

微生物工程

下册

上海科学技术出版社

微生物工程

下 册

《微生物工程》编写组

上海科学技术出版社

微生物工程

下册

《微生物工程》编写组

上海科学技术出版社出版

(上海瑞金二路450号)

新华书店上海发行所发行 上海商务印刷厂印刷

开本787×1092 1/16 印张26 插页1 字数621,000

1982年7月第1版 1982年7月第1次印刷

印数1—5,400

统一书号: 15119·2187 定价: (科五) 2.70元

内 容 提 要

本书分为上、下两册，上册是微生物培养(发酵)部分，下册是产品提取部分。

下册主要论述发酵工业中，发酵产物的提纯(后处理)，包括分离、蒸发、结晶和干燥等单元操作。系统地介绍了这些单元操作的基本原理、工艺流程、设备的选型和结构以及设计方法，并列举了大量的实用例题和有关工程设计数据。

本书可作为大专院校有关专业的教材，也可供从事发酵工业的工人、科技人员参考。

前 言

发酵产物提纯(后处理)的单元操作与一般化工过程并无明显区别,但由于发酵物料的特殊性,所以又具有某些特殊要求,有时可能比一般化工过程更为复杂和麻烦。目前国内涉及这个课题的书籍还没有,本书的目的就是依据发酵物料的特殊性介绍后处理的工艺流程和设备选型、结构及设计方法。

书中对于化工过程的基础原理和理论探讨仅作一般介绍,读者如有兴趣最好能与化工过程参照阅读。

本书由庄永乐主编,各章编著者为:第八章冯容保;第九章和第十章庄永乐;第十一章曹震琴;第十二章 杨国光;第十三章梁立仁;第十四章薛元龙。

由于这个课题的编写是初次尝试,所以书中一定存在不少缺点与错误,深望读者提出批评和指正。

本书蒙化工部医药、农药情报中心站,上海医药工业研究院等单位提供宝贵资料,谨此致谢。

编 者
1980年10月

目 录

第八章 过滤与离心分离	1
第一节 过滤原理	2
一、过滤方程式	3
二、发酵液的过滤特性	6
第二节 过滤设备的类型和应用	9
一、过滤设备的分类和选择	9
二、板框压滤机	12
三、全自动板框压滤机	16
四、真空转鼓过滤机	19
五、真空圆盘过滤机	26
六、密闭式圆盘过滤机	28
七、叶片过滤机	29
第三节 离心分离原理	32
一、离心分离因数	32
二、离心沉降	33
三、离心过滤	36
第四节 离心机的类型和应用	37
一、离心机的分类和选择	37
二、三足式离心机	41
三、卧式刮刀卸料离心机	42
四、卧式活塞推料离心机	45
五、沉降式螺旋卸料离心机	47
六、管式高速离心机	50
七、碟片式离心机	53
八、综合举例	59
九、超速离心机	61
第九章 蒸发	64
第一节 蒸发原理	65
一、沸腾给热	65
二、沸点升高	66
三、基本计算式	68
四、多效蒸发	71
第二节 蒸发设备的类型和应用	77
一、自然循环蒸发器(内循环和外循环管式蒸发器)	78
二、长管薄膜蒸发器(升膜、降膜和升降膜蒸发器)	81
三、刮板薄膜蒸发器	90

四、其他新型蒸发器	95
五、多室蒸发器	97
第三节 液沫分离装置及附属设备	99
一、液沫分离装置	99
二、冷凝器	102
三、真空发生装置	105
第十章 结晶	121
第一节 结晶原理	121
一、饱和溶解度和过饱和溶解度	121
二、起晶	123
三、晶体的生长和分布规律	125
四、物料衡算和热量衡算	127
第二节 结晶设备	128
一、冷却结晶器	129
二、蒸发结晶器	131
三、真空结晶器	135
第三节 结晶设备的设计和放大原则	137
一、设计	138
二、放大	140
第十一章 萃取	142
第一节 萃取原理	142
一、萃取过程	142
二、液-液萃取原理	144
三、液-液萃取的操作流程和操作条件	148
四、固-液萃取原理	153
第二节 液-液萃取设备	155
一、液-液萃取设备的类型	155
二、液-液萃取设备的计算	162
第三节 固-液萃取的流程和设备	166
一、单效间歇萃取	166
二、多效逆流连续及半连续萃取	168
三、固-液萃取的计算	172
第十二章 蒸馏	177
第一节 蒸馏原理	177
一、蒸馏过程	177
二、溶液的气-液平衡	177
三、蒸馏和精馏机理	185
四、发酵产品蒸馏操作应用举例	189
第二节 连续精馏塔的计算	192
一、二元系的塔板数求法	193
二、多元系的塔板数求法	202
三、精馏塔塔板效率	208
四、实际塔板数目的决定	210

