

第七篇 啤酒工厂设计

国内啤酒厂的建设规模已逐渐趋向大型化，本篇仅以设计年产5000吨小型啤酒厂作为示例，说明啤酒厂设计工作的程序，内容及要求。

第一章 有关设计准备工作

一、设计准备及程序

(一) 计划任务书(设计任务书)的编制
计划任务书的具体内容应按国家规定编制。其主要内容应包括：

- (1) 建厂的政治意义和经济意义。
 - (2) 建设规模、生产方法及产品方案。
 - (3) 建设地区及供选择建厂的地点概况。
 - (4) 建设依据：
 - ① 主要原材料来源
 - ② 水质、水量及水源
 - ③ 电源
 - ④ 燃料来源
 - ⑤ 交通运输及职工福利
 - (5) 投资估算。
 - (6) 建厂进度及对设计的要求。
- (二) 基建项目批准文件

计划任务书须经建厂的所在省、市（或地区）计委批准，并经建委同意列入年度基建项目，纳入国民经济基建计划，才算正式筹建工程。

（三）建厂地点的确定

按照厂址选择要求，并考虑啤酒生产的特点，对建设单位提出的可供建厂的几个地点，由上级部门、建设单位和设计单位组成三结合小组，进行厂址选择工作。并作出技术经济比较，提出其中一个比较合适的地点，报请所在地区有关部门和上级机关同意和批准，确定建厂地点。

（四）设计的各阶段

基本建设项目的设计，一般应按方案设计、初步设计（或扩大初步设计）、施工图三个阶段进行。

初步设计应根据批准的计划任务书（设计任务书）和可靠的设计基础资料进行。设计文件按规定报上级机关审批。

施工图按批准的初步设计文件和图纸，遵照审批意见，进行设计，在设计过程中，如有原则性的改变，需报请上级机关同意，方能进行。

初步设计文件的内容应有足够的深度，以满足主要材料设备订货，控制投资，设计审查，定员以及施工准备等方面的需要。

（五）设计及概算的批准程序

初步设计完成后，需报请上级领导机关审查批准。大、中型项目须报请轻工业部审批，其余项目由省、市领导机关审批。

二、厂址选择

（一）厂址选择的基本原则

厂址选择是设计工作的基本内容之一。厂址选择的好坏直接影响设计质量、建设进度、投资大小和投产后经营管理条件。因此，厂址选择是一项包括政治、经济、技术的综合性的复杂工作，具有较高的原则性和广泛的技术性。

7

厂址选择工作应根据有关领导部门批准的计划任务书及有关指示进行工作。

选厂工作中，首先要贯彻“以农业为基础，工业为主导”的发展国民经济总方针，认真执行勤俭节约，少占农田，不占良田，尽可能利用荒地、坡地、节约用地等设计原则。

其次，选厂时要有全局观念，既满足国家工业布局要求，又要符合当地工农业发展的规划，使厂址选择得更为合理，更为经济。

第三，选厂中必须依靠和尊重厂址所在地的领导及群众的意见和建议，认真细致地进行调查研究工作，搜集有关各方面的设计基础资料。

（二）厂址选择要求

啤酒厂是全年连续生产，它具有用水水质要求高，用水量较大；生产包装材料（如酒瓶、水箱等）体积大、数量多，运输及堆贮量多；厂址宜靠近城镇等特点。根据啤酒生产工艺需要及上述特点，啤酒厂厂址选择有如下几点要求：

（1）厂址要符合国家下达建厂计划任务书中所作的规定和要求。

（2）厂址应符合当地城镇总体规划的要求，并尽量与附近工业企业相配合，以节约基建投资。

（3）厂址的面积和外形要满足啤酒生产工艺的要求，并留有适当的扩建余地。

（4）厂址地形宜平坦，地面倾斜坡度最好不超过3%，以便于厂区运输线路布置，并尽可能减少土方工程量。

（5）厂址应符合国家有关卫生、防火、人防等要求。如：厂区应在居民点下风侧；河流的上游；厂区附近不得有细菌，传染病病源或其他污染的来源；不应选择在低洼窝风的地形做厂区，应避开军事措施地区等等。

（6）厂址应在当地最高洪水水位之上，如果低于洪水位则须有坚固堤防保护。同时，要防止内涝水的浸淹。

(7) 要有可靠的水源，在满足啤酒厂生产用水的水质、水量及水温的条件之下，应尽可能靠近水源，以缩短管路及动力电缆的铺设工程。如用山泉水、地下水、水库水、自来水或江河水等水源，可单独采取一种水源，也可取二种或三种水源以分别用于生产。

(8) 根据交通运输方式的不同而考虑厂址的位置。如原材料、成品以水运为主，则应尽量靠近可流，并考虑码头的适当位置；如以陆运为主，则须靠近铁路或公路，并尽量减少沿途修建桥、涵、隧洞的工程。

(9) 厂址应尽可能靠近厂外已有的热、电源，以充分取得企业协作的条件。

(10) 厂址地质要符合啤酒厂设计的要求，一般地耐力宜在20吨/平方米以上为好，可节约基础工程投资。但应避免在地表过浅或已露头岩石的地区及喀斯特、土崩、滑坡、流砂地区或是古河道，古墓之上选择厂区。

(11) 一般啤酒厂厂址应避免选在地震基本烈度在七度或七度以上地区；当地震基本烈度为九度或超过九度的地区不宜建大型啤酒厂。

(12) 厂址不宜选在有矿产地区、有古迹文物地区、风景游览区、有化学废料、有机废料堆放的地区等。

(13) 厂址应尽量靠近城镇或啤酒销售区域，以减少大量的瓶箱运输。

(14) 选厂时应考虑职工生活区的位置，并尽可能靠近城镇，以减少集体事业设施的投资，改善职工生活福利的条件。

(15) 选厂中还应尽量了解施工期间水电供应，劳动力来源，施工工人居住生活，施工机械、预制场地、建材的运输、堆放等条件的利便情况。

(16) 要考虑啤酒厂的综合利用以及啤酒厂废料的处理及堆放场地。

(17) 其他要求。

(三) 厂址选择工作

(1) 由负责建厂领导机关组织有关部门的各方面人员组成选厂小组。

(2) 编制厂址资料搜集提纲，内容应包括区域的经济、自然及其他有关情况（如气象、水文、地质、地形、地貌、地震、原料、材料、燃料、交通运输、供电供汽、供排水、企业协作、综合利用、三废处理、厂址四至情况、生活福利设施、施工条件等等）。

(3) 根据提纲要求到现场及有关部门进行深入调查研究工作，了解及索取有关文件资料。

(4) 提出厂址的方案（一般至少有二个或二个以上的厂址方案），并进行初步厂区布置及各厂址方案优缺点的比较（比较内容一般有：区域条件（如边境地区，少数民族地区等），厂址四至情况，厂区占地大小、优劣、土石方工程量、交通运输、地质、供排水、供电供汽、职工福利、卫生条件、施工条件、建材供应、战备要求等等）。最后提出建厂最优方案，写成厂址选择报告书，上报领导机关，批准后即作为设计部门的设计依据。

三、工艺流程的确定

(一) 选择工艺流程的原则

(1) 技术上要先进，生产过程考虑单机或作业线的机械化、自动化操作。减少繁重的体力劳动，提高劳动生产率。采用已成熟的生产技术和设备，使设计厂建成后，即能顺利投产，并迅速达到设计能力。

(2) 经济上要合理。尽量选用标准产品（通用设备和定点制造的专业设备），充分发挥设备能力。考虑原、材料及生产废料的综合利用。达到投资少，成本低，见效快的目的。

(3) 要因地制宜。考虑设计厂所在地区的原、材料来源，

水、电、汽的供应，热能和水源的充分利用。

（二）传统的工艺流程

1. 麦芽生产流程

大麦→粗选→分选→浸麦→发芽→干燥→除根→成品麦芽。

2. 啤酒生产流程

原料（麦芽、大米）→粉碎→糊化→糖化→过滤→麦汁煮沸→酒花分离→沉清→冷却→前发酵→后发酵（贮酒）→过冷却→过滤→滤过酒暂贮→装酒→压盖→杀菌→贴标→成品啤酒。

（三）我国啤酒厂的工艺流程概况

我国的啤酒生产以下面发酵酿制淡色啤酒为主。采取煮出法糖化，下面酵母低温发酵工艺。现将所采用的不同设备例举如下。

1. 麦芽生产方面

（1）大麦清选分级有平筛和圆筛两种。

（2）发芽方式有地板式和箱式。

（3）麦芽干燥设备有平面干燥炉和发芽烘焙箱。而干燥炉又有单层、双层和三层之分。

（4）车间内物料输送有机械输送和气力输送两种方式。

2. 啤酒生产方面

（1）糖化过程中辅助原料的糊化作业有常压蒸煮和加压蒸煮两种。

（2）麦汁过滤有过滤槽和板框式压滤机两种。

（3）麦汁沉清和冷却有的已采用回旋沉淀槽和薄板热交换器。

（4）发酵过程有采用开口式、密闭式、连续式和露天发酵罐。

（5）麦芽输送有斗式升运机和气力输送两种方式。

第二章 工艺计算及车间设备布置

第一节 工艺计算

一、物料衡算

(一) 麦芽生产

1. 基础数据 (见表7-2-1)

表7-2-1 麦芽生产基础数据

项 目	%	代 号
原大麦含水分	13	W_1
浸渍大麦含水分	45	W_2
绿麦芽含水分	43	W_3
干麦芽含水分	3.5	W_4
√ 浮麦含水分	35	W_n
精麦及杂谷分离损失	10	P
√ 分级损失	5	R
浸麦损失	0.8	t
√ 浮麦损失	1	n
发芽损失	7	m
除根损失	4	q

2. 100公斤精选大麦生产浅色麦芽的物料计算 (精选大麦为经过粗选、分级工序后的大麦)

(1) 浸渍大麦

$$\begin{aligned}\text{大麦的干物质含量} &= (100 - w_1) = (100 - 13) \\ &= 87 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

$$\text{浸渍总损失} = n + t = (1 + 0.8) \% = 1.8 \%$$

$$\begin{aligned}\text{大麦浸渍后含干物质质量} &= 87 \times (1 - 1.8 \%) \\ &= 85.43 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{浸渍大麦重量} &= \frac{85.43 \times 100}{100 - w_2} = \frac{85.43 \times 100}{100 - 45} \\ &= 155.3 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

浸渍大麦容重以660公斤/米³计算

$$\text{浸渍大麦容积} = \frac{155.32 \times 1000}{660} = 235.3 \text{ (升)}$$

(2) 绿麦芽

精选大麦浸麦，发芽过程的总损失为

$$n + t + m = (1 + 0.8 + 7) \% = 8.8 \%$$

$$\begin{aligned}\text{100公斤精选大麦发芽后，绿麦芽的干物质含量：} \\ 87 \times (1 - 8.8 \%) &= 79.34 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{绿麦芽重量} &= \frac{79.34 \times 100}{100 - w_3} = \frac{79.34 \times 100}{100 - 43} \\ &= 139.2 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

绿麦芽的容量以410公斤/米³计算：

$$\text{绿麦芽容积} = \frac{139.2}{410} \times 1000 = 339.5 \text{ (升)}$$

精选大麦容重以635公斤/米³计算，

$$\text{则 精选大麦容量} = \frac{100}{635} \times 1000 = 157.5 \text{ (升)}$$

由精选大麦制成半成品绿麦芽的容积增加倍数为：

$$\frac{339.5}{157.5} = 2.16 \text{ (倍)}$$

附：100公斤精选大麦（ G_1 ）的呼吸损失、发芽室水分蒸发和发芽过程二氧化碳释出量：

①发芽呼吸损失：

$$\begin{aligned} S &= G_1 \times \frac{100 - w_1}{100} \times \frac{m}{100} \\ &= 100 \times \frac{100 - 13}{100} \times \frac{7}{100} \\ &= 6.09 \text{ (公斤)} \end{aligned}$$

②发芽室水分蒸发

$$\begin{aligned} w &= S \left(0.55 + \frac{w_2}{100 - w_2} \right) \\ &= 6.09 \left(0.55 + \frac{43}{100 - 43} \right) \\ &= 7.94 \text{ (公斤)} \end{aligned}$$

式中 0.55——每公斤淀粉燃烧时所蒸发的水分

③发芽过程二氧化碳释出量

$$C = 1.63 \times S = 1.63 \times 6.09 = 9.927 \text{ (公斤)}$$

式中 1.63——每公斤淀粉燃烧释出的 CO_2

(3) 成品麦芽

根据基础数据，干麦芽（成品麦芽）含水分为3.5%

除根损失 $q = 4\%$

则100公斤精选大麦得麦芽根量：

$$87 \times 4\% = 3.48 \text{ (公斤)}$$

除根后成品麦芽干物质量为：

$$79.34 - 3.48 = 75.86 \text{ (公斤)}$$

则100公斤精选大麦制成成品麦芽的重量为：

$$\frac{75.86}{100 - 3.5} \times 100 = 78.6 \text{ (公斤)}$$

$$\text{或 } 100 \times \frac{100-13}{100-3.5} \times \frac{100-(1+0.8+7+4)}{100}$$

$$=78.6 \text{ (公斤)}$$

成品麦芽容重以500公斤/米³计算

$$\text{成品麦芽容积} = \frac{78.6}{500} \times 1000 = 157.2 \text{ (升)}$$

(4) 原大麦

根据基础数据：清麦及杂谷分离损失 $P=10\%$

分级损失 $R=5\%$

则100公斤精选大麦，需原大麦（即商品大麦）量为：

$$\frac{100}{100-(10+5)} \times 100 = 117.6 \text{ (公斤)}$$

原大麦容重为650公斤/米³

$$\text{原大麦容积} = \frac{117.6}{650} \times 1000 = 181 \text{ (升)}$$

$$\text{或分级前大麦重量为：} \frac{100}{100-10} \times 100 = 111.1 \text{ (公斤)}$$

$$\text{大麦精选率 \%} = \frac{\text{精选大麦量 (公斤)}}{\text{原大麦量 (公斤)}} \times 100\%$$

$$= \frac{100}{117.6} \times 100\% = 85\%$$

$$\text{麦芽生成率 \%} = \frac{\text{除根后麦芽量 (公斤)}}{\text{精选大麦量 (公斤)}} \times 100\%$$

$$= \frac{78.6}{100} \times 100\% = 78.6\%$$

成品麦芽对原大麦的生成率为：

$$\frac{78.6}{117.6} \times 100\% = 66.8\%$$

生产100公斤成品麦芽需用原大麦量为：

$$\frac{117.6}{79.6} \times 100 = 149.7 \text{ (公斤)}$$

生产100公斤成品麦芽需用精选大麦量为：

$$\frac{100}{78.6} \times 100 = 127.2 \text{ (公斤)}$$

(5) 浮麦

基础数据：浮麦损失 $n = 1\%$

则100公斤精选大麦中，浮麦为 $87 \times 1\% = 0.87$ (公斤)

浮麦含水分35%

$$\text{则浮麦重量} = \frac{0.87}{100 - 35} \times 100 = 1.34 \text{ (公斤)}$$

设浮麦在空气中干燥后，其水分为13%

$$\text{则干浮麦重量} = \frac{0.87}{100 - 13} \times 100 = 1 \text{ (公斤)}$$

干浮麦容重以500公斤/米³计算

则100公斤精选大麦得浮麦容积为：

$$\frac{1}{500} \times 1000 = 2 \text{ (升)}$$

(6) 麦根

从(3)得麦根量3.48公斤

设麦根含水分10%

100公斤精选大麦的麦根量为

$$\frac{3.48}{100 - 10} \times 100 = 3.87 \text{ (公斤)}$$

麦根容重以350公斤/米³计，其容积为：

$$\frac{3.87}{350} \times 1000 = 11.06 \text{ (升)}$$

(7) 精选大麦

100公斤精选大麦容积为：

$$\frac{100}{635} \times 1000 = 157.5 \text{ (升)}$$

3. 麦芽生产物料衡算表 (表7-2-2)

表7-2-2 麦芽生产物料衡算表

物料名称	对100公斤精选大麦		对100公斤成品麦芽	
	公 斤	升	公 斤	升
(1) 浸渍大麦	155.3	235.3	197.6	299.4
(2) 绿 麦 芽	139.2	339.5	177.1	431.9
(3) 成品麦芽	78.6	157.2	100	200
(4) 原 大 麦	117.6	181	149.7	230.3
(5) 浮 麦	*1	2	1.27	2.54
(6) 麦 根	3.87	11.06	4.92	14.06
(7) 精选大麦	100	157.5	127.2	200.4

* 指干燥浮麦含水分13%计。

(二) 啤酒生产

1. 基础数据 (见表7-2-3)

表7-2-3 啤酒生产基础数据

	项 目	名 称	%	说 明
(1)	定额指标	原料利用率	98.5	
		麦芽水分	6	
		大米水分	13	
		无水麦芽浸出率	75	
		无水大米浸出率	95	
(2)	原料配比	麦芽	75	
		大米	25	

续表

	项 目	名 称	%	说 明
(3)	损 失 率	冷却损失	7	对热麦汁言
		发酵损失	1.5	
		滤过损失	2	
		包装损失	2	
		空瓶	0.5	
		瓶盖	1	
		商标	0.1	
(4)	总损失率	啤酒总损失率	12.5	对热麦汁言

2. 100公斤原料（麦芽+大米）生产12度淡色啤酒的物料计算

(1) 热麦汁量

原料麦芽收得率 = $0.75 (100 - 6) \% = 70.5 \%$

原料大米收得率 = $0.95 (100 - 13) \% = 82.65 \%$

混合原料收得率 = $(0.75 \times 70.5 \% + 0.25 \times 82.65 \%) 98.5 \%$
 $= 72.43 \%$

则100公斤原料产12度热麦汁量为：

$$\frac{72.43}{12} \times 100 = 603.6 \text{ (公斤)}$$

12度麦汁在20℃时的比重为1.047

100℃的麦汁比20℃的麦汁体积增加1.04倍

$$\text{热麦汁体积} = \frac{603.58}{1.047} \times 1.04 = 599.5 \text{ (升)}$$

(2) 冷麦汁量

$$599.54 (1 - 0.07) = 557.6 \text{ (升)}$$

(3) 发酵液量

$$557.6 (1-0.015) = 549.2 \text{ (升)}$$

(4) 滤过酒量

$$549.2 (1-0.02) = 538.2 \text{ (升)}$$

(5) 成品酒量

$$538.2 (1-0.02) = 527.5 \text{ (升)}$$

3. 生产100升12度淡色啤酒的物料计算

100公斤混合原料生产成品啤酒量为527.5 (升)

(1) 则生产100升12度啤酒需用混合原料量为

$$100 \times \frac{100}{527.5} = 18.95 \text{ (公斤)}$$

(2) 麦芽耗用量

$$18.95 \times 75\% = 14.21 \text{ (公斤)}$$

(3) 大米耗用量

$$18.95 \times 25\% = 4.74 \text{ (公斤)}$$

(4) 酒花耗用量

100升热麦汁加入酒花量定为0.2公斤

$$100 \times \frac{599.5}{527.5} \times 0.2\% = 0.227 \text{ (公斤)}$$

(5) 热麦汁量

$$100 \times \frac{599.5}{527.5} = 113.7 \text{ (升)}$$

(6) 冷麦汁量

$$100 \times \frac{557.6}{527.5} = 105.7 \text{ (升)}$$

(7) 发酵液量

$$100 \times \frac{549.2}{527.5} = 104.1 \text{ (升)}$$

(8) 滤过酒量

$$100 \times \frac{538.2}{527.5} = 102.0 \text{ (升)}$$

(9) 成品酒量

$$100 \times \frac{527.5}{527.5} = 100 \text{ (升)}$$

(10) 湿糖化糟量

设排出的湿麦糟含水分80%

$$\text{麦糟量} = 14.21 \times \frac{0.94(100-80)}{100-80} = 16.68 \text{ (公斤)}$$

$$\text{大米糟量} = 4.74 \times \frac{0.87(100-80)}{100-80} = 1.03 \text{ (公斤)}$$

$$\text{湿糖化糟量} = 16.68 + 1.03 = 17.71 \text{ (公斤)}$$

(11) 酒花糟量

设酒花在麦汁中浸出率为40%，酒花糟含水分以80%计，则酒花糟量为：

$$0.227 \times \frac{(100-40)100}{(100-80)100} = 0.68 \text{ (公斤)}$$

(12) 酵母量 (以商品干酵母计)

生产100升啤酒可得2公斤湿酵母泥，其中一半作生产接种用，一半作商品酵母用，即为1公斤。

湿酵母泥含水分85%

$$\text{酵母含固形物量} = 1 \times \frac{(100-85)}{100} = 0.15 \text{ (公斤)}$$

则含水分7%的商品干酵母量为：

$$0.15 \times \frac{100}{100-7} = 0.16 \text{ (公斤)}$$

(13) 二氧化碳量

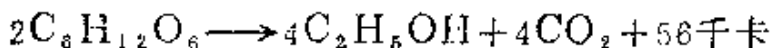
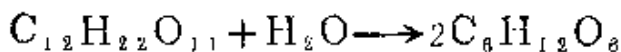
12度的冷麦汁105.7公斤中浸出物量为：

$$12\% \times 105.7 = 12.68 \text{ (公斤)}$$

设麦汁的真正发酵度为55%，则可发酵的浸出物量为：

$$12.68 \times 55\% = 6.97 \text{ (公斤)}$$

麦芽糖发酵的化学反应式为：



设麦芽汁中浸出物均为麦芽糖构成，则CO₂生成量为：

$$6.97 \times \frac{4 \times 44}{342} = 3.59 \text{ (公斤)}$$

式中 44——CO₂分子量

342——麦芽糖 (C₁₂H₂₂O₁₁) 分子量

设12度啤酒含二氧化碳为0.4%，酒中含CO₂量为：

$$105.7 \times \frac{0.4}{100} = 0.42 \text{ (公斤)}$$

则释出的CO₂量为3.59—0.42=3.17 (公斤)

1米³CO₂在20℃常压下重1.832公斤

故释出的CO₂容积为：3.17/1.832=1.74 (立方米)

(14) 空瓶需用量

$$\frac{100}{0.64} \times 1.005 = 157.0 \text{ (个)}$$

(15) 瓶盖需用量

$$\frac{100}{0.64} \times 1.01 = 157.8 \text{ (个)}$$

(16) 商标需用量

$$\frac{100}{0.64} \times 1.001 = 156.4 \text{ (张)}$$

4. 啤酒生产物料衡算表 (见表7-2-4)

表7-2-4

啤酒生产物料衡算表

物料名称	单位	对于 100 公斤混合 原料(麦芽+大米)	对于 100 升成品啤酒
混合原料用量	公斤	100	18.95
麦 芽	"	75	14.21
大 米	"	25	4.74
酒 花	"	1.2	0.227
热麦(芽)汁	升	599.5	113.7
冷麦(芽)汁	"	557.6	105.7
发酵液	"	549.2	104.1
滤过酒	"	538.2	102.0
成品酒	"	527.5	100
湿糖化糟	公斤	93.41	17.71
湿酒花糟	"	3.59	0.68
商品干酵母	"	0.84	0.16
游离二氧化碳	"	16.72	3.17
空 瓶	个	828.5	157.0
瓶 盖	个	832.4	157.8
商 标	张	825.0	156.4

(三) 不同生产规模的物料衡算表

1. 不同生产规模的麦芽生产物料衡算表 (见表7-2-5)
2. 不同生产规模的啤酒生产物料衡算表 (见表7-2-6)

表7-2-5

麦芽生产物料衡算表

序 号	麦芽产量 物料名称	基 准 (100 公斤精选大麦)	1吨/日	3吨/日	8吨/日	12吨/日
1.	精选大麦	100	1.272	3.816	10.18	15.27
2.	浸渍大麦	155.3	1.976	6.928	15.81	23.71
3.	绿 麦 芽	139.2	1.780	5.340	14.24	21.36
4.	成品麦芽	78.6	1	3	8	12
5.	原 大 麦	117.6	1.495	4.488	11.968	17.952
6.	干 浮 麦	1	0.013	0.039	0.104	0.156
7.	麦 根	3.87	0.049	0.147	0.392	0.588

表7-2-6

啤酒生产物料核算表

物料名称	单位	基 准 (100升成品啤酒)	糖 化 一 次 定 额			
			2000吨/年啤酒厂	10,000吨/年啤酒厂	20,000吨/年啤酒厂	
混合原料用量	公 斤	18.95	679	1421	1800	3131
麦 芽	*	14.21	472	1066	1350	2343
大 米	*	4.74	207	356	450	783
酒 花	*	0.227	8.19	17.03	21.56	37.65
熟麦(芽)汁	升	113.7	4095	8525	10799	18821
冷麦(芽)汁	*	105.7	3763	7928	10042	17563
发 酵 液	*	104.1	3686	7809	9891	17318
滤 过 酒	*	102.0	3605	7652	8692	17017
成 品 酒	升	100	3500	7500	9500	16700
湿糖化糟	公 斤	17.71	679	1328	1682	3105
湿酒花糟	*	0.68	24.6	51.0	64.6	113
商品干酵母	*	0.10	6.6	12.0	15.2	26.7
游离二氧化碳	*	3.17	111	238	301	523
空 瓶	个	157.0	5520	11777	14913	26335
瓶 盖	个	157.8	5576	11830	14992	26603
商 标	张	756.4	5548	11730	14858	26468

* 2000吨/年基准与其他不同,总损失15%,原料配比70:30

** 20,000吨/年基准不同,总损失12%

二、热力衡算

(一) 麦芽生产

以日产麦芽3吨为计算基准

1. 麦芽干燥炉热力计算

规格：三层烘床式

尺寸： $5.46 \times 6.34 = 34.6$ (平方米)

生产能力：日产干麦芽3吨

干燥时间：每层12小时

每层烘床产量：

$$G = \frac{3 \times 12}{24} = 1.5 \text{ (吨/12小时)}$$

物料及空气参数：见表7-2-7，表7-2-8。

表7-2-7

物料参数

项 目	绿 麦 芽	上层烘床	中层烘床	下层烘床
温 度 t	14℃	35℃	55℃	85℃
水 分 W	43%	20%	7%	3.5%

表7-2-8

空 气 参 数

项 目	温度 t (℃)	相对湿度 φ (%)	热焓 i (千卡/公斤)	湿含量 X (克/公斤)
夏季	32℃	56	17.94	$X_1 = 17$
冬季	-1℃	49	0.77	$X_2 = 1.7$
排出	32℃	85	23.45	$X_4 = 26$

(1) 物料平衡

干燥炉每十二小时产干麦芽1.5吨 (含水分3.5%)

麦根产量 = 0.147 吨/日 $0.147 \times 12/24 = 0.0735$ (吨/12

小时)

$$\begin{aligned}\text{故干燥炉实际产物料量} &= 1.5 + 0.0735 \\ &= 1.5735 \text{ (吨/12小时)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{绝干物料量} &= \frac{1.5735(100-3.5)}{100} \times 1000 \approx 1518 \\ &\text{(公斤/12小时)}\end{aligned}$$

入上层烘床绿麦芽量为:

$$G_0 = \frac{1518 \times 100}{100 - 43} \approx 2664 \text{ (公斤/12小时)}$$

入中层烘床麦芽量 (即上层烘床下料量):

$$G_1 = \frac{1518 \times 100}{100 - 20} \approx 1898 \text{ (公斤/12小时)}$$

入下层烘床麦芽量 (即中层烘床下料量):

$$G_2 = \frac{1518 \times 100}{100 - 7} \approx 1633 \text{ (公斤/小时)}$$

下层烘床排料量 (即焙燥麦芽量):

$$G_3 = \frac{1518 \times 100}{100 - 3.5} \approx 1574 \text{ (公斤/12小时)}$$

干燥炉水分蒸发量 W :

$$\begin{aligned}\text{上层烘床水分蒸发量: } W_{\text{上}} &= G_0 - G_1 \\ &= 2664 - 1898 = 766 \text{ (公斤/12小时)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{中层烘床水分蒸发量: } W_{\text{中}} &= G_1 - G_2 \\ &= 1898 - 1633 = 265 \text{ (公斤/12小时)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{下层烘床水分蒸发量: } W_{\text{下}} &= G_2 - G_3 \\ &= 1633 - 1574 = 59 \text{ (公斤/12小时)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{干燥炉水分总蒸发量: } W &= W_{\text{上}} + W_{\text{中}} + W_{\text{下}} \\ &= 766 + 265 + 59 \\ &= 1090 \text{ (公斤/12小时)}\end{aligned}$$

(2) 夏季用空气量计算

$$\text{干空气用量 } L_T = \frac{W}{X_0 - X_1} = \frac{1090}{0.026 - 0.017}$$

$$= 121,155 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{进风量: } L_1 = L_T(1 + X_1) = 121,155(1 + 0.017)$$

$$\approx 123,215 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{排风量: } L_0 = L_T(1 + X_0) = 121,155(1 + 0.026)$$

$$\approx 124,305 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{空气比容: } v = (0.773 + 1.24X) \frac{273 + t}{273} \text{ (立方米/公斤)}$$

以空气参数代入:

$$\text{进风比容: } v_1 = (0.773 + 1.244 \times 0.017) \frac{273 + 32}{273}$$

$$= 0.887 \text{ (立方米/公斤)}$$

$$\text{进风容量: } V_1 = 123,215 \times 0.887$$

$$\approx 109,291 \text{ (立方米/12小时)}$$

$$\approx 9108 \text{ (立方米/时)}$$

或相当于:

$$109,291 \times \frac{100}{1500} = 7286 \text{ (立方米/100公斤产品)}$$

$$\text{排风比容: } v_0 = (0.773 + 1.244 \times 0.026) \frac{273 + 32}{273}$$

$$\approx 0.9 \text{ (立方米/公斤)}$$

$$\text{排风容量: } V_0 = 124,305 \times 0.9$$

$$\approx 111,875 \text{ (立方米/12小时)}$$

$$\approx 9323 \text{ (立方米/时)}$$

或相当于:

$$111,875 \times \frac{100}{1500} = 7458 \text{ (立方米/100公斤产品)}$$

(3) 冬季用空气量计算

$$\text{干空气用量: } L_T = \frac{W}{X_0 - X_2} = \frac{1090}{0.026 - 0.0017}$$

$$\approx 44,872 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{进风量: } L_2 = 44,872(1+0.0017)$$

$$\approx 44,949 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{排风量: } L_0 = 44,872(1+0.026)$$

$$\approx 46,039 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$\text{空气比容: } v_2 = (0.773 + 1.244 \times 0.0017) \frac{273 + (-1)}{273}$$

$$\approx 0.77$$

$$\text{进风容量: } V_2 = 44,949 \times 0.77 \approx 34,611 \text{ (米}^3\text{/12小时)}$$

$$\approx 2,884 \text{ (米}^3\text{/时)}$$

或相当于:

$$34,611 \times 100 / 1,500 \approx 2,307 \text{ (立方米/100公斤产品)}$$

$$\text{排风比容: } v_0 = (0.773 + 1.244 \times 0.026) \frac{273 + 32}{273} \approx 0.9$$

$$\text{排风容量: } V_0 = 46,039 \times 0.9 \approx 41,435 \text{ 立方米/12小时}$$

$$\approx 3,453 \text{ (立方米/时)}$$

或相当于:

$$41,435 \times 100 / 1500 \approx 2,762 \text{ (立方米/100公斤产品)}$$

表7-2-9

干燥炉需用风量表

项目		风 量			
		公斤/12小时	立方米/12小时	立方米/小时	立方米/100公斤产品
夏季	进风	123,215	109,291	9108	7286
	排风	124,305	111,875	9322	7458
冬季	进风	44,949	34,611	2884	2,307
	排风	46,039	41,435	3453	2,762

注: 根据经验数据, 生产100公斤麦芽所需风量为3500~9000立方米。

(4) 热量平衡计算

① 每层烘床消耗热量计算 (夏季):

上层烘床

$$Q_{\text{上}} = G_1 C_1 (t_1 - t_0)$$

$$G_1 = 1898 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$C_1 = 0.34 \times \frac{100 - W_1}{100} + \frac{W_1}{100}$$

$$\approx 0.34 \times \frac{100 - 20}{100} + \frac{20}{100}$$

$$= 0.472 \text{ (千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$Q_{\text{上}} = 1898 \times 0.472 (35 - 14)$$

$$\approx 18,813 \text{ (千卡/12小时)}$$

中层烘床

$$Q_{\text{中}} = G_2 C_2 (t_2 - t_1)$$

$$G_2 = 1633 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$C_2 = 0.34 \times \frac{100 - 7}{100} + \frac{7}{100} \approx 0.386 \text{ (千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$Q_{\text{中}} = 1633 \times 0.386 \times (55 - 35)$$

$$\approx 12,605 \text{ (千卡/12小时)}$$

下层烘床

$$Q_{\text{下}} = G_3 C_3 (t_3 - t_2)$$

$$G_3 = 1574 \text{ (公斤/12小时)}$$

$$C_3 = 0.34 \times \frac{100 - 3.5}{100} + \frac{3.5}{100}$$

$$\approx 0.363 \text{ (千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$Q_{\text{下}} = 1574 \times 0.363 \times (85 - 55)$$

$$\approx 17,135 \text{ (千卡/12小时)}$$

② 夏季热损失:

取: 上层烘床热损失 65,000 (千卡/8小时)

中层烘床热损失 115,000 (千卡/8小时)

下层烘床热损失 170,000 (千卡/8小时)

合计: 350,000 (千卡/8小时)

此资料适用于 8 小时产量 5 吨的麦芽干燥炉。

本设计为 12 小时产量 1.50 吨, 故散失于周围介质的热损失较大, 现拟增加 30% 计算:

故热损失:

上层: $q_{上} = 65,000 \times 130\% = 84,500$ (千卡/12小时)

中层: $q_{中} = 115,000 \times 130\% = 149,500$ (千卡/12小时)

下层: $q_{下} = 170,000 \times 130\% = 221,000$ (千卡/12小时)

$\Sigma q = 455,000$ (千卡/12小时)

③ 冬季热损失:

根据经验数据冬季热损失为:

上层烘床 $q_{上} = 495,000$ (千卡)

中层烘床 $q_{中} = 304,000$ (千卡)

下层烘床 $q_{下} = 329,000$ (千卡)

$\Sigma q = 1,128,000$ (千卡)

④ 每层水分蒸发后获得热量:

$q'_{上} = 766 \times 14 = 10,724$ (千卡/12小时) $C=1$

$q'_{中} = 265 \times 35 = 9,275$ (千卡/12小时)

$q'_{下} = 59 \times 55 = 3,245$ (千卡/12小时)

⑤ 夏季每层烘床实际所需热量:

上层烘床 $\Delta_1 = q'_{上} - q_{上} - Q_{上}$

$= 10,724 - 84,500 - 18,813$

$= -92,589$ (千卡/12小时)

中层烘床 $\Delta_2 = q'_{中} - q_{中} - Q_{中}$

$= 9,275 - 149,500 - 12,605$

$= -152,830$ (千卡/12小时)

下层烘床 $\Delta_3 = q'_{下} - q_{下} - Q_{下} = 3,245 - 221,000 - 17,135$

$= -234,890$ (千卡/12小时)

$$\begin{aligned}
 \text{总热量消耗 } \Delta &= \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3 \\
 &= (-92,589) + (-152,830) + \\
 &\quad (-234,890) \\
 &= -480,309 \text{ (千卡/12小时)} \\
 &= -40,024 \text{ (千卡/时)}
 \end{aligned}$$

或-32,019 (千卡/100公斤产品)

⑥ 冬季每层烘床实际所需热量:

$$\begin{aligned}
 \Delta'_1 &= 10,722 - 18,813 - 495,000 \\
 &= -503,091 \text{ (千卡/12小时)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta'_2 &= 9,286 - 12,605 - 304,000 \\
 &= -307,319 \text{ (千卡/12小时)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta'_3 &= 3,257 - 17,135 - 329,000 \\
 &= -342,878 \text{ (千卡/12小时)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{总热量消耗 } \Delta' &= \Delta'_1 + \Delta'_2 + \Delta'_3 \\
 &= (-503,091) + (-307,319) + (-342,878) \\
 &= -1,153,288 \text{ (千卡/12小时)} \\
 &= -96,107 \text{ (千卡/小时)}
 \end{aligned}$$

或-76,886 (千卡/100公斤产品)

表7-2-10

干燥炉热平衡总表

项目	热 量 消 耗		
	千卡/12小时	千卡/小时	千卡/100公斤产品
夏季	480,309	40,024	32,019
冬季	1,153,288	96,107	76,886

(5) 麦芽干燥炉最大生产能力

入上层烘床绿麦芽量=2664公斤/12小时

绿麦芽容重以410公斤/米³计

上层烘床绿麦芽容量为:

$$V = 2664 / 410 = 6.49 \text{ (立方米)}$$

现在烘床面积为34.6平方米

故 绿麦芽在上层烘床厚度为:

$$\sigma = 6.49 / 34.6 \approx 0.188 \text{ (米)} = 18.8 \text{ 厘米}$$

若按烘床最大麦层厚度25厘米计算,

则 绿麦芽容量为 $V = 34.6 \times 0.25 = 8.65 \text{ (立方米)}$

$$\text{绿麦芽重量 } G_0 = 8.65 \times 0.41 = 3.55 \text{ (吨/12 小时)}$$

$$\text{麦芽干燥炉最大日产量可达: } x = 3 \times \frac{25}{18.8} \approx 4.0 \text{ (吨/日)}$$

$\therefore$ 夏季所需最大风量: $9108 \times 3.550 / 2664 \approx 12,139 \text{ (立方米/时)}$

$$\begin{aligned} \text{冬季所需最大热量: } 96,107 \times 3,550 / 2664 \\ \approx 128,100 \text{ (千卡/时)} \end{aligned}$$

2. 浸麦用水量衡算

本车间最大用水量为浸麦槽, 故用水平衡以浸麦槽为计算基准。

$$\text{浸麦槽每槽大麦体积 } V = 3.816 / 1.25 = 3.05 \text{ (立方米)}$$

大麦比重以1.25吨/米³计算

$$\text{浸麦后的体积 } V' = 3.05 \times 1.5 = 4.575 \text{ (立方米)}$$

(1.5为浸渍后大麦的膨胀系数, $235.3 / 157.5 = 1.5$)

$$\text{浸麦开始时槽中水量} = \text{浸麦槽容量} - \text{每槽大麦体积}$$

$$= 10 - 3.05 = 6.95 \text{ (立方米)}$$

则 浸麦完毕后槽中的水量 $= 10 - 4.575 = 5.425 \text{ (立方米)}$

根据生产经验,

平均浸渍时间60小时共换水7次

(1) 每槽所需浸渍水量

$$W_1 = 6.95 + 5.425 + \frac{(6.95 + 5.425)5}{2} = 43.31 \text{ (立方米)}$$

(2) 每槽溢流浮麦用水量

在浸渍过程中，浸渍水三次，排去水面浮物，每次用水量为平均水量的15%。

$$\begin{aligned}\text{共用水量 } W_2 &= \frac{6.95 + 5.425}{2} \times 0.15 \times 3 \\ &= 2.784 \text{ (立方米)}\end{aligned}$$

每槽浸渍大麦共用水量：

$$\begin{aligned}W_0 &= W_1 + W_2 + 10\% W_1 \\ &= 43.31 + 2.784 + 43.31 \times 10\% \\ &= 50.425 \text{ (立方米)} \quad (10\% \text{ 为浸渍水的宽裕量})\end{aligned}$$

(3) 设浸渍时间为60小时，平均每小时用水量为
 $50.425/60 = 0.84$ (立方米/时)

(4) 如考虑同时有两个槽用水 (即另一槽换水)：

$$\text{则 用水量} = \left(\frac{6.95 + 5.425}{2} \right) \times 2 = 12.375 \text{ (立方米)}$$

(5) 浸渍工段洗地用水

取大清洗时间用水3立方米，一小时用完。

(6) 发芽地板洗刷用水 (箱式发芽则为洗筛板用水)

每天一次，每次用水4立方米，一小时用完。

(7) 其他用水一吨

(8) 麦芽车间每小时最大用水量

$$W = 12.375 + 3 + 4 + 1 = 20.375 \text{ (立方米)}$$

(不包括空调用水及真空泵房用水)

(9) 平均用水量 (不包括空调室)

$$\begin{aligned}\text{平均每小时用水量} &= W_0 + 3 + 4 + 1/24 \\ &= 50.425 + 8/24 = 2.433 \text{ (立方米)}\end{aligned}$$

(10) 100公斤成品麦芽耗水总量 (包括清洗水在内)

$$50.425 + 3 + 4 + 1/30 = 1.946 \text{ (立方米)}$$

100公斤精选大麦耗水总量：

$$50.425 + 3 + 4 + 1/38.16 = 1.524 \text{ (立方米)}$$

(二) 啤酒生产

以5000吨/年啤酒为计算基准

1. 耗水量计算

(1) 糖化用水

100公斤混合原料大约需用水量400公斤

$$\text{糖化用水量} = 1421 \times \frac{400}{100} = 5685 \text{ (公斤)}$$

糖化用水时间^(糖化一次定额)设为0.5小时, 故:

$$\text{每小时最大用水量} = 5685 / 0.5 = 11,376 \text{ (公斤/时)}$$

(2) 洗糟用水

100公斤原料约用水450公斤, 则需用水量,

$$1421 \times 450 / 100 = 6394.5 \text{ (公斤)}$$

用水时间为1.5小时, 则每小时

$$\text{洗糟最大用水量} = 6394.5 / 1.5 = 4263 \text{ (公斤/时)}$$

(3) 糖化室洗刷用水

一般糖化室及设备洗刷用水每糖化一次, 用水约6吨。用水时间为2小时, 故

$$\text{洗刷最大用水量} = 6 / 2 = 3 \text{ (吨/时)}$$

(4) 沉淀槽冷却用水

$$G = \frac{Q}{C(t_2 - t_1)} \quad (\text{冷却时间为1小时})$$

式中 热麦汁放出热量 $Q = G_P \cdot C_P(t_1' - t_2')$

热麦汁比重 $C_{\text{麦汁}} = 1.043$

热麦汁量 $G_P = 8525 \times 1.043 \approx 8892 \text{ (公斤/时)}$

热麦汁比热 $C_P = 0.98 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$

热麦汁温度 $t_1' = 100^\circ\text{C}$ $t_2' = 55^\circ\text{C}$

冷却水温度 $t_1 = 18^\circ\text{C}$ $t_2 = 45^\circ\text{C}$

冷却水比热 $C = 1$

$$Q = 8892 \times 0.98(100 - 55) \approx 392,130 \text{ (千卡/时)}$$

$$G = \frac{392,130}{1 \times (45 - 18)} = 14,523 \text{ (公斤/时)}$$

(5) 沉淀槽洗刷用水

每次洗刷用水3.5吨，冲洗时间设为0.5小时，则每小时最大用水量 = $3.5 / 0.5 = 7$ (吨/时)

(6) 麦汁冷却器冷却用水

麦汁冷却时间设为1小时，麦汁冷却温度为 $55^\circ\text{C} \rightarrow 6^\circ\text{C}$

分二段冷却，第一段：麦汁温度 $55^\circ\text{C} \rightarrow 25^\circ\text{C}$

冷水温度 $18^\circ\text{C} \rightarrow 30^\circ\text{C}$

冷却水用量 $G = \frac{Q}{C(t_2 - t_1)}$

麦汁放出热量 $Q = \frac{G_P C_P (t_1 - t_2)}{\tau}$

式中 麦汁量 $G_P = 8892$ 公斤

麦汁比热 $C_P = 0.98$ 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$

麦汁温度 $t_1 = 55^\circ\text{C}$ $t_2 = 25^\circ\text{C}$

水的比热 $C = 1$ 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$

冷却水温度 $t_1 = 18^\circ\text{C}$ $t_2 = 30^\circ\text{C}$

麦汁冷却时间 $\tau = 1$ 小时

$$\therefore Q = \frac{8892 \times 0.98(55 - 25)}{1} \approx 261,420 \text{ (千卡/时)}$$

$$G = \frac{261,420}{1(30 - 18)} \approx 21,785 \text{ (公斤/时)}$$

(7) 麦汁冷却器冲刷用水

设冲刷一次，用水4吨，用水时间为0.5小时，则

最大用水量为： $4 / 0.5 = 8$ (吨/时)

(8) 酵母洗涤用水 (无菌水)

每天酵母泥最大产量约300升，酵母贮存期每天换水一次，新收酵母洗涤4次，每次用水量为酵母的二倍，则连续生产每天

用水量:

$$(4+1) \times 300 \times 2 = 3,000 \text{ (升)}$$

设用水时间为1小时, 故最大用水量为3吨/时

(9) 发酵室洗刷用水

每天洗刷发酵池二个, 每个用水2吨, 洗刷地面共用水2吨,

$$\text{每天用水量} = 2 \times 2 + 2 = 6 \text{ (吨)}$$

用水时间设为1.5小时, 最大用水量 $= 6/1.5 = 4 \text{ (吨/时)}$

(10) 贮酒室洗刷用水

每天冲刷贮酒桶一个, 用水为2吨, 管路及地面冲刷用水1吨, 冲刷时间为1小时, 最大用水量为:

$$2 + 1 = 3 \text{ (吨/时)}$$

(11) 清酒罐洗刷

每天使用4桶, 冲洗一次, 共用水4吨, 冲刷时间为40分钟, 则最大用水量:

$$4 \times 60/40 = 6 \text{ (吨/时)}$$

(12) 过滤机用水

过滤机二台, 每台冲刷一次, 用水3吨 (包括顶酒用水), 使用时间为1.5小时, 则

$$\text{最大用水量} = 2 \times 3/1.5 = 4 \text{ (吨/时)}$$

(13) 洗棉机用水

① 洗棉机放水量 W_1 :

$$W_1 = \text{洗棉机容量} - \text{滤饼容积 (滤饼20片)}$$

$$= 5.3 - \left[\frac{\pi}{4} \times (0.525)^2 \times 0.05 \times 40 \right]$$

$$= 5.3 - 0.433$$

$$= 4.867 \text{ (立方米)}$$

② 洗棉过程中换水量 W_2 :

取换水量为放水量的三倍

$$W_2 = 3 \times W_1 = 3 \times 4.867 = 14.6 \text{ (吨)}$$

③ 洗棉机洗刷用水 W_3 ;

每次洗刷用水 $W_3 = 1.5$ 吨

④ 洗棉机每日用水量 W ;

淡季洗棉机开一班, 旺季忙时开两班, 则

用水量 $W = 2(W_1 + W_2 + W_3)$

$$= 2(4.867 + 14.6 + 1.5)$$

$$= 41.93 \text{ (吨)}$$

在洗棉过程中, 以换水洗涤时的耗水量最大, 设换水时间为 2 小时, 则每小时最大用水量为:

$$14.6/2 = 7.3 \text{ (吨/时)}$$

(14) 鲜啤酒桶洗刷用水

旺季每天最大产啤酒 22.5 吨 (三锅量), 其中鲜啤酒占 50% (设桶装占 70%), 则桶装啤酒量为:

$$22.5 \times 50\% \times 70\% = 7.875 \text{ (吨)} \approx 7875 \text{ (升)}$$

鲜啤酒桶容量为 20 升/桶

所需桶数 $= 7875/20 = 393.8$ (桶/日)

冲桶水量为桶容量 1.5 倍

每日用水量 $= 393.8 \times 0.02 \times 1.5 = 11.81$ (吨)

冲桶器每次同时冲洗二桶, 冲洗时间为 1.5 分钟, 故

每小时用水量 $= 0.02 \times 2 \times 1.5 \times 60/1.5 = 2.4$ (吨/时)

(15) 洗瓶机用水

按设备规范表, 洗瓶机最大生产能力为 3,000 瓶/时 (最高线速), 冲洗每个瓶约需水 1.5 升, 则

用水量 $= 3,000 \times 1.5 = 4,500$ (升/时)

每班生产 7 小时计, 总耗水量 $= 4,500 \times 7 = 31,500$ (升)

(16) 装酒机用水

每冲洗一次, 用水 2.5 吨, 每班冲洗一次, 每次 0.5 小时, 最大用水量 $= 2.5/0.5 = 5$ (吨/时)

(17) 杀菌机用水

杀菌机每个瓶耗水量 1 升算

用水量 = $3,000 \times 1 = 3000$ (升/时)

$3,000 \times 7 = 21,000$ (升/班)

(18) 其他用水

包括冲洗地板、管道冲刷、洗滤布等，每班需用水 10 吨，设用水时间为 2 小时，则

表 7-2-11

啤酒生产用水量衡算总表

编 号	用 水 项 目	水质需要	用 水 量		
			最大用水量 吨/时	吨/次	吨/日
1	糖化用水	自来水或 深井水	11.37	6.69	11.37
2	洗槽用水	"	4.26	6.39	12.78
3	糖化室洗刷用水	"	3.0	6.0	12.0
4	沉淀槽冷却用水	深井水	14.52	14.52	29.04
5	沉淀槽洗刷用水	自来水或 深井水	7.0	3.5	7.0
6	麦汁冷却器冷却用水	深井水	21.78	21.78	43.56
7	麦汁冷却器洗刷用水	自来水或 深井水	8.0	4.0	8.0
8	酵母洗涤用水	无炭水	3.0	3.0	3.0
9	发酵室洗刷用水	自来水或 深井水	4.0	6.0	6.0
10	贮酒室洗刷用水	"	3.0	3.0	3.0
11	啤酒罐洗刷用水	"	6.0	4.0	4.0
12	过滤机用水	"	4.0	6.0	6.0
13	洗棉机用水	"	7.3	41.93	41.93
14	鲜啤酒桶洗刷用水	"	2.4	11.81	11.81
15	洗瓶机用水	"	4.5	31.5	31.5
16	装酒机用水	"	5.0	2.5	2.5
17	杀菌机用水	"	3.0	21.00	21.00
18	其他用水	"	5.0	10.0	10.0

每小时用水量 = $10/2 = 5$ (吨/时)

啤酒用水量衡算总表如表7-2-11所示。

2. 蒸汽耗量计算

(1) 糖化工段耗用蒸汽量

以目前生产采用的二次糖化法为计算依据:

生产用最大蒸汽压力 2.5公斤/厘米² (绝对压力)

自来水平均温度 18℃

糖化用水平均温度 50℃

洗糟用水平均温度 80℃

① 糖化用水耗热量 Q_1 :

$$Q_1 = G \cdot C(t_2 - t_1)$$

式中 $G = 5,685$ 公斤

$C = 1$ 千卡/公斤·℃

$t_1 = 18^\circ\text{C}$ $t_2 = 50^\circ\text{C}$

$$Q_1 = 5,685 \times 1(50 - 18) = 181,920 \text{ (千卡)}$$

② 第一次蒸煮耗热量 Q_2 :

$$Q_2 = Q_2' + Q_2'', \quad Q_2' = G_{\text{糖}} \cdot C_{\text{糖}}(100 - t_0)$$

$$Q_2'' = 540W \text{ (540千卡/公斤——汽化潜热)}$$

大米用量为355.5公斤,糖化时为了防止大米醪结块及促进液化,在糊化时加入约占大米量20%的麦芽粉,则:

$$\text{麦芽粉用量} = 355.5 \times 20\% = 71.1 \text{ (公斤)}$$

$$\text{第一次蒸煮物料量} = 355.5 + 71.1 = 426.6 \text{ (公斤)}$$

以100公斤混合原料用水量450公斤算:

$$\text{用水量} = 426.6 \times 450/100 = 1919.7 \text{ (公斤)}$$

加热醪液所需热量 Q_2' :

$$Q_2' = G_{\text{糖}} \cdot C_{\text{糖}} \cdot (100 - t_0)$$

$$G_{\text{糖}} = 1919.7 + 426.6 = 2346.3 \text{ (公斤)}$$

$$G_{\text{糖}} = \frac{C_{\text{大米}} \times 355.5 + C_{\text{麦芽}} \times 71.1 + C_{\text{水}} \times 1919.7}{355.5 + 71.1 + 1919.7}$$

式中 $C_{\text{大米或麦芽}} = C_0 \times 0.01(100 - W) + 0.01W$
 C_0 —— 谷物（绝干）的比热 0.37 千卡/公斤·℃
 W —— 水分

$$C_{\text{麦芽}} = 0.37 \times 0.01(100 - 6) + 0.01 \times 6 \\ = 0.408 \text{ (千卡/公斤·℃)}$$

$$C_{\text{大米}} = 0.37 \times 0.01(100 - 13) + 0.01 \times 13 \\ = 0.452 \text{ (千卡/公斤·℃)}$$

$$C_{\text{糖}} = \frac{0.452 \times 355.5 + 0.408 \times 71.1 + 1 \times 1919.7 \times 1}{355.5 + 71.1 + 1919.7} \\ = 0.899 \text{ (千卡/公斤·℃)}$$

$$t_0 = 45^\circ\text{C}$$

$$Q'_2 = 2346.3 \times 0.899(100 - 45) \\ \approx 116,013 \text{ (千卡)}$$

在煮沸时蒸发量以每小时 5 % 计，煮沸时间为 40 分钟

$$\text{蒸发量 } W = 2346.3 \times 5\% \times 40/60 = 78.21 \text{ (公斤)}$$

$$Q''_2 = 540 \times 78.21 = 42,233 \text{ (千卡)}$$

$$Q_2 = Q'_2 + Q''_2 = 116,013 + 42,233 \\ = 158,246 \text{ (千卡)}$$

③ 第二次煮沸的耗热量 Q_3 ：

$$Q_3 = Q'_3 + Q''_3$$

经过一次煮沸后的米醪量为：

$$G'_{\text{糖}} = 2346.3 - 78.21 = 2268.09 \text{ (公斤)}$$

糖化醪的量： $G_{\text{麦醪}} = G_{\text{麦}} + G_{\text{水}}$

$$\text{式中 } G_{\text{麦}} = 1065.75 - 71.7 = 994.05 \text{ (公斤)}$$

$$G_{\text{水}} = 5,685 - 1919.7 = 3765.3 \text{ (公斤)}$$

$$G_{\text{麦醪}} = 994.05 + 3765.3 = 4759.35 \text{ (公斤)}$$

经第一次煮沸的米醪与糖化醪混合后数量为：

$$G_{混} = 2268.09 + 4759.35 = 7027.44 \text{ (公斤)}$$

二次煮沸时取混合醪量40%，煮沸时间为10分钟，蒸发量为每小时5%。

$$Q'_3 = G \cdot C_{混}(100 - t_0)$$

式中 $G = 7027.44 \times 40\% = 2810.98 \text{ (公斤)}$

$$C_{醪} = 0.899 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C_{麦醪} = \frac{G_{麦} C_{麦} + G_{水} C_{水}}{G_{麦} + G_{水}}$$

式中 $G_{麦} = 994.05 \text{ 公斤}$

$$C_{麦} = 0.408 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$G_{水} = 3765.3 \text{ 公斤}$$

$$C_{水} = 1 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C_{麦醪} = \frac{994.05 \times 0.408 + 3765.3 \times 1}{994.05 + 3765.3}$$

$$= 0.87 \text{ (千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$C_{混} = \frac{G_{麦醪} \cdot C_{麦醪} + G_{醪} \cdot C_{醪}}{G_{麦醪} + G_{醪}}$$

$$= \frac{4759.35 \times 0.87 + 2268.09 \times 0.899}{4759.35 + 2268.09}$$

$$= 0.88 \text{ (千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$t_0 = 60 ^\circ\text{C}$$

$$Q'_3 = G \cdot C_{混}(100 - t_0)$$

$$= 2810.98 \times 0.88(100 - 60) \approx 98,946 \text{ (千卡)}$$

$$Q''_3 = 540 W$$

式中 $W = 2810.98 \times 5\% \times 10/60$

$$= 23.42 \text{ (公斤)}$$

$$Q''_3 = 540 \times 23.42 \approx 2,647 \text{ (千卡)}$$

$$Q_3 = Q'_3 + Q''_3 = 98,946 + 12,647 \\ = 111,593 \text{ (千卡)}$$

④ 洗糟用水耗热量 Q_4 :

洗糟用水: 每100公斤原料用水450公斤

$$\text{用水量 } G = 14.21 \times 450 = 6394.5 \text{ (公斤)}$$

$$\text{耗热量 } Q_4 = G \cdot C(80 - t)$$

$$C = 1 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t = 18^\circ\text{C}$$

$$Q_4 = 6394.5 \times 1(80 - 18) = 396,459 \text{ (千卡)}$$

⑤ 麦汁煮沸耗热量 Q_5 :

取100公斤原料加洗糟水后可得到700公斤麦汁, 过滤完毕麦汁的温度约为 65°C 。

$$\text{煮沸时总耗热量 } Q_5 = Q'_5 + Q''_5$$

$$\text{加热麦汁耗热 } Q'_5 = G \cdot C_{\text{麦汁}}(100 - t)$$

$$\text{式中 } G = 14.21 \times 700 = 9,947.0 \text{ (公斤)}$$

$$C_{\text{麦汁}} = 0.95 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t = 65^\circ\text{C}$$

$$Q'_5 = 9947.0 \times 0.95(100 - 65) \approx 330,738 \text{ (千卡)}$$

$$\text{煮沸麦汁耗热: } Q''_5 = 540 \text{ W}$$

麦汁煮沸时间为1.5小时, 设每小时蒸发量为10%

$$W = 9947 \times 10\% \times 1.5 = 1,492.05 \text{ (公斤)}$$

$$Q''_5 = 540 \times 1492.05 = 805,707 \text{ (千卡)}$$

$$Q_5 = Q'_5 + Q''_5 = 330,738 + 805,707$$

$$= 1,136,445 \text{ (千卡)}$$

⑥ 糖化一次需用蒸汽总量:

$$D_{\text{总}} = Q_{\text{总}} / i$$

设蒸汽的热效率 $\eta = 95\%$

$$Q_{\text{总}} = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5}{0.95}$$

$$= \frac{181,920 + 158,246 + 111,593 + 396,459 + 1,136,445}{0.95}$$

$$\approx 2,089,119 \text{ (千卡)}$$

$$i = 648.7 - 100$$

$$D_{\text{总}} = \frac{2,089,119}{648.7 - 100} \approx 3,807 \text{ (公斤)}$$

⑦ 糖化过程中每小时最大蒸汽用量:

糖化过程中, 以麦汁煮沸时耗热最大, 麦汁煮沸时耗热为 805,707 千卡, 煮沸时间 1.5 小时, 取热效率 95%.

$$D_{\text{最大}} = \frac{Q_{\text{最大}}}{i}$$

$$\text{式中 } Q_{\text{最大}} = \frac{805,707}{0.95 \times 1.5} \approx 565,408 \text{ (千卡/时)}$$

$$i = 648.7 - 100$$

$$\therefore D_{\text{最大}} = \frac{565,408}{648.7 - 100} \approx 1020 \text{ (公斤/时)}$$

(2) 酵母培养耗热量

一般每月培养一次或每个季度培养一次, 每次约用汽 600 公斤, 使用时间 2 小时, 则

$$\text{最大用汽量: } D_2 = 600 / 2 = 300 \text{ (公斤/时)}$$

(3) 洗棉机用汽量

洗棉锅一次放入水量为 4800 公斤, 洗棉时把水温升至 85°C , 设在 50 分钟内把水加热至所需温度。

$$\text{耗热量 } Q = G \cdot C (t_2 - t_1) \times 60 / 50 \text{ (千卡/时)}$$

$$D_3 = Q / i$$

式中 $G=4800$ 公斤

$C=1$ 千卡/公斤·℃

$t_1=18^\circ\text{C}$ $t_2=85^\circ\text{C}$

$$Q=4800 \times 1(85-18)60/50=385,920 \text{ (千卡/时)}$$

$$D_s = \frac{385,920}{648.7-85} \approx 685 \text{ (公斤/时)}$$

(4) 洗瓶机用汽量

$$D_4 = jN$$

式中 j ——经验数据, 16~58公斤/1000瓶·小时

N ——瓶数以千瓶为单位, 例1000瓶 $N=1$

按照定型产品的生产能力 $N=3.00$

$$D_4 = 58 \times 3.00 = 174 \text{ (公斤/时)}$$

(5) 杀菌机用汽

$$D_5 = jN$$

式中 j ——经验数据, 150公斤/1000瓶·小时

N ——3.00

$$D_5 = 150 \times 3.00 = 450 \text{ 公斤/小时}$$

(6) 冲桶用汽

冲洗鲜啤酒桶的水温为 50°C , 冲桶用水为2.4吨/时

耗用蒸汽: $D_6 = Q/i$

$$Q = G \cdot C(t_2 - t_1)$$

式中

$G=2400$ 公斤/时

$C=1$ 千卡/公斤·℃

$t_1=18^\circ\text{C}$ $t_2=50^\circ\text{C}$

$$Q = 2400 \times 1(50-18) = 76,800 \text{ (千卡/时)}$$

$$D_6 = \frac{76,800}{648.7-50} \approx 128 \text{ (公斤/时)}$$

啤酒车间蒸汽耗用量衡算总表如表7-2-12所示。

3. 耗冷量计算

表7-2-12

啤酒车间蒸汽耗用量衡算总表

序号	用汽项目	蒸汽压力	最大用汽量 (公斤/时)
		(绝对压力, 公斤/厘米 ²)	
1	糖 化	2.5	1030
2	培养酵母	2.5	300
3	洗 桶	2.5	685
4	洗 瓶	2.5	174
5	杀 菌	2.5	450
6	冲 桶	2.5	128

(1) 麦汁冷却器耗冷量

① 耗冷量: 麦汁冷却分两段进行, 第一段采用深井水, 第二段用盐水冷却。二段冷却麦汁温度为: $25^{\circ}\text{C} \rightarrow 6^{\circ}\text{C}$

麦汁在 1 小时内冷却完毕。

$$Q_1 = G \cdot C_p (t_1 - t_2)$$

式中 $G = 8892/1 = 8892$ 公斤/时

$$C_p = 0.98 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 = 25^{\circ}\text{C} \quad t_2 = 6^{\circ}\text{C}$$

$$\therefore Q_1 = 8892 \times 0.98 (25 - 6) \approx 165,566 \text{ (千卡/时)}$$

② 盐水需量:

$$D_1 = \frac{Q_1}{C_{\text{盐}}(t_2 - t_1)}$$

$$\text{盐水温度: } t_1 = -8^{\circ}\text{C} \quad t_2 = 0^{\circ}\text{C}$$

式中 $Q_1 = 165,566$ 千卡/时

$$C_{\text{盐}} = 0.731 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$\therefore D_1 = \frac{165,566}{0.731(0 - (-8))} \approx 28,311 \text{ (公斤/时)}$$

(2) 主发酵发酵池冷却耗冷量

① 耗冷量 Q_2 : 主发酵期, 设麦汁中的可发酵浸出物全部

为麦芽糖，每公斤麦芽糖在发酵中实际放出的热量为146.6千卡。

麦汁精度自12%发酵至5%，故发酵期每100升麦汁有7公斤可发酵糖被发酵，则每升麦汁放出的热量：

$$146.6 \times \frac{7}{100} = 10.26 \text{ (千卡)}$$

如进入发酵池的冷麦汁温度为6℃，主发酵后进贮酒室发酵液温度为3℃，则每升发酵液放出的热量

$$q = g \cdot C(t_2 - t_1) = 1 \times 1(6 - 3) = 3 \text{ (千卡)}$$

(发酵液的比热暂以1千卡/公斤·℃计)

每个发酵池放出的总热量：

$$q_1 = (10.26 + 3)7928 \approx 105,119 \text{ (千卡)}$$

考虑到发酵过程中，每个发酵池的发酵情况不平衡，故取1.5系数，发酵时间11.5天，全发酵室24个池，每小时放热量：

$$Q_2 = \frac{105,119 \times 24 \times 1.5}{11.5 \times 24} = 13,711 \text{ (千卡/时)}$$

② 冰水需量 D_2 ：

冰水温度变化为：1℃ → 3℃

$$\text{冰水用量 } D_2 = \frac{Q_2}{C(t_2 - t_1)}$$

式中 $Q_2 = 13,711$ 千卡/时

$C = 1$ 千卡/公斤·℃

$t_1 = 1$ °C

$t_2 = 3$ °C

$$\therefore D_2 = \frac{13,711}{1(3-1)} \approx 6856 \text{ (公斤/时)}$$

③ 盐水需量 D'_2 ：

盐水温度 $t_1 = -8$ °C, $t_2 = -2$ °C

$C_{\text{盐}} = 0.731$ 千卡/公斤·℃

$$D_2 = \frac{Q_2}{C_{\text{盐}}(t_2 - t_1)} = \frac{13,711}{0.73(-2 - (-8))} \\ = 3126 \text{ (公斤/时)}$$

(3) 啤酒过冷却器耗冷量

① 耗冷量：每班最大生产啤酒 $7.809 \times 2 = 15.618$ 吨，每班过滤时间以 6 小时计，过冷却时间也为 6 小时。

啤酒过冷温度要求： $2^\circ\text{C} \longrightarrow -1^\circ\text{C}$

$$Q_3 = \frac{G \cdot C(t_1 - t_2)}{\tau}$$

式中 $G = 15.618$ 公斤

$C = 1$ 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$ (啤酒的比热暂以 1 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$ 计)

$$t_1 = 2^\circ\text{C} \quad t_2 = -1^\circ\text{C} \quad \tau = 6$$

$$\therefore Q_3 = \frac{15.618 \times 1 \times (2 - (-1))}{6} = 7809 \text{ (千卡/时)}$$

② 盐水需量 D_3 ：

盐水温度变化为 $-8^\circ\text{C} \longrightarrow -2^\circ\text{C}$

$$D_3 = \frac{Q_3}{C_{\text{盐}}(t_2 - t_1)}$$

式中 $Q_3 = 7809$ 千卡/时

$C_{\text{盐}} = 0.731$ 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$

$$t_1 = -8^\circ\text{C} \quad t_2 = -2^\circ\text{C}$$

$$\therefore D_3 = \frac{7809}{0.731(-2 - (-8))} \approx 1,778 \text{ 公斤/时}$$

(4) 无菌冷水高位槽耗冷量

① 耗冷量 Q_4 ：无菌水使用量最大为 2 吨，一般要求在 6 小时内把水温从 18°C 冷却至 2°C 。

$$Q_4 = G \cdot C(t_1 - t_2) / \tau$$

式中 $G = 2000$ 公斤

$$C = 1 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 18^\circ\text{C} \quad t_2 = 2^\circ\text{C} \quad \tau = 6 \text{ 小时}$$

$$\therefore Q_4 = \frac{2000 \times 1(18-2)}{6} \approx 5333 \text{ (千卡/时)}$$

② 盐水需量 D_4 :

盐水温度变化: $-8^\circ\text{C} \longrightarrow -2^\circ\text{C}$

$$D_4 = \frac{Q_4}{C_{\text{盐}}(t_2 - t_1)}$$

式中 $Q_4 = 5333 \text{ 千卡/时}$

$$C_{\text{盐}} = 0.731 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = -8^\circ\text{C} \quad t_2 = -2^\circ\text{C}$$

$$\therefore D_4 = \frac{5333}{0.731[-2 - (-8)]} = 1216 \text{ (公斤/时)}$$

(5) 酵母培养室耗冷量:

① 酵母培养期, 最大耗冷量约为 7,000 千卡/时

$$Q_5 = 7,000 \text{ 千卡/时}$$

② 盐水需量 D_5 :

盐水温度变化为 $-8^\circ\text{C} \longrightarrow -2^\circ\text{C}$

$$D_5 = \frac{Q_5}{C_{\text{盐}}(t_2 - t_1)}$$

式中 $Q_5 = 7,000 \text{ 千卡/时}$

$$C_{\text{盐}} = 0.731 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = -8^\circ\text{C} \quad t_2 = -2^\circ\text{C}$$

$$\therefore D_5 = \frac{7,000}{0.731[-2 - (-8)]} \approx 1,595 \text{ (公斤/时)}$$

啤酒车间耗冷量衡算总表如表 7-2-13 所示。

4. 压缩空气用量

(1) 酒花分离器用气量

使用压力 2 公斤/平方厘米

表7-2-13

啤酒车间耗冷量衡算总表

序号	耗冷地点	介质及温度	介质需量 (公斤/时)	冷量消耗 (千卡/时)
1	麦汁冷却器	盐水 (-8℃)	28,311	165,566
2	发酵池冷却	冰水 (2℃)	6,856	13,711
		盐水 (-8℃)	3,126	
3	啤酒过冷却器	盐水 (-8℃)	1,773	7809
4	无菌冷水高位槽	盐水 (-8℃)	1,216	5,333
5	培养酵母	盐水 (-8℃)	1,595	7,000

分离器有效容量 2 立方米

当压送残液时，考虑一定的损失，故乘 2 倍安全系数。吹风次数设为 4 次，吹风时间约 40 分钟，则每次风量，

$$Q = 2 \times 2 \times 4 = 16 \text{ (立方米)}$$

每小时最大风量： $q_1 = 16 \times 60 / 40 = 24 \text{ (立方米/时)}$

(2) 主发酵繁殖槽用气量

使用压力 2 公斤/平方厘米

通风管口径为 20 毫米，压缩空气流速为 8 米/秒

每小时最大风量：

$$q_1 = 8 \times \frac{\pi d^2}{4} \times 60 \times 60 = 8 \times \frac{\pi (0.02)^2}{4} \times 60 \times 60 \\ = 9.04 \text{ (立方米/时)}$$

(3) 酵母培养室用气

使用压力 1.5 公斤/平方厘米

设通风管口径为 20 毫米，压缩空气流速为 8 米/秒

$$\text{每小时最大用气量 } q_3 = 8 \times \frac{\pi \times (0.02)^2}{4} \times 60 \times 60 \\ = 9.04 \text{ (立方米/时)}$$

(4) 贮酒桶用气

使用压力 1~1.5公斤/平方厘米

过滤酒时，用压缩空气将酒顶出，设空气量为酒容量的1.5倍，每班放酒一桶，放酒时间为6小时，则

$$\text{每小时用气量 } q_4 = \frac{15.618}{6} \times 1.5 \approx 3.9 \text{ (立方米/时)}$$

(5) 清酒罐用气

设用气量为滤过酒用气的2倍，则用气量：

$$q_5 = 3.9 \times 2 = 7.8 \text{ (立方米/时)}$$

(6) 装酒机用气

装瓶机的生产能力为3,000瓶/时

用气压力 5 公斤/厘米²

按经验数据，装1000瓶啤酒（640毫升）需耗气8立方米，则用气量 $q_6 = 3.00 \times 8 = 24.00$ (立方米/时)。

(7) 装桶机用气

用气压力 1.5公斤/平方厘米

装桶机的生产能力为1桶/2分钟，每台采用双头装桶机生产能力为60桶/小时，相当于1.8吨/时。

按经验数据，每装1吨，需用气5立方米，则

$$\text{每小时用气 } q_7 = 1.8 \times 5 = 9 \text{ (立方米/时)}$$

(8) 压棉机用气量

操作压力 4 公斤/厘米²

进气管 $\phi 32$ 厘米，压缩空气流速 8 米/秒，每压一次 30秒，

$$\text{空气量 } q_8 = 8 \times \frac{\pi \times (0.032)^2}{4} \times 30 = 0.193 \text{ (立方米)}$$

$$\text{则 每小时用气量} = 0.193 \times \frac{60}{30} \times 60 = 23.16 \text{ (立方米)}$$

啤酒车间压缩空气耗量衡算总表如表7-2-14所示。

表7-2-14

啤酒车间压缩空气耗量衡算总表

序号	用气项目	用气压力*	用 气 量	
		(公斤/平方厘米)	立方米/时	立方米/分
1	酒花分离器	2	24	0.4
2	繁殖槽	2	9.04	0.151
3	酵母培养室	1.5	9.04	0.151
4	贮酒桶	1.0~1.5	3.9	0.065
5	滤过酒贮存桶	1.0~1.5	7.8	0.130
6	装酒机	5	24.00	0.4
7	装桶机	1.5	9	0.15
8	压棉机	4	23.16	0.386

