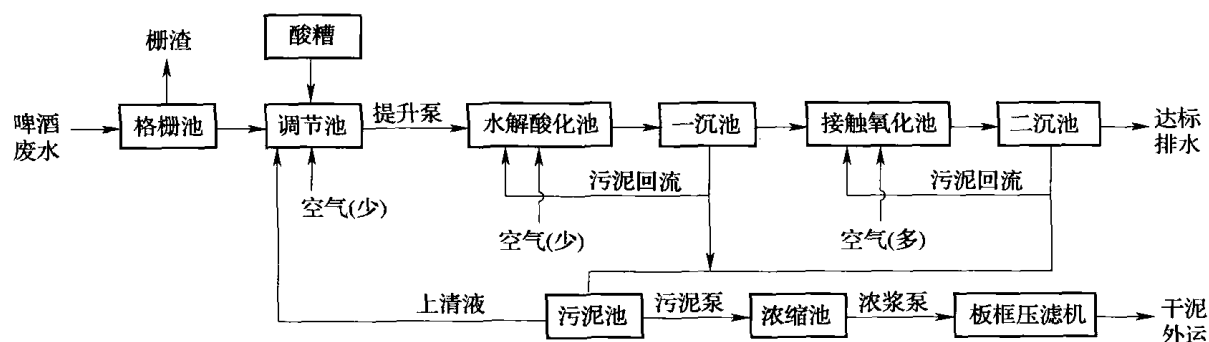


图 3-4-22 啤酒厂污水生化处理工艺流程图

3. 主要构筑物设计参数及处理效果

格栅池：内置粗、细两道人工清渣格栅，用于去除污水中的机械杂质，防止堵塞水泵及管道。

污水调节池：钢砼全地下，分为两格。由于污水排放的随机性，污水水量及水质变化较大，设置该池可均衡水质、水量。水力停留时间为 6h。

(1) **水解酸化池** 钢砼半地上。该池的作用是水解有机污染物；可溶化有机污染物，即非溶解性有机物转化为溶解性有机物；使难以生物降解有机物转化为易生物降解物质，提高污水的可生化性，为后续好氧处理创造有利的生化条件；部分削减污水的 COD 值。COD 容积负荷为 $2.5\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，水力停留时间为 9.7h，COD 去除率可达到 50%。

一沉池：钢砼半地上，为斜管沉淀池。分离水解酸化池出水带出的生物污泥。表面负荷为 $1.24\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

(2) **接触氧化池** 该池的作用是通过好氧微生物彻底降解有机物。COD 容积负荷为 $2\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，水力停留时间为 12h，COD 去除率 80%。

二沉池：钢砼半地上，为斜管沉淀池。分离接触氧化池出水带出的生物污泥。表面负荷为 $1.24\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

(3) **污泥池** 收集两个沉淀池排出的污泥。

(4) **污泥浓缩池** 浓缩污泥，减少污泥处理量。

水解酸化工艺具有较高的容积负荷，因此污泥含量较高，如不加分离而全部带入接触氧化池，将增加处理负荷，增加需氧量，相应的要增加池容和动力消耗。因此设一沉池是必要的。由于采用“水解酸化-接触氧化”处理工艺相应的污泥产量较少，只有全好氧工艺的 30%。短期内基本上不需要排泥及启用污泥脱水机。给水解酸化池适量地供气，可抑制恶臭的生成，并可提高 COD 的去除率。采用水解工艺弥补了传统活性污泥法的不足而且经过水解酸化使得复杂的大分子有机物被细菌生化酶水解成小分子溶解性有机物，同时细菌对有机物可进行显著的吸附，提高了污水的可生化性，污染物去除率明显提高。

4. “水解酸化-生物接触氧化”污水处理工艺的优点

有机污水在好氧生化处理前，先经生物水解处理（即厌氧的第一阶段和部分第二阶段），可使大分子有机污染物小分子化、非溶性有机物水解为可溶性物质、使难生物降解物质转化为易生物降解物质，提高污水的可生化性，为后续好氧处理创造良好的生化条

件,因而提高 COD、BOD 去除率。水解酸化是在缺氧条件下进行的,它不需要鼓风曝气,可减少臭气的产生,而少量的鼓气起搅拌和控制作用,因而采用该工艺可节省能耗。采用膜法水解工艺,由于生物量大,容积负荷高,能适应 COD 负荷变化,使水解工艺能承受较高 COD 冲击负荷。水解工艺具有污泥消化功能,因而产泥量少,节省污泥处理系统的投资。

(三) 氨基酸污水生化处理的工程实例

氨基酸生产过程产生大量的污水,这些污水对环境造成严重的影响,必须对其进行处理。下面以福建某谷氨酸生产厂污水生化处理工程为例,讲述氨基酸生产厂污水的生化治理。

1. 污水水质分析

该厂日产生污水约 1500m³,其中上柱后母液 500m³,洗柱水约 500m³,洗米水及糖化冲洗水约 500m³,所有污水混合后 COD 平均约 11000mg/L, NH₃-N 平均约 7000mg/L, SO₄²⁻ 平均约 6000mg/L, SS 约 4000mg/L。谷氨酸生产过程产生的废水成分复杂,同时各种废水排放时间不同,排放量不同, COD、pH、水温有高有低。

2. 工艺流程

氨基酸污水生化处理的工艺流程如图 3-4-23 所示。

谷氨酸生产中的各种污水进入集污调节池,经沉淀后再流入均化池。污水在均化池内经混合,调节均质后加入絮凝剂、助凝剂、石灰水充分混合后由提升泵打入固液分离氧化塔中进行絮凝和沉淀,沉淀浓浆排入浓缩塔,经浓缩后转入离交尾液收集罐进行絮凝提取蛋白,上清液经流入氧化预曝池,并经泵提升至射流曝气塔充分曝气,再自流入生物射流曝气塔,塔内水经过充氧曝气及生物繁衍,净化后的水流入二沉池,在二沉池内生物活性污泥与上清液进行分离。生物在生物射流曝气塔与二沉池之间循环流动,二沉池的上清液经精滤池过滤后排放,多余生物污泥也回流入浓缩塔。

3. 工艺设施、设备

(1) 均化池 由于污水量及排入污水中杂质的不均匀性,使污水的流量、水温及污染物浓度变化很大,为使设施正常工作,不受污水流量、水温及浓度变化的影响,均化池以整个池容量来混合流入污水,使污水充分置换,以此来调节水质、水量、pH。

固液分离氧化塔:固液分离氧化塔主要作用是使污水与加入的絮凝剂、助凝剂、石灰水充分混合,同时进行絮凝和沉淀,并进行固液分离、跌落氧化以沉降污水中的悬浮物和氧化质换来达到去除 COD 的目的。

(2) 氧化预曝池 该池主要是对分离后的污水与射流曝气塔之间起过渡作用,同时让污水与空气

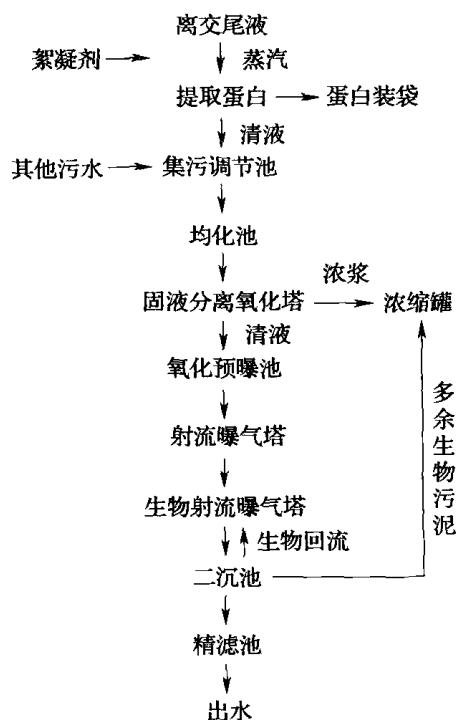


图 3-4-23 氨基酸污水生化处理工艺流程图

充分接触，并利用自然光合作用去除 COD、NH₃-N。

射流曝气塔：由于后级生化系统的去除率与其进水水质密切相关，进水水质的好坏直接影响后级生化的去除效果，为保证出水达标排放，故设置该系统，通过射流器的独特功能如解聚、吸附、破膜、氧溶于水，达到去除 COD、NH₃-N 的。

(3) **生物射流曝气塔** 该塔为高效生化处理装置，它的构造由进水回流堰、导流筒、溢流堰、七节射流器、离心泵等组成。由射流曝气塔进水与二沉池底部回流的活性污泥同时进入生物射流曝气塔，形成混合液，在塔的作用下，混合液得到足够的溶解氧并使活性污泥与污水充分接触，污水中的污染物为活性污泥所降解并为存活在活性污泥上的微生物群体所吸附，使污水得到净化。在此，通过七节高压射流器在喉管处的能量交换，抽吸的气体得到充分切削混合以取得氧气，用来强化和维持生物的活动，以促进对污水中溶解的胶体的有机物进行净化。

(4) **二沉池** 在活性污泥法中，生物是以悬浮状态存在于水中，比较容易凝聚，可以在二沉池中同污水中其他物质一起沉淀下来。在二沉池内，活性污泥与水分离，后经精滤槽达标排出。活性污泥在二沉池进行沉淀与生物射流曝气塔循环回流。由于活性污泥的不断繁衍、增长，多余活性污泥回流至生化池再利用。

(5) **精滤槽** 该池一是作填料用，对出水进一步精滤，达到更佳水质标准；二是作监测出水口用。

(6) **浓缩塔** 浓缩来自固液分离氧化塔的沉淀物。沉淀物靠自压排入该塔，经投加浓缩剂在塔内静止沉淀后，或排入带式压滤机压滤脱水或直接装袋脱水均可。此渣无毒无害，均属菌体蛋白和少量硫酸钙，可作饲料用。

该生化处理选用好氧活性污泥法。污水中的溶解性有机物通过细菌的细胞膜而为细菌所吸收，固体和胶体的有机物先附着在细菌体外，由细菌所分泌的胞外酶分解为溶解性物质，再渗入细菌细胞。细菌通过自身的生命活动，把大部分被吸收的有机物氧化分解，并释出细菌生长、活动所需要的能量。细菌还把另一部分有机物转化为生物体所必需的营养源，组成新的原生质或细胞物质。在选用活性污泥法处理有机污水中，几乎所有的有机污染物都能有效地被相应的微生物氧化分解。选用活性污泥法处理污水的优点，一是去除污水中溶解的和胶体的有机物质的效率高；二是与化学法相比，成本低；三是出水水质好，无二次污染，可以达到国家排放标准；四是污水排入受纳水体后还起一定的治理作用；五是污泥沉降性能好，有利于进一步脱水。

生物射流曝气塔是该污水生化处理工艺的关键。该系统具有占地少、耗能低、氧的转化率高、转化速度快等优点。并具有调温消沫装置，使生物不仅可抗高温耐高寒，且易沉降。由该系统培养、驯化的生物，具有抗冲击负荷、抗污泥中毒等特点。

第四节 固体废物处理

一、堆肥处理

(一) 堆肥的定义与原理

堆肥化是指利用自然界中广泛存在的细菌、放线菌、真菌等微生物，通过人为的调节

和控制, 促进可生物降解的有机物向稳定的腐殖质转化的生物化学过程。根据堆肥微生物生长对氧气要求的差异, 可以将堆肥化分为好氧堆肥和厌氧堆肥两种。

好氧堆肥是在有氧气存在的条件下, 以好氧微生物为主降解有机质, 高温杀死其中的病菌及杂草种子, 从而使固体有机废弃物达到稳定化。由于好氧堆肥堆体温度高 (一般在 $50\sim 65^{\circ}\text{C}$), 故又称为高温好氧堆肥。在堆肥化过程中, 有机废物中的可溶性物质可透过微生物的细胞壁与细胞膜被微生物直接吸收, 而不溶性的胶体有机物, 先被吸附在微生物体外, 依靠微生物分泌的胞外酶分解为可溶性物质, 再渗入细胞。其基本原理示意图 3-4-24。

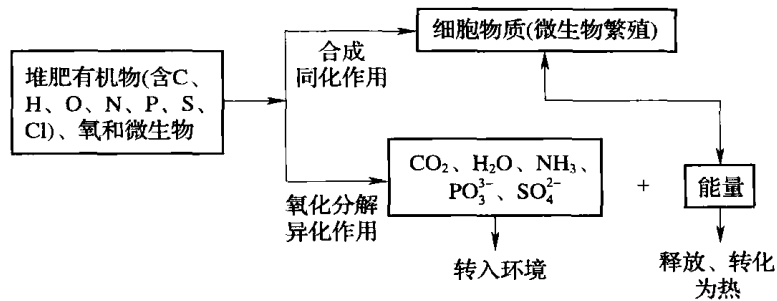


图 3-4-24 好氧堆肥基本原理示意图

厌氧堆肥化是在无氧条件下, 厌氧微生物对废物中的有机物进行分解转化的过程。通常所说的堆肥化一般是指好氧堆肥化, 这是因为厌氧微生物对有机物分解速度缓慢, 处理效率低, 容易产生恶臭, 其工艺条件也较难控制, 因此利用较少; 而好氧堆肥中, 堆肥微生物活性强, 有机物分解速度快, 降解更彻底, 且堆肥温度较高, 能够杀死固体废物中的病原菌、寄生虫 (卵) 等, 提高堆肥的安全性能。

堆肥过程大致可分以下几个阶段。堆肥初期常温细菌 (或称中温菌) 分解有机物中易分解的糖类、淀粉和蛋白质等产生能量, 使堆层温度迅速上升, 称为升温阶段。但当温度超过 50°C 时, 常温菌受到抑制, 活性逐渐降低, 呈孢子状态或死亡, 此时嗜热性微生物逐渐代替了常温性微生物的活动, 有机物中易分解的有机质除继续被分解外, 大分子的半纤维素、纤维素等也开始分解, 温度可高达 $60\sim 70^{\circ}\text{C}$, 称为高温阶段。温度超过 70°C 时, 大多数嗜热性微生物已不适宜, 微生物大量死亡或进入休眠状态, 堆肥过程在高温持续一段时间后, 易分解的或较易分解的有机物已大部分分解, 剩下的是难分解的有机物和新形成的腐殖质。此时, 微生物活动减弱, 产生的热量减少, 温度逐渐下降, 常温微生物又成为优势菌种, 残余物质进一步分解, 堆肥进入降温和腐熟阶段。

(二) 堆肥的原料

(1) 纤维木质素类废弃物 农业秸秆、林业废弃物、糠壳、甘蔗渣、芦苇渣、野草等。

(2) 市政废弃物 生活垃圾、下水污泥等。

(3) 厨余物与畜禽粪便。

(三) 堆肥系统与发酵装置

(1) 条垛式堆肥 条垛式堆肥是将原料简单堆积成窄长条垛, 在好氧条件下进行分

解。条垛式系统定期使用机械或人工进行翻堆的方法通风，有时还考虑强制通风，常采用抽气的方法进行。

条垛式堆肥系统设备简单，投资成本较低；填充剂易于筛分回用；产品腐熟度高、稳定性好。但占地面积大，腐熟周期长；需要大量的翻堆机械和人力；产生强烈的臭味和大量的病原菌；受天气的影响严重；为了保持良好的通风，条垛式系统需要相对比例大的填充剂。

强制通风静态垛系统：该系统不进行物料的翻堆，是通过风机和埋在地下的通风管道进行强制通风供氧的系统。通风不仅为微生物分解有机物供氧，同时也去除二氧化碳和氨气等气体，并蒸发水分使堆体散热，保持适宜的温度。

该系统设备费用低，易于控制温度和通气情况；产品的稳定性较好，且能更有效地杀灭病原菌和控制臭味；堆腐时间相对较短，一般为2~3周；占地面积相对较小。但由于堆肥是露天进行的，因此易受气候条件的影响。加盖大棚可以解决这个问题，但同时也会加大投资。

(2) 发酵仓系统 发酵仓系统是使物料在部分或全部封闭的容器内，控制通风和水分条件，使物料进行生物降解和转化。堆肥发酵的装置种类繁多，主要区别在于结构形式及搅拌装置的不同，大多数搅拌装置兼有运送物料的作用。各类发酵装置分类如图3-4-25所示。



图 3-4-25 各类发酵装置分类图

① 多段竖炉式发酵塔：如图3-4-26所示，多段竖炉式发酵塔是立式多段发酵设备之一，是指整个立式设备被水平分隔成多段，通常由5~8段组成。物料在各段上堆积发酵，靠重力从上段往下段移动。堆肥物料由塔顶进入塔内，在最上段靠内拨旋转搅

拌耙子的作用，边搅拌边向中心移动，从中央落下口下落到第二段；在第二段的物料则靠外拨旋转搅拌耙子的作用从中心向外移动，从周边的落下口下落到第三段，以下依次类推。立式堆肥发酵塔通常为密闭结构，可从各段之间强制鼓风送气，也可靠排气管的抽力自然通风。塔内温度分布从上层到下层逐渐升高，前二、三段主要是物料受热到中温阶段，嗜温菌起主要作用。第四、五段后已进入高温发酵阶段，嗜热菌起主要作用。塔内每段上堆料可被搅拌器耙成垄沟形，可增加表面积，提高通风供氧效果，促进微生物氧化分解活动。一般发酵周期为5~8d，可添加特殊菌种作为发酵促进剂，使堆肥发酵时间缩短到2~5d。这种发酵仓的优点在于搅拌充分，但旋转轴扭矩大，设备费用和动力费用都比较高。

② 立式多段移动床式发酵仓：如图3-4-27所示，仓内发酵物的翻倒及输送靠油压或气压驱动，各段物料水平移动，在移至每层端部处漏泄至下一段。利用耙装置，使落下的发酵物均匀铺开，维持一定的厚度，产品堆肥最后由排料输送带排出仓外。