第三节	板式精馏塔的结构和设计	213
一、	几种常用板式塔的塔板结构	213
二、	有降液管板式塔(浮阀塔、筛孔塔和泡罩塔)的结构设计	215
第十三章	离子交换、凝胶分子筛、超过滤和反渗透、电渗析	235
第一节	离子交换	235
一、	离子交换树脂和交换原理	235
二、	离子交换装置和再生	243
三、	离子交换设备	250
四、	应用举例——谷氨酸提取	256
第二节	凝胶分子筛	258
一、	凝胶分子筛的组成及其性质	259
二、	凝胶分子筛的分离原理和应用	261
三、	凝胶分子筛的使用和流程、设备	265
第三节	超过滤和反渗透	272
一、	基本原理	273
二、	膜	276
三、	膜装置	278
四、	应用举例——蛋白酶浓缩	284
第四节	电渗析	285
一、	电渗析原理和离子交换膜	285
二、	电渗析装置	289
三、	操作条件和参数选择	293
第十四章	干燥	296
第一节	概述	296
一、	干燥方法的分类	296
二、	湿空气性质和湿度图的应用	297
三、	干燥器的物料衡算	299
四、	干燥器的热量衡算	301
五、	物料所含水分的性质	302
第二节	干燥动力学	305
一、	干燥速率	305
二、	热空气连续干燥器的参数决定	313
三、	热空气连续干燥器容积的计算	315
第三节	气流干燥	320
一、	气流干燥流程及其附属设备	320
二、	气流干燥的特点和适用范围	322
三、	气流干燥器的型式	323
四、	气流干燥器的设计	324
第四节	喷雾干燥	334
一、	喷雾干燥器的型式	335
二、	雾化器的结构和设计	337
三、	干燥时间	348
四、	干燥塔的设计	351

第五节 沸腾干燥与沸腾造粒干燥	352
一、沸腾干燥的特点和型式	353
二、沸腾床原理	355
三、沸腾干燥器的设计	360
四、沸腾造粒干燥	369
第六节 振动干燥	371
一、振动干燥机的构造和原理	372
二、振动干燥机的设计	375
第七节 真空干燥和冷冻干燥	379
一、真空干燥	379
二、冷冻干燥	382
第八节 干燥系统的附属设备	384
一、空气过滤器	384
二、粉末捕集器	385
三、空气加热器	391
附录	393
表一 某些有机固体在水中的溶解热(近似室温及非常稀薄液体)	393
表二 青霉素 G 钠盐和普鲁卡因青霉素 G 在各种溶剂中的溶解度	394
表三 链霉素硫酸盐的溶解度(28°C)	394
表四 四环素类抗菌素的溶解度(28°C)	394
表五 青霉素的分配系数	395
表六 常压下几种二元混合物气-液平衡数据	395
表七 几种离子交换树脂的规格性能	400
表八 离子交换树脂在某些发酵产品提取中的应用	402
表九 离子交换膜的性能	403
表十 填充介质过滤器	403
表十一 超细纤维高效空气过滤器	404
表十二 CLT/A 型旋风分离器的尺寸和重量	404
表十三 CLT/A 型旋风分离器的主要性能	405
表十四 扩散型旋风分离器的主要性能	405
表十五 脉冲式袋滤器技术性能	406
附图——湿空气的 $I-x$ 图	
主要参考文献	407

第八章 过滤与离心分离

过滤与离心分离是液-固两相分离的主要方法，而液-固分离则是发酵工厂中经常遇到的重要单元操作，培养基、发酵液、某些中间产品和半成品等都需进行液固分离。其中发酵液的分离则是发酵工厂所特有的。发酵液的种类很多，成分复杂，它的分离比较困难，本章将予以着重讨论。