* 最大工作压力。

三、主要设备工艺计算

(一) 麦芽生产主要设备

以日产3吨麦芽为计算基准

(1) 大麦精选设备生产能力

设每天精选时间为一班8小时(包括辅助时间), 实际按7.0小时算:

精选大麦量 $G_1 = 3,816$ 公斤 (日处理量)

精选设备所需生产能力 $G = G_1 / \tau$

$$= 3816 / 7.0 = 545.14 \text{ (公斤/时)}$$

故选用: ①大麦粗选机生产能力为0.5~1吨/时 (一台)

②大麦分选机生产能力为1~1.5吨/时 (一台)

(2) 浸麦槽

精选大麦量 $G_1 = 3,816$ 公斤

精选大麦容重 γ 以635公斤/米³计算

有效容积系数 φ 取0.9

浸麦槽所需有效容量:

$$V_1 = \frac{235.33}{157.5} \cdot \frac{G}{\gamma}$$

$$V_1 = 1.5 \times G / \gamma = 1.5 \times 3,816 / 635 = 9.01 \text{ (立方米)}$$

浸麦槽全容量 $v = v_1 / \varphi = 9.01 / 0.9 = 10.01$ (立方米)

目前国内啤酒厂为冷浸法, 浸麦时间均在72小时左右。

需用浸麦槽量 $n = \tau / t = 72 / 24 = 3$ (个)

故选用有效容量为10立方米的浸麦槽3个

(3) 发芽设备

① 地板式

所需发芽面积计算:

$$F = 2.3 \times 1.2 \times Gn / \gamma h \text{ (平方米)}$$

$$F = \frac{3,816 \times 2.3 \times 1.2 \times 8}{0.635 \times 0.12} = 1,106 \text{ (平方米)}$$

式中 3,816——每天精选大麦量 (G) 吨

2.3 ——绿麦芽体积增长率

1.2 ——走道面积20%

8 ——发芽周期天数 (连辅助时间) (n)

0.12 ——发芽床麦芽平均高度 (h) 米

按车间布置情况, 发芽地板面积为1106平方米。

② 发芽箱

如采用箱式发芽, 则所需发芽面积计算如下:

取发芽箱麦层厚度0.6米, $h = 0.6$ 米

绿麦芽体积对精选大麦变化比:

根据经验数据: 100公斤精选大麦为0.35立方米绿麦芽。

按物料衡算: 100公斤精选大麦为0.34立方米绿麦芽。

$$\text{绿麦芽体积 } v = \frac{3,816}{100} \times 0.34 = 12.97 \text{ (立方米)}$$

所需发芽箱底面积 $f = v/h = 12.97/0.6 = 21.6$ (平方米)

发芽箱尺寸一般比例以长:宽=5~6:1为好,具体视螺旋搅拌机的宽度而定。

(4) 麦芽烘炉

麦芽烘炉生产能力计算公式

$$G = hf \frac{V_2}{V_1} \gamma_2 \frac{24}{n} \quad (\text{吨干麦芽/24小时})$$

式中 G ——麦芽烘炉生产能力 = $3 + 0.147 = 3.147$ (吨/11)

h ——顶层烘床麦层厚度,取0.2米

f ——烘床面积 (米²)

n ——麦芽在每层烘床可停留时间,12小时

V_1 ——每吨精选大麦产绿麦芽体积,0.3395米³

V_2 ——每吨精选大麦所产干麦芽体积,0.1572米³

γ_2 ——成品麦芽容重,0.5吨/米³

上述数据代入并简化得:

$$\begin{aligned} \text{麦芽烘床面积 } f &= \frac{G \cdot n}{5.556 h} = \frac{3.147 \times 12}{5.556 \times 0.2} \\ &= 33.98 \text{ (米}^2\text{)} \end{aligned}$$

(5) 浸麦所需鼓风机风量计算

每100公斤大麦每分钟耗用空气量0.03立方米

大麦浸渍过程通风次数:

15分钟 1次

20分钟 7次

30分钟 7次

① 通风15分钟所需风量:

$$q_1 = 3,816 \times 0.03 \times 15 \times 1/100 = 17.17 \text{ (立方米)}$$

② 通风20分钟所需风量:

$$q_2 = 3,816 \times 0.03 \times 20 \times 7/100 = 160.27 \text{ (立方米)}$$

③ 通风30分钟所需风量:

$$q_3 = 3,816 \times 0.03 \times 30 \times 7 / 100 = 240.41 \text{ (立方米)}$$

每个浸麦槽所需总风量:

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 = 17.17 + 160.27 + 240.41 \\ = 417.85 \text{ (立方米)}$$

若同时有三个槽通风, 则每分钟耗风量:

$$q = 3,816 \times 0.03 \times 3 / 100 = 3.43 \text{ (立方米/分)}$$

故鼓风机所需风量为3.43立方米/分钟

可选风机: D22×21—5/5000型

风量5立方米/分, 风压5000毫米水柱

配电动机JO₂52—67.5千瓦, 960转/分

(6) 干麦芽暂贮箱

干燥炉送出干麦芽重量=3.147吨/日

下层烘床每12小时出料一次, 即每天出料二次

干麦芽容重 $\gamma = 500$ 公斤/立方米

则 所需干麦芽贮箱容量为:

$$V = 3.147 / 2 \times 500 = 3.147 \text{ (立方米)}$$

可选用麦芽暂贮箱 $V = 3.5$ 立方米

(7) 除根机

除根机每天生产时间为一班8小时(包括辅助时间), 如操作时间为7小时, 所需除根机生产能力 $G = 3.147 / 7 = 0.449$ 吨/时, 可选用除根机生产能力1吨/时

实际生产时间 $\tau = 3.147 / 1 = 3.147$ (小时)

(8) 麦芽贮仓

根据车间设备布置, 设计麦芽贮仓四个

每个有效容积 $V = 115$ 立方米

麦仓为方形锥底, 尺寸4460×4460×4700毫米, 锥底3050毫米

故麦仓总容积 $V' = 4 \times 115 = 460$ (立方米)

麦仓可贮存麦芽量 $G = V' \times \gamma = 460 \times 0.5 = 230$ (吨)

(9) 离心式除尘器 (核算例)

① 粗选机用:

按粗选机设备图: 抽风出口: 260×280 毫米

取出口风速 = 12 米/秒

风量 $Q = 0.26 \times 0.28 \times 12 \times 3600 = 3145$ (立方米/时)

可选用 CLT/A-7.5 型离心式除尘器

进气速度 12 米/秒, 阻力 = 86 ~ 77 公斤/平方米

风量 = 4170 立方米/时, 直径 $D_1 = 750$ 毫米

现取用图纸制造粗选机除尘器: $\Phi 770 \times 2720$ 毫米

② 分选机用:

按分选机设备图:

抽风出口: 340×610 毫米

风机转速: 960 转/分

取风速为 12 米/秒

风量 $Q = 0.34 \times 0.61 \times 12 \times 3600$

≈ 8960 (立方米/时)

可选用: CLT-17 除尘器

进气速度 = 12 米/秒

风量 = 10,000 立方米/时

阻力 49 公斤/平方米

直径 $D_1 = 1761$ 毫米

进出口管径 $M \times N = 230 \times 365$ 毫米

③ 除根机用:

按除根机设备图:

风量: 1800 立方米/时 出口风速: 10 米/秒

风叶转速: 795 转/分 可选用: CLT/A-5.0 型除尘器

进气速度 12 米/秒 风量 1860 立方米/时

$D_1 = 500$ 毫米 进口管径 $M = 330$ 毫米

④ 旋风分离器: (绿麦芽抽送分离器风管接真空泵使用)

真空泵最大抽气量690立方米/时

选用: CLT/A——3.5型除尘器

直径 $D_1=350$ 毫米 进气速度12米/秒

风量910立方米/时 阻力86公斤/平方米

(二) 啤酒生产主要设备

以5000吨/年啤酒为计算基准。

1. 麦芽暂贮箱

(1) 所需容量计算

每次投料量 $G=1066$ 公斤

麦芽容重 $\gamma=500$ 公斤/米³

有效容积系数 $\varphi=0.8$

$$\text{所需容积 } V = \frac{G}{\gamma \times \varphi} = \frac{1066}{500 \times 0.8} = 2.664 \text{ (立方米)}$$

(2) 结构

采用方形斜锥底, 木结构内衬白铁皮 (见图7-2-1)。定箱内尺寸为:

$A=1800$ 毫米, $a=300$ 毫米

$B=1400$ 毫米, $b=200$ 毫米

$H=1000$ 毫米, $h=1000$ 毫米

$$\text{总容积为: } V_{\text{总}} = ABH + \frac{h}{6}(2AB + Ab + aB + 2ab)$$

$$= 1.8 \times 1.4 \times 1 + \frac{1}{6}(2 \times 1.8 \times 1.4 + 1.8$$

$$\times 0.2 + 0.3 \times 1.4 + 2 \times 0.3 \times 0.2)$$

$$= 3.51 \text{ (立方米)}$$

2. 麦芽粉贮箱

(1) 所需容量计算

每次投料量 $G=1066$ 公斤

麦芽粉比容 $C=2.560$ 米³/吨

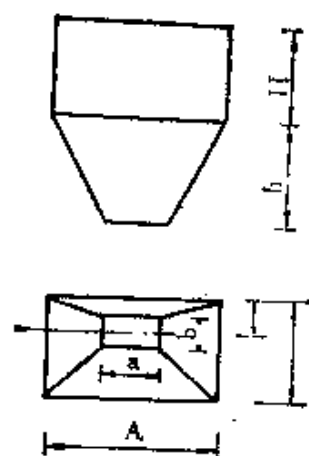
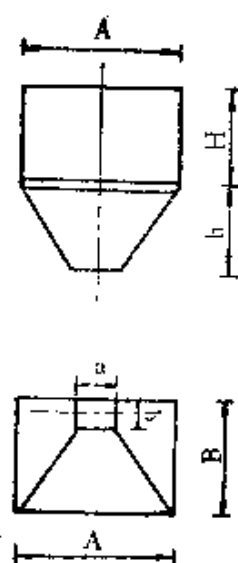


图 7-2-1 麦芽暂贮箱结构示意图

图 7-2-2 麦芽粉贮箱结构示意图

有效容积系数 $\varphi = 0.7$

$$\text{所需容积 } V = \frac{G \times C}{\varphi} = \frac{1.066 \times 2.560}{0.7} = 3.895 \text{ (立方米)}$$

(2) 结构

方形锥底，木结构，内衬白铁皮（见图7-2-2）。

定箱内尺寸为：

$A = 2200$ 毫米， $a = 300$ 毫米

$B = 1200$ 毫米， $b = 200$ 毫米

$H = 1300$ 毫米， $h = 1400$ 毫米

总容积为：

$$\begin{aligned} V_{\text{总}} &= ABH + \frac{h}{6}(2AB + Ab + aB + 2ab) \\ &= 2.2 \times 1.2 \times 1.3 + \frac{1.4}{6}(2 \times 2.2 \times 1.2 + 2.2 \times 0.2 + 1.2 \\ &\quad \times 0.3 + 2 \times 0.3 \times 0.2) \\ &= 4.875 \text{ (立方米)} \end{aligned}$$

3. 大米暂贮箱

(1) 所需容量计算

每次投料量 $G=356$ 公斤 大米容重 $\gamma=800$ 公斤/米³

有效容积系数 $\varphi=0.8$

$$\text{所需容积 } V = \frac{G}{\gamma \times \varphi} = \frac{356}{800 \times 0.8} = 0.555 \text{ (立方米)}$$

(2) 结构

方形斜锥底，木结构，内衬白铁皮（见图7-2-3）。

定箱内尺寸为：

$A=1200$ 毫米， $a=200$ 毫米

$B=1000$ 毫米， $b=200$ 毫米

$H=800$ 毫米， $h=1100$ 毫米

$$\text{总容积为： } V_{\text{总}} = ABH + \frac{h}{6}(2AB + Ab + aB + 2ab)$$

$$= 1.2 \times 1 \times 0.8 + \frac{1.1}{6}(2 \times 1.2 \times 1 + 1.2$$

$$\times 0.2 + 0.2 \times 1 + 2 \times 0.2 \times 0.2)$$

$$= 1.495 \text{ (立方米)}$$

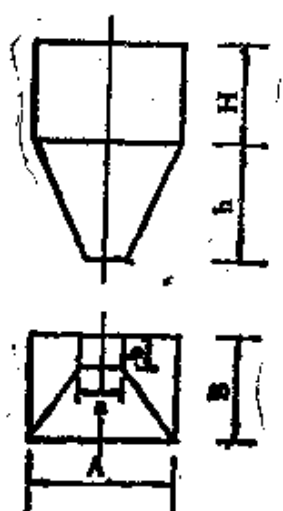


图 7-2-3 大米暂贮箱结构示意图

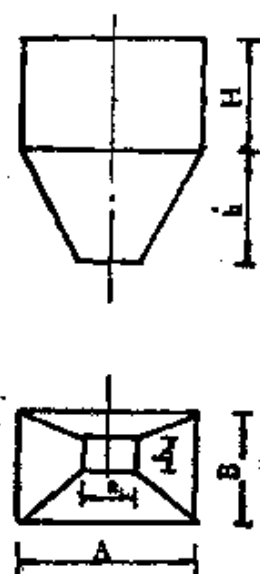


图 7-2-4 大米粉贮箱结构示意图

4. 大米粉箱

(1) 所需容量计算

每次投料 $G=356$ 公斤 大米粉比容 $C=1.73$ 米³/吨

有效容积系数 $\varphi=0.7$

$$\text{所需容积 } V = \frac{G \times C}{\varphi} = \frac{0.356 \times 1.73}{0.7} = 0.878 \text{ (立方米)}$$

(2) 结构

方形锥底，木结构，内衬白铁皮。

定箱内尺寸为：

$A=1,400$ 毫米， $a=200$ 毫米

$B=1,100$ 毫米， $b=200$ 毫米

$H=800$ 毫米， $h=1,200$ 毫米

根据图7-2-4，总容积为 $V_{\text{总}} = ABH + \frac{h}{6}(2AB + Ab + aB + 2ab)$

$$\begin{aligned} &= 1.4 \times 1.1 \times 0.8 + \frac{1.2}{6} (2 \times 1.4 \times 1.1 \\ &\quad + 1.4 \times 0.2 + 0.2 \times 1.1 + 2 \times 0.2 \times \\ &\quad 0.2) = 1.963 \text{ (立方米)} \end{aligned}$$

5. 糊化煮沸锅

(1) 所需容积计算 按物料衡算，每次投料量为 1421 公斤。按热量衡算，需要煮沸的麦胚为 9.947 公斤，按实际生产情况乘以 1.2 的空余系数，故 $V_{\text{总}} = 9947 \times 1.2 \approx 11,936$ (升)

(2) 加热面积 F $F = Q / K \cdot \Delta t$

按热量衡算：

$$Q = 805,707 / 1.5 = 537,138 \text{ (千卡/时)}$$

$$\Delta t = t_1 - t_2$$

$$t_1 = 126.79^\circ\text{C}, \quad t_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = 126.79 - 100 = 26.79^\circ\text{C}$$

(t_1 为加热蒸汽在绝对压力为 2.5 公斤/厘米² 时的温度， t_2 为麦

汁煮沸时的温度)

传热系数K值的计算:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{S}{\lambda}} \quad (\text{千卡/小时} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{米}^2)$$

式中 α_1 ——夹套内蒸汽凝结的给热系数

α_2 ——从加热面到糖化物料的给热系数

S——加热面材料的厚度, 铜板12毫米厚

λ ——加热面材料的导热系数330

① α_2 的计算:

$$\alpha_2 = 0.36 \frac{\lambda}{D} \left(\frac{\alpha^2 n \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{3600 \mu g c}{\lambda} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

式中 λ ——麦汁的导热系数, 在100℃时为0.59 (千卡/米·时·℃)

d——搅拌器桨叶直径, 2.0米

D——夹套内直径, 3米

n——搅拌器转数, 30/60=0.5(转/秒)

ρ ——麦汁密度, 11°B的麦汁密度为1.043千克/米³

$$\rho = 1.043 \times 10^3 / 9.81 = 106.5 (\text{千克} \cdot \text{秒}^2 / \text{米}^4)$$

g——重力加速度, 9.81米/秒²

C——热麦汁比热在, 11°B时为0.98千卡/千克·℃

μ ——麦汁粘度

水在100℃时 $\mu_w = 0.284/9810$ (千克·秒/米²), 测定得麦汁比粘度为1.5, 麦汁 $\mu = 1.5 \times 0.284/9810 = 4.35 \times 10^{-6}$ (千克·秒/米²)

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1.5 \quad \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = (1.5)^{0.14} \approx 1$$

$$\alpha_2 = 0.36 \times \frac{0.59}{3} \left(\frac{2^2 \times 0.5 \times 106.5}{4.35 \times 10^{-6}} \right)^{\frac{2}{3}} \times$$

$$\left(\frac{3600 \times 4.35 \times 10^{-6} \times 9.81 \times 0.98}{0.59} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1$$

$$= 4450 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{℃})$$

② α_1 的计算:

蒸汽在传热锅底上的凝结状态以膜状冷凝考虑。

$$\alpha_1 = 0.068 \left(\frac{3600 \lambda^2 \gamma^2 \gamma}{\mu \Delta t} \right)^{\frac{1}{3}}$$

在平均温度 100℃ 时, 水的物理常数为:

$$\gamma = 958 \text{ 千克/米}^3$$

$$\mu = 0.284/9810 \text{ 千克} \cdot \text{秒/米}^2$$

$$\lambda = 0.587 \text{ 千卡/米} \cdot \text{时} \cdot \text{℃}$$

$$C = 1 \text{ 千卡/千克} \cdot \text{℃}$$

在 3.5 公斤/厘米² 绝对压力下:

$$\gamma = 513.1 \text{ 千卡/千克}$$

$$t = 138.19 \text{℃}, \text{ 壁温定 } 95 \text{℃}$$

$$\Delta t = 138.19 - 95 \approx 43 \text{℃}$$

$$\therefore \alpha_1 = 0.068 \left(\frac{3600 \times 0.587^2 \times 958^2 \times 513.1}{0.284/9810 \times 43} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 5260 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{℃})$$

由于锅底是球形, $\alpha_{\text{倾}} = \alpha_{\text{直}} / \sin \varphi$ $\varphi = 45^\circ$

$$\alpha_1 = 5260 / 0.707 = 4840 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{℃})$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{S}{\lambda}} = \frac{1}{\frac{1}{4840} + \frac{1}{4450} + \frac{0.012}{330}}$$

$$= 2138.3 (\text{千卡/时} \cdot \text{℃} \cdot \text{米}^2)$$

考虑实际热效率比理论 K 值降低 20%

$$\text{即: } K = 2138.3 \times 80\% \approx 1710 (\text{千卡/时} \cdot \text{℃} \cdot \text{米}^2)$$

所需加热面:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t} = \frac{537.138}{1710 \times 26.79} = 11.73 (\text{米}^2)$$

(3) 锅的主要尺寸 一般糊化煮沸锅的轮廓比例为 $D:H=2:1$ ，如设底高部分为空余系数部分的情况下，则：

取煮沸锅有效容量 $V_{\text{有效}}=10$ 立方米计算。 $H=D/2$ 。

$$V_{\text{有效}} = \frac{\pi D^2}{4} \times H = \frac{\pi D^2}{4} \times \frac{D}{2} = 10$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 \times 10}{\pi}} = 2.94(\text{米})$$

故直径 $D=3000$ 毫米，锅身 $H=D/2=1500$ 毫米

现按实际煮沸锅设备图主要尺寸：

有效容量 10 立方米，直径 $D=3000$ 毫米，柱高 $H=1200$ 毫米，底高 $h=1050$ 毫米（球底）

$$\text{则实际总容量 } V = \frac{\pi D^2}{4} \times H + \pi h^2 \left(\frac{D}{2} - \frac{h}{3} \right)$$

$$V_{\text{总}} = \frac{\pi \times (3)^2}{4} \times 1.2 + \pi \times (1.05)^2 \left(\frac{3}{2} - \frac{1.05}{3} \right) = 8.475 + 3.97$$

$$= 12.445(\text{立方米})$$

容量系数 1.2

$$\text{则： } V_{\text{有效}} = \frac{12.445}{1.2} = 10.36(\text{立方米})$$

6. 糖化过滤槽

(1) 所需容积计算 按物料衡算，每次糖化物料总量：

$$G = 5685 + 1421 = 7106(\text{公斤})，\text{糖化醪的重度为 } 1065 \text{ 公斤/米}^3$$

生产需要 1.2 的空余系数，故所需容积：

$$V_{\text{有效}} = 7106 / 1065 \approx 6.67(\text{立方米})$$

$$V_{\text{总}} = 6.67 \times 1.2 = 8(\text{立方米})$$

7. 酒花分离器

(1) 用途 分离麦汁中之酒花糟。

(2) 容量 有效容量 2.5 立方米。

(3) 型式 采用圆柱锥底。

(4) 主要尺寸 直径1800毫米, 圆柱高1000毫米, 锥底高280毫米, 工作压力 1 公斤/厘米², 搅拌器转速30转/分。

(5) 配用电动机: 型号: JO₂32-6, 功率: 2.2千瓦, 转速: 935转/分。

8. 沉淀槽

(1) 所需容量计算 按物料衡算, 热麦汁量为8525升, 空余系数1.2。

$$V_{\text{总}} = 8525 \times 1.2 = 10,230 (\text{升})$$

(2) 所需冷却面积 F $F = Q / K \cdot \Delta t$ $Q = G \cdot C(T_1 - T_2)$
式中 $G_1 = 8525 \times 1.043 = 8892$ (公斤/时)

$$C = 0.98 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 100^\circ\text{C} \quad T_2 = 55^\circ\text{C}$$

$$Q = 8892 \times 0.98(100 - 55) = 392,130 (\text{千卡/时})$$

因沉淀槽冷却的传热方式为不稳定热交换过程, 其传热温差为:

$$\Delta t_{cp} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}$$

$$A = \text{常数} = \frac{t - t_1}{t - t_2}$$

式中 t_1 ——冷却水初温, 18°C

t_2 ——冷却水终温, 45°C

t ——任何一瞬间, 被冷却流体的温度, 取平均温度:

$$100 + 55 / 2 = 77.5^\circ\text{C}$$

$$\text{代入公式: } A = 77.5 - 18 / 77.5 - 45 = 1.83$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{100 - 55}{\ln \frac{100 - 18}{55 - 18}} \times \frac{1.83 - 1}{1.83 \ln 1.83} = 42.54 (^\circ\text{C})$$

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \sigma/\lambda + 1/\alpha_2}$$

式中 $\alpha_1 = b \cdot \frac{W^{0.87}}{d^{0.13}}$, $b = 1750(1 + 0.017 t)$

$$t = \frac{45 + 18}{2} = 31.5(^{\circ}\text{C})$$

冷却过程耗水量14.52吨/时 (用水平衡)

冷却管选用 $\phi 60 \times 1.5$ 铜管, 水在管中流速为:

$$W = \frac{14.52}{3600 \times 0.785 \times (0.057)^2} = 1.58(\text{米/秒})$$

$$\text{则: } \alpha_1 = 1750(1 + 0.017 \times 31.5) \frac{(1.58)^{0.87}}{(0.057)^{0.13}}$$

$$= 5,811(\text{千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C})$$

$$\alpha_2 = 245 \sqrt[3]{\frac{Q_s}{\mu}}$$

平均温度差: $Q_s = 42.54^{\circ}\text{C}$

$$\text{麦汁粘度: } \mu = \frac{1.5 \times 0.4 \times 100 \times 3600}{100 \times 1000} = 2.16(\text{千克/时} \cdot \text{米})$$

式中 1.5——麦汁对水比粘度

0.4——麦汁在平均温度 $\left(\frac{100 + 55}{2}\right) = 77.5^{\circ}\text{C}$ 时的粘度 (厘泊)

$$\alpha_2 = 245 \sqrt[3]{\frac{42.54}{2.16}} = 661.5(\text{千卡/米}^2 \cdot \text{时} \cdot ^{\circ}\text{C})$$

$$\sigma = 1.5 \text{ 毫米}$$

$$\lambda = 330 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{5,811} + \frac{0.0015}{330} + \frac{1}{661.5}} \approx 630(\text{千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^{\circ}\text{C})$$

沉淀槽冷却面积为:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{392,130}{630 \times 42.54} = 14.64 (\text{平方米})$$

9. 麦汁冷却器

(1) 用途 将沉清后的麦汁冷却至发酵温度4~7℃。

(2) 型式 板式冷却器。

(3) 所需冷却面积计算

① 第一段冷却 (冷却介质为深井水):

麦汁温度55℃→25℃ 冷水温度18℃→30℃

冷却时间60分钟 $F = G \cdot C(t_1 - t_2)$

式中 $G = 8892$ 公斤/时 $C = 0.98$ 千卡/公斤·℃

$t_1 = 55^\circ\text{C}$, $t'_1 = 18^\circ\text{C}$, $t_2 = 25^\circ\text{C}$, $t'_2 = 30^\circ\text{C}$

$Q_1 = 8892 \times 0.98(55 - 25) = 261,420$ (千卡/时)

$$F = \frac{Q_1}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

逆流传导时的平均温度差:

$\Delta t_1 = t_1 - t'_2 = 55 - 30 = 25 (^\circ\text{C})$,

$\Delta t_2 = t_2 - t'_1 = 25 - 18 = 7 (^\circ\text{C})$

$$\Delta t_{cp} = \frac{25 - 7}{\ln \frac{25}{7}} = 14.14 (^\circ\text{C})$$

现取用麦汁冷却器为薄板冷却器, 其传热系数K值取2000千卡/米²·小时·℃

$$\text{则 } F = \frac{261,420}{2000 \times 14.14} = 9.24 (\text{平方米})$$

② 第二段冷却 (冷却介质为盐水),

麦汁温度25℃→6℃

盐水温度-8℃→0℃ 冷却时间60分钟

$Q_2 = G \cdot C \cdot (t_1 - t_2)$ $G = 8892$ 公斤/时

$$C=0.98 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_1=25^\circ\text{C}, t'_1=-8^\circ\text{C}, t_2=6^\circ\text{C}, t'_2=0^\circ\text{C}$$

$$Q_2=8892 \times 0.98(25-6)=165,566 \text{ 千卡/时}$$

$$F_2 = \frac{Q_2}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_1 = t_1 - t'_2 = 25 - 0 = 25^\circ\text{C} \quad \Delta t_2 = t_2 - t'_1 = 6 - (-8) = 14^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{25-14}{\ln \frac{25}{14}} = 18.96 (^\circ\text{C}) \quad \text{取 } K=2000 \text{ 千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$F_2 = \frac{165,566}{2000 \times 18.96} = 4.36 \text{ (平方米)}$$

$$\text{盐水耗用量 } G = \frac{Q}{C(t'_2 - t'_1)} \quad C=0.731 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{盐水量 } G = \frac{165,566}{0.731(0 - (-8))} = 38,311 \text{ (公斤/时)}$$

10. 发酵池

(1) 用途 麦汁进行主发酵用。

(2) 选型 选用钢筋混凝土结构开口式发酵池，内加涂料处理。

(3) 数量 每天糖化二次，发酵周期为11至12天，包括酵母繁殖时间。则，发酵池总数 $= 2 \times 12 = 24$ 个

缩短酒龄每天糖化三次，发酵周期为6~7天。

(4) 容量 需要有效容量 $V_{\text{有效}} = 7928$ 升，取1.1的空余系数，则总容量 $V_{\text{总}} = 7928 \times 1.1 \approx 8720$ (升)

(5) 发酵池冷却管冷却面积的计算

$$F = Q / K \cdot \Delta t_{cp}$$

冷却面积的热负荷 Q ：发酵1公斤麦芽糖放出146.6千卡热量。

设主发酵糖度自12%降至5%，那么，主发酵期每升麦汁放出，

$$\frac{70}{1000} \times 146.6 = 10.26 (\text{千卡})$$

每个发酵池放出的总热量： $7928 \times 10.26 \approx 81,336$ 千卡

发酵旺盛时进行冷却，平均冷却时间以6天计算，并考虑到发酵的不平衡状况，乘以1.5安全系数：

$$\text{则 每小时热负荷 } Q = \frac{81,336 \times 1.5}{6 \times 24} = 847.25 (\text{千卡/时})$$

传热温度差：

发酵液温度 $7^{\circ}\text{C} \longrightarrow 1^{\circ}\text{C}$ 冷却水温度 $1^{\circ}\text{C} \longrightarrow 3^{\circ}\text{C}$

$$\begin{aligned} \therefore \Delta t_{op} &= \frac{(t_1 - t_{i1}) - (t_2 - t_{i2})}{\ln \frac{t_1 - t_{i1}}{t_2 - t_{i2}}} = \frac{(7-1) - (1-3)}{\ln \frac{(7-1)}{(1-3)}} \\ &= 4.93 (^{\circ}\text{C}) \end{aligned}$$

总传热系数 K 值计算： $K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \sigma/\lambda + 1/\alpha_2}$

$$\alpha_1 = b \frac{W^{0.87}}{d^{0.13}}$$

$$b = 1750(1 + 0.017t) = 1750(1 + 0.017 \frac{1+3}{2}) = 1810$$

$$w = G/3600 \times 0.785d^2 (\text{米/秒})$$

$$G = \frac{Q}{C(t_2 - t_1)} = \frac{847.25}{1(3-1)} \approx 423.6 (\text{升/时})$$

$$d = 0.031 \text{米} \quad (\text{冷却盘管平均直径})$$

$$W = \frac{0.4236}{3600 \times 0.785 \times (0.031)^2} = 0.156 (\text{米/秒})$$

$$\alpha_1 = b \frac{W^{0.87}}{d^{0.13}} = 1810 \frac{(0.156)^{0.87}}{(0.031)^{0.13}} = 632.2 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot \text{℃})$$

$$\alpha_2 = 0.640 \sqrt{t_1 - t_2}$$

式中 $t_1 = 7\text{℃}$, $t_2 = 2\text{℃}$ (冷却管表面平均温度)

$$\text{当 } \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{7 + 2}{2} = 4.5\text{℃ 时。取比例系数 } C = 155$$

$$\alpha_2 = 0.64 \times 155 \sqrt{7 - 2} = 148.3 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot \text{℃})$$

$$\sigma = 0.003 \text{米}$$

$$\lambda = 330 \text{千卡/米} \cdot \text{小时} \cdot \text{℃}$$

$$\text{代入: } K = \frac{1}{\frac{1}{632.2} + \frac{0.003}{330} + \frac{1}{148.3}} = 120 (\text{千卡/米}^2 \cdot \text{小时} \cdot \text{℃})$$

故冷却管冷却面积,

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{847.25}{120 \times 4.93} = 1.43 (\text{米}^2)$$

11. 酵母洗涤槽

(1) 用途 把回收的酵母泥进行反复洗涤。

(2) 容量 每个洗涤槽要求储存酵母泥100升, 在洗涤及储存时均加入2倍无菌水, 按生产经验每个容量确定为350升。

(3) 数量 生产旺季, 每天需洗涤两池酵母, 酵母反复洗涤及储存时间以3天计, 故共需洗涤槽6个。

(4) 型式 选用活动式半球面洗涤槽。

12. 无菌冷水高位槽

(1) 用途 把砂滤器过滤的无菌水冷却至1~2℃, 作洗涤酵母之用。

(2) 容量 酵母泥最大日产量300升, 需经无菌水洗涤的最大量为200升, 酵母贮存期每天换水一次, 新收酵母洗涤4次。

每次用水量为酵母的二倍，则连续生产时，每天需水量。

$$W = (4 + 1) \times 2 \times 200 = 2000 (\text{升})$$

每天用水连续 2 小时，则小时用水量为：

$$2000 / 2 = 1000 \text{升/时}$$

(3) 型式 圆柱体主要尺寸： $D = 1400$ 毫米， $H = 1400$ 毫米，槽内装有冷却用蛇管，管内通盐水冷却冷水。

13. 冰水箱

(1) 用途 把水从常温冷却至 $1 \sim 2^{\circ}\text{C}$ ，作发酵池内发酵液冷却用。

(2) 容量 要求有效容量 9 立方米。

(3) 型式 钢结构长方形箱，内壁涂料。

主要尺寸： $3400 \times 1600 \times 2300$ 毫米，箱内装有冷却用蛇管，管内通盐水冷却冷水，并装有搅拌器。

14. 酵母培养设备

(1) 用途 麦汁经冷却杀菌后，放入酵母培养罐接种进行培养。经 24 小时左右扩大培养，以供繁殖槽繁殖酵母用。

(2) 选型 麦汁杀菌罐 1 个有效容量 0.15 立方米
酵母培养罐 2 个有效容量 0.067 立方米
扩大培养罐 1 个有效容量 1.6 立方米

15. 贮酒槽

(1) 用途 麦汁经主发酵后，输入贮酒罐进行后发酵。

(2) 型式 密闭卧式，钢板，内加涂料。

(3) 容量 按生产要求，一个贮酒罐配二个发酵池，则要求有效容量： $V_{\text{有效}} = 7809 \times 2 = 15,618 (\text{升})$

(4) 数量 按每个贮酒罐出酒一次能产成品酒 15 吨计算，全年生产以 330 天平均生产计算，日产量应为 16.67 吨。

熟啤酒平均贮酒暂定为 45 天。

鲜啤酒的平均贮酒期以缩短酒龄计暂定为 15 天。

鲜、熟啤酒产量各一半（为 2500 吨/年计算），取平均发酵期

为30天计, 则所需贮酒罐数:

$$\frac{5000}{330/30 \times 15} \approx 30(\text{个})$$

16. 啤酒过冷却器

(1) 用途 啤酒过滤前遇冷沉淀, 以除去冷混浊物。

(2) 型式 采用卧式套管换热器。

(3) 所需传热面积 F

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}}$$

$$Q = G \cdot C(t_1 - t_2)$$

式中 $G = 7.809/1.5 = 5.206(\text{公斤/时})$

$$C = 0.98 \text{ 千卡/公斤} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 2^\circ\text{C}, \text{ 盐水 } t'_1 = -8^\circ\text{C}$$

$$t_2 = -1^\circ\text{C}, t'_2 = -2^\circ\text{C}$$

$$Q = 5.206 \times 0.98(2 - (-1)) = 15,305.64(\text{千卡/时})$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

逆流传导时的平均温度差:

$$\Delta t_1 = t_2 - t'_1 = -1 - (-8) = 7^\circ\text{C} \quad \Delta t_2 = t_1 - t'_2 = 2 - (-2) = 4^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{7 - 4}{\ln \frac{7}{4}} = 5.36^\circ\text{C}$$

K 取430千卡/米²·小时· $^\circ\text{C}$ [参考上海医药设计院的 K 值汇编及实测资料]

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} = \frac{15,305.64}{430 \times 5.36} \approx 6.64(\text{米}^2)$$

17. 啤酒过滤器

(1) 用途 过滤啤酒, 除去混浊物, 酵母细胞, 残渣等。

(2) 型式 滤棉式过滤机。

(3) 生产能力及设备选择 连续生产最大每天需过滤啤酒
 $15 \times 2 \times 1000 = 30,000$ (升)计算(平均2天3桶),要求6小时内
完成 $30,000/6 = 5,000$ (升/时)

所需板框数:

选用 $\phi 500 \times 50$ 板框过滤机,按照生产实绩每块滤棉生产能力
为每小时能滤过酒液170升。

故所需滤棉数 $= 5000/170 = 29.4$ (块)

一般采用二台过滤机,可按生产情况轮换使用或急用时同时使用,
每台滤板20块。

18. 清酒罐

(1) 用途 暂贮滤过后的啤酒液。

(2) 型式 立式圆筒形。

(3) 设备 按生产需要,选用有效容量为5立方米的清酒
罐3个,鲜、熟啤酒两个品种可以轮换清洗使用。

(4) 主要尺寸 $D = 1800$ 毫米,圆筒高1800毫米,锥体高
2890毫米。

19. 洗棉机

(1) 用途 洗涤过滤后的滤棉饼。

(2) 型式 圆柱锥底。

(3) 容积计算 按生产经验:洗涤1公斤棉饼要求0.06立
方米的容积,每片滤棉为3公斤。

二台滤棉过滤机实际需用滤棉共32片。

要求容积 $V = 32 \times 3 \times 0.06 = 5.76$ (立方米)

(4) 主要尺寸 按实际情况,圆柱部分直径和柱高之比例
系数为1.2比较合适,锥底部分的体积作为空余系数考虑。

即 $D/H = 1.2 \quad H = D/1.2 \quad (1)$

$$\frac{\pi D^2}{4} H = 5.76 \quad (2)$$

(1)式代入(2)式得: $\frac{\pi D^3}{4} \times \frac{D}{1.2} = 5.76$ $D = 2.07$ 米,

$H = 1.73$ 米

尺寸: $D = 2000$ 毫米, 柱高1800毫米, 锥高500毫米

(5) 棉水泵

型号: $2 \frac{1}{2}$ PWA污水泵, 流量10~20立方米/时, 扬程7.25

米。

配电动机: 型式JO₂42—4 功率5.5千瓦, 转速1440转/分

20. 压棉机

(1) 用途 将洗涤干净的滤棉压缩成棉饼。

(2) 型式 气压式。

(3) 规格 $\phi 525 \times 50$ 毫米。

21. 瓶装包装线

选用广东轻工机械设计研究所3000瓶/时联合自动包装设备二套(包括洗瓶、灌酒、压盖、杀菌、贴标)。

22. 鲜啤酒装桶机

(1) 用途 桶装啤酒用。

(2) 型式 半自动衡压式两头装桶机。

(3) 生产能力 60桶/时。

(三) 主要设备规范表

表7-2-15 麦芽车间主要设备规范表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
1	离心式除尘器	Dg 100快开门 2000 高支架	台	6	0.277	$\phi 770 \times 2720$ 毫米	圆筒形
2	双筒式吸咀		个	2	0.029	$\phi 89 \times 3.5$ 毫米	双筒式
3	真空泵	JO ₂ -71-4 电动机	台	1	1.60	抽气速率770米 ³ /时, 转速200转/分	W ₂ (V ₂)
4	真空筒		个	1	0.247	V=0.6米 ³ , $\phi 800 \times 1500$ 毫米	
5	空气过滤器	Dg快开门 1525mm 高支架	个	1	0.49	$\phi 1000 \times 2700$ 毫米	圆筒形
6	分离器	1343mm 高支架	个	3	0.547	$\phi 1250 \times 2840$ 毫米	
7	出料器	ICH-561电动机	个	3	0.142	2330米 ³ /时, $\phi 360 \times 280$ 毫米	斗 轮 阀
8	底开式定量秤		台	2	0.4	称量50公斤, 最大能力7.3吨/时	JK(G50型)
9	原大凌高位槽	$\phi 159 \times 4.5$ 下料斗	个	1	0.769	V=9.35米 ³ , $\phi 2400 \times 1600$ 锥高1400	圆 锥 形
10	粗选机	JO-42-6 电动机 2800×1000 风管	台	1	0.637	能力0.5~1吨/时, 2950×1740 ×1970毫米	振 动 式

续表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
11	分选机	JO ₂ -42-8 电动机	台	1	3.20	处理量1~1.5吨/时, 4057×2085×3110毫米	2-φ750双滚筒式
12	分级大麦暂贮仓	Dg150 下料管	个	3		V=15.8米 ³ 2590×1472×3720, 锥高1000	长方形锥底
13	分级大麦高位槽	φ159×4.5	个	1	0.784	V=9.35米 ³ , φ2400×1600, 锥高1400	圆 锥 形
14	浸麦槽	φ219×6下料管	个	3	1.47	V=10米 ³ , φ2800×1440, 锥高1185毫米	圆 锥 形
15	罗茨鼓风机	JO ₂ 52-6 电动机	台	2		风量5米 ³ /分, 风压500毫米水柱	D22×21×5/5000
16	翻麦机	JO ₂ -21-6T ₂ 电动机	台	3		叶径φ460, 叶高100, 405转/分	
17	φ100×4单筒式吸咀		个	1	0.012	φ95×3.5	单筒式
18	φ425旋风分离器	Dg50 快开门 670mm 支架	个	1	0.109	φ425×1586	
19	麦芽干燥炉		套	1		三层烘床 F=6.34×5.46 =34.6米 ²	三层平面炉

续表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
20	热风炉	Y-9-35-11 No.8引风机 JO52-6 电动机	台	1	0.025	风量7270米 ³ /时 风压172~80毫米水柱	4-72-11 No.3.2A
21	干麦芽暂贮箱		个	1	0.488	1700×1200×1780 V=3.5米 ³	方形锥底
22	除根机	JO52-6 电动机 φ284×2 风管	台	1	1.175	生产能力1吨/时, 2581×1693×2515mm	圆筒形
23	麦芽贮仓	200×200钢板	个	4		V=115米 ³ 4460×4460×4700, 锥高3050	方形锥底

表7-2-16

啤酒车间主要设备规范表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
1	麦芽粉碎机		台	1	0.6	要求能力500公斤/时	MF 350型
2	麦芽贮粉箱		个	1		有效容量5米 ³ 2200×1200×1300	方形锥底
						锥高1325, 下料口300×200	
3	大米暂贮箱		个	1		有效容量1.5米 ³ , 1200×1000×800	方形锥底
						锥高1045, 下料口200×200	
4	大米粉碎机		台	1		要求能力300公斤/时	MF350型
5	大米粉贮箱		个	1		有效容量1.9米 ³ , 1400×1100×800	
						锥高1145, 下料口200×200	
6	糊化煮沸锅	JO ₂ 51 6 电动机	个	1		有效容量10米 ³ , D=3000, H=1200 底高h'=1050	
						加热面f=3米 ² (铜) 搅拌转速30转/分	
7	糊化滤过槽	8×Φ32个麦汁受皿	个	1	8.24	有效容量7.8M ³ , D=3000 H=1410	

续表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
		JO ₂ 42-4 电动机				搅拌转速: 糖化14.05 洗糟0.339, 出糟4.36转/分	
8	酒花分离器	JO ₂ 32-5 电动机	个	1	1.6	直径1800, 高1770, 搅拌30转/分	
9	沉 淀 槽		个	1	2.8	有效容量9米 ³ , D=3000, H=1500	
10	麦汁冷却器		个	1	1.6	冷却面积 f=44米 ² , 直径490 长 3000	列 管 式
11	沉渣压滤机		台	1	1.4	板框640×640, 过滤面积11.5米 ²	
12	麦芽汁杀菌罐		个	1	0.13	有效容量0.15米 ³ , φ550	
13	酵母培养罐		个	2	0.086	有效容量0.067米 ³ , φ400	
14	扩大培养罐		个	1	0.52	有效容量1.6米 ³ , φ1400 罐体高2130	
15	发 酵 池	φ12×1.5 冷却管 f=1.5米 ²	个	24		有效容量9米 ³ , 2100×2050×2100	
		φ50 出酒器					

续表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规格	型式
16	酵母洗漆桶		个	6	0.25	有效容积10.25米 ³	
17	无霜冷水高位槽		个	1	0.552	有效容量2米 ³ , D=1400, 1400 11=	
18	滤水器		个	2		200×640×360, 工作压力: 1.8公斤/厘米 ²	
19	冰水箱	JO ₂ 31-6 电动机	个	1	2.03	有效容量9米 ³ , 3470×1612 2287	
20	贮酒罐		个	33		有效容量15米 ³ , φ2000×5466	卧式
21	啤酒过冷却器		台	1	0.61	冷却面积7.6米 ² , 直径350 长 3040	
22	啤酒过滤机		台	2	1.58	φ500×20片	筛网式
23	铜滤器		台	2	0.012	内径φ160×长400	
24	清酒罐	(一个次品用)	个	4	1.098	有效容量5米 ³ , φ1800×2890	
25	啤酒混合检查器		个	1	0.10	二个进口φ50, 一个出口φ50	
26	洗桶机		台	1	1.7	有效容量5.3米 ³ , φ1800×1800	
27	棉水泵	JO ₂ 42-4 电动机	台	1		流量10~20米 ³ /时, 扬程7.25米	2 1/2 PWA

续表

序号	设备名称	附属设备名称	单位	数量	单重 (吨)	规 范	型 式
28	压棉机		台	1	0.6	φ525	气 压 式
29	空气压缩机	JO 63-4 电动机 分油器, φ500×800 空气过滤器 空气贮罐	台	1	0.35	1.5米 ³ /分 排气压力8公斤/厘米 ²	11Z-A-1.5/8
30	薄板换热器		台	1		换热面积 20米 ²	SY2-P型
31	瓶酒包装作业线		套	1		2000~4000瓶/时	JO-16/115型
32	鲜啤酒装桶机		台	1	0.477	φ500×2100	两头气动式

第二节 车间设备布置

一、概 述

在工艺计算及设备规范表、生产工艺流程图（包括啤酒、麦芽）确定之后，便可进行啤酒工厂的合理布局，绘制各车间工段的平面、立面布置图。图中描绘出主车间及各辅助车间的设备布置尺寸及其相互间的关系。

车间内部设备布置所必需的资料是：

- （1）生产工艺流程图。
- （2）车间内的设备项目及设备规范。
- （3）各个设备之间、设备与墙壁或其他建筑结构柱楼梯等之间必须保持最小的间距（即生产操作所必需的距离尺寸）。

应当指出：对车间总平面及车间内部设备布置的设计，必须给予应有的重视。要有全面、慎重、周密的考虑。否则，不合理的布置或不适当的组合，除了投资费用大，还会造成降低劳动生产率，增加生产损耗，增加产品成本或引起成品、半成品的污染，车间劳动及卫生条件恶劣等不良现象。

因此，布置车间设备时，首先需考虑下列几点要求：

- （1）车间内部设备的布置应保证生产工艺流程的流水性，并尽可能利用工艺过程中的自动流送（能不用机械强制输送的则尽量不用：如泵、升运机、气力输送等）；不使物料和产品有交叉或返回的运动；管线应力求最短，管线上只装置必需的管件和配件，以尽量减少损耗和污染。

设备的立面布置能保证生产物料的自动流送，使设备操作方便，减少生产费用。故常采用多层建筑。

- （2）主车间平面布置的形式应力求简单、稳固而实用。生

产中互相联系的设备应布置得彼此靠近，并保持使用中所必需的间距。设备布置宜尽量对称、整齐，便于维修。

(3) 设备的操作面应对正有窗的墙壁，即面向光线。但加热设备应离开窗户，以减少热损失。

(4) 设备布置应考虑为操作工人能管理多台设备或多种设备创造最有利条件；应保证原料、半成品和成品的最短运输路线；并使车间-工段之间没有堆积和阻塞现象。

(5) 设备布置应在多、快、好、省的总路线原则指导下，与土建等各工种密切配合，力求布置紧凑，节约水、电、汽、冷的消耗，以提高产品质量，降低成本，减少基建投资。

关于设备在同一车间内部的布置形式，有如下几种：

(1) 一字形（单线布置）（如浸麦间、酵母间、包装间等）。

(2) 二字形（双线或多条形布置）（如发芽间、发酵间、包装间等）。

(3) L形、矩形（U字形）或T字形、品字形等。

(4) 方形（如糖化间、麦仓等）。

啤酒生产的大部分工艺过程是在各个互相分离的较小房间中进行的（如糖化间、发酵间、冷却间、精选间、发芽间、干燥炉等）。故最常采用的车间内部设备布置以(1)(2)形式较多。但在改建或扩建的工厂中，存在着极大的灵活性，须按照原有厂房及设备的各种不同具体情况而布置。

在进行平面布置时，通常编制若干个设计方案，进行反复比较，最后选出其中最合理的一个。

车间设备布置图，尺度大小按比例尺计算。车间各边的正常比例为1.5~2.0。而车间内机器设备外形的比例为1:50或1:100的几何图形。

二、啤酒工厂生产车间的组成

啤酒工厂是由若干生产车间所组成（主车间及辅助车间），

这些车间配置成一个整体，就是第三章谈及的总平面布置。

（一）主车间

啤酒工厂的主要生产车间有啤酒及麦芽两个车间，车间内部按工艺操作大致可以分几个生产工段：

（1）啤酒车间

糖化间（包括原料粉碎、麦汁冷却）

前发酵间、后发酵间（包括酵母洗涤及培养、啤酒过滤、洗棉、压棉等）

包装间（包括瓶装、桶装）

成品库（包括酒花库）

化验室及车间办公室

（2）麦芽车间

精选间、浸麦间、发芽间、干燥间，原大麦仓及麦芽仓。

（二）辅助车间

（1）变电所

（2）锅炉房

（3）冷冻站（包括啤酒车间冷风机室及麦芽车间空调室）

（4）水泵房

（5）机修间

（6）副产品间（如制药间）

（7）瓶盖车间

三、工艺设备平、立面布置图例

（一）麦芽车间设备安装布置图

（1）底层平面布置示意图（图7-2-5）

（2）浸麦平面布置示意图（图7-2-6）

（3）精选、浸麦、发芽立面布置示意图（图7-2-7）

（4）浸麦、发芽立面布置示意图（图7-2-8）

（二）啤酒车间设备布置图

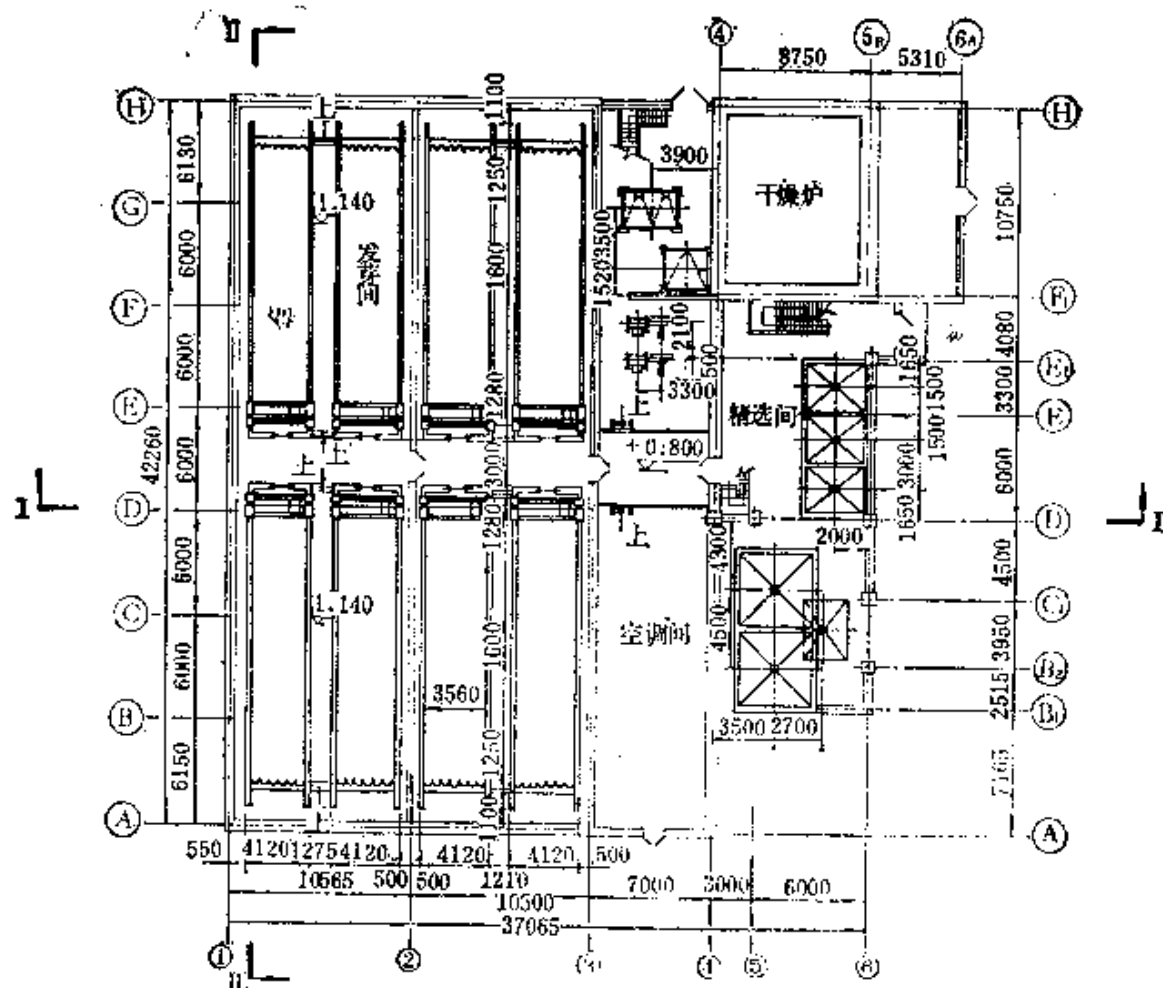


图 7-2-5 麦芽车间底层平面布置示意图

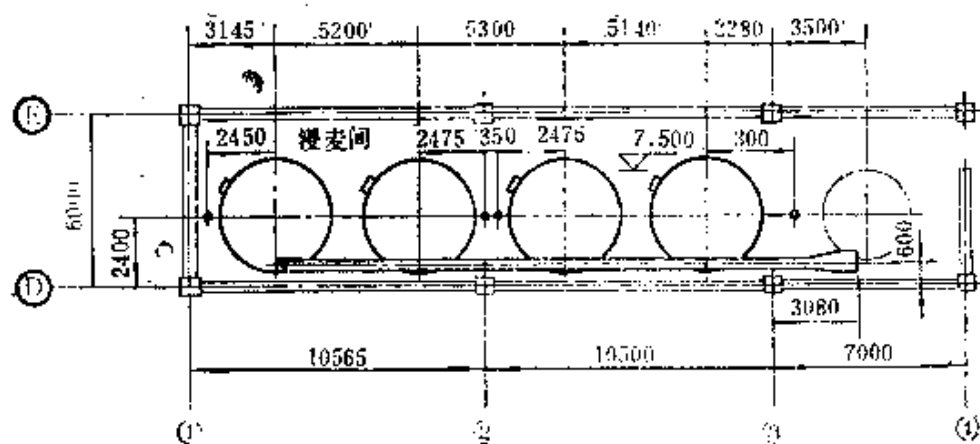


图 7-2-6 麦芽车间浸麦平面布置示意图

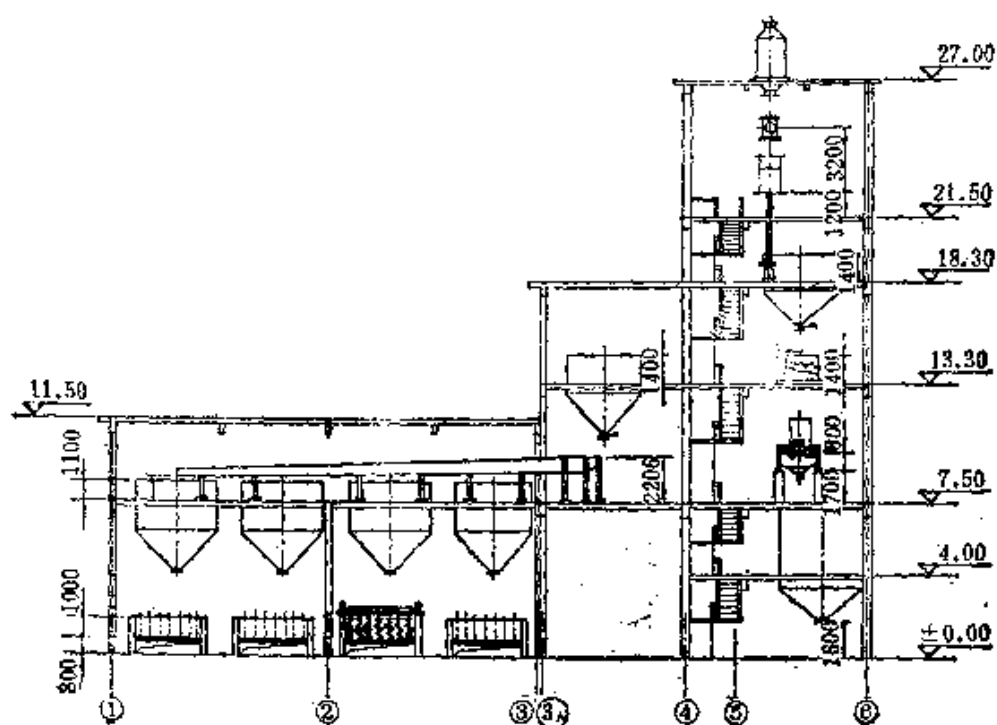


图 7-2-7 麦芽车间精选、浸麦、发芽立面布置示意图

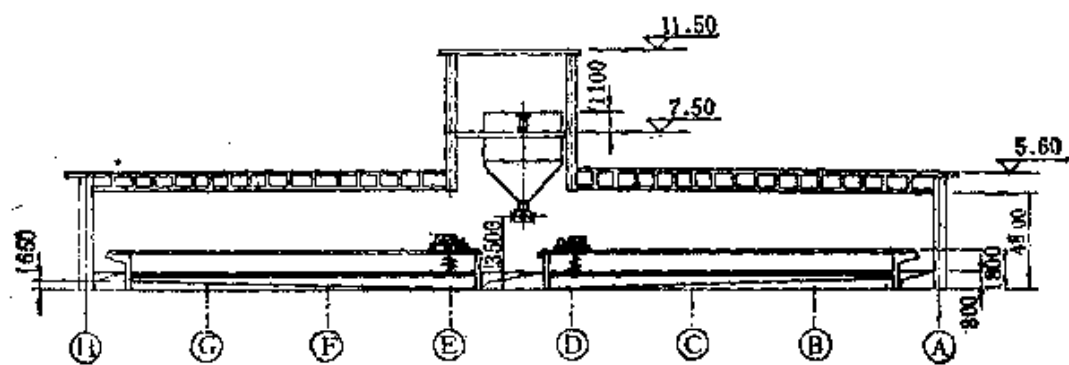
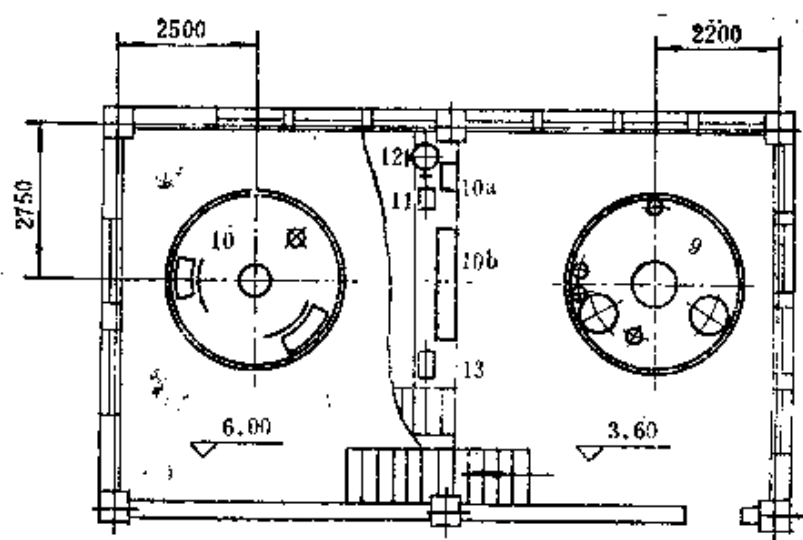


图 7-2-8 麦芽车间浸麦、发芽立面布置示意图

- (1) 糖化间地层平面示意图 (图7-2-9)
- (2) 糖化间立面示意图 (图7-2-10)
- (3) 发酵间平面示意图 (图7-2-11)



糖化间二楼平面

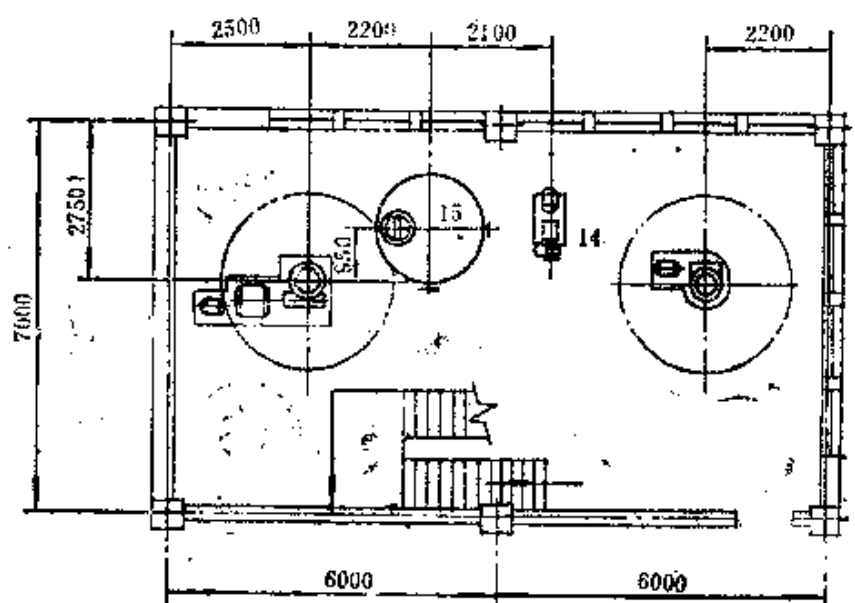


图 7-2-9 糖化间地层平面示意图

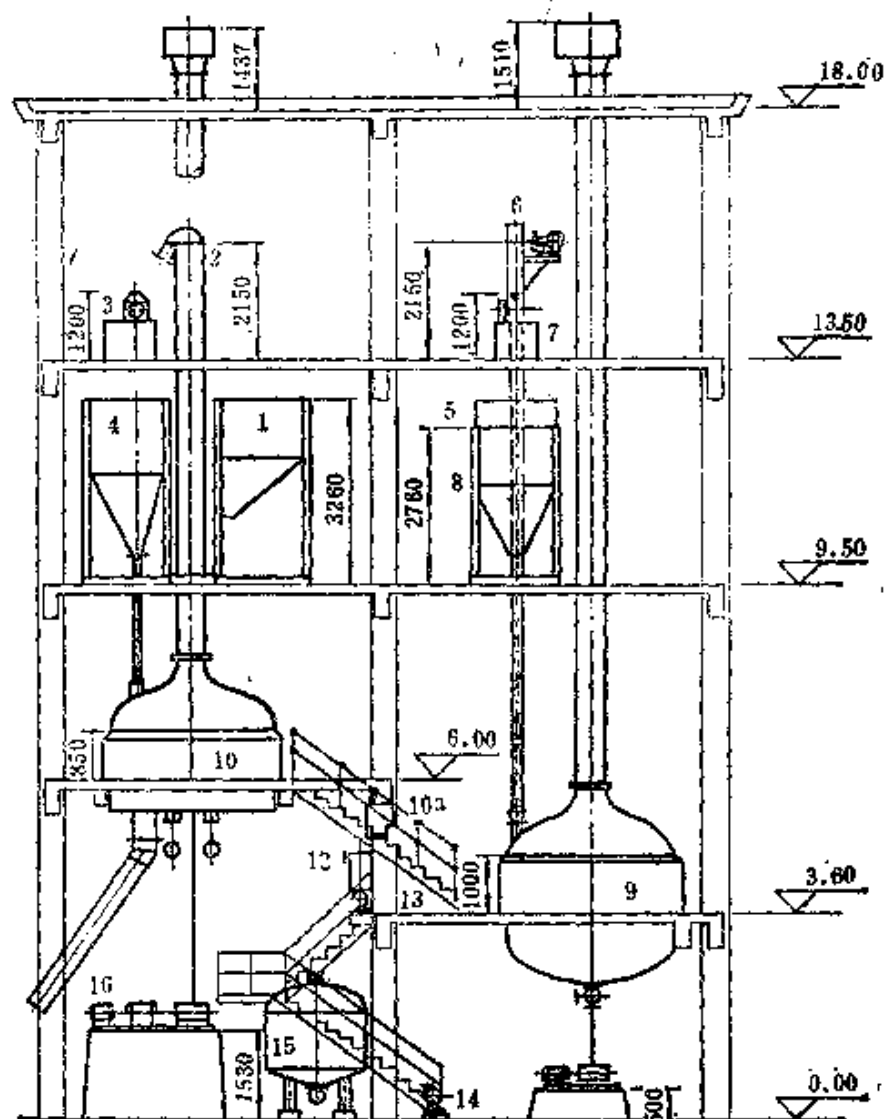


图 7-2-10 糖化间立面示意图

1—麦芽暂贮箱 2—斗式升运机 3—麦芽粉碎机 4—麦芽粉贮箱
5—大米暂贮箱 6—斗式升运机 7—大米粉碎机 8—大米粉贮箱
9—糊化煮沸锅 10—糊化过滤槽 10_a—麦汁受皿 10_b—麦汁糖
度测量器 11—油泵 12—油箱 13—麦汁回流泵 14—麦汁
泵 15—酒花分离器

(4) 贮酒间平面示意图 (图7-2-12)

(5) 发酵间、贮酒间立面示意图 (图7-2-13)

(6) 啤酒车间地层平面示意图 (图7-2-14)

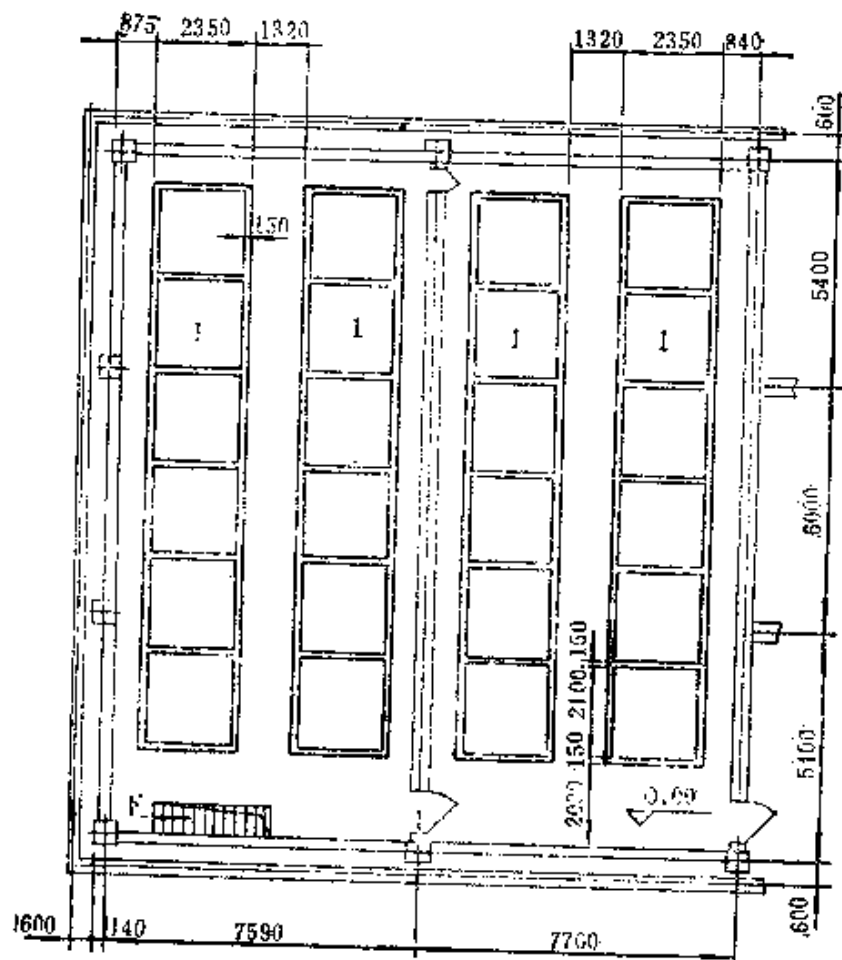


图 7-2-11
发酵间平
面示意图

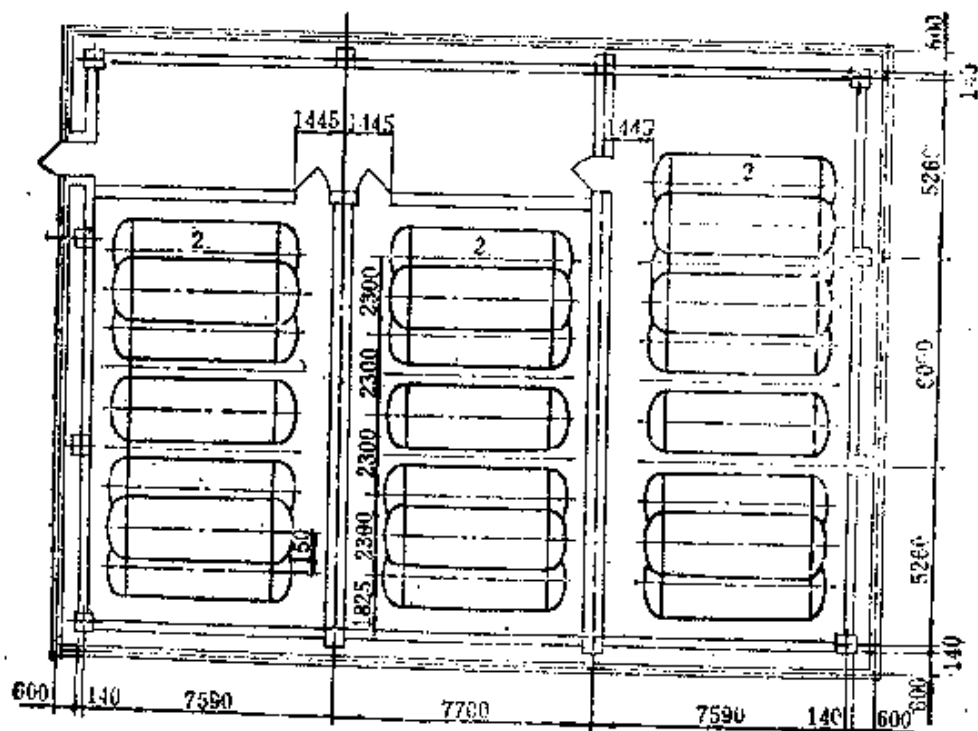


图 7-2-12 贮酒间平面示意图

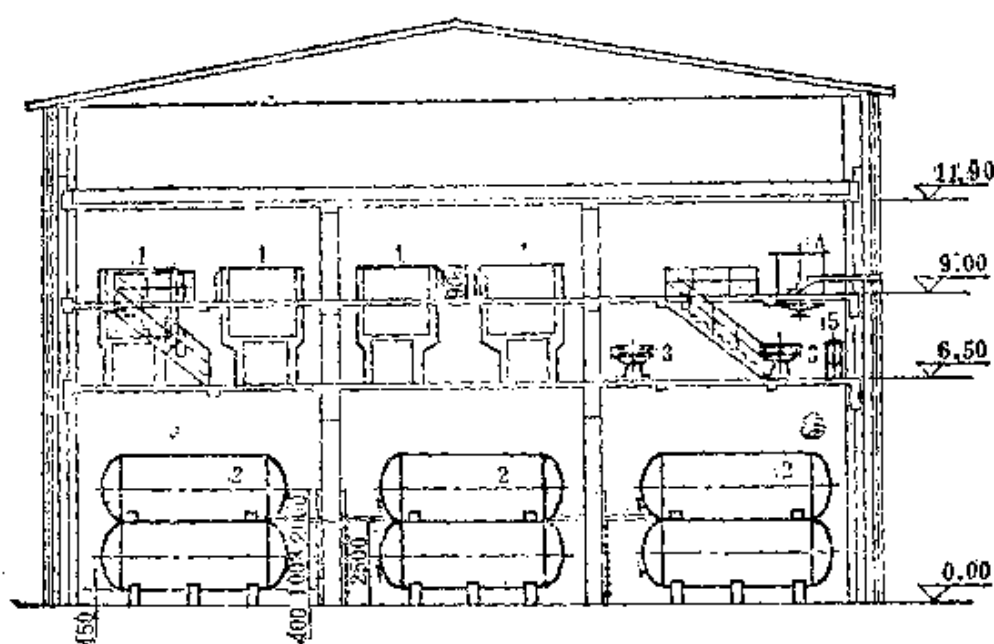


图 7-2-13 发酵间、贮酒间立面示意图

1—发酵池 2—贮酒桶 3—酵母洗涤槽 4—无菌冷水高位槽
5—滤水器

四. 工艺生产对车间各工段内部设备布置的要求

工艺生产对车间各工段内部设备布置的要求, 有一般性的(普遍性)和特殊性的, 现在就偏重特殊性方面分述之。

(一) 麦芽车间

1. 精选间

特点: 粉尘大, 精选、分选震动较大。

要求:

(1) 房高需3.5米以上。独立房间, 以免粉尘影响其他生产。

(2) 设备要有防震措施。

(3) 采光及通风良好, 保持室内干燥, 以免谷物发霉生虫。

(4) 照明采用防尘灯。

2. 浸麦间

特点：室内温差要小，大麦需吸收一定的水分、阳光、空气，并防止感染杂菌。

要求：

(1) 大麦的送入和浸渍大麦的排出均须方便。因此，浸麦间应设于精选间和发芽间之间，尽量缩短精选大麦和浸渍大麦的运输距离。

(2) 浸麦间室内温度宜稳定，不致因气温变化而影响浸麦温度，采光、通风、排水、保温良好。否则，影响浸渍时间。

(3) 浸麦槽和墙壁间的距离至少为0.4米，浸麦槽间操作面的通道为1.0米，方能便利操作和维护。如能配备调温、调湿设备，使室内空气、水和大麦都保持同样的温度，则更为理想。

(4) 有振响的鼓风机最好安排在靠近浸麦间楼下的小房间中。

3. 发芽间

特点：室内湿度大，气温低，发芽过程中发散出 CO_2 气，室内不得有直射阳光。

要求：供应大麦在发芽过程中所需的水分和空气。保证发芽室的温度在 $10\sim 18^\circ\text{C}$ ，湿度在95%以上。

发芽室的位置，应考虑尽量缩短浸渍大麦和绿麦芽的运输距离，以利提高质量，减少损耗，降低成本和减轻劳动强度。

下面按地板发芽和箱式发芽分别叙述：

I、地板发芽室

(1) 地板发芽室在气温比较低的地区，可建成地下室或半地下室，但要注意地下水位，避免地下水渗入和发芽室升温。如不可能建在地下，或气温较高的地区，则要有空调设备，以调节室内温湿度，并应采用隔热墙、双重窗和双重门，确保室内温度不受外界影响而发生波动。

(2) 发芽室高 $2.5\sim 4$ 米，室内地面应有较大的坡度

(0.02), 便于排水, 发芽地板要有隔热措施。

(3) 发芽室天棚结构, 宜平顶光滑, 水泥抹面, 使不易发霉。

发芽室应避免光线照射, 窗玻璃最好涂成蓝(绿)色。

(4) 发芽室如用盐水冷却, 则盐水管不应装在天棚的中间, 而应装在天棚的边上, 并加设排水沟, 以排去水滴。在距地面不高的墙壁上, 安装适量的离心风机, 以排除 CO_2 气, 从门、窗换入新鲜空气。

Ⅱ、箱式发芽

(1) 发芽间位置宜布置在不受外界气温影响的地方, 大小根据发芽箱所占面积和必要的操作走道。发芽箱数量则由发芽天数多少来决定。

(2) 发芽箱的布置有一箱一间、两箱一间、四箱、八箱一间的。空调设备亦相应配置。

(3) 发芽间的建筑高度约3.2~4米(考虑气力输送管道的安装)。天面必须光滑, 免生霉菌。

(4) 发芽箱长宽适当比例是4:1, 也可扩大到5:1或6:1, 大多数根据现场条件来决定。发芽箱箱底必须有足够的倾斜度, 以便迅速排出积水。较长的箱应铺设必要数量的排水沟, 以便于发芽后清洗。

4. 干燥炉

特点与要求: 绿麦芽在炉中经过加热通风, 翻拌和焙焦等处理, 达到啤酒麦芽的要求。故干燥炉是完成麦芽干燥工序的特殊建筑设备复合体。

为了达到效率高, 热耗低, 投资少, 劳动强度小, 麦芽质量好的目的, 出现了单层、双层、三层平面式、立式、高效单层炉等各种结构形式的干燥炉。一般要求布置靠近发芽间。

5. 原大麦仓及麦芽贮仓

特点: 大麦及麦芽贮藏过程易吸湿、生虫、发热。如果保管

不善，会降低大麦的发芽率，增加大麦贮藏中的损失，甚至发霉变质。

要求：

(1) 麦仓应经常保持干燥及清洁，以免大麦、麦芽过量吸湿以致发霉及生虫。故地板及四周墙壁应作较高的防潮及保温处理。大麦水分不超过12%，麦芽水分不宜超过6%。

(2) 散堆高度一般在1~2.5米，最高不超过4~5米。筒仓的大小不等，高度一般在10米左右。贮藏温度宜在15℃以下。

(3) 散装仓库的窗户，是在天气干燥时进行通风用，不应使太阳光线直接射入仓库中。故一般为高窗及小窗。

(二) 啤酒车间

1. 麦芽贮藏室

(1) 啤酒车间通常选择最高层作麦芽贮藏室，以适合工艺流程（从高层往下输送原料到糖化间）。其次高层空气流通，可避免进灰。

大麦贮藏室不宜选择在冷却盘和糖化室隔邻，以免粉尘污染。

(2) 为了防止潮气渗入，内壁务必干燥、坚实，且壁面光滑。在麦芽投料口设有小型吸尘设备，以除去室内粉尘。

2. 糖化工段

特点：

(1) 粉碎间：粉尘较大，需干燥通风良好。

(2) 糖化间：温度高，湿度大，需通风良好、明亮。卫生条件要求较高，能便于经常清洁。

要求：

(1) 粉碎室通常是在糖化室的上面，粉碎设备应占有两层楼的面积。上层放粉碎机，下层放贮料箱。粉碎机基础要有防震措施。

(2) 糖化设备 产量大的厂多使用复式糖化设备（四锅式

或六锅式)；产量小的厂多使用单式糖化设备(两锅式)。

在一般情况下，滤过槽或压滤机与糖化锅设在一个平面上，位置比在另一个平面上的糊化锅和麦汁煮沸锅要高一层。

四锅式的布置，有时呈两列(两上两下)，有时为品字形(一上三下)。

两锅式则为一字形(一上一下)的多。

(3) 糖化间的上层采光、通风要求比较高，光线充足，通风良好。设备布置应该是整齐、洁净，操作面较宽畅，不适宜太挤。为了便于经常清洁卫生，墙壁需光滑，可用磁漆粉擦，或一米以下墙面及地面一般使用白磁砖和阶砖铺设。地板要求有较大坡度，便于排水。天花板也应光滑，以防发霉生菌。

(4) 糖化间的结构应较坚固(搅拌机及耕槽机等对楼面稍有震动)，底层保温程度好，不受外界温湿度的影响，使加热蒸汽的损失减至最少，糖化效能最高。

3. 冷却工段

特点：麦芽汁在此工段进行沉淀、分离，去掉沉渣，并进行冷却。

要求：

(1) 冷却室卫生要求较高，故需设独立房间。为便于清洗，地板、墙壁、天面用白磁砖处理。近年来多采用密闭式的麦汁冷却设备(如套管冷却器、薄板冷却器)。

(2) 沉淀槽与冷却器，一般布置在不同楼层的上下两个房间，使麦汁能利用压差顺流而下。

4. 发酵工段

特点：在低温状态下进行发酵，有 CO_2 产生，室内严防杂菌感染。

(1) 主发酵(前发酵)

① 主发酵室多布置在冷却室下面或旁边，贮酒室的上面。这样可使冷麦汁利用自然位压差流入贮酒罐，减少用泵输送，避

免杂菌感染。

② 须有良好的保温墙，以减少冷气的损耗，室温应保持在 $5\sim 6^{\circ}\text{C}$ 。如采用冷风系统降温，进风口多设于池底，出风口多设在天花板上；如用冷排降温，则冷却管多布置在不紧靠发酵池的墙壁而上和发酵池走道的上面。

③ 发酵室的地面和墙必须具有容易刷洗和保持清洁的特点。过去地面多用沥青铺面（水泥地面易受腐蚀，不仅不便于清洁，且微生物易繁殖），现在多用白磁地砖或红色阶砖铺设。室内墙壁使用水泥抹平压光，便于洗刷和清洁工作。

④ 发酵池深度不宜超过2米，池面距操作走道地面约90厘米，池底一般离下层地面 $80\sim 100$ 厘米，以便运出酵母泥的操作和安装输送酒液管道。池底坡度和发酵室地面坡度应比一般的要大，以便排出酵母泥和进行刷洗工作。

⑤ 一般布置两排池之间设一条走道，最少一米宽。发酵池冷却管的总管道和水管都设在走道之下。发酵室总高度一般在5米左右，上层高3米，下层高2米。

（2）后发酵（贮酒）

① 贮酒室多设于主发酵室下面，使发酵液可利用位差的压力，直接流入贮酒罐内，减少因使用泵输送而引起细菌污染。

② 现代贮酒室多建筑在地面上，过去亦有建在地下或半地下的。建筑在地面上的需有良好的保温墙（地坪亦需有保温措施），以保持室内温度均衡，并减少冷耗。

③ 贮酒室一般要求面积和空间应充分利用，贮酒罐通常都是上下两个或品字形三个相叠布置。出口端略低，出酒口离地面50厘米以上。罐前留有1米宽的通道，以便操作。罐后可留0.5米通道，便于清洗。

④ 地面铺设现在多用水泥压光，排水坡度需大些，桶前排水沟宜稍大而深，以利贮酒罐洗刷水排走。

⑤ 大中厂贮酒室之间配走廊较好，以利维修及管道拆洗。

走廊宽度一般为 2 ~ 3 米左右。

⑥ 过滤间也需保温，地面易排水。洗棉间要有排蒸汽雾的气窗。

5. 包装工段（包括桶酒间）

特点：有洗瓶、杀菌等加热设备，室内蒸汽雾多，地面需大量排水。

要求：

（1）采光通风良好，卫生条件好，一般南北向布置。设有气窗或高窗，房高 5 ~ 6 米。

（2）洗瓶、杀菌过程都有大量洗水排出，故要按设备排水出口，设计明沟盖板排水渠。

（3）包装作业线有长条布置的，亦有迂迴布置的。视车间具体位置而定。一般以长条布置较普遍。两边留走道，其中一边略宽，考虑手推车能顺利通过。

（4）瓶酒库宜紧靠包装间。空瓶进门宜正对瓶堆场。

（5）桶酒间应在低温下装酒，以免酒液温度回升。一般大厂桶酒间布置在后发酵间走道或独立房间。

第三章 土建及给排水设计

第一节 总平面及土建设计

一、总平面设计

(一) 基本原则

厂区总平面布置设计是工厂设计中一个重要组成部分，正确合理的布置对节约国家投资，加快建设进度，改善劳动操作条件，提高啤酒厂经营管理效率等有着重要的意义。在设计中须注意以下一些基本要求：

(1) 依据批准的计划任务书及厂址选择报告书的内容，按照“勤俭建国”、“以农业为基础”的建设方针，少花钱多办事，布置紧凑，节约用地，因地制宜地进行总平面设计。

(2) 建筑物构筑物布置必须符合啤酒先进工艺生产流程，使作业线短，管路顺，占地少。

(3) 布置必须结合厂址的地形地貌、水文地质、地震等自然条件，加以综合考虑和利用。

(4) 布置必须符合国家有关规范和规定，诸如：防火、卫生、防震、人防等规范，并结合当地的发展规划，加强与其他工业的协作条件。

(5) 组织好厂内外交通运输，使人流、货流、消防尽量不交叉、不往复，做到交通流畅，运输短捷。

(6) 水、电、汽等动力设施应尽量靠近负荷中心，各种管线合理配置，力求通顺短直。

(7) 根据啤酒生产发展情况, 总平面布置中应留有适当的扩建余地。

(二) 布置设计

(1) 总平面设计须注意到啤酒厂的一些特点: 用水量多; 瓶、箱数量大, 堆贮场地要宽广; 车间建筑形式多, 高低悬殊大等。

(2) 厂区建筑物、构筑物的一般组成

① 主要生产建筑物: 如糖化、发酵、滤酒、包装、酒库、化验等可组成一个啤酒车间; 大麦仓、精选、浸麦、发芽、干燥、麦芽仓等可组成一个麦芽车间。

② 辅助生产建筑物、构筑物: 如副产品间、冷冻站、锅炉、配电、瓶盖制造、机器维修、材料仓库、易燃品仓库、供水泵房、水池、水塔、瓶、箱露天堆场等。

③ 其他建筑物: 如办公楼、食堂、汽车库、大门传达、公共浴室、厕所等。

④ 当与其他工厂协作组成一个厂区(如与罐头厂、葡萄酒厂、冷饮厂、汽水厂合建)时, 则须相应增加必要的建筑物、构筑物。

(3) 设计内容

① 总平面布置设计 总平面布置方式一般有整片式、区带式、组合式及周边式等几种, 啤酒厂由于厂址及车间组合等条件不同, 多采用区带式、周边式进行布置设计。目前国内通用的5000吨/年啤酒厂设计多采用区带式布置方法(见图7-3-1及7-3-2)。有些啤酒厂以麦芽、啤酒车间与厂前建筑组成厂区中心, 这样对管线铺设、交通运输、通风采光、扩建余地等可较经济合理; 有些啤酒厂由于在市区内用地受限制, 一般均设计成高层厂房并沿街道红线布置建筑物, 这样生产集中、管线紧凑、用地节约, 但通风采光等须采取适当的措施。

在厂区平面布置设计中, 主要生产车间的位置是决定全厂区

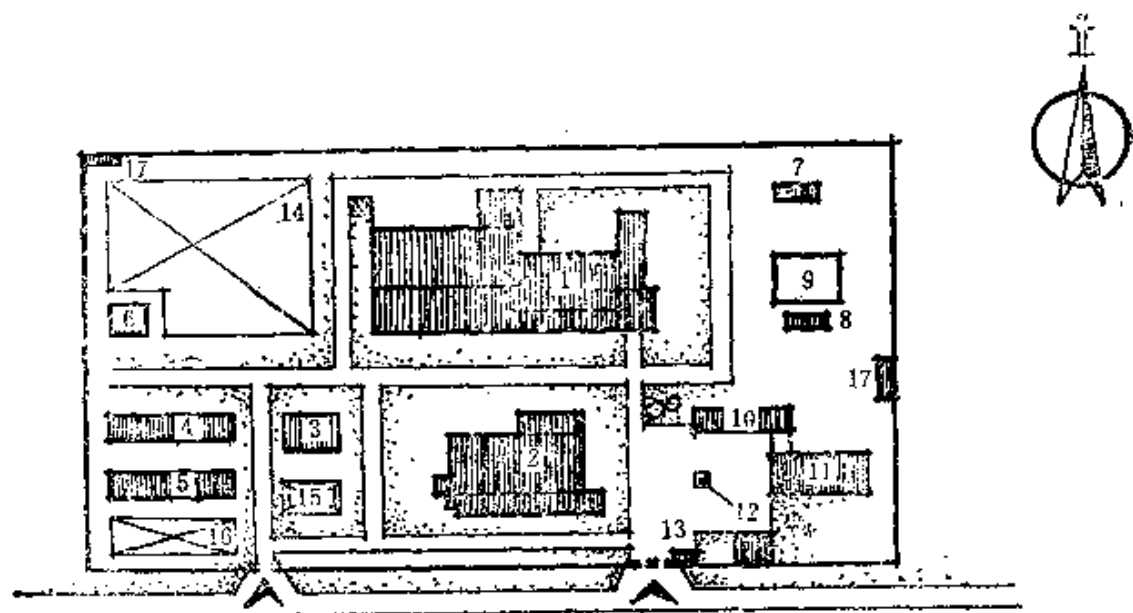


图 7-3-1 5000吨啤酒厂总平面布置图

- 1—啤酒间 2—麦芽间 3—锅炉间 4—机修瓶盖间 5—材料仓
6—易燃品仓 7—配电所 8—水泵房 9—水池 10—办公楼
11—食堂 12—汽车库 13—大门、传达 14—瓶箱堆场 15—煤
堆场 16—堆场 17—公共厕所

布置的关键。啤酒厂二个主要生产车间建筑物较高大，外形较复杂，一般均设置在厂区中心地带。其中包装、糖化等工段，设备发热量大，操作工人劳动强度高，适于布置在朝南迎风的位置，以加强通风，改善操作环境；发酵、滤酒、发芽等生产工段，由于生产温度要求恒定，采取了隔热、空调等设施。故宜安设在朝北少日晒的位置上，以减少冷量的消耗；糖化的麦糟排出部分水分多，易污染环境，应尽量放置在较隐蔽及便于周转运输的地方，以利于清洁及外运；在采用麦芽干燥炉时，该部分宜置放在厂区下风侧，以减少煤烟的影响等等。

锅炉间应尽量靠近糖化、包装等用汽工段，同时不能置于厂区的上风侧，以避免污染。

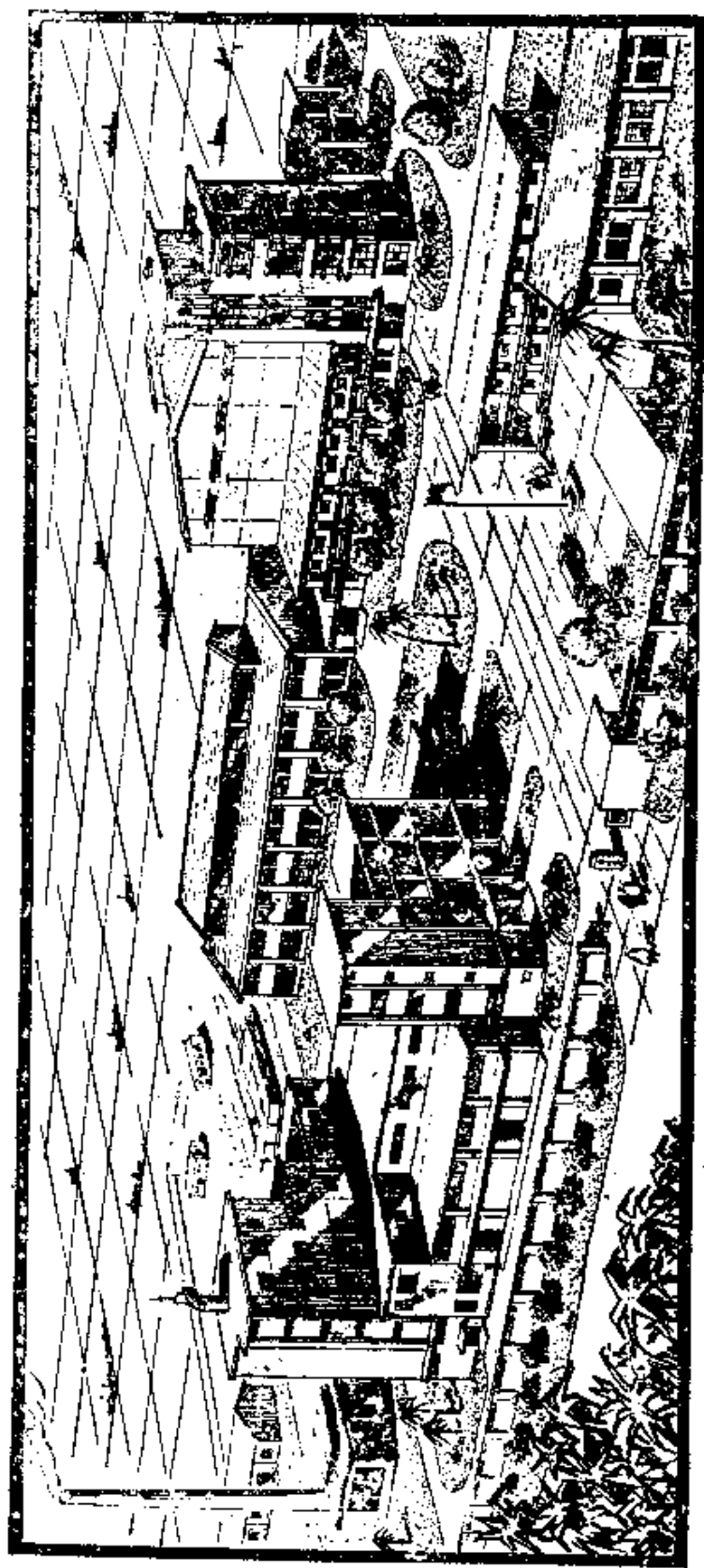


图 7-3-2 5000吨啤酒厂建筑图

冷冻站可附建于主车间内，如单独设置，应尽量靠近发酵间，减少冷量损失。

供水、供电布置在冷冻等工段附近较合理，这样可近负荷中心，又可缩短管线的铺设。平面位置适于在厂区上风侧。

瓶盖生产、机器维修、材料仓库等辅助建筑可以集中于厂区一边，便于管理及生产。

瓶子及木箱的堆场场地要求较大，要尽可能靠近包装间，又要便于出入交通运输。

行政管理性建筑如办公室、食堂应尽量置于厂区大门附近或者主干道的侧边，既利于管理生产工作，也便于对外联系。

② 竖向设计 是总平面设计中不可缺少的一部分。通过竖向布置来确定厂区建筑物、构筑物、道路、沟渠、管网的设计标高，以充分利用自然地形，减少土石方工程量，使运输联系方便，厂区地面排水顺畅。设计中可用竖向布置图及土方工程图等来体现设计意图，并据以施工。

③ 运输设计 运输是啤酒生产过程中一个重要环节，完善合理的运输不仅保证生产中所需原料、材料及成品的及时供销，对节约基建投资、提高劳动生产率、降低成本、减轻劳动强度等有着重大的意义。同时，运输的方式对总平面布置设计又有着重大的影响，对厂区外形、车间关系、仓库堆场等的位置都是决定因素之一。所以，运输设计也是总平面设计的重要组成部分，在设计中要力求运输线路短直流畅，不重复交叉。

一般运输分为厂外及厂内二部分：厂外运输有水路、公路、铁路等运输形式；厂内运输一般靠汽车、电瓶车、手推车等工具，主要是运输原料、材料、成品、桶罐、瓶子、机修设备等。

厂内道路一般均采用混凝土路面、明沟排水，这样运输方便，又易于保持食品厂的清洁卫生。

啤酒厂运输量较大，以5000吨/年通用啤酒厂为例，出入运输量每年约16,000多吨。

运进量约6,000吨（其中包括玻璃瓶3,000吨，原大麦、大米、酒花1,300吨，煤800吨左右）。

运出量约10,000多吨（其中包括玻璃瓶、木箱、啤酒桶4,000吨，麦糟等废料1,200吨，啤酒5,000吨）。

④ 管线综合设计 为满足工厂正常生产须设置一系列工程技术管线，如工艺、水、电、汽等管路，一般有地下及架空两种形式。在管线综合布置设计中必须做到短捷顺畅、少交叉、少干扰，以求达到省投资、少占地的目的。为此，管线综合布置对车间间距、扩建预留地都有较大影响，如处理不当，甚至会妨碍生产的正常进行。

在设计中必须了解掌握啤酒厂有关管路的资料，分清主次，尽量按临时性管线让永久性管线、管径小的让管径大的、压力管让自流管、新设计管路应让已建成的管路、软性管让硬性管等原则来考虑。同时，还要注意到各种管路立体交叉的埋置深浅关系、安全要求等。

⑤ 绿化设计 工厂绿化是城镇绿化的重要组成部分，不仅有改善操作条件，增进环境卫生的重要作用，而且对防火、防爆、防晒也有很大效果。啤酒厂是食品工厂，绿化更为重要，应该在适用、经济、适当注意美观的原则下，发动群众开展绿化工作。但不能为绿化而增加不必要的厂区占地、管线及运输长度。

⑥ 其他 综合利用，三废处理等应结合啤酒厂的情况合理布置并应留有供扩建用余地。

二、土 建 设 计

（一）生产建筑特点

啤酒厂的土建工程设计系根据啤酒生产工艺的要求和特点，同时要结合各地区的自然条件（如地质、地貌、气象、水文、风力、地震等）及建筑材料、施工技术力量等条件，因地制宜地进行。一般啤酒厂可分为主要生产建筑（麦芽、啤酒），辅助生产建

筑（供汽、供电、供水等）及其他建筑等几种。它与一般工业厂房有所不同。主要有如下几个方面：

1. 要求恒温、卫生及排水

啤酒生产从麦芽到成品啤酒在各生产阶段所要求的室温不同，如精选的大麦在浸水后须在室温 $10\sim 12^{\circ}\text{C}$ ，湿度95%左右的条件下进行发芽；前发酵间则要求室温稳定在 $4\sim 6^{\circ}\text{C}$ 进行发酵，而后发酵及滤酒工段则要求在 $0\sim 2^{\circ}\text{C}$ 情况下进行；麦芽在干燥炉内则须在 $40\sim 85^{\circ}\text{C}$ 室温分层烘干，这些都要求厂房外墙采取隔热保温措施来保证室温的稳定性，以减少室外气温的影响。

在生产过程中，为了保证酵母菌正常地进行发酵，卫生条件要求较高，对墙面、地面均须经常洗刷、消毒，室内湿度也较大。同时，废水中含有一定程度的酸性，排水要适当考虑。

如果采用两用箱生产麦芽，发芽和烘干系在同一个箱内进行，对建筑物要求就更高些，要经受冷、热、干、湿的循环作用。为此，恒温、防潮、卫生及防酸蚀等就是啤酒生产厂房较突出的一个特点。

2. 建筑物高低悬殊，外形复杂，预埋件及预留孔多

由于工艺流程的需要，有些厂房占地小、楼层高，有些单层厂房占地面积大，这样在主要生产车间组合中，厂房高低相差悬殊，外形各异，管路联系也多。如年产5000吨通用啤酒厂的糖化间22米高；日产2.8吨麦芽车间的大麦精选间占地仅 $6.5\text{米}\times 10\text{米}$ ，高达27米；干燥炉高24米，而大麦仓、空调室酒库等仅5.5米左右高，厂房高差较大。如遇到中小城市建厂的地基较差情况下，就须要设置沉降缝。所以，啤酒厂的厂房具有高低差大，荷重集中，沉降缝多，预埋件、预留孔多的特点。

3. 要通风降温

啤酒车间部分操作工段如糖化间、包装间等由于设备散热量较大，遇室外气温较高时，工人操作条件较差，应尽量使之朝向南面，迎对主导风，以达到减少日晒，加强通风，改善劳动环境

的目的。

(二) 一般采用的设计方法

针对啤酒厂房的特点，目前在设计工作中一般是采用下面一些建筑结构型式和保温材料来满足啤酒厂所需的隔热保温防潮、卫生条件要求高以及厂房高差悬殊、楼面预埋钢板、预留孔洞多等特点，

1. 结构选型

糖化间、精选间、发酵间，由于厂房较高、荷重较大，一般采用钢筋混凝土框架砖墙填充，这样便于设备安装，也便于大面积开窗，通风采光也好。而且这些车间大都预埋铁件预留孔洞多，楼面经常冲洗，湿度大，所以采用现浇板较妥。有些比较寒冷的地区，夏令时间不长、冬季气温较低，由于保温要求，墙体要厚一些，这样车间也可做成砖墙砖柱承重的混合结构。

发酵间由于室内要求有稳定的低温，所以，一般外墙采用双层墙体中夹保温材料层的建筑形式，为减少“冷桥”的形成，外墙体不承担厂房及设备荷重。

发芽间、干燥炉、浸麦间等工段因工艺生产要求有一定的室温，如发芽间要求在 $10\sim 12^{\circ}\text{C}$ 恒温下进行发芽；干燥炉要求在 $40\sim 85^{\circ}\text{C}$ 下分级干燥；浸麦要求在 12°C 室温下浸泡等，因此这些建筑物设计上都一般采用砖混结构，以较厚的墙体作承重墙又兼作保温墙(其中发芽室外墙中可另增加空气隔层)。

其他生产建筑物大都系单层厂房或荷载较轻，一般可采用砖混结构。但对包装间如前所述，在洗瓶喷淋杀菌过程中放出大量的热和蒸汽，地面也比较潮湿，因此，在有条件的地方，屋架应优先采用预应力屋架，控制裂缝宽度，减少下弦钢筋的锈蚀。

发酵间、发芽间及包装间等因室内相对湿度一般保持在90%以上，故结构计算中除考虑强度外，尚应进行裂缝宽度验算。

糖化间、发酵间、滤酒间、卫生条件要求较高，特别是前发酵和滤酒间要求在无菌的条件下进行生产，需要经常进行冲洗消

毒。另外，这些车间的湿度大，废水中含有少许的酸度，故这些车间的楼（地）面应进行有组织的排水，施工时更应认真，做好排水坡度，以避免成为生产中的后患。同时设计时这些车间的墙裙应镶贴磁砖，楼（地）面则铺砌缸砖，便于冲洗和防腐蚀。内墙面和楼板底应尽量减少凹凸不平的部位，以减少灰尘或微生物的滋生机会，并在墙面和楼板底粉刷面上涂布一些有机漆料来解决墙壁防潮及产生黑色霉斑等问题。

2. 保温防潮材料的选用

啤酒厂发酵间、贮酒间、滤酒间等要求在一定的温度和湿度下进行生产，必须进行保温隔热。一般保温材料的吸湿性较高，车间又较潮湿，故一般在保温层内外双面设置沥青毛毡防水隔汽层。

啤酒厂中采用的保温隔热材料有软木、稻壳(苍糠)、膨胀珍珠岩、聚苯乙烯泡沫塑料、沥青矿棉毡、蛭石、炉渣等。现将上述几种常用保温材料的主要性能和使用要求简介如下：

(1) 软木 一般适用于楼板和墙体的绝热层，容重不大于210公斤/米³，导热系数小，在干燥状态下不大于0.05千卡/米·时·℃，抗压强度不小于10公斤/米²，性能比较稳定，一向被认为绝热最佳材料。但造价较高，来源较少；同时产地不同的软木，重量、碳化程度、颗粒大小级配均有所不同，故质量亦有差异；使用中还应注意胶合软木砖。因其吸潮后易松散，故不要在啤酒厂发酵间中使用。

(2) 稻壳(苍糠) 可用作墙体及屋顶搁楼的绝热材料。要求采用色泽金黄，用手捏紧放开后能立即松开无成团结块现象的新鲜产品，容重在压实情况下不大于180公斤/米³，导热系数在干燥状态下不大于0.08千卡/米·时·℃，安装时重量含水量不大于10%。采用此种材料的最大优点是造价经济，来源比较广。但现已被用作工业上综合利用的材料及做饲料，来源亦受限制。此外，稻壳吸湿性大，应认真做好防潮隔汽层，并在室内适当地方

设置好拆卸孔，以便检修时能将稻壳卸出晒干后重新使用。

(3) 膨胀珍珠岩 它是一种由玻璃质的火山岩破碎后经预热及高温瞬时作用，使其体积膨胀，内部形成泡沫结构封闭的膨胀颗粒。它具有容重小，导热系数低，隔热防潮耐腐蚀等特点，在目前是一种较好的轻质隔热材料，也可与各种不同性质的胶结材料配比制成各种不同性能和形状的膨胀珍珠岩制品，如水玻璃珍珠岩制品、水泥珍珠岩制品等，常用于屋面工程墙板等的保温。但这种材料在啤酒厂中的使用还缺乏经验，有待继续实践。表7-3-1是大连耐火材料厂生产的膨胀珍珠岩性能规格。

表7-3-1

膨胀珍珠岩的性能规格

指 标	特 级	一 级	二 级	三 级
容重(公斤/米 ³)	< 80	81~120	121~160	161~300
耐火度℃	<1300	<1300	<1300	<1300
比 热	0.16	0.16	0.16	0.16
导热系数 (千卡/米·时·℃)	0.016~0.025	0.025~0.029	0.029~0.033	0.04~0.053

(4) 聚苯乙烯泡沫塑料 是由石油副产品苯和乙烯聚合而成的。它是一种轻质的绝热材料，容重20~50公斤/米³，导热系数 $\lambda < 0.035$ 千卡/米·时·℃，吸水性(按体积计)为0.1%，材料成块状，加工容易，不腐烂，目前广泛用于轮船、火车、包装、水上漂浮材料及屋面保温等。但这种材料在啤酒厂的使用还不多。使用时应注意选用“自熄性”聚苯乙烯泡沫塑料，以免施工时不慎引起火灾。

(5) 沥青矿棉毡 它体质柔软，类似毛毡状物，容重150~200公斤/米³，导热系数0.04~0.05千卡/米·时·℃，适用于吊平顶、设备绝热层等。此材料由于吸附作用，含水量颇大，可达400%，同时矿棉毡纤维很细，施工时需穿戴保护面具和衣服，

不甚方便，啤酒厂使用较少。

(6) 膨胀蛭石 是一种次生矿物，由铁镁质云母经交替水化作用形成。矿石在破碎后经 $800\sim 1000^{\circ}\text{C}$ 高温焙烧，体积胀大 $15\sim 25$ 倍即成膨胀蛭石。外观金黄色，容重约 $80\sim 170$ 公斤/米³，具有优良的保温绝热及吸声性能，导热系数低($0.04\sim 0.06$ 千卡/米·时· $^{\circ}\text{C}$)。但此种材料吸湿性极大，而且吸水后即变为粉泥状，保温性能随着急剧下降，故膨胀蛭石宜作为比较干燥环境的保温材料，如无湿源的吊平顶、热管道保温等。

(7) 炉渣 啤酒厂一般用于地坪屋面的保温。采用时应选用容重不大于 800 公斤/米³，施工时重量含水率不大于 10% ，粒径宜不大于 $10\sim 50$ 毫米的炉渣。使用时必须过筛，把粉末杂物等清理干净，并且必须是在露天已经堆放 $3\sim 4$ 个月，使其中硫化氢被滤出，苛性石灰被消失中和，而且应该使其保持干燥状态，必要时应翻晒晾干才能使用。

(8) 聚氨酯硬质泡沫塑料 是近年来发展较快的新颖合成材料，它具有容重小($25\sim 60$ 公斤/米³)，绝缘效果好，导热系数 <0.02 千卡/米·小时· $^{\circ}\text{C}$ ，吸水性 $<0.118\%$ 等优点。施工时可在现场喷涂，适应于各种外形，且与基层粘结良好，不留缝隙。但该成品的原料来源困难，施工要求较严格，价格较昂贵。

常用的保温材料性能如表7-3-2所示。

第二节 给水排水设计

啤酒厂在生产过程中需要大量用水，对水的质量、温度、数量等都有较严格的要求。同时，供水与排水的方式选择恰当与否将直接影响到啤酒厂的基建投资、生产经营管理、成品质量、成本核算等方面。为此，选择水源、供水方式、管网布置、水泵设备选用及布置等给水排水设计工作是啤酒厂设计工作中不可缺少

常用保温材料性能

表7-3-2

序号	名称	容重 (公斤/米 ³)	导热系数 (千卡/米·小时·℃)	抗压强度 (公斤/厘米 ²)	吸湿性 (%)
1	软木	<210	0.04~0.06	>10	2
2	加气混凝土	450~500	0.14~0.16	4	4.8
3	膨胀蛭石	120~180	0.045~0.06	3~5	高于珍珠岩 低于稻壳
4	稻壳(沤糠)	120~150	0.07~0.14		19.2
5	膨胀珍珠岩	80~160	0.016~0.044	4~7	1.8
6	聚苯乙烯泡沫塑料	20~50	<0.035	1.8	<0.1~0.15
7	沥青矿渣棉毡	120	0.04~0.05		
8	沥青玻璃棉毡	80~100	0.03~0.05		
9	脲醛泡沫塑料	8~10	0.026	1.5	
10	水泥珍珠岩板	300~400	0.07~0.08	5	
11	木丝板	350~400	0.14		
12	甘蔗板	255	0.038		
13	炉渣	<800			
14	石棉水泥隔热板	250~500	0.06~0.11		
15	浮渣保温板	200	0.0777~0.0965		
16	喷涂聚氨酯泡沫塑料	25~60	<0.02	1.5~2.0	<0.118

的重要组成部分。

啤酒厂的给水排水工程除了一般工业所应有的要求外，尚有如下一些特点：生产用水量较大；水质方面有不同的要求，如冷却及浸麦用水须要水温较低，酿造用水则要求水的硬度较低并符合饮用水标准等。

啤酒厂用水的主要生产部门是：糖化间、发酵间、包装间、浸麦间、空调室、锅炉间、冷冻站等，除上述生产用水外，还须考虑供给消防用水、生活用水，如办公、食堂、宿舍、公厕、淋浴等部分。

给水排水设计一般有如下内容：水源选择、给水系统的确定、管网布置、水泵房的设计、设备选择与布置、排水系统的布置设计等等。

一、水源的选择

啤酒厂水源的选择常常是确定厂址的关键因素之一。由于用水量较大，水质要求较高，水源的选择就须要更仔细地调查研究 and 比较，以保证获得既经济又合理、水质符合要求、水量又能确保供应的水源。所以，确定恰当的水源是啤酒厂设计工作中很重要的部分。

一般啤酒厂的水源从水质、水温等方面来考虑以优先采用适当的地下水作主要水源较为经济合适。因为地下水比地面水不易受污染和干扰，含有机物、微生物、悬浮物较少，水温在 $8\sim 20^{\circ}\text{C}$ 之间，基本不受外界气温影响，水温较稳定，但硬度一般较大，采用时作普通处理即可。当地下水源比较缺乏则可采用地面水——河流、湖泊、水库的水，可以设置取水构筑物直接吸水供给生产，但地面水一般都存在易污染，水质不易保证，水温不稳定等缺点。有些时候，也可以地面水和地下水同时兼用，以两个水源供给不同的使用工段。有些靠近大城市的啤酒厂，缺乏直接由水源地取水的条件，则也可应用城市自来水作为生产用水水

源。

由于地下水作为水源有较大的优点，这里简单介绍一些地下水水源的情况。地下水一般可以分为无压水(潜水)——即地面以下，在第一层不透水层构造以上所含有的水。这层水，一般较近地面，水质易受外界污染干扰，不易保持清洁干净。承压水(深井水)——即地面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，故称之为承压水。当压力较高，凿井后能自动涌出者即属自流井(或喷水井)的水。这层水由于埋藏较深，与地面有不透水层分隔，不易受外界干扰，水质易保持干净。地下水有外露于地面的出水口，能自动涌流出来的水，谓之源水。这种水由于暴落于地面上，故受外界干扰较大，且水量一般均较少。

目前啤酒厂取用的地下水，多尽量取用深层的地下水，即承压水为多，一是水质、水温均较稳定；另外水量也较大，不必选取几种水源供水。但是当无压水或源水能有较好的卫生防护条件，水质能有保证时，采用作为水源也是较经济的方式。

二、地下水一般取水方法

1. 潜水井(大口井)

我国广大地区的农村多采用大口井。这是吸取无压地下水最简单的构筑物，也是普遍常用的一种取水方式。井口径一般1米以上，井深不超过20米，井壁材料因地制宜采用砖石、混凝土或者钢筋混凝土等均可。

此种井由于含水层不深，距地面较近，应严格加强卫生防护措施，保证井水不受污染。一般这种井取水量不大，为保证生产供水须多开凿几个井位。

2. 管状井(自流井)

即深井，这是为吸取较深层地下水的取水构筑物。这种形式技术完善，生产能力高，能符合卫生防护的要求。一般井口径为

150~500毫米，井深为30~150米或更深些。

深井可以建成完全井（即井管穿通整个含水层的厚度，供水量可以大些）及不完全井（即井管不穿透含水层）两种，采用何种方式可根据工艺要求，并结合含水层的构造，水量大小来确定。

三、给水系统的方式

根据啤酒厂生产用水特点及供水水源的条件，经常采用的有下列几种：

1. 直流给水系统

当供水水源的水量比较充足，可以完全保证生产用水时，采用此系统较合适。即生产、生活及消防所需水量全部直接由供水水源吸取，废水则直接排向厂外下水道或者河流中。

2. 循环给水系统

即在给水系统中设置有冷却塔或喷水冷却池，将冷却后排出的冷却废水经过适当沉淀或冷却后重新供应使用，这样只要从水源吸取部分补充用水即可满足生产要求。在水源的供水量不很丰富，同时啤酒厂生产用水中冷却水占比例较大的情况下，较多的啤酒厂都采用这种给水系统。

3. 连续给水系统

当经过生产使用后的废水（如冷却后的废水），污染混浊不甚严重时，可以不经处理，直接供给其他车间作再一次使用，这样可以大大地减少直接从水源吸取的水量，这种供水方式即谓连续给水系统。由于用水条件的限制，啤酒厂采用此种系统的不多。

四、啤酒厂用水的要求

（一）酿造用水的水质要求

详见本书上册。

（二）冷却用水的水质要求

一般要满足以下一些条件为宜：

(1) 水温要低, 要稳定, 不易受外界气温变化的影响。

(2) 水中不宜含有机物或其他固体杂物, 以免堵塞设备及管路。

(3) 水中不宜含有腐蚀金属的杂质。

(4) 水中不宜有过量的微生物或矿物质, 否则将造成设备、管壁的附着沉淀, 影响冷却设备的效率。

目前啤酒厂为满足冷却水的要求, 大多取自深层地下水作水源, 而取自地面水作水源者比较少。

(三) 生活用水的水质要求

按照国家规定的自来水水质暂行标准执行。

五、水泵房型式的选择及设备布置的原则

一级水泵房根据水源的情况可以设计为地上式、半地下式及地下式三种, 一般半地下式及地下式均设计成圆形建筑物, 地上式则多设计成矩形建筑物。水泵房采用何种形式应根据水源情况(诸如: 河流、湖泊、水库或者深井等不同条件)进行设计及配置水泵。

二级水泵房一般均为地上式及半地下式, 在重复循环使用回水情况下, 也可将水泵房直接建筑在回水池上, 以减少管路。泵房内装有生产用水泵、固定消防泵及备用泵。泵房高度除地下部分外, 不设置吊车的建筑物高度一般要3.5米以上; 有吊车设备者, 应根据吊装设备要求确定建筑物的高度。泵房还应考虑设备搬运进出时门或窗的大小位置。一般设置的起重设备有: 在起重重量小于0.5吨时用移动式三角架; 起重重量在0.5~2吨时用手动梁式吊车。

六、排水系统

啤酒厂需要排除的生产废水有: 冷却废水、生产污水、卫生间小便池污水等。一般处理方法为: 除部分冷却废水可回收循环

使用外，其余冷却废水、生产污水、卫生间污水采用合流方式，靠重力自流经预制混凝土管引流至厂外城市下水道总管或直接排入河流。回收部分的冷却废水采用有益明渠自流至热水池循环使用。沉淀槽、麦汁冷却器之冷却废水可以直接排走，也可回收使用，视具体情况而定。

厂区内雨水统一由厂区道路边明沟集中后，排至厂外总下水道或者附近河流。

七、设计参考实例——××啤酒厂

本设计采用城市自来水和深井水相结合的供水系统。其中啤酒车间的麦汁冷却、麦芽车间的浸麦、冷冻站的冷却水取用深井水；锅炉间、酿造用水，其他车间的生活用水采用自来水。

厂区配水管道布置分为冷却用水、生产用水及消防用水三个系统，除设置深井泵房外，并设有二级泵房：

1. 自来水

考虑到建厂城市可以供给自来水，但水量及水压不能满足各车间生产要求，为此，建造一座290立方米自来水贮水池以调节使用。自来水直接从厂外城市自来水总管引流到自来水池。

2. 深井水

因深井水水温低较稳定，可以满足冷冻站及工艺生产冷却的用水。深井水用深井泵抽出后直接送至厂区井水池贮存。

3. 循环用水

贮放在热水贮水池中。为节约用水，将冷却后升温的部分废水，导流入热水池经散热降温(热水池为开口式)，再补充一些较低温的深井水混和，以降低水温，达到冷却要求后再泵送至使用车间。

4. 二级泵房

设置在贮水池附近，靠近负荷中心——冷冻站，便于废水的回收，又可节省管道。

二级泵房内配有6SH-9A型水泵二台(其中一台为备用),抽取自来水水池的水,分别供给酿造、锅炉及其他车间生产、生活用;配有4BA-8型水泵一台,抽取深井水池的水,分别供给制麦和酿造的冷却用水,同时也可利用自来水用的6SH-9A型备用水泵作为故障时的备用水泵。另配有6SH-9A型水泵二台(其中一台备用),抽取热水池混和降温后的水,供给冷冻站的冷却使用。

5. 附录

(1) 全厂车间用水量表(见表7-3-3)

(2) 给排水布置图(见图7-3-3至图7-3-9)

表7-3-3 全厂车间用水量表

各车间用水地点	用水量		水温 (℃)	水压 (米)	管径 Dg
	米 ³ /时	升/秒			
糖化间	30.0	8.3		30	100
前后酵	30.0	8.3			100
包装间	30.0	8.3			100
成品间	30.0	8.3			100
精选间	35.0	9.7			100
空调室	30.0	8.3			100
锅炉间	8.2	2.3			50
冷冻站(冷凝器)	200	56		30	200
设备用水	7.2	2			50
办公室	4.0	1.2			40
机修	1.8	0.5			25
汽车库	1.8	0.5			25
厨房	7.2	2			50
厕所	1.8	0.5			25

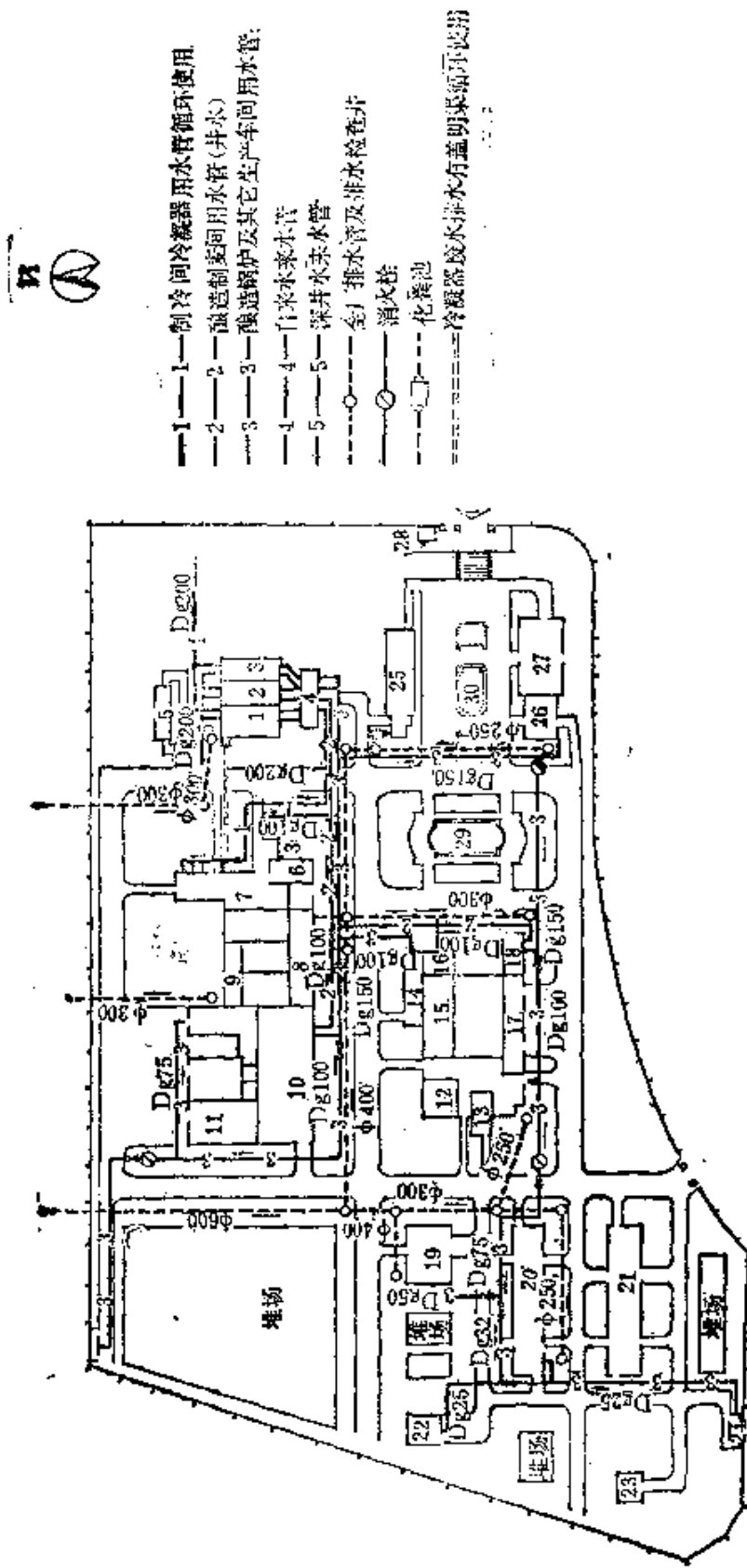


图 7-3-3 ××啤酒厂给水排水管网系统平面布置图

- 1—热水池 2—井水池 3—自来水池 4—二级泵房 5—变电所 6—糖化间 7—冷冻站 8—化验室
 产品 9—发酵间 10—包装间 11—成品仓 12—麦芽仓 13—干燥炉 14—空调室 15—发芽间
 16—麦芽仓 17—大麦芽 18—精选间 19—锅炉间 20—机修、瓶盖间 21—材料仓 22—汽车库
 23—易燃气仓 24—公厕 25—办公室 26—厨房 27—食堂 28—传达室 29—喷水池 30—花坛

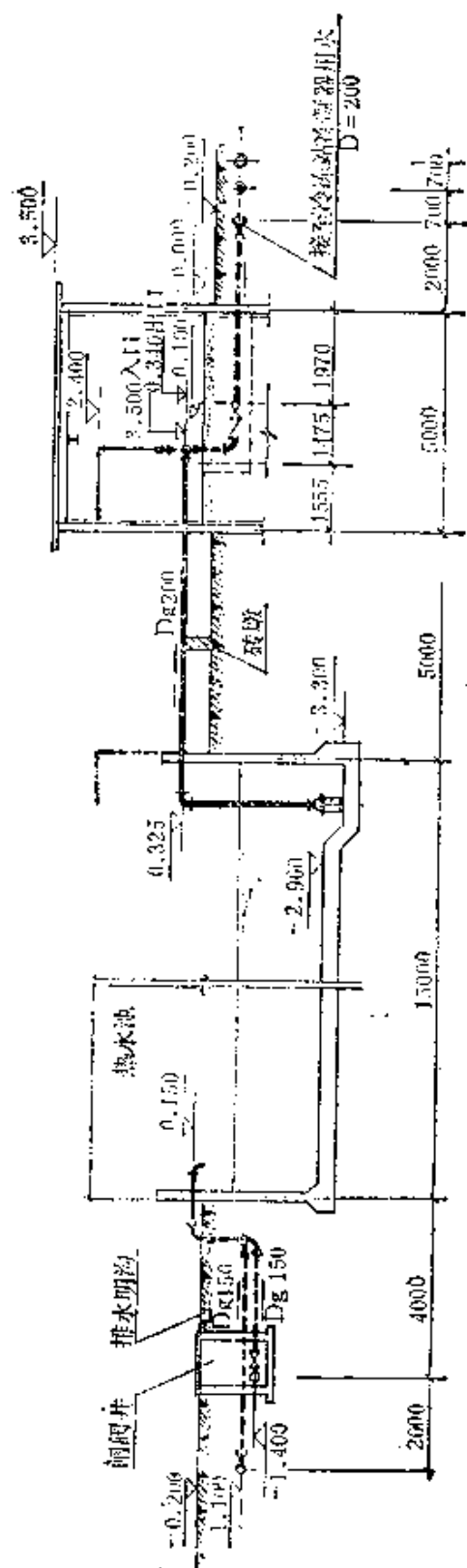


图 7-3-f 二级泵房及水池管网布置图 (A-A 剖面图)

编 号	水泵型号	流量 (吨/时)	扬程(米)	电机型号	功率(千瓦)	转速 (转/分)	单 位	数 量
1	6Sh-9A 离心泵	111.6~180	43.8~35	JO73-2	28	2900	台	2
2	4BA-8 离心泵	70~120	59~43	JO2-72-2	30	2900	台	1
3	6Sh-9A 离心泵	111.6~180	43.8~35	JO73-2	28	2900	台	2
4	SZB-8 真空泵	10.6~0升/秒	440 (毫米)	JO42-4	2.8	1450	台	1
5	压力泵	0~10公斤/厘米 ²					套	5

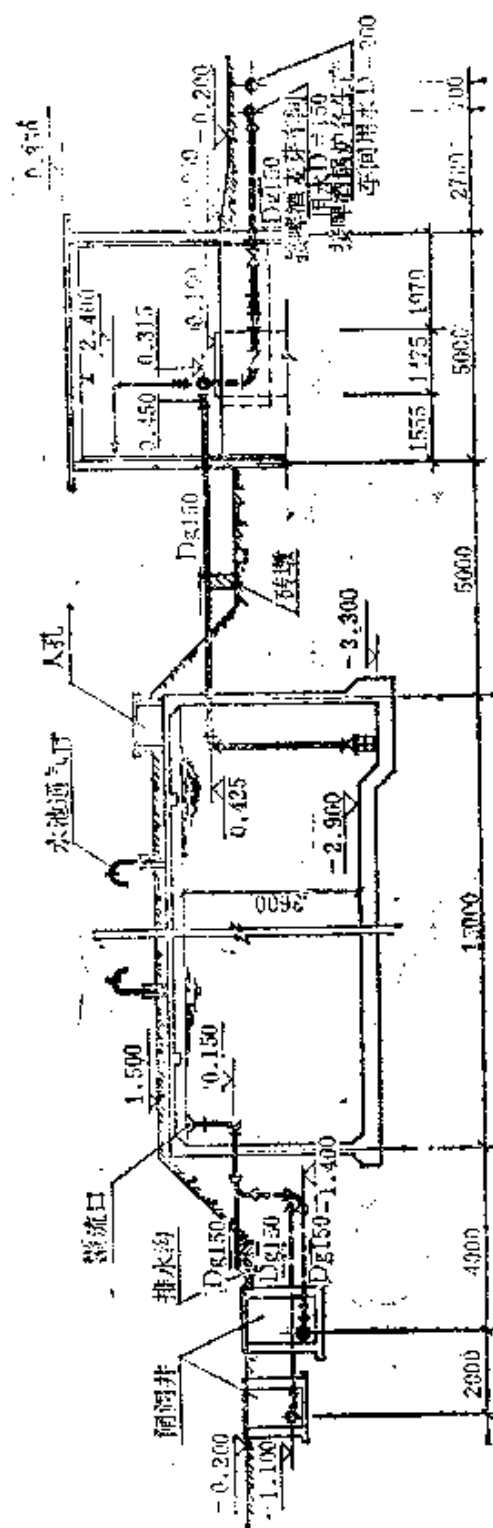


图 7-3-c 二级水泵房及水池管网布置图 (B-B剖面图)

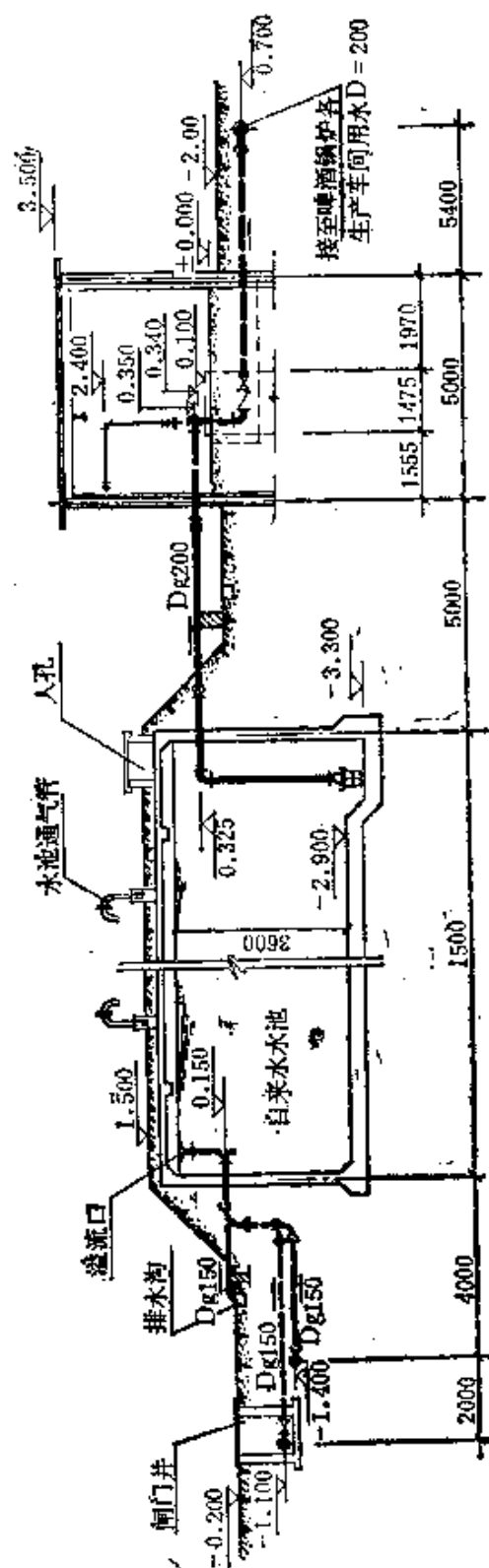


图 7-3-7 二级水泵房及水池管网布置图 (C-C 剖面图)

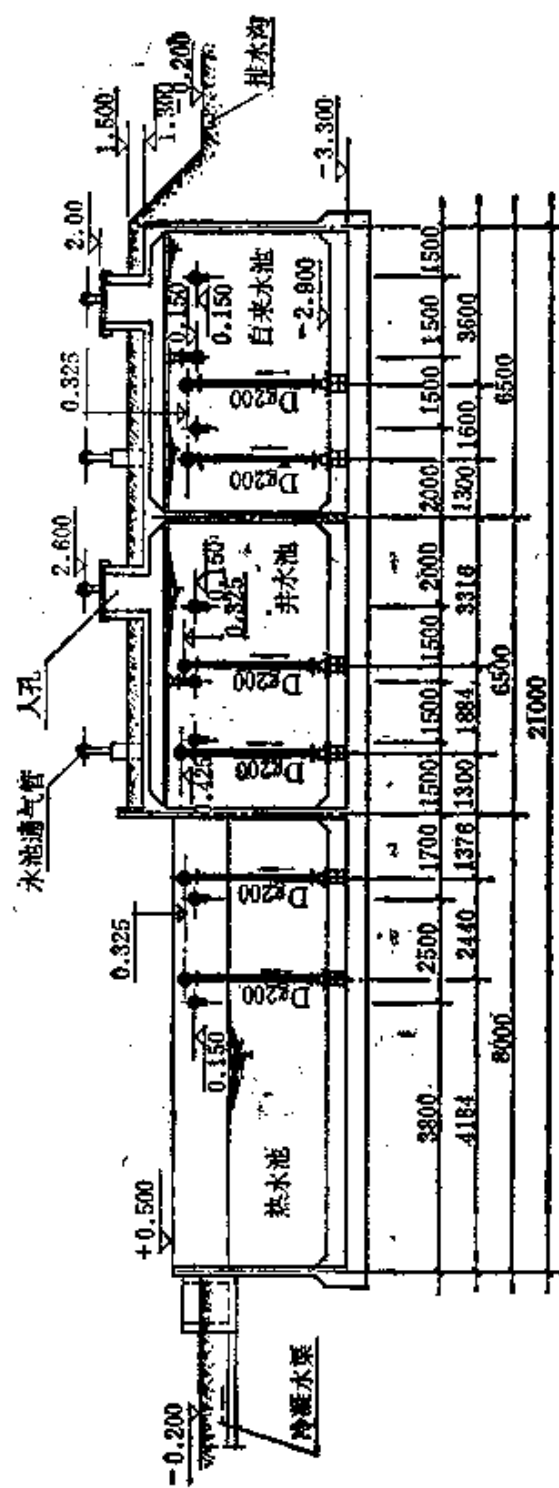


图 7-3-8 二级水泵房及水池管网布置图 (D-D 剖面图)

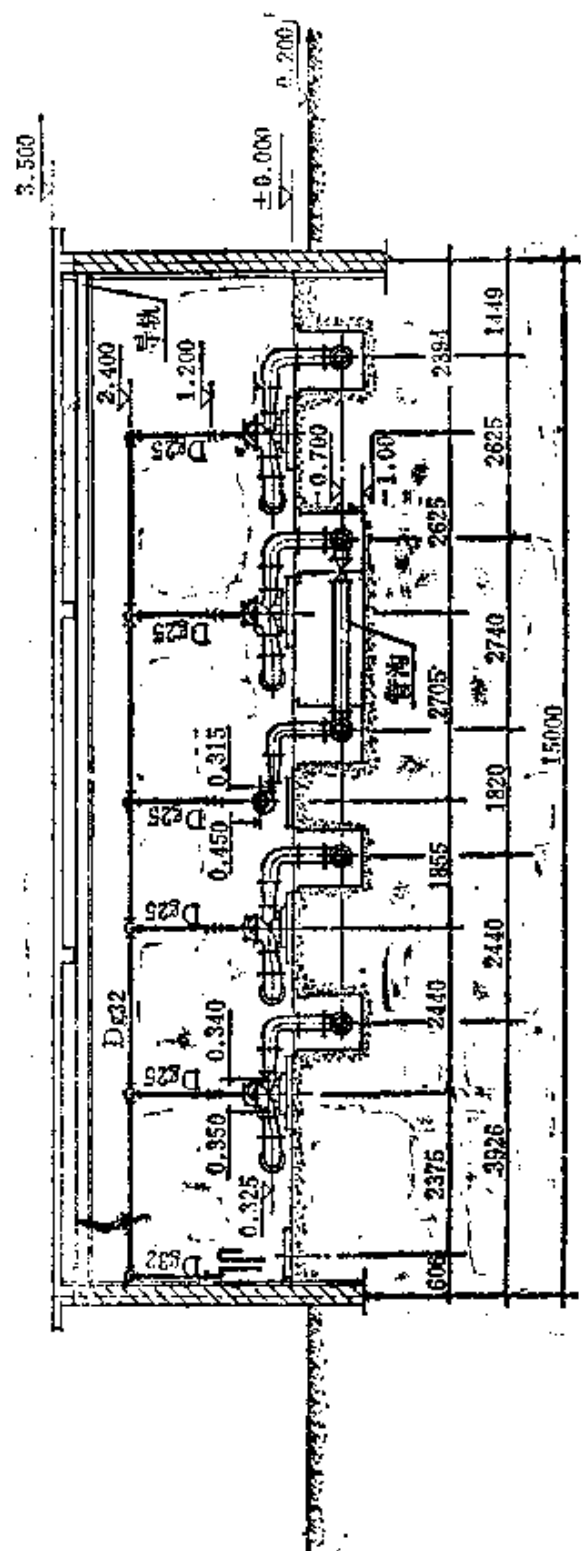


图 7-3-9 二级水泵房及水池管网布置图 (E-E剖面图)

第四章 动力及其他技术服务设施的设计

第一节 供电设计

一、负荷计算与分析

(一) 负荷计算

负荷计算的目的是，在于确定全厂的计算负荷，据此可以选择变压器容量、导线截面、线路电器元件、计算电压损失、保护装置的整定及无功功率的补偿等。这是决定技术经济性能是否合理的最重要的原始数据。

负荷计算时，必须区别设备安装容量及计算负荷（通常称最高负荷）。设备安装容量是指名牌上的标称容量；计算负荷是指最大负荷班内，半小时平均最大负荷。统计安装容量时，必须注意去除备用容量。

在啤酒厂设计中，通常采用需要系数法，以求车间计算负荷及全厂计算负荷。各车间的需要系数见表7-4-1。

1. 电力负荷计算

(1) 车间用电计算

$$P_{s0} = K_x P_e$$

$$Q_{s0} = P_{s0} \tan \phi$$

$$S_{s0} = \sqrt{P_{s0}^2 + Q_{s0}^2} = \frac{P_{s0}}{\cos \phi}$$

式中 P_e ——车间用电设备安装容量（千瓦）

P_{s0} ——最大负荷班内，半小时平均负荷中最大有功值（千

表7-4-1

啤酒厂各车间的需要系数 (参考)

车间类别	需要系数 K_x	自然平均功率因数	
		$\cos\phi$	$\tan\phi$
啤酒车间	0.6	0.7	1.02
麦芽车间	0.7	0.75	0.88
冷冻站	0.7	0.75	0.88
锅炉房	0.65~0.75	0.8	0.75
水泵房	0.5~0.65	0.8	0.75
压缩空气站	0.7~0.85	0.75	0.88
机修间	0.2~0.3	0.6	1.33
木工车间	0.28~0.35	0.6	1.33

瓦)

Q_{s0} ——最大负荷班内, 半小时平均负荷中最大无功值 (千乏)

S_{s0} ——最大负荷班内, 半小时平均负荷中最大视在容量 (千伏安)

K_x ——需要系数 (见表7-4-1)

$\cos\phi$ ——负荷功率因数 (见表7-4-1)

$\tan\phi$ —— ϕ 的正切值 (见表7-4-1)

(2) 全厂用电计算

$$\Sigma P_{s0} = K_x \Sigma (K_x P_e)$$

$$\Sigma Q_{s0} = K_x \Sigma (K_x P_e \cdot \tan\phi)$$

$$S_{s0} = \sqrt{(\Sigma P_{s0})^2 + (\Sigma Q_{s0})^2} = \frac{\Sigma P_{s0}}{\cos\phi}$$

式中 K_z ——全厂最大负荷同时系数，一般约为0.7~0.8

$\cos\phi$ ——全厂自然功率因数，一般约为0.7~0.75

$\operatorname{tg}\phi$ —— ϕ 的正切值

2. 照明负荷计算

在啤酒厂设计中，一般采用估算法较为简便，其估算值应接近同类工厂的实际用电值，因照明负荷不超过全厂负荷的6%，即使有一定程度的误差，亦不会对全厂计算结果产生根本性的影响。

(二) 全厂负荷计算实例

以5000吨/年啤酒厂负荷计算为例，如表7-4-2所示。

$$\text{全厂视在容量 } S = \frac{382}{0.75} = 510 \text{ (千伏安)}$$

必须指出，通过计算所得的全厂需要系数应与生产厂的实际需要系数相接近，通过调查，一般啤酒厂的需要系数在0.48~0.55之间（较小数值适用生产潜力较大的啤酒厂，较大数值适用于投产多年，生产潜力趋于极限的啤酒厂），可供设计中参考。

(三) 年电能消耗量的计算

1. 年最大负荷利用小时计算法

$$W_n = P_{30} T_{\text{Max.}} \quad (\text{度, 即千瓦-小时})$$

式中 P_{30} ——全厂计算负荷（千瓦）

$T_{\text{Max.}}$ ——年最大负荷利用小时，一般约为1500~4500小时。较小数值适用于投产不久，或是产量小于年产10000吨以下的小厂；较大数值适用于投产多年，产量趋于极限或是产量大于年产10000吨的大厂。

W_n ——年电能消耗量（度）

2. 产品单耗计算法

$$W_n = Z \cdot W_0 \quad (\text{度})$$

式中 W_n ——年电能消耗量（度）

年产5000吨啤酒厂负荷计算

表7-4-2

序 号	名 称	设备容量 (千 瓦)	需要系数 K _x	$\frac{\cos\phi}{\lg\phi}$	计 算 负 荷		备 注
					P (千瓦)	Q (千乏)	
1	啤酒车间	101.5	0.6	$\frac{0.7}{1.02}$	61	62	
2	麦芽车间	112.4	0.7	$\frac{0.75}{0.882}$	79	70	
3	冷 冻 站	301.11	0.7	$\frac{0.75}{0.882}$	210	186	包括冷风机
4	水泵房 (二级)	88.8	0.65	$\frac{0.8}{0.75}$	58	43.3	
5	深井泵房	60	0.8	$\frac{0.7}{1.02}$	48	49	
6	锅 炉 间	35.4	0.7	$\frac{0.7}{1.02}$	24.8	25.8	
7	机 修 间	13.5	0.3	$\frac{0.6}{1.33}$	4	5.4	
	合 计	713.4			484.8	441	
	同时系数				0.75	0.75	

续表

序 号	名 称	设备容量 (千 瓦)	需要系数 K_x	$\frac{\cos\phi}{\tan\phi}$	计 算 负 荷		备 注
					P(千瓦)	Q(千乏)	
	动力合计	713.4	0.51	$\frac{0.74}{0.916}$	362	330	
	照 明	25	0.8	$\frac{1}{0}$	20	0	按白炽灯考虑
	总 计	738.4	0.52	$\frac{0.75}{0.87}$	382	330	

η ——全年的啤酒产量(吨)

w_0 ——产品电量单耗(度/吨), 一般约为129~169度/吨, 较小数值适用于产量大, 规模大的老厂, 较大数值适用于产量小、规模小的新厂

(四) 功率、电流的换算

见表7-4-3

表7-4-3 每千瓦安培数

相数	电压	功率因数							
		1	0.95	0.90	0.85	0.80	0.75	0.70	0.65
三相	220V	2.62	2.76	2.91	3.08	3.28	3.50	3.75	4.03
	380V	1.52	1.60	1.69	1.79	1.90	2.02	2.17	2.34
单相	110V	9.09	9.56	10.1	10.7	11.36	12.1	12.96	14.00
	220V	4.55	4.78	5.05	5.35	5.68	6.06	6.49	7.00

(五) 负荷分析

1. 负荷组成

以年产5000吨啤酒厂为例, 各项用电的%值见表7-4-4。

表7-4-4 负荷组成%值

车间名称	计算负荷(千瓦)	占动力负荷的%值
啤酒车间	61	12.6
麦芽车间	79	16.3
冷冻站	210	43.5
供水	106	21.7

续表

车间名称	计算负荷 (千瓦)	占动力负荷的%值
钢 炉 间	24.8	5.1
机 修 间	4	0.8
合 计	484.8	100

从上表可知, 冷冻站的用电占全厂动力用电43.5%, 其次供水占21.7%, 亦即冷冻、供水两项的用电占全厂用电65%以上。为了减少用电负荷, 增加电能节约, 必须在冷冻、供水方面进行合理设计、经济运行, 才能使全厂供电技术经济指标达到根本性的改善。

2. 负荷特点

啤酒厂生产是连续性的三班制生产的企业, 并带有较强的季节性。一般情况夏秋之间, 啤酒生产处于旺季高峰, 供冷多, 负荷高, 单耗大; 春冬期间, 啤酒生产处于淡季时期, 供冷少, 负荷小, 单耗亦小。

3. 负荷性质

由于啤酒工艺要求, 一般来说, 应最大可能保证供电可靠性, 必须保证糖化时, 麦芽烘干时的部分动力设备的供电, 以免停电后引起产品报废, 产量减少的损失。此外, 应保证冷冻机向发酵间补充的冷量, 以维持发酵间必须的最低温度, 防止酒质变坏。按其供电负荷性质区分, 可属三级负荷, 但部分动力设备属二级负荷, 如条件允许, 可自备柴油发电机组或取得第二供电电源作为备用电源。否则, 应在事前作好停电时的补救措施, 力求减少生产损失。