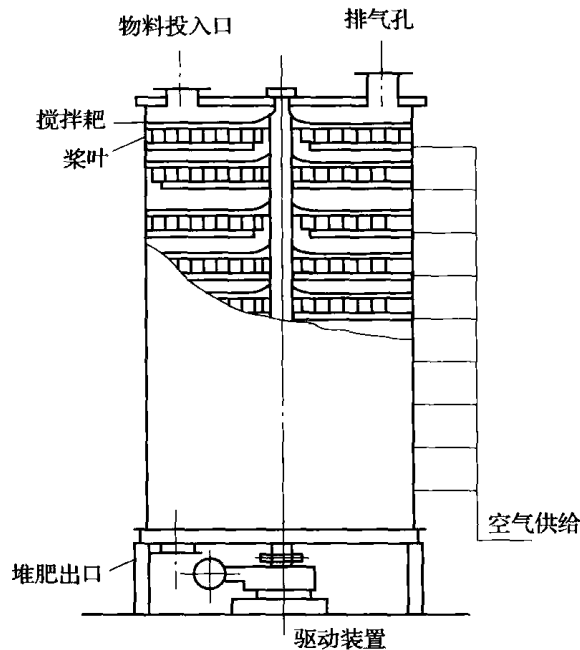


图 3-4-26 多段竖炉式发酵塔

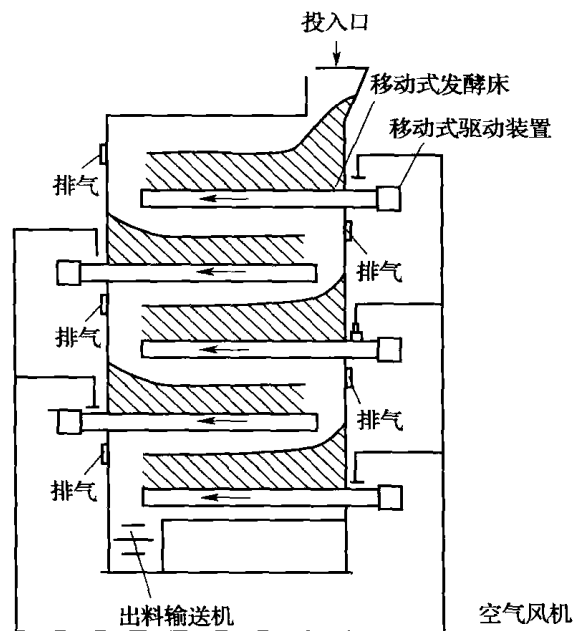


图 3-4-27 立式多段移动床式发酵槽

③ 立式多段降落门式发酵仓：如图3-4-28所示，立式多段降落门式发酵仓的上部有配料输送带，仓内发酵物的翻到和输送，靠设置在各段的降落门。降落门是能开成90°回转的门。它们的闭合由油压通过连接系统操纵，每一段的门打开时，发酵物落到下一段。物料由上部的配料输送带均匀投入，物料在发酵过程中，通过每周开启降落门2~3次，使物料逐层向下移动。成品堆肥最后由底部排出发酵仓。发酵仓内各段的发酵物堆积高度是1m左右，送气排气各段交互进行。

④ 立式多层滚轮发酵仓：如图3-4-29所示，立式多层滚轮发酵仓由滚轮隔开各层，物料的翻动、输送亦由滚轮完成。当滚轮旋转时，物料落入下一层，经二层发酵成熟的堆肥制品由底部排出。空气分层送入，排气由第二层发酵仓的空间排出，槽内发酵室的物料堆积高度2~2.5m。

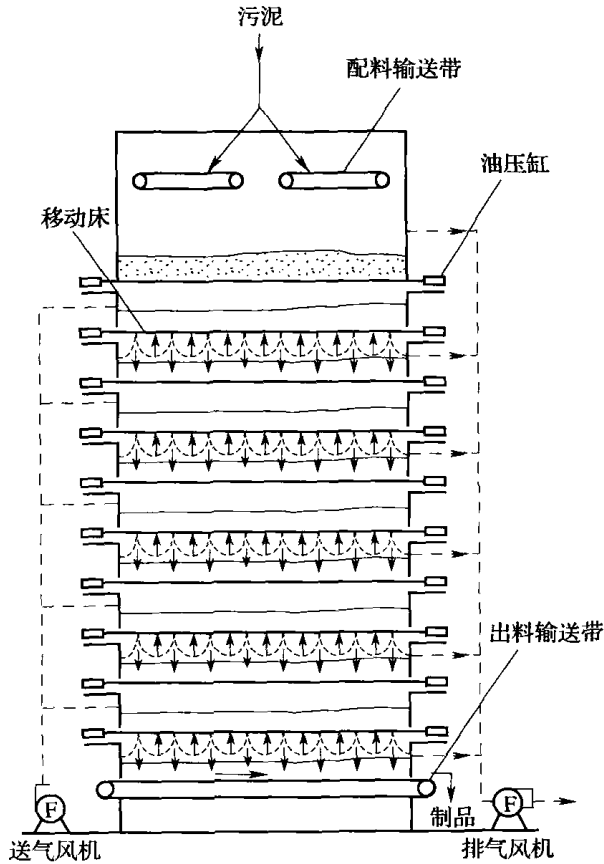


图 3-4-28 立式多段降落门式发酵槽

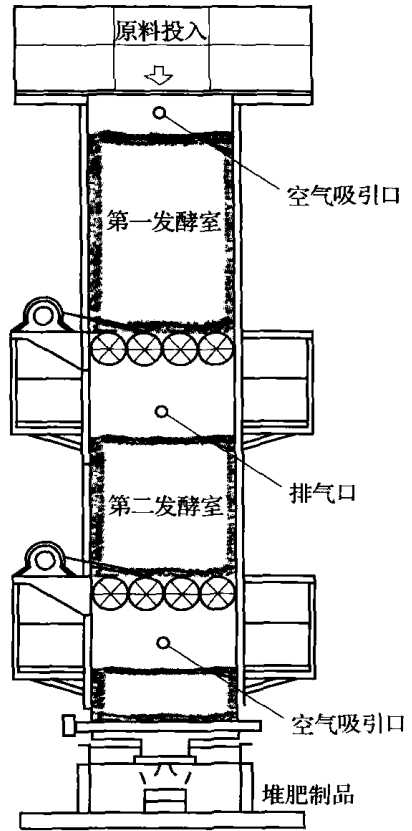


图 3-4-29 立式多层滚轮发酵仓

⑤ 卧式堆肥发酵滚筒 (达诺式, Dano): 这种发酵滚筒在世界上使用相当广泛, 如图 3-4-30 所示。它之所以有较强的生命力, 是因为它结构简单, 可以采用较大粒度的物料, 使预处理设备简单化。该发酵滚筒在水平方向上呈倾斜放置, 物料靠旋转板的拨动沿旋转方向提升, 同时借助自身重量落下。通过如此反复升落, 废物被均匀地翻倒与供入的空气充分接触, 并通过微生物的作用进行发酵。达诺滚筒的主要参数: 直径为 2.5~4.5m, 长 20~40m; 旋转速度 0.2~3r/min; 筒填充率应小于 80%; 发酵周期 36~48h, 全程发酵则 2~5d。达诺滚筒的生产效率相当高, 世界上经济发达国家常采用它与立式发酵塔组合应用, 高速完成发酵任务, 实现自动化大生产。

⑥ 筒仓式堆肥发酵仓: 筒仓式堆肥发酵仓为单层圆筒状, 如图 3-4-31 (1) 所示。发酵仓深度一般为 4~5m, 大多采用钢筋混凝土构成。发酵仓内供氧均采用高压离心风机强制供气, 以维持仓内堆肥好氧发酵, 空气从仓底进入发酵仓。经预处理工序分选破碎的物料被输料机传送至仓顶, 然后由布料机均匀地向池内布料, 位于旋转层的螺旋钻以公转和自转来搅拌池内废物, 防止形成沟槽。经过 6~12d 的好氧发酵, 初步腐熟的堆肥从仓底通过出料机出料。两排发酵仓中间设有出料皮带通道, 出料时螺杆由两排仓的外侧向中间出料, 通过两条皮带机送往中间处理, 中间通道设排水口对发酵仓内出料后渗出的水收集回用而使通道保持干燥, 有利于出料皮带机的工作和养护。

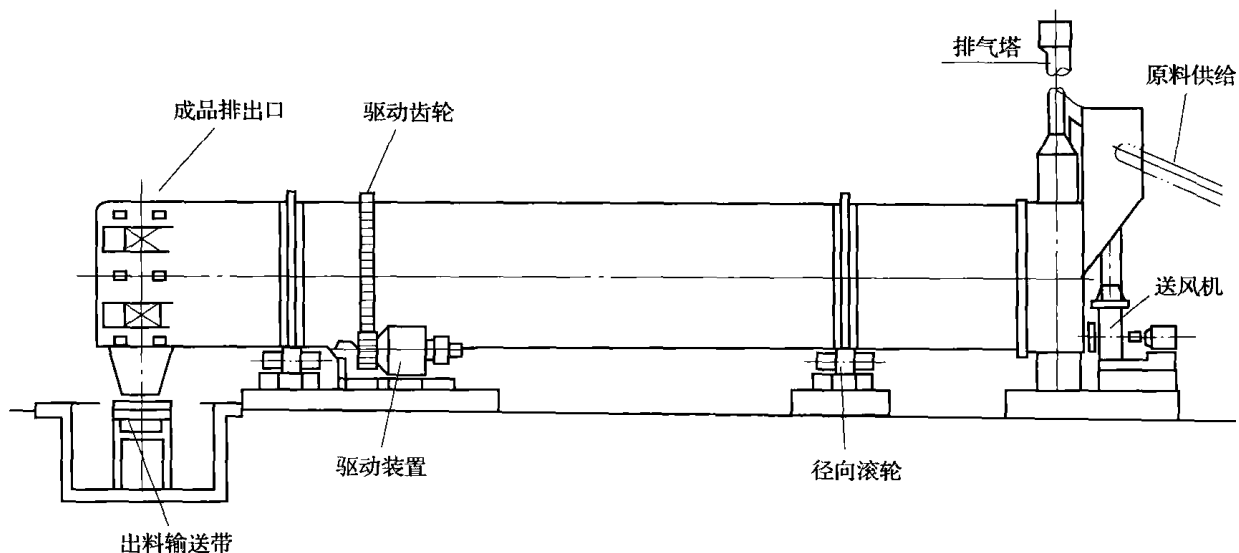


图 3-4-30 卧式堆肥发酵滚筒

⑦ 螺旋搅拌式发酵仓：螺旋搅拌式发酵仓是动态筒式发酵仓的一种形式，如图 3-4-31 (2)所示。经预处理工序分选破碎的废物被运输机送到仓中心上方，靠设在发酵仓上部与天桥一起旋转的输送带向仓壁内侧均匀地加料，用吊装在天桥下部之多个螺丝钻头来旋转搅拌，使原料边混和边渗入到正在发酵的物料层内。由于这种混合、掺入，使原料迅速升到 45℃而快速发酵，即使原料的水分高到 70%左右，其水分也能向正在发酵物料中传递而使发酵正常进行。此外，即使原料的臭味很强烈，因为被大量正在发酵物料淹没，不至于散发恶臭。

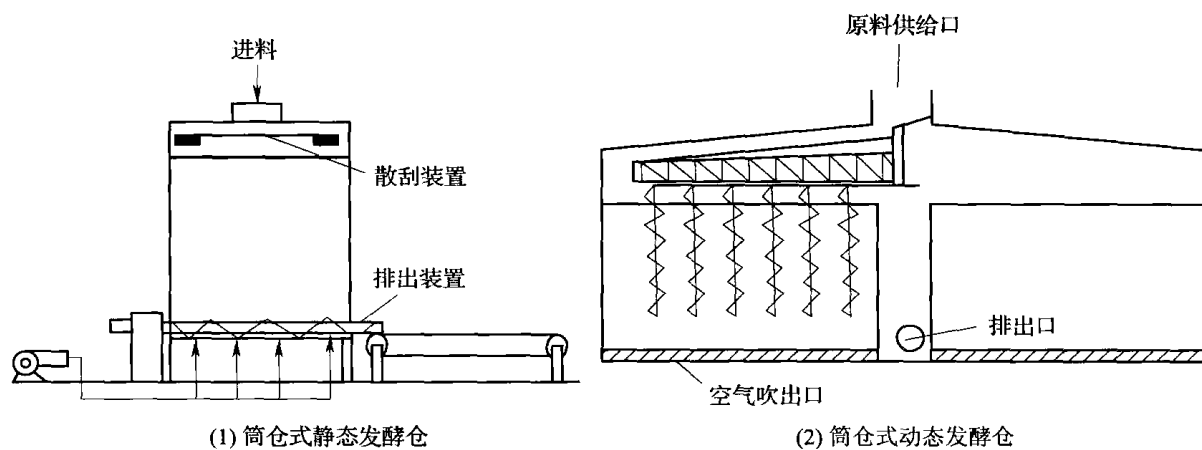


图 3-4-31 筒仓式堆肥发酵仓

螺旋钻头自下而上提升物料“自转”的同时，还随天桥一起在仓内“公转”，使物料在被翻搅的同时，由于仓壁内侧缓慢地向仓中央的出料斗移动。由于翻堆是在发酵物料层中进行，可减少发酵热的损失。物料的移动速度及在仓内停留时间可用公转速度大小来调节。

空气由设在仓底的几圈环状布气管供给。发酵仓内，发酵进行的程序在半径方向上有所不同。因此，由于靠近仓壁附近的物料水分蒸发量及氧消耗量较多，该处布气管应供给

较多的空气, 靠近仓中心处布气管则可供给较少的空气。即要配合发酵进行的深度, 合理经济地供气。仓内温度通常为 $60\sim 70^{\circ}\text{C}$, 停留时间为 5d。

⑧ 槽式发酵仓: 这是一类长方形的发酵仓, 物料在槽内发酵。堆层高度、长度、宽度与处理量及供气能力有关, 也与池型及结构有关。一般宽 $2\sim 3\text{m}$, 槽深 $2\sim 4\text{m}$, 槽形发酵仓有很多形式。根据发酵仓翻动装置的不同而不同。有桨式翻堆机、链板式翻堆机、戽斗式翻堆机及螺旋杆式翻堆机等, 如图 3-4-32 所示。物料通过翻堆, 不仅可以增加堆层中的氧, 而且可以破碎被发酵物料, 加快发酵速度, 有些翻堆机还可以起提升、输送物料的作用。

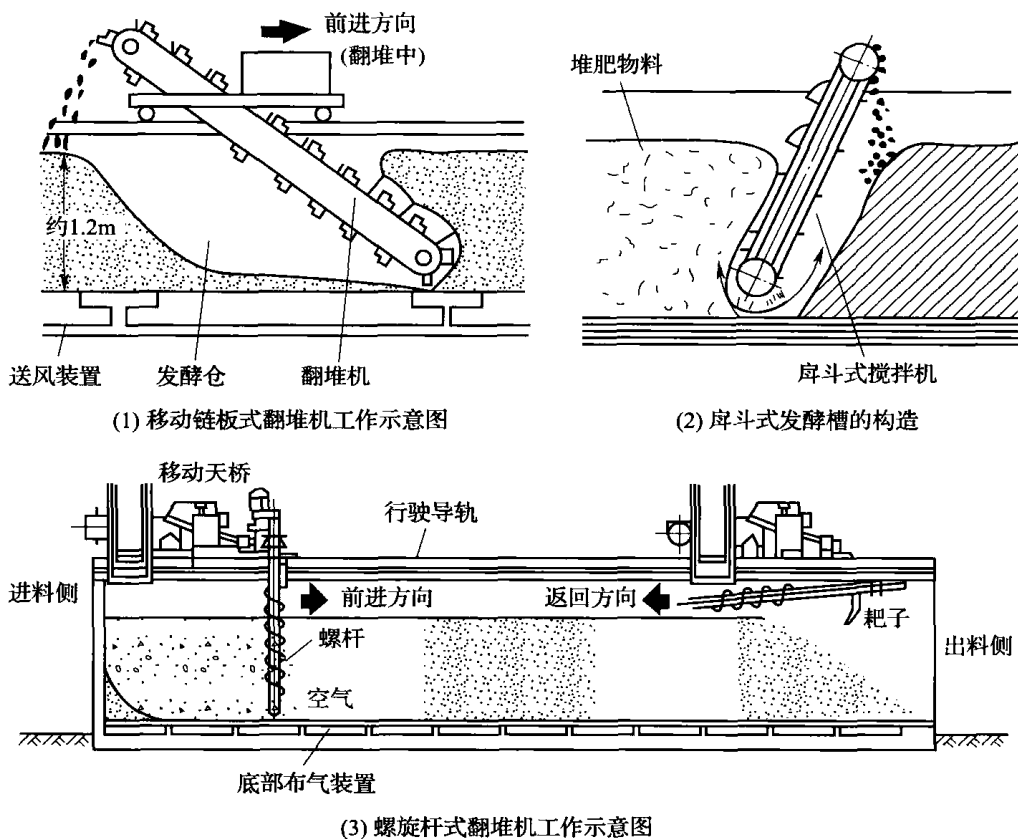


图 3-4-32 槽式发酵仓

二、固体废物饲料化

城市垃圾和工农业生产中产生大量含纤维素的固体废物, 包括农作物副产物、食品加工废料、沼气发酵残余物和部分畜禽粪便等。有机废物饲料化处理就是利用生物酶的催化作用, 或利用微生物的新陈代谢对有机废物进行加工, 使之变成安全有效的饲料的过程。利用上述技术可以回收饲料葡萄糖、精制葡萄糖和单细胞蛋白。