液-固分离的方法很多，今择其主要的简单介绍如下：

1. 分离筛 采用机械筛或液力作用的曲筛，实际使用的分离物颗粒大于 200 目，分离筛的分离性能很差，但费用低廉，设备简单，可作为主分离的辅助分离。

2. 重力沉降 在沉降槽中利用重力作用，使重于液体的固体沉淀于底部。这个方法不能获得较干的固体，通常用于大量料液的浓缩。如需固相中的含液量较低时，则需作进一步处理。如固体颗粒大，液固比重差大时，可以用较小设备处理多量料液，反之则需庞大的设备。重力沉降，其运转费用少，但占地面积大，需要添加凝聚剂或采用其他措施以帮助沉淀。味精厂中采用等电点法从发酵液中提取谷氨酸以及酶制剂厂用盐析法提取蛋白酶等均属重力沉降。

3. 重力过滤 以重力为推动力的介质过滤，其过滤速度慢，一般用于含少量固体的场合。

4. 浮选装置 在悬浮液中鼓气泡，使固体颗粒附着于气泡表面而除去，用于液-固比重差小、颗粒尺寸约 5~30 微米的场合，如污水处理等。

5. 旋液分离 使悬浮液以较高速度沿切向进入旋液分离器，因所受离心力不同，轻相就由分离器中央排出，重相则沿周壁下降由分离器下部排出。操作简单、生产能力大，但所分离的固体仍带有较多量液体而呈流体状态，对于小于 5 微米的颗粒很难分离。如与其他分离装置并用，则能取得较好效果。

6. 介质过滤 使用介质进行过滤的方法可分为：

(1) 真空过滤 以真空为推动力的滤渣过滤，其真空度通常为 400~600 毫米汞柱。对液-固比重差的大小无影响，可连续操作。缺点是附属设备多、设备费用高；由于推动力较小，故过滤层的比阻要小、过滤层要薄、过滤面积要大。

(2) 加压过滤 以压力为推动力，通常压力在 20 个大气压以下，单位面积处理量小，设备费用高。

7. 离心分离 采用离心机分离的方法可分为离心沉降和离心过滤(包括离心脱水)两种：

(1) 离心沉降 颗粒直径通常在 1 微米~1 毫米之间，分离非结晶固体和胶状物比其他分离装置好，不需添加助滤剂，能在高温高压下操作，占地面积小，可以全自动连续操作。而且澄清度高、含水率低，能分离液-液-固相系统。

(2) 离心过滤及离心脱水 颗粒直径通常大于 100 微米，与真空过滤有同样的用途。

今将上述各种分离方法的主要分离性能列于表 8-1。

表 8-1 各种液-固分离方法的主要分离性能比较

分离方法	液体澄清度	固体干度	洗 涤	固体破损度	液-液-固分离
分离筛	不良	不良	可	稍破损	—
重力沉降	良~优	不良	—	—	尚可
重力过滤	良~优	可	好	不破损	—
浮选	不良~尚可	可	—	—	—
旋液分离	可	不良	—	尚可	—
真空过滤	好~良	可~良	好	不破损	—
加压过滤	好~优	可~良	良	不破损	—
离心沉降	可~优	不良~好	—	尚可	好~优
离心过滤	可~良	优	良	稍破损	—

上述这些液-固分离方法在发酵工厂中虽然都有所应用,但要得到澄清的液体和含量少的固体则以过滤和离心分离的应用最为普遍。

对于过滤和离心分离这两种方法来说,虽然离心分离具有不少优点,但由于离心机的结构复杂、制造不易,所以过去采用过滤方法的比较多。随着离心分离技术和离心机制造技术的进展,离心分离的应用迅速扩大,过去很多不能用离心分离的物料现在已经可以用专用离心机来处理(例如细菌发酵液的菌体分离等),而某些中间产品和半成品的脱水或过滤也正在逐步为离心机所取代。

第一节 过滤原理

根据料液性质的不同要采用不同的过滤方法。过滤方法基本上有两种:

1. 滤饼过滤 当料液通过滤布,料液中的固体颗粒就会被阻拦而逐渐形成滤饼(或称滤渣),滤饼至一定厚度时即起过滤介质的作用,此时即可获得澄清的滤液,这种方法叫滤饼过滤,也叫滤渣过滤。

2. 澄清过滤 对于固体含量少($<0.1\%$ 体积),颗粒直径在 $5\sim 100$ 微米的悬浮液,如河水、麦芽汁、酒类和饮料等,在过滤时难以形成滤饼,这类液体就要采用澄清过滤。将砂、颗粒活性炭或玻璃珠、某些塑料颗粒等铺成较厚的滤层;也有用烧结陶瓷、烧结金属或粘合塑料以及金属丝绕成的管子等组成滤层,液体通过滤层时固体微粒被阻拦和吸附在滤层的颗粒上,这种方法叫做澄清过滤。