4. 年最大负荷利用小时

啤酒厂的年最大负荷利用小时, 一般在1500~4500, 较其他

三班制工业企业大大偏低。这是季节性生产影响的结果，随着啤酒工业的发展，啤酒生产新工艺、新技术的采用，势必提高供电设备的利用率，并将提高年最大负荷利用小时。

5. 负荷增加率

啤酒厂的规模，对供电最高负荷有较大的影响。可以认为：啤酒厂的规模越小，供电负荷增加率（千瓦增加值/吨啤酒）越大；反之，规模越大，供电负荷增加率越小。因此，建设大厂，在供电方面较为合理、有利。

6. 需要系数、同时系数、功率因数及电量单耗

经向部分运行单位进行调查研究的实践数据表明，啤酒厂的全厂需要系数为0.48~0.55；最大负荷同时系数为0.7~0.8；全厂自然功率因数为0.7~0.75；每吨啤酒的耗电量为129~169度。

二、无功功率补偿

无功功率补偿的目的，是为了提高功率因数，减少电能损耗，增加设备出力，减少导线截面，节约有色金属消耗量，提高网络电压的质量，这是具有重要意义的技术措施。

一般工业企业，由于采用感应电动机，功率因数偏低。根据电业部门的要求，功率因数低于0.85时，给予罚款，高于0.85时，给予奖励。为了提高功率因数，首先在设备方面采取措施。其一，提高电动机的负载率，避免大马拉小车的现象；其二，感应电动机同步化；再次采用同步电动机，以及其他方法等等。除了在设备方面改善自然功率因数外，最后采用人工补偿，使全厂功率因数达到0.9左右。

在啤酒厂设计中，一般采用低压静电电容器进行无功功率的补偿，并集中装设在低压配电室。

人工补偿容量的确定，按下式计算

$$Q_c = \alpha P_{30} (\tan \phi_1 - \tan \phi_2) = \alpha P_{30} q_c$$

式中 Q_c ——人工补偿容量（千乏）

α ——平均负荷因数，可取0.7~0.8

P_{30} ——全厂计算负荷（千瓦）

$\text{tg}\phi_1$ ——补偿前 ϕ 的正切值，可取 $\cos\phi_1=0.7\sim0.75$

$\text{tg}\phi_2$ ——补偿后 ϕ 的正切值，可取 $\cos\phi_2=0.9$

$q_c=\text{tg}\phi_1-\text{tg}\phi_2$ ——比补偿功率（千乏/千瓦），见表7-4-5
与表7-4-6

表7-4-5 $\cos\phi$ 与 $\text{tg}\phi$ 换算表

$\cos\phi$	$\text{tg}\phi$	$\cos\phi$	$\text{tg}\phi$	$\cos\phi$	$\text{tg}\phi$	$\cos\phi$	$\text{tg}\phi$
0.99	0.143	0.85	0.617	0.71	0.992	0.57	1.44
0.98	0.203	0.84	0.646	0.70	1.02	0.56	1.48
0.97	0.251	0.83	0.672	0.69	1.05	0.55	1.52
0.96	0.292	0.82	0.698	0.68	1.08	0.54	1.56
0.95	0.329	0.81	0.724	0.67	1.11	0.53	1.60
0.94	0.363	0.80	0.75	0.66	1.13	0.52	1.64
0.93	0.395	0.79	0.776	0.65	1.17	0.51	1.69
0.92	0.428	0.78	0.802	0.64	1.20	0.50	1.73
0.91	0.466	0.77	0.829	0.63	1.23	0.49	1.98
0.90	0.484	0.76	0.855	0.62	1.27	0.48	2.29
0.89	0.512	0.75	0.882	0.61	1.30	0.35	2.67
0.88	0.54	0.74	0.909	0.60	1.33	0.30	3.18
0.87	0.567	0.73	0.93	0.59	1.37	0.25	3.87
0.86	0.593	0.72	0.964	0.58	1.40		

表 7-4-6 比补偿功率 q_0 (千瓦/千瓦) 值

$\cos\phi_1$	补 偿 后 $\cos\phi_2$										
	0.7	0.75	0.80	0.82	0.84	0.86	0.88	0.9	0.92	0.94	1.0
0.60	0.31	0.45	0.58	0.64	0.69	0.74	0.80	0.85	0.91	0.97	1.04
0.62	0.25	0.39	0.52	0.57	0.62	0.67	0.73	0.78	0.84	0.90	0.97
0.64	0.18	0.32	0.45	0.51	0.56	0.61	0.67	0.72	0.78	0.84	0.91
0.66	0.12	0.26	0.39	0.45	0.49	0.55	0.60	0.66	0.71	0.78	0.85
0.68	0.06	0.20	0.33	0.38	0.43	0.49	0.54	0.60	0.65	0.72	0.79
0.70		0.14	0.27	0.33	0.38	0.43	0.49	0.54	0.60	0.66	0.73
0.72		0.08	0.22	0.27	0.32	0.37	0.43	0.48	0.54	0.60	0.67
0.74		0.03	0.16	0.21	0.26	0.32	0.37	0.43	0.48	0.55	0.62
0.76			0.11	0.16	0.21	0.26	0.32	0.37	0.43	0.50	0.56
											0.65
											0.76
											0.88

三、变压器台数与容量的选择

由于啤酒厂一般建于城市或郊区，可自城市供电网络取得电源，在啤酒厂的设计中，均考虑建立变电所。

结合啤酒厂的生产特点，用电负荷的性质，一般选用二台变压器，当在邻近工厂取得备用电源时，可考虑选用一台变压器。

变压器的容量应满足全厂最高负荷的要求，在设计中，可按下式计算：

$$w = \frac{P_{30}}{\cos\phi} = 1.25P_{30}$$

式中 w ——变压器计算容量（千伏安）

P_{30} ——全厂有功最高负荷（千瓦）

$\cos\phi$ ——变压器功率因数，取0.8

根据变压器的计算容量和变压器产品规格便可选定变压器的额定容量。变压器的技术数据见表7-4-7，表7-4-8。

四、短路电流计算

由于短路电流对电气设备产生动效应及热效应的作用，有可能引起电气设备的破坏，同时使网络电压大大降低，破坏电气设备的正常运行，为此，必须进行短路电流计算，以便正确地选择电气设备、设计继电保护和选用限制短路电流元件。

在进行短路电流计算之前，必须向当地电业部门索取计算原始数据，如电力系统近期和远期在供电侧母线的系统短路容量或系统短路电抗，以作为下一步短路电流计算依据。

（一）短路电流计算符号及含义

I_{α} ：三相短路电流周期分量有效值（千安）

S_{α} ：三相短路容量（兆伏安）

I'' ：次暂态短路电流（即三相短路电流周期分量第一周的有效值）（千安）

表 7-1-7 SJL 型 10 千伏及以下铝线电力变压器 (全国统一设计产品数据)

型 号	额定容量 (千伏安)	额定电压 (千伏)		损 耗 (千瓦)		阻抗电压 (%)	连接组	器身重量 (公斤)	外形尺寸 (毫米) (长×宽×高)	轮 距 (毫米)	考 格 价 (元)
		高 压	低 压	空 载	短 路						
SJL- 100/10	100	10±5%	0.4	0.65	2.25	4.5	Y/Y ₀ -12	371	1150×790×1370		2650
SJL- 100/6	100	6.3±3%	0.4	0.6	2.25	4.5	"	371	1150×790×1370		2650
SJL- 100/6	100	6.0±5%	0.4	0.6	2.25	4.5	"	371	1150×790×1370		2650
SJL- 180/10	180	10±5%	0.4	0.95	3.6	4.5	"	572	1450×840×1630		3780
SJL- 180/6	180	6.3±3%	0.4	0.95	3.6	4.5	"	572	1450×840×1630		3780
SJL- 180/6	180	6.0±5%	0.4	0.95	3.6	4.5	"	572	1450×840×1630		3780
SJL- 240/10	240	10±5%	0.4	1.28	4.5	4.5	"	670	1420×918×1505		4650
SJL- 240/6	240	6.3±5%	0.4	1.28	4.5	4.5	"	670	1420×918×1505		4650
SJL- 320/10	320	10±5%	0.4	1.4	5.7	4.5	"	826	1550×1020×1780		5500

续表

型 号	额定容量 (千伏安)	额定电压 (千伏)		损 耗 (千瓦)		阻抗 电压 (%)	空载 电流 (%)	连接组	器身重量 (公斤)	外形尺寸 (毫米) (长×宽×高)	轮 距 (毫米)	考 格 价 (元)
		高 压	低 压	空 载	短 路							
SJL- 320/ 6	320	6.3±5%	0.4	1.4	5.7	4.5	6	Y/Y ₀ -12	826	1530×1020×1780		5500
SJL- 320/ 6	320	6.0±5%	0.4	1.4	5.7	4.5	6	"	826	1550×1020×1780		5500
SJL- 420/10	420	10±5%	0.4	1.7	7.05	4.5	6.5	"	950	1700×1030×1630		7400
SJL- 420/ 6	420	6.3±5%	0.4	1.7	7.05	4.5	6.5	"	950	1700×1030×1650		7400
SJL- 560/10	560	10±5%	0.4	2.25	8.6	4.5	6	"	1198	1840×1200×2000		8100
SJL- 560/ 6	560	6.3±5%	0.4	2.25	8.6	4.5	6	"	1198	1840×1200×2000		8100
SJL- 560/ 6	560	6.0±5%	0.4	2.25	8.6	4.5	6	"	1198	1840×1200×2000		8100
SJL- 750/10	750	10±5%	0.4	3.35	11.5	4.5	6	"	1750	2155×1350×2755		10400
SJL- 750/ 6	750	6.3±5%	0.4	3.35	11.5	4.5	6	"	1750	2155×1350×2755		10400

续表

型 号	额定容量 (千伏安)	额定电压 (千伏)		损 耗 (千瓦)		阻抗 电压 (%)	空载 电流 (%)	连接组	器身重量 (公斤)	外形尺寸 (毫米) (长×宽×高)	轮 距 (毫米)	参 考 价 (元)
		高 压	低 压	空 载	短 路							
SJL-750/6	750	6.0±5%	0.4	3.35	11.5	4.5	6	Y/Y ₀ -12	1750	2135×1350×2755		10400
SJL-1000/10	1000	10±%	0.4	4.1	14	4.5	5	"	2120	2215×1510×2920		13400
SJL-1000/6	1000	6.3±5%	0.4	4.1	14	4.5	5	"	2120	2215×1510×2920		13400
SJL-1000/6	1000	6.0±5%	0.4	4.1	14	4.5	5	"	2120	2215×1510×2920		13400

生产厂：沈阳变压器厂、常州变压器厂、西安变压器厂、太原变压器厂。

表 7-4-8

SJL1型10千伏及以下新容量系列铝线电力变压器

额定容量 (千伏安)	额定电压 (千伏)		损耗 (瓦)		阻抗电压 (%)	空载电流 (%)	器身重 (公斤)	总重 (公斤)	外形尺寸 长×宽×高 (毫米)	轨轮距 (毫米)	连接组
	高压	低压	空载	短路							
100	6.0, 6.3, 10	0.4	360	2050	4.0	3.8	310	565	1115×730×1245		Y/Y ₀ -12
125	6.0, 6.3, 10	0.4	425	2400	4.0	3.2	320	680	1150×735×1300		"
160	6.0, 6.3, 10	0.4	500	2900	4.0	3.0	445	810	1170×895×1425	550	"
200	6.0, 6.3, 10	0.4	580	3600	4.0	2.8	515	940	1480×910×1580	550	"
250	6.0, 6.3, 10	0.4	680	4100	4.0	2.6	615	1080	1445×920×1635	550	"
315	6.0, 6.3, 10	0.4	800	5000	4.0	2.4	730	1300	1315×935×1705	550	"
400	6.0, 6.3, 10	0.4	940	6000	4.0	2.3	860	1515	1565×960×1765	660	"
500	6.0, 6.3, 10	0.4	1100	7100	4.0	2.1	1025	1815	1665×970×1850	660	"
630	6.0, 6.3, 10	0.4	1300	8400	4.0	2.0	1125	2020	1835×1120×1880	660	"
1000	6.0, 6.3, 10	0.4	2000	13700	4.5	1.7	1770	3440	2150×1380×2500	820	"

生产厂：沈阳变压器厂、常州变压器厂、郑州变压器厂。

I_c : 三相短路电流第一周全电流有效值(千安)

i_c : 三相短路冲击电流(即三相短路电流第一周全电流峰值)
(千安)

(二) 无限大容量系统三相短路电流计算公式

为了选择和校验电气设备以及继电保护整定等,一般仅作三相短路电流计算便可满足要求,三相短路电流计算公式如下:

1. 短路电流有效值

$$I_d = I_{\bullet d} \cdot I_{jz} = \frac{I_{jz}}{X_{\bullet z}}$$

式中 $I_{\bullet d}$ ——短路电流标么值(假定在某一基准容量下)

$I_{\bullet z}$ ——短路电流基准值(假定在某一基准容量下)

I_{jz} ——基准电流(千安)

$X_{\bullet z}$ ——在基准容量下短路点总电抗标么值

2. 短路全电流有效值

$$I_c = I_d \sqrt{1 + 2(K_c - 1)^2} \quad (\text{千安})$$

式中 I_d ——三相短路电流周期分量第一周的有效值(即 $I_d = I''$)

K_c ——冲击系数

3. 短路冲击电流

$$i_c = I_d \sqrt{2} K_c$$

式中 I_d 、 K_c 同上

在高压电网短路计算中,取 $K_c = 1.8$,则:

$$I_c = 1.52 I_d \qquad i_c = 2.55 I_d$$

在1000KVA以下的变压器二次侧短路时,取 $K_c = 1.3$,则:

$$I_c = 1.09 I_d \qquad i_c = 1.84 I_d$$

由于短路电流计算比较复杂,在实际设计中,可以查表7-4-9至表7-4-12,得到不同计算条件的短路电流。

表 7-4-9

10千伏架空路线末端短路容量

线路长度 (KM)	线路始端短路容量 (MVA)											
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	150	200
线路末端短路容量 (MVA)												
1	9.65	18.7	27.1	34.9	42.3	49.3	55.6	62.0	67.8	73.3	97.0	116
2	9.33	17.5	24.6	31.0	36.7	41.7	46.4	52.0	54.5	58.0	71.8	81.6
3	9.03	16.4	22.8	27.9	32.4	36.2	39.7	42.8	45.5	48.0	57.0	62.9
4	8.74	15.5	20.9	25.3	29.0	32.1	34.3	37.1	39.1	40.8	47.3	51.3
5	8.47	14.7	19.4	23.2	26.2	28.7	30.8	32.6	34.2	35.5	40.2	43.2
6	8.22	13.9	18.2	21.8	23.9	26.0	27.7	29.1	30.4	31.5	35.2	37.4
7	7.98	13.3	17.0	19.9	22.0	23.8	25.2	26.4	27.4	28.2	31.2	32.9
8	7.75	12.7	16.0	18.5	20.4	21.9	23.1	24.1	24.9	25.6	28.0	29.3
9	7.55	12.1	15.2	17.4	19.0	20.3	21.3	22.2	22.8	23.5	25.4	26.6
10	7.34	11.6	14.3	16.3	17.7	18.8	19.8	20.5	21.1	21.6	23.2	24.2
12	6.97	10.7	13.0	14.6	15.7	16.6	17.2	17.8	18.3	18.7	19.9	20.6
14	6.63	9.92	11.9	13.2	14.1	14.8	15.3	15.8	16.1	16.4	17.4	17.9

6千伏架空线路末端短路容量

表 7-4-10

线路长度 (KM)	线路始端短路容量 (MVA)									
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
1	8.1	16.7	23.1	28.5	33.2	37.3	41.0	44.3	47.2	49.8
2	8.33	14.3	18.7	22.1	24.9	27.1	29.0	30.6	32.0	33.1
3	7.63	12.5	15.7	18.2	19.9	21.3	22.5	23.5	24.2	24.9
4	7.13	11.1	13.6	15.3	16.6	17.6	18.3	19.0	19.5	19.9
5	6.65	9.62	12.0	13.3	14.2	14.9	15.4	15.9	16.2	16.6
6	6.23	9.05	10.7	11.7	12.3	13.0	13.4	13.7	14.0	14.2
7	5.87	8.3	9.63	10.5	11.0	11.5	11.8	12.0	12.3	12.4
8	5.54	7.67	8.78	9.46	9.95	10.3	10.5	10.6	10.9	11.0

续表

线路长度	线路始端短路容量 (MVA)											
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	150	200
(KM)												
9	5.25	7.12	8.06	8.65	9.05	9.32	9.53	9.7	9.83	9.94	10.3	10.5
10	5.0	6.65	7.45	7.94	8.27	8.5	8.68	8.8	8.93	9.0	9.3	9.44
12	4.54	5.35	6.43	6.85	7.1	7.27	7.4	7.5	7.57	7.64	7.85	7.94
14	4.11	5.24	5.74	6.03	6.22	6.35	6.45	6.52	6.57	6.63	6.78	6.85
16	3.83	4.75	5.11	5.38	5.53	5.63	5.7	5.77	5.8	5.85	5.97	6.02
18	3.55	4.32	4.65	4.83	4.95	5.04	5.1	5.15	5.18	5.22	5.3	5.35
20	3.31	3.97	4.25	4.41	4.5	4.57	4.62	4.67	4.7	4.72	4.8	4.83

“说明”与“10千伏架空线路末端短路容量”同。

表 7-4-11 6(10)/0.4千伏变压器低压侧及折合高压侧的短路电流(旧容量系列)

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称 (MVA)	变 压 容 量 (KVA) ($U_d\%=4.5$)											
		100			135			180			240		
		I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c
10	0.4KV侧	2.62	4.82	2.85	3.33	6.13	3.62	4.13	7.60	4.50	5.02	9.25	5.48
	6KV侧	1.166	0.306	0.181	0.212	0.389	0.23	0.263	0.482	0.286	0.319	0.587	0.347
	10KV侧	0.10	0.184	0.109	0.127	0.234	0.138	0.157	0.29	0.172	0.191	0.352	0.208
20	0.4KV侧	2.88	5.3	3.13	3.75	6.9	4.08	4.81	8.85	5.23	6.08	11.2	6.62
	6KV侧	0.183	0.337	0.199	0.238	0.438	0.259	0.306	0.562	0.332	0.386	0.712	0.42
	10KV侧	0.11	0.202	0.119	0.143	0.263	0.156	0.183	0.337	0.199	0.232	0.427	0.252
30	0.4KV侧	3.0	5.52	3.27	3.94	7.25	4.28	5.1	9.38	5.55	6.52	12.0	7.1
	6KV侧	0.19	0.35	0.208	0.25	0.461	0.27	0.324	0.596	0.352	0.414	0.763	0.451
	10KV侧	0.114	0.21	0.125	0.146	0.276	0.163	0.195	0.358	0.211	0.248	0.458	0.271
50	0.4KV侧	3.07	5.65	3.34	4.08	7.52	4.45	5.34	9.83	5.81	6.94	12.8	7.55
	6KV侧	0.195	0.359	0.212	0.26	0.477	0.283	0.339	0.624	0.369	0.441	0.814	0.479
	10KV侧	0.117	0.215	0.127	0.156	0.286	0.17	0.203	0.375	0.222	0.264	0.488	0.288
75	0.4KV侧	3.12	5.73	3.4	4.17	7.66	4.53	5.48	10.1	5.96	7.17	13.2	7.8
	6KV侧	0.198	0.364	0.216	0.265	0.487	0.289	0.348	0.642	0.379	0.455	0.84	0.495
	10KV侧	0.119	0.212	0.13	0.159	0.292	0.173	0.209	0.385	0.227	0.274	0.503	0.297

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变 压 器 容 量 (KVA) ($U_d\% = 4.5$)											
		100			135			180			240		
		I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c
100	0.4KV侧	3.14	5.77	3.42	4.21	7.74	4.58	5.55	10.2	6.04	7.29	13.4	7.83
	6KV侧	0.20	0.366	0.217	0.267	0.491	0.291	0.342	0.648	0.384	0.463	0.852	0.503
	10KV侧	0.12	0.22	0.131	0.161	0.295	0.175	0.212	0.339	0.23	0.278	0.511	0.302
200	0.4KV侧	3.17	5.83	3.45	4.27	7.85	4.65	5.67	10.4	6.17	7.48	13.8	8.14
	6KV侧	0.201	0.37	0.219	0.271	0.498	0.295	0.36	0.66	0.392	0.475	0.877	0.517
	10KV侧	0.121	0.222	0.132	0.163	0.299	0.177	0.216	0.396	0.235	0.285	0.527	0.31

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变 压 器 容 量 (KVA) ($U_d\% = 4.5$)											
		420			560			750			1000		
		I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c
10	0.4KV侧	6.98	12.9	7.6	8.0	14.7	8.7	8.03	16.6	9.83	9.96	18.3	10.9
	6KV侧	0.443	0.82	0.483	0.508	0.935	0.552	0.573	1.05	0.625	0.633	1.16	0.69
	10KV侧	0.266	0.492	0.289	0.304	0.561	0.331	0.344	0.633	0.374	0.38	0.637	0.415

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称 (MVA)	变 压 器 容 量 (KVA) ($U_d\% = 4.5$)											
		420			560			750			1000		
		I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c
20	0.4KV侧	9.2	16.9	10.0	11.1	20.4	12.1	13.1	24.1	14.3	15.2	28.0	16.5
	6KV侧	0.534	1.08	0.635	0.705	1.30	0.768	0.832	0.153	0.91	0.965	1.78	1.05
	10KV侧	0.35	0.644	0.381	0.423	0.777	0.461	0.50	0.922	0.545	0.58	1.07	0.828
30	0.4KV侧	10.3	19.0	11.2	12.7	23.4	13.8	15.5	28.1	16.9	18.4	33.8	20.0
	6KV侧	0.655	1.21	0.712	0.807	1.49	0.877	0.985	1.79	1.07	1.17	2.15	1.27
	10KV侧	0.392	0.724	0.427	0.484	0.892	0.527	0.58	1.07	0.644	0.70	1.29	0.762
50	0.4KV侧	11.4	21.0	12.4	14.4	26.5	15.7	18.0	33.1	19.6	22.2	40.8	24.2
	6KV侧	7.24	1.34	0.783	0.915	1.69	0.997	1.14	2.10	1.25	1.41	2.59	1.54
	10KV侧	0.433	0.80	0.472	0.544	1.01	0.598	0.686	1.28	0.747	0.846	1.56	0.922
75	0.4KV侧	12.0	22.1	13.1	15.4	28.3	16.8	19.7	36.2	21.5	24.7	45.5	26.9
	6KV侧	0.762	1.41	0.832	0.978	1.80	1.07	1.25	2.30	1.36	1.57	2.99	1.71
	10KV侧	0.458	0.843	0.50	0.587	1.09	0.64	0.75	1.38	0.815	0.94	1.73	1.03
100	0.4KV侧	12.3	22.6	13.4	16.0	29.4	17.4	20.6	37.9	22.4	26.2	48.2	28.5
	6KV侧	0.782	1.44	0.85	1.02	1.87	1.11	1.31	2.41	1.42	1.66	3.06	1.81
	10KV侧	0.469	0.862	0.511	0.61	1.12	0.663	0.785	1.44	0.853	1.0	1.84	1.09

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变 压 器 容 量 (KVA) (Ud% = 4.5)											
		420				560				750			
		I ^W	i _C	i _C	I ^W	i _C	i _C	I ^W	i _C	I ^W	i _C	I ^W	i _C
200	0.4KV侧	12.9	23.8	14.0	18.9	31.1	18.4	22.2	40.8	24.2	28.9	53.2	31.4
	6KV侧	0.82	1.51	0.89	1.07	1.98	1.17	1.41	2.60	1.54	1.84	3.38	2.0
	10KV侧	0.492	0.907	0.534	0.644	1.18	1.702	0.845	1.55	0.922	1.10	2.03	1.20

说明,

本表按下式计算而得,

$$1. I^W = I_d = \frac{I_{jz}}{X_{d1}} = \frac{I_{jz}}{X_{d1} + X_{d2}} = \frac{I_{jz}}{\frac{100}{S_{d1}} + X_{d2}}$$

$$2. I_c = 1.09 I^W \quad I_c = 1.84 I^W$$

式中, I_{jz} : 基准电流 (KA) X_{d2} : 变压器电抗标么值 X_{d1} : 变压器高压侧电抗标么值 S_{d1} : 变压器高压侧短路容量 (MVA)

表 7-4-12

6(10)/0.4千伏变压器低压侧及折合至高压侧的短路电流(KA) (新容量系列)

变压器 高压侧 短路容量 (MKA)	短路电 流名称	变 压 器 容 量 (KVA) ($U_d\%$ = 4)											
		100				125				160			
		I''	i_c	I_c		I''	i_c	I_c		I''	i_c	I_c	
10	0.4KV侧	2.89	5.32	3.15	3.48	3.48	6.31	3.73	4.12	4.48	8.86	5.25	5.56
	6KV侧	0.183	0.338	0.20	0.218	0.40	0.237	0.262	0.285	0.306	0.563	0.334	0.353
	10KV侧	0.11	0.203	0.12	0.131	0.24	0.142	0.157	0.388	0.171	0.183	0.212	0.212
20	0.4KV侧	3.2	5.89	3.48	3.9	7.17	4.24	4.81	5.85	5.23	10.6	6.3	6.87
	6KV侧	0.203	0.374	0.221	0.248	0.455	0.27	0.306	0.562	0.332	0.537	0.40	0.456
	10KV侧	0.122	0.224	0.132	0.148	0.273	0.161	0.123	0.337	0.199	0.22	0.403	0.262
30	0.4KV侧	3.33	6.13	3.62	4.08	7.51	4.45	5.03	8.37	5.55	11.4	6.74	7.46
	6KV侧	0.212	0.39	0.23	0.259	0.477	0.283	0.324	0.536	0.352	0.583	0.724	0.474
	10KV侧	0.127	0.233	0.133	0.155	0.286	0.159	0.194	0.357	0.211	0.236	0.433	0.284
50	0.4KV侧	3.43	6.31	3.73	4.24	7.8	4.62	5.33	9.8	5.8	12.1	7.15	8.02
	6KV侧	0.213	0.401	0.237	0.269	0.495	0.287	0.339	0.622	0.368	0.417	0.768	0.509
	10KV侧	0.131	0.24	0.142	0.161	0.297	0.176	0.203	0.373	0.221	0.25	0.461	0.272
75	0.4KV侧	3.49	6.42	3.8	4.33	7.96	4.72	5.48	10.1	5.97	12.5	7.36	8.32
	6KV侧	0.221	0.407	0.241	0.275	0.506	0.30	0.348	0.641	0.379	0.43	0.794	0.528
	10KV侧	0.133	0.244	0.145	0.165	0.303	0.18	0.207	0.384	0.227	0.258	0.476	0.317

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变压器容量 (KVA) ($U_d\% = 4$)											
		100				125				160			
		I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c
100	0.4KV侧	3.52	6.47	3.83	4.37	8.05	4.76	5.55	10.2	6.04	6.87	12.6	7.47
	6KV侧	0.223	0.411	0.243	0.278	0.512	0.302	0.353	0.647	0.383	0.437	0.80	0.475
	10KV侧	0.134	0.246	0.146	0.166	0.306	0.181	0.211	0.388	0.23	0.262	0.48	0.284
200	0.4KV侧	3.56	6.55	3.87	4.44	8.16	4.83	5.67	10.4	6.17	7.03	12.9	7.65
	6KV侧	0.226	0.417	0.246	0.282	0.518	0.307	0.36	0.66	0.392	0.447	0.819	0.486
	10KV侧	0.135	0.249	0.147	0.169	0.31	0.184	0.216	0.396	0.233	0.268	0.491	0.291

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变压器容量 (KVA) ($U_d\% = 4$)											
		315				400				500			
		I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c	I ^{''}	i _c	I _c
10	0.4KV侧	6.36	11.7	6.92	7.22	13.3	7.85	8.02	14.8	8.73	8.82	15.2	9.6
	6KV侧	0.404	0.743	0.44	0.458	0.345	0.498	0.51	0.94	0.555	0.56	1.03	0.639
	10KV侧	0.242	0.446	0.263	0.275	0.507	0.299	0.305	0.563	0.332	0.336	0.617	0.351

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电 流名称	变压器容量 (KVA) ($U_d\% = 4$)											
		315			400			500			630		
		I''	i_c	i_c	I''	i_c	i_c	I''	i_c	i_c	I''	i_c	i_c
20	0.4KV侧	8.15	15.0	8.87	9.62	17.7	10.5	11.1	20.4	12.1	13.7	13.6	25.0
	6KV侧	0.517	0.953	0.563	0.611	1.12	0.667	0.705	1.30	0.768	0.807	0.862	1.59
	10KV侧	0.31	0.571	0.338	0.366	0.674	0.40	0.422	0.777	0.461	0.483	0.518	0.952
30	0.4KV侧	9.0	16.6	9.8	10.8	19.9	11.8	12.7	23.4	13.8	14.9	15.1	29.6
	6KV侧	0.572	1.05	0.622	0.686	1.26	0.75	0.807	1.49	0.876	0.946	1.02	1.88
	10KV侧	0.343	0.632	0.373	0.412	0.758	0.449	0.484	0.891	0.526	0.567	0.613	1.13
50	0.4KV侧	9.82	18.1	10.7	12.0	22.1	13.1	14.4	26.5	15.7	17.3	18.9	34.8
	6KV侧	0.623	1.15	0.68	0.762	1.41	0.832	0.914	1.69	1.0	1.1	1.20	2.21
	10KV侧	0.374	0.69	0.407	0.457	0.842	0.499	0.548	1.01	0.598	0.659	0.72	1.33
75	0.4KV侧	10.3	19.0	11.2	12.7	23.4	13.8	15.5	28.5	16.9	18.7	20.7	38.0
	6KV侧	0.654	1.21	0.711	0.806	1.49	0.876	0.984	1.81	1.07	1.19	1.32	2.41
	10KV侧	0.392	0.724	0.427	0.483	0.891	0.526	0.59	1.09	0.643	0.712	0.79	1.45
100	0.4KV侧	10.5	19.3	11.4	13.1	24.1	14.3	16.0	29.4	17.4	19.6	21.8	40.1
	6KV侧	0.667	1.23	0.724	0.832	1.53	0.907	1.02	1.87	1.11	1.25	1.39	2.55
	10KV侧	0.40	0.735	0.433	0.498	0.92	0.545	0.61	1.12	0.683	0.746	0.83	1.53

续表

变压器 高压侧 短路容量 (MVA)	短路电	变 压 器 容 量 (KVA) ($U_d\% = 4$)											
		315			400			500			630		
		I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c	I''	i_c	I_c
200	0.4KV侧	10.9	20.0	11.9	13.7	25.2	14.9	17.0	31.3	18.5	21.0	38.6	22.9
	6KV侧	0.692	1.27	0.756	0.87	1.60	0.946	1.08	1.83	1.18	1.33	2.45	1.46
	10KV侧	0.415	0.762	0.453	0.522	0.96	0.567	0.647	1.19	0.705	0.80	1.47	0.872
												0.895	1.65
													0.975

注, 1. SJJ₁-1000KVA数据与表7-4-11相同。

2. 计算式参见表7-4-11说明。

五、高压电气设备选择及短路电流校验

高压电气设备的选择，除了应根据设备的额定电压、额定电流、额定断流容量等进行选择之外，有时还需根据短路电流所产生的动效应及热效应进行校验。

按规程规定，下列情况不必进行短路电流校验：

- (1) 用熔断器保护的电器及导体；
- (2) 用限流电阻保护的电器及导体；
- (3) 架空电力线路。

关于选择高压电气设备时应验算的项目如下表所示。

表7-4-13 选择设备时应验算的项目

设备名称 项目	电 压 (KV)	电 流 (A)	遮断容量 (MVA)	短路电流校验	
				动 稳 定	热 稳 定
断 路 器	×	×	×	×	×
负 荷 开 关	×	×	×	×	×
隔 离 开 关	×	×		×	×
熔 断 器	×	×	×		
电流互感器	×	×		×	×
电压互感器	×				
支柱绝缘子	×			×	
套管绝缘子	×	×		×	
母 线		×		×	×

续表

设备名称	项 目	电 压 (KV)	电 流 (A)	遮断容量 (MVA)	短路电流校验	
					动 稳 定	热 稳 定
电 缆		×	×			×
说 明		设备的额定电压和线路工作电压相符	设备的额定电流应大于工作电流	遮断容量应大于短路容量 (S_d)	按三相暂态短路电流 (i_c 或 I_d) 校验	按三相稳态短路电流 (I_d) 校验

注：符号“×”表示需进行验算项目。

在6-10千伏工业企业供电系统中，表7-4-13的短路电流校验项目可以从简。根据设计经验，在一般情况下，除油开关的断流符量需校验并必须满足要求外，其他一切电气设备，包括负荷开关、隔离开关、绝缘子、母线、电流互感器、电缆等都不必进行热稳定及动稳定校验。不过，有时母线因支柱绝缘子间距离加大后，则需进行动稳定校验。

如有特殊情况需进行短路电流校验时，可参见表7-4-14所列计算公式。

表 7-4-14 短路电流校验计算公式

设备名称	计算项目	计 算 公 式	说 明
断路器 负荷开关 隔离开关	动 稳 定	$i_{max} \geq i_c (s)$ 或 $I_{max} \geq I_c (s)$	i_{max} , I_{max} , 设备的极限通过电流峰值及有效值 (KA) (由样本查出) $i_c (s)$, $I_c (s)$, 三相短路冲击电流峰值及全电流有效值 (KA)
	热 稳 定	$I_{\infty} \leq I_t \sqrt{\frac{t}{t_{jx}}} \text{ 或 }$ $I_{\infty} \leq I_{max} \text{ (当 } I_t \sqrt{\frac{t}{t_{jx}}} > I_{max} \text{ 时)}$	I_t , 设备在 t 秒内允许通过的热稳定电流 (KA) (由样本查出) I_{∞} , 短路稳态电流 (KA) t_{jx} , 假想时间 (秒) I_{max} , 同上

续表

设备名称	计算项目	计算公式	说明
电流互感器	动稳定	内部动稳定, $i_c(s) \leq K_{dw} \cdot \sqrt{2} \cdot I_{1s} \cdot 10^{-3}$ 外部动稳定: 从略	$i_c(s)$, 同前 K_{dw} , 电流互感器动稳定倍数(由样本查出) I_{1s} , 电流互感器额定一次电流 (A)
	热稳定	$I_{\infty} \leq \frac{I_{1s} \cdot K_t}{\sqrt{t_{jx}}} \cdot 10^{-3}$	I_{∞} , 短路稳态电流 (KA) I_{1s}, t_{jx} , 同上 K_t , 电流互感器的一秒钟热稳定倍数(由样本查出)
母线	动稳定	$\sigma_{js} < \sigma_y$ 式中, $\sigma_{js} = 1.76 \frac{12}{aw} \cdot (i_c(s))^2 \cdot 10^{-8}$ 当母线横放时 $W = 0.167bh^3$ 当母线竖放时 $W = 0.167hb^3$	σ_{js} , 母线计算机械应力 (kg/cm ²) σ_y , 母线允许机械应力 (kg/cm ²) 铜母线 $\sigma_y = 1400$ (kg/cm ²) 铝母线 $\sigma_y = 700$ (kg/cm ²) W , 抗弯矩 (cm ³) l , 支柱绝缘子间距离 (cm) a , 母线相间中心距离 (cm) b , 母线厚度 (cm) h , 母线宽度 (cm) $i_c(s)$, 三相短路冲击电流峰值 (KA)
母线	热稳定	铜母线 $S_{min} = \frac{I_{\infty}}{165} \sqrt{t_{jx}}$ 铝母线 $S_{min} = \frac{I_{\infty}}{95} \sqrt{t_{jx}}$	S_{min} , 导体所需最小截面 (mm ²) t_{jx} , 假想时间 (秒) I_{∞} , 短路稳态电流 (KA)
电缆	热稳定	10KV及以下纸绝缘电缆 铝芯, $S_{min} = \frac{I_{\infty}}{95} \sqrt{t_{jx}}$ 铜芯, $S_{min} = \frac{I_{\infty}}{165} \sqrt{t_{jx}}$	同上

续表

设备名称	计算项目	计算公式	说明
绝缘子	动	$F_{js} \leq 0.6 F_{ph}$	F_{ph} : 绝缘子破坏荷载 (Kg) 由样本查出
	稳	支柱绝缘子: $F_{js} = 1.76 \frac{1}{a} (i_c^{(s)})^2 \cdot 10^{-3}$	F_{js} : 作用于绝缘子上的计算荷载 (Kg) $i_c^{(s)}$: 同前 (KA) a : 相间距离 (cm) l : 绝缘子间跨距 (cm)
	定	套管绝缘子: $F_{js} = 0.88 \frac{1}{a} (i_c^{(s)})^2 \cdot 10^{-3}$	当支柱绝缘子两边跨距不同时, 取其平均值: $l = \frac{l_1 + l_2}{2}$

注: 由无限大容量电力系统供电的三相短路电流假想时间 t_{jx} , 可按下式求得:
 $t_{jx} = t + 0.05$ (秒)

式中 t ——短路延续时间, 为保护继电器整定动作时间与开关动作时间之和
0.05——考虑短路电流非周期分量的影响

六、变 电 所

(一) 位置的选择

变电所的位置尽可能靠近负荷中心, 并应考虑设备运输和环境情况 (如灰尘与水汽影响) 等。对啤酒厂来说, 变电所位置一般选在冷冻站的近邻处。

(二) 变电所接线

在满足运行安全的条件下, 尽可能不用断路器或少用断路器的接线, 在啤酒厂设计中, 应优先考虑采用高压熔断器的接线。

由于地区具体要求不同, 变电所接线方案亦不同, 一般来说, 在城市电力网比较发达的地区, 允许750千伏安及以下的变压器采用跌开式熔断器的接线, 而电力网欠发达的地区, 560千伏安 (不包括560千伏安) 以下的变压器采用跌开式熔断器接线, 超过560千伏安的变压器则采用断路器的接线。

为此,在拟定接线方案时,必须与当地电业部门进行商讨后才能确定适合当地情况的接线。

根据供用电规则,变压器容量为 560 千伏安及其以上时,采用高压侧计量;变压器容量为 560 千伏安以下时,采用低压侧计量。

通常设计中,采用断路器接线方案时,可选用成套产品GGIA或GGIO型高压开关柜。

高压侧采用断路的接线,见图7-4-1。

高压侧采用熔断器的接线,见图7-4-2。

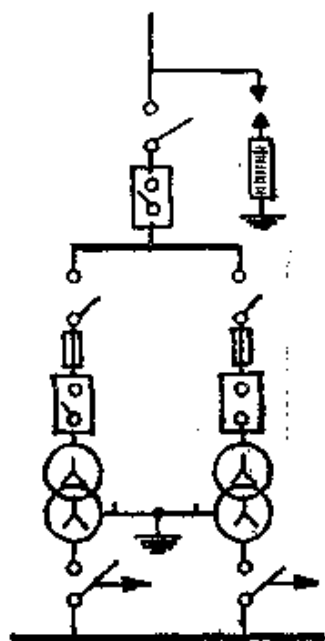


图 7-4-1 高压断路器接线图

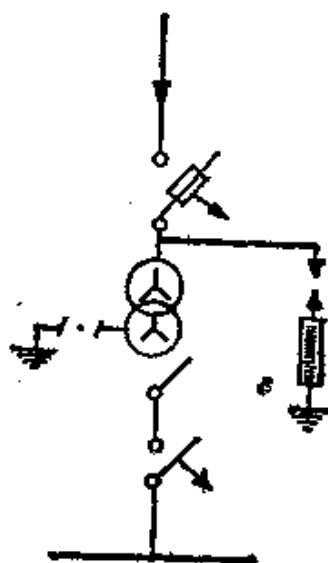


图 7-4-2 高压熔断器接线图

在低压侧可采用单母线或单母线分段的接线,选用BSL-1型低压配电屏,以电缆干线向各车间供电。

(三) 电气布置

1. 布置型式

(1) 屋内式 将配电装置(包括变压器)放于室内。

(2) 屋外式 将变压器布置于室外,其余高低压配电设备

放于室内(采用跌开式熔断器则放于室外)。

屋内式配电装置中,可以低层布置,亦可高层布置。所谓低层者,即是单层建筑;高层者是指二层楼的建筑。

究竟采用屋内式还是屋外式?单层还是二层?要结合当地运行经验,习惯做法来决定。一般来说,屋内式布置使用较普遍,用户较欢迎。

2. 布置图举例

采用高压断路器接线的电气布置见图7-4-3(二层屋内式)。

采用跌开式熔断器接线的电气布置见图7-4-4(单层屋外式)。

(四) 6(10)0.4千伏变电所高二压侧电器及母线选择表(见表7-4-15)

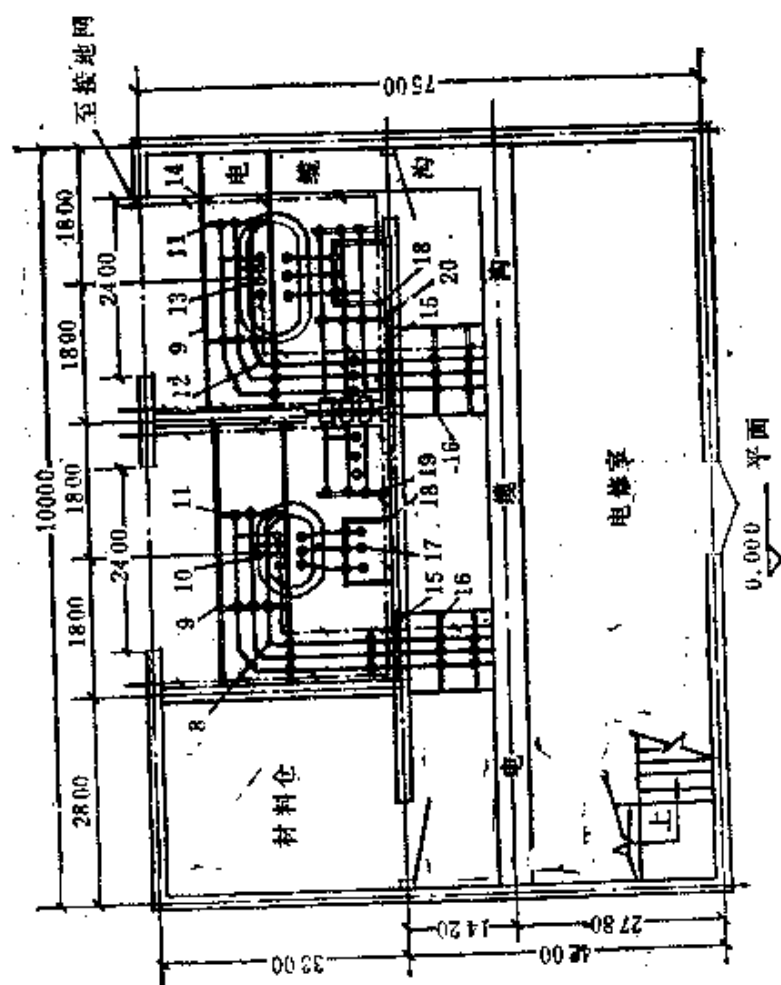
(五) 变压器保护

1. 保护的装设原则

对于一次侧为6~10千伏,二次侧为400/230伏的电力变压器,通常应装设过电流保护及电流速断保护(当过电流保护时限在1秒以下时,可不再装设电流速断保护)。并根据下述情况应分别装设瓦斯保护及二次侧的单相接地保护:

瓦斯保护主要用于1000千伏安及以上的户外变压器及320千伏安及以上的车间内部变压器(不包括内附式或外附式大门朝外的车间变电所),重瓦斯动作于跳闸(变压器无断路器时,亦可动作于信号),轻瓦斯动作于信号。

变压器二次侧的单相接地保护,一般用于变压器——干线组,且变压器一次侧的过电流保护对二次侧单相接地灵敏度不够($K_L < 1.5 \sim 2$)的情况下,可以采用零序过电流保护,也可以在二次出线上装设带延时脱扣的自动开关保护。对容量在320千伏安及以下的变压器,还可以用熔断器兼作单相接地保护。当变压器二次侧设有保护引出线的配电屏(如BDL, BSL型低压配电屏或户外型配电屏),并且配电屏与变压器距离很近或用电缆连接时,可不装设单相接地保护。



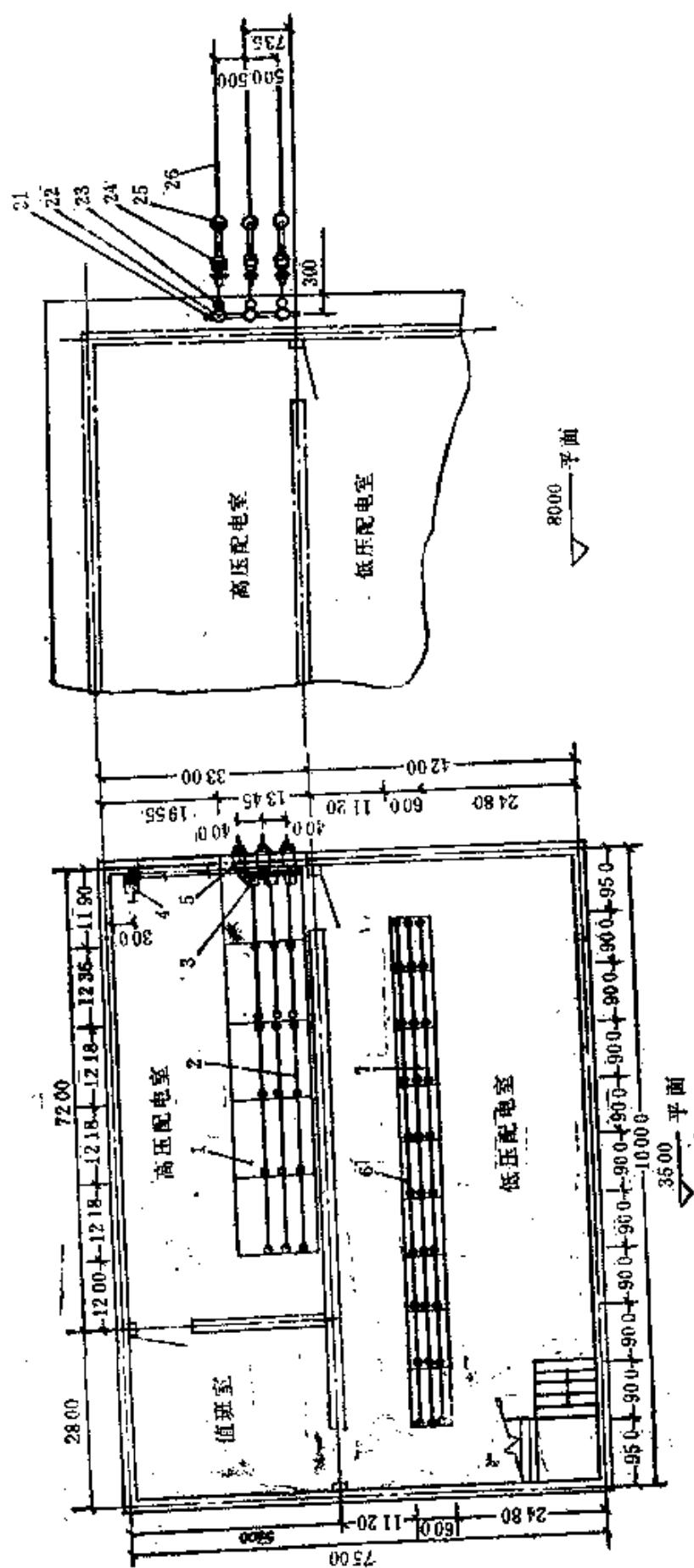


图 7-4-3 电气布置图 (二层屋内式)

图 7-4-3附表

26	高压引入线	LJ-25	米		
25	蝴蝶形绝缘子	E-10 10KV	只	3	
24	悬式绝缘子	X-4.5	只	3	
23	避雷器	FS4-10	只	3	
22	高压针式绝缘子	P-15T	只	3	
21	避雷器支架	L50×5	副	1	
20	高压母线支架(二)	L40×4	副	3	
19	高压支柱绝缘子	ZB-10Y	只	15	
18	高压母线支架(一)	L40×4 1=2300	根	2	
17	户内穿墙套管	CB-10/	只	9	
16	低压母线支架(二)	L40×4	副	4	
15	低压母线穿墙板	石棉水泥板	副	2	
14	接地线	—25×4	米	40	包括至接地网引线20米
13	变压器	SJL1- 10/0.4KV Y/Y0-12	台	1	
12	低压出线	LMY-	米	30	中性线LMY-
11	电车绝缘子	φ75×75 500V	只	36	
10	变压器	SJL1- 10/0.4KV Y/Y0-12	台	1	
9	低压母线桥形支架	L40×4	副	2	
8	低压出线	LMY-	米	30	中性线LMY-
7	低压母线	LMY-	米	25	中性线LMY-
6	低压配电屏	BSL-1	台	9	
5	户外穿墙套管	CWLB-10/	只	3	
4	操动机构	CS6-1	只	1	
3	隔离开关	GN6-10	台	1	
2	高压母线	AO-25×3	米	54	
1	高压开关柜	GG10-	台	4	
件号	名 称	型 号 规 格	单 位	数 量	备 注

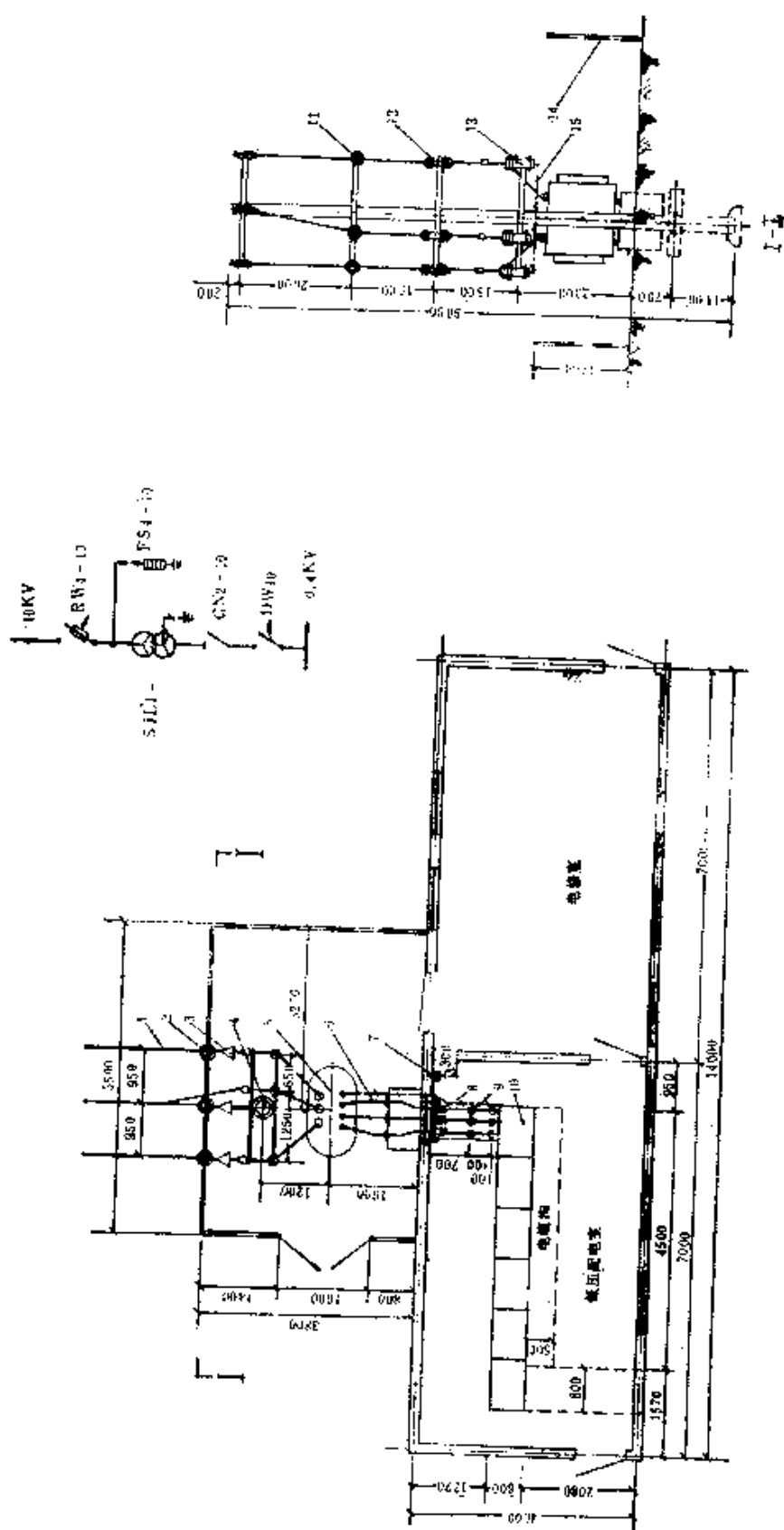


图 7-4-4 电气布置图 (单层屋外式)

图 7-4-4附表

15	避雷器接地线	G $\phi 8$	米	5	
14	围栏	铁丝网或砖墙	平方米	25	
13	避雷器	FS4-10	只	3	
12	跌落式熔断器	品号6113RW4-10	只	3	
11	针式绝缘子	P-15T	套	3	
10	低压配电屏	BSL-1型	台	5	
9	电车绝缘子	$\phi 75 \times 75$ 500V	只	6	
8	隔离开关	GN2-10	套	1	
7	操动机构	CS6-2	套	1	
6	低压母线	LMY-	米		中性母线LMY
5	电力变压器	SJL1 10/0.4KV Y/Y0-12	台	1	
4	标准电杆	上径150 下径270 $l=9$ 米	根	1	
3	悬式绝缘子	X-4.5	只	3	
2	蝴蝶形绝缘子	E-10	只	3	
1	高压母线	LJ-25	米		
序号	名 称	型 号 规 格	单位	数量	备 注

对于城市电力网比较发达地区,750千伏安及以下的户外变压器,广泛采用跌落式熔断器作为控制和保护设备,其熔丝额定电流为变压器额定电流的1.4~2.0倍,见表7-4-15。

装在变压器高低压侧的各级保护装置,应能满足动作选择性要求,高压侧熔断器或断路器应起变压器套管处短路及变压器内部严重故障的保护作用,低压侧熔断器或自动开关应起变压器过负荷及低压侧电网短路的保护作用,低压侧保护装置的全部动作时间应小于高压侧保护装置的全部动作时间,两个相邻保护的时限配合等级,对于GL型过流继电器取0.7秒。

2. 继电保护整定值

在断路器的接线方案中,通常采用交流操作、两个GL-15型过流继电器接在相电流上的保护方式,因为对Y/Y₀接线的变压器来说,这种保护接线简单,且对各种故障具有较高的灵敏度。保护装置接线见图7-4-5。

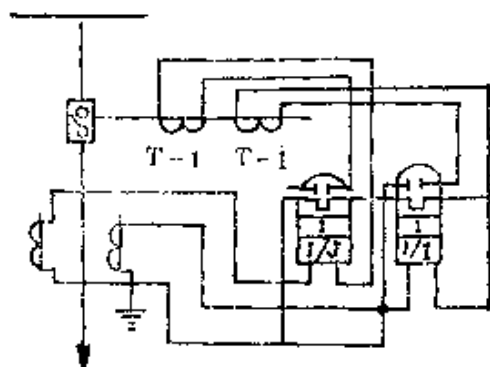


图 7-4-5 保护装置接线图

(1) 过电流保护整定 二继电器式 (GL-15型) (图7-4-5所示) 继电器动作电流:

$$I_{dzj} = K_{jx} K_k \frac{m_{gh} \cdot I_{gb}}{K_r \cdot K_i}$$

式中 K_{jx} ——接线系数, 取1

K_k ——可靠系数, 取1.2

m_{gh} ——过负荷系数, 取1.5~3, 视具体情况而定

K_r ——返回系数, 取0.8

I_{gb} ——变压器一次侧的额定电流

K_i ——电流互感器的变流比

灵敏度校验:

$$K_{Lx}^{(2)} = K_{Lx} \frac{I_{d2min}^{(3)}}{I_{dzj}} = K_{Lx} \frac{I_{d2min}^{(3)}}{I_{dzj} \cdot K_i} \approx 1.25 \sim 1.5$$

式中 I_{d2min} ——当系统最小运行方式, 二次侧母线三相短路时, 一次侧的最小三相短路电流

K_{Lx} ——二相短路时的相对灵敏系数, 取0.87

I_{dzj} ——继电器一次侧动作电流

I_{dzj} ——继电器动作电流

K_i ——电流互感器的变流比

(2) 速断保护整定 二继电器式 (见图7-4-5) 继电器动作电流为:

$$I_{dzj} = K_K \cdot K_{jx} \frac{I_{d2}^{(3) \max}}{K_i}$$

式中 K_K ——可靠系数取1.5

K_{jx} ——结线系数取1

K_i ——电流互感器的变流比

$I_{d2}^{(3) \max}$ ——系统最大运行方式时, 变压器二次侧母线三相短路时, 折算到一次侧的次暂态电流

灵敏度校验

$$K_L^{(2)} = K_{LX} \frac{I_{d1}^{(3) \min}}{I_{dz1}} = K_{LX} \frac{I_{d1}^{(3) \min}}{I_{dzj} \cdot K_i} \approx 2$$

式中 K_{LX} ——二相短路时, 相对灵敏系数取0.87

$I_{d1}^{(3) \min}$ ——系统最小运行方式时, 保护装置安装处的三相次暂态短路电流

I_{dz1} ——继电器一次侧动作电流

I_{dzj} ——继电器动作电流

K_i ——电流互感器变流比

(3) 零序过电流保护整定

见图7-4-6。

继电器动作电流:

$$I_{dzj} = K \frac{I_{cb}}{K_i}$$

式中 I_{cb} ——变压器二次侧额定电流

K ——系数, 取0.25

K_i ——电流互感器的变流比

整定时限一般为0.5秒

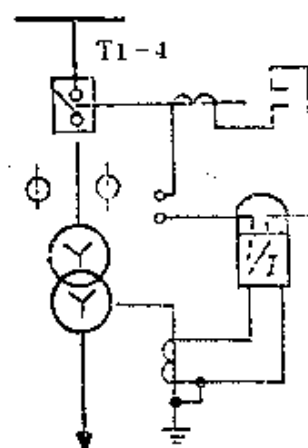


图 7-4-6 零序过电流保护整定图

灵敏度校验:

$$K_L = \frac{I_{d_{2.m.l.n}}^{(1)}}{I_{dzj} \cdot K_1} = \frac{I_{d_{2.m.l.n}}^{(1)}}{I_{dzl}} \approx 1.5$$

式中 $I_{d_{2.m.l.n}}^{(1)}$ ——低压干线式线路末端单相短路电流

I_{dzj} ——接地继电器动作电流

K_1 ——电流互感器的变流比

七、导线及电缆的选择

选择导线及电缆时,一定要贯彻以铝代铜,塑料代铅的技术政策,除啤酒厂发酵间因低温潮湿易于氧化腐蚀可允许采用铜导线或铜电缆外,其余车间应采用铝导线或铝电缆。

(一) 啤酒厂常用的导线及电缆型号

见表7-4-16

表 7-4-16

啤酒厂常用导线及电缆型号

序 号	线路种类及装设地点	导线电缆型号	敷 设 方 式	备 注
1	动力、照明干线：户内 户外	VLV ₂ -500V	直接埋地	
2	动力支线：户内	BLV-500V	穿硬塑料管埋地	锅炉间应穿钢管埋地
3	照明支线：户内	BLVV-500V	塑料槽板明敷	锅炉间应穿钢管埋地或明敷
4	户外用引入出线			
	动力线	BLV ₁ -500V	白架空线引接	露天雨淋日晒用
	照明线	BLVV ₁ -500V	"	"
5	动力线：户内	BV-500V	穿硬塑料管埋地	仅用于发酵间
6	照明线：户内	BVV-500V	塑料槽板明敷	"
7	接灯线：户内	BVR-500V		
	户外	BVR ₁ -500V		
8	移动式电器连接线	RVQ-250V	移动	
9	厂区架空线	LJ	架空	

(二) 根据机械强度允许的导线最小截面

表 7-4-17 根据机械强度允许的导线最小截面

导 线 用 途	导线最小截面 (mm ²)	
	铜 线	铝 线
照明装置用导线：户内用	0.5	*2.5
户外用	1.0	2.5
双芯软电线：用于吊灯	0.35	—
用于移动式生活用电设备	0.5	—
多芯软电线及软电缆：用于移动式生产用电设备	1.0	—
绝缘导线：用于固定架设在户内 绝缘支持件上，其间距为：2米及以下	1.0	*2.5
6米及以下	2.5	4
25米及以下	4	10
裸导线：户内用	2.5	4
户外用	4	16
绝缘导线：户外沿墙敷设	2.5	4
户外其他方式	4	10
绝缘导线：穿在管内	1.0	*2.5
木槽板内	1.0	*2.5

* 目前已能生产小于2.5mm²的 BBLX, BLV 型铝芯绝缘电线，因此可以根据具体情况，采用小于2.5mm²的铝芯截面。

表 7-4-18 根据机械强度，架空导线最小允许截面

材 料	架 空 线 路 电 压				引入线导线	
					低压绝缘线	
	35	6.10	0.38	裸导线	档距 (米)	
	千伏	千伏	千伏		10以下	10~25
铝、铝合金绞线及 钢芯铝绞线	25	16	16	16	6	10
	平方毫米	平方毫米	平方毫米	平方毫米	平方毫米	平方毫米

注：(1) 电力线路与各种公用工程设施交叉时，铝及铝合金绞线最小截面为 35 平方毫米。

(2) 引入线按不超过 25 米来考虑，超过 25 米则须考虑增加引入杆。

(三) 按允许温升选择导线、电缆截面

导线、电缆按温升选择截面应满足下式：

$$I_0 \geq I_{js}$$

式中 I_0 ——导线、电缆按发热条件允许的长期工作电流

I_{js} ——线路计算电流

导线及电缆的载流量见有关产品样本或《工厂电气设计手册》上册。

(四) 按允许电压损失选择导线及电缆

根据发热条件选择的导线及电缆截面，必须进行电压损失校验，以保证受电设备的正常运行，各种受电设备电压损失允许值列于表 7-4-19；厂区线路允许的电压损失列于表 7-4-20。

计算电压损失时，通常假定三相负荷是平衡的，其电压损失 % 值按下式计算

$$\Delta U \% = \frac{PR + QX}{10U_{ex}^2} = \frac{PL}{10U_{ex}^2} (R_0 + X_0 \tan \phi) = \Delta U \% \cdot PL$$

$$\text{或 } \Delta U \% = \frac{\sqrt{3}}{10U_{ex}} (R_0 \cos \phi + X_0 \sin \phi) IL = \Delta U \% IL$$

式中 U_{ex} ——额定线电压 (千伏)

表 7-4-19 各种受电设备端允许的电压波动参考值

受电设备种类及运转条件	允许电压波动值 (%)	
	-	+
一、电动机		
1. 连续运转 (正常计算值)	5	5
2. 同上 (个别特别远的电动机)		
正常条件下	8~10	
事故条件下	10~12	
3. 短时运转 (例如, 当起动相邻大型电动机时)	20~30*	
4. 起动时的端子上		
频繁起动	10	
不频繁起动	15**	
二、白炽灯		
1. 室内主要场所	2.5	5
2. 住宅照明	6	
3. 36伏以下低压移动照明	10	
4. 短时电压波动 (次数不多)	不限制	
三、荧光灯		
1. 室内主要场所	2.5	5
2. 短时电压波动	10	
四、电阻炉	5	5
五、吊车电动机 (起动时校验)	15	
六、电焊设备 (在正常尖峰焊接电流时持续工作)	8~10	

注: * 对于少数传动带有冲击负荷的机械的电动机 (这些电动机是根据转矩要求来选择的), 其电压降低值根据计算来确定。

** 电压降低应满足起动转矩的要求。

表 7-4-20 厂区线路允许的电压损失表 (参考)

序 号	厂区线路种类及其运行状态	允许的电压损失 (%)
1	在正常状态下运行的厂区高压供电线路 (从地方电力网至厂区)	5~8

续表

序 号	厂区线路种类及其运行状态	允许的电压损失(%)
2	同上, 但在故障状态下运行	10~12
3	正常状态下, 室外低压配电线路	3.5~5
4	厂区照明及事故照明	6~10
5	厂区投光灯照明	6

P ——有功计算负荷(千瓦)

Q ——无功计算负荷(千乏)

R, X ——线路电阻和感抗(欧)

R_0, X_0 ——线路单位长度的电阻和感抗(欧/公里)

L ——线路长度(公里)

$\cos\phi$ ——负荷功率因数

$\sin\phi$ —— ϕ 的正弦值

$\tan\phi$ —— ϕ 的正切值

$\Delta U\%$ ——线路每千瓦公里的电压损失百分值

$\Delta U^w\%$ ——线路每1安公里的电压损失百分值

I ——线路计算电流(安)

上述计算, 可通过查表得出电压损失%值, 亦可根据允许的电压损失值得出必须的导线截面, 可参见《工厂电气设计手册》上册。

敷线用硬塑料管、钢管直径的选择, 亦参见《工厂电气设计手册》上册。

八、低压控制保护设备的选择

(一) 动力配电箱的选择

动力配电箱系用于车间作为动力配电之用。主要选用的箱型有：XL-3、XLF-15、XL-21三种。

XL-3、XLF-15型动力配电箱，采用熔断器作为短路保护，为了对电动机进行控制及过载保护，需在电动机附近另装磁力启动器。XL-21型箱，是前者的综合安装，系将熔断器与磁力启动器合装于箱中，其优点是安装方便，保护完整、外形美观。

凡单台机容量在10千瓦及其以下时，可选用XL-3型箱。超过10千瓦时，选用XLF-15型箱，对于XL-21型箱，不论电动机容量大小，只要电动机比较集中布设，均可选用。不过，对于小容量分散布设的电动机，需在电动机附近增设负荷开关或综合磁力启动器，作为检修控制之用。

配电箱熔体电流的确定，是根据被控电动机的启动电流所决定的。

不同型号配电箱的技术数据详见有关产品样本，亦可参见《工厂常用电气设备手册》上册。

（二）鼠笼型电动机降压启动设备的选择

1. 直接启动

电动机能否直接启动的条件是：

（1）电动机启动时，变电所母线电压降不超过允许值：电动机经常启动时母线允许最大电压降为10%，电动机不经常启动时为15%。

（2）供电设备短时过负荷应不超过最大允许值。对于供电变压器，每天启动六次，连续时间不超过15秒，变压器的负荷率小于0.9时，最大启动电流为4倍。

为了省略繁复的电压计算，可以参见表7-4-21，表7-4-22，可得鼠笼型电动机直接启动时的允许最大容量参考值。

2. 降压启动

鼠笼型电动机只有在直接启动不能满足技术要求时，才采用

表 7-4-21 确定鼠笼型电动机直接起动的经验数据

电动机连接处电源	允许直接起动的鼠笼型电动机最大功率
小型发电站	每1KVA发电机容量为0.1~0.12KW
变 电 所	经常启动时：不大于变压器容量的20% 不经常启动时：不大于变压器容量的30%
高压电网	不超过电动机连接处电网三相短路容量的3%
“变压器—电动机”组	电动机容量不大于变压器容量的80%

表 7-4-22 6(10)/0.4KV变压器允许直接启动
鼠笼型电动机最大功率

变压器供电 的其他负荷	启动时 允 许 电压降 (%)	供电变压器容量 S_b (KVA)					
		100	180	320	560	750	1000
		启动鼠笼型电动机的最大功率 P_d (KW)					
$S_{fh}=0.6S_b$	10	22	40	75	115	155	215
$\cos\phi=0.7$	15	30	55	100	185	240	280
$S_{fh}=0.6S_b$	10	17	30	75	100	130	185
$\cos\phi=0.8$	15	30	55	100	185	240	280

注：(1) 上表所列数据系指电机与变电所低压母线直接相连时参考数据，当供电线路较长时，则增加线路上的电压损失，被启动电动机容量要减少。

(2) S_{fh} 及 $\cos\phi$ 为变压器所供给的其它负荷（千伏安）及其功率因数。

减压启动。较为常用的减压启动设备有QJ₃系列及GTZ系列（或XJO1系列）自耦减压启动器，至于星-三角启动器、延长三角-三角启动器较为少用。

（三）绕线型电动机启动设备的选择

绕线型电动机起动设备过去采用的是 BU₂ 系列油浸起动变阻器，近年来，已为新产品频敏变阻器所代替，由于频敏变阻器具有无级起动的平稳性能，且结构简单，制造方便，体积小，不怕震动，维护方便等优点，故现在已得到广泛应用。

频敏变阻器规格较多，各制造厂生产的规格也不相同，选用时，应向制造厂提供电动机的型号、容量、转子电流、电压以及负载情况等数据，以便由制造厂选配频敏变阻器。天津电气控制设备厂生产的 GTT6121 系列低压绕线型电动机控制柜，可起动 20~280 千瓦的电动机。

（四）磁力启动器的选择

磁力启动器用于保护和控制三相交流鼠笼式异步电动机，可供远距离、频繁操作。一般 2.2 千瓦及其以上电动机可考虑采用磁力启动器。

磁力启动器的型号一般选用 QO10、QO12，被控的 380 伏电动机容量为 4~75 千瓦；综合磁力启动器为 QZ73，被控的 380 伏电动机容量为 3.2~12.5 千瓦。

（五）负荷开关的选择

1. HH₃ 系列负荷开关（铁壳开关）

一般在下列情况下采用。

（1）无过载可能性、不频繁操作的 3 千瓦及其以下的交流感应电动机的接通和分断。

（2）检修时的隔离分断电源。

2. HK1 系列负荷开关（胶盖开关）

一般在 380/220 伏 60 安以下的照明线路中采用。主要作为一般电灯、电阻和电热等回路的控制保护开关。

九、厂区低压架空线路

（一）概况

架空线路远比电缆线路经济。为了节省投资，常因下列情

况，考虑400/230伏低压架空线路供电：

(1) 负荷小而分散，供电距离长的辅助车间及建筑物的动力、照明。

(2) 负荷大而供电距离长的深井泵房动力照明。

(3) 厂区路灯照明。

架空导线采用“LJ”型铝绞线，根据机械强度要求（见表7-4-18）及允许载流量选择导线截面，并以允许电压损失（见表7-4-20）进行校验。

对于10千伏以下的厂区架空线路，通常不作机械方面的计算，可以根据杆高（包括埋深）要求，采用国家定型规格的钢筋混凝土电杆，参见表7-4-23。

表 7-4-23 环形预应力钢筋混凝土电杆技术规格表

序 号	梢 径 (毫米)	底 径 (毫米)	杆 长 (米)	埋 深 (米)	备 注
1	φ150	φ237	6.5	1.5	
2	φ150	φ257	8.0	1.6	
3	φ150	φ263	8.5	1.7	
4	φ170	φ263	7.0	1.5	
5	φ170	φ276	8.0	1.6	
6	φ170	φ283	8.5	1.7	
7	φ170	φ290	9.0	1.8	
8	φ170	φ303	10.0	2.0	
9	φ190	φ323	10.0	2.0	
10	φ190	φ350	12.0	2.0	