1. 固体废物制取葡萄糖

如图 3-4-33 所示为含纤维废物的糖化处理工艺流程图。所用的生物酶是通过培养绿色木霉突变体液中提取的酶液, 与含纤维素废物的母液混合, 在 $\text{pH } 4.8$ 、温度 50°C 条件下反应, 生成稀葡萄糖液。过滤出的葡萄糖液进一步加工、精制, 获得各种不同产品。

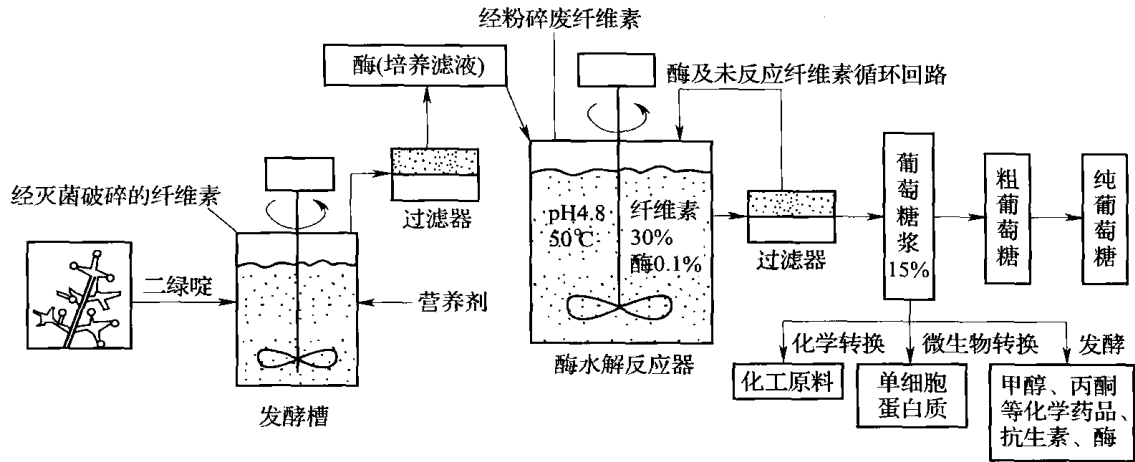


图 3-4-33 废纤维素酶解制取葡萄糖的工艺流程图

第一阶段是生产酶。向已破碎过的纤维素里加入各种营养盐为培养基。纤维素经发酵后的培养液，过滤后为小麦般颜色的透明滤液，作为纤维素糖化的酶溶液使用。滤渣则被废弃。将酶溶液调整为 pH4.8 后，送至糖化反应器内，与经粉碎的废纤维素进行糖化反应，分离从反应器流出的溶液，得到葡萄糖浆。其中未反应的纤维素和酶再返回反应器内糖化，葡萄糖溶液经过滤后用化学方法或微生物发酵方法生产化工原料、单细胞蛋白质、燃料及溶剂。搅拌反应器内最适宜糖化条件为常压、50℃、pH4.8。由于纤维素酶很稳定，培养液在低温下能长期保存，且在 50℃ 长期消化仍能保持活性。浓缩纤维素酶用 $(1\sim 3)\times 10^4$ 相对分子质量隔膜超滤膜过滤，再用 66% 丙酮沉降均能保持活性。

2. 固体废物生产单细胞蛋白

单细胞蛋白是通过培养单细胞生物而获得的生物体蛋白质，又称微生物蛋白。包括细菌、放线菌中的非病原菌、酵母菌、霉菌和微型藻类等。它们可利用于各种废物中。无害无毒基质如碳水化合物、碳氢化合物、石油副产物等，在适宜的培养条件下生产微生物蛋白。这些微生物蛋白不仅蛋白质含量高于传统的蛋白质食品，而且氨基酸组成齐全，配比适当，富含人畜生长代谢必需的 8 种氨基酸组分和多种维生素，是理想的食品和动物饲料来源。

适用于单细胞蛋白生产的微生物种类很多，包括酵母、细菌、真菌、放线菌、藻类等其中用得最早，也用得最多的是酵母。因酵母菌体体积大，容易回收，耐酸力强，适于低 pH 培养，而且无毒，其色、香、味为人们接受。

固体废物原料常采用固态发酵法生产单细胞蛋白。这种方法进行发酵无需严格的灭菌条件、用木质纤维与淀粉质作原料，不必特殊处理、全部产物均用于饲料，后处理简单，效率高、设备投资少、发酵全过程无废水或废水量较少，无环境污染。但是固态底物传质传热困难，参数监控难、缺乏较大规模的生产设备。

利用一些固体废弃物作为原料生产单细胞蛋白，在得到菌体蛋白的同时使废物得到处理，可以变废为宝、化害为利，具有很大的实际意义。目前单细胞蛋白主要用作动物饲料添加剂，但对于它的开发利用已从生产单细胞蛋白饲料转向生产食用蛋白，或将 SCP 产品综合利用，提取核糖核酸、辅酶 Q、B 族维生素等，供人类直接使用。

图 3-4-34 所示为美国路易斯安那州立大学的 Callihan 以蔗渣为基质生产单细胞蛋白工艺流程图。

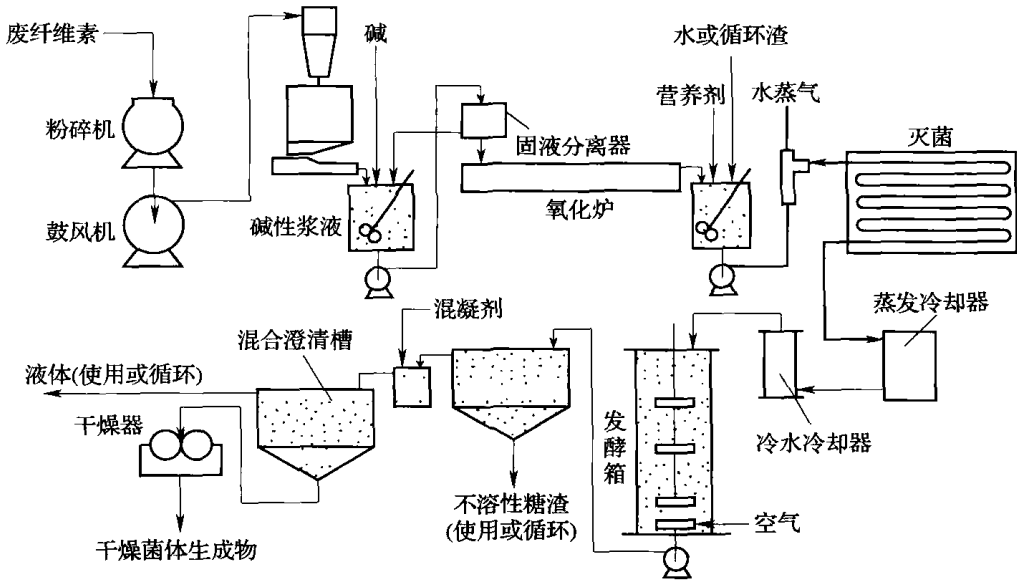


图 3-4-34 以蔗渣为基质生产单细胞蛋白工艺流程图

该工艺不是先将纤维素经过酶解作用生成葡萄糖，再经微生物转化生产 SCP，而是不需要精化工序，在微生物作用下直接转变废纤维为 SCP。

图 3-4-35 所示为糖蜜酒糟生产饲料酵母的工艺流程。糖蜜酒糟生产饲料酵母常用的微生物主要有产朊假丝酵母、热带假丝酵母和球拟酵母等，处理的酒糟浓度一般为 6.8%~7.2%。酒糟的化学组成随原料的品种、质量和酒精生产工艺的不同而有较大的变化。

获得的成品干酵母外观呈粉状，色泽淡黄或浅咖啡色，无异味，湿度 10%，酵母灰分 14%（干基）。根据粗蛋白含量可把干酵母分成不同等级，其中：优质干酵母含粗蛋白 56%，一级干酵母含粗蛋白 51%，二级干酵母含粗蛋白 46%，三级干酵母含粗蛋白 43%。

三、固体废物乙醇发酵

许多含纤维素、淀粉和糖的废物都可用来发酵生产酒精。用固体废物生产酒精是 21 世纪很有发展潜力的技术。纯酒精或汽油和酒精的混合物都可作一次燃料。以酒精为燃料的汽车早已开发。混有 20% 的酒精的汽油可和标准汽油通用，这种混合油的辛烷值高，且不必对发动机作明显修改。

1. 糖质废物的酒精发酵

图 3-4-36 所示为以糖蜜为原料生产酒精的工艺流程图。

一般，酒精发酵分为三个阶段。

第一阶段：也称前发酵期。当种子和培养基同时输入发酵罐时，伴随着醪液输入带进了少量空气或适当通入压缩空气，使醪液溶解氧增加，酵母菌开始迅速繁殖。此时，酵母是在有氧呼吸的情况下进行繁殖，耗糖较少。此阶段虽伴随有少量酒精的发酵，但酒精和

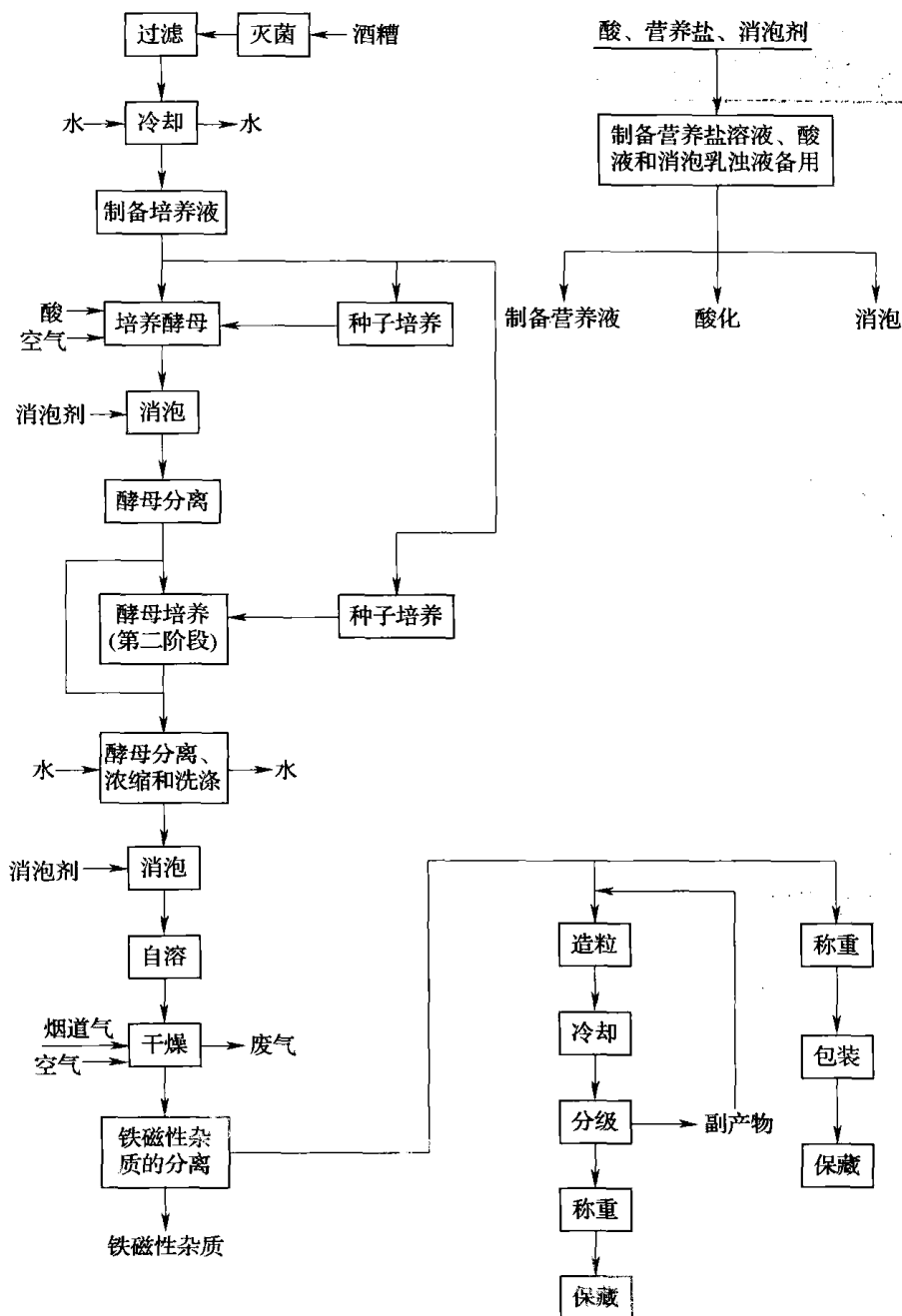


图 3-4-35 糖蜜酒糟生产饲料酵母工艺流程

CO₂产量是很少的，发酵表面比较平静，约持续 10 个多小时。前发酵阶段的长短，受酵母的接种量、酵母质量和接种温度的直接影响。

第二阶段：主发酵期。此时醪液中溶解氧已全部耗尽，酵母数量达到最高值，酵母进入发酵阶段，醪液中糖分被酵母分解迅速下降、酒精量迅速积累与增高、CO₂大量产生、醪液表面出现翻液状态，大量 CO₂ 气泡由表面逸出、温度迅速上升，此时应特别加强温度的控制，发酵温度最好控制在 32~33℃。主发酵期一般维持 10~15h，时间长短受输入糖液浓度和发酵温度高低的制约。

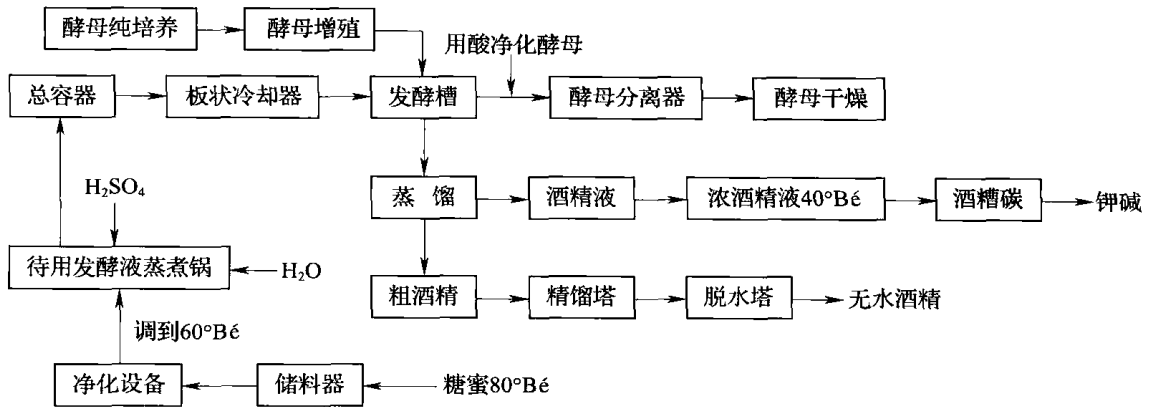


图 3-4-36 以糖蜜为原料生产酒精工艺流程图

第三阶段：后发酵期。这一阶段醪液中的糖大部分被酵母消耗，发酵作用逐渐减弱，温度逐渐下降。此时发酵液表面逐渐恢复平静，只有少量 CO₂ 泡逸出。这时要注意保持发酵温度在 30~32℃，否则发酵时间会延长。后发酵一般持续 30~40h。

上述三个阶段无明显的分界线，发酵全过程需 60~72h。发酵结束后要将酒精和其他所有挥发性物质从发酵醪中分离出来，这一过程称为蒸馏。蒸馏的结果得到粗酒精，所用的设备称醪塔，也称粗馏塔。除去粗酒精中杂质，进一步提高酒精浓度的过程则称为精馏。精馏所用的设备称为精馏塔。精馏酒精进一步脱水可成无水酒精。酒精的产量约为可发酵性糖的 90%。

2. 废纤维素水解制取酒精

木质纤维素水解制取葡萄糖，然后将葡萄糟发酵生成酒精的技术在 19 世纪即已提出，并得到一定应用。二次世界大战后，随着中东石油的大量开发，这类工厂基本上都被关闭，20 世纪 70 年代发生石油危机后，该技术重又得到发展。

从葡萄糖转化为乙醇的生化过程很简单，反应条件也很温和，所采用的发酵工艺主要为连续发酵工艺，因连续发酵具有生产率高、微生物生长环境恒定、转化率高等特点。所用的连续发酵装置主要有连续搅拌器、充填床、流化床和中空纤维发酵器等。

许多废物水解产物不是葡萄糖，而是其他糖类。如半纤维素的水解产物是以木糖为主的五碳糖，植物秸秆和草经过水解获得的产物还含有相当数量的阿拉伯糖。这些糖发酵生产酒精的过程比葡萄糖难得多。20 世纪 80 年代初开发成功了用木糖异构酶将木糖异构成木酮糖，再将木酮糖发酵成酒精的工艺路线，促进了木糖发酵技术的发展。近年来，人们采用转基因技术开发具有特殊功能的微生物、如 NREL 的研究者在一种原来只能发酵葡萄糖的细菌 *Z. mobilis* 中植入另一细菌 *E. coli* 的基因，使它既能使葡萄糖转化成酒精，又能使木糖转化成酒精。随着新型菌种的培养，木糖的发酵效率已经和葡萄糖发酵相当。

由于纤维素、半纤维素和木质素间互相缠绕，且纤维素本身存在晶体结构，会阻止水解酶接近纤维表面，故纤维原料的直接酶水解效率很低。必须通过预处理除去木质素、溶解半纤维素，或破坏纤维素的晶体结构，增大纤维素与酶接触的表面，才能提高纤维原料水解效率。常用的预处理方法主要有蒸汽爆破、碱水解及稀酸水解等。

为了降低酒精的生产成本，Takaji 等人于 20 世纪 70 年代开发了一种同时糖化和发酵的工艺，即把经预处理的生物质、纤维素酶和发酵用微生物加入同一个发酵罐内，使酶水