近年来发展起来的所谓精密过滤也是属于澄清过滤的范围,它是采用孔径小于颗粒的过滤介质将固体颗粒阻拦在外的方法,过滤介质除烧结物和滤纸外,现在大多采用微孔膜。精密过滤能过滤 1 微米以下的微粒,故对于一般微生物都能除去,现已广泛应用于培养液的不加热灭菌和药品、饮料的无菌处理。

由上述可知,过滤介质起主要过滤作用的属于澄清过滤,而悬浮液本身形成的滤饼起主要过滤作用的则属于滤饼过滤。本章主要叙述滤饼过滤。

一、过滤方程式

(一) 基本微分式

图 8-1 为一最简单的过滤器原理示意图。当悬浮液通过过滤介质时，虽然介质的孔径可能比悬浮液中的颗粒大，但由于“搭桥”现象逐渐在介质面上形成一层具有许多毛细孔组织的滤饼，此滤饼成为新的过滤介质而使后面的颗粒不能通过。

过滤的推动力是两侧液体的压力差 $\Delta P = P_2 - P_1$ ，过滤阻力随着滤饼厚度的增加而增加。

根据流体力学原理，液体通过一根毛细管的压力降可用泊稷叶方程式表示，即

$$\Delta P' = 32 \frac{\mu l u}{d^3} \quad [\text{公斤/米}^2] \quad (8-1)$$

式中： $\Delta P'$ ——毛细管两端的压力降，[公斤/米²];

μ ——滤出液的粘度，[公斤·秒/米²];

l ——毛细管的长度，[米];

d ——毛细管的直径，[米];

u ——滤液通过毛细管的线速度，[米/秒]。

今取： N ——单位过滤面积上的毛细孔数，[1/米²];

A ——过滤面积，[米²]。

则过滤速度为：

$$\frac{dV}{d\theta} = AN \frac{\pi}{4} d^2 u = \frac{N \pi d^4}{128 l} \cdot \frac{A \Delta P'}{\mu} \quad [\text{米}^3/\text{秒}] \quad (8-2)$$

式中： V ——滤出液体积，[米³];

θ ——过滤时间，[秒]。

取

$$r = \frac{128 l}{N \pi d^4} \quad [1/\text{米}] \quad (8-3)$$

r 表示过滤层的过滤性质，称为“阻力系数”。因通过滤饼和介质的速度相同，因而有：

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A(P_2 - P_0)}{r_0 \mu} = \frac{A(P_0 - P_1)}{r_m \mu} \quad (8-4)$$

式中： r_0 ——滤饼阻力系数，[1/米];

r_m ——介质的阻力系数，[1/米];

P_0 ——滤饼与介质间的中间压力，[公斤/米²]。

从式(8-4)中消去 P_0 ，得

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{\Delta P A}{\mu(r_m + r_0)} \quad [\text{米}^3/\text{秒}] \quad (8-5)$$

其中： $\Delta P = P_2 - P_1$ 。

因大多数情况下，滤出液流出端为大气压，故 ΔP 有时也写成料液进口处的表压 P [公斤/米²]。

如以单位过滤面积的滤出液速度计，则

$$\frac{dV}{A \cdot d\theta} = \frac{dv}{d\theta} = \frac{\Delta P}{\mu(r_m + r_0)} \quad [\text{米}^3/\text{米}^2 \cdot \text{秒}] \quad (8-6)$$