(二) 布线的原则

布线时，一般根据下列原则考虑：

(1) 走径 沿厂区道路的一侧平行敷设，走径越短越好，

避免迂迴供电，并力求减少与道路的交叉跨越。

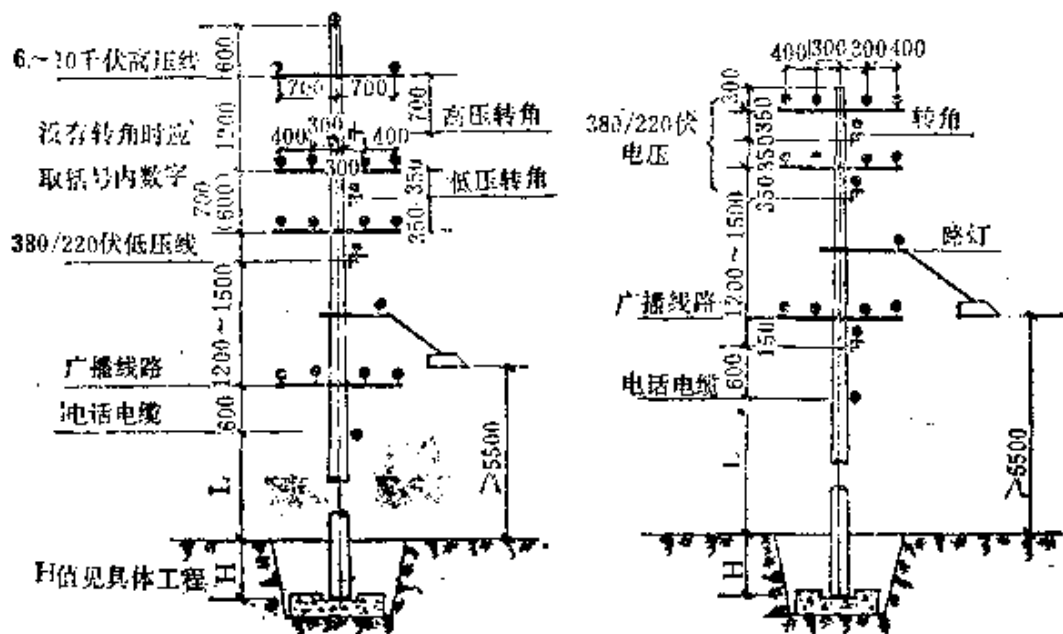
(2) 杆距 一般考虑30~40米。

(3) 沿厂区主要道路的杆高，力求一致，布置整齐。

(4) 没有特殊要求，动力、照明线路采用同杆架设。

(5) 每相负荷分配力求均衡，避免零线电流过大。

(三) 厂区电杆架设线路总装示意图 (图7-4-7)



最低一层线路对地面的 最小距离L (米)	线路种类	沿路平行	与道路交叉
	广播或电话电缆线路	3.60	5.0
	低压电力照明线路	5.0~6.0	6.0

图 7-4-7 厂区电杆架设线路总装示意图

十、电气照明

(一) 光源的选择

除化验室、办公室、变电所、冷冻间、机修间等采用荧光灯外，其余车间采用白炽灯。对露天广场，可采用高压水银荧光灯。

(二) 灯具的选择

荧光灯具选用YG1型；白炽灯具在车间者选用工厂灯 GC1配照型、GC3广照型、GC17圆球型，在走廊、门顶、雨棚者选用吸顶灯JXD3-1半扁罩型；对于临时检修、安装等工作照明，则选用GC30-B胶柄手提灯。

(三) 各车间单位面积安装功率

如表7-4-24所示。

表 7-4-24 啤酒厂各车间单位面积安装功率参考值 (瓦/米²)

序 号	车 间 名 称	白 炽 灯	荧 光 灯
1	啤 酒 间	6~10	
2	麦 芽 间	6~10	
3	冷 冻 间	10	4~5
4	锅 炉 间	8	
5	水 泵 房	4	
6	变 电 所	10	4~5
7	机 修 间	8~10	4~5
8	化 验 室	12	5
9	办 公 室	8	5~4
10	食 堂	5	2
11	宿 舍	4	2
12	走廊、楼梯	2	
13	仓 库	4	
14	木 工 间	11	4~5

(四) 照明系统

自变电所低压配电室的照明配电屏引出四回路照明干线，其中啤酒间一回，麦芽间一回，全厂辅助车间及其他建筑物一回；厂区路灯一回。

车间中设有XM-7型照明配电箱，可对灯具及导线进行控制和保护。照明电压原则上采用220伏，但在下列情况应设安全变压器，照明电压为36V或24V。

- (1) 低温潮湿的发酵间照明。
- (2) 检修安装时使用的移动照明。
- (3) 固定安装、操作人员易于接触的局部照明。
- (五) 照明负荷计算

$$P_{js} = K_x P_e$$

式中 P_{js} ——照明计算功率（千瓦）

K_x ——照明需要系数，见表7-4-25

P_e ——照明安装容量（千瓦）

表 7-4-25

照明需要系数 K_x 值

序 号	类 别	K_x
1	生产厂房	0.8~1.0
2	办 公 室	0.7~0.8
3	生活区（宿舍）	0.6~0.8
4	仓 库	0.5~0.7

十一、防雷及接地

（一）防雷保护的范

啤酒厂防雷保护范围有：

- (1) 变电所 主要保护变压器及配电装置。
- (2) 建筑物 因属第三类建筑，主要防止直击雷的雷害。
- (3) 厂区架空线路 主要防止高电位引入的雷害。
- (4) 烟囱 主要防止直击雷的雷害。

(二) 电气设备的接地

电气设备接地的目的是保证电气设备的正常运行以及工作人员的安全。

啤酒厂的变压器是采用三相四线制，中性点直接接地的供电系统，故全厂电气设备的接地按接零考虑。

啤酒厂各种接地电阻要求值如表4-7-26所示。

表 7-4-25 啤酒厂各种接地电阻要求值

序号	接 地 类 别	接地电阻 (欧)	备 注
1	变电所	4	防雷接地与电力设备接地连在一起时
2	建筑物防雷(直击雷)	30	
3	动力架空引入线(避雷器)	5	防雷接地、电力设备接地、重复接地连在一起时
4	架空引入线绝缘子铁脚	20—30	
5	烟囱防雷(直击雷)	30	
6	保护变电所的室外独立避雷针	25	
7	重复接地	10	

若将全厂防雷接地、电气设备接地，互相连在一起组成全厂统一接地装置时，其综合接地电阻应小于1欧。

第二节 供汽设计

一、概 述

蒸汽供应是啤酒厂动力供应的重要组成部分。啤酒生产过程

中糖化是消耗汽量较大的工序，约占全厂蒸汽消耗量的 $1/3 \sim 1/2$ 以上。糖化工段用汽主要是用于麦汁煮沸，它的耗汽量约占糖化工段总耗汽量的 $50 \sim 70\%$ 。其用汽特点是不均衡，忽高忽低，断断续续。其他用汽工段是啤酒巴氏杀菌、洗滤棉、洗瓶、酵母培养、洗生酒桶等工段。这些工段除酵母培养一般为每月用汽一次外，其余的是每日一次或每班一次。消耗的蒸汽量还随机械化装备程度和采用新技术设施情况的不同而不同。如洗瓶、巴氏杀菌有人工、半机械化，或全部机械化操作，其蒸汽消耗量各不相同。有些麦芽车间的麦芽干燥作业也使用蒸汽。因此，各工段蒸汽耗用量占全厂蒸汽消耗量的比例是在不断变化的。

啤酒生产过程对蒸汽品质的要求是：低压饱和蒸汽，一般蒸汽压力不超过 7 公斤/厘米²。为此，在选择锅炉及锅炉房布置时必须考虑以下几个因素：

(1) 现有生产规模和将来可能扩大的生产规模。啤酒厂一般都采取分期建成的方法，因此在选择锅炉时，也必须考虑分期建厂的规划。锅炉类型及容量系按热负荷大小，介质参数，燃料种类，发展情况等选定。对发展规模大而快的啤酒厂，宜考虑锅炉的容量大，而台数少。

(2) 锅炉的台数按所有运行锅炉在额定蒸发量工作时，能满足需用蒸汽最大负荷的原则选定。锅炉安装台数，一般不应少于两台，且以选用同一型号的锅炉为宜。锅炉总台数最多不宜超过 5 台（最好为 $2 \sim 4$ 台），这样不但便于管理，而且对合理利用建筑面积也是适宜的。

(3) 关于锅炉能力的选定，主要根据生产过程的热力平衡计算，但要考虑生产过程中的重叠因素和啤酒生产的季节因素，尽可能地作到在任何情况下都能有较高的负荷率。

(4) 由于啤酒工厂系连续性生产，必须保证不间断地供应生产部门所需要的蒸汽，但啤酒生产又具有淡旺季的特点，在生产淡季既要使锅炉能定期地维修和保养，又要考虑备用。因此，

在设计时应避免选用单台锅炉，以提高设备利用率和在生产繁忙季节，满足生产需要。

(5) 锅炉的给水必须满足所选用锅炉的规程要求，配置合乎水质标准的水处理设备。

(6) 现代工业锅炉房若不注意其排烟的处理，将会污染城市空气。因此锅炉烟气除尘工作是关系到产品质量，消除城市空气污染和保障人民健康的一件大事，锅炉房设计必须考虑锅炉的烟气除尘。

(7) 在负荷率低和用汽不稳定情况下，采用大水容积锅炉是比较适宜的。虽然这种锅炉热效率低，但在负荷骤然变化时，容易维持汽压的稳定。

二、锅炉设备

(一) 蒸汽锅炉的分类

现代锅炉的品种很多，要严格区分锅炉的种类是困难的。例如，就锅炉本体来说可以分为火管锅炉，水管锅炉和水、火管混合式锅炉。就燃烧方式来分，可以分为手工燃烧和机械化燃烧两种，而机械燃烧中又有链条炉，抛煤机炉，振动炉排锅炉，沸腾炉，煤粉炉和煤气炉等等。此外，还可以从别的角度来分类：

1. 按用途来分类

(1) 动力锅炉 所产生的蒸汽供汽轮机作动力，以带动发电机发电。它是工作参数（压力、温度）较高的蒸汽锅炉。

(2) 工业锅炉 所产生的蒸汽主要供应工艺加热用，多为中、小型锅炉。

(3) 取暖锅炉 所产生的蒸汽或热水供冬季取暖和一般生活上用，只生产低压蒸汽或热水。

2. 按蒸汽参数分类

(1) 低压锅炉 表压力在15大气压以下。

(2) 中压锅炉 表压力在15~60大气压之间。

(3) 高压锅炉 表压力在60大气压以上。

3. 按蒸汽量分类

(1) 小型锅炉 蒸发量在20吨/时以下。

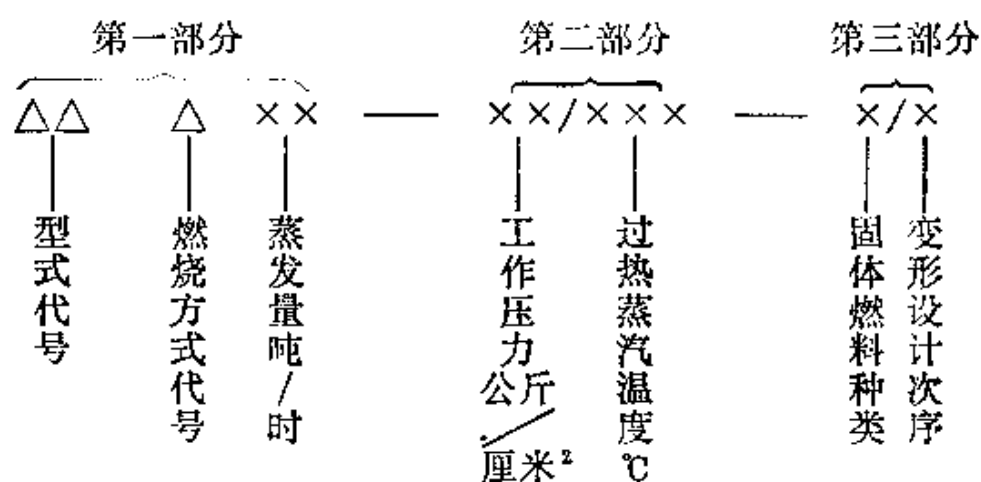
(2) 中型锅炉 蒸发量在20~75吨/时之间。

(3) 大型锅炉 蒸发量在75吨/时以上。

(二) 锅炉型号的说明

1. 型号意义

(1) 工业锅炉产品型号由三部分组成，各部分之间用短横线隔开



(2) 型号的第一部分为三段，第一段的二个汉语拼音字母代表锅炉本体型式；第二段用一个字母代表燃烧方式；第三段用阿拉伯数字表示蒸发量为若干吨/时（热水锅炉供热的单位是 10^4 千卡/时），以阿拉伯数字表示废热锅炉的受热面，单位为平方米。第一及第二段所用代号如表7-4-27，7-4-28所示。

(3) 型号的第二部分表示蒸汽参数，共分二段，中间用斜线分开，第一段用阿拉伯数字表示额定工作压力为若干表大气压；第二段用阿拉伯数字表示过热蒸汽的温度（℃）。

蒸汽温度为饱和温度时，型号的第二部分无第二段和斜线。

(4) 型号的第三部分由二段组成，中间以斜线分开。第一段以汉语拼音字母代表专用的固体燃料种类。大写汉语拼音字母H、L、P、W、Z分别代表褐煤、劣质烟煤、贫煤、无烟煤、

表 7-4-27

锅炉型式的汉语拼音字母代号

锅炉本体型式	代 号	锅炉本体形式	代 号
立式水管	LS(立,水)	分联箱横汽包 (CT)	FH(分,横)
立式横火管 (考克兰)	LH(立,水)	双横汽包 (K)	HH(横,横)
卧式双火筒 (兰开夏)	WS(卧,双)	双汽包纵置 (DKB)	SZ(双,纵)
卧式内燃	WN(卧,内)	双汽包横置 (D)	SH(双,横)
卧式外燃	WW(卧,外)	单汽包纵置	DZ(单,纵)
卧式快装	KZ(快,纵)	热水锅炉	RS(热水)
强制循环	QZ(强制)	废热锅炉	FR(废热)

表 7-4-28

燃烧方式的汉语拼音代号

燃 烧 方 式	代 号	燃 烧 方 式	代 号
固定炉排	G(固)	倒转炉排加抛煤机	D(倒)
活动手摇炉排	H(活)	煤 粉	F(粉)
链条炉排	L(链)	煤 气	Q(气)
抛 煤 机	P(抛)	燃 油	Y(油)
振动炉排	Z(振)	沸腾燃烧	T(腾)

甘蔗渣；第二段表示变形设计次序，用阿拉伯数字连续顺序编制。

所用固体燃料如为烟煤或同时可燃用几种燃料时，型号的第三部分无第一段及斜线。

按原设计制造的工业锅炉，型号的第三部分无第二段及斜线。

(5) 举例

① WNG1-8: 表示卧式内燃固定炉排, 1吨/时, 8个表大气压, 饱和温度, 适用多种燃料, 按原设计制造的锅炉。

② KZL4-13-1W: 表示卧式快装链条炉排, 4吨/时, 13个表大气压, 饱和温度, 适用无烟煤, 按原设计制造的锅炉。

③ SZY10-13/250-1: 表示双汽包纵置式燃油, 10吨/时, 13个表大气压, 250℃过热蒸汽温度, 按第一次变形设计制造的锅炉

2. 锅炉的基本规范

锅炉的基本规范一般是用锅炉的蒸发量, 蒸汽参数 (指锅炉主蒸汽阀出口处蒸汽的压力和温度) 以及给水温度来表示。

锅炉的用途很广, 型式很多, 因此, 规定必要的锅炉基本规范对产品标准化、通用化以及辅助设备的配套都是有利的。

根据国家标准GB753-65, 锅炉的规范应符合表7-4-29所列

表 7-4-29 锅炉规范国家标准 (GB753-65)

蒸发量 (吨/时)	出口蒸汽压力 (表大气压)								
	5	8	13			26		39	
	出口蒸汽温度 (℃)								
	饱和	饱和	饱和	(250)	300	350	饱和	400	450
0.05	△								
0.1	△								
0.2	△								
0.4		△							
0.7		△							
1		△	△				△	△	
1.5		△							
2		△	△	△	△		△	△	
3			△		△				
4			△	△	△		△	△	
6 (6.5)			△	△	△	(△)	△	△	
10			△	△	△	(△)	△	△	
20			△	△	△		△	△	△

注: 带括号的不推荐采用。

的规定。

(三) 燃料及燃烧方式

锅炉燃料可分为三大类：固体燃料、液体燃料和气体燃料。用于锅炉的固体燃料有无烟煤、烟煤、泥煤、可燃页岩等，另外也可用工农业生产的副产品，如锯末、种壳、蔗渣等。用于锅炉的液体燃料主要是重油，气体燃料是各种煤气。采用何种燃料对选择何种类型的锅炉有决定性的影响。目前国内的工业锅炉大部分仍以煤为燃料，随着我国石油工业的发展，燃油锅炉近几年来已有所增加。

燃煤锅炉又有层燃炉、半悬浮燃烧炉（风力抛煤锅炉）、悬浮燃烧炉（煤粉燃烧锅炉）、沸腾燃烧炉等。目前国内的工业锅炉大部分为层燃和半悬浮燃烧，技术也较成熟，至于中小型的煤粉锅炉和沸腾锅炉虽已有一些产品，但技术还有待提高。各种燃烧方式都各有不同的优缺点和适应性，选用时应根据具体情况分析确定。

在有重油供应的地方，采用燃油锅炉是比较合适的。

燃料及燃烧方式是选择锅炉类型的重要因素之一，设计选型时必须调查研究才能确定方案。

(四) 各种锅炉设备计算数据表

如表7-4-30、7-4-31、7-4-32、7-4-35所示。

(五) 年产5000吨啤酒厂锅炉设备规范表

如表7-4-33及表7-4-34所示。

三、锅炉房的设计及布置

(一) 设计的原始资料

设计的原始资料是设计新建、改建或扩建锅炉房不可少的基本资料。因此，在设计之前必须搜集有关的原始资料。

1. 新建锅炉房

(1) 热负荷资料

① 全厂各生产车间的蒸汽或热水的热负荷，包括小时最大

热负荷, 小时平均热负荷, 全年热负荷, 蒸汽或热水参数, 生产班次和热负荷特点 (如使用情况, 预热时间) 等。

- ② 生活用热负荷。
- ③ 采暖通风用的小时最大热负荷。
- ④ 蒸汽喷射制冷用的小时最大热负荷及其使用时间和使用情况。
- ⑤ 余热利用的最大和平均小时产汽量, 蒸汽参数等。
- ⑥ 工厂用热发展情况, 包括工厂是否要分期扩建, 热负荷增加情况。
- ⑦ 回水量。

(2) 煤质资料

- ① 产煤的地点, 矿井名称。
- ② 煤的元素分析: C^s 、 H^s 、 O^s 、 N^s 、 S^s 、 A^s 、 W^s %。
- ③ 煤的工业分析: 水分, 灰分, 挥发分, 固定碳, 硫分 %。
- ④ 煤的低位发热量。
- ⑤ 煤的粘结性及燃烧时结焦情况。
- ⑥ 灰的变形温度, 软化温度和液化温度。
- ⑦ 煤的可磨系数。
- ⑧ 煤的粒度。

煤质资料是选择锅炉型号, 确定运煤系统的重要依据, 可向煤炭管理部门索取, 一般由工厂基建部门提出。

(3) 燃料油资料 若锅炉房以燃料油为燃料, 则须搜集下列燃料油资料:

- ① 燃料油的产地。
- ② 燃料油的元素分析: C^s 、 H^s 、 O^s 、 N^s 、 S^s 、 A^s 、 W^s %。
- ③ 燃料油的性质指标: 粘度, 比重, 比热, 热焓, 凝点, 闪点, 导热系数, 发热量, 硫分, 灰分, 机械杂质和水分。当燃料油的元素分析不能获得时, 至少也应有其性质指标。

卧 式 锅 炉	名 称		卧式内燃链条锅炉	
	型 号		WNL2-13-3型	WNL4-13-3型
	主要 参数	蒸发量 (吨/时)	2	4
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	13	13
蒸汽温度 (℃)		194 (饱和)	194 (饱和)	
鼓 风 机	型 号	4-72-11型 No.3 2A左90°	4-72-11型 No.4A左90°	
	风压 (毫米水柱)	137~80	148	
	风量 (米 ³ /时)	1975~2540	6940	
	转速 (转/分)	2900	2900	
	电 机	JO ₂ -22-2 D ₂ /J ₂ 型 2.2千瓦	JO ₂ -41-2型 D ₂ /J ₂ 型 5.5千瓦	
引 风 机	型 号	Y9-47-1型 No.6右180°	Y9-47-1型 No.6A右180°	
	风压 (毫米水柱)	132	132	
	风量 (米 ³ /时)	8900	15490	
	转速 (转/分)	1450		
	电 机	JO ₂ -51-4型 7.5千瓦	JO ₂ -61-4型 13千瓦	
电 动 给 水 泵	型 号	1 $\frac{1}{2}$ GC-5型	1 $\frac{1}{2}$ GC-7型	
	压力 (公斤/厘米 ²)	16.1	16.1	

设备计算数据表

卧式快装振动炉排锅炉	卧式水火管振动炉排锅炉	双汽包纵置式锅炉
KZZ4-13型	SHZ2-13A型	SZL4-13型
4	2	4
13	13	13
194 (饱和)	194 (饱和)	饱和
4-62-1型No.4b右0°	4-72-11型No.3,6A	4-72-11°4A
263~137	165~109	185~148
3000~6720	2930~5408	5480~6940
2900	2900	
JO ₂ -42-2型 7.5千瓦	JO ₂ -31-2型 3千瓦	
		Y9-35-11No.8
140	165	104
12000	9000	11630
JO ₂ -52-2型 10千瓦	JO ₂ -41-2型 7.5千瓦	
1 $\frac{1}{2}$ GC-7型	1 $\frac{1}{2}$ GC-7型	1 $\frac{1}{2}$ GC-7
16.1	16.1	16.1

续表

卧 式 锅 炉	名 称		卧式内燃链条锅炉	
	型 号		WNL-2-13-3型	WNL4-13-3型
主 要 参 数	主要参数	蒸发量 (吨/时)	2	4
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	13	13
		蒸汽温度 (℃)	194 (饱和)	194 (饱和)
电 动 给 水 泵	电动给水泵	流量 (米 ³ /时)	6	6
		电 机	JO ₂ -42-2型 7.5千瓦	JO ₂ -42-2型 7.5千瓦
蒸 气 给 水 泵	蒸汽给水泵	型 号	2Q ₃ -9/17型	2Q ₃ -9/17型
		压力 (公斤/厘米 ²)	17.5	17.5
		流量 (米 ³ /时)	5~9	5~9
受热面积 (米 ²)			72.7	143.9
炉排面积 (米 ²)			2.48	4.44
锅炉效率 (%)			73~75	73~75
燃烧方式			链条炉排	链条炉排
适用燃料			烟 煤	烟 煤
锅炉安装后尺寸 (长×宽×高) (米)			5×2.4×3.6	5.1×3×3.9
锅炉金属重量 (吨)				
生 产 厂			天津锅炉修造厂	天津锅炉厂

卧式快装摆动炉排锅炉	卧式水火管摆动炉排锅炉	双汽包纵置式锅炉
KZZ4-13型	SHZ2-13A 型	SZL4-13型
4	2	4
13	13	13
194 (饱和)	194 (饱和)	饱 和
6	6	6
JO ₂ -42-2型 7.5千瓦	JO ₂ -42-2型 7.5千瓦	JO ₂ -42-2型 7.5千瓦
GB-3型	2QS型	QB-3型
16	17.5	17.5
3~6	3.2~4.8	3~6
118	70.5	109.3
5.28	3	4.45
	82	80
摆动炉排	摆动炉排	链条炉排
无烟煤	烟煤+无烟煤	烟 煤
	5.5×3.2×2.7	6.8×3.5×3.8
23		
福州锅炉厂	无锡锅炉厂	沈阳低压锅炉厂

表 7-4-31

卧式锅炉

卧式锅炉	名 称		卧式内燃固定炉排锅炉	
	型 号		KNG1-8-1 型	KNG1.5-8-1 型
	主要参数	蒸发量 (吨/时)	1	1.5
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	8	8
		蒸汽 温度 (°C)	174.5(饱和)	174.5(饱和)
鼓 风 机	型 号			
	风压 (毫米水柱)			
	风量 (米 ³ /时)			
	转速 (转/分)			
	电 动 机			
引 风 机	型 号		两炉通用 Y4-76-11型NO.4C	
	风压 (毫米水柱)		86~67	
	风量 (米 ³ /时)		2430~5265	
	转速 (转/分)		2700	
	电 动 机		JO ₂ -71-型 3千瓦	
电 动 给 水 泵	型 号			
	压力 (公斤/厘米 ²)			
	流量(米 ³ /时)			
	电 动 机			

设备计算数据表

卧式三回程水火管混合式快装锅炉				
KZG1-8型	KZG1.5-8型	KZG2-8型	KZG2-13型	KZL4-13型
1	1.5	2	2	4
8	8	8	13	13
174.5 (饱和)	174.5 (饱和)	174.5 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)
4-62-1型 No.3右0°	6-62-1型 No.3 ¹ / ₂ 右0°	4-62-1型 No.3 ¹ / ₂ 右0°	4-62-1型 No.3 ¹ / ₂ 右0°	4-62-1型 No.4右0°
65~124	90~171	108~90	108~190	263~137
2270~1430	3720~1620	4120~1900	4120~1900	3000~6720
2900	2900	2900	2900	2900
JO ₂ -21-2型 1.5千瓦	JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -24-2型 7.5千瓦
100	85	90	110	140
6500	7500	9000	9000	1200
JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -32-2型 4千瓦	JO ₂ -41-2型 5.5千瓦	JO ₂ -53-2型 10千瓦
1.5DB-0.7型	1.5DB-0.7型	1.5DB-0.7型		1 ¹ / ₂ GC-7型
10.5	10.5	10.5		16.1
2.4	2.4	2.4		6
JO ₂ -32-4型 3千瓦	JO ₂ -32-4型 3千瓦	JO ₂ -32-4型 3千瓦		JO ₂ -42-2型 7.5千瓦

续表

卧式锅炉	名 称		卧式内燃固定炉排锅炉	
	型 号		KNG1-8-1型	KNG1.5-8-1型
	主要参数	蒸发量 (吨/时)	1	1.5
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	8	8
蒸汽温度 (℃)		174.5(饱和)	174.5(饱和)	
蒸汽 给 水 泵	型 号			
	压力 (公斤/厘米 ²)			
	流量 (米 ³ /时)			
受热面积 (米 ²)			34	54
炉排面积 (米 ²)			1.2	1.62
锅炉效率 (%)				
燃烧方式			手工加煤	手工加煤
适应燃料			烟 煤	烟 煤
锅炉外形尺寸 (长×宽×高) (米)			4.3×2.5×2.2	4.9×2.7×2.3
烟囱 (直径×高度)			φ250×9000	φ250×9000
锅炉重量 (不包括炉水)			6200	8050
炉 水 重 量				
价 格			2300	2300
生 产 厂			武汉低压锅炉厂	武汉低压锅炉厂

卧式三回程水火管混合式快装锅炉

KZG1-8型	KZG1.5-8型	KZG2-8型	KZG2-13型	KZL4-13型
1	1.5	2	2	4
8	8	8	13	13
174.5(饱和)	174.5(饱和)	174.5(饱和)	194(饱和)	194(饱和)
注水器一只 Dg32	注水器一只 Dg40	注水器一只 Dg40	QB-3型2台	QB-3型
			16	16
			3~6	3~6
20	48.6	62	71.5	138
1.365	1.96	2.52	2.52	4.2
78	78	78	81	83
手工加煤	手工加煤	手工加煤	手工加煤	链条炉排
贫煤、烟煤	贫煤、烟煤	贫煤、烟煤	贫煤、烟煤	烟煤、劣质烟煤
4×2.4×2.5	4.3×2.7×3.7	4.6×2.7×3.8	4.8×2.7×3.8	6.4×4.5×4.7
φ280×9000	φ300×9000	φ300×9000	φ300×9000	φ400×9000
7830	9680	10600	11699	19273
2610	3410	4200	4260	7320
18000	20800	28000	28000	49000
上海工业锅炉厂	上海工业锅炉厂等	上海工业锅炉厂等	上海工业锅炉厂等	上海工业锅炉厂等

表 7-4-32

煤粉锅炉设

煤 粉 锅 炉	名 称		煤粉手烧两 用快装锅炉	双横汽包煤粉 锅 炉
	型 号		KZFH2-8-1型 DZF2-8-1型	SHF6.5-13型
	主 要 参 数	蒸发量 (吨/时)	2	6.5
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	8	13
		蒸汽温度(℃)	174.5 (饱和)	194 (饱和)
鼓 风 机	型 号		4-72-11型 No. 3.6A	9-35-1型 No. 10
	风压 (毫米水柱)		157	151
	风量 (米 ³ /时)		3638	15100
	转速 (转/分)		2900	730
	电 机		JO ₂ -31-2型 3千瓦	JO ₂ -71-8型 13千瓦
引 风 机	型 号		Y9-47-1型 No.6	Y9-47-1型 No.10
	风压 (毫米水柱)		132	150
	风量 (米 ³ /时)		8900	24600
	转速 (转/分)		1450	
	电 机		JO ₂ -51-4型 7.5千瓦	JO ₂ -72-8型 17千瓦
电 动 给 水 泵	型 号		1.5DB-0.9型	2GC-5×6
	压力 (公斤/厘米 ²)		10.6	19.2
	流量 (米 ³ /时)		3.11	10
	电 机		JO ₂ -41-4型 4千瓦	JO ₂ -71-8型 22千瓦

备计算数据表

双横汽包煤粉锅炉	双横汽包煤粉锅炉	半沸腾燃烧水管锅炉	双汽包横置式煤粉炉	
SZF10-13型	SHF20-13型	SHB ₄ -13型 (DGF ₄ -13型)	SHF2-13	SHF4-13
10	20	4	2	4
13	13	13	13	13
194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)
4-72-11型 No.8C右90°	9-35-11型 No.10D右90°	8-18-101型 No.10D左0°		
252	262	586~573		
17920	22750	7950~10000		
1600	960	1450		
JO ₂ -71-2型 22千瓦	JO ₂ -31-6型 30千瓦	JO ₂ -72-4型 30千瓦		
Y9-35-11型 No.15 ¹ / ₂ D右0°	Y9-35-11型 No.15 ¹ / ₂ D右0°	Y9-35-10型 No.12D左0°	Y4-70-11 “4”/4C	Y4-70-11 “60
205	143	222	115	115
32180	51200	24520	3740	6000
730	580	960		
JO ₂ -91-8型 40千瓦	JS115-10 45千瓦	JO ₂ -32-6型 40千瓦		
	2GB-5×5A	3GB-5×5B型	1 ¹ / ₂ GC-7	1 ¹ / ₂ GC-7
		15	16.1	16.1
		5	6	6

续表

煤粉锅炉	名 称		煤粉手烧两用快装锅炉	双横汽包煤粉锅 炉
	型 号		KZFH2-8-1型 DZF2-8-1型	SHF6.5-13型
	主要参数	蒸发量 (吨/时)	2	6.5
		工作压力 (公斤/厘米 ²)	8	13
		蒸汽温度 (℃)	174.5 (饱和)	194 (饱和)
蒸汽给水泵	型 号	2QS-4.8/17型	QB-4	
	压 力(公斤/厘米 ²)	17	17.5	
	流 量 (米 ³ /时)	3.2~4.8	5~11.5	
受热面积(米 ²)			54.72	101
炉排面积(米 ²)			1.8	4.32
锅炉效率 (%)			83.6	80
燃烧方式			煤粉或手工加煤	竖井煤粉
适应燃料			烟煤、无烟煤	贫煤、无烟煤、烟煤
锅炉外形尺寸 (长×宽×高)(米)			7.2×4.1×3.5	6.5×2.9×11.04
锅炉金属重量 (吨)			8.3	25.86
炉水重量 (吨)			7.7	
价 格				
生 产 厂				广州锅炉厂等

双横汽包煤粉锅炉	双横汽包煤粉锅炉	半沸腾燃烧水管锅炉	双汽包横置式煤粉炉	
SZF10-13型	SHF20-13型	SHB4-13型 (DGF4-13型)	SHF2-13	SHF4-13
10	20	4	2	4
13	13	13	13	13
194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)	194 (饱和)
	QB-7	2QS-6/17型	QB-3	QB-3
		17.5	17.5	17.5
		4~6	3~6	3~6
314	234.6	72	64.5	11.5
		0.885	3.03	5.13
79	87	70	70	70
煤粉	煤粉	半沸腾	竖井煤粉	竖井煤粉
烟煤	烟煤	烟煤	烟煤、贫煤	烟煤、贫煤
7×4.37×4.2	8.1×11.2×14	8.4×5.2×6.96	6.6×2.1×6.4	6.6×3.1×6.4
20.6		14.5	8.6	12.1
75000	15000	42000		
北京锅炉厂等	北京锅炉厂等	武汉低压锅炉厂	广州锅炉厂	
		附: 二次风机一台 8-18-101型 No.5A右90° 风压,536(毫米水柱) 风量,2250(米³/时) 转速,2900(转/分) 电机,JO₂-42-2 型 7.5千瓦	竖井磨煤机 φ520×330	

表 7-4-33

锅炉设备规范表

8	水 箱	4米 ³	台	1	自 制
7	压力式溶盐器	φ470	台	1	订 购
6	钠离子交换器	φ750×3000	台	2	订 购
5	水处理供给泵	1 $\frac{1}{2}$ GC-3 流量, 6米 ³ /时 扬程, 69	台	2	订购配电机 JO ₂ -32-2 4千瓦
4	旋 涡 泵	1×1.5DB0.7 流量, 2.4米 ³ /时 扬程, 105	台	1	随锅炉配套供应附电机 JO ₂ -32-4
3	电动入炉水泵	1 $\frac{1}{2}$ GC 流量, 6米 ³ /时 扬程, 160米	台	1	随锅炉配套供应附电机 JO ₂ -42-2 7.5千瓦
2	蒸汽入炉水泵	QB-3 流量, 3~6米 ³ /时 扬程, 175米	台	1	随锅炉配套供应
1	锅 炉	KZGZ-8 蒸发量, 2吨/时, 工作压力, 8公斤/厘米 ² 蒸汽温度, 饱和174.5℃	台	2	订 购
序号	名 称	规 范	单 位	数 量	备 注

表 7-4-34

锅炉设备规范表

12	落 灰 洞	φ200	台	2	自 制
11	双级蜗旋除尘器	配2吨/时快装锅炉	台	2	自 制
10	水 箱	4米 ³	台	1	自 制
9	压力式溶盐器	φ470	台	1	订 购
8	钠离子交换器	φ750×3000	台	2	订 购
7	水处理供给泵	1 $\frac{1}{2}$ GC-3 流量, 6米 ³ /时 扬程, 69米	台	2	订购配电机 JO ₂ -32-2 4千瓦
6	旋 涡 泵	1×1.5DB0.7 流量, 2.4米 ³ /时 扬程, 105米	台	1	随锅炉配套供应附电机 JO ₂ -32-4 3千瓦

续表

5	电动入炉水泵	$1\frac{1}{2}$ GC-7 流量: 6米 ³ /时 扬程: 160米	台	1	随锅炉配套供应附电机 JO ₂ -42-2 7.5千瓦
4	蒸汽入炉水泵	QB-3 流量: 3~6米 ³ /时 扬程: 175米	台	1	随锅炉配套供应
3	引风机	风量: 8840米 ³ /时 转速: 2100转/分 风压: 132毫米水柱 功率: 7.5千瓦	台	2	Y4-70-11 No6C左90° 电机 JO ₂ 42-2
2	鼓风机	4-62-1N3 $\frac{1}{2}$ 6017 风量: 1900~4120米 ³ /时 风压: 108~190毫米水柱	台	2	随锅炉配套供应附电机 JO ₂ 31-2 3千瓦
1	锅炉	KZG2-8 蒸发量: 2吨/时, 蒸汽温度饱和 工作压力: 8公斤/厘米 ² , 174.5℃	台	2	订购
序号	名称	规范	单位	数量	备注

(4) 水质资料 水质资料是设计锅炉房水处理系统时必需的资料, 详见本节锅炉水处理。

(5) 气象资料 气温, 气压及采暖期天数。

(6) 地质资料 地下水位, 地耐力及地震等级。

(7) 全厂总平面布置图, 地形图。

(8) 设备、材料资料 锅炉机组资料, 辅助设备资料, 材料资料。

(9) 其他有关资料 厂区交通情况, 供电及水情况, 卫生要求情况等。

2. 改建或扩建锅炉房

设计改建或扩建锅炉房往往比设计新建的更复杂，因为必须把现有情况摸清。除搜集上面所说的资料外，尚需搜集和弄清下列有关资料 and 情况：

(1) 原锅炉房内及库存设备的详细规格，型号，数量，制造厂，使用年限，主要尺寸，运行使用情况及存在问题等。

(2) 原锅炉房的施工图，包括工艺布置图，系统图，区域布置图等，并核实有关尺寸。如：①锅炉与主要附属设备和建筑物相互间的主要尺寸；②主要管道如蒸汽主管，给水母管及上水管的直径及位置；③锅炉房主要管道进出口处的地沟断面及标高；④给水箱及凝结水箱的位置和容积。

(3) 原锅炉房的建筑和结构资料

① 锅炉房的建筑平面图及立面图，核实外形尺寸，标高，门窗位置等。

② 锅炉房结构图纸，核实构筑物及设备基础有关尺寸。

③ 烟囱的结构、高度，上口内径、烟道与烟囱接口处的开口尺寸，掏灰方式以及烟道的结构及断面等。

(4) 运煤除灰系统的施工图，设备规格，使用情况。煤场及灰场的位置和容量等。

(5) 控制测量仪表系统的型号规格及使用情况等。

(6) 原锅炉房的运行记录，存在问题，事故分析等。

(7) 原锅炉房的人员组织，技术经济定额等。

(二) 热负荷的确定

在一般情况下，如有条件，应根据生产、生活、采暖通风等用汽量绘制全部供热范围内的热负荷曲线，以求得锅炉房的最大热负荷和平均热负荷。但实际上多用公式计算之。

1. 最大计算热负荷

根据生产、采暖通风、生活需要的热负荷，计算出锅炉的最大热负荷，作为确定锅炉房规模大小之用，称之为最大计算热负荷。

$$Q = K_0(K_1Q_1 + K_2Q_2 + K_3Q_3 + K_4Q_4) \text{ (吨/时)}$$

式中 Q ——最大计算热负荷 (吨/时)

K_0 ——管网热损失及锅炉房自由蒸汽系数

K_1 ——采暖热负荷同时使用系数

K_2 ——通风热负荷同时使用系数

K_3 ——生产热负荷同时使用系数

K_4 ——生活热负荷同时使用系数

Q_1 ——采暖最大热负荷 (吨/时)

Q_2 ——通风最大热负荷 (吨/时)

Q_3 ——生产最大热负荷 (吨/时)

Q_4 ——生活最大热负荷 (吨/时)

注意在计算时, 应将全厂热负荷作具体分析, 有时将几个车间的最大热负荷出现时间错开, 则其中一项可不予计入。总之, 计算热负荷时, 应根据全厂的热负荷资料, 分析研究, 精打细算, 避免盲目地层层加码, 造成锅炉房规模过大。

2. 平均计算热负荷

(1) 采暖平均热负荷

$$Q_{1'} = \Phi_1 Q_1 \text{ (吨/时)}$$

式中 $Q_{1'}$ ——采暖平均热负荷 (吨/时)

Φ_1 ——采暖系数, 采取0.5~0.7, 或按下列公式计算:

$$\Phi_1 = \frac{t_n - t_{pi}}{t_n - t_w}$$

式中 Φ ——采暖 (或通风) 系数, 指 Φ_1 , Φ_2

t_n ——采暖室内计算温度 (℃)

t_{pi} ——采暖期室外平均温度 (℃)

t_w ——采暖期采暖 (或通风) 室外计算温度 (℃)

(2) 通风平均热负荷

$$Q_{2'} = \Phi_2 Q_2 \text{ (吨/时)}$$

式中 $Q_{2'}$ ——通风平均热负荷 (吨/时)

Φ_2 ——通风系数，采取0.5~0.8或按下列公式计算：

$$\Phi_2 = \frac{t_n - t_{pi}}{t_n - t_w}$$

t_w 之值应以采暖期室外通风计算温度代入之。

(3) 生产平均热负荷，全厂的生产平均热负荷 Q_{pi}' 是将各车间平均热负荷相加而得。

(4) 生活平均热负荷，生活热负荷包括浴室、开水炉、厨房等用热，由有关专业如水道、暖通提交的生活热负荷，一般可视为最大小时热负荷，即最大班时集中在1小时内的热负荷。全厂生活平均热负荷可近似地按下式计算：

$$Q_{li}' = 1/8 \times Q_{li} \text{ (吨/时)}$$

式中 Q_{li}' ——生活平均热负荷 (吨/时)

(5) 锅炉房平均热负荷

$$Q_{bf}' = K_0 (Q_{pi}' + Q_{li}' + Q_{si}' + Q_{di}') \text{ (吨/时)}$$

式中 Q_{bf}' ——锅炉房平均热负荷 (吨/时)

3. 年热负荷

(1) 采暖年热负荷

$$D_1 = 24n_1 Q_{pi}' \text{ (吨/年)}$$

式中 D_1 ——采暖年热负荷 (吨/年)

24——按三班制计算的每昼夜采暖小时数，当一或二班制时，则分别以8，16代入，但 D_1 内尚需增加一部分空班时的保温用热负荷

n_1 ——采暖天数

(2) 通风年热负荷

$$D_2 = 8n_2 S Q_{pi}' \text{ (吨/年)}$$

式中 D_2 ——通风年热负荷 (吨/年)

8——每班工作小时数

n_2 ——通风天数，一般 $n_2 = n_1$

S——每昼夜工作班次数

(3) 生产年热负荷

$$D_3 = 8n_3SQ_4^{r,1} \text{ (吨/年)}$$

式中 D_3 ——生产年热负荷 (吨/年)

n_3 ——年工作天数, 采取306天

(4) 生活年热负荷

$$D_4 = 8n_4SQ_4^{r,1}$$

式中 D_4 ——生活年热负荷 (吨/年)

(5) 锅炉房年热负荷

$$D_0 = K_0(D_1 + D_2 + D_3 + D_4) \text{ (吨/年)}$$

式中 D_0 ——锅炉房年热负荷 (吨/年)

4. 锅炉房耗煤量

如略去排污部分热量不计, 则年耗煤量按下式计算 (燃料用重油时计算相同):

$$B_0 = \frac{(1.1 \sim 1.2) D_0 (i'' - i')}{Q_4^* \eta} \times 100 \text{ (吨/年)}$$

式中 B_0 ——锅炉房年耗煤量 (吨/年)

1.1~1.2——考虑运输上, 使用上不均衡损耗等因素的富裕系数

i'' ——蒸汽热焓 (千卡/公斤)

i' ——给水热焓 (千卡/公斤)

Q_4^* ——煤或重油的低位发热量 (千卡/公斤)

η ——锅炉热效率 (%)

锅炉房小时最大耗煤量为:

$$B = \frac{Q(i'' - i')}{Q_4^* \eta} \times 100 \text{ (吨/时)}$$

式中 B ——每小时最大耗煤量 (吨/时)

如为三班制工作, 则锅炉房在最冷月的昼夜耗煤量可近似的按下式估算:

$$B_1 = 20 B \text{ (吨/昼夜)}$$

式中 B_1 ——最冷月昼夜耗煤量 (吨/昼夜)

锅炉房最冷月的耗煤量为:

$$B_2 = 30 B_1 \text{ (吨/月)}$$

式中 B_2 ——最冷月耗煤量 (吨/月)

锅炉房年耗煤量和最冷月耗煤量是考虑总平面布置的必要资料, 昼夜耗煤量和小时最大耗煤量是设计机械化运煤的依据。

当 $Q_d^R = 5000 \sim 6000$ 千卡/公斤时, 可按每吨煤产生的蒸汽量来估算耗煤量。锅炉效率为 80% 时, 每吨煤可产生蒸汽 7~8.5 吨; 锅炉效率为 75% 时, 每吨煤可产生蒸汽 6~8 吨; 锅炉效率为 65% 时, 每吨煤可产生蒸汽 5.5~6.5 吨; 锅炉效率为 60% 时, 每吨煤可产生蒸汽 4.5~5.6 吨; 锅炉效率为 50% 时, 每吨煤可产生蒸汽 4~5 吨。

5. 锅炉房灰渣量

根据计算耗煤量的公式, 可以相应地计算灰渣量。

$$A_0 = B_0 \left(\frac{A^R}{100} + \frac{q_4 Q_d^R}{8100 \times 100} \right) \text{ (吨/年)}$$

$$A_1 = B_1 \left(\frac{A^R}{100} + \frac{q_4 Q_d^R}{8100 \times 100} \right) \text{ (吨/昼夜)}$$

$$A_2 = B_2 \left(\frac{A^R}{100} + \frac{q_4 Q_d^R}{8100 \times 100} \right) \text{ (吨/月)}$$

$$A = B \left(\frac{A^R}{100} + \frac{q_4 Q_d^R}{8100 \times 100} \right) \text{ (吨/时)}$$

式中 A_0, A_1, A_2, A ——灰渣的年, 昼夜, 月, 时产量
(吨/年, 吨/昼夜, 吨/月, 吨/时)

A^R ——燃料中灰分含量 (%)

q_4 ——未完全燃烧的损失 (%) (如表 7-4-36 所示)

当使用烟煤或无烟煤时, 灰渣产量也可以近似地按耗煤量的

表 7-4-36

不同燃烧方式的燃烧损失表

燃烧 方式	燃 烧 损 失 (%)							
	手烧炉	抛煤机 生产	链条炉	振动炉排	推动炉排	煤粉炉	沸腾炉	油炉
94	8~15	6~13	5~12	5~12	5~10	4~8	需要计算	0

25~30% 估算。

6. 工艺生产用汽量 详见工艺计算

(三) 锅炉房布置

1. 锅炉房位置的选择

选择锅炉房位置时，一般应考虑下列各因素：

(1) 力求靠近负荷中心，使送汽管道缩短。

(2) 在厂区和生活区常年主导风向的下风方向，以减少烟灰对环境的污染。

(3) 应便于燃料和灰渣的运输和存放，且应有足够的煤场、油库及灰场面积，以保证锅炉房的正常运行。

(4) 锅炉房位置应符合国家卫生标准，防火规定及安全规程中的有关规定。

(5) 锅炉房的朝向，应考虑有较好的自然通风和采光条件。

(6) 应便于给水、排水和供电，且有较好的地质条件。

(7) 要考虑将来的发展规划。

(8) 便于保卫工作。

总的说来，要同时满足所有的条件是困难的。因此必须根据具体情况，视各个条件的重要性，经综合分析比较后，作出最后结论。

2. 锅炉房布置

锅炉房的设计应力求布置合理、紧凑，符合经济、实用的原则，并应满足施工、维修与运行工作的安全与方便。一般应考

虑:

(1) 附属间应布置在锅炉房的固定端, 另一端留作发展扩建用。

(2) 尽量按工艺流程来配置辅助设备。

(3) 锅炉房地板面积超过 250米^2 时, 每层应有两个出口, 二层太平门应备防火梯, 通向室外的门应向外开。

(4) 锅炉房各层均应有楼梯直达操作地区。

(5) 在布置鼓风机、引风机和水泵时, 应尽量避免振动和噪声对操作人员和生产的影响。

(6) 烟管、烟道和烟囱的布置, 应尽量简短, 并使每一台锅炉所受的引力均衡, 一般应采用地上烟道。

(7) 锅炉间的操作层标高, 宜与附属间的楼面标高一致。

(8) 根据具体要求, 设备的选择和配置应考虑一次设计分期建设的可能性。

(9) 锅炉房的生活设施(如厕所、浴室等)应根据具体的情况考虑, 尽量节约投资。

3. 锅炉房设备布置的主要尺寸

锅炉房设备布置的主要尺寸、应符合下列要求:

(1) 锅炉最高操作地点上部净空 $\geq 2\text{米}$

锅筒、汽包和省煤器等部件的上部净空:

① 不需通行时 $\geq 0.7\text{米}$

② 锅炉房为砖木结构时 $\geq 3\text{米}$

(2) 锅炉房前端和燃烧室前端凸出部分到锅炉房前墙的距离 $\geq 4\text{米}$

对于在炉前需要操作的燃烧室到锅炉房前墙的距离
 $\geq \text{燃烧室总长} + 1.5\text{米以上}$ 。

当炉前有轻便铁轨时, 炉前至轻便铁轨中心的距离
 $\geq 4\text{米}$

(3) 由炉前至安装在炉前的风机、水泵、仪表箱和磅称等

设备的距离 ≥ 1.5 米

(4) 锅炉与锅炉侧墙之间或锅炉与锅炉房侧墙之间的距离

① 当不需在锅炉侧面进行操作时 ≥ 1 米

(锅炉凸出部分之间, 锅炉凸出部分与建筑物凸出部分之间以及扶梯、平台之间 ≥ 0.8 米)

② 当需要在锅炉侧面进行操作时

锅炉蒸发量 ≤ 4 吨/时 ≥ 1.5 米

锅炉蒸发量 ≥ 4 吨/时 ≥ 2.0 米

(5) 锅炉后墙与锅炉房后墙间的距离 ≥ 1 米

(6) 灰渣斗出渣门下部净空

① 人工出渣 ≥ 1.9 米

② 机械除渣 $\geq$ 灰车高度+0.5米

(7) 除灰室净宽 $\geq$ 灰车宽度+1.4米

附5000吨/年啤酒厂锅炉房布置图(图7-4-8, 图7-4-9)。

附5000吨/年啤酒厂锅炉房汽水流程图(7-4-10)。

(8) 过滤器和离子交换器前面的操作通道 ≥ 1.2 米

(9) 风机和水泵间的通道 ≥ 0.7 米

四、锅炉水处理设计

(一) 锅炉水处理过程

工业锅炉房的锅炉给水设计, 一般在取得工业锅炉的给水和炉水质量标准后, 就可根据工业用原水水质指标及凝结水回收量拟定给水处理方案。一般工业锅炉的水处理可分为炉外处理和炉内处理两大类。

炉外处理,

(1) 水的净化(预处理) 采用凝聚、沉淀与过滤等方式, 除去原水中的悬浮物和胶体状态杂质。

(2) 水的软化(软化处理) 采用离子交换软化与加药沉淀软化等方式, 以除去原水中溶解的钙、镁离子。

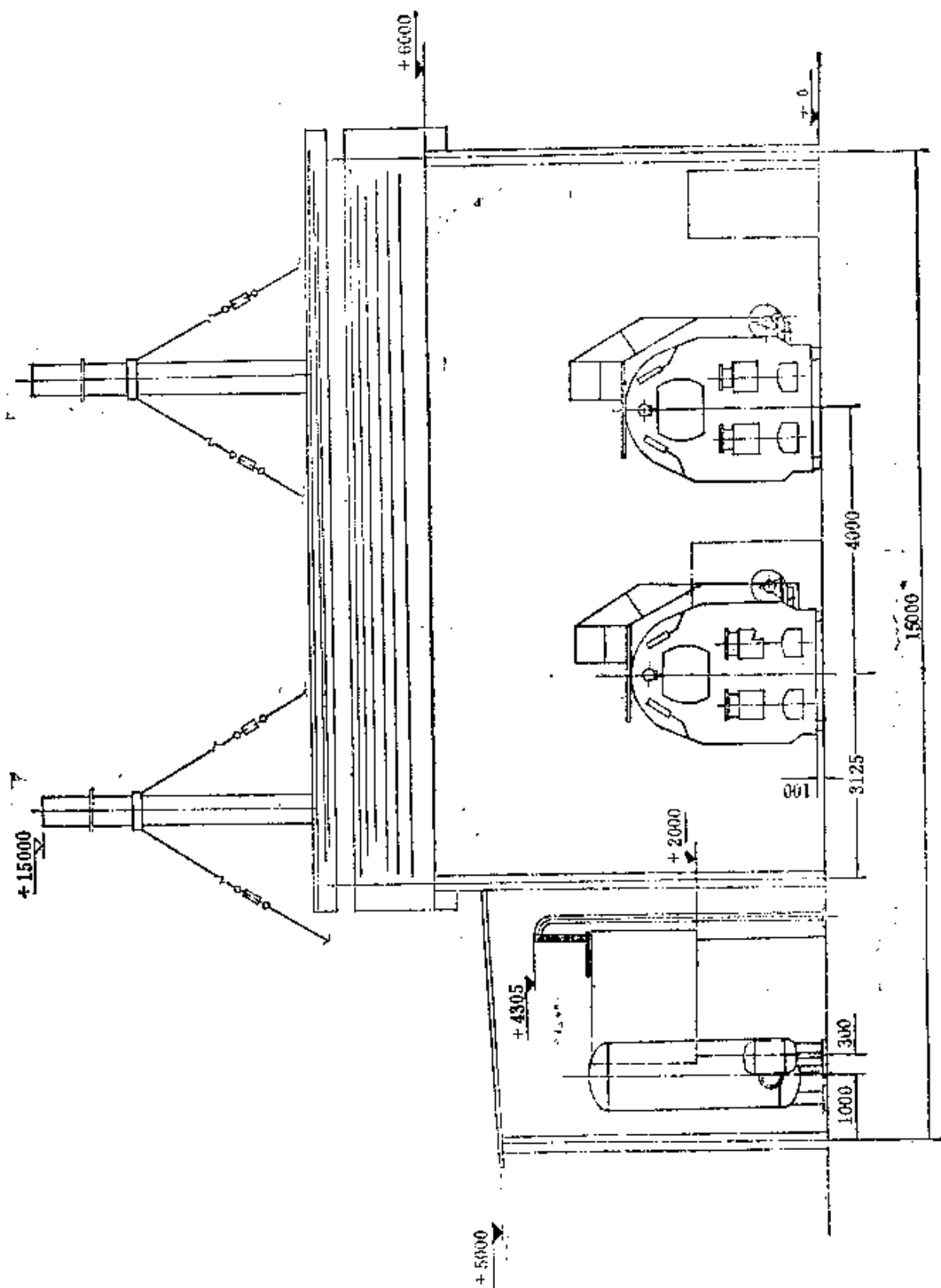


图 7-4-9 5000吨/年啤酒厂锅炉房立面布置图

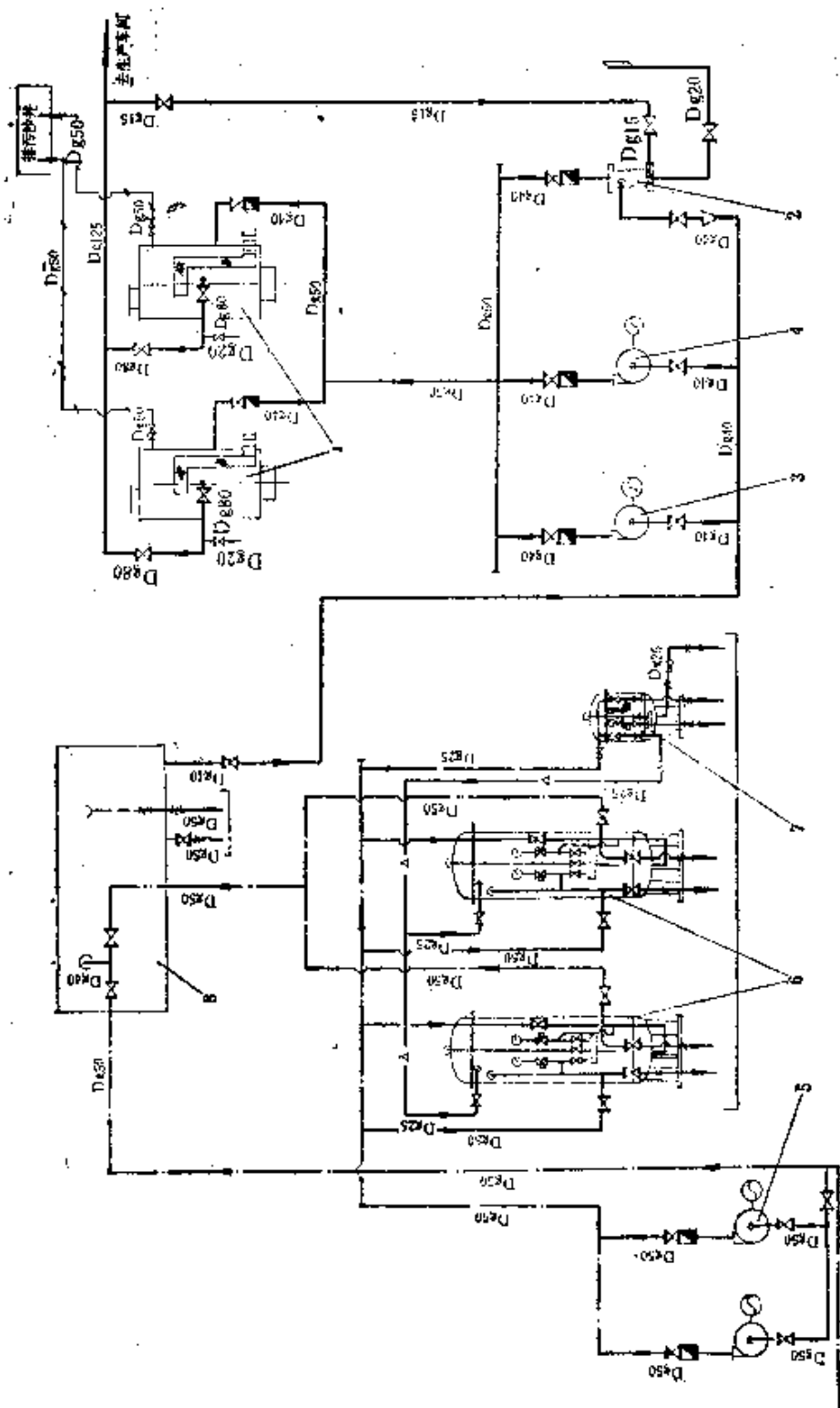


图 7-4-10 5000吨/年啤酒厂锅炉房汽水流程图

- 1—锅炉 2—蒸汽入炉水泵 3—电动入炉水泵 4—旋锅泵 5—水处理供给泵
6—钠离子交换器 7—压力式溶盐器 8—水箱

(3) 水的除氧(除氧处理) 采用热力除氧、解吸除氧、钢屑除氧等方式, 除掉溶解在水中的氧气。

炉内处理:

主要是炉内加药处理和排污。利用加入炉内的碱性药剂, 使炉水维持一定的碱度而使给水中所有结垢盐类由于和碱性药剂互起作用而转化成为污渣 $[\text{CaCO}_3, \text{Mg}(\text{OH})_2]$ 沉积出来。再借助锅炉排污, 将沉渣排出锅炉之外。目前采用较多的有石墨法、化学与热能综合软水法、水的磁场处理等。

根据以上要求, 水处理过程为:

原水 $\xrightarrow{\text{加入凝聚剂}}$ 沉淀池 $\rightarrow$ 过滤池(器) $\rightarrow$ 清水(硬水) $\rightarrow$ 软化器 $\rightarrow$ 软水 $\rightarrow$ 除氧器 $\rightarrow$ 合格水 $\rightarrow$ 入炉。

若原水是自来水或比较清浄的井水, 则原水的净化(预处理)可以取消。

(二) 水处理装置生产能力的确定

水处理装置的生产能力应根据下列损失和消耗量的补偿来决定:

(1) 锅炉房内部汽水损失约5%。

(2) 生产用汽损失量(即凝结水损失量)再加20%的富裕量。

(3) 锅炉排污损失(由连续排污膨胀分离出来并加以利用的二次蒸汽除外)。

(4) 热水供热管网循环水的漏损, 一般以热水供热网每小时最大用水量的2%计算。

(5) 热水供应网的水量消耗。

(6) 供给工厂其他用户的软化水量。

(7) 水处理装置自耗水量。

(三) 水处理系统的选择原则

水处理系统的选择, 基本上是根据原水的质量指标和给水、

炉水的标准，凝结水的回收量及锅炉排污率来确定的。在工业锅炉房中，对选择水处理系统有影响的原水质量指标主要是：原水中悬浮物的含量，水中总硬度的组成（即永久硬度和暂时硬度的数值），水中含盐量及其性质，水中含氧量。对于决定工业锅炉房水处理方案有影响的软水质量指标是：水的残余硬度，水的碱度及含盐量，水的残余含氧量及pH值等。

1. 水的净化处理选择

（1）工业用原水悬浮物含量不超过 25~30 毫克/升时不再进行澄清处理，这时离子交换器的上层100至200毫米就可以有效地起到机械过滤的作用。

（2）当原水在一年中悬浮物含量不超过 40~50 毫克/升，并且无需在水澄清的同时加入石灰处理的情况下，则水的澄清可以通过机械过滤器实现。

（3）当生水悬浮物最大含量不超过 300~400 毫克/升，且无需在水澄清的同时加入石灰时，则水的澄清可以采用加速澄清池或水力循环澄清池和机械过滤的系统。

（4）当原水中悬浮物的含量很大（超过 200 毫克/升），或者是在此情况下同时还要降低水的碱度，则水的澄清可以结合石灰水处理过程一起实现。

应该注意，石灰处理不宜应用于直流系统中，因为所装过滤材料、设备、管道等有被碳酸盐堵塞、结垢的可能，而且在这些东西上粘结的碳酸盐沉积物一般难于清除，所以石灰处理适宜于采用开启式设备的系统中，这样按时清除饱和器、水箱、沉淀器上的一些沉积物就比较简单。

2. 水的软化处理选择

（1）对于蒸发量较小的立式锅炉，一般宜用炉内水处理或其他简易水处理方法，如磁场水处理、石墨水处理等方法。

（2）对于炉外水处理一般是采用离子交换水处理。如水的总碱度不大，含盐量不高，锅炉排污量不超过经济排污量时，可

以采用阳离子（钠离子）交换水处理；对于硬度很大的水可以采用两级钠离子交换。

（3）对于暂硬较大，即总碱度较大的水，可以通过锅炉排污来控制炉水含盐量和碱度，使其符合炉水质量标准。但当锅炉排污量超过经济的排污量时，通常应该采取降低给水碱度的处理措施。

（4）对于含盐量较大的水，为了控制炉水含盐量，使之符合炉水质量标准，必须进行连续排污。当排污量超过经济排污量较大时，则给水处理中要采用除盐处理。

（5）当水中含氧量超过给水水质标准时，应该采取除氧措施。小型锅炉因对水质要求不高，为节省投资，可省去除氧。但对中压锅炉，其给水一定要进行除氧。目前对于蒸发量6.5吨/时及以上的工业锅炉较多采用大气式热力除氧。此外，在工业锅炉房中也有采用解吸除氧的。另外，化学除氧，电化学除氧亦在试用或试验中。

（四）选用或设计水处理设备

水处理系统的方案确定后，要选定（或设计）水处理系统中的装置（设备）。一般最好选用目前有关工厂成批生产的设备。目前可以订货供应的主要水处理设备有固定床离子交换器，包括钠离子、氢离子、阴阳树脂离子交换器等；单、双流机械过滤器；盐溶解器；排污膨胀器；大气热力除氧器及除氧水箱；喷雾除氧器；磷酸盐溶解器和加药器等。

如果选用的水处理装置，制造厂不能提供成套设备，则可以选择已有的非标准设备制造图或自行设计非标准设备制造图，自行制造配套。

（五）水处理间（室）的布置

水处理装置应靠近主要负荷。在通常情况下，水处理装置设置在锅炉房内。锅炉房应留出一定的位置考虑日后扩建需要。水处理室应布置在锅炉房的固定端。

（六）水处理设备的布置原则

（1）根据水处理系统的工艺流程来布置各个设备，使各个有关设备之间敷设的管道最短，也便于运行后的管理工作。

（2）在设备布置时应考虑到所有设备都能便利地进行安装、检修以及设备和配件的更换工作。

（3）机械过滤器的间距，离子交换器的间距不小于 $D + 700$ 毫米（ D 为离子交换器的外径）。

（4）盐溶解器的布置要靠近离子交换器。

（5）如需要布置反洗水箱时，为了保证必要的反洗强度，需要把反洗水箱布置于高位，与离子交换器放置层的位差应不小于7~8米。

（6）采用大气热力除氧时，一般除氧器水箱低水位与给水泵进水口的位差应不小于7~8米。当除氧器水箱与给水泵之间串联入大流量低压头的增压泵时，则可以将除氧器作低位布置。除氧水箱最低水位离给水泵入口位差2.5米左右即可正常运行。

增压水泵的规格：

型式：单级离心式

出力：与除氧器及锅炉给水泵出力相配合，出水压力 2.2 公斤/厘米²

转速：2900转/分

进水水头：2米

（7）一般对于不用大气除氧的锅炉房，上水压力低于2.5~3 公斤/厘米²。对于用大气除氧的锅炉房，上水压力低于 3.5~4 公斤/厘米²时，则需装置工业原水加压泵。有时上水压力已够用，为了防止可能发生的上水压力不足，可以设一台备用原水加压泵。

（8）锅炉给水泵通常与盐溶解器、阳离子交换器布置在同一房间内。

（七）锅炉排污

为了保持炉水标准，必须有计划地进行锅炉排污。锅炉排污的方法分为两种：

1. 连续排污

主要是排盐。应从炉内含盐浓度最大的地点放出炉水，以维持炉水标准。炉水的碱度及氯根等标准同样也可通过连续排污来控制。连续排污量的大小，应通过化验人员对炉水的分析来控制。例如发现炉水碱度过高，或含盐量（或氯根）过高时，应加大连续排污量。

一般工业锅炉房的连续排污量按炉水总碱度或含盐量来计算：

$$D_{\text{排}} = \frac{\alpha_y \alpha}{A - \alpha_y \alpha} \times D \quad (\text{吨/时})$$

式中 α_y ——给水含盐量（或碱度、硅酸盐）（毫克/升或毫克当量/升）

A ——炉水含盐量（或碱度、硅酸盐）（毫克/升或毫克当量/升）

α ——凝结水损失率（以小数表示）

D ——锅炉的蒸发量（吨/时）

$D_{\text{排}}$ ——排污水量（吨/时）

锅炉连续排污率应分别根据含盐量及碱度计算，并取其中数值较大者。

锅炉连续排污率：

$$P = \frac{\alpha_y \alpha}{A - \alpha_y \alpha} \times 100\%$$

2. 定期排污

主要是为了排除锅炉内泥垢等沉积物，故应于下锅筒下联箱等的最低部位定期排除沉积物，同时也可以排除盐分。定期排污，应按时进行，一般应在低负荷时进行。排污时间不能过长，一般每台锅炉每天排污次数不得少于2~3次，每次排污时间不超

过0.5~1分钟。

定期排污量的计算：

$$D_{定} = n d h l \text{ (米}^3\text{)}$$

式中 n ——上部汽鼓的数量

d ——汽鼓的直径 (米)

l ——汽鼓的长度 (米)

h ——水位计中水位高度的变化 (米)

一般可取, $h = 0.1$ 米

排污的容积计算：

$$V_{容} = \alpha D v t \text{ (米}^3\text{)}$$

式中 α ——以锅炉蒸发量的百分数 (0.035) 表示的排污量

D ——在两次排污之间锅炉的平均蒸发量 (吨/时)

v ——在排污时炉水的比容 (米³/吨)

t ——两次排污之间的时间间隔 (小时)

一般在运行时要求通过锅炉排污来保证炉水碱度和含盐量, 以达到水质标准规定的范围内。因此, 锅炉经济排污量是应该控制的指标, 凡超过经济排污量时, 给水处理要采取降低碱度和含盐量的措施。经济排污量的参考数据如下:

(1) 对于冷凝式和供热式火电站为1~3%。

(2) 对于化学补给水大于15~25%的工业火电站为5~7%。

(3) 对于工业锅炉房排污量为8~12%, 在没有采暖负荷时, 连续排污量可增至15%。

(八) 附表

表 7-4-37

水质分析项目表

1	悬浮物	毫克/升	14	钙离子(Ca ²⁺)	毫克/升
2	溶解固形物	毫克/升	15	镁离子(Mg ²⁺)	毫克/升
3	总硬度	毫克当量/升	16	钾离子(K ⁺)	毫克/升
4	非碳酸盐硬度	毫克当量/升	17	钠离子(Na ⁺)	毫克/升

续表

5	碳酸盐硬度	毫克当量/升	18	铁离子(Fe^{2+} 、 Fe^{3+})	毫克/升
6	钙硬度	毫克当量/升	19	铝离子(Al^{3+})	毫克/升
7	镁硬度	毫克当量/升	20	锰离子(Mn^{2+})	毫克/升
8	总碱度	毫克当量/升	21	硫酸根(SO_4^{2-})	毫克/升
9	含油量	毫克/升	22	碳酸根(CO_3^{2-})	毫克/升
10	pH值		23	重碳酸根(HCO_3^-)	毫克/升
11	溶解氧(O_2)	毫克/升	24	硝酸根(NO_3^-)	毫克/升
12	游离二氧化碳	毫克/升	25	氯根(Cl^-)	毫克/升
13	耗氧量	毫克/升	26	硅酸根(SiO_3^{2-})	毫克/升

注：其中1~12项是必须测定的项目，如水中含有较多的氨和硫化氢时也应分析其含量。

表 7-4-38

机械过滤器

项 目 名 称	φ1000 单流机械 过滤器	φ1500 单 流 过滤器	φ2000 单 流 过滤器	单 位
过滤器出力	3.9~7.85	8.8~17.5	15.7~31.4	吨/时
过滤器工作压力	6	6	6	公斤/厘米 ²
过滤器工作温度	5~30	5~30	5~30	℃
过滤速度	5~10	5~10	5~10	米/时
过滤器面积	0.785	1.75	3.14	米 ²
过滤材料直径	0.5~1(石英砂) 0.8~1.5(无烟煤)	0.5~1 0.8~1.5	0.5~1 0.8~1.5	毫米
过滤层高度	1200	1200	1200	毫米
过滤器内径	φ1000	φ1500	φ2000	毫米
过滤器总高度	2530	3423	3540	毫米
过滤器宽度	1458	1705	2080	毫米
支座周径φ	φ735	φ1500	φ1800	毫米
支座尺寸	160×125	200×160	250×200	毫米
生水进口直径	80	80	100	毫米
净水出口直径	80	80	100	毫米
反洗水进口直径	80	100	150	毫米
压缩空气进口直径	40	50	80	毫米
排水出口直径	80	80	100	毫米
污水出口直径	80	100	150	毫米

续表

项 目 名 称	φ1000 单流机械 过滤器	φ1500 单 流 过滤器	φ2000 单 流 过滤器	单 位
生水进口标高A	800	1055	1000	毫米
净水出口标高B	800	1055	1000	毫米
过滤材料排出口直径	150	150	150	毫米
设备重量	1244	1256	2437	公斤