解和发酵在同一装置内完成。这一工艺不但简化了生产装置，而且因发酵罐内纤维素水解速度远低于葡萄糖消耗速度，使溶液中葡萄糖和纤维二糖的浓度很低，从而消除了它们作为水解产物对酶水解的抑制作用，相应可减少酶的用量。

3. 淀粉质原料的酒精发酵

淀粉首先通过酸法或酶法进行水解。酸法是用无机酸调节淀粉液 pH 为 1.5~2.0，在 205kPa 压力下水解 20~30min，后调至 pH4~5 待用。酶法是淀粉高压蒸煮后，制成蒸煮醪，再添加一定量糖化曲，在 pH4.5、50℃ 条件下 60h。此法糖化效率较高，木薯原料可达 90%。

糖液制备好后，添加氮源，接入种母，在 30℃ 左右的温度下进行酒精发酵，一般历时 60~80h。醪液送入蒸馏塔、精馏塔分出杂醇油，酒精经脱水后制成无水酒精。

第五节 废弃资源的综合利用

发酵液中菌体的去除是发酵工业废水前处理的一个重要研究内容。在发酵工业中，发酵液中的大量菌体和其破裂后的残片以及释放出的核蛋白、胶蛋白及菌体自溶后所产生的核糖核酸等物质均会在发酵产物的提取过程中产生干扰，影响发酵产物的质量和收率，增大能耗和生产成本。同时，在发酵产物提取后，大量的菌体进入废水，这些菌体是一种良好的蛋白质资源，向天然水体排放氮、磷丰富的废水可导致水体的富营养化，引起严重的环境污染，大大地增大了治理的难度和治理成本。因此，在发酵液进入提取工艺之前除去菌体，通常是十分必要的。

一、菌体分离的方法

目前，去除发酵液中菌体等固形物主要有以下方法。

1. 离心分离和过滤

离心分离就是在离心力场的作用下，将悬浮液中的固相与液相加以分离，多用于颗粒较细的悬浮液和乳浊液的分离。离心力法可以分为差级离心、密度梯度离心、等密度离心以及平衡等密度离心。发酵工业所用的离心机可分为 2 类：沉降式离心机和离心过滤机。沉降式离心机有两种基本形式：管式与碟式。离心过滤机却有着多种形式：分批操作、自动间歇式和连续式等。对于发酵液中的细菌和酵母菌的菌体一般采用高速离心分离。而对于细胞体积较大的丝状菌，包括霉菌和放线菌的菌体分离一般多采用过滤方法处理。

发酵液属于非牛顿型液体，黏度大，过滤速度慢，很难过滤，而滤液要求必须澄清，否则会使以后提取困难。为了保证离心分离和过滤的顺利进行，发酵周期要严格控制。周期太长，则菌体自溶，使发酵液黏稠。影响过滤速度和分离效果。有些发酵产物甚至因过滤时间太长而遭到变性及破坏；为了保证发酵产品质量和卫生指标，应千方百计提高过滤速度和分离效率，由此出现了加助滤剂、絮凝剂、调 pH、加热等处理手段。

2. 无机膜超级过滤法

膜分离过程的方式有盲端过滤和错流过滤。无机膜在液体过滤分离中主要采用错流过滤方式。错流过滤是指主体流动方向平行于过滤表面的压力推动过滤过程。平行于过滤表

面的流体流动可在膜表面产生剪切作用，移走膜面沉积物防止滤饼或沉积层形成，使过滤操作可在较长时间内连续进行。

影响膜过滤过程的主要因素有三个方面：① 膜性能：包括膜孔径，膜层与支撑体结构如厚度、孔隙率和润湿性、 ξ 电位等；② 原料液性质：包括料液的黏度、浓度、颗粒悬浮物的性质、电荷、分散状态及溶解性气体的存在等；③ 过程的操作参数：包括过滤压差、膜面速度、温度等。此外过滤过程的稳定运行还与料液的预处理、热敏性、pH 及其他因素有关。许多研究者已对此作了大量研究，并得出了一些规律，但由于各应用体系的特殊性和复杂性，在实际应用中仍需对特定的应用体系进行研究。

3. 无机盐类化学絮凝剂絮凝分离

DLVO 理论认为，悬浮液及溶胶的稳定性是由电荷的作用力和范德华吸引力相互作用达到平衡而形成的。如果破坏这种稳定性，降低 ξ 电位的绝对值使微粒的表面电势改变，则可导致颗粒凝聚。 ξ 电位值的大小与加入电解质的浓度、价数有关。随着电解质浓度的增加，有更多的反离子进入扩散层甚至进入紧密层，由于电性中和作用，所以扩散层厚度变薄， ξ 电位随之下降，当微粒间的分子引力超过排斥力时，即导致凝聚作用产生。一般 ξ 电位小于 14mV 就会发生凝聚。改变 pH 或改变离子的种类和浓度也可以达到降低 ξ 电位的目的，但常用的做法是加进高电荷的反离子来降低 ξ 电位。对于水溶液体系中带正电荷的反离子，实际做法是加入含 Al^{3+} 、 Fe^{3+} 、 Fe^{2+} 、 Ca^{2+} 的盐。

4. 有机高分子类絮凝剂絮凝分离

有机絮凝剂是一种相对分子质量很大、线状结构的高分子聚合物，它通过长碳链上的一些能与颗粒表面相互作用的化学基团吸附在分散体系中的微粒上。高分子絮凝剂的同一个分子链可以在多个微粒上吸附，从而在微粒之间起架桥作用，可以将许多微粒连结在一起而形成较大的絮团，因而加快了微粒的沉降速度。在简单的憎水胶体体系里，分散的颗粒上的电荷中和只需加少量电解质就能发生凝聚反应。但是，微生物悬浮液是一种复杂的亲水胶体，仅用中和电荷的方法，在许多情况下仍不能发生明显的凝聚反应。这时将无机絮凝剂与高分子絮凝剂复合使用，则是一种行之有效的方法。

目前，国内对有机高分子类絮凝剂絮凝分离的研究日益增多。吴华昌等在絮凝法分离赖氨酸发酵液菌体的研究中采用自制天然高分子聚合物为絮凝剂，对赖氨酸发酵液中菌体絮凝作用进行了研究。结果表明：当发酵液 pH 为 5.0~5.5，温度为 60℃ 时，添加 50mg/L 的絮凝剂，静置 90min，除菌率可达 98.8%，絮凝比为 54%。毕喜姑等在甘油发酵液的絮凝除菌研究利用高分子絮凝剂絮凝去除甘油发酵液中的菌体，考察了 pH、絮凝剂用量、絮凝温度对絮凝效果的影响。结果表明：适宜的絮凝条件为 pH 5~10、温度为 30~40℃、絮凝剂用量为 0.6~0.8g/L，此时菌体絮凝率可达 90% 以上，经絮凝处理后，滤速为未加絮凝剂的 2.5~4.5 倍；滤液中菌体去除率达 100%，固形物的回收率为未加絮凝剂的 2.1 倍；滤饼的含湿量由 71% 增加到 78%。

但有机高分子类絮凝剂絮凝分离：如聚丙烯酰胺衍生物等，这些絮凝剂尽管非常有效，但残留物有一定毒性，不宜在食品行业使用。因此，开发高效、安全、无毒，无二次污染的絮凝剂，已越来越引起各国科研工作者的重视。壳聚糖又名几丁聚糖、甲壳胺、甲壳糖、壳糖胺、脱乙酰甲壳质，化学名：(1, 4)-2-氨基-2-脱氧- β -D-葡聚糖。白色至淡黄色粉末或不定形状。不溶于水和一般有机溶剂，不溶于中性或碱性溶液，而能溶于

酸性水溶液，形成一种透明的、带正电的阳离子黏稠液体，平均相对分子质量 $10 \sim 2.0 \times 10^6$ 。壳聚糖天然无毒，对高分子和离子性复合物有很强的凝聚力，而且可生物降解，不产生二次污染，是一种非常理想的生物絮凝剂。

二、菌体的回收利用

发酵工业废水中悬浮的菌体是可以回收利用的物质，可以用来制成饲料、单细胞蛋白粉等有再利用价值的产品，例如酵母和谷氨酸产生菌分离后，菌体经洗涤后可作综合利用，从中提取 AMP、GMP、UMP、辅酶 A、凝血质等贵重药品。所以发酵工业废水中菌体的去除就成为人们关注的问题之一。

1. 生产饲料

目前我国发酵工业中利用回收菌体生产饲料已初步取得成绩。

在谷氨酸发酵中，谷氨酸发酵液经超滤后可有效地分离为菌体糊和谷氨酸清液。菌体糊经干燥后作为高蛋白饲料粉，饲料粉的成分主要是蛋白质，还有少量无机盐和氨基酸，粗蛋白含量高达 70% 以上，是一种优质高效的蛋白饲料。这项工艺处理在生产过程中不向外界排放任何污水，既减少了环境污染，又变废为宝，具有较显著的环境效益和社会效益。又如在啤酒废酵母的回收利用上，啤酒废酵母中含有丰富的蛋白质、碳水化合物、脂肪、粗纤维、矿物质等多种营养成分，因此，经过处理后的啤酒废酵母在干燥之后，可以作为生产蛋白饲料的添加剂，通常作为配制其他混合饲料的蛋白源，可配制畜牧、鱼虾等饲料。除此之外，还可以利用啤酒废酵母生产混合饲料。若一个啤酒厂年产 12 万千升啤酒和 1.6 万 t 麦芽，那么它每年可生产 800t 混合饲料，可创产值 1120 万元/年，获利润 500 万元以上，具有很大的经济效益。

2. 提取核酸

核糖核酸简称核酸，核酸制品广泛应用于农业生产、医药工业和食品工业。在农业上，核酸及其衍生物制品可以用于促进农作物的生长。在医药工业，核酸是制造治疗冠心病、肿瘤、心肌梗死等疾病药物不可代替的原料。在食品工业，核酸及其衍生物制品是开发新型食品的调味品不可缺少的原料，强力味精、风味味精、特鲜酱油等新型调味品，都是核酸及其衍生物应用的结果。

利用发酵工业回收的菌体提取核酸产品，应用于农业生产、医药工业和食品工业具有较显著的环境效益和社会经济效益。例如，啤酒废酵母中核酸的含量在 6%~8%，若把这部分核酸提取出来，降解成在农业、医药、食品等方面有广泛应用的核苷酸制品。这将实现啤酒工业变废为宝的目的，具有很高的经济和社会效益。利用啤酒废酵母提取核酸的工艺过程如下：

啤酒废酵母 → 盐处理（碱处理） → 菌体分离 → 清液提取 RNA → 过滤 → 干燥 → 成品

3. 提取谷胱甘肽

谷胱甘肽又称还原型谷胱甘肽，是一种天然三肽，由谷氨酸、半胱氨酸和甘氨酸组成，广泛存在于各种生物体内，是主要的抗氧化剂，参与细胞内的多种生物反应，又是多种酶催化生物反应的辅酶，能够保护生物分子上的巯基。此外，还能够防止脂质氧化、白内障发展，并且能够解毒和保护皮肤等，临床用于中毒性肝炎和感染性肝炎的治疗，癌症辐射和化疗的保护，对肺纤维化、肝癌、卵巢癌等也可联合用药。发酵工业产生大量的菌

体，对其进行分离回收并提取谷胱甘肽，这将在食品、医药、化妆品等领域具有广泛的应用价值。

啤酒发酵工业产生了大量的废酵母，价格低廉，可以充分利用这些资源来提取生产谷胱甘肽，提高啤酒废酵母的附加值。用啤酒废酵母提取谷胱甘肽的工艺流程为：

啤酒废酵母→洗涤、过筛→醋酸抽提→离心→分离纯化→成品

近年来有学者对啤酒废酵母提取谷胱甘肽进行了研究。邱雁临等人研究利用壳聚糖作为吸附剂，采用吸附层析的方法从啤酒废酵母中提谷胱甘肽，研究结果证明此方法可行。

4. 生产超氧化物歧化酶（SOD）

超氧化物歧化酶是一种新型金属酶，含有铜、锌、铁、锰的。超氧化物歧化酶是在1938年由 Mann 和 Keilin 首次从牛红血球中分离出的一种蓝色铜蛋白，最初定名为血铜蛋白，而在1969年由 Mccord 和 Fridovich 发现其能够催化超氧阴离子自由基发生歧化反应而命名。SOD 在生物体中普遍存在，对氧自由基的清除具有重要的作用，该酶作用的底物是超氧阴离子，将其分解成 O_2 和 H_2O_2 ， H_2O_2 再经过氧化物酶与过氧化氢酶的催化变成 H_2O ，从而解除了超氧阴离子对生物体细胞的损伤，具有有效的清除作用和生理效用。因此，它对机体的防护和抗衰老、抗炎症、抗肿瘤、抗自身免疫疾病、抗辐射、抗休克、抗氧中毒等均有积极的作用，已受到国内外医药界和生物化学界的高度重视，同时它还被越来越多地应用于食品及化妆品添加剂等领域。

目前，国内 SOD 基本上是以动物血为原料制备，典型的制备工艺是先经溶血，然后，采用热变和有机溶剂处理提取，最后用柱层析纯化。这种方法的缺点是易受原料来源、产率、产品质量不稳定及安全性等方面的限制，而用微生物为原料制取 SOD，具有原料便宜易得，可以规模化生产的优点。因此，利用发酵液中分离回收的菌体产生 SOD 具有很好的效益，同时能减少废水中菌体对环境的污染。研究表明，酵母细胞中含有较多的 SOD，因此，作为生产 SOD 的材料来源之一，它具有产率高，易大规模工业化生产，不受季节与自然条件的限制等优点。

5. 提取海藻糖

海藻糖是由两个葡萄糖分子通过半缩醛羟基缩合而成的非还原性双糖。天然海藻糖是白色晶体，具有甜味，作为一种应急代谢物，能赋予动物、植物和微生物抵抗营养缺乏，抗高温、低温、干燥、高渗透压、有毒物质等恶劣环境的能力，它具有在恶劣环境下保护生物体的生物膜、脂质体、蛋白质、核酸等结构和功能的特殊功效。作为一种生物添加剂，海藻糖在生物制品活性保存以及食品、化妆品、农业、医药等方面有着广泛的应用前景。

可以利用发酵工业分离回收的菌体来提取海藻糖。谭海刚等人对啤酒废酵母提取海藻糖的工艺进行了研究，在乙醇浓度为 60%（体积分数），提取温度为 $(80 \pm 1)^\circ\text{C}$ ，提取时间为 30min，酵母质量浓度为 100g/L 条件下，海藻糖的提取率可达 91.71%，采用活性炭脱色，阴阳离子交换除杂，经浓缩、结晶、干燥，制成的海藻糖成品纯度为 96.85%。

利用啤酒废酵母提取海藻糖的工艺流程：

啤酒废酵母→洗涤离心→加热预处理→乙醇浸提→冷却离心→上清液浓缩去醇→加足量醋酸铅溶液→过滤→滤液加足量固体草酸钠除铅→过滤→活性炭脱色→阴阳离子交换→浓缩→乙醇结晶→过滤及干燥→成品

第六节 生物工程工厂清洁生产示例

一、广州珠江啤酒集团有限公司清洁生产案例

(一) 企业概况

广州珠江啤酒集团有限公司是一家以啤酒生产为主体，辅以啤酒配套和相关产业的大型国有企业，啤酒年生产能力 110 万千升，企业职工 2600 人，拥有资产总额 50 亿元、净资产 16.4 亿元，是全国 520 家重点企业和国家级技术中心之一。近年来，公司通过深化国企改革，实施创新战略，实现了经济效益的超常规增长，在全国啤酒同行中，珠江啤酒的单一品牌销量居全国同行第二位，企业利税、创利润总额排在同行前三名，人均创利税达 33 万元，居全国同行首位。珠江啤酒荣获全国“五一劳动奖状”和中国名牌产品称号。珠江纯生啤酒等系列产品质量优越，产品远销欧美和东南亚地区。珠江啤酒、雪堡啤酒被钓鱼台国宾馆指定为“国宴特供酒”。

该公司一直注重环境保护与经济的协调发展，为从根本上减少污染，做到增产不增污，节约能耗、物耗，1999 年提出了“抓生产的同时，必须抓好清洁生产工作”的要求。2002 年公司开展了“降耗、节支、增效”年活动，把狠抓节能降耗、减少污染物排放、降低成本、提高效益作为工作重点，通过调整产品结构、科学管理、改进生产工艺、推进技术改造、优化生产流程、提高设备运行效率，持续推进清洁生产。在实施清洁生产的整个过程中，公司把单一的行政手段与法律、经济手段相结合，企业的管理有了更大的灵活性和有效性。通过科学制定各项能耗物耗和成本指标，同时制定相应的管理考核制度，实行工资总额、成本、能物耗各项指标总承包的形式，将成本、能物耗等指标层层分解，分解到各分厂、车间、班组，各项指标的完成情况与该单位的奖金挂钩，与职工的收入挂钩，不断提高职工节能降耗、将成本的意识和自觉开展清洁生产的主动性。近年来，公司各项能耗、物耗水平均处于全国同行的领先地位，清洁生产取得了良好的效果。

多年来，该公司形成了较为完善的环境保护管理网络，制定了完善的环保管理制度和环保目标责任制。在环境保护工作方面也取得了显著成绩，公司污水处理站被评为环保优秀示范工程；工业“三废”达标排放，工业固体废物全部综合利用，是全国第一家无废渣废料的啤酒生产企业；曾多次荣获国家、省、市环境保护先进单位等称号。

1. 企业生产状况

(1) 综合能耗分析 啤酒生产中能源的消耗占生产成本比重的 10% 左右，因此抓好节能工作，对进一步降低生产成本、提高经济效益将提供有力保障。1998 年公司吨酒综合能耗和用水量分别为 147kg (标准煤) 和 12t，指标达到国际上同行的先进水平。