式中： $v \left(= \frac{V}{A} \right)$ ——单位面积滤出液的体积，[米³/米²]。

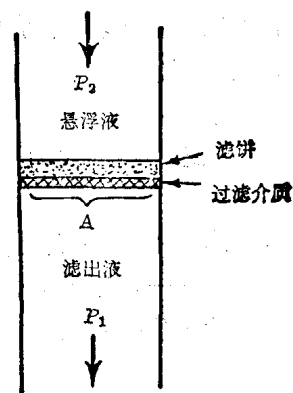


图 8-1 过滤原理

式(8-5)和(8-6)即为滤饼过滤的微分方程式, 又称路斯(Ruth)公式。

式中过滤介质的阻力系数 r_m 为一常数, 而 r_0 则与滤饼量有关, 取 W 表示过滤液中的固体总含量[公斤], 那末

$$r_0 = \alpha_R W / A \quad (8-7)$$

式中 α_R 叫做滤饼的比阻[米/公斤], 它是衡量某一物料过滤难易程度的一个重要参数, 通常由试验取得。

如果滤饼的比阻 α_R 与所承受的压力无关, 这种滤饼称为“不可压缩的”; 如果 α_R 随着压力的升高而增大, 那末这种滤饼就称为“可压缩的”, 发酵液的滤饼含有菌体等有机物质大多具有可压缩性质。对可压缩的滤饼采用提高压力来加快过滤速度是不利的, 因为压力增高阻力也增高, 阻力增至某一值后甚至会使过滤速度低于低压操作时的速度。发酵液的过滤压力一般不超过 4 公斤/厘米²。

可压缩滤饼的比阻可用下式表示:

$$\alpha_R = \alpha'_R P^S \quad [\text{米/公斤}] \quad (8-8)$$

式中: α'_R —— $P=1$ 公斤/厘米² 表压时滤饼的比阻, [1/米];

S ——可压缩滤饼的压缩指数, 其值恒小于 1, 由实验确定。

今设单位体积滤出液中含有滤饼量为 α'' [公斤/米³], 即

$$W = \alpha'' V = \alpha'' v A \quad (8-9)$$

将式(8-7)和(8-9)代入式(8-6), 得

$$\frac{dv}{d\theta} = \frac{\Delta P}{\mu(r_m + \alpha_R \alpha'' v)} = \frac{\Delta P}{\mu \alpha_R \alpha'' (r_m + \alpha_R \alpha'' v)}$$

移项

$$\left(\frac{r_m}{\alpha_R \alpha''} + v \right) dv = \frac{\Delta P}{\mu \alpha_R \alpha''} d\theta \quad (8-10)$$

(二) 恒压过滤

在恒压过滤中, 压力差 ΔP 、 α_R 为常数, 对式(8-10)进行积分, 并取:

$$\left. \begin{aligned} \frac{r_m}{\alpha_R \alpha''} &= v_0 \quad [\text{米}] \\ \frac{2\Delta P}{\mu \alpha_R \alpha''} &= k \quad [\text{米}^2/\text{秒}] \end{aligned} \right\} \quad (8-11)$$

于是有

$$\int_0^v 2(v_0 + v) dv = \int_0^\theta k d\theta$$

$$v^2 + 2v_0 v = k\theta \quad (8-12)$$

或在上式两边乘以 A^2 , 由于 $vA = V$ [米³], 故

$$V^2 + 2V_0 V = K\theta \quad (8-13)$$

式中: $V_0 = v_0 A$ [米³]; $K = k A^2$ [米⁶/秒]。 K 值叫做恒压过滤的过滤常数, 式(8-12)和(8-13)就是恒压过滤的过滤方程式。

为了计算方便起见, 式(8-12)和(8-13)有时也写成以下几种形式:

$$\frac{\theta}{V} = \frac{V}{K} + \frac{2V_0}{K} \quad (8-14)$$

或

$$\frac{\theta}{V} = \frac{aV + Ab}{PA^2} \quad (8-15)$$

式中:

$$a = \frac{PA^2}{K} = \frac{P}{k} = \frac{\mu\alpha_R\alpha''}{2}$$

$$b = \frac{2VPA^2}{KA} = r_m\mu$$

也可将式(8-13)改写成:

$$V^2 + 2VV_0 + V_0^2 = K \left(\theta + \frac{V_0^2}{K} \right)$$

$$(V + V_0)^2 = K(\theta + \theta_0) \quad (8-16)$$

式中:

$$\theta_0 = \frac{V_0^2}{K} = \frac{r_m^2\mu}{2\Delta P} \quad [\text{秒}]$$

式(8-14)~(8-16)为实用的恒压过滤方程式。从式(8-14)可以看出,在恒压过滤时,得到单位体积滤液所需要的时间与滤液总体积成正比,即随着滤液量的增加,过滤速度将不断下降。

以 θ/V 为纵座标, V 为横座标作图,式(8-14)为一直线方程式,直线的斜率为 $1/K$ 。

V_0 和 K 值都可以由实验决定:将式(8-14)改写成时间和滤出液的增量

$$\frac{\Delta\theta}{\Delta V} = \frac{2V}{K} + \frac{2V_0}{K} \quad (8-17)$$

这也是一个直线方程式。在进行实验时,维持压力差 P 恒定,随时记录在不同时间 θ 内所得滤液量 V , 算出各段时间 $\Delta\theta$ 的增量 ΔV , 以 $\Delta\theta/\Delta V$ 为纵座标, V 为横座标,可以得到如图 8-2 所示的阶梯状曲线。联结各横线的中点可得到一直线,直线的斜率 $\tan \beta = 2/K$, 在纵座标上的截距为 $2V_0/K$ 。