表 7-4-39

钠离子交换器

项 目 名 称	钠 离 子 交 换 器 型 号						单 位
	KN- 500	KN- 750	KN- 1000	KN- 1500	KN- 2000	KN- 2500	
交换器工作压力	6	6	6	6	6	6	公斤/ 厘米 ²
交换器工作温度	30	30	30	30	30	30	℃
离子交换剂高度	1500	1500	2000	2500	2500	2500	毫米
交换器流速	5~20	5~20	5~20	5~20	5~20	5~20	米/时
交换器截面积	0.196	0.441	0.785	1.77	3.14	4.91	米 ²
交换剂颗粒直径	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1	0.5~1	毫米
交换器内直径D _g	φ500	φ750	φ1000	φ1500	φ2000	φ2500	毫米
交换器高度	3020	3225	3680	4675	4970	5330	毫米
交换剂厚度	1274	1236	1246	1748	1780	2042	毫米
生水进口标高A	800	800	800	1000	1000	1200	毫米
软水出口标高B	800	800	800	1000	1000	1200	毫米
还原液进口标高	1250	1250	3143	3997	4208	4383	毫米
支座中心距		φ785	φ1005	φ1500	1800	φ2000	毫米
支座尺寸		160×125	160×125	200×160	225×200	350×300	毫米
生水进口直径	50	50	50	100	125	150	毫米
软水出口直径	50	50	50	100	125	150	毫米
反洗水进口直径	50	50	50	100	125	150	毫米
还原液进口直径	15	25	40	50	50	80	毫米
排水出口直径	50	50	50	100	125	150	毫米
排污出口直径	50	50	50	100	125	150	毫米
交换剂水力排出口直径	1 1/2"	1 1/2"	100	100	100	100	毫米
塑料喷嘴数	26	50	44	84	136	208	只
设备重量	743	1231	1383	2515	4251	6360	公斤

表 7-4-40

钠离子交换器处理量

设备 出力 设备 型号	原 水 硬 度 (毫克当量/升)									单 位
	1.43	2.14	2.86	3.57	4.28	5	5.71	6.43	7.14	
KN—500	5.15	3.45	2.58	2.06	1.72	1.47	1.25	1.14	1.03	吨/时
KN—750	11.57	7.72	5.78	4.63	3.86	3.3	2.89	2.57	2.31	吨/时
KN—1000	27.5	18.35	13.75	11	9.17	7.96	6.83	6.12	5.5	吨/时
KN—1500	77.5	51.7	38.75	31	25.83	22.1	19.35	17.4	15.5	吨/时
KN—2000	137.5	91.7	68.8	55	45.8	39.2	34.4	30.5	27.5	吨/时
KN—2500	214.7	143.1	107.3	86.9	71.6	61.3	53.6	47.1	42.0	吨/时

表 7-4-41

压力式滤盐器

项 目 名 称	压 力 式 滤 盐 器			单 位
	φ500	φ670	φ1000	
滤盐器的容量	75	140	400	公斤
溶盐器工作压力	6	6	6	公斤/厘米 ²
工作温度	30	30	30	℃
过滤层高度	400	500	500	毫米
过滤层的粒子直径	0.5~1	0.5~1	0.5~1	毫米
滤盐器面积	0.196	0.216	0.785	米 ²
滤盐速度	5	5	5	米/时
滤盐器直径	φ500	φ670	φ1000	毫米
滤盐器高度	1691	1706	1893	毫米
滤盐器宽度	760		1155	毫米
水进口直径	25	50	80	毫米
盐液出口直径	25	50	80	毫米
排水直径	25	50	80	毫米
排污直径	25	50	80	毫米
设备重量	387	520	954	公斤

表 7-4-42

热力喷雾式除氧器

序 号	额定出力 (吨/时)	工作压力 (公斤/厘米 ²)	工作温度 (℃)	进水温度 (℃)	进水压力 (公斤/厘米 ²)	水箱有效容积 (米 ³)	设备重量 (公斤)
1	6	0.23	105	40	1.5~2.0	1.5	1100(包括水箱)
2	10	0.23	105	40	1.5~2.0	2.2	
3	20	0.23	105	40	1.5~2.0	5.0	
4	50	0.23	104	40	2.0	25	630.5
5	75	0.23	104	40	2.0	35	941.9

表 7-4-43

除氧器规格

序 号	总 高 度 (毫米)	除氧器头尺寸 (毫米×毫米)	水 箱 尺 寸 (毫米×毫米)	水箱座纵向尺寸 (毫米)	水箱座横向尺寸 (毫米)
1	2440	φ600×1100	φ1000×2800	1500	500
2	3050	φ670×1430	φ1200×3200	1800	600
3	3480	φ800×1600	φ1500×4000	1900	900
4	5282	φ1000×1750	φ2500×6810	3500	1500
5	5670	φ1200×2260	φ2500×9300	5000	1500

第三节 供 冷 设 计

一、概 述

供冷设计，是啤酒工厂设计一个重要组成部分。制冷设备的优劣，不但对啤酒厂生产和产品质量有直接影响，而且还关系到工厂投资、产品成本等。

供冷设计中的关键问题是：弄清楚啤酒厂冷负荷的性质，并进行准确的计算；选择合理的制冷装置型式及其相应的制冷设备。下面扼要地阐述这两个问题。

（一）啤酒厂的冷负荷

啤酒厂的冷耗主要有酿造车间冷却设备的耗冷，冷间的调温耗冷，麦芽车间发芽室空气调节耗冷。后两个方面，除季节性的影响外，基本是稳定的。而冷却设备的耗冷是变化的。

酿造车间冷却设备多，对冷媒温度要求不一，使用时间间歇，冷耗分配不均匀，忽高忽低，变化较大。

啤酒厂冷耗分配情况，以5000吨/年啤酒厂为例，麦芽车间发芽室空气调节冷耗占全厂冷负荷20~30%；酿造车间占全厂冷负荷70~80%，其中酿造车间冷却设备的冷负荷占车间总负荷的50~65%。

由此可知，冷却设备耗冷量最大，麦汁冷却器尤为突出。麦汁冷却时间要求短速，它是引起啤酒厂冷负荷变化的重要因素。而麦汁冷却器的负荷大小、间歇时间与糖化工序有关。一般来说，糖化设备的容量是决定麦汁冷却器冷负荷的重要因素，间歇时间随糖化次数而变化，糖化次数少，间歇时间长，糖化次数增加，间歇时间就缩短，冷负荷趋于连续、稳定。

设计中，如何从实际出发，正确处理啤酒厂的冷负荷问题是非常重要的。目前，国内一些啤酒厂根据实际情况，合理调度，

避免高峰负荷的叠加，节约了冷量，是值得注意的。此外，适当提高蓄冷能力，为合理调度创造条件，是设计中应当考虑的问题。

（二）制冷装置的几种类型

常用的制冷装置有三种类型：压缩式制冷装置，蒸汽喷射制冷装置，吸收式制冷装置。

1. 压缩式制冷装置

（1）活塞式压缩制冷设备 主要设备是活塞式制冷压缩机。常用制冷剂为氨(NH_3)，氟里昂(F-12、F-22)，这类设备用电动机带动。其特点是：

① 压力范围广，不随排气量而变，能适应比较宽广的冷量要求。

② 热效率较高，有较高的单位功率制冷量，单位电耗相对较少。

③ 无需耗用特殊钢材，加工比较容易，造价也较低廉。

④ 制造较有经验。

⑤ 装置系统比较简单，使用方便。

由于上述原因，活塞式压缩机广泛地应用于各种制冷场合，特别是中小制冷量场合，成为目前国内制冷压缩机中使用面最广、已成系列、批量生产的一种机型。

（2）离心式压缩制冷设备 主要设备为离心式压缩机。常用氟里昂作制冷剂，如蒸发温度 $5\sim-10^\circ\text{C}$ 时采用F-11、F-113；蒸发温度 $0\sim-30^\circ\text{C}$ 时采用F-114、 NH_3 。一般用电动机或蒸汽轮机驱动。离心式制冷机常与蒸发器、冷凝器组合为一体，设备紧凑，占地面积小，制冷量大(90万 $\sim$ 2400万千卡/小时)，在大型制冷装置中应用很广。如石油化工、大型建筑的大面积空气调节、大型冷库等。

（3）螺杆式压缩机 常用氟里昂(F-12、F-22)和氨作制冷剂。一般用电动机拖动。制冷量范围广。目前，国内正在试制过程中。

2. 蒸汽喷射制冷装置和吸收式制冷装置

目前国内产品不多，并多以水为制冷剂，冷冻水温较高。蒸汽喷射制冷的效率随冷冻水温度而变化，一般情况下，制取 10°C 以上的冷水较为经济。溴化锂-水型制冷机，我国近年来有较大的发展，实用上以制取 4°C 以上的冷冻水为主，在空气调节方面用得较多。啤酒行业尚未见使用。

目前，国内啤酒厂均采用以氨为制冷剂，活塞式制冷设备。本节中制冷设备的选择计算和设备布置，均对氨活塞式压缩制冷设备而言。表7-4-44是5000吨/年啤酒厂制冷装置的配备情况。

表 7-4-44 5000吨/年啤酒厂制冷装置的配备情况

啤酒厂名称		5000吨/年通用啤酒厂		
制冷装置	类型	活塞式压缩制冷		
	机装机容量	30万千瓦/小时		10万千瓦/小时
制冷系统	型式	混合式		
	供液方式	重力	氨泵	重力
冷间冷分配设备	冷却方式	间接	直接	
	发芽间空调			(卧式空调室) 冷水 $+5^{\circ}\text{C}$
	发 酵 间		立式冷风机	
	酵 母 间			
	贮 酒 间		吊顶式冷风机	
	滤 酒 间			
冷却设备用冷媒情况	麦汁冷却器	盐水 -8°C		
	冷 水 箱	盐水 -8°C		
	无菌水箱	盐水 -8°C		
	啤酒过冷却器	盐水 -8°C		
	啤酒急冷却器	盐水 -8°C 冷水 $+2^{\circ}\text{C}$		

随着我国工业的发展,啤酒工业必将向大型化、现代化的方向发展。离心式制冷设备和螺杆式制冷设备必将为啤酒工厂采用。

二、啤酒厂耗冷量的计算

(一) 室内外计算参数的确定

1. 啤酒厂冷间的温度和湿度要求 (表7-4-45)

表7-4-45 啤酒厂冷间的温度和湿度表

序号	冷间名称	室内温度 (°C)	室内湿度 (%)
1	麦芽间发芽室	地板式10~12	90~100
		箱式16~18	85~90
2	贮酒间	-1~1	85~75
3	发酵间	4~5	75~80
4	酵母间	4~5	75~80
5	滤酒间	-1~1	70~75
6	酒花库	≤5	60左右

2. 室外计算温度

计算夏季通过冷间或空调房间围护结构的传入热量时,一般可按《工业企业采暖通风和空气调节设计规范》采用。

3. 室外计算相对湿度

可按《工业企业采暖通风和空气调节设计规范》采用。

(二) 麦芽车间发芽室空气调节耗冷量计算

1. 热湿平衡及空气量的计算

发芽室空气调节的作用是调节麦层温湿度和发芽室的空气温湿度。空气调节设备把处理后的低温、接近饱和状态的空气送入发芽室(箱),以排除发芽期间产生的热量和二氧化碳,保持大麦的湿润状态,使发芽室(箱)在发芽期间处于热湿平衡状态,确保发芽正常进行。通风发芽的热湿平衡及空气量的计算如下:

(1) 热平衡

进入发芽室的热量:

投料时浸渍大麦带入热量:

$$Q_1 = G_1 C_1 t_1 / 24 \quad (\text{千卡/小时})$$

发芽过程中产生的热量:

$$Q_2 = 4179 \cdot S / 24 \quad (\text{千卡/小时})$$

送风热焓:

$$Q_3 = L I_0 \quad (\text{千卡/小时})$$

围护结构传热而引起的热量:

$$Q_4 = KF(t_w - t_a) \quad (\text{千卡/小时})$$

从发芽室排出的热量:

出料时绿麦芽带走的热量:

$$Q_5 = G_2 \cdot C_2 \cdot t_2 / 24 \quad (\text{千卡/小时})$$

回风及排风的热焓量:

$$Q_6 = I_a L \quad (\text{千卡/小时})$$

热平衡方程:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6$$

空气量为:

$$L = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_4 - Q_5}{I_a - I_0} \quad (\text{公斤/小时})$$

(2) 湿量平衡

进入发芽室的湿量:

工艺过程的散湿量:

$$W_1 = G_1 - G_2 - S / 24 \quad (\text{公斤/小时})$$

送风带入的水分:

$$W_2 = L d_0 \quad (\text{公斤/小时})$$

从发芽室带走的湿量:

$$W_3 = L d_B \quad (\text{公斤/小时})$$

湿量平衡方程:

$$W_1 + W_2 = W_3$$

$$\text{则: } L(d_s - d_n) = \frac{G_1 - G_2 - S}{24} \quad (\text{公斤/小时})$$

(3) 热湿比

$$\begin{aligned} \varepsilon &= \frac{L(I_n - I_s)}{L(d_s - d_n)} \\ &= \frac{Q_1 + Q_2 + Q_4 - Q_5}{G_1 - G_2 - S} \end{aligned}$$

以上各式中:

G_1 、 G_2 ——浸渍大麦和绿麦芽的重量 (一天的投料量和绿麦芽的出料量)

C_1 、 C_2 ——浸渍大麦和绿麦芽的比热 (千卡/公斤)

t_1 、 t_2 ——浸渍大麦和绿麦芽的温度 (°C)

t_w 、 t_s ——室外、室内计算温度 (°C)

I_n 、 I_s ——送风、排风状态下空气的热焓量 (千卡/公斤)

d_n 、 d_s ——送风、排风状态下空气的含湿量 (公斤/公斤)

S ——发芽过程中的干物质消耗量 (公斤)

4179——发芽过程中消耗 1 公斤干物质放出的热量 (千卡/公斤)

K ——传热系数

2. 空气处理过程

空气处理过程中, 状态变化情况如 I-d 图所示 (图 7-4-11、图 7-4-12)。

夏季, 室外新鲜空气 (图 7-4-11 W 点) 与发芽室回风 (B 点) 按一定混合比混合于 M 点。经通风机、管道送入喷淋室, 经低温水喷淋处理, 空气沿降湿直线 M'D 至 K 点。然后把空气送入发芽室, 吸热后空气沿过程方向 ε 到 B' 点, 经局部加湿后, 使发芽室维持一定的温湿度状态 (B 点)。

冬季 (见图 7-4-12), 室外新鲜空气和回风混合于 M 点, 经风

机送入淋水室，在淋水室绝热加湿后，沿ε的方向进入发芽室。

3. 耗冷量的计算

由空气处理过程曲线可知，处理空气的耗冷量为：

$$Q = L(I'_M - I_K) \quad (\text{千卡/小时})$$

$$\text{或 } Q = CW\Delta t_D = CW(t'_D - t''_D) \quad (\text{千卡/时})$$

式中 C——水的比热 (千卡/公斤)

W——喷淋用水量 (公斤/小时)

t'_D ——水的终温度 (°C)

t''_D ——水的初温度 (°C)

I'_M ——空气混合后的热焓量 (千卡/公斤)

I_K ——空气处理后的热焓量 (千卡/公斤)

(三) 啤酒酿造车间耗冷量的计算

啤酒酿造车间各工段的冷耗，主要有下面几方面：

(1) 围护结构传热而引起的耗冷量 Q_1 。

(2) 啤酒酿造过程消耗的冷量，包括专用设备的耗冷量 (Q_{2a}) 和工艺过程的耗冷量 (Q_{2b}) 两部分。

专用设备耗冷量包括麦汁冷却器、冷水箱、无菌水箱、啤酒过冷却器、后发酵缩短酒龄用的啤酒冷却器等冷耗。

工艺过程的耗冷量，即工艺生产过程中散发到冷间的热量，如贮酒间冷却由发酵间来的发酵液所消耗的冷量。

啤酒酿造过程消耗的冷量，一般由工艺计算确定。具体计算详见工艺计算部分。

(3) 冷间通风换气的耗冷量 Q_3 ，如发酵间排除二氧化碳所引起的耗冷量，操作工人通风换气所消耗的冷量等。

(4) 冷间经营操作的耗冷量 Q_4 包括电气照明、电动机发热量、冷间门扇开启、清洁卫生等所引起的耗冷量。

冷间冷分配设备总冷负荷，一般为该冷间负荷的总和：

$$Q_k = Q_1 + Q_{2b} + Q_3 + Q_4 \quad (\text{千卡/小时})$$

制冷机机器总负荷为：

$$Q_c = R(\sum Q_K + m \sum Q_{2a}) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 m ——设备负荷 Q_{2a} 的修正系数，它与啤酒厂糖化设备的容量，糖化次数以及管理水平有关。

R ——制冷装置管路等冷损耗，直接冷却系统 $R=1.07$ ；
盐水(冷水)冷却系统(间接) $R=1.12$ 。

1. 围护结构传热而引起的耗冷量

(1) 围护结构传热而引起的耗冷量 Q_1

通过围护结构的耗冷量，一般应进行详细的计算，计算时可参考有关设计手册，具体计算是后面的例题。

在进行初步设计时，由于缺乏资料而无法进行详细计算，可用下面方法进行简化的计算。

$$Q_1 = qV(t_w - t_n) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 V ——冷间的容积 (米³)

q ——建筑物的热指标 (千卡/米³·时·℃)

t_w ——冷间外空气计算温度 (℃)

t_n ——冷间空气计算温度 (℃)

建筑热指标值不仅与建筑物类型、大小有关，而且与建筑物所在地区等很多因素有关。啤酒厂冷间热指标值可参看表7-4-46。

(2) 围护结构的传热系数 K 值

表 7-4-46 啤酒厂冷间热指标值

冷间名称	建筑热指标 q (千卡/米 ³ ·时·℃)
发酵间	0.16~0.2
贮酒间	0.13~0.16
滤酒间	0.24~0.30
酵母间	0.16~0.20
酒花库	0.16~0.20
发芽室	0.40~0.50

冷间围护结构传热系数，一般可根据冷间内外温度差决定，见图7-4-13。

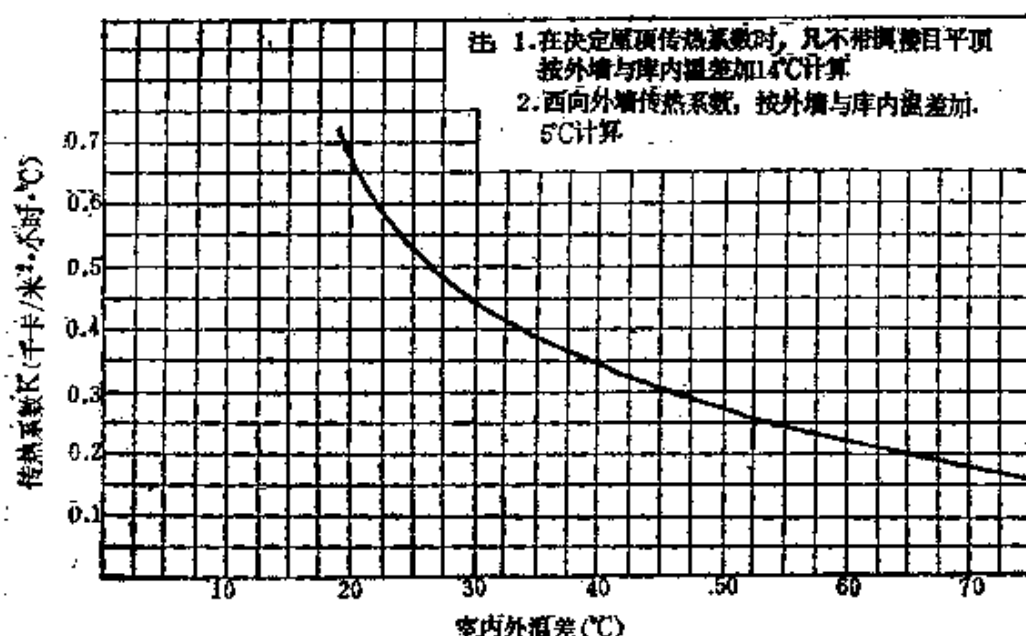


图 7-4-13 围护结构的传热系数K值图

2. 冷间通风换气的耗冷量

啤酒酿造车间通风换气的耗冷量有两部分：排除二氧化碳所引起的耗冷量和操作工人需要补充新鲜空气而引起的耗冷量。可按下列公式计算：

(1) 发酵间排除二氧化碳所引起的耗冷量

$$Q_{3a} = \frac{B}{C_1 - C_2} (I_w - I_n) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 B——发酵过程中产生的二氧化碳量 (公斤/小时)

C_1 ——发酵间二氧化碳最高允许浓度 (%)

C_2 ——送入空气的二氧化碳浓度 (%)

I_n 、 I_w ——室内、外空气的热焓量 (千卡/公斤)

(2) 冷间内操作工人需要的新鲜空气而引起的耗冷量

$$Q_{3b} = 20nY_n(I_w - I_n) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 20——每小时每个操作工人需要的空气量 (米³/小时)

n ——工人数

γ_n ——冷间内空气的比重 (公斤/米³)

3. 经营操作的耗冷量

经营操作的耗冷量包括下面四类:

(1) 照明耗冷量

$$Q_{4a} = q_a F \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 q_a ——冷间单位面积电照明的热能而引起的耗冷量, $q_a = 4 \sim 5$ 千卡/米²·小时

F ——冷间面积 (米²)

(2) 电动机运转耗冷量

$$Q_{4b} = 860N \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 W ——电动机安装容量 (千瓦)

(3) 开门耗冷量

$$Q_{4c} = q_c \cdot F \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 q_c ——每米²地板面积, 每小时由开门所引起的耗冷量(千卡/米²·时), 详见表7-4-47。

表 7-4-47 冷间单位面积开门耗冷量

序号	冷间名称	q_c 千卡/米 ² ·小时		
		<50米 ²	50~150米 ²	>150米 ²
1	发酵间、酵母间	12	6	5
2	贮酒间、酒花库	8	4	3
3	滤酒间	16	8	6
4	装桶间	40	20	10

(4) 冷间操作工人耗冷量

$$Q_{4d} = q_d n \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 q_d ——每个操作工人工作时, 单位时间内产生的热量(见表7-4-48)。

表 7-4-48

冷间操作工人耗冷量

序号	冷间温度 (°C)	每人所产生的热量 q_d (千卡/小时·人)
1	+10	185
2	+4	215
3	0	240
4	-7	265

n ——冷间内同期操作的人数

(四) 5000吨/年啤酒厂酿造车间耗冷量的计算

1. 设计资料

(1) 啤酒酿造车间温湿要求(见表7-4-45)。

(2) 啤酒酿造车间各工段的操作工人数及设备的电动安装容量如表7-4-49所示。

表 7-4-49

冷间操作人数及电动安装容量

冷间名称	操作工人数	电动安装容量 (千瓦)
发酵间	2	4.5
贮酒间	2	
滤酒间	3	
酵母间	1	
醒花库	1	

(3) 气象资料可查阅《工业企业采暖通风和空气调节设计规范》(济南地区), $t_w=31^\circ\text{C}$ 。

(4) 水文地质资料

最大冻土深度: 46厘米

深井水温: 18°C

(5) 总平面布置图及有关土建图纸。

2. 啤酒酿造车间耗冷量的计算

(1) 围护结构传热而引起的耗冷量

(2) 墙面、中间层的楼板及屋顶的传热量:

$$q_d = KF(t_w - t_n)n \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 t_w ——室外计算温度(℃)

t_n ——室内计算温度(℃)

n ——温度附加值

(3) 太阳辐射热量

$$q_y = KF\Delta t_y \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 Δt_y ——辐射当量温差(℃)

(4) 地墙的传热量

$$q_d = \sum K_{df}F(t_w - t_n)m \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 $m = 1$ 地墙不保温。

(5) 围护结构的传热系数K值:

外墙 $K = 0.3$ 千卡/米²·小时·℃

内墙(两冷间之间)

$K = 1.34$ 千卡/米²·小时·℃

层间楼板(上下层为冷间)

$K = 1.95$ 千卡/米²·小时·℃

屋顶 $K = 0.25$ 千卡/米²·小时·℃

以上三项计算结果如表7-4-50所示。

3. 冷间通风换气的耗冷量

(1) 冷间内操作工人所需新鲜空气量而引起的耗冷量(如表7-4-51所示)

$$Q_{sb} = 20n\gamma_n(l_w - l_n) \quad (\text{千卡/小时})$$

(2) 排除发酵间二氧化碳所引起的耗冷量

$$Q_{sa} = \frac{B}{C_1 - C_2} (l_w - l_n) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 B ——发酵间每小时平均产生的二氧化碳量(公斤/小时)

表 7-4-50

啤酒酿造车间耗冷量表

房间名称	方向	围护结构名称	围护结构尺寸 (毫米)	围护结构面积 (米 ²)	传热系数 K(千卡/米 ² · ℃·时)	室外计算温度 t_w (℃)	室内计算温度 t_n (℃)	计算温差 Δt (℃)	温度修正系数 α	辐射当量温差 Δt_r	耗冷量 $Q=KF\Delta t_n$ (千卡/小时)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	S	南墙	16800×8700	146	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 146 \times 26 = 1140$
	N	北墙	16800×8700	146	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 146 \times 26 = 1140$
发酵间	W	西墙	19600×8700	171	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 171 \times 26 = 1340$
		屋顶	19600×16800	330	0.25	31	5	26	1.0		$0.25 \times 330 \times 26 = 2140$
		太阳辐射热									
	W	西墙	19600×8700	171	0.3	—	5	—		3.9	$0.3 \times 171 \times 3.9 = 200$
		屋顶	19600×16800	330	0.25	—	5	—		9.3	$0.25 \times 330 \times 9.3 = 770$
										合计	6740
	N	北墙	8800×8700	76.5	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 76.5 \times 26 = 600$
	E	东墙	19600×8700	171	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 171 \times 26 = 1340$
	S	南墙	8800×8700	76.5	0.3	31	5	26	1.0		$0.3 \times 76.5 \times 26 = 600$

续表

房间名称	方向	围护结构名称	围护结构尺寸 (毫米)	围护结构面积 (米 ²)	传热系数K(千卡/米 ² ·时·℃)	室外计算温度t _w (℃)	室内计算温度t _i (℃)	计算温差(℃)	温度附加值n	温度附加当量温差Δt _y	耗冷量 Q=KFΔt _y (千卡/小时)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
发酵间		屋顶	19600×8800	174	0.25	31	26	26	1.0		0.25×174×26=1130
		太阳辐射热									
	E	东墙	19600×8700	171	0.3	—	—	—		3.3	0.3×171×3.3=200
		屋顶	19600×8800	174	0.25	—	—	—		9.3	0.25×174×9.3=410
											合计 4280
	S	南墙	25600×7000	179	0.3	31	0	31	0.7	—	0.3×179×31×0.7=1120
	N	北墙	25600×7000	179	0.3	31	0	31	1.0	—	0.3×179×31=1600
	E	东墙	19600×7000	137	0.3	31	0	31	1.0	—	0.3×137×31=1280
贮酒间	W	西墙 I	19600×4000	78.5	1.34	0	0	0		—	
	W	西墙 II	19600×3000	59	0.3	31	0	31	1.0	—	0.3×59×31=550
		楼板	25600×19600	503	1.95	5	0	5	1.0		1.95×503×5=4900

续表

房间名称	方向	围护结构名称	围护结构尺寸 (毫米)	围护结构 构面积 (米 ²)	传热系数 (千卡/米 ² · 时·℃)	室外计算 温度 t_w (℃)	室内计算 温度 t_n (℃)	计算 温差 Δt (℃)	温度界限 加值 n	辐射当 量温差 Δt_r	耗冷量 $Q = KF\Delta t_a$ (千卡/小时)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
		地坪	2500×19600	503	$\Sigma Kd_t F = (20.5 + 0.78 \times (18 - 10)) \times 231$ $= 53.43$						$53.43 \times 31 = 1669$
		辐射热									
	N	北墙	23600×7000	179	0.3	—	0	—		2.1	$0.3 \times 179 \times 2.1 = 1150$
											合计 12320
	N	北墙	6800×5000	34	0.3	31	0	31	1.0	—	$0.3 \times 34 \times 31 = 316$
	S	南墙	6800×5000	34	0.3	31	0	31	0.7	—	$0.3 \times 34 \times 31 \times 0.7 = 222$
	W	西墙	19600×5000	99	0.3	31	0	31	0.7	—	$0.3 \times 99 \times 31 \times 0.7 = 645$
总酒间		地坪	6800×19600	134		31	0	31		—	$33.5 \times 31 = 1040 \Delta$
		屋顶	6800×19600	134	0.25	31	0	31	1.0	—	$0.25 \times 134 \times 31 = 1040$
		辐射热									

续表

房间名称	方向	围护结构名称	围护结构尺寸(毫米)	围护结构面积(米 ²)	传热系数K(千卡/米 ² ·时·℃)	室外计算温度t _w (℃)	室内计算温度t _n (℃)	计算温差Δt(℃)	温度附加当量值n	辐射当量温差Δt _r	耗冷量Q=KFΔt ₀ (千卡/小时)
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
		屋顶	6800×19600	134	0.25					9.3	0.25×134×9.3=312
		北墙	6800×5000	34	0.3					2.1	0.3×34×2.1=21.4
											合计 333.4
荷花岸	E	东墙	6800×5000	20.4	0.3	31	26	5	1.0	—	0.3×20.4×26=160
	S	南墙	3800×5000	26.4	0.3	31	26	5	1.0	—	0.3×26.4×26=205
		屋顶	6800×8800	60	0.25	31	26	5	1.0	—	0.25×60×26=390
		辐射热									
	E	东墙	6800×3000	20.4	0.3					3.3	0.3×20.4×3.3=21
		屋顶	6800×8800	60	0.25					9.3	0.25×60×9.3=140
											合计 920

表 7-4-51

冷间通风换气耗冷量

序号	冷间名称	操作工人数 (n)	焓 差 ΔI (千卡/公斤)	γ_a (公斤/米 ³)	Q_{tb} (千卡/小时)
1	发酵间	2	16.22	1.27	825
2	贮酒间	2	18.43	1.29	950
3	滤酒间	3	18.43	1.20	1430
4	磨碎间	1	16.22	1.27	413
-	酒花库	1	16.22	1.27	413

按工艺计算,在整个发酵期(10天)内,1米³发酵液所产生的二氧化碳量为31.7公斤,对年产5000吨啤酒厂来说,发酵间共24个池,实际产生二氧化碳的池应为18个(扣除进料、下料6个),每池的容量为8米³,所以发酵间平均每小时的二氧化碳产生量为:

$$B = 31.7 \times 8 \times 18 / 10 \times 24 = 19 \text{ (公斤/小时)}$$

C_1 ——作业区二氧化碳的最高允许浓度, ($C_1 = 0.02$ 公斤/米³)。

C_2 ——居住区大气二氧化碳的浓度($C_2 = 0.15$ 毫米/米³)。

$$\therefore Q_{s_1} = \frac{19.0}{0.02} (20 - 3.78) = 15400 \text{ 千卡/小时}$$

4. 经营操作耗冷量

(1) 照明和门扇开启的耗冷量(见表7-4-52)

(2) 电动机运转发热量

滤酒间电机安装容量4.5千瓦

$$Q_b = 860 \times 4.5 = 3870 \text{ (千卡/小时)}$$

(3) 冷间操作工人的发热量

如表7-4-53所示。

5. 设备及工艺生产过程的耗冷量

(1) 设备耗冷量 (按工艺计算) Q_{21} (如表7-4-54所示)

表 7-4-52 经营操作耗冷量

冷间名称	冷间面积 (米 ²)	q_a (千卡/米 ² ·小时)	q_c (千卡/米 ² ·小时)	$Q_{ac}=F(q_a+q_c)$ (千卡/小时)
发酵间	330	4	5	2970
贮酒间	103	4	3	3520
滤酒间	134	4	8	1610
酵母间	174	4	6	1740
酒花库	60	4	8	720

表 7-4-53 冷间操作工人发热量

冷间名称	操作工人数(n)	$Q_d=q_d \times n$ (千卡/小时)
发酵间	2	$215 \times 2 = 430$
贮酒间	2	$240 \times 2 = 480$
滤酒间	3	$240 \times 3 = 720$
酵母间	1	215
酒花库	1	215

表 7-4-54 设备耗冷量

序号	设备名称	冷媒	温度 (℃)	耗冷量 (千卡/小时)	备 注
1	麦汁冷却器	盐水 冷水	-8 2	165,000	糖化一次冷却时间 1小时
2	冷水箱	盐水	-8	13,690	
3	无菌水箱	盐水	-8	5,300	
4	啤酒过冷却器	盐水	-8	7,650	
5	啤酒急冷却器	盐水	-8	42,000	(缩短酒龄用)

(2) 工艺生产过程的耗冷量

① 冷却从发酵间到贮酒间的发酵液所消耗的冷量:

$$\frac{3 \times 7809(6-1) \times 0.9}{5 \times 24} = 590 \text{ (千卡/小时)}$$

② 贮酒间啤酒后期发酵产生的发酵热量: 在贮酒期间, 1 立方米啤酒平均产生的发酵热量为 1780 千卡。贮酒期按 30 天计, 则发酵热为:

$$\frac{435 \times 1780}{30 \times 24} = 1080 \text{ (千卡/小时)}$$

6. 耗冷量汇总表 (见表 7-4-55)

表 7-4-55 耗冷量汇总表

序号	冷间名称	建筑围护结构 传热量 Q_1 (千卡/小时)	通风换气耗冷 量 Q_2 (千卡/小时)	经营操作耗冷 量 Q_3 (千卡/小时)	工艺生产过程 耗冷量 Q_{2+3} (千卡/小时)
1	发酵间	6730	16225	3400	
2	贮酒间	12220	950	4000	1670
3	滤酒间	3597	1450	6200	
4	酵母间	4280	413	1960	
5	酒花库	920	413	935	

7. 冷分配设备负荷及制冷机机器负荷

(1) 冷分配设备负荷, 根据上列计算列成下表:

表 7-4-56

冷分配设备负荷表

序号	冷间及设备 名 称	供冷设备形式及负荷			备注
		冷却方式	冷负荷 (千卡/小时)	冷分配设备 形 式	
1	发酵间	直接蒸发	26,360	立式冷风机	集中式
2	贮酒间	直接蒸发	18,840	吊顶式冷风机	
3	滤酒间	直接蒸发	11,230	吊顶式冷风机	
4	酵母间	直接蒸发	6,650	立式冷风机	集中式
5	酒花库	直接蒸发	2,270	立式冷风机	集中式
6	麦汁冷却器	盐水-8℃, 冷水2℃	165,000	—	
7	冷水箱	盐水-8℃	13,690	—	
8	啤酒过冷却器	盐水-8℃	7650	—	
9	啤酒急冷却器	盐水-8℃	42,000	—	
10	无菌水箱	盐水-8℃	5300	—	

(2) 制冷机机器总负荷

$$Q_1 = R(\sum Q_k + m \cdot \sum Q_{2s})$$

式中 m 采用 0.8, $R = 1.12$

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= [(26360 + 18840 + 11230 + 6650 + 2270) \\
 &\quad + 0.8(165,000 + 13690 + 7650 + 42,000 \\
 &\quad + 5300)] \times 1.12 \\
 &= 284,000 \text{ (千卡/小时)}
 \end{aligned}$$

三、氨制冷压缩机及辅助设备的选择计算

(一) 氨制冷压缩机

(1) 活塞式单级制冷压缩机的工作条件应符合产品的性能。在一般情况下应满足下列条件:

$$\text{最大压力比 (压缩比)} \quad P_c/P_s < 8$$

活塞最大压力差	$P_e - P_s < 14 \text{ 公斤/厘米}^2$
冷凝温度	$t_1 \leq 40^\circ\text{C}$
蒸发温度	$-30^\circ\text{C} \leq t_2 \leq 5^\circ\text{C}$
排气温度	$t_p \leq 145^\circ\text{C}$

(2) 氨制冷压缩机标准工况及空调工况的规定如表7-4-57所示。

表 7-4-57 氨制冷压缩机标准工况及空调工况表

工 况	温 度 蒸发温度 ($^\circ\text{C}$)	吸气温度 ($^\circ\text{C}$)	冷凝温度 ($^\circ\text{C}$)	过冷温度 ($^\circ\text{C}$)
标准工况	-15	-10	+30	+25
空调工况	+5	+10	+40	+35

当已知压缩机的标准制冷量 Q_0 时,设计工况下的制冷量 Q_d ,可由下式计算:

$$Q_d = K_1 Q_0 \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 K_1 ——换算系数,可由表7-4-58查得

(3) 制冷剂要求采用纯度为99.8%的工业用氨,氨热力性质见表7-4-59,氨压-焓图见图7-4-14。

表 7-4-58

单级氨压缩机工作工况与

蒸发温度 (℃)	冷 凝 温 度 (℃)						
	-30	-25	-20	-15	-10	-5	0
35	0.670	0.645	0.620	0.584	0.546	0.505	0.472
-30		0.836	0.815	0.775	0.737	0.692	0.646
-25			1.032	1.006	0.970	0.920	0.863
-23			1.150	1.092	1.064	1.022	0.980
-22			1.200	1.160	1.110	1.076	1.006
-20				1.263	1.230	1.110	1.120
-18				1.410	1.340	1.300	1.250
-15					1.550	1.490	1.430
-13					1.680	1.630	1.570
-12					1.770	1.700	1.640
-10						1.860	1.780
-8						1.999	1.950
-6						2.184	2.112
-5							2.210
-4							2.297
-3							2.384
-2							2.494
-1							2.592
-0							

标准工况产冷量换算系数K₁

(或再冷却温度)

5	10	15	20	25	30	35	40
0.400	0.392	0.385	0.308	0.266	0.244		
0.595	0.583	0.493	0.442	0.388	0.352	0.331	
0.805	0.753	0.700	0.630	0.563	0.505	0.453	0.406
0.990	0.851	0.785	0.725	0.640	0.610	0.538	0.475
0.950	0.895	0.825	0.787	0.703	0.635	0.575	0.516
1.064	1.010	0.930	0.865	0.777	0.720	0.650	0.580
1.180	1.110	1.040	0.970	0.890	0.813	0.750	0.672
1.370	1.304	1.235	1.154	1.057	0.980	0.890	0.818
1.510	1.430	1.350	1.270	1.190	1.080	1.030	0.950
1.680	1.623	1.430	1.346	1.265	1.130	1.128	1.005
1.718	1.650	1.560	1.470	1.330	1.300	1.205	1.115
1.870	1.790	1.720	1.625	1.540	1.430	1.300	1.243
2.050	1.965	1.864	1.770	1.670	1.585	1.460	1.390
2.140	2.060	1.960	1.855	1.750	1.660	1.565	1.467
2.230	2.140	2.050	1.980	1.870	1.780	1.650	1.540
2.322	2.250	2.165	2.055	1.970	1.860	1.740	1.620
2.425	2.340	2.250	2.160	2.040	1.930	1.820	1.700
2.560	2.447	2.350	2.240	2.130	2.015	1.900	1.785
2.620	2.520	2.470	2.330	2.210	2.115	2.000	1.885

注：此表摘自三机四院《氟制冷装置设计标准及技术规定》1964年。

表7-4-59 氮 热 力 性 质 表

温 度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		焓		蒸发热 (千卡/公斤)	熵	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)		液 体 (千卡/公斤·K)	汽 体 (千卡/公斤·K)
-70	0.1114	1.3788	9.009	0.7253	0.111	25.9	375.7	349.8	0.6878	2.4101
-68	0.1287	1.3832	7.870	0.7230	0.127	27.9	376.6	348.7	0.6975	2.3976
-66	0.1485	1.3876	6.882	0.7207	0.145	29.9	377.4	347.5	0.7074	2.3853
-64	0.1708	1.3920	6.004	0.7184	0.165	32.0	378.3	345.3	0.7173	2.3734
-62	0.1954	1.3965	5.324	0.7161	0.189	34.0	379.1	345.1	0.7270	2.3618
-60	0.2233	1.4010	4.699	0.7138	0.213	36.1	380.0	343.9	0.7366	2.3507
-58	0.2543	1.4056	4.161	0.7114	0.240	38.1	380.8	342.7	0.7461	2.3393
-56	0.2889	1.4103	3.693	0.7091	0.271	40.2	381.7	341.5	0.7556	2.3285
-54	0.3272	1.4150	3.288	0.7067	0.304	42.2	382.5	340.3	0.7648	2.3180
-52	0.3697	1.4197	2.933	0.7044	0.341	44.2	383.3	339.1	0.7741	2.3078
-50	0.4169	1.4245	2.6250	0.7020	0.3810	46.16	384.73	338.57	0.7830	2.3006
-49	0.4421	1.4269	2.4850	0.7008	0.4024	47.15	385.14	337.99	0.7874	2.2956
-48	0.4687	1.4293	2.3531	0.6996	0.4250	48.25	385.54	337.29	0.7923	2.2907
-47	0.4965	1.4318	2.2298	0.6984	0.4485	49.29	385.95	336.56	0.7969	2.2859
-46	0.5257	1.4342	2.1140	0.6973	0.4730	50.36	386.35	335.99	0.8016	2.2811
-45	0.5563	1.4367	2.0052	0.6960	0.4987	51.43	386.75	335.32	0.8064	2.2764

续表

温度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)		比容		比重		焓		蒸发热 (千卡/公斤)	熵	
	液体 (升/公斤)	汽体 (米 ³ /公斤)	液体 (公斤/升)	汽体 (公斤/米 ³)	液体 (千卡/公斤)	汽体 (千卡/公斤)	液体 (千卡/公斤)	汽体 (千卡/公斤)		液体 (千卡/公斤·°K)	汽体 (千卡/公斤·°K)
-44	1.4392	1.9032	0.6948	0.5254	52.47	387.14	0.8109	2.2717	334.67	0.8109	2.2717
-43	1.4417	1.8072	0.6936	0.5533	53.53	387.54	0.8155	2.2671	334.01	0.8155	2.2671
-42	1.4442	1.7159	0.6924	0.5824	54.60	387.93	0.8201	2.2625	333.33	0.8201	2.2625
-41	1.4468	1.6319	0.6912	0.6128	55.68	388.32	0.8247	2.2579	332.64	0.8247	2.2579
-40	1.4493	1.5520	0.6900	0.6443	56.72	388.70	0.8293	2.2535	331.98	0.8293	2.2535
-39	1.4519	1.4768	0.6888	0.6771	57.77	389.09	0.8337	2.2489	331.32	0.8337	2.2489
-38	1.4545	1.4058	0.6875	0.7113	58.82	389.47	0.8382	2.2446	330.65	0.8382	2.2446
-37	1.4571	1.3388	0.6863	0.7469	59.91	389.85	0.8429	2.2403	329.94	0.8429	2.2403
-36	1.4597	1.2756	0.6851	0.7839	60.98	390.23	0.8437	2.2361	329.25	0.8437	2.2361
-35	1.4623	1.2160	0.6839	0.8224	62.05	390.60	0.8518	2.2317	328.55	0.8518	2.2317
-34	1.4649	1.1598	0.6826	0.8622	63.09	390.97	0.8562	2.2275	327.88	0.8562	2.2275
-33	1.4676	1.1065	0.6814	0.9038	64.18	391.34	0.8607	2.2233	327.16	0.8607	2.2233
-32	1.4703	1.0561	0.6801	0.9469	65.26	391.71	0.8652	2.2192	326.45	0.8652	2.2192
-31	1.4730	1.0086	0.6789	0.9915	66.31	392.07	0.8695	2.2151	325.76	0.8695	2.2151
-30	1.4757	0.9635	0.6776	1.038	67.40	392.43	0.8741	2.2111	325.03	0.8741	2.2111
-29	1.4784	0.9209	0.6764	1.086	68.46	392.79	0.8785	2.2070	324.33	0.8785	2.2070

续表

温度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		焓		蒸发热 (千卡/公斤)	熵	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)		液 体 (千卡/公斤·°K)	汽 体 (千卡/公斤·°K)
-28	1.3424	1.4811	0.8805	0.6752	1.136	69.54	393.14	323.60	0.8828	2.2031
-27	1.4077	1.4839	0.8422	0.6739	1.181	70.61	393.49	322.88	0.8871	2.1991
-26	1.4755	1.4867	0.8059	0.6726	1.241	71.68	393.84	322.16	0.8914	2.1952
-25	1.5460	1.4895	0.7715	0.6714	1.296	72.77	394.19	321.42	0.8959	2.1914
-24	1.6191	1.4923	0.7388	0.6701	1.354	73.84	394.58	320.69	0.9001	2.1875
-23	1.6949	1.4951	0.7078	0.6689	1.413	74.91	394.87	319.96	0.9044	2.1837
-22	1.7736	1.4980	0.6783	0.6676	1.474	75.99	395.29	319.21	0.9087	2.1800
-21	1.8552	1.5008	0.6503	0.6663	1.538	77.07	395.54	318.47	0.9129	2.1762
-20	1.9397	1.5037	0.6237	0.6650	1.603	78.16	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	2.1652
-17	2.2119	1.5125	0.5514	0.6612	1.814	81.39	396.83	315.41	0.9300	2.1617
-16	2.3091	1.5155	0.5296	0.6598	1.888	82.48	397.15	314.67	0.9342	2.1581
-15	2.4097	1.5185	0.5098	0.6585	1.965	83.57	397.46	313.89	0.9384	2.1543
-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	2.1473

续表

温度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		焓		蒸发热		熵	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)	(千卡/公斤)	(千卡/公斤)	液 体 (千卡/公斤·°K)	汽 体 (千卡/公斤·°K)
-12	2.7324	1.5276	0.4520	0.6546	2.212	86.84	398.38	311.54	0.9509	0.9509	2.1441
-11	2.8472	1.5307	0.4349	0.6533	2.289	87.92	398.68	310.78	0.9551	0.9551	2.1507
-10	2.9658	1.5338	0.4185	0.6520	2.389	89.01	398.97	309.98	0.9592	0.9592	2.1373
-9	2.0883	1.5269	0.4028	0.6507	2.483	90.11	399.26	309.15	0.9633	0.9633	2.1339
-8	3.2147	1.5400	0.3878	0.6494	2.579	91.21	399.55	308.34	0.9675	0.9675	2.1306
-7	3.3452	1.5432	0.3735	0.6480	2.677	92.29	399.83	307.54	0.9716	0.9716	2.1273
-6	3.4798	1.5464	0.3598	0.6467	2.779	93.41	400.12	306.71	0.9757	0.9757	2.1240
-5	3.6186	1.5496	0.3468	0.6453	2.884	94.50	400.39	305.89	0.9797	0.9797	2.1207
-4	3.7617	1.5528	0.3343	0.6440	2.991	95.59	400.66	305.07	0.9838	0.9838	2.1175
-3	3.9092	1.5561	0.3224	0.6426	3.102	96.69	400.93	304.24	0.9879	0.9879	2.1143
-2	4.0612	1.5594	0.3109	0.6413	3.216	97.79	401.20	303.41	0.9919	0.9919	2.1111
-1	4.2179	1.5627	0.3000	0.6399	3.333	98.90	401.46	302.56	0.9959	0.9959	2.1079
0	4.3791	1.5660	0.2895	0.6386	3.454	100.00	401.72	301.72	1.0000	1.0000	2.1043
1	4.5452	1.5694	0.2795	0.6372	3.578	101.10	401.97	300.87	1.0040	1.0040	2.1017
2	4.7161	1.5727	0.2698	0.6358	3.706	102.21	402.22	300.01	1.0080	1.0080	2.0986
3	4.8920	1.5761	0.2606	0.6345	3.837	103.31	402.46	299.15	1.0120	1.0120	2.0955

续表

温度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		给 热		蒸发热		焓	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)	(千卡/公斤)		液 体 (千卡/公斤·°K)	汽 体 (千卡/公斤·°K)
4	5.0730	1.5796	0.2517	0.6331	3.973	104.44	402.71	238.27		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	236.53		1.0239	2.0864
7	5.6473	1.5901	0.2273	0.6289	4.399	107.77	403.41	235.64		1.0279	2.0834
8	5.8493	1.5936	0.2198	0.6275	4.550	108.89	403.63	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	4.834	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	6.9462	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	5.640	115.61	404.90	289.23		1.0554	2.0630
15	7.4267	1.6193	0.1748	0.6176	5.721	116.73	405.10	288.37		1.0593	2.0602
16	7.6746	1.6231	0.1693	0.6161	5.907	117.86	405.30	287.44		1.0631	2.0574
17	7.9325	1.6270	0.1641	0.6146	6.094	119.03	405.50	286.47		1.0671	2.0546
18	8.1950	1.6308	0.1590	0.6132	6.289	120.12	405.67	285.55		1.0709	2.0518
19	8.4643	1.6347	0.1541	0.6117	6.489	121.25	405.85	284.60		1.0747	2.0490

续表

温 度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		焓		蒸发热		熵	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)	(千卡/公斤)	(千卡/公斤)	液 体 (千卡/公斤·°K)	汽 体 (千卡/公斤·°K)
20	8.7402	1.6386	0.1494	0.8103	6.693	122.40	406.03	283.63	1.0786	2.0463	
21	9.0230	1.6426	0.1449	0.8088	6.901	123.54	406.20	282.66	1.0824	2.0435	
22	9.3128	1.6466	0.1405	0.8073	7.110	124.70	406.37	281.67	1.0863	2.0408	
23	9.6096	1.6506	0.1363	0.8058	7.337	125.82	406.52	280.71	1.0901	2.0381	
24	9.9136	1.6547	0.1322	0.8043	7.564	126.97	406.70	279.70	1.0939	2.0354	
25	10.225	1.6588	0.1283	0.8028	7.794	128.13	406.84	278.72	1.0977	2.0327	
26	10.544	1.6630	0.1245	0.8013	8.032	129.27	406.99	277.72	1.1016	2.0301	
27	10.870	1.6672	0.1208	0.8008	8.278	130.43	407.16	276.73	1.1053	2.0274	
28	11.204	1.6714	0.1173	0.8083	8.525	131.59	407.30	275.71	1.1091	2.0248	
29	11.545	1.6757	0.1139	0.8068	8.780	132.72	407.43	274.71	1.1129	2.0222	
30	11.895	1.6800	0.1106	0.8052	9.042	133.88	407.56	273.68	1.1166	2.0196	
31	12.252	1.6844	0.1075	0.8037	9.302	135.01	407.68	272.67	1.1203	2.0170	
32	12.618	1.6888	0.1044	0.8021	9.579	136.20	407.81	271.61	1.1242	2.0144	
33	12.992	1.6932	0.1014	0.8006	9.862	137.34	407.92	270.58	1.1279	2.0119	
34	13.374	1.6977	0.0985	0.8000	10.14	138.52	408.04	269.52	1.1317	2.0093	
35	13.765	1.7023	0.0958	0.8014	10.44	139.70	408.14	268.44	1.1354	2.0067	

续表

温度 (°C)	绝对压力 (公斤/厘米 ²)	比 容		比 重		焓		蒸发热 (千卡/公斤)	熵	
		液 体 (升/公斤)	汽 体 (米 ³ /公斤)	液 体 (公斤/升)	汽 体 (公斤/米 ³)	液 体 (千卡/公斤)	汽 体 (千卡/公斤)		液 体 (千卡/公斤·°K)	汽 体 (千卡/公斤·°K)
36	14.164	1.7069	0.0931	0.5859	10.74	140.87	408.25	267.38	1.1392	2.0042
37	14.572	1.7115	0.0905	0.5843	11.05	142.04	408.35	266.31	1.1423	2.0017
38	14.989	1.7162	0.0880	0.5827	11.36	143.20	408.43	265.23	1.1457	1.9992
39	15.415	1.7209	0.0856	0.5811	11.68	144.36	408.49	264.13	1.1503	1.9968
40	15.850	1.7257	0.0833	0.5795	12.00	145.57	408.57	263.00	1.1541	1.9941
41	16.294	1.7305	0.0810	0.5779	12.35	146.74	408.65	261.91	1.1578	1.9916
42	16.747	1.7354	0.0788	0.5752	12.69	147.93	408.73	260.80	1.1614	1.9891
43	17.210	1.7404	0.0767	0.5767	13.04	149.09	408.78	259.69	1.1650	1.9866
44	17.683	1.7454	0.0746	0.5729	13.40	150.30	408.82	258.61	1.1689	1.9842
45	18.165	1.7504	0.0726	0.5713	13.77	151.49	408.87	257.58	1.1726	1.9817
46	18.657	1.7555	0.0707	0.5696	14.14	152.70	408.90	256.59	1.1763	1.9792
47	19.159	1.7607	0.0688	0.5680	14.53	153.83	408.91	255.63	1.1798	1.9767
48	19.672	1.7659	0.0670	0.5663	14.83	155.08	408.93	254.69	1.1835	1.9742
49	20.194	1.7713	0.0652	0.5646	15.34	156.28	408.85	253.67	1.1873	1.9717
50	20.727	1.7766	0.0635	0.5629	15.76	157.53	408.95	251.42	1.1910	1.9692

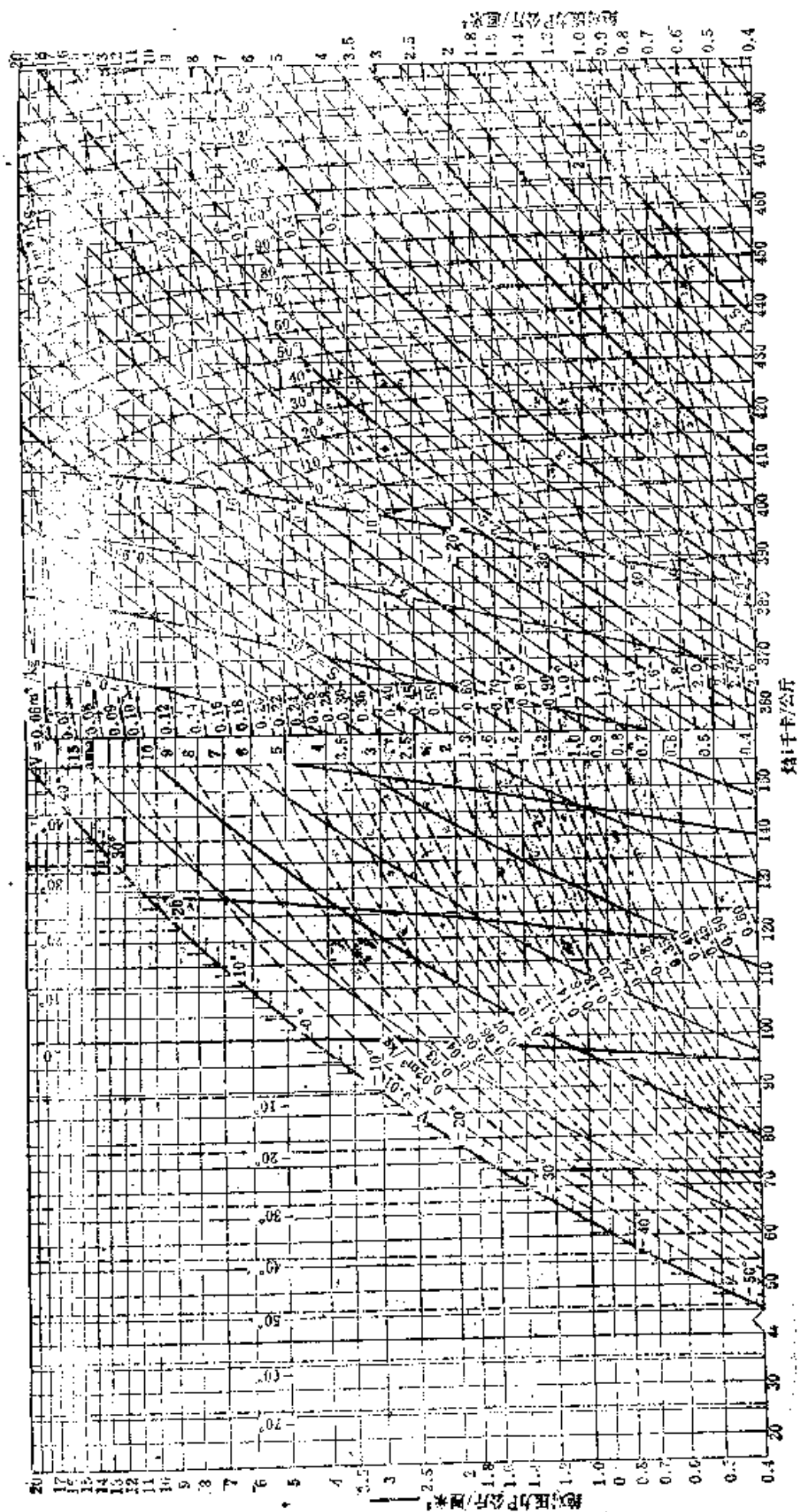


图 7-4-14 氨的 i -lgP 图

(4) 几个参数的确定

① 蒸发温度 t_z ：一般应比冷间温度低 $8 \sim 10^\circ\text{C}$ ，常采用 10°C 。比冷媒温度低 $5 \sim 8^\circ\text{C}$ 。根据啤酒厂冷间温度及冷却设备冷媒温度，其制冷系统相应的蒸发温度见下表：

表 7-4-60 制冷系统蒸发温度表

冷 间 名 称	制冷系统蒸发温度 ($^\circ\text{C}$)	冷 却 方 式
发芽室空调	0°C	间接冷却
井水制备	$-13 \sim -16^\circ\text{C}$	间接冷却
发糖间	$-2 \sim -5$	} 直接蒸发式冷却
酵母间	$-2 \sim -5$	
酒花库	$-2 \sim -5$	
贮酒间	$-8 \sim -10$	} 直接蒸发式冷却
灌酒间	$-8 \sim -10$	

② 冷凝温度 t_k ：立式、卧式、激淋式和组合式冷凝器，一般比冷却水进出口平均温度高 $5 \sim 7^\circ\text{C}$ ，冷却水进出口温差较大时，取较大值；蒸发式冷凝器，一般比夏季室外平均湿球温度高 $5 \sim 10^\circ\text{C}$ 。

冷凝器冷却水的进出口温差，一般按下列数值选用：

立式冷凝器 $2 \sim 4^\circ\text{C}$

卧式和组合式冷凝器 $4 \sim 8^\circ\text{C}$

激淋式冷凝器 $2 \sim 3^\circ\text{C}$

③ 吸气温度 t_a 见表7-4-61。

表 7-4-61 吸气温度表

蒸发温度 ($^\circ\text{C}$)	+0	-5	-10	-15	-20	-25	-28	-30
吸气温度 ($^\circ\text{C}$)	+1	-4	-7	-10	-13	-16	-18	-19

④ 排气温度 t_p 见表7-4-62。

表 7-4-62 不同冷凝温度及蒸发温度下的排气温度
NH₃

蒸发温度 (°C)	冷 凝 温 度				
	20	25	30	35	40
+10	30	41	53	64	76
+5	37	48	60	71	84
0	45	60	70	80	93
-1	50	64	74	85	101
-4	55	68	78	90	106
-6	62	79	89	95	110
-8	66	80	93	100	115
-10	71	85	98	105	120
-12	75	89	103	110	125
-14	80	93	108	115	130
-16	84	99	113	120	138
-18	89	101	119	125	139
-20	93	109	123	130	144
-22	98	114	128	136	149
-24	103	120	133	140	154
-26	109	125	137	143	158
-28	114	130	140	146	163
-30	120	133	143	150	168

注：上表适用单级压缩机，双级压缩机高压级排气温度也适用，但蒸发温度以中间冷却温度代替。

⑤ 压缩机冷却水温度：氨制冷压缩机气缸水套的冷却水出口温度不应高于45℃。冷却水量可查产品样本，如查不到时，可按100000千卡/时标准制冷量需冷却水量1米³/时估算。

(5) 氨单级压缩机计算

① 单级压缩机制冷循环（压-焓）图：见图 7-4-15，7-4-16。

② 压缩机产冷量计算

$$Q_c = V_p \lambda_c q_r \quad (\text{千卡/小时})$$

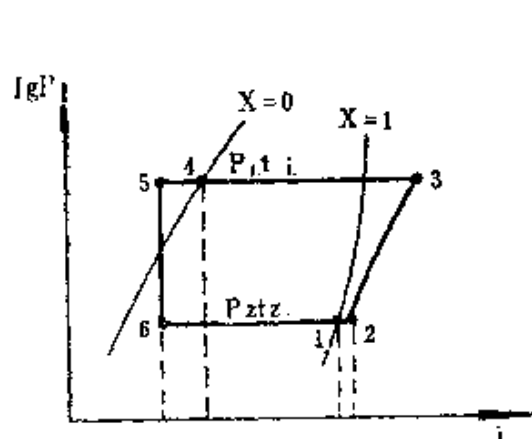


图 7-4-15 带过冷却器的制
冷循环图

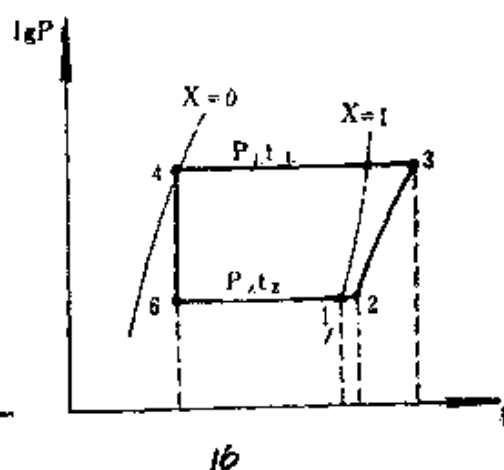


图 7-4-16 不带过冷却器的
制冷循环图

或

$$Q_c = G(i_1 - i_6) \quad (\text{千卡/小时})$$

式中 V_p ——压缩机理论排气量 (米³/时) 查压缩

λ_q ——压缩机吸气系数。可按产品样本选用, 如无此值
时查表 7-4-63

q_v ——单位容积产冷量 (千卡/米³), 见表 7-4-65

表 7-4-63 立式和 V、W 型单作用氨压缩机吸气系数 λ ,

蒸发温度	冷凝温度 (°C)					
	+15	+20	+25	+30	+35	+40
+10				0.88	0.85	0.82
+5				0.85	0.82	0.79
±0	0.9	0.87	0.84	0.81	0.78	0.74
-5	0.88	0.83	0.80	0.77	0.73	0.69
-10	0.82	0.79	0.76	0.72	0.68	0.64
-15	0.78	0.74	0.70	0.66	0.62	0.57
-20	0.72	0.68	0.64	0.59	0.54	0.49
-25	0.66	0.61	0.56	0.51	0.45	0.39

表 7-4-55

单级压缩机氨单位容积产冷量 q_v (千卡/米³)

蒸发温度 (℃)	冷 凝 温 度 或 再 冷 却 温 度 (℃)					
	15	20	25	28	30	31
±0	984.42	964.84	945.04	933.09	925.18	921.28
-5	817.94	801.59	785.06	775.09	768.48	765.22
-10	674.41	660.86	647.17	638.90	633.43	630.73
-15	551.75	540.61	529.34	522.54	518.04	515.82
-20	447.55	438.46	429.28	423.73	420.06	418.25
-25	359.64	352.29	344.86	340.38	337.41	335.94

蒸发温度 (℃)	冷 凝 温 度 或 再 冷 却 温 度 (℃)						
	32	33	34	35	36	37	38
±0	917.17	913.23	909.15	905.08	901.04	896.99	892.99
-5	761.79	758.51	755.10	751.70	748.33	744.95	741.61
-10	627.89	625.16	622.34	619.52	616.73	613.93	611.16
-15	513.48	511.24	508.92	506.60	504.30	502.00	499.72
-20	416.34	414.51	412.62	410.73	408.85	406.97	405.11
-25	334.40	332.92	331.39	329.86	328.35	326.83	325.33

G ——通过压缩机氨的循环量 (公斤/小时)。可按下式计算:

$$G = \frac{V_p \lambda q}{V_2} \quad (\text{公斤/小时})$$

V_2 ——在吸气温度下氨气体的比容 (米³/公斤), 见表 7-4-59

③ 压缩机台数

表 7-4-66

立式和V型压缩机

蒸发温度 (°C)	冷 凝 器						
	25	26	27	28	29	30	31
-15	0.857	0.854	0.851	0.848	0.845	0.842	0.839
-14	0.861	0.858	0.855	0.852	0.849	0.846	0.843
-13	0.865	0.862	0.859	0.856	0.853	0.850	0.847
-12	0.869	0.866	0.863	0.860	0.857	0.854	0.851
-11	0.873	0.870	0.867	0.864	0.861	0.858	0.855
-10	0.877	0.874	0.871	0.868	0.865	0.862	0.859
-9	0.881	0.878	0.875	0.872	0.869	0.866	0.863
-8	0.885	0.882	0.879	0.876	0.873	0.870	0.867
-7	0.889	0.886	0.883	0.880	0.877	0.874	0.871
-6	0.893	0.890	0.887	0.884	0.881	0.878	0.875
-5	0.897	0.894	0.891	0.888	0.885	0.882	0.879
-4	0.901	0.898	0.895	0.892	0.889	0.886	0.883
-3	0.905	0.902	0.899	0.896	0.893	0.890	0.887
-2	0.909	0.906	0.903	0.900	0.897	0.894	0.891
-1	0.913	0.910	0.907	0.904	0.901	0.898	0.895
±0	0.917	0.914	0.911	0.908	0.905	0.902	0.899
+1	0.921	0.918	0.915	0.912	0.909	0.906	0.903
+2	0.925	0.922	0.919	0.916	0.913	0.910	0.907
+3	0.929	0.926	0.923	0.920	0.917	0.914	0.911
+4	0.933	0.930	0.927	0.924	0.921	0.918	0.915
+5	0.937	0.934	0.931	0.928	0.925	0.922	0.919
+6	0.941	0.938	0.935	0.932	0.929	0.926	0.923
+7	0.945	0.942	0.939	0.936	0.933	0.930	0.927
+8	0.949	0.946	0.943	0.940	0.937	0.934	0.931
+9	0.953	0.950	0.947	0.944	0.941	0.938	0.935
+10	0.957	0.954	0.951	0.948	0.945	0.942	0.939

的指示效率 η_i

温 度 (°C)								
32	33	34	35	36	37	38	39	40
0.836	0.833	0.830	0.827	0.823	0.819	0.815	0.814	0.810
0.840	0.837	0.834	0.831	0.827	0.823	0.819	0.815	0.814
0.844	0.841	0.838	0.835	0.831	0.827	0.823	0.819	0.815
0.848	0.845	0.842	0.839	0.835	0.831	0.827	0.823	0.819
0.852	0.849	0.846	0.843	0.839	0.835	0.831	0.827	0.823
0.856	0.853	0.850	0.847	0.843	0.839	0.835	0.831	0.827
0.860	0.857	0.854	0.851	0.847	0.843	0.839	0.835	0.831
0.864	0.861	0.858	0.855	0.851	0.847	0.843	0.839	0.835
0.868	0.865	0.862	0.859	0.855	0.851	0.847	0.843	0.839
0.872	0.869	0.866	0.863	0.859	0.855	0.851	0.847	0.843
0.876	0.873	0.870	0.867	0.863	0.859	0.855	0.851	0.847
0.880	0.877	0.874	0.871	0.867	0.863	0.859	0.855	0.851
0.884	0.881	0.878	0.875	0.871	0.867	0.863	0.859	0.855
0.888	0.885	0.882	0.879	0.875	0.871	0.867	0.863	0.859
0.892	0.889	0.886	0.883	0.879	0.875	0.871	0.867	0.863
0.896	0.893	0.890	0.887	0.883	0.879	0.875	0.871	0.867
0.900	0.897	0.894	0.891	0.887	0.883	0.879	0.875	0.871
0.904	0.901	0.898	0.895	0.891	0.887	0.883	0.879	0.875
0.908	0.905	0.902	0.899	0.895	0.891	0.887	0.883	0.879
0.912	0.909	0.906	0.903	0.899	0.895	0.891	0.887	0.883
0.916	0.913	0.910	0.907	0.903	0.899	0.895	0.891	0.887
0.920	0.917	0.914	0.911	0.907	0.903	0.899	0.895	0.891
0.924	0.921	0.918	0.915	0.911	0.907	0.903	0.899	0.895
0.928	0.925	0.922	0.919	0.915	0.911	0.907	0.903	0.899
0.932	0.929	0.926	0.923	0.919	0.915	0.911	0.907	0.903
0.936	0.933	0.930	0.927	0.923	0.919	0.915	0.911	0.907

$$m = Q_1 / Q_0 \quad (\text{台})$$

④ 冷凝器热负荷

$$Q_1 = G(i_3 - i_4) \quad (\text{千卡/小时})$$

⑤ 过冷器热负荷

$$Q_g = G(i_4 - i_5) \quad (\text{千卡/小时})$$

⑥ 压缩机功率计算

指示功率:

$$N_s = \frac{G(i_3 - i_2)}{860\eta_s} \quad (\text{千瓦})$$

式中 η_s ——指示效率, 见表7-4-66

摩擦功率:

$$N_m = P_m V_p / 36.72 \quad (\text{千瓦})$$

式中 P_m ——摩擦力 (公斤/厘米²)

卧式压缩机, 取0.7~0.9

立式压缩机, 取0.5~0.8

轴功率:

$$N_s = \frac{N_s + N_m}{\eta_q}$$

式中 η_q ——驱动效率, 直接驱动取1.0, 三角皮带取0.97~0.98, 平皮带取0.96

电动机功率:

$$N = 1.10 \sim 1.15 N_s \quad (\text{千瓦})$$

式中 1.10~1.15为电动机的附加系数

(二) 冷凝器

1. 冷凝器的型式选择

冷凝器的型式很多, 目前最常用的是立式壳管式冷凝器、卧式壳管式冷凝器。蒸发式冷凝器由于耗水量少, 故被人们所重视。冷凝器的选择取决于水质、水温、水源、气候条件以及布置上的要求等。一般应根据下列原则选择:

(1) 在水质较差, 水温较高, 水源充足时, 宜采用立式壳管式冷凝器。

(2) 在水质较好, 水温较低, 宜采用卧式壳管式冷凝器。

(3) 缺乏水源或夏季室外空气含湿量较低时, 宜采用蒸发式冷凝器; 冷却水质较差时, 宜进行处理。

2. 冷凝器的计算

(1) 冷凝面积

$$F_1 = \frac{Q_1}{K \Delta t_m} = \frac{Q_1}{q_1} \quad (\text{米}^2)$$

式中 K ——冷凝器传热系数 (千卡/米²·小时·℃), 见表 7-4-67

表 7-4-67 冷凝器传热系数及单位热负荷表

冷凝器型式	传热系数 K	单位热负荷 q_1	应用范围
立式壳管式冷凝器	600~700	3500~4000	$\Delta t_m = 4 \sim 6^\circ\text{C}$
卧式壳管式冷凝器	600~800	3500~4500	$\Delta t_m = 4 \sim 6^\circ\text{C}$
蒸发式冷凝器	500~650	1200~1600	$\Delta t_m = 2 \sim 3^\circ\text{C}$
空气冷却式	12~30	120~300	$\Delta t_m = 8 \sim 12^\circ\text{C}$

q_1 ——冷凝器单位热负荷 (千卡/米²·小时) 见表 7-4-67

Δt_m ——对数平均温差 (℃), 按下式计算:

$$\Delta t_m = \frac{t_2 - t_1}{2.3 \lg \frac{t_1 - t_1}{t_1 - t_2}}$$

式中 t_1 ——冷却水进水温度 (℃)

t_2 ——冷却水出水温度 (℃)

t_1 ——冷凝温度 (℃)

(2) 冷却水量

$$W_1 = \frac{Q_1}{1000 \Delta t} \quad (\text{米}^3/\text{时})$$

式中 Δt ——冷却水进出温差 ($^{\circ}\text{C}$)

冷凝器单位面积冷却水用量如表7-4-68所示。

表 7-4-68 冷凝器单位面积冷却水用量

冷凝器型式	单位面积冷却水用量(米 ³ /米 ² ·小时)	备注
立式壳管式冷凝器	1.0~1.7	$\Delta t = 2 \sim 3^{\circ}\text{C}$
卧式壳管式冷凝器	0.5~0.9	$\Delta t = 4 \sim 6^{\circ}\text{C}$
蒸发式冷凝器	0.05~0.07	补充水量5~10%