(2) 物耗分析 啤酒生产成本构成中，酒液成本约占 60%。1997 年公司酒液总损失率 (以下简称酒损) 为 13.28%，而国际上同行业先进水平为 5%~6%。要降低啤酒生产成本，就要抓住酒液的损耗量这个关键。

2. 企业环境保护状况

(1) 废水 生产过程中排放的废水主要包括浸麦水、酿造管路、发酵罐、清酒罐清洗

水、灌装洗瓶水、热电厂冲灰水与各车间清洗地面水等。综合废水排入污水处理站,采用 AB 生化法污水处理工艺。经处理前后废水主要污染指标如表 3-4-1 所示。

表 3-4-1 1998 年综合废水处理前后情况

项目	pH (无量纲)	COD/ (mg/L)	BOD/ (mg/L)	SS/ (mg/L)
处理前	6.5	2000	900	210
处理后	7.5	87.7	34.1	33

(2) 废气 来源于该公司热电厂两台 75t/h 锅炉产生的锅炉废气。主要污染物为二氧化硫、烟尘等。处理前废气排放如表 3-4-2 所示。

表 3-4-2 1998 年废气排放情况 (处理前)

排放量/万 m ³	温度/℃	烟尘浓度/ (mg/m ³)	二氧化硫浓度/ (mg/m ³)	氮氧化物浓度/ (mg/m ³)
149129.73	104	15148.02	1536.3	—

该公司现用两台 75t/h 锅炉与两套 12000kW 发电机组,投资 350 万元配置了四套麻石水膜除尘系统,并制定了严格的运行管理制度,保证废气处理设施的正常运转。除尘后的废气经联合烟道进入新建 100m 高的烟囱排放。除尘效率大于 99%,脱硫效率 14%,经处理后废气各项指标均达到排放标准。但由于采用的除尘、脱硫方式均为湿法,排烟温度较低,从烟囱排出的烟气含有大量的水蒸气,看起来像冒“白烟”。阴雨天或傍晚,会呈现冒“黑烟”的假象。为了适应发展的需要,还必须对现有的设备、烟囱进行全面改造。

(3) 废物 公司产生废物主要包括:啤酒生产过程中产生的 CO₂、湿麦糟、废酵母、碎玻璃、废碱液、废纸皮和热电厂锅炉产生的煤灰渣等。

① 煤渣:热电厂锅炉燃烧后的煤灰渣。

② 碎玻璃:玻璃瓶在搬运、贮存、灌装过程中破碎而产生。

③ 湿麦糟、废酵母:来自啤酒生产的糖化过程的湿麦糟和来自啤酒发酵排放的废酵母,都富含蛋白质等有机物,不进行处理直接排放会造成污水 COD、BOD 值含量大幅上升,排到垃圾池容易发臭而污染环境。

④ 碱液:灌装车间洗瓶后的碱液和酿造车间清洗设备后的废碱液,每月约 500t。

⑤ 纸皮:主要来自灌装车间生产的废纸箱和使用后的废纸箱。

⑥ 主要是啤酒发酵过程产生的副产物,每吨啤酒发酵可产生约 20kgCO₂,如直接排放污染环境,而啤酒生产过程需要大量的 CO₂,应进行回收利用。

3. 企业管理状况

清洁生产强调的是从生产过程开始就实施有效的控制,因此原材料、燃料的采购、储存与妥善保管,对生产工艺控制、提高原材料的有效利用率和减少污染物的产生有十分重要的作用。公司热电联供锅炉使用含硫≤0.8%,同时对采购进厂燃煤的灰分、挥发分、水分、热值等指标做了详细规定,不但改善了锅炉燃烧状况,提高了锅炉热效率,降低了能耗,而且降低了烟尘和二氧化硫的排放量,使排污费大大降低。在产成品的存储与销售方面,尽量做到先进先出,同时引入 ERP 信息管理系统,使原材料和成品在最短时间内

得到周转,节约仓储费用。合理有效的生产调度,科学安排生产。针对企业生产过程特点,对各生产单位进行科学、合理的调度和安排,使原材料、半成品、各种能源都能得到最佳配置,让整个生产系统有序、协调运转。

(二) 清洁生产的实施

1. 清洁生产的推行

该公司组织制订了《环境保护管理制度》、《污染治理设施管理制度》、《环保目标责任制及考核制度》、《能耗考核》、《能源管理制度》、《物耗考核》等管理制度,使各项管理规范,把各项考核指标制度化,做到清洁生产有章可循。各分厂和有关单位也都相应制订一系列管理和考核规定,通过考核指标及方法的明确,将指标层层分解,责任层层落实,建立各级人员的清洁生产责任制,同时,按已制订的各项指标和要求逐月进行跟踪并严格考核,定期召开清洁生产专题会,总结前一阶段的工作成绩,对遇到的难点,各方协调解决,安排好下一步的工作重点,做好清洁生产的事前、事中和事后的反馈控制。力争将各种消耗控制在最低水平,各项工作有效地落实。

2. 清洁生产方案的筛选及实施

经过对整个生产过程能耗物耗和“三废”排放及处理情况分析后,公司清洁生产审核小组成员收集,整理,筛选出以下清洁生产实施方案。

(1) 节能降耗技改方案

① 节水方案。

a. 啤酒生产都要使用大量的蒸汽,对车间冷凝水回收系统进行技改,将各车间的蒸汽冷凝水收集后,输送至锅炉车间直接作锅炉用水,每天可回收蒸汽冷凝水约 500t。

b. 糖化车间采用冰水冷却麦汁,冷却后产生大量热水,除部分用作糖化车间自身的投料、洗槽及设备的清洗外,每天可剩余 75℃ 左右的热热水约 700t,这部分的热热水采取以下方法进行回收利用:

直接用作发酵车间相关管道、过滤设备的清洗用水;

按一定比例与原水勾兑,将温度控制在 45℃ 左右,用作发酵罐、清酒罐、缓冲罐的清洗用水;

直接用作原水处理间脱氯罐的反冲洗用水;

用于高浓稀释无菌脱氧水的制备;

用热水通过以下方式制备锅炉用水。由于锅炉水处理材料不耐高温,因此糖化热水须视具体情况经冷却或与自来水勾兑后控制在一定的温度以下,才能进行水处理。

c. 啤酒灌装生产线上的洗瓶机和杀菌机是啤酒生产过程的用水大户。在洗瓶工序,将洗瓶机后段的漂洗水回收至前段的浸泡池重复利用,同时,通过完善洗瓶喷淋控制系统,控制好喷淋水的压力,并做到洗瓶机停运行则停原水喷淋,来控制喷淋水量。在杀菌工序,主要完善杀菌机 PLC 温度控制系统,通过加强对杀菌过程水温的自动监控,及时调整和稳定杀菌水的温度,平衡杀菌用水的循环利用,最大限度地减少补给水。

d. 啤酒生产配套有冷冻机、空压机、风机等辅助设备,这些设备每天耗用大量的冷却水,根据公司目前情况,每天约需 2000 多吨水,公司设置了专门的储水池,通过增加冷却设备(如冷却塔等)来降低水温,使冷却水能循环利用,尽可能减少冷却水排放。由于循环使用的冷却水容易吸附空气中的灰尘及滋生微生物,而导致冷却塔或冷凝器堵塞,

降低冷却效果，因此，在冷却水中添加缓蚀除垢剂和加装砂滤器对冷却水进行循环净化。

e. 生产污水经处理达标排到珠江。为充分利用水资源，公司进行中水回用，供给各车间作为机台（冷冻机、空压机、风机、泵等）冷却水，以及车间冲洗地板、花圃浇花、冲厕所等非生产用水。

② 节电方案。

a. 啤酒生产的发酵工序需较低的温度，耗冷用电占公司总用电的 1/3 左右，在冷站发掘节电潜力是公司整体电耗下降的关键所在。公司制定冷站开机指标控制规定，根据气温情况，调整并严格控制冷媒供出温度，严格控制开机台数和负载，对制冷机组进行制冷效率及耗能等方面的测试和排序，将效率高、能耗低的机组优先开启。进而总结推广到空压站、二氧化碳回收站，从而使生产电耗大大下降。

b. 对一些大功率的设备加装变频调节装置，如自来水泵、河水泵、风机、空压机等，取得了明显的节电效果。

c. 公司炉机车间、配电中心控制室以前配备了多台大功率的空调，由于运行时间长，设备经常出现故障，运行维修费用高，已经满足不了生产的需要。经过多次方案的比较，采用溴化锂制冷技术，利用蒸汽发电后的余热进行制冷，使炉机车间、配电中心控制室和其他办公室用上了蒸汽制冷空调，大大地改善了工作环境。蒸汽制冷空调是一种新型高效节能的产品，每年可节约用电 18 万 kW·h。

③ 节煤方案。

通过测试发现锅炉炉膛出口烟气比设计的 946℃ 低了 100 多度，使燃煤在炉内未能完全燃烧便成为烟灰从烟道排出，造成飞灰含碳量较高（9.29%）。为提高锅炉热效率，公司在大修期间以高温远红外涂料涂刷炉膛内壁（该涂料辐射强度和转换率高），炉内表面吸收的热量增大，同时由于涂料本身在高温下辐射率高达 97%，从而使炉膛温度显著提高，使锅炉的热效率提高 5% 以上。

（2）物耗控制方案

① 酒损控制方案。

a. 加强统计管理：公司酒损基础管理较混乱，对酒损的统计一直是个薄弱环节。针对这种情况，公司在分厂、车间、班组各级（各环节）都设专人负责，进行专门培训，实行全面核算控制，各级建立酒损台账，坚持每周、每月统计出酒损报表，及时反映酒损状况。将酒损小组设计和完善相关的报表单据，理顺操作程序，辅以严格考核，在全公司建立了一套行之有效的酒损管理系统。

b. 完善计量手段：为使酒损数据真实、可靠，便于部门间的公平考核，公司在酿造各车间和灌装各生产线上都安装了酒液流量计，并制定了计量器具的管理规定，按要求定期校验，为酒液的计量和酒损的公平考核提供了依据。

c. 提高过滤一次合格率和单机过滤量：过滤合格率是影响酒损的重要因素，酿造厂发酵车间对各班组过滤一次合格率制订指标并进行严格考核，使过滤一次合格率提高到 98.7%；另外，在过滤机前增加酵母离心机，预先除去酒液中部分酵母和凝固物，并通过对过滤机的工艺改造，使单机过滤量有了较大提高，平均单机过滤由原来的 500t/趟提高到 1500t/趟的水平。

d. 完善瞬时杀菌系统和回收酒处理系统：通过完善瞬时杀菌系统和回收酒处理系统，

加强对过滤机酒头酒尾的回收，每趟机至少回收酒液 20t，平均每月可回收酒液 300t 以上；通过改善发酵液的降温条件，大大促进酵母在酒液中的沉降，减少了回收酵母中的酒液量，同时安装了酵母压榨机和先进的膜振动酒液回收系统。目前公司所有酵母中的酒液均进行回收，大大降低了酒损。

e. 加强清酒浓度的控制：采用闭环控制系统提高酒液稀释配比精度，加强高浓酒液稀释过程的浓度控制，同时加强对酒液稀释和过滤过程浓度控制的考核，提高人员的操作水平和责任心，准确控制酒液的浓度。

② 其他物耗的控制方案。

a. 强化采购管理，提高原材物料质量：在采购工作中坚决贯彻“比质、比价、比服务”的“三比”原则，对采购物资的信息公开化，进行质量、价格、服务的分析对比，优者最终成为采购的供应方。原材料的采购注意质量的控制及质量信息的反馈。采购部和使用单位共同把好原材料和各种包装物材料的质量关，质控中心对进厂原材物料严格检验，不合格原料一律退货。

b. 加强设备的日常维护保养和计划检修，确保机器设备处于良好的工作状态，减少不合格品的出现，精心调整相关的设备，提高设备的运作效率，减少物料的损耗。并实行重点设备责任到人，将物耗情况与维修人员的收入挂钩，大大提高维修人员的积极性。

(3) “三废”处理改进方案

① 污水处理工艺的改进：污水处理系统采用厌氧+好氧工艺，厌氧部分采用荷兰帕克公司专利环保技术——内循环厌氧反应器（IC 厌氧反应器），该工程于 2001 年正式施工，2002 年 10 月投入试运行，投资达到 2500 万元以上，日处理污水达到 25000t，经过处理后的污水 COD 平均低于 60mg/L，BOD 低于 20mg/L。由于调节池、预酸化池、厌氧反应器均进行密封，对产生的废气进一步处理，减少了废气对周围环境的影响。

② 废气处理工艺的改进方案：为建设广州市工业旅游景点的需要，公司对锅炉烟气采用了脱硫除尘一体化的方式进行处理。采用静电除尘+半干法脱硫+布袋除尘组合除尘脱硫工艺，改造后的烟尘浓度小于 50mg/m³，脱硫效率达 70% 以上，彻底消除冒“白烟”现象，并拟将烟囱高度减少到 60m 以下，并将其进行艺术美化处理。项目总投资预计达 1000 万元以上。

新处理工艺中产生的干灰可用来生产水泥，提高了固体废物的综合利用价值。

③ CO₂回收方案：通过引进 CO₂回收设备，回收啤酒发酵产生的 CO₂并提纯到纯度为 99.99% 后液化储存，再经汽化后输送到各使用车间。引进该设备后，使污染大气的 CO₂变废为宝。目前公司共有回收设备 6 套，总投资达 300 多万元，回收能力达到 2t/h。

④ 废酵母回收处理方案：通过引进酵母压榨机，利用酵母压榨机滤布前后压差，酵母无法通过滤布的原理滤出酵母中的酒液。该设备主要是将啤酒发酵中产生的废酵母进行压榨后回收，同时可以回收部分酵母液中的酒液。使用该设备后，不但减少了环境污染，而且由于废酵母及酒液的回收，取得了良好的经济效益。

⑤ 麦糟回收处理方案：糖化车间副产物湿麦糟，一部分作为饲料直接出售，一部分用于生产颗粒饲料，既治理了啤酒废渣排放造成的污染，又达到了“变废为宝”的目的。

引进比利时公司生产颗粒饲料的先进工艺技术与设备, 建成年产 8000t 颗粒饲料的生产车间。

⑥ 洗瓶废碱液回收利用: 公司将灌装车间产生的废碱水通过回收后给热电厂锅炉车间使用, 一方面用于脱硫系统烟气的脱硫, 一方面用于中和冲灰水。每月可回收废碱液 500t (含 NaOH 1%), 每年不但可以节约中和锅炉冲灰水需投加 30% 碱液 200t, 同时还可以减少污水因调节 pH 所投加的酸量, 也减少了污水处理负担。

⑦ 灰渣的处理方案: 公司设立专门的灰渣池对灰渣进行沥水与堆放, 经沉渣池处理后的冲灰渣水通过水泵进行循环利用。经沉渣池处理的锅炉煤渣, 卖给外单位作制砖材料。

⑧ 碎玻璃、废纸的处理方案: 碎玻璃、废纸由公司安排专人收集, 经收集后设置符合环保要求的堆放场地, 集中卖给符合环保资质要求的厂家回收利用。

(三) 实施清洁生产的效果

1. 节能降耗方面

(1) 综合能耗 实施清洁生产后, 公司综合能耗从 1998 年吨啤酒综合能耗 147kg 标煤下降到 2003 年的 82.62kg 标煤, 同比下降 43.8%, 见表 3-4-3; 用水方面, 连续五年啤酒产量逐年上升, 而总用水量逐年下降, 见表 3-4-4。

表 3-4-3 1998—2003 年吨啤酒耗能对比表

吨酒能耗种类		年度						2003 年较 1998 年增加效益/万元
		1998 年	1999 年	2000 年	2001 年	2002 年	2003 年	
吨酒综合能耗/ (kg/t)		147	117	109	100	87.45	82.62	2783.4
其中	吨酒耗电/ (kW·h/t)	116	106	100	92.6	89.79	86.75	964.3
	吨酒耗煤/ (kg/t)	89	65.4	69	48.3	43.42	37.36	1214.7
	吨酒耗水/ (t/t)	11.7	9.4	8.1	6.3	6.07	5.63	504.4

表 3-4-4 1998—2003 年用水量情况表

年度	1998 年	1999 年	2000 年	2001 年	2002 年	2003 年
用水量/万 t	487	489	467	435	436	432
啤酒产量/万 t	46.16	56.91	66.01	70	74	85.6

(2) 物耗方面 开展降酒损活动后, 酒液总损失率大幅度下降, 见表 3-4-5, 2003 年为 4.05%, 比 1998 年的 7.94% 下降 49%, 达到国内同行先进水平, 达到预期目标。

表 3-4-5 酒液总损失对比表

年份	总酒损	啤酒产量/t	降酒损增加产量/t	平均售价/ (元/t)	增加效益/万元
1999 年	5.22%	550841	14983	2720	4075
2000 年	4.18%	640014	6656	2800	1864
2002 年	4.14%	740000	2590	2910	760
2003 年	4.05%	855600	770	2810	217
合计					6916

从表 3-4-5 可见, 酒损一项取得效益为 6916 万元, 扣除几年来在降酒损活动中的投入 600 万元 (设备改造 90 万, 新增设备系统 200 万, 增加计量仪表 10 万, “酒损奖” 300 万), 酒损实际增效 6300 万元, 效益可观。

(3) 其他各项物耗指标 玻璃瓶、瓶盖、纸箱等损耗也有了大幅度下降, 见表 3-4-6。

表 3-4-6 其他各项物表耗对比表

	1998 年损耗率/%	2003 年损耗率/%	2003 年产量/t	单价/(元/个)	节支额/万元
瓶损	2.01	1.07	855600	0.43	534
瓶盖损	2.28	1.75	855600	0.0398	28
纸箱损	1.20	0.23	855600	2.0	2563