这样,就可以求得 K 和 V_0 值,式(8-14)中的各常数均为已知。即可利用式(8-14)计算工业过滤机的过滤阶段的产量。这个方法要比直接用式(8-14)的直线得出的数据要正确。

在进行实验时,要注意实验的可靠性,所采用的悬浮液必须与实际处理的悬浮液一样,即温度、粘度、pH 和固体含量均需相同。滤布也应采用实际使用的滤布, ΔP 要与实际设备的 ΔP 尽量接近。当然,最好能用与大生产相似的小设备进行实验,如果没有也可以做一个简单的设备来进行,如图 8-1 的过滤器。当 $\Delta P \approx 1$ 公斤/厘米² 时,可在漏斗上蒙上滤布置入悬浮液中,在一定真空度下进行试验。为了防止悬浮液沉淀,应不断地搅拌。

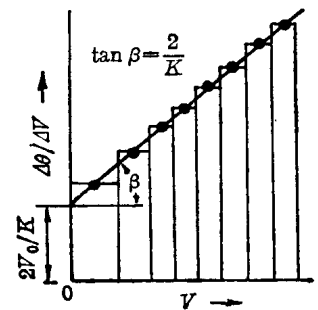


图 8-2 恒压过滤图解

在一个操作周期中,“恒压”并不是绝对的,对某些料液进行过滤时,当过滤初期未形成滤饼时如果此时立即以操作压力进行过滤,液体中的微粒就会很快将滤布的毛细孔堵塞,过滤操作就难以进行下去。在这种情况下,必须缓慢小心地逐步升高操作压力(甚至在初期采用重力过滤),使在形成必要厚度的滤饼后再以正常的操作压力进行过滤。黑曲霉柠檬酸发酵液的过滤就是一个较典型的例子。这种操作的前阶段虽然不是在恒压下进行,但其主要操作阶段是恒压操作,故仍属于恒压过滤。

(三) 恒速过滤

在恒速过滤时,需不断提高操作压力或不断去除滤饼以使保持一定厚度,因此 ΔP 或 α_R 可以是变量,而 $dV/d\theta$ 是常数。在式(8-11)中,取

$$\left. \begin{aligned} v'_0 &= \frac{r_m}{\alpha''} \quad [\text{米}^3/\text{公斤}] \\ k' &= \frac{2}{\mu\alpha''} \quad [\text{米}^5/\text{公斤}^2 \cdot \text{秒}] \end{aligned} \right\} \quad (8-18)$$

或 $V'_0 = v'_0 A$, $K' = k' A^2$, 对式(8-11)进行积分, 得

$$\frac{V}{\theta} = \frac{K'P}{2(V\alpha_R + V'_0)} \quad (8-19)$$

或

$$P = \frac{2(V^2\alpha_R + VV'_0)}{K'\theta} \quad (8-20)$$

取

$$a = \frac{\alpha_R A^2}{K'} = \frac{\alpha_R}{2\mu\alpha''}; \quad b = 2 \frac{V'_0 A^2}{K' A} = r_m \mu$$

则上式可写成

$$P = \frac{V}{\theta A^2} (2aV + Ab) \quad (8-21)$$

式(8-19)~(8-21)为恒速过滤实用方程式。

(四) 洗涤速度

大多数过滤操作均需洗涤, 洗涤的目的是: 产品是滤出液时, 洗涤可以降低滤饼中产品的含量, 减少损失。产品是滤饼时, 洗涤可以降低产品中母液含量, 提高产品纯度。洗涤时可用水或淡的滤出液, 也可两者合用, 即先以淡液洗涤再用水洗等办法。

洗涤速度方程式与过滤方程式相同, 但需以洗液的粘度对滤出液的粘度加以修正, 即

$$\frac{dV_w}{d\theta} = \frac{K_w}{2(V + V_0)}; \quad K_w = K \frac{\mu}{\mu_w} \quad (8-22)$$

式中: V_w ——洗涤液量, [米³];

μ_w ——洗涤液的粘度, [公斤·秒/米²];