(3) 蒸发式冷凝器的简化计算:

冷凝面积:

$$F_1 = \frac{Q_1}{q_1} C_D \cdot E \quad (\text{米}^2)$$

通风量:

$$L = \frac{Q_1}{1000} V \cdot C_D \cdot E \quad (\text{米}^3/\text{小时})$$

冷却水量:

$$W_1 = \frac{Q_1}{1000} g \cdot C_D \cdot E \quad (\text{升/小时})$$

式中 q_1 、 V 、 g ——分别为冷凝温度 38°C , 空气湿球温度 28°C , 蒸发温度 -15°C 时的蒸发式冷凝器的单位面积热负荷, 单位风量和单位用水量。 q_1 、 V 、 g 值见表7-4-69

C_D ——冷凝温度调整系数, 见表7-4-70

E ——蒸发温度调整系数, 如表7-4-71所示

(三) 蒸发器

蒸发器是一种热交换器, 在制冷过程中的作用是把被冷却介质的热量传递给制冷剂。

表 7-4-69

蒸发式冷凝器的 q 、 V 、 g 值表

工 质	单位面积热负荷 (千卡/米 ² ·小时)	每1000千卡/时所需 风量 V (米 ³ /小时)	每1000千卡/小时所 需水量 g (升/时)
氨	2300	140	70
氟里昂	2000	140	70

根据被冷却介质的种类, 蒸发器可分为液体冷却和空气冷却两大类。目前啤酒厂应用的蒸发器的有关参数见表7-4-72。

1. 蒸发器的计算

(1) 蒸发器面积计算:

$$F_z = \frac{Q_c}{K \Delta t_m} = \frac{Q_c}{q_z} \quad (\text{米}^2)$$

$$\Delta t_m = \frac{t_1 - t_2}{2.3 \lg \frac{t_1 - t_s}{t_2 - t_s}} \quad (^\circ\text{C})$$

式中 t_1 、 t_2 ——蒸发器冷却介质的进口、出口温度 ($^\circ\text{C}$)

t_s ——制冷剂的蒸发温度 ($^\circ\text{C}$)

(2) 蒸发器冷却液体循环量的计算

$$W_z = \frac{Q_c}{C \gamma \Delta t} \quad (\text{公斤/小时})$$

式中 C ——冷却液体的比热 (千卡/公斤· $^\circ\text{C}$)

γ ——冷却液体的比重 (公斤/升)

Δt ——冷却液体进出温差 ($^\circ\text{C}$) ($t_1 - t_2$)

对于水 $C=1$ 千卡/公斤· $^\circ\text{C}$, $\gamma=1$ 公斤/升

$$\text{则: } W_z = \frac{Q_c}{1000 \Delta t} \quad (\text{米}^3/\text{小时})$$

(3) 卧式壳管式蒸发器 (或冷凝器) 冷却水程及水通路阻力的计算

表 7-4-70

冷 凝 温 度

冷凝温度 (℃)	入 口 空 气						
	15	16	17	18	19	20	21
30	0.992	1.04	1.089	1.17	1.182	1.23	1.275
31	0.878	0.926	0.973	1.02	1.067	1.12	1.161
32	0.781	0.828	0.876	0.923	0.97	1.017	1.065
33	0.697	0.735	0.782	0.83	0.875	0.925	0.97
34	0.616	0.664	0.711	0.758	0.806	0.853	0.9
35	0.545	0.593	0.64	0.681	0.734	0.781	0.83
36	0.485	0.533	0.58	0.627	0.675	0.721	0.77
37	0.436	0.483	0.531	0.578	0.625	0.673	0.72
38	0.387	0.435	0.482	0.53	0.576	0.624	0.671
39	0.347	0.394	0.441	0.489	0.536	0.583	0.631
40	0.326	0.374	0.42	0.468	0.516	0.563	0.61
41	0.273	0.32	0.358	0.415	0.461	0.51	0.558
42	0.24	0.287	0.33	0.382	0.429	0.476	0.524

调整系数 C_a

湿 球 温 度 (°C)								
22	23	24	25	26	27	28	29	30
1.324	1.37	1.418	1.465	1.512	1.55	1.61	1.653	1.7
1.222	1.259	1.302	1.34	1.4	1.445	1.49	1.54	1.587
1.127	1.16	1.205	1.251	1.3	1.35	1.395	1.442	1.49
1.032	1.065	1.10	1.16	1.205	1.253	1.3	1.35	1.397
0.961	0.995	1.041	1.09	1.137	1.183	1.203	1.28	1.326
0.891	0.925	0.97	1.02	1.065	1.11	1.16	1.206	1.253
0.831	0.865	0.911	0.958	1.005	1.052	1.10	1.147	1.195
0.781	0.815	0.861	0.91	0.956	1.004	1.05	1.098	1.145
0.732	0.765	0.813	0.86	0.906	0.955	1	1.05	1.097
0.691	0.714	0.773	0.82	0.866	0.915	0.961	1.007	1.055
0.671	0.705	0.751	0.8	0.845	0.894	0.941	0.987	1.035
0.618	0.651	0.7	0.745	0.792	0.867	0.887	0.935	0.981
0.585	0.617	0.665	0.713	0.76	0.84	0.854	0.901	0.95

表 7-4-71

蒸发温度调整系数 E

蒸发温度 (°C)	10	5	0	-5	-10	-15	-25	-30
E	0.884	0.905	0.928	0.95	0.975	1.0	1.031	1.095

表 7-4-72

蒸发器的K与q_z值

蒸发器型式	传热系数 K(千卡/米 ² · 小时·°C)	单位热负荷q _z (千卡/米 ² · 小时)	应 用 范 围	
			流速 (米/秒)	对数平均温差 Δt _m (°C)
立式蒸发器	450~500	2500~2800	0.7 (水)	4~6
	400~450	3000~2500	0.3~0.4 (盐水)	4~6
卧式蒸发器	350~400	1800~2200	1~1.5 (盐水)	4~6
	400~450	2200~2800	1~2 (水)	4~6

① 冷却水程数计算

每一水程流通截面积:

$$f = \frac{W_z}{3600 \cdot w} \quad (\text{米}^2)$$

式中 w ——冷却水流速, 对水取1~2米/秒

对盐水取1~1.5米/秒

每一管子的流通截面积:

$$f' = \frac{\pi d^2}{4} \quad (\text{米}^2)$$

式中 d ——管子内径 (米)

每一水程的管子数量:

$$m = \frac{f}{f'} \quad (\text{根})$$

蒸发器冷却水程数:

$$Z = \frac{n}{m}$$

式中 n ——蒸发器管子数量 (根)

② 水通路阻力

i 水管阻力 Δp_i

$$\Delta p_i = \frac{s}{d} \frac{w^2}{2g} \cdot z \cdot l \quad (\text{米水柱/米})$$

式中 s ——摩擦阻力系数, 按不同管径、流速由表7-4-73查得

表 7-4-73

摩擦阻力系数 s

管 径	流 速 (米/秒)				
	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0
18×2		0.0509	0.0483	0.0467	0.0457
25×3	0.0531	0.0476	0.0451	0.0437	0.0427
32×3	0.0509	0.0451	0.0427	0.0414	0.0405
38×3	0.0471	0.0423	0.0401	0.0388	0.0379
45×3.5	0.0458	0.0410	0.0389	0.0376	0.0368
57×3.5	0.0432	0.0387	0.0367	0.0355	0.0347
	1.2	1.4	1.6	1.8	2
18×2	0.0450	0.0445	0.044	0.0437	0.0434
25×3	0.0420	0.0415	0.0412	0.0408	0.0406
32×3	0.0398	0.0394	0.039	0.0387	0.0384
38×3	0.0374	0.0369	0.0366	0.0363	0.0361
45×3.5	0.0362	0.0358	0.0355	0.0352	0.0350
57×3.5	0.0342	0.0338	0.0335	0.0332	0.033

w ——水的流速 (米/秒)

g ——重力加速度, 9.81 米/秒²

d ——管子内径 (米)

l ——蒸发器或冷凝器管板之间的长度 (米)

ii 封头盖阻力 ΔP_2

$$\Delta P_2 = 2p_2$$

p_2 ——封头盖每一流程的阻力损失, 可由图7-4-17查得。

iii 水通路阻力

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2$$

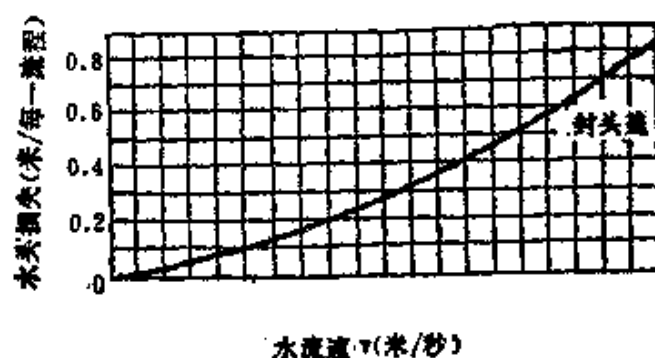


图 7-4-17 卧式蒸发器与冷凝器水头损失
($\phi 38 \times 2.5$ 管子)

(四) 其他辅助设备

1. 贮液器

贮液器在制冷系统的流程中, 位于冷凝器与蒸发器之间。它的功用是贮存和供应制冷系统内的液体制冷剂, 以使工况变化时补偿循环制冷剂数量的改变, 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。

贮液器容积一般可按下列原则确定: 贮液器应能贮藏工质每小时循环量的 $\frac{1}{3} \sim \frac{1}{2}$ 。其计算公式如下:

$$V = \frac{0.5 G v_2}{0.8} \quad (\text{米}^3)$$

式中 v'_s ——冷凝温度下氨液的比容 (米³/公斤)

G ——制冷系统氨液循环量 (公斤/小时)

当采用冷风机或冷水箱时, 每1000千卡/时贮液器容积为0.005米³。

2. 油分离器

油分离器用以分离从压缩机排出的气体所带的油分, 以防止冷凝器及蒸发器内油分过多而影响传热效果。

油分离器一般可按接管直径的大小来选择。如排气管管径为 $\phi 89 \times 4$, 则可选进口直径为 D_{s80} 的油分离器。下列公式计算其所需的筒身直径, 按直径选择适当油分离器。

$$D = \sqrt{\frac{4V_p \lambda_q}{\pi \cdot w \cdot 3600}} \quad (\text{米})$$

式中 V_p ——压缩机排气量 (米³/时)

λ_q ——压缩机吸气系数

w ——氨气流速, 一般取0.6~0.8米/秒

3. 空气分离器

在制冷系统中, 空气分离器用于排除系统中的不凝性气体 (主要是空气)。一般压缩机总制冷量在100万标准千卡/小时以下时, 采用冷却面积0.45平方米空气分离器一台; 总制冷100万标准千卡/时及其以上时, 采用冷却面积1.82平方米空气分离器一台。

4. 紧急泄氨器

紧急泄氨器的作用是在紧急情况下, 从系统中把氨液泄放。泄放时, 每1公斤氨约需通入8升水。通常一制冷系统设一台紧急泄氨器。

5. 氨液分离器

(1) 氨液分离器桶身直径

机房氨液分离器

$$D_f = \sqrt{\frac{4V_p \lambda_q}{3600 \cdot \pi \cdot w}} = 0.0266 \sqrt{V_p \lambda_q}$$

库房氨液分离器

$$D_f = \sqrt{\frac{4GV_1}{3600 \cdot \pi \cdot w}} = 0.0266 \sqrt{GV_1}$$

- 式中 w ——氨液分离器内气体流速， $w=0.5$ 米/秒
 G ——通过氨液分离器的氨液量（公斤/小时）
 V_1 ——蒸发压力下氨饱和蒸汽的比容（米³/公斤）
 （2）氨液分离器的桶身高度

$$h=(3\sim 4)D_f$$

（3）氨液分离器出液管面积为供液管面积的2倍。

6. 低压贮液器

低压贮液器的功用是收集低压管路上经氨液分离器分离下来的低压液体，并由此经加压将氨液重新供入系统中。低压贮液器的容量不宜过大，一般为0.25~1.0米³。其数量为一蒸发系统一台或几个蒸发系统合用一台，也可以与排液桶合用。

7. 排液桶

排液桶的构造和贮液器、低压贮液器的构造相同，只是管路接头不同。它的作用是热氨冲霜时，贮存由蒸发器或冷却排管内排回来的氨液，并由此经加压将氨液重新供入系统。因此，排液桶的容量应能容纳冲霜房间中最大一间的氨量。计算公式如下：

$$V = \frac{1V_1\varphi}{0.7 \times 1000} \quad (\text{米}^3)$$

- 式中 1 ——排管面积最大的冷间中，排管管子的总长度(米)
 V_1 ——1米管子的容积（升/米）
 0.7 ——排液桶内贮液最大允许容量

8. 低压循环贮液器

低压循环贮液器是氨泵系统中的主要组成部分，它代替了重力系统中的氨液分离器。低压贮液器一定要既能分离氨液，又能

以一定的液压维持氨泵正常运转，并能在冲霜时有适当的余地容纳冷凝氨液，故低压循环贮液器的容积不宜过小。

(1) 立式低压循环贮液器及卧式低压循环贮液器上氨液分离器的桶身直径：

$$D_{dz} = \sqrt{\frac{4V_p \lambda_q}{3600\pi W}} = \sqrt{\frac{4V_p \lambda_q}{3600\pi \times 0.5}} = 0.0266 \sqrt{V_p \lambda_q}$$

(2) 低压循环贮液器的容积：

$$V_{dz} = \frac{0.4V_1 + 0.6V_2 + V_3}{0.7} \quad (\text{米}^3)$$

式中 V_1 ——蒸发器盘管的容积 (米³)

V_2 ——吸入管路的容积 (米³)

V_3 ——供液管路的容积 (米³)

0.7——低压循环贮液器内贮液最大允许容量

9. 氨泵

(1) 氨泵的流量

氨泵的流量一般按该系统氨蒸发量的 5 倍计算。其计算公式如下：

$$V = 5 \frac{Q_K V_0}{1000(i_1 - i_0)} \quad (\text{米}^3/\text{小时})$$

式中 Q_K ——系统中的制冷量 (千卡/小时)

i_1, i_0 ——在蒸发温度下制冷剂饱和气体和饱和液体的焓 (千卡/公斤)

v_0 ——在蒸发温度下制冷剂饱和液体的比容 (升/公斤)

为简化计算，图7-4-18以系统正常负荷时氨液需要量的 5 倍绘制，计算时可参考使用。

(2) 氨泵的输出压头

氨泵系统中，连接不同压力的蒸发器时，该氨泵压头应该按蒸发压力较高的蒸发器计算。

氨泵必须克服下列压力损失：

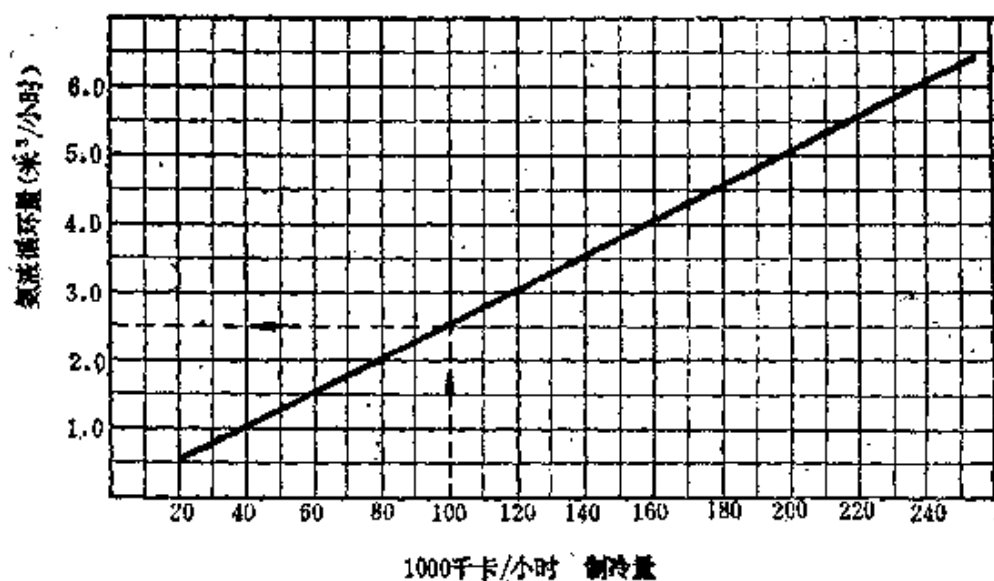


图 7-4-18 氨泵流量图

① 氨泵至蒸发器节流阀之间输液管路的全部压力损失。

② 氨泵中心至蒸发器节流阀前的液柱。

③ 蒸发器节流阀前应维持 1 公斤/厘米² 自由压头，以调节各蒸发器的流量。

(3) 氨泵的吸入压头

氨泵吸入口的静液柱（氨泵中心线与低压循环贮液器正常液面间距）

齿轮泵		1~1.5米
离心泵	-15℃系统	1.5~2米
	-28℃系统	2~2.5米
	-33℃系统	2.5~3米

(4) 氨泵进、出液管流速及管径

进液管流速，一般可采用 0.4~0.5 米/秒，出液管为 0.8~1 米/秒，氨泵进出液管管径可按表 7-4-74 选用。

(5) 为了排除泵内和进液管道内因氨液蒸发而产生的气体，在氨泵进液管上应设置 $d=25$ 毫米的吸入管，并与循环贮液

表 7-4-74

氨泵进出液管管径表

管道 名称	氨 泵 流 量 (米 ³ /时)							
	3	4	5	6	7	8	9	10
进液管	57×3.0	63×3.0	76×3.5	76×3.5	89×3.5	89×3.5	89×3.5	95×3.5
出液管	38×2.2	42×2.2	57×3.0	57×3.0	57×3.0	63×3.0	63×3.0	76×3.5

器或总吸入管接通。

(6) 氨泵出液管上应设有旁通管, 并与循环贮液器连接, 以使多余的液体流回循环贮液器。该旁通管上应设有超压安全阀(超压1.0~1.5公斤/厘米²), 阀径可比出液管小两级。

(7) 氨泵进液管上应设置过滤器, 其位置应尽量靠近氨泵处。

(8) 氨泵的进出管两端, 必须装设截止阀。出液管上应设有压力表。

四、冷冻站制冷设备布置

(一) 冷冻站位置选择

冷冻站位置选择时应考虑下列因素:

(1) 冷冻站宜布置在全厂厂区夏季主导风向下风向, 动力区域内。一般应布置在锅炉房和散发尘埃站房的上风向。

(2) 力求靠近冷负荷中心, 并尽可能缩短冷冻管路和冷却水管网。

(3) 氨冷冻站不应设在食堂、托儿所等建筑物附近或人员集中的场所。其防火要求应按现行的《建筑设计防火规范》执行。

(4) 机器间夏季温度较高, 其朝向尽量选择通风较好, 夏季不受阳光照射的方向。

(5) 考虑发展的可能性。

要同时满足上述条件是困难的，因此，必须根据具体情况，与建筑、结构一起作综合分析比较，最后确定冷冻站的位置。

（二）制冷设备的布置

1. 制冷设备布置的原则

（1）设备布置应符合工艺流程及操作检修的要求，并尽可能使设备布置紧凑，及节省建筑面积。

（2）机房内的主要通道和操作走道宽度 ≥ 1.5 米；

压缩机突出部分与配电盘或总调节站之间的距离 ≥ 1.5 米；

二台压缩机突出部分之间距离 ≥ 1 米；

机房内外主要通道的宽度 ≥ 0.8 米。

（3）压缩机间的高度，应根据压缩机的型号，考虑在检修时便于抽出活塞所需的空间。压缩机间的一般高度不得低于4米。

（4）为了安全，压缩机间要有两个通向外面的门，冷冻站的门、窗均应向外开启。

（5）设备管路上的压力表、温度计及电动机的电流表等，应设置在便于观察的地方。

2. 压缩机的布置

（1）压缩机的压力表及其他操作仪表应面向主要操作通道。

（2）压缩机的进气、排气阀应位于主要操作通道。

（3）压缩机进气、排气阀的设置高度应在1.2~1.5米之间，超过高度时应在压缩机旁设立操作台。

3. 油分离器的布置

（1）除了压缩机附带的油分离器外，油分离器应设在室外。但当采用卧式冷凝器时，油分离器可以一起放在室内。

（2）凡洗涤式油分离器，其进液口必须较冷凝器出液口低200~250毫米。该油分离器的进液管应从冷凝器出液管的底部接出。

(3) 油分离器上不必装压力表和安全阀。

4. 冷凝器的布置

(1) 立式冷凝器布置在室外，离冷冻站外墙约为3米并离机房出入口较近的地方。应设置操作平台。

(2) 卧式冷凝器设在室内，应考虑其清洗和更换管子的可能。

(3) 蒸发式冷凝器一般设在室外或顶棚上，应避免太阳的直接照射。

(4) 冷凝器的安装高度必须考虑其液体能自流入贮液器内。

(5) 冷凝器应装设压力表和安全阀。

5. 贮液器的布置

(1) 贮液器一般设在室内，如果要设在室外时，应防止太阳的直接照射。

(2) 贮液器应布置在冷凝器近侧。其安装高度必须与冷凝器配合，使冷凝器冷凝的冷剂液体能借重力通畅地自流入贮液器。

(3) 设置两个或两个以上的贮液器时，必须利用其底部的接口用管子接通，连通管上应装关闭阀，以平衡各个贮液器的液位。

(4) 贮液器与冷凝器之间应装设均压管。每个贮液器上应装设压力表、安全阀和液面指示器。

6. 蒸发器的布置

(1) 立式蒸发器安装在设备间内，三台以下蒸发器可以靠墙安装，多台蒸发器可以连成一片，台数很多时亦可以分成二组，以便于通行。

(2) 立式蒸发器的基础高度一般为200毫米，在箱底下均匀设置 150×150 或 200×200 毫米的枕木，枕木的长度与水箱宽度相同，其中心距离约为800~1000毫米，枕木之间用隔热材料填实。

(3) 卧式蒸发器设在室内，应考虑其清洗和更换管子的可

能性。

(4) 卧式蒸发器上必须装设安全阀及压力表。在封头盖上, 和卧式冷凝器一样, 应装有放空气及放水阀门。

7. 机房氨液分离器的布置

(1) 氨液分离器的设置高度, 应能保证其液体借液位差自流入低压贮液器。在氨液分离器与低压贮液器之间应专设气体均压管。

(2) 当氨液分离器兼作重力系统供液时, 其设置高度应能保证其液体借液位差畅流入蒸发器(冷却排管、冷风机盘管)。

(3) 禁止在氨液分离器的气体进出管上另设旁通管。

(4) 氨液分离器上应装设压力表和液位指示器。

8. 低压循环贮液器的布置

(1) 低压循环贮液器专为氨泵系统所设。它应靠近氨泵。其设置高度, 应使其内贮存氨液的最低液面高于氨泵液体入口的静液柱(约1~3米)。以保证克服氨泵进液管线上的各种阻力。

(2) 低压循环贮液器应装设压力表、安全阀和液面指示器。

9. 排液桶的布置

(1) 排液桶一般布置在设备间内, 并应靠近冷间一侧。

(2) 排液桶的进液口必须低于机房氨液分离器的排液口, 以保证氨液分离的液体自流入桶内。

(3) 排液桶应设降压用的吸入管和加压用的高压加压管。

(4) 排液桶应设有压力表、安全阀和液面指示器。

(三) 5000吨/年啤酒厂冷冻站布置图

见图7-4-19。

五、空气冷却器

(一) 空气冷却器的类型

空气冷却器是一种冷却空气的设备。按空气的循环方式可分为两大类:

(1) 空气自然循环的, 如墙排管、顶排管等。

(2) 空气强制循环的, 主要有下列两种型式:

① 干式空气冷却器;

② 湿式空气冷却器。

干式空气冷却器内装有盘管, 空气流经盘管管壁时被冷却, 管内通以制冷剂、盐水或冷水。啤酒厂目前采用的干式冷却器有: 光滑管空气冷却器、立式冷风机和吊顶式冷风机。

湿式空气冷却器是利用空气直接和盐水或水接触的办法来冷却。属于此类型的空气冷却器有洗涤式和喷淋式两种。

洗涤式空气冷却器, 是一种垂直式淋水室。一般以盐水作冷媒, 把需要冷却处理的空气由淋水室下部引入, 经过洗涤层、挡水层, 再送至室内。这种空气冷却器的优点是结构简单, 没有霜, 传热系数高 (一般 $K=1500\sim 1800$ 千卡/米²·小时·℃)。缺点是设备腐蚀严重, 需要一套盐水再生设备, 占地面积较大。

喷淋式空气冷却器, 也是一种淋水室, 一般以水作冷媒。在淋水室中, 利用不同温度的水对需要处理的空气直接喷淋, 使其产生热湿交换, 从而达到冷却、加湿等目的。喷淋式空气冷却器, 设备制造比较容易, 可以就地取材, 具有热工性能上的多样性, 传热系数高, 能保证处理后空气的温度、湿度要求; 缺点是冷冻水系统比较复杂, 占地面积大。目前, 在空气调节上应用相当广泛。国内啤酒厂麦芽车间空气调节几乎全部采用这种空气冷却设备。

(二) 空气冷却器的计算

1. 冷却排管的计算 (墙、顶排管)

冷却面积:

$$F = \frac{Q_k}{K\Delta t} \quad (\text{米}^2)$$

式中 Q_k ——冷间冷分配设备负荷 (千卡/小时)

Δt ——冷间空气温度与制冷剂 (或冷媒) 蒸发温度之差

(℃)

K——冷却排管的传热系数 (千卡/米²·时·℃)

当 $\Delta t = 10^\circ\text{C}$ 时, K_{10} 值见表7-4-75

表 7-4-75 直径57×3.5之光滑管, 顶排管的 K_{10} 值

室内空气温度 (℃)	顶排管		不同根数的单排墙排管			
	单排	双排	6根	10根	14根	18根
0	8.4	7.8	8.4	9.2	10.3	12.0
-18	6.0	5.5	6.0	6.5	7.4	8.5

氨泵供液时, 排管的传热系数比上表的数值大15%。

冷间空气温度与制冷剂温度之差 $\Delta t \neq 10^\circ\text{C}$ 时, K值如下换算:

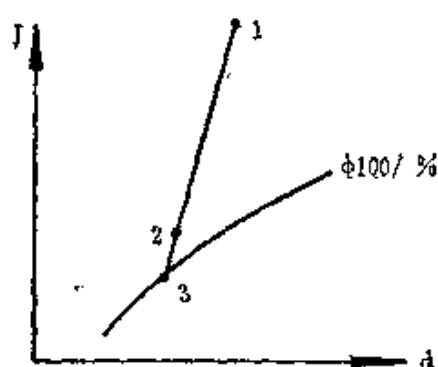
$$K = K_{10} \left(\frac{\theta}{10} \right)^{0.25}$$

式中 θ ——制冷剂与冷间空气温度差 (℃)

2. 平式光滑管空气冷却器的计算

在干式空气冷却器中, 当管壁温度低于空气的露点温度时,

空气状态变化为减焓降温过程, 如图7-4-20所示。



点1—空气的起始状态

点2—处理后的空气状态

点3—冷却器表面的平均温度, 点3位于饱和曲线上。

湿空气的I-d图如图

图 7-4-20 干式空气冷却器的空气减焓降温过程

7-4-21所示。

(1) 冷却面积

$$F = \frac{Q_K}{K \Delta t_m} \quad (\text{米}^2)$$

式中 Δt_m ——循环空气与制冷剂或冷媒的对数平均温差(℃)。

K ——传热系数(千卡/米²·时·℃)。理论计算比较复杂,可参考有关资料。工程上可按如下经验公式计算,

$$K = 13\sqrt{w}$$

w ——空气流速(米/秒),一般采用 $w = 4 \sim 5$ 米/秒

(2) 空气冷却器风量

在确定空气冷却器风量时,必须满足冷却器净截面处的气流速度的要求。一般计算公式如下,

$$V = \frac{Q_K}{(i_1 - i_2) \gamma_2} \quad (\text{米}^3/\text{时})$$

式中 i_1 ——吸入空气的焓值(千卡/公斤)

i_2 ——处理后空气的焓值(千卡/公斤)

γ_2 ——处理后空气的容重(公斤/米³)

(3) 冷却器管簇的阻力

$$\Delta p = \xi n \frac{\gamma w^2}{2g} \quad (\text{毫米水柱})$$

式中 ξ ——局部阻力系数

n ——沿气流方向上管子列数

γ ——空气容重(公斤/米³)

w ——气流速度(米/秒)

局部阻力系数按下列公式计算,

当管错排时:

$$\xi = \left[0.92 + \frac{0.44}{\left(\frac{x_1}{D} - 1 \right)^{1.08}} \right] Re^{0.15}$$

当管并列排列时,

$$\xi = \left[0.176 \frac{\frac{x_2}{D}}{\left(\frac{x_1}{x_2} - 1 \right)^{0.5}} \right] Re^{0.15}$$

式中 x_1 ——与气流垂直方向上管子之间的中心间距 (米)

x_2 ——沿气流方向上管子之间的中心距离 (米)

D ——管子外径 (米)

Re ——雷诺数

$$m = 0.43 + \left(\frac{1.13 D}{x_2} \right)$$

3. 干式翅片管冷风机的计算

(1) 空气冷却器表面积

$$F = \frac{Q_k}{K \Delta t} \quad (\text{米}^2)$$

式中 Q_k ——冷风机的冷负荷 (千卡/小时)

Δt ——冷间空气温度与制冷剂 (冷媒) 温度差 (°C)

K ——传热系数 (千卡/米²·小时·°C), 如下表所示

表 7-4-76

空气流速 3~5 米/秒时的 K 值

蒸发温度 (°C)	-40	-20	-15	0°C 及 0°C 以上
传热系数 (K)	10.0	11.0	12.0	15.0

(2) 冷却器空气流通面积

$$F_1 = V / 3600 \times w \quad (\text{米}^2)$$

式中 V ——冷却器风量 (米³/时)

(3) 冷却器断面积

$$F_t = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 \quad (\text{米}^2)$$

式中 F_1 ——冷却器断面内管子所有面积 (米²)

F_2 ——冷却器断面内翅片所有面积 (米²)

F_4 ——冷却器断面内型钢所有面积 (米²)

(4) 通风机全风压计算

$$H = \frac{\gamma}{1.2} (\Delta p + \Delta H_m + \Delta H_c) \quad (\text{毫米水柱})$$

式中 ΔH_m ——摩擦阻力 (毫米水柱)
 ΔH_e ——局部阻力 (毫米水柱)
 γ ——温度为 t_2 ℃ 时空气容重 (公斤/米³)
 Δp ——翅片管的空气阻力 (毫米水柱), 见图7-4-22

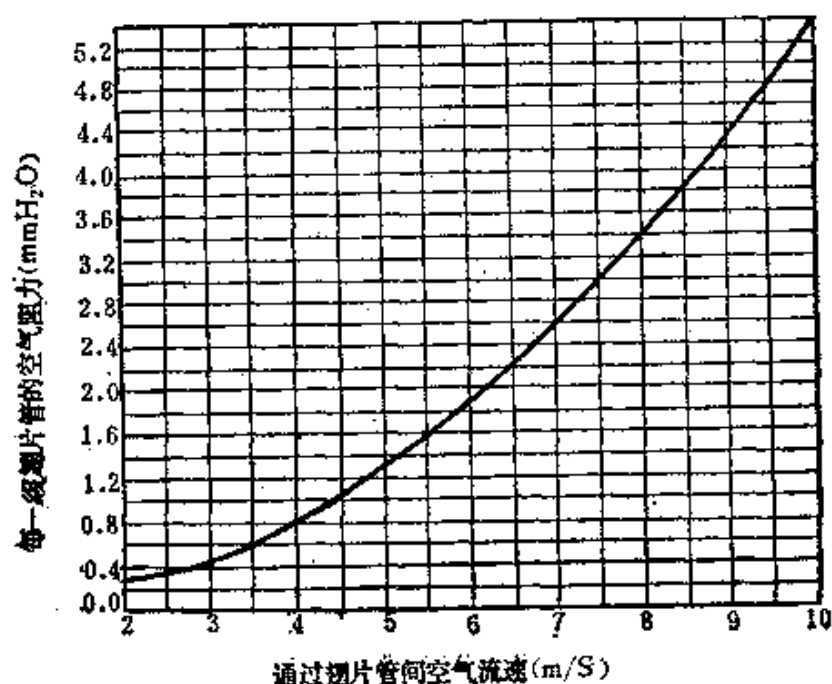


图 7-4-22 翅片管的空气阻力图

(5) 通风机的功率

$$N = \frac{VHK}{102\eta_a\eta 3600} \quad (\text{千瓦})$$

式中 V ——风量 (米³/时)
 H ——通风机全压 (毫米水柱)
 η ——通风机效率
 η_a ——皮带传动效率, $\eta_a = 0.9 \sim 0.95$
 K ——电动容量储备系数, 轴流式通风机 $K = 1.10$; 离心式通风机:

电动机容量	≤ 0.5 千瓦	$K = 1.5$
	≤ 1.0 千瓦	$K = 1.3$
	≤ 2.0 千瓦	$K = 1.2$

≤ 5.0 千瓦 $K=1.15$

≥ 5.0 千瓦 $K=1.10$

(6) 冲霜水量

$$G=0.035Ft$$

式中 0.035——冲霜用水量 (米³/米²·小时)

F ——冷却器的表面积 (米²)

t ——冲霜延续时间, 一般采用 1/3~1/4 小时

六、制冷系统的管路设计资料

(一) 管路布置要点

(1) 管路布置应考虑操作和检修方便, 经济合理, 阻力小, 并适当注意整齐。

(2) 管路坡度方向, 可按表 7-4-77 选择。

(3) 管路布置时, 供液管不应有局部向上凸起的弯曲现象, 气体吸入管不应有局部向下凹的弯曲现象。以避免产生“气囊”

表 7-4-77 系统管道坡度方向

管道名称	倾斜方向	倾斜度参考数值 (%)
压缩机排气管至氨油分离器 的水平管段	向氨油分离器	0.3~0.5
与安装在室外冷凝器相联结 的排气管	向冷凝器	0.3~0.5
压缩机吸气管的水平管段	向氨液分离器或低压贮液桶	0.1~0.3
冷凝器至高压贮液桶的出液 管水平管段	向高压贮液桶	0.5~0.1
液体分配站至蒸发排管的供 液管水平管段	向排管	0.1~0.3
蒸发排管至气体分配站的回 气管水平管段	向排管	0.1~0.3

和“液囊”，阻碍供液和气体的通过。

(4) 管路支、吊架的设置 管路支、吊架允许最大距离按表7-4-78选择。

管路支、吊架布置应考虑热膨胀，一般均利用管道弯曲部分自然补偿。但当低压管直线管段长度超过100米和高压管段直线长度超过50米时，应适当设置伸缩器。

在金属支、吊架上安装低压管路时，应根据保温层厚度设置木垫块。

(5) 吸入管与排气管在一起敷设时，其管壁间距不得小于250毫米，如布置在同一垂直面上，吸入管在排气管下面。

表 7-4-78

管道吊点最大间距表

外径×管壁厚 度(毫米)	管 道 吊 点 最 大 间 距(米)				
	气体管不 带隔热层	氨液管不 带隔热层	气体管 带隔热层	氨液管 带隔热层	盐水管 带隔热层
YB231-04冷拔(冷轧)无缝钢管 *10或*20优质炭素钢					
10×2.0	—	1.05	—	0.27	—
14×2.0	—	1.35	—	0.45	—
18×2.0	—	1.55	—	0.60	—
22×2.0	1.95	1.85	0.75	0.76	0.76
32×2.2	2.60	2.35	1.02	1.02	1.02
38×2.2	2.85	2.50	1.20	1.16	1.16
42×2.2	3.25	2.80	1.42	1.40	1.40

YB231-64热轧无缝钢管 *10或*20优质炭素钢

续表

外径×管壁厚 度(毫米)	管 道 吊 点 最 大 间 距 (米)				
	气体管不 带隔热层	氨液管不 带隔热层	气体管 带隔热层	氨液管 带隔热层	盐水管 带隔热层
57×3.5	3.80	3.33	1.92	1.90	1.90
76×3.5	4.60	3.94	2.60	2.42	2.42
89×3.5	5.15	4.32	2.75	2.60	2.60
108×4.0	5.75	4.75	3.10	3.00	2.95
133×4.0	6.80	5.40	3.80	3.65	3.60
159×4.5	7.65	6.10	4.56	4.30	4.25
219×6.0	9.40	7.38	5.90	—	5.40
273×7.0	10.90	8.40	7.35	—	6.55
325×8	12.25	9.40	8.66	—	7.55
377×10	13.40	10.40	10.00	—	8.70

(6) 各种管路原则上采用煨制弯头, 弯曲半径一般不小于4倍管道外径, 对管径较大的管路, 允许弯曲半径不小于其外径的2.5倍。

(7) 管路穿墙时应设有套管, 管子与套管之间应留有10毫米左右的空隙, 在空隙内不填充材料。

(二) 管路连接和管路附件设置

(1) 除阀门之类的附件允许采用法兰、丝扣连接外, 其余管路的连接一律采用焊接。

(2) 法兰连接用垫片, 采用浸过甘油和冷冻油的石棉橡胶板, 板厚度1~3毫米。丝扣连接用涂料采用氧化铝和甘油调拌的混合剂。

(3) 阀门装设位置应便于操作, 阀门禁止朝下装设。

(4) 节流阀及静止阀等必须按介质的流向装设。

(三) 设备部分安全阀口径的选择

安全阀的直径应与容器上安全管的直径相一致, 自制容器按下表选用安全阀大小。

表 7-4-79

安全阀选用表

设备内氮容量 (公斤)	<1000	<2000	<3000	<4000	≥4000
安全阀公称直径 (毫米)	15	20	25	32	50

设备的安全阀必须校正在下列压力时自动开启: 低压系统12.5公斤/厘米²表压力, 高压系统18.5公斤/厘米²表压力。校正后的安全阀应进行铅封。

安全阀前要装设关闭阀, 关闭阀应铅封成开启状态。

安全管直径不应小于安全阀的公称直径, 当几个安全阀共用一根安全管时, 总管的截面应不小于32毫米, 不大于57毫米。安全管放出口应高于冷间屋檐或半径50米以内的邻近最高建筑物屋檐一米。

(四) 管路管径的选择

(1) 氨系统的管路一律采用无缝钢管, 水系统的管路可采用焊接钢管或无缝钢管, 盐水管路一律采用镀锌钢管。

(2) 管径计算

$$D = \sqrt{\frac{4Gv}{\pi w 3600}} \text{ (米)}$$

式中 G——管路中介质流量 (公斤/小时)

表 7-4-80 各种管道的允许流速

管 道 名 称	允许流速(米/秒)	管 道 名 称	允许流速(米/秒)
氨系统方面:			
吸入管	10~16	氨液分离器至液体分配站的供液管 (限于重力供液式)	0.2~0.25
排气管	12~25	盐水系统方面:	
组合式氨压缩机的(气体)吸入管	20~25	供水总管	<2.5
组合式氨压缩机的(气体)排气管	24~30	供水支管	1.0~1.5
冷凝器至高压贮液桶的液体管	<0.6	重力回水管	0.5
冷凝器至膨胀阀的液体管	1.2~2.0	盐水泵吸入管	0.8
高压供液管	1.0~1.5	冷水系统方面:	
低压供液管	0.8~1.0	水泵吸水管	
自膨胀阀至蒸发器的液体管	0.8~1.4	Dg<250毫米时	1~1.2
溢液管	0.2	Dg≥250毫米时	1.2~1.6
氨系统中蒸发器至低压贮液桶的回液管	0.25	水压水管	
氨系统中低压贮液桶至氨泵的进液管	0.2~0.5	Dg<250毫米时	1.5~2
自蒸发器至氨液分离器的回汽管	10~16	D>250毫米时	2~2.6

v ——介质比容 (米³/公斤)

w ——介质在管路中的流速 (米/秒), 表7-4-80为各种管路的允许流速

氨管路管径可根据制冷量、蒸发温度及总的压力降由计算图7-4-23查得。

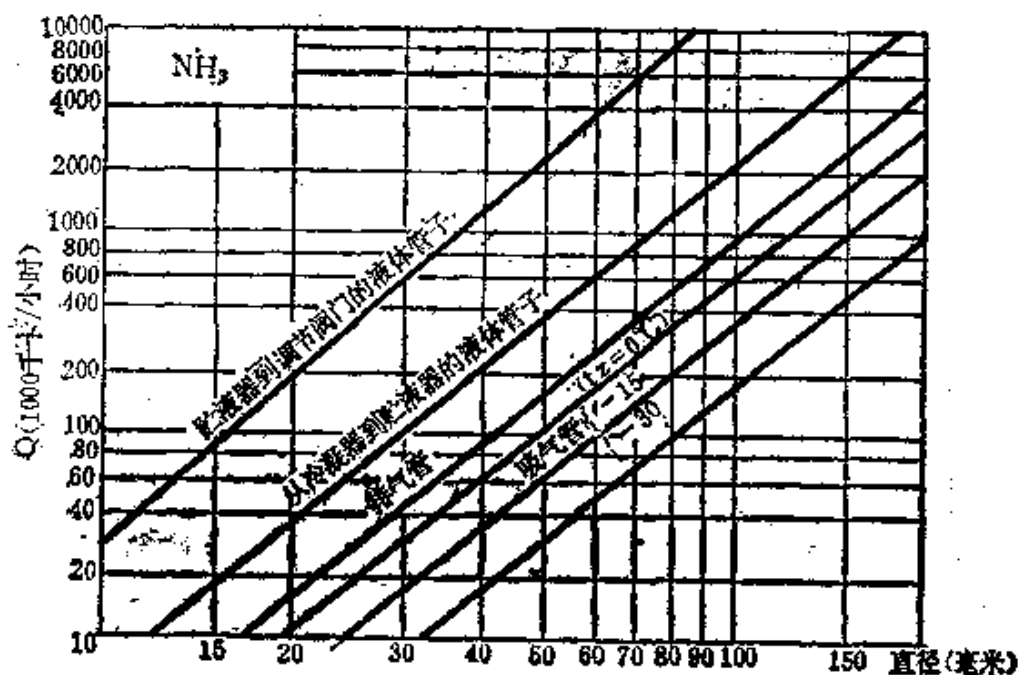


图7-4-23 总管长度小于30米时氨管管径选择图

此表制定时, 其压力损耗 (每米长度) 的依据如下,

在吸气管中, $t_e = -30^\circ\text{C}$ 为5毫米水柱, $t_e = -15^\circ\text{C}$ 为10毫米水柱,

$t_e = 0^\circ\text{C}$ 为20毫米水柱

在排气管中, 为20毫米水柱

盐水管路管径由计算图7-4-24查得。

水管管径可由表7-4-81查得。管道的水力计算可参考有关资料。

(五) 设备及管道的保温

凡属低温的设备和管道 (在蒸发压力下工作) 均须做保温结构。保温结构由下面几部分组成,

防腐层

保温层

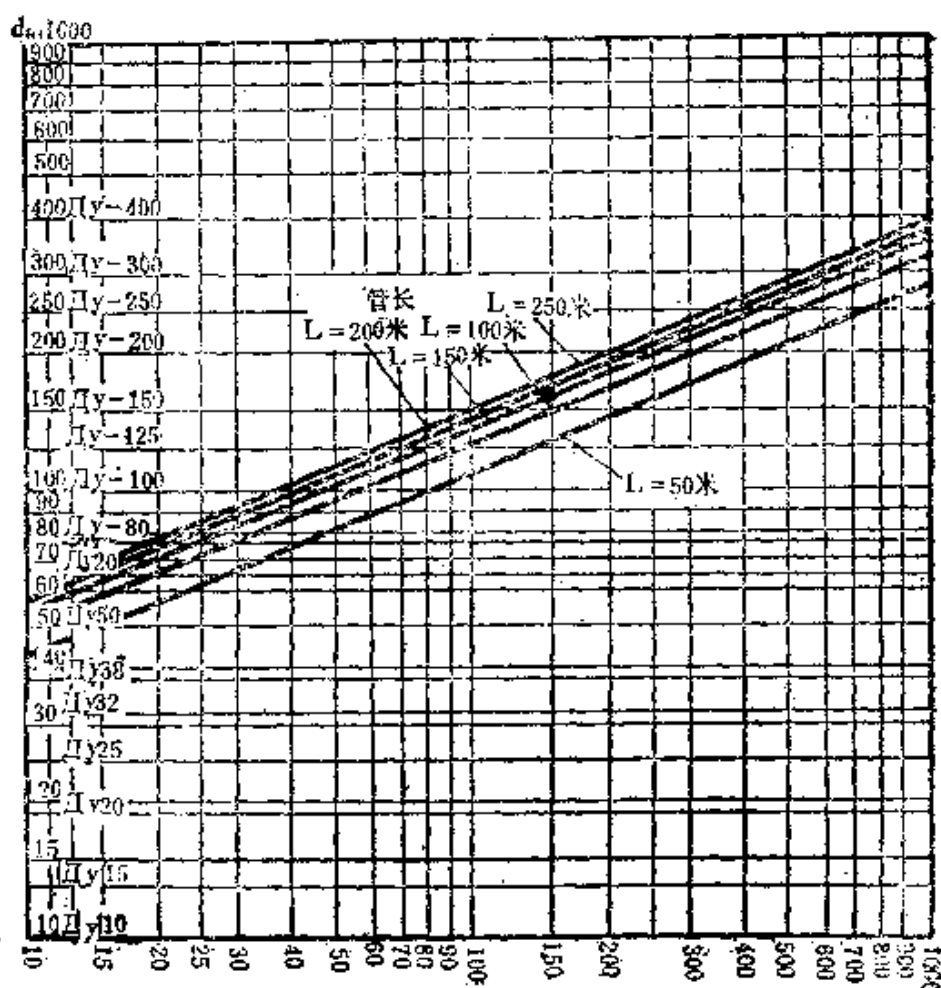


图 7-4-24 盐水管管径计算图

表内产冷量计算单位为1000千卡/小时。

管径系根据总压力损失 $\Sigma\Delta P \leq 5,000$ 公斤/米²，盐水温差 $\Delta t = 1.5^\circ\text{C}$ 时计算确定。

例：设一盐水管负荷为150,000千卡/小时，其进盐水管和出盐水管总长度包括局部阻力当量长度为150米

则 管径(A点)等于160毫米

最近似公称直径 $d = 200$ 毫米

(根据苏联国立制冷设计院标准中图表复制)

防潮层

保护层

色 层

1. 保温计算

表 7-4-81

水管管径选择表

水量W (米 ³ /小时)	水 泵 吸 水 管			水 泵 压 水 管		
	管径D _g (毫米)	流速V (米/秒)	水头损失i (毫米/米)	管径D _g (毫米)	流速V (米/秒)	水头损失i (毫米/米)
30	100	0.96	19.0	100	0.96	19.0
40	125	0.83	11.0	125	0.83	11.0
50	125	1.05	17.2	125	1.05	17.2
60	150	0.90	10.2	125	1.28	25.0
70	150	1.15	17.2	150	1.15	17.2
80	150	1.19	17.2	150	1.19	17.2
90	150	1.32	21.2	150	1.32	21.2
100	200	0.81	17.6	150	1.48	26.6
150	200	1.37	16.4	200	1.37	16.4
200	225	1.42	15.1	200	1.82	29.1
250	250	1.40	12.7	225	1.78	23.6
300	250	1.60	17.8	250	1.68	18.2
350	300	1.33	8.84	250	1.96	24.8
400	300	1.53	11.8	250	2.20	31.2
450	300	1.72	15.0	300	1.72	15.0
500	325	1.63	12.0	300	1.92	18.4
550	325	1.79	14.4	300	2.08	21.7
600	350	1.68	11.9	325	1.95	17.2

保温计算的目的是确定保温层的厚度，除满足保温层外表不产生凝结水外，还应使管道冷损失引起的温升不超过允许范围。

管道和设备保温层的最小厚度计算，可按下式进行：

$$\frac{t_k - t_n}{t_k - t_l} = 1 + \frac{1}{2\lambda} \alpha \ln \frac{D_1}{D_2} \cdot D_1$$

式中 t_k ——空气温度，当室外架空敷设时，可取最热月平均温度(℃)，见表7-4-82

t_n ——管内介质温度(℃)

表 7-4-82

部分城市气象资料 and $\frac{t_k - t_n}{t_k - t_l}$ 值

城市	最热月平均 温度 t_k (°C)	最热月平均相 对湿度 (%)	对应露点温度 t_l (°C)	管内介质为 0°C 时 $\frac{t_k - t_n}{t_k - t_l}$ 值
哈 尔 滨	24	76	19.2	5
长 春	23.4	77	18.9	5.2
沈 阳	24.8	78	20.5	5.8
大 连	23.3	88	21	10.1
呼 和 浩 特	22.1	64	14.6	3
乌 鲁 木 齐	23.8	46	12.3	2.1
兰 州	22.8	58	13.7	2.5
银 川	28.7	62	15.6	2.9
西 宁	17	66	10.8	2.5
西 安	27.6	72	21.9	4.9
宝 鸡	25	70	18.8	4
北 京	26.1	77	21.6	5.8
天 津	27.2	78	23.1	6.6
张 家 口	28	67	16.2	3.4
太 原	23.8	69	17.5	3.8
南 京	28.2	81	24.4	7.4
上 海	27.2	83	23.9	8.3
合 肥	28.2	80	24.2	7.1
杭 州	28.4	80	24.4	7.1
福 州	28.5	79	24.3	6.8
郑 州	27	77	22.6	8
武 汉	28.8	70	22.5	4.6
长 沙	28.7	73	24.1	5.3
南 昌	29.3	73	23.7	5.2
桂 林	28.5	78	24.3	6.8
广 州	28.3	83	25.0	8.6
成 都	26.4	86	23.7	9.8
重 庆	26.5	77	23.9	6.2
昆 明	20.1	82	16.7	5.9

续表

城市	最热月平均 温度 t_K (℃)	最热月平均相 对湿度(%)	对应露点温度 t_l (℃)	管内介质为0℃时 $\frac{t_K - t_a}{t_K - t_l}$ 值
贵 阳	24.5	77	20.0	5.5
峨 嵋	26.4	80	22.8	7.3
济 南	28.4	68	22.1	4.5
锦 州	25.3	74	20.3	5.1
石 家 庄	26.3	78	22.3	6.6
宜 宾	27.7	80	24.1	7.7

t_l ——管道保温层外表面的温度(℃), 即空气的露点温度, 见表7-4-82。

D_1 ——保温层外径(米), $D_1 = D_2 + 2\delta$

δ ——保温层厚度(米)

D_2 ——管子外径(米)

α ——空气至保温层表面的放热系数

室内管道 $\alpha = 5 \sim 10$ 千卡/米²·小时

室外管道 $\alpha = 10 + 6\sqrt{W}$ 千卡/米²·小时

W ——空气流速(米/秒)

λ ——保温材料的导热系数, 见表7-4-83

表 7-4-83

常用保温材料的主要性能

材 料 名 称		矿 渣 棉 管 壳、板	玻 璃 棉 毡 管壳、板	软 木	泡 沫 塑 料
性 能					
导 热 系 数	千卡/米·小时℃	0.04~0.05	0.03~0.05	0.04~0.07	0.25~0.35
容 量	公斤/米 ³	150~200	100~130	150~300	<15
耐 热 度	℃	<250	<350		<60
耐 寒 度	℃		-35		

2. 单位长度管道的冷损失

$$q_l = \frac{\pi(t_k - t_a)}{\frac{1}{\alpha\lambda} \ln \frac{D_1}{D_2} + \frac{1}{\alpha D_1}} \quad (\text{千卡/米} \cdot \text{小时})$$

表 7-4-84

矿渣棉保温层厚度

管 道		$\frac{t_k - t_a}{t_k - t_l}$		
公称通径	外 径	8	9	10
(毫米)		保温层厚度 (毫米)		
15	18	45	55	70
20	25	50	60	75
25	32		65	80
32	38			85
40	45	55	70	90
50	57			95
65	73	60	75	100
80	89		80	105
100	108	65	85	
125	133	70		110
150	159		90	115
200	219	75	95	125
250	273		100	130
300	325	80		135
350	377		105	
400	426			
D>1米及平面设备		120	150	180

3. 管道和设备保温层厚度

可参看表7-4-84至表7-4-88。

表 7-4-85

玻璃棉管壳或玻璃棉毡保温层厚度

管 道		$\frac{t_k - t_a}{t_k - t_l}$				
公称通径	外 径	6	8	10		
(毫米)		保温层厚度 (毫米)				
15	18	30	40	50		
20	25	35		45	55	
25	32		40		50	60
32	38					45
40	45	50		60		
50	57		55		65	
65	73					60
80	89	65		75		
100	108		70		80	
125	133					75
150	159	80		90		
200	219		85		95	
250	273					90
300	325	95		110		
350	377		100		120	
400	426					110
D≥1米及平面设备		120		140		

表 7-4-86

软木保温层厚度

管 道		$\frac{t_k - t_a}{t_k - t_l}$		
公称直径	外 径	6	8	10
(毫米)		保温层厚度 (毫米)		
15	18		40	55
20	25	35	45	
25	32		50	60
32	38		55	
40	45	40	60	65
50	57		65	70
65	73	45	70	
80	89		75	80
100	108		80	
125	133	50	85	
150	159		90	
200	219		95	
250	273	55	100	
300	325			
350	377			
400	426	60		
D ≥ 1米及平面设备				

表 7-4-88

设备隔热层厚度表

(单位: 毫米)

设 备	$t_2 = +30^{\circ}\text{C}$							
	$t_1 = -10^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -15^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -33^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -40^{\circ}\text{C}$	
名 称	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06
桶形设备								
直径 ≈ 1 米	80	110	90	125	125	175	160	225
直径 ≈ 0.75 米	80	110	90	120	120	170	155	220
直径 ≈ 0.6 米	75	105	85	115	115	160	145	205
设 备	$t_2 = +15^{\circ}\text{C}$							
	$t_1 = -10^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -15^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -33^{\circ}\text{C}$		$t_1 = -40^{\circ}\text{C}$	
名 称	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06	$\lambda =$ 0.04	$\lambda =$ 0.06
桶形设备								
直径 ≈ 1 米	55	75	65	90	105	150	135	190
直径 ≈ 0.75 米	55	75	65	90	105	145	130	185
直径 ≈ 0.6 米	50	70	60	85	100	135	125	175

(六) 5000吨/年啤酒厂供冷系统图
见图7-4-25。

图 7-4-25附表

30	空气过滤器	M-1 $Q=4000M^3/hr$ $R=7mmH_2O$	1	台
29	电动机	$N=1.5KW$	1	台
	轴流式通风机	$30K_{4-11}NO_2$ $Q=5730M^3/hr$ $H=25.5mmH_2O$	1	台
28	吊顶式冷风机	$GDL-125F=125M^3$	3	台
27	吊顶式冷风机	$GDL-100F=100M^3$	3	台
26	电动机	$N=0.25KW$	2	台
	轴流式通风机	$30K_{4-11}NO_2$ $Q=3200M^3/hr$ $H=15.5mmH_2O$	2	台
25	充氮站	$\phi 57 \times 3.5$	1	个
24	热氮调节站	$\phi 57 \times 3.5$	1	个
23	电动机	$JO72-2N=20KW$	1	台
	冷水泵	$4BA-8A$ $Q=90T/hr$ $H=45M$	1	台
22	电动机	$JO73-2N=28KW$	1	台
	盐水泵	$4BA-8A$ $Q=90T/hr$ $H=54.2M$	1	台
21	盐水分配站	$\phi 273 \times 7$	1	个
20	氮液过滤器	034-32	3	个
19	氮浮球调节阀	Z F-150	3	台

续表

18	气体分调节站	$\phi 108 \times 4$	1	个
17	液体分调节站	$\phi 89 \times 4$	1	个
16	总调节站	$\phi 89 \times 4$	1	个
15	集油器	J Y-219 D=219mm	1	只
14	紧急泄氮器	017-32	1	只
13	空气分离器	016-165 D=265mm	1	只
12	贮液桶	Z A-0.5 V=0.57M ³	1	只
11	氮泵	11N Q=5.5M ³ /hr P=4Kg/cm ²	1	台
10	氨液过滤器	V G-40 Dg=40mm	1	只
9	立式低压循环贮液器	Z L-100 V=2.5M ³	1	台
8	立式冷风机	干-350 F=350m ² 风机, 4-72-11, NO _{16D}	1	台
7	螺旋管冷水箱	S R-180 F _L =180M ³	1	台
6	螺旋管冷水箱	S R-90 F _L =90M ³	1	台
5	氨贮液器	Z A-2 V=2M ³	1	台
4	立式冷凝器	044-75 F _L =75M ³	3	台
3	氨油分离器	Y F-80 D=400mm	2	台

续表

2	电动机	JO ₂ 250M-6 N=75KW	1	台
	氨压缩机	4AV-12.5A, Q=100,000kcal/hr	1	台
1	电动机	JR92-6N=75KW	2	台
	氨压缩机	6AW-12.5A, Q=150,000kcal/hr	2	台
序号	名 称	型 号 规 格	数量	单位

第五章 气力输送系统的设计

第一节 概 述

(一) 设计准备

设计气力输送装置时，首先要对下列事项进行调查并搜集有关资料，作为设计的依据。

(1) 输送物料的特性：包括物料的粒径、形状、重度、水分、吸湿性、粘结性、流动性、破碎性等。

(2) 输送量：每天的总输送量，前道工序供给物料量的变动率，后道工序设备的处理能力，是否定量控制等。

(3) 输送空气的物理特性。

(4) 输送系统起点和终点的状况：设备的型式、使用情况及优缺点等。

(5) 输送距离和线路状况：水平长度，垂直距离，弯管数量和角度，敷设情况等。

(6) 运行时间。

(7) 运行管理条件及其他。

(二) 输送方式的选择

输送方式的选择，是设计过程中的首要问题。在确定输送方式的时候，既要考虑使用目的及现场具体情况，又要考虑输送功率的大小。一般来说，对短距离的输送，低压压送是有利的，对长距离的输送，以高压压送为有利。从功率消耗来说，吸送式是不利的，但它有特定的长处，所以应用也不少。在考虑各种条件之后，如吸送式和压送式这两种方式都能采用时，就需要作两种

输送方式的技术经济比较, 然后再确定用哪一种方式。

啤酒厂的原料输送, 由于各车间距离较远, 而且分叉道又多, 采用气力输送较为适当。其输送原料主要有: 大麦、绿麦芽和干麦芽三种。输送线路主要的有三条: 原大麦仓→大麦精选间→浸麦间; 发芽室(箱)→麦芽干燥炉; 干燥麦芽暂贮槽→麦芽仓→糖化间。这些作业线路均要求由分散点将物料集中。为了防止物料的磨损量过大和破碎, 以保证产品质量, 目前国内啤酒厂原料输送普遍采用吸送式输送系统。

第二节 设计计算与设备选择

一、气力输送的设计计算基础

(一) 物料平均粒径的计算方法

计算物料的平均直径的方法很多, 常用计算粒径方法有两种,

1. 粗颗粒平均粒径的计算方法

如大麦、小麦等谷物, 一般是采集 n 粒, 称其重量为 G_{sn} , 设其容重为 γ_s , 则:

$$G_{sn} = n \frac{\pi}{6} d_s^3 \gamma_s$$

$$\text{于是: } d_s = \sqrt[3]{\frac{6G_{sn}}{\pi\gamma_s n}} \quad (5-1)$$

2. 细颗粒平均粒径的计算方法

用计算调和平均粒径的方法。采定物料量(50~100克)用筛孔尺寸分别为 $d'_1, d'_2, d'_3, \dots, d'_{m+1}$ 的 $m+1$ 个筛子进行分级。

则: d'_1 至 d'_m 粒级的平均粒径 $d_i = \sqrt{d'_i \cdot d'_{i+1}}$ 占总重量百分比

为 X_{i-1}

d_{i-1} 至 d_i 粒径级的平均粒径 $d_i = \sqrt{d_{i-1} \cdot d_i}$ 占总重量百分比为 X_i ;

.....
 d_m 至 d_{m+1} 粒径级的平均粒径 $d_m = \sqrt{d_m \cdot d_{m+1}}$ 占总重量百分比为 X_m ;

全部粒子的平均粒径 d_s 为:

$$d_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{X_i}{d_i} \right)} \quad (5-2)$$

简单算术平均粒径:

$$d_s = \sum_{i=1}^n X_i \cdot d_i \quad (5-3)$$

式中 d_s ——球体平均直径 (米)

(二) 物料的悬浮速度

物料的悬浮速度是正确选择气流速度的主要依据, 是设计计算与实验研究气力输送的原始数据之一。

所谓悬浮速度, 即物料颗粒在垂直管道中脱离管壁并处于悬浮状态所需的流体速度称为悬浮速度。

计算物料悬浮速度的基本公式, 对于各种粗细不同的接近于球形单颗粒的物料有如下公式:

$$\begin{aligned} u_{10} &= \sqrt{\frac{4gd_s(\gamma_s - \gamma_a)}{3C\gamma_s}} \\ &= 3.62 \sqrt{\frac{d_s(\gamma_s - \gamma_a)}{C\gamma_s}} \end{aligned} \quad (5-4)$$

式中 g ——重力加速度, 9.81米/秒²

d_s ——物料颗粒直径 (米)

γ_s ——物料容重 (公斤/米³)

γ_s ——空气容重 (公斤/米³)

C ——球形颗粒的阻力系数, 它是雷诺准数 Re 的函数,

$$C=f(Re)$$

$$Re = \frac{u_{to} \cdot d_s}{\nu_s} \quad (5-5)$$

Re ——雷诺准数

ν_s ——管道中空气运动粘性系数 (米²/秒)

由上述公式和 $C=f(Re)$ 的实验曲线, 用试差法即可求得 u_{to} 。但该计算过程繁琐, 故一般将基本公式改换如下关系式:

$$\begin{aligned} CRe^2 &= \frac{4gd_s^3(\gamma_s - \gamma_a)}{3\gamma_a\nu_s^2} \\ &= 13.1 \frac{d_s^3(\gamma_s - \gamma_a)}{\gamma_a\nu_s^2} \quad (5-6) \end{aligned}$$

式中 γ_s, ν_s 值随温度变化, 其系列数值列于表 7-5-1。根据 5-6 式可求出 CRe^2 值, CRe^2 的系列数值列于表 7-5-2, 并相应列出 CRe, Re, C 的数值。

C 值求出后, 即可代入 5-4 式求出 u_{to} 。

物料颗粒群的悬浮速度: 实际物料颗粒群的悬浮速度均较理论悬浮速度小, 这是因为在管道内进行输送时, 受到管壁条件的限制和颗粒不规则形状等因素的影响。所以计算物料颗粒群的悬浮速度时应对单球体颗粒理论计算的悬浮速度进行修正:

管壁条件的修正:

$$u_t = u_{to} \left[1 - \left(\frac{d_s}{D} \right)^{2.4} \right] \quad (5-7)$$

式中 D ——输送管的内径 (米)

颗粒形状的修正:

$$u_t = u_{to} \frac{1}{\sqrt{K}} \quad (5-8)$$

式中 K ——以阻力系数定义的形状系数, 它表示非球形颗粒的

表 7-5-1

空气容重与空气运动粘性系数表

温度 $t(^{\circ}\text{C})$	干燥空气容重 $\gamma_a(\text{公斤}/\text{米}^3)$	绝对粘性系数 $\mu_a(\frac{\text{公斤}\cdot\text{秒}}{\text{米}^2})$	运动粘性系数 $\nu_a(\text{米}^2/\text{秒})$	湿空气容重 $\gamma_s(\text{公斤}/\text{米}^3)$		
				湿度		
				60%	75%	100%
		$\times 10^{-4}$	$\times 10^{-5}$			
-10	1.342	1.707	1.247	1.341	1.341	1.341
-9	1.337	1.712	1.256	1.336	1.336	1.336
-8	1.332	1.717	1.264	1.331	1.331	1.330
-7	1.327	1.722	1.273	1.326	1.326	1.325
-6	1.322	1.726	1.280	1.321	1.321	1.320
-5	1.317	1.733	1.290	1.316	1.316	1.315
-4	1.312	1.738	1.299	1.311	1.310	1.310
-3	1.307	1.743	1.311	1.306	1.305	1.305
-2	1.302	1.748	1.318	1.301	1.300	1.300
-1	1.298	1.753	1.324	1.297	1.295	1.295
0	1.293	1.758	1.333	1.292	1.291	1.290
1	1.288	1.763	1.342	1.286	1.285	1.285
2	1.284	1.768	1.351	1.282	1.281	1.281
3	1.279	1.773	1.360	1.277	1.276	1.275
4	1.274	1.778	1.369	1.272	1.271	1.270
5	1.270	1.783	1.377	1.268	1.267	1.266
6	1.266	1.788	1.386	1.263	1.262	1.261
7	1.260	1.793	1.396	1.258	1.256	1.255
8	1.257	1.798	1.402	1.254	1.253	1.252
9	1.252	1.803	1.412	1.249	1.248	1.247
10	1.247	1.808	1.421	1.244	1.243	1.241
11	1.243	1.813	1.430	1.240	1.238	1.237
12	1.238	1.817	1.439	1.235	1.233	1.232
13	1.234	1.823	1.449	1.231	1.229	1.227
14	1.230	1.827	1.457	1.226	1.224	1.223

续表

温度 $t(^{\circ}\text{C})$	干燥空气容重 $\gamma_a(\text{公斤}/\text{米}^3)$	绝对粘性系数 $\mu_a(\frac{\text{公斤}\cdot\text{秒}}{\text{米}^2})$	运动粘性系数 $\nu_a(\text{米}^2/\text{秒})$	湿空气容重 $\gamma_s(\text{公斤}/\text{米}^3)$		
				湿度		
				50%	75%	100%
15	1.226	1.833	1.496	1.222	1.219	1.218
16	1.221	1.831	1.475	1.217	1.215	1.213
17	1.217	1.842	1.454	1.213	1.210	1.208
18	1.213	1.847	1.493	1.208	1.206	1.204
19	1.208	1.852	1.503	1.203	1.201	1.198
20	1.203	1.857	1.512	1.200	1.197	1.195
21	1.201	1.861	1.520	1.195	1.193	1.190
22	1.196	1.867	1.530	1.190	1.187	1.184
23	1.193	1.871	1.537	1.187	1.184	1.180
24	1.188	1.876	1.548	1.181	1.178	1.175
25	1.185	1.881	1.557	1.178	1.174	1.171
26	1.181	1.886	1.567	1.174	1.170	1.166
27	1.177	1.891	1.576	1.169	1.165	1.161
28	1.172	1.895	1.586	1.164	1.160	1.155
29	1.169	1.900	1.594	1.160	1.156	1.152
30	1.163	1.905	1.604	1.156	1.151	1.147
31	1.161	1.910	1.613	1.151	1.145	1.141
32	1.157	1.914	1.622	1.147	1.142	1.137
33	1.153	1.919	1.632	1.142	1.137	1.131
34	1.149	1.924	1.642	1.138	1.132	1.126

表 7-5-2 球形顆粒的阻力系数C随雷诺准数Re的变化系列表

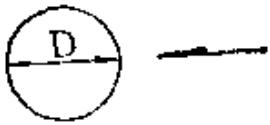
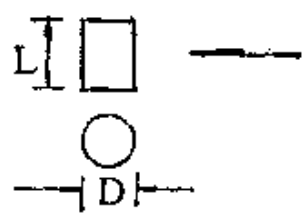
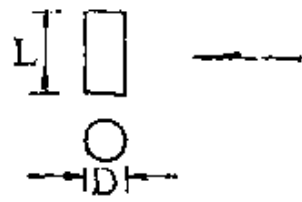
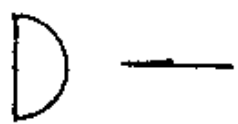
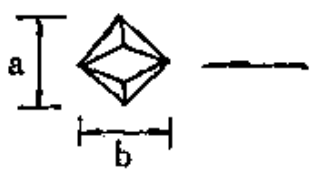
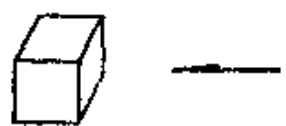
Re	C	CRe	CRe^2
0.1	240	24.0	2.4
0.2	120	24.0	4.8
0.3	80	24.0	7.2
0.5	49.5	24.8	12.4
0.7	36.5	25.6	17.9
1	26.5	26.5	26.5
2	14.5	28.8	57.6
3	10.4	31.2	83.7
5	6.9	34.5	173
7	5.4	37.8	265
10	4.1	41.0	410
20	2.55	51.0	1.02×10^3
30	2.00	60.0	1.80×10^3
50	1.50	75.0	3.75×10^3
70	1.27	89.0	6.23×10^3
100	1.07	107	10.7×10^3
200	0.77	154	30.8×10^3
300	0.65	195	58.5×10^3
500	0.55	275	138×10^3
700	0.50	350	245×10^3
1000	0.46	460	460×10^3
2000	0.42	840	1.68×10^6
3000	0.40	1200	3.6×10^6
5000	0.385	1920	9.6×10^6
7000	0.390	2730	19.1×10^6
10000	0.405	4050	40.5×10^6
20000	0.45	8000	180×10^6
30000	0.47	14200	426×10^6
50000	0.49	24500	1.23×10^9
70000	0.50	35000	2.45×10^9
100000	0.48	48000	4.8×10^9
200000	0.42	84000	16.8×10^9
300000	0.20	60000	18.0×10^9

不规则的程度。

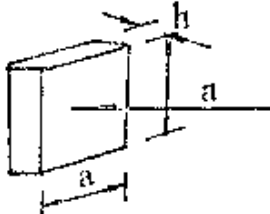
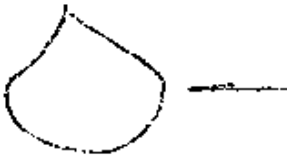
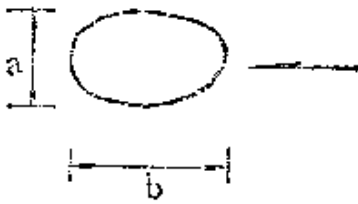
上海海运学院对多种不规则物料的K值作了实验测定，其结果见表7-5-3。

表 7-5-3

不规则物体的形状系数K

物体名称	物体形状及悬浮方向	K
圆球		1
圆柱体 $L:D=1$		1.37
圆柱体 $L:D=2$		1.66
半圆体		1.76
棱形体 $a:b=0.9$		1.76
正立方体		1.86

续表

物体名称	物体形状及悬浮方向	K
正方形板片 $h/a = \frac{1}{4}$		3.23
不规则球体		1.17
不规则椭圆柱体 $a/b = 0.71$		1.06
不规则块体		4.27

如果不规则颗粒物料的形状与表中某两种形状相似时，则该颗粒的形状系数K按下式计算，

$$\frac{1}{\sqrt{K}} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\sqrt{K_1}} + \frac{1}{\sqrt{K_2}} \right) \quad (5-9)$$

计算举例：

试计算大麦的悬浮速度。根据测定，大麦的颗粒重量为 $G_p = 0.045$ 克，容重 $\gamma_p = 1090$ 公斤/米³。假定温度 $t = 23^\circ\text{C}$ ，湿度为77%，管径 $D = 0.15$ 米。