由上表可看出, 仅 2003 年一年通过开展降低包装物材料损耗活动, 节约金额 3000 多万元, 几年来通过降低物耗使啤酒生产成本直线下降, 吨啤酒成本从 1998 年 936.41 元/t 降至 2002 年的 749.7 元/t, 下降幅度为 20%。其中酒液总损失率下降是生产成本下降的主要原因。

2. “三废”处理效益

(1) 固体废物综合处理利用 固体废物进行综合处理利用后, 减少了水体污染, CO₂ 的回收又减少了大气污染, 产生了良好的环境效益和经济效益, 见表 3-4-7 和表 3-4-8。

表 3-4-7 2000—2002 年综合利用情况表

名称	2000 年	2001 年	2002 年
干饲料产量/t	4435.05	3510.13	3047.16
干饲料价值/万元	335.12	321.26	247.21
干酵母粉产量/t	460.60	479.42	735.72
干酵母粉价值/万元	187.99	206.84	282.56
回收 CO ₂ 量/t	7908	9742	11111
回收 CO ₂ 价值/万元	790	970	1100

表 3-4-8 2002 年公司固体废物综合利用情况表

名称	综合利用量/t	单价/(元/t)	经济效益/(万元/a)
麦糟	89077.3	140	1247.08
碎玻璃	7623.82	125	95.30
废纸皮	5215.24	860	448.51
灰渣	39622.61	10	39.62

(2) 水处理工艺改进后的效益 污水处理工艺改进后, 处理能力增加一倍, 同时在生产过程中控制用水量, 虽然啤酒的产量有一定的增长, 实际的排污量并没有发生大的变化; 另外, 由于新的污水处理工艺出水水质提高, 因此大大减少了污染物的排放量, 每年可减少 COD 排放量约 60t, 减少 BOD 排放量约 30t。

(3) 废气治理工艺改进后的效益 采用新的废气治理工艺后, 脱硫效率达 70% 以上,

按每年产生二氧化硫 2000t 计算，每年可减少二氧化硫排放量达 1400t 以上。烟尘排放浓度控制在 $50\text{mg}/\text{m}^3$ 以下，每年烟尘削减量可达 22500t，每年可减少烟尘排放量 300t 以上。同时，由于产生的干灰回收用于水泥生产的原料，每吨 90 元左右，每年可增加近 200 万元的经济效益。

（四）实施清洁生产的经验和持续发展措施

清洁生产是一项长期而艰巨的工作，公司开展清洁生产工作以来，一直注重持续地做好清洁生产工作。采取一系列措施对整个啤酒生产过程进行针对性的改造、优化，并将通过进一步健全制度、加强管理、严格考核、落实责任，坚持以技术进步和工艺改造为重点，使清洁生产工作不断改进提高。

重点要做好下列几项工作：

（1）继续实施相关的技改项目：① 污水处理中产生的沼气进行综合利用；② 锅炉烟气脱硫除尘一体化，进一步降低烟气中烟尘和 SO_2 的排放量；③ 酿造厂增加闭环自动控制系，提高稀释配比精度，以更准确地控制酒液的浓度，进一步降低酒损。

（2）进一步健全清洁生产组织机构，加强对清洁生产工作的领导和管理，落实实施清洁生产的人员和资金。

（3）完善各种管理制度和考核激励机制，制定更科学的考核指标，加大考核力度，并做到奖罚分明。

（4）清洁生产工作要以人为本，重点做好人员的培训，通过对全体职工定期的培训教育，使清洁生产在职工中产生牢固的观念；提高各级管理人员的管理水平和业务素质，提高基层操作工的操作技能。

（5）坚持技术进步，改进工艺，完善设备，推进技术创新，充分发挥公司国家级技术中心的优势，持续进行科研开发，产品结构适应市场的发展，建立有利于技术创新和科技成果转化和技术中心运行机制。

（6）加强跟踪检查，定期进行总结分析，总结经验、吸取教训，使清洁生产工作处于持续可控状态。

（7）充分发动群众，对当前生产工艺和设备革新提出更多的合理化建议，筛选更多的清洁生产实施方案，保证清洁生产工作的可持续发展。

二、广东肇庆星湖生物科技股份有限公司核苷酸厂清洁生产案例

（一）企业概况

核苷酸厂是广东肇庆星湖生物科技股份有限公司属下的全资企业，位于风景秀丽宜人的西江之畔，1999 年竣工投产。厂区占地面积 40万 m^2 ，是我国目前最大的核苷酸系列产品生产基地，项目建设经国家计委批准立项，并被列入国家技术创新项目和广东“九五”重点工程项目。目前已达到年产 3000t I 加 G（呈味核苷酸二钠）生产能力，产值达 3 亿多元，利税 9000 多万元，市场占有率达 40% 以上，是国内唯一工业化生产该产品的企业。工厂现有生产车间 4 个、功能管理科室 3 个，员工 400 多人，其中中、高级工程技术人员占 15% 以上。公司从建厂开始，始终以建设绿色工业为目标，从可持续发展的战略高度对待环境治理，不断进行科技创新，按照源头上减少污染物的排放、走清洁生产的理念，积极探索经济增长与环境保护同步发展的途径。公司的使命是：实施清洁生

产，不仅是生产上水平、降低成本、赢得市场竞争的必由之路，也是实现公司“为大众创造健康的明天”使命的需要。

1. 企业的生产状况

该公司主要产品有：I加G（呈味核苷酸二钠）、鸟苷、IMP（5'肌苷酸二钠）、GMP（5'鸟苷酸二钠）。主要原辅材料：双酶糖、肌苷、磷酸三乙酯、煤、压缩空气等。能源及用水情况如表 3-4-9 所示。在设备等方面，从设计阶段，就十分重视采用先进、节能、成熟设备，如阿特拉斯无油螺杆机、闪蒸干燥机、变频节电设备的广泛应用等。设备性能可靠，故障停机率少于 0.05%，设备完好率达 99.7% 以上，泄漏率少于 0.03%。

表 3-4-9 能耗及用水表

项目	综合能耗/ (t 标煤/a)	单位产品综合能耗/ (t/t)	单位产品水耗量/ (t/t)
数量	14103	12.13	1121

主要生产工艺过程如图 3-4-37 所示。

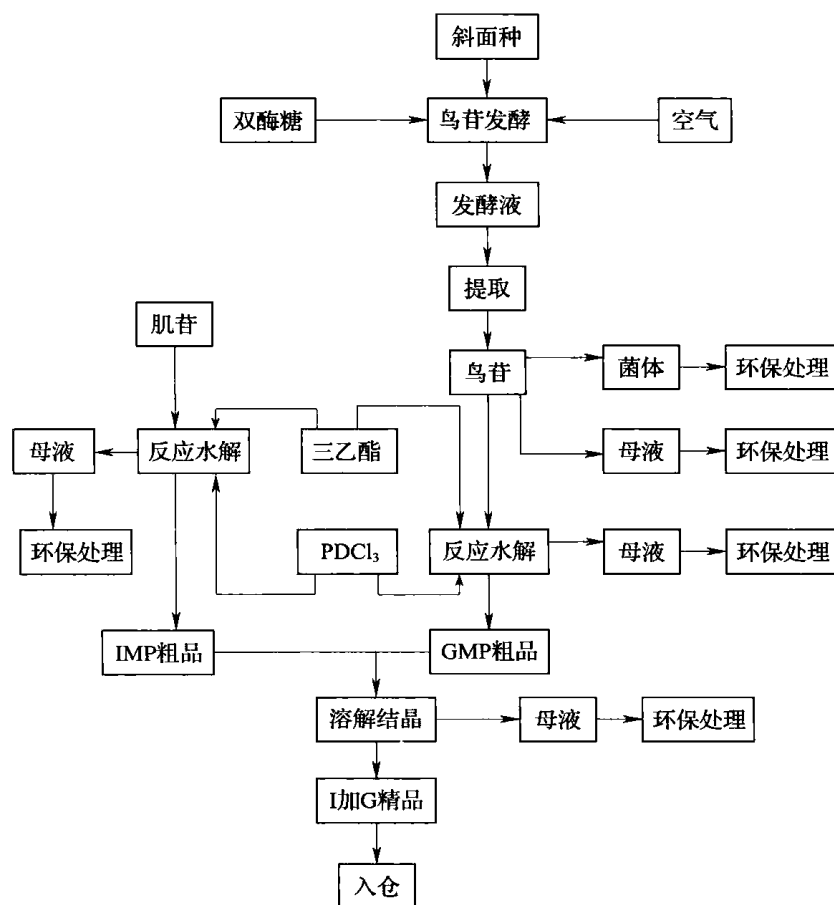


图 3-4-37 工艺流程图

2. 企业的环境保护状况

核苷酸厂在生产过程中产生的主要污染源：① 高浓废水：流量为 1920m³/d，COD_{cr} 1100~64000mg/L；② 淡废水：流量为 2385m³/d，COD_{cr} 1100mg/L 以下。废水处理系统

采用生物法处理，高浓废水先进行 UASB 厌氧处理后再与淡废水混合进行两级生物脱氮处理，经过废水处理系统后出水指标 100% 达到省一级排放标准。在生产中产生的废弃物如煤渣、活性炭、编织袋等可卖给相关单位回收利用，回收部分资金用于设备的维修保养。在废水处理系统中，将厌氧产生的沼气回收供锅炉燃烧，既减少了废气对环境造成的二次污染，同时减少了原煤的用量；另外将母液中残留的盐回收，不但改善了生化处理系统的处理效果，又节约了生产成本。

3. 企业的管理状况

该公司创新和激励机制健全，生产经营均严格按照 SOP 标准操作规程进行，并全面通过了 ISO 9001-2000 质量体系的认证。原材料采购是根据各车间每月的生产所需情况申购原材料计划，然后由生产设备科根据原材料的库存状况，制订出当月的原材料采购计划报公司物资采购分公司，由公司物资采购分公司统一购买，厂物资库存控制在公司要求的库存定额之内，一般控制使用量为一周左右，原材料到厂后，由公司质量检测中心抽样，检验合格后才投入车间使用，各车间的生产操作严格按岗位 SOP 进行，产品入库则凭入库证，合格检验报告书，产品出厂时由销售公司出具发货单，财务部审核，仓库核准发货单，准确无误后，按发货程序放行出厂。

4. 清洁生产的开展及潜力

核苷酸系列产品的生产技术涉及发酵工程和化学合成等技术，其废水既有发酵行业高浓度污染的特征，也有化学合成行业含盐分较多的特点，COD、P、NH₃-N、SS 等含量高。尽管核苷酸厂建成了规模较大的环保处理系统，而且该系统也通过了省环保局组织的验收，并达到省一级排放标准。但运行成本高，影响了产品的综合成本，为了进一步提高核苷酸系统产品的市场竞争能力，将产品做强做大，必须对环保处理办法进行深入研究，优化处理技术，降低处理成本。经过深入分析研究，发酵核苷酸系列产品生产中产生的废水有大量可以回收综合利用的物质，通过工艺调整及增加设备处理，可以回收其中大量的有用物质，进行资源的综合利用，实现清洁生产。同时可使排放至生化处理站的废水中 COD、P、NH₃-N、SS 等大大降低，从而降低了生化处理站的处理负荷，确保厌氧-好氧处理低成本、高效率运作，提高处理后的废水排放质量，对保护环境是极为重要的。另外由于清洁生产工艺的应用，同时回收（生产）大量有价值的副产品，变废为宝，提高经济效益，从而降低了核苷酸系列产品的生产成本，提高产品的市场竞争能力。

（二）清洁生产的实施

要降低废水处理成本，首先应将各种在废水中的有用物质回收再利用，排到废水中的有害（毒）物质的污染负荷就会大幅减少，从而降低了废水的处理成本。

1. 清洁生产方案

根据核苷酸产品生产工艺特性及物料平衡，通过不断研究分析、筛选，选定以下清洁生产方案作为实施方案：

（1）高浓度发酵废水处理 应用膜分离技术，分离湿菌体，用于生产蛋白饲料或有机复合肥；

（2）I 加 G 磷酸盐母液处理 磷酸盐母液采用低温结晶生产磷酸盐，并通过 CaO 与母液中残留的磷酸根反应，使排放液含磷低于 1×10^{-5} mg/L；

（3）I 加 G 母液处理 从 I 加 G 母液中回收 NaCl 和 I 加 G，采用高效蒸发浓缩和分

步结晶技术，低成本回收 NaCl 和 I 加 G；

(4) 尾氨回收处理 将尾氨在中和塔用味精等电母液（或水）吸收，氨水循环用于味精生产。

2. 方案的分析、评估、筛选

(1) 高浓度发酵废水处理 发酵液中含有大量的菌体，提取核苷后的废水由于含有大量的菌体，其 COD 和 BOD 都相当高，需要用水稀释后排放到生化处理系统，因此造成生化处理成本高。2001 年公司投资近 300 万元，引进先进的膜处理技术，可将发酵液浓缩 10 倍。通过有效地分离核苷的清液和菌体，一方面有效地提高了核苷提取的收率。发酵液经膜处理后，大大地提高了发酵液的浓缩倍数，从而有效地提高了核苷的提取收率。提取收率由原来 75% 提高到 80%，使核苷的生产成本每年节约超过 120 万元。另一方面使浓液中发酵菌体的含量大幅提高，含菌量由原来的 15% 提高到 50%，再将菌体浓缩后作为有机复合肥。目前正通过调整核苷处理工艺改进菌体烘干工艺，准备将菌体加工成为蛋白饲料外卖，大大提高经济效益。

(2) 加磷酸加盐母液处理 溶剂相中含有大量的磷酸盐，由于高浓度磷酸盐在生化处理系统中难以得到有效处理，使排放的废水难以达标，因此应该在进入生化处理系统前将溶剂相中的磷酸盐回收，一方面使废水可达标排放，另一方面可通过回收磷酸盐自用和外卖增加经济效益。经对溶剂相的研究分析，确定处理工艺如图 3-4-38 所示。

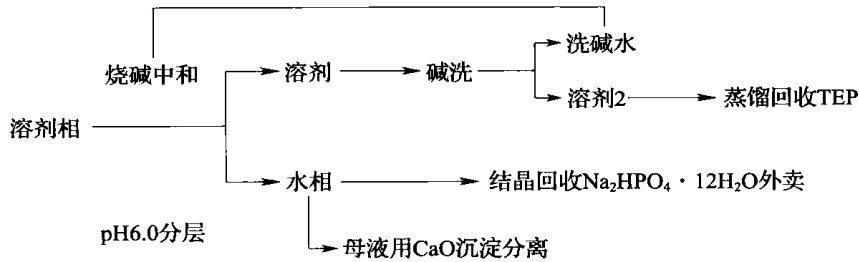


图 3-4-38 加磷酸加盐母液处理工艺流程

2002 年核苷酸厂投资约 150 万元建设磷酸盐回收的生产线，新增人员 12 人，并在当年投入运行。通过以上方法处理 I 加 G 溶剂相，每年可回收食品级 $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ 约 1700t，产生效益达 85 万元。但固定资产折旧及原材料、能源等费用达 100 万元/a，该清洁生产改造属中/高费方案。但废水中的磷酸盐绝大部分被回收，大大减轻了生化处理系统的压力，使排放的废水中含 P 达到一级排放标准，环保效益显著。

(3) I 加 G 母液处理 I 加 G 母液中含有高浓度的 NaCl 和少量的 I 加 G，高浓度的 NaCl 会对厌氧反应器中的活性污泥有抑制和毒害作用，必须在进入生化处理前将其除去。处理工艺路线如下：

I 加 G 母液 → 多效蒸发浓缩 → 热结晶分离 → 离心除 NaCl
→ 冷冻结晶 → I 加 G 粗品 → I 加 G 精制

2003 年核苷酸厂利用现有设备，少量投资建成 I 加 G 母液回收生产线并投入使用，项目新增人员 16 人。通过上述方法每年可回收 NaCl 约 1000t，回收的 NaCl 全部用于 I 加 G 的生产，由此可节约购买费用约 100 万元/a，同时通过回收 I 加 G 粗品，提高了 I 加 G 的回收

率,实施该项方案后,每年可多回收 I 加 G20t,增加产品效益 160 万元/a。固定资产折旧及原材料、能源等费用约 60 万元/a,年经济效益达 200 万元,属无/低费方案。

(4) 尾氨回收处理 生产中会排放氨尾气,原用水吸收后排放去生化处理。由此带来废水中的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 严重超标,大大增加了废水处理的成本。2003 年公司通过投资 80 万元,新建氨尾回收系统,把味精的等电母液(或水)用来吸收氨尾气,其工艺流程为:

尾氨→味精母液在喷淋塔中和→母液氨水→浓缩结晶

采用上述工艺处理后,减少了味精厂的液氨的使用量,降低味精生产成本;同时减少氨对环境的污染,降低排放至环境的氨量,减少中和盐酸用量,使环保废水氨氮达标排放。该项目实施后使该厂的环保处理减少盐酸用量约 250t/月,每年节约成本 55 万元。同时减少味精厂对液氨的使用量为 30t/月,节约成本为 15 万元。固定资产折旧及原材料、能源等费用约 30 万元/a,年经济效益达 40 万元,属无/低费方案。