其余符号与式(8-13)相同。

洗涤过程大致上可以分为两个阶段: 第一阶段是洗涤液将滤饼毛细孔中的液体置换出来; 第二阶段是滤饼颗粒间的溶质因扩散作用向洗涤液扩散。第一阶段的时间极短, 通常可以不计。今设洗涤液中溶质的浓度为 C_w [公斤/米³], 滤饼中开始洗涤时的溶质浓度为 C_0 [公斤/米³], 经时间 θ [秒]后流出液的浓度为 C_θ [公斤/米³], 如果洗液量为 V_w [米³], 那末扩散洗涤时(第二阶段)流出液中溶质浓度的变化与 $(C_\theta - C_w)$ 成比例:

$$\frac{dC_\theta}{d\theta} = -k_0(C_\theta - C_w) \quad (8-23)$$

将上式积分, 并以 $\theta=0$ 时 $C_\theta = C_0$ 的条件代入, 则

$$C_\theta - C_w = (C_0 - C_w)e^{-k_0\theta} \quad (8-24)$$

因洗涤液体积 V_w 与 θ 成比例, 故上式也可以写成:

$$C_\theta - C_w = (C_0 - C_w)e^{-k_1 V_w} \quad (8-25)$$

式(8-24)和(8-25)中的 k_0 和 k_1 均为比例常数。

二、发酵液的过滤特性

(一) 影响过滤速度的因素

发酵液的成分极为复杂, 其中除了所培养的微生物菌体及残存的固体培养基外, 还有未

被微生物完全利用的糖类、无机盐、蛋白质以及微生物的代谢产物。影响发酵液过滤速度的因素很多,主要有:

(1) 微生物的种类 酵母、细菌、霉菌和放线菌的不同发酵液,由于这些微生物的形态特征不同,发酵液的过滤特性也各不相同。而且发酵周期的长短、发酵情况的好坏对过滤特性也有很大的影响。

(2) 培养基的组成和发酵液中产物的含量及发酵液的粘度。

(3) pH 值 pH 值直接影响发酵液中某些成分的电离度,适当调节 pH 值能改善过滤特性,但要保持产品的稳定范围内。

(4) 加热温度和受热、冷却时间 较高的温度可以降低发酵液粘度,同时在适当温度和受热时间下加热可使蛋白质凝聚,形成体积较大的凝聚物,便于过滤。

(5) 助滤剂 添加合适品种和规格的适量助滤剂可以改善滤饼的过滤性质。

(6) 操作压力 因为发酵液的滤饼都是可压缩性的,所以操作压力不宜过大(上已述及)。但压力太小过滤速度慢,故操作压力必须恰当。

以上各项影响因素中,第 1、2 两项是由发酵要求和发酵情况所决定,一般来说,发酵情况愈好愈易过滤。而其余几项可以在进行过滤之前加以调整和控制,这叫做预处理。某些过滤特别困难的发酵液有时还需用水冲淡,这虽然增加了后工序的处理量,但纯属不得已而为之。

了解发酵液的过滤特性非常重要,但这方面的资料却非常少,而且大多是抗菌素方面的,今选择一些具有代表性的介绍如下。

(二) 抗生素发酵液的过滤特性

如前所述,表示过滤特性的参数可用滤饼的比阻 α_R [米/公斤],它与悬浮液中固形物的含量无关。

(1) 某些抗菌素发酵液按其培养基成分不同,其滤饼比阻的实验值见表 8-2。

表 8-2 抗菌素发酵液的比阻 α_R

菌种	抗菌素	主要培养基成分	培养基总固形物 (干基)[%]	发酵液总固形物 (干基)[%]	$\alpha_R \times 10^{12}$ [米/公斤]
产黄青霉菌	青霉素	乳糖、玉米浆、木材水解糖	11	3.5~4	0.15~0.2
产黄青霉菌	青霉素	乳糖、玉米浆、木材水解糖	14	4.0~4.5	0.2~0.3
产黄青霉菌	青霉素	乳糖、酵母蛋白、木材水解糖	14	4.5~5.0	0.2~20
胭脂褐霉菌	褐霉素	淀粉、豆饼	12	3.7~4.2	0.5~25
抗菌放线菌	竹桃霉素	淀粉、豆饼、葡萄糖	14	3.5~4.0	5~150
球放线菌	新生霉素	豆饼、木材水解糖	8.5	2.8~3.2	11~400
紫放线菌	紫霉素	豆饼、葡萄糖	7.5	2.5~3.0	80~1300
放线菌	环丝氨酸	玉米粉、豆饼	8.5	2.8~3.5	120~800
东方放线菌	万古霉素	淀粉、玉米浆、葡萄糖、糖蜜	7	2.5~3.0	400~700
龟放线菌	土霉素	淀粉、豆饼	11.5	3.0~3.5	120~180
龟放线菌	土霉素	淀粉、豆饼	16.5	3.5~4.5	300~800
产金色放线菌	四环素	玉米粉、玉米浆	14.5	3.5~4.5	500
链丝放线菌	链霉素	葡萄糖、玉米浆	8.5	3.0~3.5	500~2000

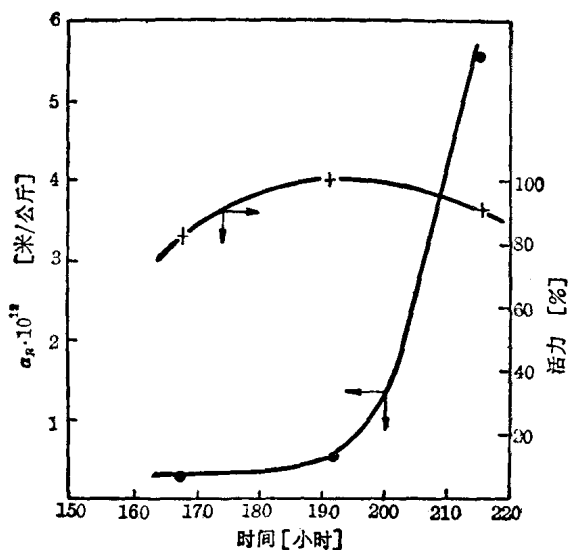


图 8-3 产黄青霉菌发酵液的过滤特性曲线

(2) 发酵时间与发酵液活力(效值)对过滤特性之影响。今以青霉素及链霉素发酵液为例用图 8-3 和 8-4 说明之。

(3) 发酵液中胶体的影响 发酵液中的胶体主要是蛋白质和多糖, 它们的含量越高越难过滤。如将蛋白质予以凝固或除去, 则过滤性能就有很大改善, 其试验结果见表 8-3。从表上可以看出, 经凝固除去蛋白质的发酵液与未处理的发酵液其 α_R 值相差十几倍到数十倍, 所以胶体(尤其是蛋白质)含量对过滤特性是一个重要的影响因素。

(三) 链霉素发酵液的过滤

放线菌发酵液在过滤时会产生相当大的阻力, 因而需要经各种综合性的预处理才能顺利地进行过滤操作, 今以一种灰色链霉菌为例说明之。

放线菌发酵液在过滤时会产生相当大的

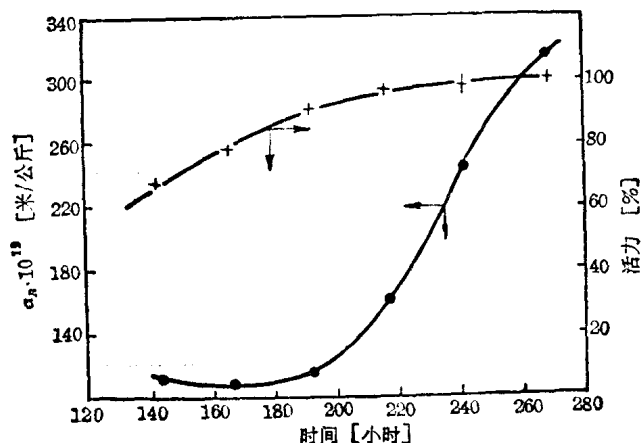


图 8-4 链丝放线菌发酵液的过滤特性曲线

表 8-3 凝固除去蛋白质与未处理发酵液的过滤性能比较

未处理发酵液			经凝固处理的发酵液		
蛋白质 [毫克/毫升]	多 糖 [毫克/毫升]	$\alpha_R \times 10^{12}$	蛋 白 质	多 糖 [毫克/毫升]	$\alpha_R \times 10^{12}$
8.9	2.6	1050	—	1.8	88
7.3	1.6	1600	—	1.4	27
6.4	5.9	1950	—	6.5	78
6.8	2.7	2030	—	3.5	43
8.5	6.7	2900	—	7.5	69
6.2	4.1	2900	—	4.5	67.5
11.3	7.7	4000	—	7.2	80.5
4.9	5.5	4000	—	7.1	22