(三) 清洁生产的效果

1. 经济效益、环境效益分析

清洁生产方案的实施,提高了公司生产水平,大大降低了生产成本及环保处理成本,达到了经济效益与环境效益双赢。具体如表 3-4-10 所示。

表 3-4-10 清洁生产的经济效益与环境效益一览表

清洁生产方案		经济效益	环境效益
无/低费方案	高浓度发酵废水处理	实施后提取收率由 75% 提高到 80%, 节约生产成本 120 万元/a, 固定资产折旧及原材料、能源等费用 70 万元/a, 年经济效益为 50 万元	回收废水中菌体, 降低了生化处理成本
	I 加 G 母液处理	回收 NaCl 约 1000t/a, 节约原材料费用 100 万元/a; 回收 I 加 G 约 20t/a, 节约生产成本 160 万元/a, 固定资产折旧及原材料、能源等费用约 60 万元/a, 年经济效益达 200 万元/a	减少了 NaCl 对厌氧的抑制和毒害作用, 改善了生化处理系统处理效果
	尾氨回收处理	减少环保处理盐酸用量约 250t/月, 节约成本 55 万元/a, 减少液氨使用量约 30t/月, 节约成本 15 万元/a, 固定资产折旧及原材料、能源等费用约 30 万元/a, 年经济效益为 40 万元	处理后排至环境中的氨氮大幅减少, 使废水处理氨氮可达标排放
中/高费方案	I 加 G 磷酸盐母液处理	回收食品级 $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ 约 1700t/a, 收益 85 万元/a, 固定资产折旧及原材料、能源等费用约 100 万元/a, 属中/高费方案。不实施, 排放废水中含 P 难以达标	减轻了生化处理系统压力, 使排放废水中含 P 达到一级排放标准

2. 综合效果评价

公司实施以上清洁生产方案,共投入资金约 550 万元,年产生效益达 300 万元,投入产出比相当巨大。不但提高了核苷酸系列产品在市场上的竞争力,同时遵循国家所引导的环保政策,主动走清洁生产的路子,通过完善清洁生产工艺,大幅减少环境污染,降低资源消耗,使企业走上一条可持续发展的道路。

(四) 小结

1. 实施清洁生产的经验

核苷酸厂通过实施清洁生产，取得了较好的经济和环境效益，其经验可归纳为：

(1) 不断寻求新的发展和新的利润增长点，在新的项目上积极采用清洁生产工艺，把污染源消灭在生产之前，积极回收副产品，变废为宝，节约生产成本、废水处理成本。

(2) 确保清洁生产工艺应用的资金投入，依靠改革创新和技术进步，按照源头上减少污染负荷排放与综合治理相结合走清洁生产路子的理念，积极探索经济增长与环境保护同步发展的途径，走出了一条经济、社会、资源与环境相协调可持续发展的道路，使其产品赢得了市场，赢得了更广阔的发展天地。

2. 存在问题及建议

清洁生产工艺的发展，是提取技术高度发展的产物。要真正实施清洁生产，应对产品的特性有深入的了解，正确选择适当的生产工艺以及熟练掌握相应单元操作过程技术。目前我国的各种单元操作的技术水平与国外先进水平有一定的差距，有些还差距较大。为此，应大力引进国外先进的提取技术和装备，提高自身的生产技术和生产效率，减少环境污染，降低生产成本，提高产品质量，从而提高总体竞争力。

三、东北制药厂清洁生产案例

东北制药厂是生产发酵原料药及制剂产品的大型骨干企业，建于1946年，主要生产维生素类、激素类、磺胺类、抗生素类等多种原料药、医药中间体和制剂产品，共70多个品种，工业产值10多亿元。

维生素C的投产给企业带来了巨大的经济效益，同时也带来了一系列的环境问题，因此未能得到环保部门的环保项目验收，并限期采取控制措施使污染物排放务必达到规定的标准。

为了控制污染物的产生，降低末端治理的费用，减轻污染物处理压力，提高企业的环境效益和经济效益，东北制药厂以维生素C作为清洁生产试点产品进行清洁生产示范工程。下面就维生素C生产废水渣的处理及清洁生产的实施情况介绍如下。

(一) 污染产生的原因

(1) 生产过程中有机溶媒的流失，一部分生产出产品，一部分回收再利用，一部分流失在环境中（空气、水）；

(2) 染菌、产品质量不合格返工，增加物耗和排污量；

(3) 产品中间体回收利用不完全，收率低，随水、气带走；

(4) 工艺参数配比未达到最佳值，造成消耗高；

(5) 回收循环利用深度不够；

(6) 环保处理设施运行不稳定，污染物排放超标。

通过投入、产出、物料平衡，分析生产工艺（包括提取、转化、精制）过程“三废”情况，了解和制订出废液治理措施。

(二) 废水的处理

含酸废水：提取、转化工序、离子交换及纯水制备产生的含酸废水经调节后由中和滤塔、曝气塔处理，合格后排放。

有机废水转化：三次母液、多次母液等为高浓度有机废水，与提取岗位产生的浓缩蒸出的低浓度有机废水，按比例进行有机调配，在调配池调配均匀后进入深井曝气池处理，再经脱水、沉淀后排入下水道。

（三）废渣处理

超滤工序产生的维生素 C 超滤蛋白渣（液），采用专用分离和干燥设备进行了工业性试验，废液经厌氧消化池，深井曝气处理。

废碳（转化、精制）经收集后由活性炭厂再处理，古龙酸母液经回收生产古龙酸钠，重新用于生产维生素 C，回收后的废液进行深井曝气净化处理。

（四）清洁生产方案实施情况

1. 实施无费/低费方案

包括原料和产品的严格管理、加强设备的维修保养、建立健全生产管理、员工的岗位培训、清洁生产教育、节约能源、减少浪费等措施。

（1）原料和产品的严格管理

① 原料供应严格检查，保证进货质量；统一订购，降低进货成本。

② 原材料、产品的贮存、搬运等环节加强管理，减少非生产性损失。

（2）设备管理 设备按照正常的操作规程管理，定期检查，维修保养，进行必要操作使用和维修等方面的学习和培训。

（3）现场管理 建立健全企业有关规章制度，加强现场管理，严格执行规章制度。

（4）员工管理 定期对员工进行技术培训，提高技术操作水平。

（5）环保 进行全员环保知识、清洁生产知识的学习，提高环境保护意识。

（6）节约能源和综合利用

① 采取节约措施，能量计量，能源定量，定额使用，杜绝跑、冒、漏的浪费现象。

② 加强原材料、产品的回收循环利用、非产品的综合利用。

2. 实施中费/高费方案

离心设备的改造和维生素 C 超滤菌丝体制取蛋白饲料方案的实施。

（1）离心分离设备改造 原三足式离心分离设备为敞开式生产，乙醇易挥发，不仅浪费原料，而且影响岗位操作环境；另外三足式离心分离设备容积小，增加了停机装卸原料和清洗设备次数，影响生产效率及设备清洗带来环境污染。为解决三足式离心机存在的问题，提出了对三足式离心机的改造方案，采用电动吊装式离心机替代三足式离心机，并在维生素 C 车间装了一台进行单机示范，经过半年运行，效果明显，具体表现如下：

① 设备操作方便，运行稳定，单机工作能力较原三足式离心机提高一倍。采用电动吊卸料替代人工操作，减轻了员工劳动强度，占地面积小，便于操作管理、维修。

② 吊式离心机密闭操作，减少乙醇的挥发损失，改善操作环境，乙醇加料减少 15%，污染物产生量减少 15%，折合 COD 每月少排 2.6t。

③ 带来了明显的经济效益：

a. 原料乙醇的用料减少 15%，每月节省乙醇 4t，价值 1.5 万元；

b. 节省电能，电功率从 30kW 下降到 23kW，每月节电 3150kW·h，价值 1890 元；

c. 减少处理运行费用 2800 元；

d. 减少产品损失，提高效率 0.6%~0.8%。每月多产维生素 C 500kg，价值 3 万元。

假定全部采用吊装式离心机取代三足式离心机,经可行性分析,需投资 592 万元,可减少乙醇投料量 15%,回收乙醇时蒸汽用量 1256t,减少 COD 年产量和排放量约 900t,年增加收益 212 万元,投资回收期限 3 年左右。

(2) 维生素 C 超滤菌丝体制取蛋白饲料 生物发酵法生产维生素 C 时,有效成分古龙酸经过滤、超滤提取后,生物发酵的菌丝体和残余培养液被截留下来,作为废弃物处理掉。而这些菌丝体内含有的蛋白饲料的常规营养成分和氨基酸,是一种可以用来制取蛋白饲料的良好原料。该企业维生素 C 生产过程中年产菌丝体 2 万 t,含水率 85%,COD 浓度为 12mg/L。用成套干燥设备年生产蛋白饲料 3500t,创产值 500 万元以上,同时可以削减 COD2100t,有良好的经济效益和环境效益。维生素 C 菌丝体生产蛋白饲料的工艺为:絮凝→分离→干燥。

所用设备为旋片气流式干燥成套设备。设备原理是设有热风直接加热腔和烟气间接加热腔,热风腔内有电机带动的转轴和旋片,物料在旋片的作用下被抛起、分散、前移,同时被加热,达到物料中的水分被干燥的目的。

离心分离设备的改造和菌丝体生产蛋白饲料都具有良好的经济效益和环境效益。需投资 592 万元和 507 万元,偿还投资年限分别为 2 年和 4 年。

3. 实施清洁生产的效果

通过清洁生产的无费/低费方案的实施,维生素 C 产品的各项技术经济指标有了大幅度提高,取得了良好的经济效益和环境效益。收率提高了 8.8%,消耗下降了 17.52%,水耗下降了 64.84%,气耗下降了 56.39%,电耗下降了 38.76%,成本下降了 12.93%。

思考题

1. 清洁生产的内涵及其意义是什么?如何进行清洁生产审核?
2. 企业推行清洁生产过程中,如何达到降低能耗的目的?
3. 采取哪些节水措施可以达到清洁生产的节水要求?
4. 废液生化处理的方法分为几种?其各自的原理及特点如何?
5. 目前常用的几种废液厌氧生物处理工艺和设备有哪些?
6. 固体废物处理的方法有哪些?
7. 从发酵液中分离菌体的方法有哪些?原理是什么?
8. 请描述啤酒生产工艺如何实现清洁生产。

参 考 文 献

1. 周中平,赵毅红,朱慎林. 清洁生产工艺及其应用实例. 北京:化学工业出版社,2003.
2. 肖冬光. 微生物工程原理. 北京:中国轻工业出版社,2006.
3. 广东省经济贸易委员会. 清洁生产案例分析. 北京:中国环境科学出版社,2005.
4. 奚旦立. 清洁生产与循环经济. 北京:化工工业出版社,2005.

附 录

一、国际空气洁净度标准（草案）

级别	空气中生物和非生物微粒总数 ≥0.5 μm 微粒的最大数量 (1L)	空气中生物微粒单位体积空气中 活性菌落最大数量 (1L)	表面生物微粒沉降菌 落最大数量 (粒/m ² ·周)
1	不控制	不控制	不控制
2	3500	0.0884	323000
3	350	0.0176	64600
4	3.5	0.0035	12900
5	0.35	0.0014	5200

二、《空气洁净技术措施》的空气洁净度级别

级别	粒径/μm	平均含尘 浓度/(粒/L)	温度范围/℃	相对湿度 范围/%	不同级别相邻 房间静压差/Pa	噪声值 A 声级/dB
3	>0.5	3	18~26	40~60	>4.9	<65
30	>0.5	30	18~26	40~60	>4.9	<65
300	>0.5	300	18~26	40~60	>4.9	<65
3000	>0.5	3000	18~26	40~60	>4.9	<65
30000	>0.5	30000	18~26	40~60	>4.9	<65

三、饱和水与饱和水蒸气表（按压力排列）

压力 p/bar	温度 $T/^\circ\text{C}$	比体积/($10^{-3}\text{m}^3/\text{kg}$)		焓/(kJ/kg)		
		饱和水 v'	饱和水蒸气 v''	饱和水 h'	潜热 γ	饱和水蒸气 h''
0.040	28.96	1.0040	34800	121.46	2432.9	2554.4
0.060	36.16	1.0064	23739	151.53	2415.9	2567.4
0.080	41.51	1.0084	18103	173.88	2403.1	2577.0
0.10	45.81	1.0102	14674	191.83	2392.8	2584.7
0.20	60.06	1.0172	7649	251.40	2358.3	2609.7
0.30	69.10	1.0223	5229	289.23	2336.1	2626.3
0.40	75.87	1.0265	3993	317.58	2319.2	2636.8
0.50	81.33	1.0300	3240	340.49	2305.4	2645.9
0.60	85.94	1.0331	2732	359.86	2293.6	2663.5
0.70	89.95	1.0360	2365	376.70	2283.3	2660.0
0.80	93.50	1.0380	2087	391.66	2274.1	2665.8
0.90	96.71	1.0410	1869	405.15	2265.7	2670.9
1.00	99.63	1.0432	1694	417.46	2258.0	2975.5

续表

压力 p/bar	温度 $T/^\circ\text{C}$	比体积/ ($10^{-3}\text{m}^3/\text{kg}$)		焓/ (kJ/kg)		
		饱和水 v'	饱和水蒸气 v''	饱和水 h'	潜热 γ	饱和水蒸气 h''
1.50	111.4	1.0528	1159	467.11	2226.5	2693.6
2.00	120.2	1.0605	885.7	504.70	2201.9	2706.7
2.50	127.4	1.0672	718.7	535.37	2181.5	2716.9
3.00	133.6	1.0732	605.8	561.47	2163.8	2725.3
3.50	138.9	1.0786	524.3	584.33	2148.1	2732.4
4.00	143.6	1.0836	462.5	604.74	2133.8	2738.6
4.50	147.9	1.0882	414.0	623.25	2120.7	2743.9

注: $1\text{bar}=10^5\text{Pa}$

四、饱和水的热性质

t	ρ	c_p		ν	λ		$a \times 10^3$	P_γ	β
		J/ ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)	kcal/ ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)		W/ ($\text{m} \cdot ^\circ\text{C}$)	kcal/ ($\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$)			
0	1002	4218	1.008	0.179×10^{-5}	0.552	0.474	13.1	13.6	0.18×10^{-3}
20	1001	4182	0.999	0.101	0.597	0.513	14.3	7.02	
40	994.6	4178	0.998	0.0658	0.628	0.540	15.1	4.34	
60	985.4	4184	0.999	0.0477	0.651	0.559	15.5	3.02	
80	974.1	4196	1.002	0.0364	0.668	0.574	16.4	2.22	
100	960.6	4216	1.007	0.0294	0.680	0.585	16.8	1.74	

五、在标准大气压力下空气的热性质

T	ρ	c_p		ν	λ		$a \times 10^5$	μ		P_γ
		J/ ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)	kcal/ ($\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$)		W/ ($\text{m} \cdot ^\circ\text{C}$)	kcal/ ($\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$)		m^2/s	$\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$	
250	1.413	1005	0.2400	0.949×10^{-5}	0.0223	0.0192	1.56	1.60×10^{-5}	0.163×10^{-5}	0.722
300	1.177	1006	0.2402	1.57	0.0262	0.0225	2.22	1.85	0.183	0.708
350	0.998	1009	0.2409	2.08	0.0300	0.0258	2.98	2.08	0.212	0.697
400	0.883	1014	0.2421	2.59	0.0337	0.0290	3.76	2.29	0.234	0.689
450	0.783	1021	0.2438	2.89	0.0371	0.0319	4.63	2.48	0.253	0.683
500	0.705	1030	0.2460	3.79	0.0404	0.0347	5.53	2.67	0.272	0.680
550	0.642	1039	0.2481	4.43	0.0436	0.0375	6.53	2.85	0.291	0.680
600	0.588	1055	0.2519	5.13	0.0466	0.0401	7.51	3.02	0.308	0.680
650	0.543	1063	0.2538	5.85	0.0495	0.0426	8.58	3.18	0.324	0.682
700	0.503	1075	0.2567	6.63	0.0523	0.0450	9.67	3.33	0.340	0.684
750	0.471	1086	0.2593	7.39	0.0551	0.0474	10.8	3.48	0.355	0.686
800	0.441	1098	0.2622	8.23	0.0578	0.0497	12.0	3.63	0.370	0.689

续表

T	ρ	c_p		v	λ		$a \times 10^5$	μ		P_r
		J/ (kg·°C)	kcal/ (kg·°C)		W/ (m·°C)	kcal/ (m·h·°C)		m^2/s	$N \cdot s/m^2$	
850	0.415	1110	0.2651	9.07	0.0603	0.0516	13.2	3.77	0.384	0.692
900	0.392	1121	0.2677	9.93	0.0628	0.0540	14.3	3.90	0.398	0.696
950	0.372	1132	0.2703	10.8	0.0653	0.0562	15.5	4.02	0.410	0.699
1000	0.352	1142	0.2727	11.8	0.0675	0.0581	16.8	4.15	0.423	0.702
1100	0.320	1161	0.2787	13.7	0.0723	0.0622	19.5	4.40	0.449	0.706
1200	0.295	1179	0.2815	15.7	0.0763	0.0656	22.0	4.63	0.472	0.714
1300	0.271	1197	0.2858	17.9	0.0803	0.0691	24.8	4.85	0.494	0.722

六、湿空气的物理性质表

空气温度/°C	干空气密度/ (kg/m ³)	饱和空气 密度/(kg/m ³)	水蒸气饱和分 压力/kPa	饱和空气的含 湿量 h/(g/kg)	饱和空气比热 c/[kJ/kg·°C]
+40	1.128	1.097	7.3750	48.8	1.110
38	1.135	1.107	6.6244	43.5	1.097
36	1.142	1.116	5.9410	38.8	1.089
34	1.150	1.126	5.3193	34.4	1.080
32	1.157	1.136	4.7540	30.6	1.072
+30	1.165	1.146	4.2421	27.2	1.063
28	1.173	1.156	3.7795	24.0	1.059
26	1.181	1.166	3.3609	21.4	1.1051
24	1.189	1.176	2.9836	18.8	1.043
22	1.197	1.185	2.6436	16.6	1.043
+20	1.205	1.195	2.3370	14.7	1.038
18	1.213	1.204	2.0637	12.9	1.038
16	1.222	1.214	1.8171	11.4	1.034
14	1.230	1.223	1.5984	9.97	1.030
12	1.238	1.232	1.4025	8.75	1.026
+10	1.247	1.242	1.2278	7.63	1.026
8	1.256	1.251	1.0732	6.65	1.026
6	1.266	1.261	0.9345	5.79	1.022
4	1.275	1.271	0.8132	5.03	1.022
2	1.284	1.281	0.7052	4.37	1.017
0	1.293	1.290	0.6106	3.78	1.017
-2	1.303	1.301	0.5173	3.19	1.017
4	1.312	1.310	0.4373	2.69	1.017
6	1.322	1.320	0.3679	2.27	1.013
8	1.332	1.331	0.3093	1.91	1.013
-10	1.342	1.341	0.2600	1.60	1.013
12	1.353	1.350	0.2173	1.33	1.013
14	1.363	1.361	0.1813	1.11	1.013
16	1.374	1.372	0.1506	0.92	1.013
18	1.385	1.384	0.1253	0.76	1.009
-20	1.396	1.395	0.1027	0.63	1.009

七、水的饱和蒸汽压与温度 (0~179℃) 的关系

T/℃	p/kPa	T/℃	p/kPa	T/℃	p/kPa	T/℃	p/kPa
0	0.612015	45	9.616063	90	70.27177	135	316.0779
1	0.658151	46	10.1207	91	72.98908	136	325.4623
2	0.707329	47	10.64794	92	75.79381	137	335.0724
3	0.759719	48	11.19861	93	78.68816	138	344.9123
4	0.8155	49	11.77357	94	81.67436	139	354.986
5	0.874857	50	12.37367	95	84.75469	140	365.2977
6	0.937985	51	12.99983	96	87.93145	141	375.8515
7	1.005086	52	13.65295	97	91.20699	142	386.6516
8	1.076372	53	14.33399	98	94.58369	143	397.7022
9	1.152063	54	15.04391	99	98.06399	144	409.0076
10	1.232391	55	15.7837	100	101.6503	145	420.5722
11	1.317593	56	16.55439	101	105.3452	146	432.4003
12	1.40792	57	17.35702	102	109.1512	147	444.4963
13	1.503631	58	18.19267	103	113.0709	148	456.8646
14	1.604997	59	19.06242	104	117.1069	149	469.5098
15	1.712299	60	19.9674	105	121.2618	150	482.4363
16	1.825827	61	20.90877	106	125.5384	151	495.6488
17	1.945887	62	21.8877	107	129.9394	152	509.1518
18	2.072793	63	22.9054	108	134.4675	153	522.9499
19	2.206872	64	23.96311	109	139.1256	154	537.048
20	2.348463	65	25.06209	110	143.9166	155	551.4506
21	2.49792	66	26.20363	111	148.8434	156	566.1627
22	2.655608	67	27.38905	112	153.9088	157	581.1889
23	2.821904	68	28.61971	113	159.116	158	596.5342
24	2.997201	69	29.89698	114	164.4678	159	612.2034
25	3.181906	70	31.22229	115	169.9674	160	628.2015
26	3.376439	71	32.59706	116	175.6178	161	644.5334
27	3.581236	72	34.02279	117	181.4223	162	661.2041
28	3.796746	73	35.50096	118	187.384	163	678.2188
29	4.023435	74	37.03312	119	193.5062	164	695.5824
30	4.261785	75	38.62084	120	199.792	165	713.3001
31	4.512294	76	40.26571	121	206.2449	166	731.3772
32	4.775475	77	41.96938	122	212.8681	167	749.8187
33	5.05186	78	43.7335	123	219.6652	168	768.6299
34	5.341996	79	45.55978	124	226.6394	169	787.8161
35	5.646448	80	47.44995	125	233.7944	170	807.3827
36	5.965801	81	49.40579	126	241.1335	171	827.335
37	6.300655	82	51.42908	127	248.6605	172	847.6783
38	6.651631	83	53.52167	128	256.3788	173	868.4182
39	7.019368	84	55.68544	129	264.2922	174	889.56
40	7.404526	85	57.92227	130	272.4043	175	911.1094
41	7.807781	86	60.23412	131	280.7189	176	933.0717
42	8.229833	87	62.62297	132	289.2397	177	955.4527
43	8.671401	88	65.09082	133	297.9706	178	978.2579
44	9.133223	89	67.63972	134	306.9153	179	1001.493

八、标准大气压下酒精水溶液的液相、气相组成及沸点温度

液相组成		沸点温度/ ℃	气相组成		液相组成		沸点温度/ ℃	气相组成	
液相中酒精含量/%	液相中酒精分子/%		气相中酒精含量/%	气相中酒精分子/%	液相中酒精含量/%	液相中酒精分子/%		气相中酒精含量/%	气相中酒精分子/%
0.01	0.004	99.9	0.13	0.053	23.00	10.48	86.2	67.3	44.61
0.10	0.4	99.8	1.3	0.51	24.00	11.00	85.95	68.0	45.41
0.15	0.055	99.7	1.95	0.77	25.00	11.53	85.7	68.6	46.08
0.20	0.8	99.6	2.6	1.03	26.00	12.08	85.4	69.3	46.90
0.30	0.12	99.5	3.8	1.57	27.00	12.64	85.2	69.8	47.49
0.40	0.16	99.4	4.9	1.98	28.00	13.19	85.0	70.3	48.08
0.50	0.19	99.3	6.1	2.45	29.00	13.77	84.8	70.8	48.68
0.60	0.23	99.2	7.1	2.90	30.00	14.35	84.7	71.3	49.30
0.70	0.27	99.1	8.1	3.33	31.00	14.95	84.5	71.7	49.77
0.80	0.31	99.0	9.0	3.725	32.00	15.55	84.3	72.1	50.27
0.90	0.35	98.9	9.9	4.12	33.00	16.15	84.2	72.5	50.78
1.00	0.39	98.75	10.1	4.20	34.00	16.77	83.85	72.9	51.27
2.00	0.79	97.65	19.7	8.76	35.00	17.41	83.75	73.2	51.67
3.00	1.19	96.65	27.2	12.75	36.00	18.03	83.7	73.5	52.04
4.00	1.61	95.8	33.3	16.34	37.00	18.68	83.5	73.8	52.43
5.00	2.01	94.95	37.0	18.68	38.00	19.34	83.4	74.0	52.68
6.00	2.43	94.15	41.1	21.45	39.00	20.00	83.3	74.3	53.09
7.00	2.86	93.35	44.6	23.96	40.00	20.68	83.1	74.6	53.46
8.00	3.29	92.6	47.6	26.21	41.00	21.38	82.95	74.8	53.76
9.00	3.73	91.9	50.0	28.12	42.00	22.07	82.78	75.1	54.12
10.00	4.16	91.3	52.2	29.92	43.00	22.78	82.65	75.4	54.54
11.00	4.61	90.8	54.1	31.56	44.00	23.51	82.5	75.6	54.80
12.00	5.07	90.5	55.8	33.06	45.00	24.25	82.45	75.9	55.22
13.00	5.51	89.7	57.4	34.51	46.00	25.00	82.35	76.1	55.48
14.00	5.98	89.2	58.8	35.83	47.00	25.75	82.3	76.3	55.74
15.00	6.46	89.0	60.0	36.98	48.00	26.53	82.15	76.5	56.73
16.00	6.86	88.3	61.1	38.06	49.00	27.32	82.0	76.8	56.44
17.00	7.41	87.9	62.2	39.16	50.00	28.12	81.9	77.0	56.71
18.00	7.95	87.7	63.2	40.13	51.00	28.93	81.8	77.3	57.12
19.00	8.41	87.4	64.3	41.27	52.00	29.80	81.7	77.5	57.41
20.00	8.92	87.0	65.0	42.09	53.00	30.61	81.6	77.7	57.70
21.00	9.42	86.7	65.8	42.94	54.00	31.47	81.5	78.0	58.11
22.00	9.93	86.4	66.6	43.82	55.00	32.34	81.4	78.2	58.39

附 录

续表

液相组成		沸点温度/ ℃	气相组成		液相组成		沸点温度/ ℃	气相组成	
液相中酒精含量/%	液相中酒精分子/%		气相中酒精含量/%	气相中酒精分子/%	液相中酒精含量/%	液相中酒精分子/%		气相中酒精含量/%	气相中酒精分子/%
56.00	33.24	81.3	78.5	58.78	77.00	56.71	79.7	84.5	68.07
57.00	34.16	81.25	78.7	59.10	78.00	58.11	79.65	84.9	68.76
58.00	35.09	81.2	79.0	59.55	79.00	59.55	79.55	85.4	69.59
59.00	36.02	81.1	79.2	59.84	80.00	61.02	79.5	85.8	70.29
60.00	36.98	81.0	79.5	60.29	81.00	62.52	79.4	86.0	70.63
61.00	37.97	80.95	79.7	60.58	82.00	64.05	79.3	86.7	71.85
62.00	38.95	80.85	80.0	61.02	83.00	65.64	79.3	87.3	72.71
63.00	40.00	80.75	80.3	64.44	84.00	67.27	79.1	87.7	73.61
64.00	41.02	80.65	80.5	61.61	85.00	68.92	78.95	88.3	74.69
65.00	42.09	80.6	80.8	62.22	86.00	70.63	78.85	88.9	75.82
66.00	43.17	80.5	81.0	62.52	87.00	72.36	78.75	89.5	76.93
67.00	44.27	80.45	81.3	62.09	88.00	74.15	78.65	92.1	78.00
68.00	45.41	80.4	81.6	63.43	89.00	75.99	78.6	90.7	79.26
69.00	46.55	80.3	81.9	63.91	90.00	77.88	78.5	91.3	80.42
70.00	47.74	80.2	82.1	64.21	91.00	79.82	78.4	92.0	81.83
71.00	48.92	80.1	82.4	64.70	92.00	81.83	78.3	92.7	83.26
72.00	50.16	80.0	82.8	65.34	93.00	83.87	78.27	93.5	84.91
73.00	51.39	79.95	83.1	65.81	94.00	85.97	78.2	94.2	86.40
74.00	52.68	79.85	83.4	66.28	95.00	88.13	78.177	95.05	88.13
75.00	54.00	79.75	83.8	66.92	95.57	89.41	78.15	95.57	89.41
76.00	55.34	79.72	84.1	67.42					

九、酒精水溶液的比热

浓度/%	温度/℃					浓度/%	温度/℃				
	0	30	50	70	90		0	30	50	70	90
5	1.03	1.01	1.02	1.02	1.02	60	0.80	0.86	0.92	0.98	1.04
10	1.05	1.02	1.02	1.02	1.03	70	0.75	0.80	0.88	0.94	1.02
20	1.04	1.03	1.03	1.03	1.03	80	0.67	0.74	0.77	0.87	0.97
30	1.00	1.02	1.05	1.07	1.09	90	0.61	0.67	0.70	0.80	0.90
40	0.94	0.98	1.00	1.04	1.05	100	0.54	0.60	0.65	0.71	0.78
50	0.87	0.92	0.96	1.01	1.05						

十、氨热力性质

温度/ ℃	绝对压力/ (kg/cm ²)	体积		相对密度		焓		蒸发热/ (kJ/kg)	熵	
		液体/ (L/kg)	汽体/ (m ³ /kg)	液体/ (kg/L)	汽体/ (kg/m ³)	液体× 4.186/ (kJ/kg)	汽体× 4.186/ (kJ/kg)		液体× 4.186/ [(kJ/ kg·°K)]	汽体× 4.186/ [(kJ/ kg·°K)]
-20	1.9397	1.5037	0.6237	0.6650	1.603	78.15	395.87	317.72	0.9173	2.1726
-19	2.0273	1.5066	0.5984	0.6637	1.671	79.23	396.19	316.96	0.9215	2.1689
-18	2.1180	1.5096	0.5743	0.6624	1.741	80.31	396.51	316.20	0.9258	2.1653
-17	2.2119	1.5125	0.5514	0.6612	1.814	81.39	396.83	315.44	0.9300	2.1617
-16	2.3091	1.5155	0.5296	0.6598	1.888	82.48	397.15	314.67	0.9342	2.4581
-15	2.4097	1.5185	0.5088	0.6585	1.965	83.57	397.46	313.89	0.9384	2.1546
-14	2.5137	1.5215	0.4889	0.6572	2.045	84.65	397.77	313.12	0.9426	2.1511
-13	2.6212	1.5245	0.4701	0.6560	2.127	85.74	398.08	312.34	0.9468	2.1476
-12	2.7324	1.5276	0.4520	0.6546	2.212	86.84	398.38	311.54	0.9509	2.1441
-11	2.8472	1.5307	0.4349	0.6533	2.299	87.92	398.68	310.76	0.9551	2.1407
-10	2.9658	1.5338	0.4185	0.6520	2.389	89.01	398.97	309.96	0.9592	2.1373
-9	3.0883	1.5369	0.4028	0.6507	2.483	90.11	399.26	309.15	0.9633	2.1339
-8	3.2147	1.5400	0.3878	0.6494	2.579	91.21	399.55	308.34	0.9675	2.1306
-7	3.3452	1.5432	0.3735	0.6480	2.677	92.29	399.83	307.54	0.9716	2.1273
-6	3.4798	1.5464	0.3599	0.6467	2.779	93.41	400.12	306.71	0.9757	2.1240
-5	3.6186	1.5496	0.3468	0.6453	2.884	94.50	400.39	305.89	0.9797	2.1207
-4	3.7617	1.5528	0.3343	0.6440	2.991	95.59	400.66	305.07	0.9838	2.1175
-3	3.9092	1.5561	0.3224	0.6426	3.102	96.69	400.93	304.24	0.9879	2.1143
-2	4.0612	1.5594	0.3109	0.6413	3.216	97.79	401.20	303.41	0.9919	2.1111
-1	4.2179	1.5627	0.3000	0.6399	3.333	98.90	401.46	302.56	0.9959	2.1079
0	4.3791	1.5660	0.2895	0.6386	3.454	100.00	401.72	301.72	1.0000	2.1043
1	4.5452	1.5694	0.2795	0.6372	3.578	101.10	401.97	300.87	1.0040	2.1017
2	4.7161	1.5727	0.2698	0.6358	3.706	102.21	402.22	300.01	1.0080	2.0986
3	4.8920	1.5761	0.2606	0.6345	3.837	103.31	402.46	299.15	1.0120	2.0955
4	5.0730	1.5796	0.2517	0.6331	3.973	104.44	402.71	298.27	1.0160	2.0924
5	5.2591	1.5831	0.2433	0.6317	4.110	105.54	402.95	297.41	1.0200	2.0894
6	5.4505	1.5866	0.2351	0.6303	4.254	106.65	403.18	296.53	1.0239	2.0864
7	5.6473	1.5901	0.2273	0.6289	4.399	107.77	403.41	295.64	1.0279	2.0834
8	5.8495	1.5936	0.2198	0.6275	4.550	108.89	403.64	294.75	1.0318	2.0804
9	6.0573	1.5972	0.2126	0.6261	4.704	110.00	403.85	293.85	1.0359	2.0775
10	6.2707	1.6008	0.2056	0.6247	4.864	111.12	404.08	292.96	1.0397	2.0745
11	6.4900	1.6045	0.1990	0.6232	5.025	112.23	404.29	292.06	1.0436	2.0716
12	6.7151	1.6081	0.1926	0.6219	5.192	113.35	404.49	291.14	1.0475	2.0687
13	6.9467	1.6118	0.1864	0.6204	5.365	114.47	404.70	290.23	1.0515	2.0659
14	7.1834	1.6156	0.1805	0.6190	5.540	115.61	404.90	289.29	1.0554	2.0630

注: 1kg/cm² = 9.8 × 10⁴ Pa

十一、NaCl 及 CaCl₂ 盐水的相对密度

溶液中的 含盐量/%	盐水温度/°C					溶液中的 含盐量/%	盐水温度/°C			
	+15	±0	-5	-10	-15		+15	±0	-10	-20
10	1.075	1.078	1.079	—	—	15	1.132	1.137	1.140	—
11	1.082	1.086	1.087	—	—	16	1.142	1.174	1.150	—
12	1.089	1.093	1.095	—	—	17	1.151	1.157	1.160	—
13	1.098	1.101	1.102	—	—	18	1.161	1.167	1.170	—
14	1.103	1.108	1.110	—	—	19	1.171	1.177	1.180	—
15	1.111	1.116	1.117	1.119	—	20	1.181	1.187	1.190	—
16	1.119	1.124	1.125	1.125	—	21	1.191	1.197	1.201	1.205
17	1.127	1.133	1.134	1.135	—	22	1.201	1.207	1.211	1.215
18	1.134	1.141	1.142	1.144	—	23	1.211	1.218	1.222	1.226
19	1.141	1.147	1.148	1.149	1.151	24	1.222	1.228	1.233	1.237

十二、氨及盐水横式光滑排管传热系数

$K=4.186 \cdot x$ [kJ/(m²·h·°C)] 值 (D57×3.5 无缝钢管)

库房温 度/°C	库房相对 湿度/%	排管的 管数/根	温差/°C			库房温 度/°C	库房相对 湿度/%	排管的 管数/根	温差/°C		
			6	10	14				6	10	14
1. 墙管单排的 x 值						-10	90	10	6.7	7.0	7.3
-10	90	6	8.6	7.0	7.2			14	7.7	8.0	8.3
		10	7.3	7.6	7.9			18	9.1	9.4	9.6
		14	8.3	8.6	8.8		0	85	6	7.2	7.8
		18	9.7	9.9	10.1	10			7.9	8.5	8.9
0	85	6	7.8	8.4	8.8	14	9.2	9.8	10.0		
		10	8.6	9.2	9.5	18	10.8	11.4	11.6		
		14	9.8	10.3	10.6	2. 顶管单排的 x 值					
		18	11.4	12.0	12.2	-10	90		6.7	7.0	7.3
双排的 x 值						0	85		7.9	8.4	8.7
-10	90	6	6.0	6.4	6.7	箍式的 (5 根高 6 根宽) x 值					
-10	90					-10	90		6.1	6.4	6.7
						0	85		7.2	7.8	8.1
0	85					-10	90		5.1	5.5	5.8
						0	85		6.1	6.8	7.1