解：已知 $G_p = 0.045$ 克 $= 4.5 \times 10^{-6}$ 公斤

$$\gamma_s = 1090 \text{ 公斤/米}^3 \quad D = 0.15 \text{ 米}$$

根据 $t = 23^\circ\text{C}$, 湿度为 77%

查表 7-5-1 得 $\gamma_a = 1.184 \text{ 公斤/米}^3$ 。

根据 5-1 式求平均直径:

$$d_s = 1.24 \sqrt{\frac{G_s}{\gamma_s}} = 1.24 \sqrt{\frac{4.5 \times 10^{-6}}{1090}} = 4.25 \times 10^{-3} \text{ (米)}$$

根据式 5-6 求 CR_s 值:

$$CR_s = 13.1 \frac{d_s^3 (\gamma_s - \gamma_a)}{\gamma_a v_s^2}$$

当 $t = 23^\circ\text{C}$ 时, 查表 7-5-1 得 $v_s = 15.37 \times 10^{-6}$

$$CR_s = 13.1 \frac{(4.25 \times 10^{-3})^3 (1090 - 1.184)}{1.184 \times (15.37 \times 10^{-6})^2}$$

$$\approx 4 \times 10^6$$

以 $CR_s = 4 \times 10^6$ 值查表 7-5-2 得 $C \approx 0.40$

根据式 5-4 和 5-7 求当量圆球的悬浮速度 u_{to} :

$$u_{to} = 3.62 \sqrt{\frac{(4.25 \times 10^{-3})(1090 - 1.184)}{1.184 \times 0.40}} \times$$

$$\times \left[1 - \left(\frac{4.25 \times 10^{-3}}{0.15} \right)^{2.4} \right]$$

$$\approx 10.6 \text{ (米/秒)}$$

大麦颗粒形状近似椭圆体及棱形体, 根据表 7-5-3 查得:

椭圆体 $K_1 = 1.06$

棱形体 $K_2 = 1.76$

$$\frac{1}{\sqrt{K}} = \left(\frac{1}{\sqrt{K_1}} + \frac{1}{\sqrt{K_2}} \right) \div 2$$

$$= \left(\frac{1}{\sqrt{1.06}} + \frac{1}{\sqrt{1.76}} \right) \div 2$$

$$= (0.97 + 0.75) \div 2 = 0.86$$

则大麦的悬浮速度应为:

$$u_t = \frac{u_{to}}{\sqrt{K}} = 10.6 \times 0.86 = 9.12 (\text{米/秒})$$

(三) 输送气流速度

选择合适的气流速度, 是保证气力输送系统运行正常的重要条件, 并将关系到装置的经济性。气流速度愈大, 压力损失也愈大, 则动力消耗大, 并增加管道和部件的磨损以及物料的破碎。气流速度过小, 则物料流动情况差, 容易产生阻塞。

在实际输送过程中, 由于颗粒和颗粒与管壁间的摩擦以及碰撞, 加之输送管中气流速度分布的不均匀, 使实际所需速度大于最大颗粒的悬浮速度。在粒状物料输送中, 气流速度大于悬浮速度数倍, 而粉状物料则是几十倍。因此, 设计时往往要根据理论计算, 实验结果和生产经验数据加以综合考虑, 然后进行选取。

气流速度的选择计算主要有下面三种方法:

1. 依悬浮速度选择:

见表7-5-4。

表 7-5-4 气流速度的经验系数表

松散物料在垂直管道中	$u_s \geq (1.3 \sim 1.7) u_t$
松散物料在水平管道中	$u_s \geq (1.8 \sim 2.0) u_t$
有二个弯头的垂直和倾斜管道中	$u_s \geq (2.4 \sim 4.0) u_t$
管路布置较复杂	$u_s \geq (2.6 \sim 5.0) u_t$
重量大, 成团粘结性的物料	$u_s \geq (5.0 \sim 10.0) u_t$

2. 按最佳气流速度计算

最佳气流速度的理论计算公式如下:

$$u_{ax} = \left\{ \frac{m L g u_{mg}}{m \varphi^2 \left(1 + \frac{\lambda_m L}{D} \right) + \varphi \left(1 + \frac{\lambda_s L}{D} \right)} \right\}^{\frac{1}{3}} (\text{米/秒})$$

(5-10)

式中 m ——混合比 (公斤/公斤空气)

L ——输送管长度 (米)

D ——输送管内径 (米)

u_{mg} ——悬移速度 (米/秒), 较悬浮速度大10%左右

φ ——粒子速度 u_s 和空气速度 u_a 之比值

$$\varphi = B - \frac{C}{u_a}$$

$$B \approx 0.9, C \approx 7.5$$

λ_a ——空气摩擦系数

λ_m ——空气和物料混合时的摩擦系数, 在 $m > 1$ 条件下,

$$\lambda_m = 0.005 \sim 0.008$$

最佳气流速度与实际气流速度相比偏小, 设计时可作参考。

3. 依经验公式选择

$$u_a = a \sqrt{\gamma_s + \beta L_s} \quad (\text{米/秒}) \quad (5-11)$$

式中 a ——系数, 见表7-5-5

表 7-5-5 系数 a 与物料直径的关系表

物料 d (毫米)	0~1	1~10	10~20	40~80
a	10~18	16~20	20~22	22~25

β ——系数 $\beta = (2 \sim 5) \times 10^{-4}$, 干物料取较小值

γ_s ——物料容重 (吨/米³)

L_s ——管道系统折算长度 (米)

4. 生产中实用的气流速度

见表7-5-6。

(四) 混合比的选择

混合比即为单位时间内通过输送管的1公斤空气所含的物料量或1米³空气所含的物料量。前者表示方法较适用, 因为其不受压力和温度影响, 单位用公斤/公斤表示。

表 7-5-6

气流速度表

物料名称	容重 γ , (吨/米 ³)	悬浮速度 u_1 (米/秒)	气流速度 u_2 (米/秒)
大 麦	1.2~1.35	8.7	15~25
绿麦芽			25
干麦芽		8.1	20
小 麦	1.24~1.38	6.2~9.8	15~24
大 豆	1.18~1.22	10	18~30
糙 米	1.12~1.22	7.7	15~25
玉 米		8.9~9.5	25~30
稻 谷		8.1~9.5	
荞 麦	1.18~1.28	7.8~8.7	
高 粱		8.9~9.5	

设单位时间输送物料量为 G_s 公斤/时, 输送所需空气重量为 G_a 公斤/小时, 则混合比 m 为:

$$\text{重量比值: } m = \frac{G_s}{G_a} = \frac{G_s}{3600\gamma_a u_a F} \quad (\text{公斤物料/公斤空气})$$

$$\text{体积比值: } m = \frac{G_s}{3600 u_a F} \quad (\text{公斤物料/米}^3 \text{空气})$$

混合比的选择主要取决于物料的特性, 输送方式以及输送的具体情况等。混合比大, 装置的效率高, 输送管径小, 投资费降低, 通过气体量小, 能量消耗也小。但混合比过大, 会使输送不均匀, 产生管道的堵塞, 以致降低装置的工作可靠性。

设计时, 如无实验数据和可靠资料, 可参考下面的数值。

1. 依输送方式确定 m

见表7-5-7。

2. 临界混合比 m_{sx}

气流输送过程中, 不发生堵塞的临界混合比 m_{sx} 与付鲁特准

表 7-5-7

混 合 比 值

输送方式	压力范围 (公斤/厘米 ²)	混合比 m
低真空吸送	-0.2 以下	1~10
高真空吸送	-0.2~-0.5	10~30*
低压吸送	小于 0.5	1~10
高压吸送	1~7	10~50

* 啤酒厂常用的混合比。

数的关系如下:

$$\text{小麦 } m_{ax} = 0.31 \left(\frac{F_r}{10} \right)^4 \quad (5-12)$$

$$\text{飞灰 } m_{ax} = 0.41 \left(\frac{F_r}{10} \right)^3 \quad (5-13)$$

$$\text{细砂 } m_{ax} = 0.31 \left(\frac{F_r}{10} \right)^{4.8} \quad (5-14)$$

式中 F_r ——付鲁特准数, $F_r = \frac{u_s}{\sqrt{gD}}$

这样可以根据给定的气流速度和输送管径来决定临界混合比 m_{ax} 。

3. 混合比与输料管的长度关系

面粉厂输送谷物时, 混合比与输送距离的关系如表 7-5-8 所示。

表 7-5-8

混合比与输送距离关系表

输送距离 (米)	20	30	50	75	100
混合比 m	17	15	14	12	10

(五) 输送风量和输送管直径计算

输送风量:

$$Q_a = \frac{G_s}{\gamma_s m} \quad (\text{米}^3/\text{时}) \quad (5-15)$$

输送管直径:

$$D = \sqrt{\frac{4Q_a}{\pi u_a 3600}} \quad (\text{米}) \quad (5-16)$$

式中 G_s ——输送物料量 (公斤/小时)

γ_s ——气体的容重 (公斤/米³)

m ——混合比 (公斤/公斤)

u_a ——气流速度 (米/秒)

(六) 气力输送系统的压力损失

气力输送系统压力损失的计算, 是气力输送设计的一项重要内容, 是合理选择设备并保证其正常运转的一个重要环节。

物料特性和混合比的大小, 气流速度和输送管长度及其敷设情况等, 是影响压力损失的重要因素。

气力输送系统压力损失主要由如下几部分组成:

- ① 进料装置的压力损失 ΔP_1 。
- ② 起动物料时所必须的加速压力损失 ΔP_2 。
- ③ 固气混合物沿直管部分的摩擦及提升物料的压力损失 ΔP_3 。
- ④ 弯管部分的压力损失 ΔP_4 。
- ⑤ 各工作物件等压力损失 ΔP_5 。
- ⑥ 废气段的压力损失 ΔP_6 。

气力输送系统的总压力损失是:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \Delta P_4 + \Delta P_5 + \Delta P_6 \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-17)$$

1. 进料装置的压力损失

$$\Delta P_1 = (C + m) \frac{\gamma_s u_s^2}{2g} \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-18)$$

式中 m ——混合比

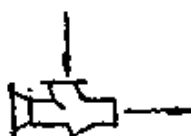
γ_a ——空气容重 (公斤/米³)

u_a ——气流速度 (米/秒)

C——决定于进料装置结构的系数, 见表7-5-9

表 7-5-9

不同进料装置的系数

进料装置型式	C
	1.0~1.2
	1.2~1.5
	1.5~2.0
各种吸咀	3.0~5.0

2. 物料加速的压力损失

物料加速的压力损失计算公式很多, 下面介绍其中三个计算公式, 供设计时参考。

$$(1) \Delta P_s = 1.4mu_0 \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-19)$$

$$(2) \Delta P_s = (1 + m\beta) \frac{\gamma_a u_a^2}{2g} \quad (\text{毫米水柱})$$

(5-20)

$$(3) \Delta P_s = \xi_s m \frac{\gamma_a u_a^2}{2g} \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-21)$$

式中 u_0 ——物料起动时气流速度 (米/秒)

m ——混合比

β ——经验值, 取0.65~0.85

u_a ——气流速度 (米/秒)

ξ_2 ——物料加速阻力系数，其实验值：对于粉状物料为3.0，对于粒状物料为1.3。另外 ξ_2 亦可按下面经验公式计算：

$$\xi_2 = \frac{3.07}{Fr_0^{1/22}} = \frac{3.4}{\sqrt[4]{Fr_0}} \quad (5-22)$$

$$Fr_0 = \frac{u_1^2}{gD}$$

u_1 ——颗粒群的实际悬浮速度（米/秒）

D ——输送管直径（米）

3. 直管部分的压力损失

直管部分压力损失是由气固混合物沿输送管的摩擦压损和提升物料的压力损失组成，一般分为水平管段、垂直管段和倾斜管段三部分进行计算，其计算方法不一，公式繁多，现仅择其中两种方法介绍如下：

(1) 计算法

水平管段：

$$\Delta P'_g = \Delta P_a (1 + km) \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-23)$$

垂直管段：

$$\Delta P''_g = \Delta P_a (1 + km) + mH\gamma_s \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-24)$$

倾斜管段：

$$\Delta P'''_g = \Delta P_a (1 + km) + H \sin\theta \gamma_s m \quad (\text{毫米水柱}) \quad (5-25)$$

式中 ΔP_a ——纯气体流动时的压力损失（毫米水柱），对于低压或低真空输送的情况，可不考虑气体重度变化，但在高压输送和高真空输送时，压损很大，相应气体重度变化很大，应考虑气体重度变化对压损的影响。一般取平均重度进行计算：高压输送时 $\gamma_{cp} = 1.5 \sim 2$ ，高真空输送时 $\gamma_{cp} = 0.8 \sim 0.95$

m ——混合比（公斤/公斤）

表 7-5-10

阻力系数表

① 气流速度, 混合比和K值的关系

物料	气流速度 (米/秒)	m	K	备 注
小块状	25~35	3~5	0.1~1.0	中低压吸送 高压输送 高真空输送
颗粒状	16~25	3~8	0.5~0.7	
颗粒状	20~30	15~25	0.3~0.5	
粉末状	16~22	1~4	0.5~1.5	
纤维状	15~18	0.1~0.6	1~2	

$$② \quad K = 1.25 D \frac{u_a}{u_s}$$

式中 u_s —— 颗粒运动速度

$$u_s = u_a (1 - 0.064 d_s^{0.3} \gamma_s^{0.5})$$

$$③ \quad K = \xi_d + \xi_M \frac{\gamma_a}{\gamma_s}$$

$$\xi_d = 0.33 \left(\frac{u_a}{20} \right)^{-1.1} \cdot \left(\frac{D}{0.2} \right)^{-0.08}$$

 ξ_M —— 系数, 平均值为 0.03~0.08

④ K值一般取 0.3~1.0

国内实测值,

干麦芽	0.157	华光啤酒厂实测值 (水平管)
	0.245	华光啤酒厂实测值 (垂直管)
煤粉、粘土	0.3~0.4	
消石灰	0.3~0.4	
灰渣	0.3	
炭黑	0.65	

H——垂直管高度 (米)

θ ——倾斜管与其水平投射的夹角 (度)

γ_a ——空气容重 (公斤/米³)

k——阻力系数, 取决于气流速度, 物料性质和输送管径等因素。计算中无实测数据时, 可参考表7-5-10所列的数据。

(2) 图解法 见图7-5-1。

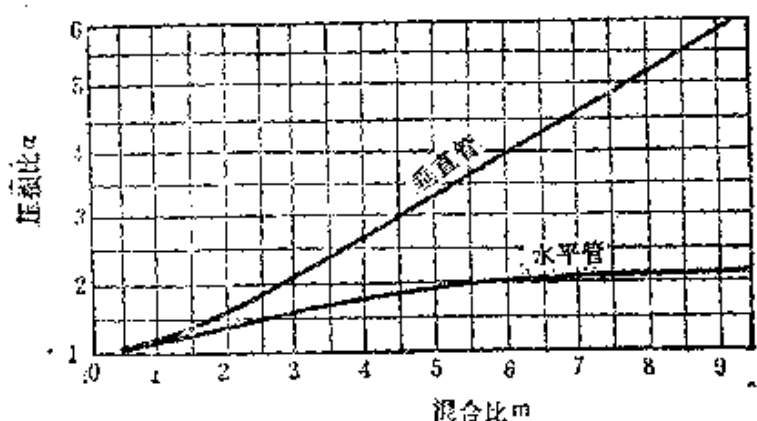


图 7-5-1 混合比与压损比的关系图

水平管段:

$$\Delta P'_s = \alpha \Delta P_s \quad (5-26)$$

垂直管段:

$$\Delta P''_s = \alpha \Delta P_s \quad (5-27)$$

式中 α ——压损比, 它是混合比 m 的函数, 由图7-5-1查得

4. 弯管压力损失

弯管压损大小取决于气流速度, 混合比, 弯管的转向角, 曲率比(R/D), 管壁表面状态, 弯管空间位置以及被输送物料的性质等因素。

弯管压力损失计算公式如下:

$$\Delta P_b = \xi_b \cdot \frac{\gamma_a u_a^2}{2g} (1 + km) \quad (5-28)$$

式中 k ——阻力系数见表7-5-10

ξ_4 ——弯管对空气的阻力系数，见表7-5-11

表 7-5-11 圆弯管阻力系数 ξ_4

α R/D	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	6.0	10.0
15°	0.038	0.044	0.057	0.033	0.029	0.021	0.013
30°	0.11	0.081	0.069	0.051	0.054	0.038	0.030
60°	0.12	0.14	0.12	0.10	0.091	0.064	0.051
90°	0.23	0.18	0.15	0.13	0.12	0.083	0.065
120°	0.27	0.20	0.17	0.15	0.13	0.10	0.076
150°	0.30	0.22	0.19	0.17	0.15	0.11	0.084

另外，弯管的阻力亦可按当量长度法计算，90°圆弯管的当量长度如表7-5-12所列。

表 7-5-12 圆弯管当量长度 L_0 。(米)

物料种类	R/D			
	4	6	10	20
粉状物料	4~8	5~10	6~10	8~10
粒状物料		8~10	12~16	16~20
小块状物料			28~35	38~45
大块状物料			60~80	70~90

重度大的物料选较大的 L_0 值，对于大块料和混合比较高的物料也应选较大的 L_0 值，对于用高压输送的粉状物料，其 L_0 可以取小值。当转向角为：15°、30°、45°、60°、70°、80°时，应该乘以下面相应的修正数：0.15、0.2、0.35、0.55、0.70、0.90。

弯管阻力当量长度算法，根据上海华光啤酒厂对气力输送

系统的测定指出，其理论值对实测值的误差为5%。

5. 各工作构件的压力损失

气力输送系统的工作构件除供料器外，主要还有：各种阀门、离心分离器和各种管件等。其压力损失计算简述如下。

(1) 两路换向阀门：当量长度 $L_0 = 8$ 米

(2) 旋塞开关：当量长度 $L_0 = 4$ 米

(3) 物料离心分离器。

$$\Delta P_0 = \xi_0 \frac{\gamma_s u^3}{2g} (1 + km) \quad (5-29)$$

式中 k ——见表7-5-10

ξ_0 ——分离器对纯空气的阻力系数，见表7-5-13

表 7-5-13 分离器对纯空气的阻力系数

分离器型式	阻力系数 ξ_0
容积式分离器	1.5~2.0
$\phi 1400$ 旋风分离器	2.5~3.0
$\phi 1600$ 旋风分离器	2.5~3.0
CLT型分离器	4.6~5.0

6. 废气段的压力损失

系指从分离器出口至排气口的压力损失。它包括该段的管路损失，除尘器的损失和排气损失。其计算方法与一般风道计算相同，不再重述。

(七) 输送功率计算

根据上述计算求得气力输送系统的总压力损失和输送空气量，可以计算出功率消耗的数值。

$$N = \frac{\Delta P Q}{102} \quad (\text{千瓦}) \quad (5-30)$$

式中 ΔP ——总压力损失（毫米水柱）

Q ——空气流量 (米³/秒)

单位长度内输送单位重量物料所需的功率大小称为单位功率消耗, 它表示输送的经济指标。

$$N' = \frac{N}{G_s L} \quad (\text{千瓦/吨物料} \cdot \text{米}) \quad (5-31)$$

式中 G_s ——输送量 (吨/时)

L ——输送管总长度 (米)

(八) 计算举例

已知 用吸送式输送大麦, 输送量 $G_s = 16$ 吨/小时, $\gamma_s = 1.25$ 吨/米³, 输送管水平长度60米, 弯头三个(90°弯头), 垂直提升高度30米。空气温度20℃, 湿度50%。试计算物料管段的压力损失。

计算:

(1) 悬浮速度 查表7-5-6得8.7米/秒。

(2) 气流速度 按表7-5-4, 管路布置比较复杂, 取 $u_s = 24$ 米/秒。

(3) 混合比 由表7-5-7查得 $m = 10$ 公斤/公斤空气

(4) 输送空气量 按公式5-15得,

$$G_a = \frac{G_s}{\gamma_s m} = \frac{16000}{1.2 \times 10} = 1330 \quad (\text{米}^3/\text{小时})$$

γ_a ——空气容重由表7-5-1查得, $\gamma_a = 1.2$ 公斤/米³

(5) 输送管内径 由公式5-16得,

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{G_s \times 4}{\pi m \gamma_a u_s \times 3600}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 16000}{3.14 \times 10 \times 1.2 \times 24 \times 3600}} = 0.14 \quad (\text{米}) \end{aligned}$$

(6) 吸咀压力损失 按公式5-18得

$$\Delta P_1 = (c + m) \frac{\gamma_a u_s^2}{2g}$$

由表7-5-9查得 $C = 4.0$

$$\Delta P_1 = (4 + 10) \frac{1.2 \times 24^2}{19.8} = 406 \text{ (毫米水柱)}$$

(7) 物料加速损失, 按公式 5-21 得

$$\Delta P_2 = \xi_2 m \frac{\gamma_a u_1^2}{2g}$$

对于粒状物料 $\xi_2 = 1.3$

$$\Delta P_2 = 1.3 \times 10 \times \frac{1.2 \times 24^2}{19.8} = 454 \text{ (毫米水柱)}$$

(8) 垂直管段压力损失 按 5-24 式得:

$$\Delta P_3'' = \Delta P_3 (1 + km) + mH\gamma_a$$

式中 ΔP_3 ——气固混合物输送段的纯空气摩擦损失, 考虑到空气比重随压力变化, 设该输送段的平均比重为 $\gamma_{cp} = 1.00$ 公斤/米³, 相应的平均气流速度为 $u_{cp} = 27.5$ 米/秒, 即 ΔP_3 为:

$$\Delta P_3 = \lambda_s \frac{\gamma_{cp} u_{cp}}{2g} \times \frac{H}{D} \text{ (毫米水柱)}$$

λ_s ——摩擦阻力系数, 可按下式计算:

$$\lambda_s = h \left(0.0124 + \frac{0.0011}{D} \right)$$

h ——管内光滑系数, 内壁光滑管为 1.0; 新焊接管为 1.3; 旧焊接管为 1.6。

直管管道摩擦系数测定平均值 λ_s 见表 7-5-14。

查表 7-5-14 得: $\lambda_s = 0.027$

查表 7-5-10 得: $K = 0.3$

提升高度除去加速段 10 米, 即 $H = 20$ 米

$$\therefore \Delta P_3'' = 0.027 \times \frac{20}{0.14} \times \frac{1.0 \times 27.5^2}{19.8} (1 + 0.3 \times 10) + 10 \times$$

$$20 \times 1.0 = 675 \text{ (毫米水柱)}$$

(9) 水平管段压损按式 5-23 得:

表 7-5-14

直管管道摩擦系数测定平均值 λ 。

管内径(毫米)	新钢管	旧钢管	锈蚀旧钢管
75	0.033	0.042	>0.049
100	0.030	0.038	>0.044
150	0.027	0.033	>0.038
200	0.023	0.030	>0.035
250	0.023	0.028	>0.032
300	0.022	0.027	>0.030

$$\Delta P'_s = \Delta P_s (1 + km)$$

$$L = 60 \text{ 米}$$

$$\therefore \Delta P'_s = 0.027 \times \frac{1.0 \times 27.5^2}{19.8} \times \frac{60}{0.14} (1 + 0.3 \times 10)$$

$$= 1780 \text{ (毫米水柱)}$$

(10) 弯管压损, 按表7-5-12得:

$$\because R/D = 6.0, \text{ 粒状物料 } L_b = 10 \text{ 米}$$

$$\therefore \Delta P_b = 0.027 \times \frac{1.0 \times 27.5^2}{19.8} \times \frac{3 \times 10}{0.14} (1 + 0.3 \times 10)$$

$$= 880 \text{ (毫米水柱)}$$

(11) 工作构件压损

$$\textcircled{1} \text{ 两路换向阀一只 } L_s = 8 \text{ 米}$$

$$\Delta P'_s = 0.027 \times \frac{1.0 \times 27.5^2}{19.8} \times \frac{8}{0.14} = 234 \text{ (毫米水柱)}$$

$\textcircled{2}$ 旋风分离器

$$\Delta P'_s = 250 \text{ (毫米水柱)}$$

(12) 物料管段的总压力损失为:

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 406 + 454 + 675 + 1780 + 880 + 234 + 250 \\ &= 4680 \text{ (毫米水柱)} \end{aligned}$$

(13) 校核

① 物料段终点的空气容重 γ_k

$$\gamma_k = \gamma_a \frac{10333 - 4680}{10333} = 0.665 \text{ (公斤/米}^3\text{)}$$

② 平均容重

$$\gamma_{cp} = \frac{1.2 + 0.665}{2} = 0.935 \text{ (公斤/米}^3\text{)}$$

③ 误差

$$\Delta\gamma = \frac{1 - 0.935}{1.0} \times 100\% = 6.5\%$$

④ 物料段终速度 u_k

$$u_k = \frac{1330 \times 1.2}{0.785 \times 0.14^2 \times 0.665 \times 3600} = 34 \text{ (米/秒)}$$

⑤ 平均速度

$$u_{cp} = \frac{24 + 34}{2} = 29 \text{ (米/秒)}$$

$$\text{误差: } \Delta u = \frac{29 - 27.5}{27.5} \times 100\% = 5.5\%$$

建议平均比重和平均速度的误差值应在10%范围以内。

二、设备选择

(一) 供料器

供料器是供应粉粒状物料的装置。选择供料器时，一般是根据输送物料的特性和具体条件来决定供料器的结构型式的，但应考虑以下问题：(1) 必须均匀地、定量地把散状物料送进输料管里；(2) 不漏气、不漏料；(3) 不得损伤物料；(4) 安装面积要小，高度要低；(5) 运转可靠，拆卸检修方便；(6) 功率消耗少。常用的供料器型式的选择，见表7-5-15。

下面介绍两种供料器的计算。

表 7-5-15

粉粒状物料供料装置选择表

物料	供料装置		吸咀	旋转供料器		双重排料阀	螺旋供料器		喷射式供料器	充气罐(容积式)		充气罐(流动式)		旋转供料器+喷射器		螺旋供料器+空气流	
	物	料		器	器		供	料		器	器	器	器	器	器	器	器
1	细粉(100 μ 以下)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	粉(100 μ ~1毫米)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	粒(1~10毫米)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	小块(100毫米以下)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
5	大块(100毫米以上)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	不规则形状		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	粒度分布广的物料		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	流动性大(静止角 $<30^\circ$)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	流动性中等(静止角 $30^\circ\sim45^\circ$)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	流动性小(静止角 $>45^\circ$)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
11	粘附性物料		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	无磨削性		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	磨削性小		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
14	磨削性大		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	脆弱的物料		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
16	高温物料(100 $^\circ\text{C}$ 以上)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
17	泥状物料		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

注: 0——能用

 Δ ——通常不能用

x——不能用

1. 吸咀

图7-5-2是活动型吸咀，它是吸送式气力输送系统一种常用的供料器。这种供料器轻便灵活，并有简单可靠的调节风量的结构。

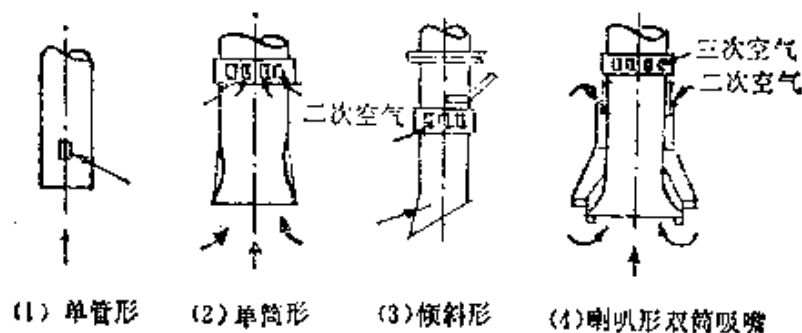


图 7-5-2 活动型吸咀

图7-5-3为固定型吸咀。

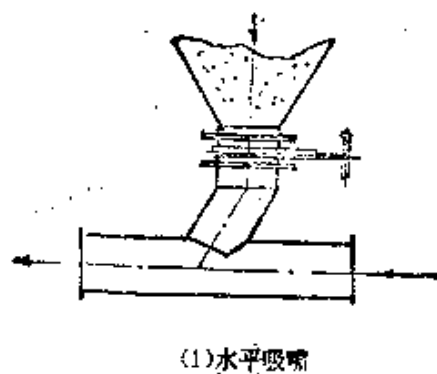
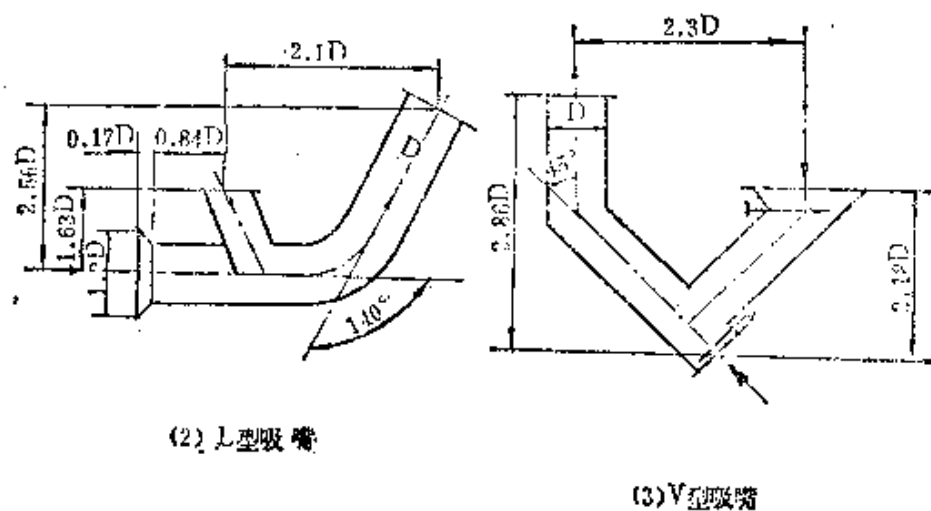


图 7-5-3 固定型吸咀

吸咀的计算：各种吸咀的内直径 d_i 按下式计算：

$$d_i = \sqrt{0.354 \frac{G_s}{\gamma_a u_a m}} \quad (\text{米}) \quad (5-32)$$

式中 G_s ——输送量（吨/时）

u_a ——吸咀内管中的气流速度（米/秒）

γ_a ——空气的容重（公斤/米³）

m ——混合比（公斤/公斤）

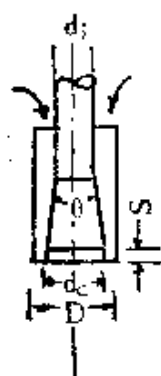


图 7-5-4 双筒吸咀的尺寸关系图

图 7-5-4 是双筒吸咀的尺寸关系图，其主要经验数据如下：

(1) 内外筒之间的面积同吸入口面积之比 α 的最佳值是：

$$\alpha = \frac{(D^2 - d_i^2)}{d_i^2} = 0.2 \sim 0.5$$

(2) 内管端为喇叭口形的吸咀，应根据喇叭口缘与外管之间环形截面积等于吸咀内管面积的一半的原则确定喇叭口直径；

(3) 喇叭口开度 $\theta = 14 \sim 20^\circ$ 为宜；

(4) 内外筒高度差 s 一般在 $s = 0$ 附近为宜；但在 $\alpha = 0.2$ 时，将外筒降低到 $s = +0.5d_i$ 左右则更好；

(5) 吸咀长度一般不超过900毫米。

此外，对任何一种吸咀，为了防止吸入大块异物，在吸入口都应装有孔为20~50毫米左右的铁丝网或栅格。为防止吸咀吸住地面，在端部还应装上几个突块。

2. 旋转供料器

旋转供料器（图7-5-5）也称回转阀。这种供料器在吸送式和压送式气力输送装置中都得到广泛的应用。

(1) 旋转供料器的设计要点

① 供料量与转速的关系：

一般在低转速时，转速与排料量成正比，一旦超过最大排料量后，如继续提高转速，排料量不但不增大，相反慢慢地减少（图7-5-6）。

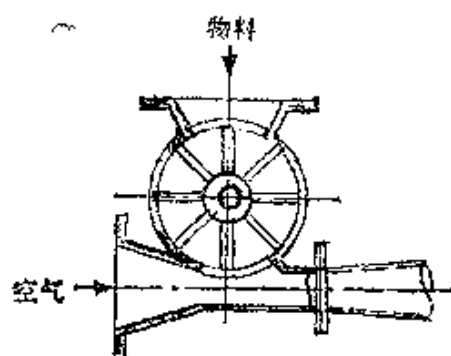


图 7-5-5 旋转式供料器

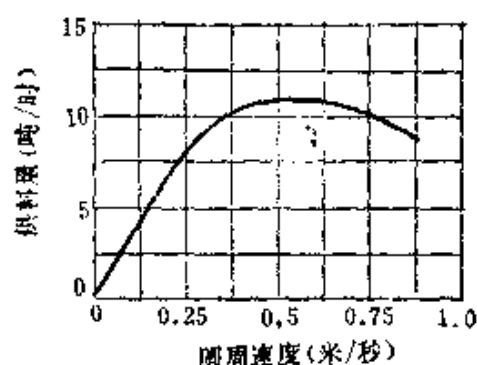


图 7-5-6 圆周速度与供料量的关系图

为了设计上的方便以及供料稳定和调整容易，往往选择的转速最好是在与供料量成直线关系的范围内。采用的转速一般为 $15 \sim 60$ 转/分，常用 $20 \sim 40$ 转/分。

② 故障问题：旋转供料器通常在转子与外壳之间留有 $0.2 \sim 0.5$ 毫米左右的间隙，要完全保持气密是不可能的。当下部压力高时，空气就会往上冒，引起物料下落不良的现象；另外，当物料粒子卡入转子与外壳之间时，也会使转子损坏或驱动装置过载。为避免旋转供料器发生故障，设计时必须注意。

(2) 旋转供料器的计算：

旋转供料器供料量按下式计算：

$$V = 60 \cdot q \cdot n \cdot \eta_v \quad (\text{米}^3/\text{时}) \quad (5-33)$$

式中 q —— 转子旋转一周排出的几何容积 ($\text{米}^3/\text{转}$)

n —— 转子的转速 (转/分)

η_v —— 容积效率， η_v 一般可取 $0.75 \sim 0.85$

漏气量的计算：

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (\text{米}^3/\text{分}) \quad (5-34)$$

式中 Q_1 —— 转动体排出容积引起的漏气量

$$Q_1 = nq \text{ (米}^3\text{/分)} \quad (5-35)$$

Q_2 ——间隙的漏气量

$$Q_2 = \frac{60}{Y_2} \cdot \frac{0.463 A}{\sqrt{Z T_0}} \sqrt{P_0^2 - P_n^2} \text{ (米}^3\text{/分)} \quad (5-36)$$

Y_2 ——空气的容重 (公斤/米³)

A ——外壳与叶片端部之间的空气通道面积 (厘米²)

P_0 、 P_n ——旋转式供料器上下部的绝对压力 (公斤/厘米²)

T_0 ——高压侧的绝对温度 (°K)

Z ——间隙数目, 一般为 2

旋转供料器 (图 7-5-7) 的参考尺寸列于表 7-5-16。

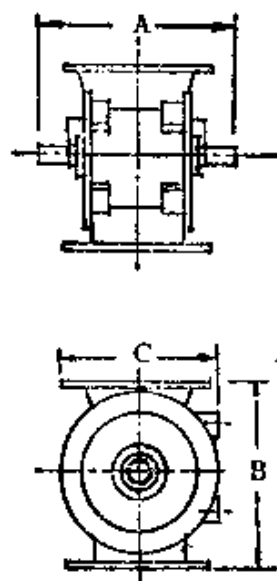


图 7-5-7 旋转供料器图

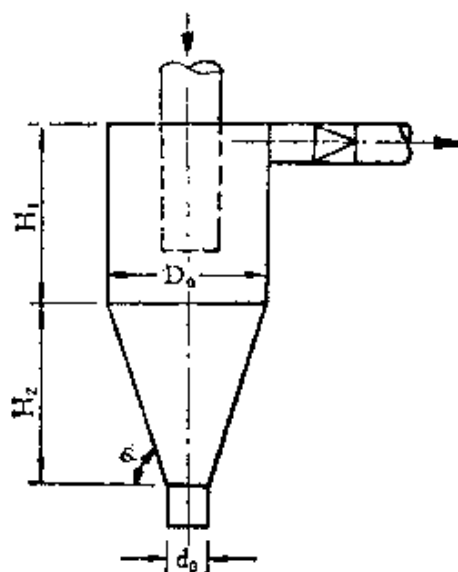


图 7-5-8 沉降槽

(二) 分离器和除尘器

1. 分离器

分离器是将随气流一起输送的物料从气流中分离下来的设备。常用的分离器有两种：沉降槽和旋风分离器。

(1) 沉降槽 (容积式分离器)

沉降槽 (图 7-5-8) 一般用来分离较大颗粒的物料, 例如麦

表 7-5-16

旋转供料器的尺寸

转动体直径 (毫米)	转动体转动一次的 容量 (米 ³ /转)	尺寸 (毫米)			
		A	B	C	入口
200	0.0045	450	300	280	φ150
250	0.011	600	380	390	φ270
375	0.033	1,000	580	530	200×400
550	0.11	1,200	770	700	280×560

类、大豆、玉米等谷类物料。

沉降槽有关尺寸的计算：沉降槽的尺寸，主要取决于物料的悬浮速度和空气量，容器内的气流速度一般为物料悬浮速度0.03~0.1倍。

沉降槽的圆筒直径 D_0 ：

$$D_0 = 1.13 \sqrt{\frac{Q}{3600 \alpha u_t}} \quad (5-37)$$

式中 Q ——空气量 (米³/时)

α ——系数 (0.03~0.05)

u_t ——物料悬浮速度 (米/秒)

圆筒高度 H_1 ：

$$H_1 = (1.0 \sim 2.0) D_0 \text{ (米)} \quad (5-38)$$

对粒径大于3毫米的粗颗粒取1.0~1.5，对中等粒子取1.3~1.8，对粉状物料取1.5~2.0。

圆锥高度 H_2 ：

$$H_2 = \frac{(D_0 - d_0) \tan \varphi}{2} \text{ (米)} \quad (5-39)$$

式中 φ ——锥壁与水平面的倾角(度)，一般 $\varphi = 45^\circ \sim 65^\circ$ 。

(2) 旋风分离器

对旋风分离器的效率及压力损失影响最大的因素是进口流速

和它的尺寸。一般旋风分离器的进口流速为10~20米/秒，旋风分离器的有关尺寸（图7-5-9）如下：

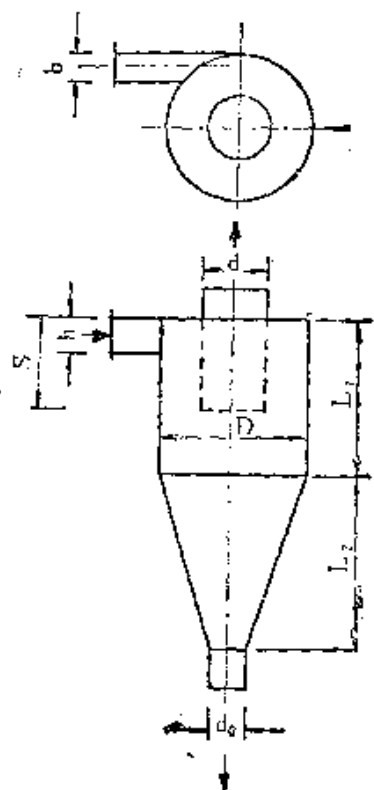


图 7-5-9 旋风分离器的尺寸图

旋风分离器圆筒部分直径：

$$D = 0.408 \sqrt{\frac{G_s}{m u_a \gamma_a}} \quad (\text{米}) \quad (5-40)$$

式中 G_s ——输送量（公斤/分）
 m ——混合比（公斤/公斤）
 u_a ——进口气流速度（米/秒）
 γ_a ——空气的容重（公斤/米³）

旋风分离器其他各部分尺寸：

$$s = \frac{5}{8} D$$

$$h = 1/2 D$$

$$b = 1/5 D$$

$$d = 1/2 D$$

$$L_1 = 1 \sim 2 D$$

$$L_2 = 2 D$$

$$d_0 = 1/4 D$$

2. 除尘器

除尘器是把气流中的粉尘从空气中分离出来的设备。在气力输送系统中一般安装于物料分离器之后。

除尘器的选型：

除尘器的类型很多，现将比较常用的除尘器列于表7-5-17。

我国标准的旋风除尘器和袋布过滤器：

(1) CLT型除尘器 (表7-5-18, 表7-5-19)

表 7-5-17

除 尘 器 类

净 化 设 备			适 用		
型 式	种 类	名 称	粉尘 种类	粉尘粒度 (微米)	允许最高 含尘浓度 (克/米 ³)
1	2	3	4	5	6
干 式 净 化 设 备	离 心 式 除 尘 器	CLT型	各种非纤维	<5~10	1.7作为初净化<30
		CLT/A型	干燥粉尘	<5~10	1.7
		蜗旋除尘器	干燥粉尘	<5~10	作为初净化时<30
		CLP/A型	干燥粉尘	<5~10	作为初净化时<30
		CLP/B型	干燥粉尘	<5~10	作为初净化时<30
		CLG	干燥粉尘	<5~10	
		D250×(64~120管)多管除尘器	干燥粉尘	<5~10	<30
	袋 式 过 滤 器	双级蜗旋除尘器	干燥粉尘	<5~10	<20
		LD8/1型	各种非纤维	>1.0	5.0
		LD16型	干燥粉尘	>1.0	5.0
		LD14型	干燥粉尘	>1.0	5.0
		脉冲除尘器	干燥粉尘	>1.0	3~5
		气环除尘器	干燥粉尘	>1.0	5~15

型 选 用 表

范 围			技 术 指 标		
允许最高 温度 (°C)	允许最大 负压 (毫米水柱)	适用 情况	处理风量 (米 ³ /小时)	阻 力 (毫米水柱)	概略净化效率 (%)
7	8	9	10	11	12
150~250	300~500	粗中净化	1000~17200	44~110	95以内
150~250	300~500	中净化	1700~7130	77~195	80~95
150~250	300~500	中净化	1170~14300	67~127	80~95
150~250	300~500	中净化	830~13900	60~140	80~95
150~250	300~500	中净化	700~14300	43~145	80~95
150~250	300~500	中净化	1910~9980	63~67	80~95
<400	300~500	中净化	50000~110000	80~100	80~95
150~250	300	中净化	835~23350	80	80~95
<100	300	中净化	4300~8600	80~100	90~98
<100	300	中细净化	4500~16200	80~100	90~98
<100	300	中细净化	8400~16800	80~100	90~98
<100	300	中细净化	2340~21600	100~120	99
<100	300	中细净化	5760~24810	100~120	99

表 7-5-18

CLT型除尘器主要性能表

	进口速度 型 号	12米/秒	15米/秒	18米/秒
风量(米 ³ /小时)	CLT-5.5	1000	1200	1500
	CLT-7.6	2000	2500	3000
	CLT-9.6	3000	3800	4500
	CLT-11	4000	5000	6000
	CLT-12	4900	6100	7300
	—13	5700	7100	8600
	—14	6700	8400	10100
	—15	8300	10400	12500
	—17	10000	12600	15200
	CLT-18	11500	15200	17200
阻力(公斤/米 ²)	X型	44	67	99
	Y型	49	77	111

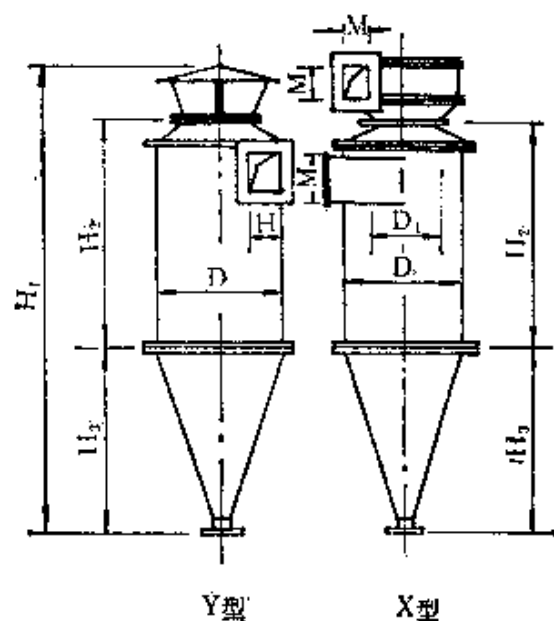


图 7-5-10 CLT型旋风分离器

表 7-5-19

CLT型除尘器尺寸及重量表

型号	D	D ₁	M	N	H ₁	H ₂	H ₃	重量(公斤)	
								X型	Y型
CLT-5.5	552	322	110	115	1880	950	705	94	84
CLT-7.6	762	442	110	160	2680	1350	1005	161	145
CLT-9.6	968	566	110	200	3260	1640	1225	262	235
CLT-11	1111	651	170	230	3740	1880	1405	341	310
CLT-12	1226	726	170	250	4160	2090	1565	416	376
CLT-13	1326	776	170	275	4430	2225	1665	497	447
CLT-14	1441	841	170	300	4810	2420	1805	568	512
CLT-15	1556	936	230	330	5340	2685	2005	697	617
CLT-17	1761	1031	230	365	5870	2960	2205	840	765
CLT-18	1886	1106	230	390	6300	3165	2365	989	903

(2) CLT/A型旋风除尘器 (图7-5-11) (国家标准T505)

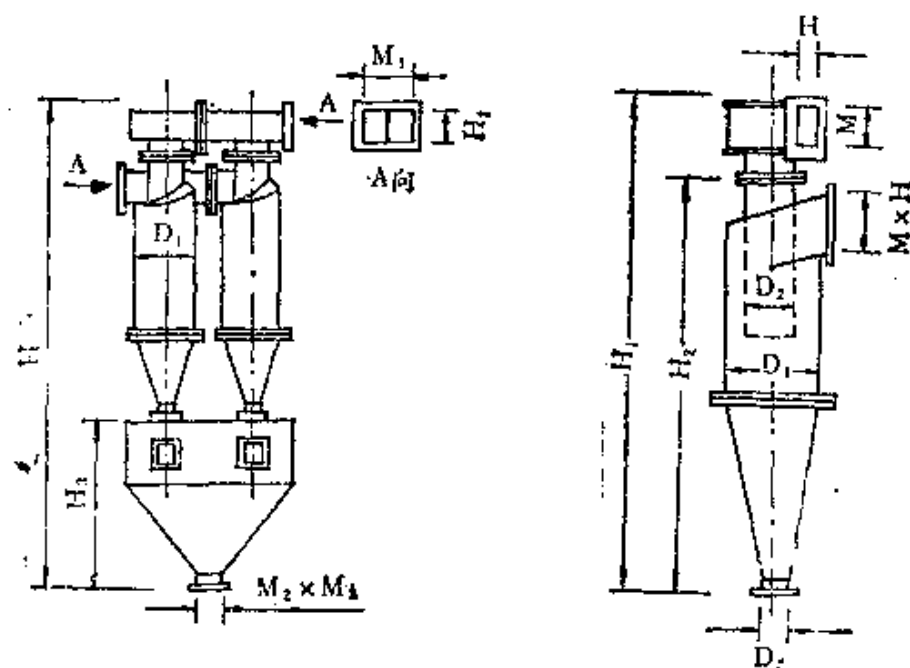


图 7-5-11 CLT/A型旋风除尘器

除尘器的主要性能见表7-5-20。

表 7-5-20 CLT/A型除尘器的主要性能

型 号	进 口 风 速 (米/秒)			12	15	18
风 量 (米 ³ /时)	CLT/A—1.5			170	210	250
	CLT/A—2.0			300	370	440
	CLT/A—2.5			460	580	690
	CLT/A—3.0			670	830	1000
	CLT/A—3.5			910	1140	1360
	CLT/A—4.0			1180	1480	1780
	CLT/A—4.5			1500	1870	2250
	CLT/A—5.0			1860	2320	2780
	CLT/A—5.5			2240	2800	3360
	CLT/A—6.0			2670	3340	4000
	CLT/A—6.5			3130	3920	4700
	CLT/A—7.0			3630	4540	5440
	CLT/A—7.5			4170	5210	6250
	CLT/A—8.0			4750	5940	7130
风 力 (毫米水柱)	CLT/A—X			86	135	195
	CLT/A—Y			77	121	174

除尘器的尺寸及重量见表7-5-21和表7-5-22。

(3) CLP/A型除尘器 (图7-5-12)(国家标准T504)

表7-5-21 CLT/A型除尘器的尺寸及重量 (单筒)

型 号	尺 寸 (毫米)							重量 (公斤)	
	D ₁	D ₂	D ₃	H ₁	H ₂	M	N	X型	Y型
CLT/A-1.5	150	80	45	910	734	99	39	12	9
CLT/A-2.0	200	120	60	1171	962	132	62	19	15
CLT/A-2.5	250	150	75	1352	1190	165	65	27	21
CLT/A-3.0	300	180	90	1713	1418	198	76	37	29
CLT/A-3.5	350	210	105	1974	1646	231	91	53	43
CLT/A-4.0	400	240	120	2275	1874	264	104	61	48
CLT/A-4.5	450	270	135	2539	2102	297	117	102	81
CLT/A-5.0	500	300	150	2800	2330	330	130	126	98
CLT/A-5.5	550	330	165	3061	2558	363	143	152	120
CLT/A-6.0	600	360	180	3222	2786	396	156	176	139
CLT/A-6.5	650	390	195	3583	3014	429	169	201	159
CLT/A-7.0	700	420	210	3844	3242	462	182	241	189
CLT/A-7.5	750	450	225	4105	3470	495	195	267	209
CLT/A-8.0	800	480	240	4366	3698	528	208	315	250

表7-5-22

CLT/A型除尘器尺寸及重量 (双筒)

型 号	尺 寸 (毫米)							重量 (公斤)
	D ₁	D ₂	H	H ₃	M ₁	M ₂	N ₁	X 型
CLT/A-2×1.5	150	90	1364	450	82	75	99	45
CLT/A-2×2.0	200	120	1775	600	108	100	132	78
CLT/A-2×2.5	250	150	2106	750	134	125	165	100
CLT/A-2×3.0	300	180	2617	900	160	150	198	126
CLT/A-2×3.5	350	210	3028	1050	186	175	231	139
CLT/A-2×4.0	400	240	3479	1200	212	200	264	248
CLT/A-2×4.5	450	270	3894	1350	240	225	297	390
CLT/A-2×5.0	500	300	4305	1500	260	250	330	503
CLT/A-2×5.5	550	330	4716	1650	292	275	363	646
CLT/A-2×6.0	600	360	5127	1800	318	300	396	744
CLT/A-2×6.5	650	390	5538	1950	344	325	429	849
CLT/A-2×7.0	700	420	5949	2100	370	350	462	1064
CLT/A-2×7.5	750	450	6360	2250	396	375	495	1175
CLT/A-2×8.0	800	480	6771	2400	422	400	528	1244

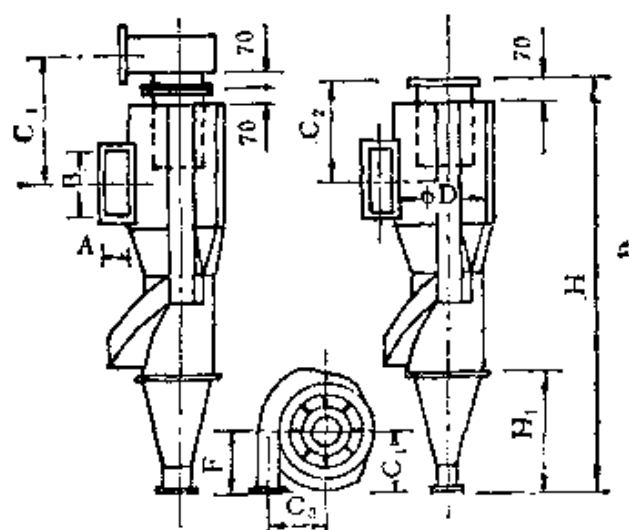


图 7-5-12 CLP/A型旋风除尘器

CLP/A型除尘器的主要性能见表7-5-23。

CLP/A型除尘器的主要尺寸及重量见表7-5-24。

表7-5-23 CLP/A型除尘器主要性能表

	型 号	进口风速 (米/秒)		
		12	15	17
风量(米 ³ /时)	CLP/A- 3.0	830	1040	1180
	CLP/A- 4.2	1570	1960	2200
	CLP/A- 5.4	2420	3030	3430
	CLP/A- 7.0	4200	5250	5950
	CLP/A- 8.2	5720	7150	8100
	CLP/A- 9.4	7780	9720	11000
	CLP/A-10.6	9800	12250	13900
阻 力	X型	70	110	140
(毫米水柱)	Y型	60	94	128

(4) 袋式过滤器

① 过滤速度的选择：过滤速度取决于滤布材质、粉尘性质、清灰方式等，一般可采用表7-5-25所列的数值。

② 袋式过滤器规格：国产袋式过滤器 LD8/1、LD14、LD18、QMC的技术参数见表7-5-26、表7-5-27、表7-5-28、表7-5-29。

(5) 泡沫除尘器 (国标T-507)

泡沫除尘器性能见表7-5-30。

表7-5-24 CLP/A型除尘器主要尺寸及重量表

型号	尺寸 (毫米)	D	H	C ₁	C ₂	C ₃	A	B	H ₁	G	F	重量 (公斤)	
												X型	Y型
CLP/A- 3.0		300	1310	492	340	193	80	240	350	203	190	53	43
CLP/A- 4.2		420	1760	622	445	268	110	330	470	283	260	97	79
CLP/A- 5.4		540	2240	742	540	342	140	400	640	363	350	155	120
CLP/A- 7.0		700	2960	943	690	445	180	540	900	473	440	268	214
CLP/A- 8.2		820	3380	1073	795	518	210	630	990	553	500	362	289
CLP/A- 9.4		940	3915	1210.5	907.5	595.8	245	735	1180	633	590	465	372
CLP/A-10.6		1060	4425	1340.5	1012.5	670.8	275	825	1360	713	670	593	476

表7-5-25

袋式过滤器过滤速度的选择表

振 打 方 式	过滤速度 (米/分)
自然落灰或人工振打	0.1~0.2
简单机械振打	0.2~0.3
带反气流清选的自动循环机械振打	0.5~1.0
反吸风玻璃纤维滤布	0.3~0.6
脉冲喷吹	1.0~2.0
气环反吹	1.5~3.0

注：玻璃纤维滤布过滤速度一般为棉毛丝布过滤速度的60~70%。

表7-5-26

LD8/1型过滤器技术参数

型 号	滤袋数 (个)	过滤面积 (米 ²)	风 量 (米 ³ /时)	阻 力 (毫米水柱)	电机型号	重 量 (公斤)
LD8/1-24	24	28.8	4300			1281
LD8/1-32	32	38.4	6750	80~100	JO32-4	1814
LD8/1-48	48	57.6	8600			2515

注：(1) 表中风量按负荷为150米³/米²·时计算。

(2) 阻力值指矿物粉尘。对面粉、水泥及其他类似的灰尘，则单位风量为180米³/米²·时时，阻力为40~50毫米水柱。

表7-5-27

LD14型过滤器技术参数

型 号	型 式	分 部 数	滤 袋 数	过滤面积 (米 ²)	风 量 (米 ³ /时)	阻 力 (毫米水柱)	排 出 管 数	重 量 (公斤)
LD14-56	单 面	4	56	112	16800	80~100	1	7106
LD14-70		5	70	140	21000			8533
LD14-84		6	84	168	25200			9903
LD14-98		7	98	196	29400			11332
LD14-112		8	112	224	33600		2	11998
LD14-126		9	126	252	37800			14130
LD14-140		10	140	280	42000			15500
LD14-2×56	双 面	4×2	112	224	33600	80~100	1	14491
LD14-2×70		5×2	140	280	42000			15406
LD14-2×84		6×2	168	336	50400			20218
LD14-2×98		7×2	196	392	58800			23148
LD14-2×112		8×2	224	448	67200		2	25961
LD14-2×126		9×2	252	504	75600			28507
LD14-2×140		10×2	280	560	84000			30698

表7-5-28

LD18型过滤器技术参数

型 号	滤 袋 数	过 滤 面 积 (米 ²)	风 量 (米 ³ /小时)	阻 力 (公斤/米 ²)	电 机 型号	尺寸(毫米)			重 量 (公斤)
						A	B	C	
LD18-36	36	30	4500~5400	80~100	JO ₂ 21	1040	1442	1104	930
LD18-54	54	45	6750~8100		-4	1556	1958	1620	1250
LD18-72	72	60	9000~10800		N=	2076	2477	2139	1510
LD18-108	108	90	13500~16200		1.1 千瓦	3112	3512	3174	2070

表7-5-28

脉冲袋式过滤器技术参数

型 号	滤袋条数	过滤面积 (米 ²)	风 量 (米 ³ /小时)	脉 冲 袋 数	喷吹空气量 (米 ³ /脉冲周期)	外型尺寸 (毫米)			设 备 重 量 (公斤)
						长	宽	高	
QMC-24A	24	18	3240~4320	4	4.4	1000	1400	3609	733
QMC-24B	24	18	3240~4320	4	4.4	1000	1400	3609	540
QMC-36D	36	27	4950~6480	6	6.6	1400	1400	3609	850
QMC-48D	48	36	6480~8630	8	8.8	1800	1400	3646	1230
QMC-60D	60	45	8100~10800	10	11	2200	1400	3646	1410
QMC-72D	72	54	9720~12900	12	13.2	2600	1400	3646	1590
QMC-84D	84	63	11300~15100	14	15.4	3000	1400	3646	1770
QMC-96D	96	72	12900~17300	16	17.6	3400	1400	3646	1950
QMC-108D	108	81	14500~19400	18	19.8	3800	1400	3646	2120

注: (1) QMC-24B型不带灰斗, 专用于气力输送粉料槽的除尘。

(2) 过滤速度按2~4米/分计算。

(3) 阻力约为100~150毫米水柱。

(4) 效率约为99%。

(5) 含尘浓度3~5克/米³。当含尘浓度大于5克/米³时, 应降低过滤风速。

表7-5-30

泡沫除尘器性能表

图号	直径(毫米)	风量范围(米 ³ /时)	耗水量 (米 ³ /时)	阻力 (公斤/米 ²)	重量(公斤)
T507	D 500	1000~2500	0.25~0.6	25~55	250
	D 600	2000~4500	0.5~1.1	25~55	300
	D 800	4000~6500	1.0~1.6	25~55	393
	D 900	6000~8500	1.1~2.1	25~55	450
	D 1000	8000~11000	2.0~2.7	25~55	501
	D 1100	10000~14000	2.5~3.5	25~55	576

(三) 压气机械

1. 选择压气机械的要点

压气机械是气力输送系统中的动力设备。设计时,应根据不同输送方式,选择不同型式和不同容量的压气机械。

选择压气机械时应尽量满足如下几点:

(1) 在决定压气机械的容量时,应能满足气力输送系统计算中所需要的风量和风压,同时,要考虑设计误差和一定的安全储备,一般安全储备量为10%~20%,即:

$$P = (1.1 \sim 1.2) \Delta P$$

$$Q = (1.1 \sim 1.2) Q_s$$

式中 Q_s ——按5-15式计算

ΔP ——按5-17式计算

(2) 当压力变化时,排气量变化要小,否则会影响输送的气流速度,影响物料输送的稳定性。

(3) 输送系统低压工作或瞬时高压脉动工作时,电动机都应有足够的容量。

(4) 吸引式输送时,即使有一些灰尘通过,也不应发生故障。

(5) 压送式输送时, 排气中要尽可能不含油分和水分。特别是输送食品和药品时, 严禁空气中有油分。在任何情况下, 都应设置空气过滤器和油水分离器, 尽可能清除空气中的灰尘、油和水分。

(6) 要经久耐用, 管理维修方便。

2. 常用压气机械的类型和技术性能

(1) 用于气力输送装置的压气机械类型如表7-5-31所示。

表7-5-31 压气机械的类型

工作原理	型 式	种 类	压 力 (公斤/厘米 ²)	吸入空气量 (米 ³ /分)
容 积 式	往复式	卧式、立式、对置式、V、W、X型	-0.7~8	1~200
	回转式	旋板式、螺杆式	1 ~9	12~220
		罗茨式、水环式	-0.5~0.5	1~150
透平式	透平式	离心式、轴流式	-0.1~0.1	30~22000
		透平鼓风机	-0.5~1.0	10~1000
特殊方式	真空吸引式	蒸汽喷射泵 水力喷射泵	-0.5~-0.1	10~40

(2) 国产压气机械的技术性能如表 7-5-32 至表 7-5-36 所示。

表7-5-32

国产9米³/分以下的空气

型 号	冷却方式	排气量 (米 ³ /分)	排气压力 (公斤/厘米 ²)	轴转速 (转/分)	进气管径 (毫米)
1	2	3	4	5	6
B-1.5/8型 (固定)	水冷	1.5	8	500	65
B-0.9/7型 (移动)	水冷	0.9	7	650	38
1V-3/8型 (固定)	风冷	3	8	980	
V-3/8型 (移动)	风冷	3	8	960	108
2V-6/8型 (固定)	风冷	6	8	980	
2W-6/7型 (固定)	风冷	6	7	1225	82
2W-6/7型 (移动)	风冷	6	7	1225	82
AW-6/7型 (固定)	风冷	6	7	980	58
BW-6/7型 (移动)	风冷	6	7	980	58
3W-9/7型 (固定)	风冷	9	7	960	
3W-9/7型 (移动)	风冷	9	7	960	

压缩机的技术性能规格

排气管径 (毫米)	电 动 机		储气罐容积 (米 ³)	重 量 (公斤)	外形尺寸 长×宽×高 (毫米)
	型 号	功率 (千瓦)			
7	8	9	10	11	12
50	J 或JO	14		350	670×780×1040
	JO52-4	7	0.23	397	
	JO ₂ 72-6	22	0.5	220	1668×1180×1220
	JO73-6	20			2823×1650×1800
	JO83-6	40	1.0	320	2030×1240×1220
82	JO82-4	40	1.0		1300×1540×1200
82	柴油机4135K	80马力	0.3	3200	3400×1920×2000
58	JO83-6	40	1.3		1070×1080×1050
68	柴 油 机				
	J92-6	75			
	柴油机4135K	80马力	0.45		4100×1900×2000

表7-5-33 国产10~100米³/分空气压缩机技术性能规格

型 号	冷却方式	排气量 (米 ³ /分)	排气压力 (公斤/厘米 ²)	轴转速 (转/分)	进气管径 (毫米)	排气管径 (毫米)	电 动 机		储气罐容积 (米 ³)	重 量 (公斤)	外形尺寸 长×宽×高 (毫米)
							型 号	功 率 (千瓦)			
3L-10/8型	水冷	10	8	480	150	100	JR-115-6	75		1500	1700×900×1800
4L-20/8型	水冷	20/21.5	8	375/400	200	125	JR-127-8	130		2020	1720×1150×2125
5L-40/8型	水冷	40	8	428	420×130	175	TDK118/29-14	230		4000	2600×1580×2060
1-100/8型	水冷	90	8	300		280	TDZ 170-24/20	480	12.7	14000	4000×2250×3750

表7-5-34 国产无油润滑式压气机技术性能规格

型 号	冷却方式	排气量 (米 ³ /分)	排气压力 (公斤/厘米 ²)	轴转速 (转/分)	活塞行程 (毫米)	电 动 机		重 量 (公斤)	外形尺寸 长×宽×高 (毫米)
						型 号	功 率 (千瓦)		
WZ-1/5型	水冷	1	5						
ZZ-3/8型	风冷	3	8	730	110	JO ₂ 81-8	22	1500	2750×2050×1830
2Z-6/8型	风冷	6	8	730	110	JO ₂ 91-8	40	1700	2750×2050×1830
2G12-80/6型	水冷	80	6	500	220	TZK-140/29-12	450		

表7-5-35 国产往复式真空泵技术性能规格

型号	理论抽气量 (米 ³ /时)	真空度 (毫米汞柱)	转速 (转/分)	气缸直径 (毫米)	活塞行程 (毫米)	气 管 直 径 (毫米)		电 动 机	重 量 (公斤)	外形尺寸 长×宽×高 (毫米)
						进 气	出 气	型 号		
W-1	82	747	300	170	102	38	38	JO ₂ 42-6	234	1030×478×639
W-2	176	747	300	220	130	50	50	JO ₂ 42-6	372	1201×552×639
W-3	200	747	300	250	150	50	50	JO ₂ 42-4	420	1402×615×640
W-4	370	747	200	350	200	80	80	JO ₂ 61-6	740	1773×800×891
W-5	770	747	200	465	250	125	125	JO ₂ 72-6	1600	2328×1015×1162
V-30	1800	735	185	587	305				4000	3120×1680×1420
V-40	2400	735	340	575	340				3500	3480×1200×1870
V-60	3600	735	185	587	305				75	3120×2560×1420

表7-5-36

国产罗茨鼓风机技术性能规格

型 号	转 速 (转/分)	出口静压 (毫米水柱)	风 量 (米 ³ /时)	电 动 机		传动方式
				型 号	功率 (千瓦)	
D 14 × 15—1.25 / 3500 5000	960	2000	1.25	JO ₂ 31-6	1.5	直 联
		3500		JO ₂ 32-6	2.2	
		5000		JO ₂ 41-6	3.0	
D 14 × 18—2.5 / 3500 5000	1450	2000	2.5	JO ₂ 31-4	2.2	直 联
		3500		JO ₂ 41-4	4.0	
		5000		JO ₂ 42-4	5.5	
D 22 × 16—5 / 3500 5000	960	2000	4.8	JO ₂ 42-6	4.0	直 联
		3500		JO ₂ 51-6	5.5	
		5000		JO ₂ 52-6	7.5	
D 22 × 16—7 / 3500 5000	1450	2000	7	JO ₂ 42-4	5.5	直 联
		3500		JO ₂ 51-4	7.5	
		5000		JO ₂ 52-4	10	
D 22 × 21—10 / 3500 5000	1450	2000	10	JO ₂ 52-4	10	直 联
		3500		JO ₂ 61-4	13	
		5000		JO ₂ 62-4	17	

续表

型 号	转 速 (转/分)	出口静压 (毫米水柱)	风 量 (米 ³ /时)	电 动 机		传动方式
				型 号	功率 (千瓦)	
D22×16—15 / 3500 5000	2000	2000	16	JO ₂ 52-2	13	直 联
	2900	3500		JO ₂ 61-2	17	
	5000	5000		JO ₂ 71-2	22	
D22×21—20 / 3500 5000	2000	2000	20	JO ₂ 61-2	17	直 联
	2900	3500		JO ₂ 71-2	22	
	5000	5000		JO ₂ 72-2	30	
D36×35—30 / 3500 5000	2000	2000	30	JO ₂ 72-6	22	直 联
	960	3500		JO ₂ 81-6	30	
	5000	5000		JO ₂ 82-6	40	
D36×35—40 / 3500 5000	2000	2000	40	JO ₂ 72-4	30	直 联
	1450	3500		JO ₂ 81-4	40	
	5000	5000		JO ₂ 82-4	55	
D36×60—60 / 3500 5000	2000	2000	60	JO ₂ 82-6	40	直 联
	960	3500		JO ₂ 91-6	55	
	5000	5000		JO ₂ 92-6	75	

续表

型 号	转 速 (转/分)	出 口 静 压 (毫米水柱)	反 泵 (米 ³ /时)	电 动 机 型 号	功 率 (千瓦)	传 动 方 式
D 36 × 60—80 / 3500 3000	1450	2000	80	JO ₂ 82-4	55	直 联
		3500		JO ₂ 91-4	75	
		5000		JO ₂ 92-4	100	
D 60 × 48—120 / 3500 5000	960	2000	120	JS115-6	75	直 联
		3500		JS117-6	115	
		5000		JS126-6	155	
D 60 × 63—160 / 3500 5000	960	2000	160	JS116-6	95	直 联
		3500		JS126-6	155	
		5000		JS127-6	185	
D 60 × 87—200 / 3500 5000	960	2000	200	JS125-6	130	直 联
		3500		JS127-6	185	
		5000		JS138-6	240	

三、管道和管件

(一) 设计注意事项

(1) 要根据工厂的整个配置和将来的发展来选择配管线路方案。

(2) 选定的配管线路不应妨碍其他设备和交通，并尽可能减少穿过厂房的次数。

(3) 配管设计应考虑施工、维修检查方便。几种配管方式的比较如表7-5-37所示。

表7-5-37 不同配管方式的比较

	地 面 敷 设	架 空 敷 设	地 沟 敷 设
工程施工	容 易	麻 烦	稍麻烦
工程费用	小	中	大
对 交 通	易妨碍	有可能妨碍	无妨碍
检 漏	易发现	比较易	难
维护检查	易	较 易	难

(4) 尽可能减少弯头数目，采取直线管路，但水平管线不宜过长，可采取水平垂直组合线路。

(5) 管内力求光滑，管道接口处不应偏歪。

(6) 在物料可能堵塞处，应设置吹气口或清扫口。

(7) 主要设备的前后，输送管的稳定段，应装设测压孔。

(8) 输送高温物料的管道，应根据温度适当设置伸缩接头。

(二) 管道材料

(1) 根据物料的性质选择适当的管道材料，一般可采用煤气管或无缝钢管；输送食品或药品时要用铝管或不锈钢管；有磨削性的物料可用低铬-锰钢管。

(2) 空气管和排气管一般用煤气管: 大于250毫米时, 通常采用厚度为1.6~4.5毫米的钢板卷焊而成;

(3) 软管 软管的种类很多, 常用的软管是夹布压力胶管和吸引胶管。

(三) 管件

1. 管接头

管与管的连接, 一般用法兰连接, 长距离的直线管段可采用焊接, 将管子焊成10米左右, 但应注意管内不要出现“焊液滴块”。

常用接头的几种形式:

- (1) 平焊钢法兰 (JB81-59);
- (2) 榫形法兰 (用于严格对中的场合);
- (3) 带凸缘的松套法兰 (用于不锈钢管、铝管的连接);
- (4) 采用较厚的成型橡胶垫料的耐震接头。

2. 弯管

弯管的曲率半径 $R = 5 \sim 15$ 倍管子内径; 铸造的弯管, 为了便于制造, 其曲率半径可小于此值。

弯管的材料可采用耐磨性的材料。

3. 管道支架

管道支架的最大距离如表7-5-38所示。

表7-5-38 管道支架的最大间距

公称管径	40	50	65	80	100	125	150
支架间距	4.5	5	6	6	6.5	7	8

4. 阀门

常用阀门的特性比较如表7-5-39所示。

表7-5-39

常用阀门的特性

阀门型式	压力损失	物料残留	泄 漏	破 碎	应用场合
插板式挡板	大	有	有	多	吸、压 吸、压
贝壳形挡板	大	无	无	多	
转 芯 阀	小	无	有	少	
旋 塞 式	小	无	有	一般	
舌 板 式	大	有	无	多	
挠性软管式	小	无	无	小	

第八篇 啤酒工业专用设备

本篇主要包括麦芽制造、啤酒酿造和啤酒过滤等专业设备的型式、主要结构概述、生产能力计算、功率计算或验算以及部分设备的有关参数、设备安装试运转和使用的主要要求，并提供了部分设备的主要规范。以上专用设备只包括目前国内采用的专用设备。至于啤酒包装设备，只介绍国内外主要设备的一般情况。

第一章 麦芽制造专用设备

啤酒厂的制麦设备，根据生产过程应包括对原大麦的精选、除杂分级、浸渍、发芽、干燥、除根等设备。

第一节 大麦精选设备

一、大麦粗选机

供生产啤酒用的大麦，由于含有泥土、砂石、草屑、杂谷或金属等夹杂物，所以在浸麦前要采用粗选机将大麦先进行清理。

（一）型式与结构

大麦粗选机多为振动筛式，筛体往复运动的振幅大小，可调节偏重块的重量来达到。物料中的轻杂质由前后风道排出。由于

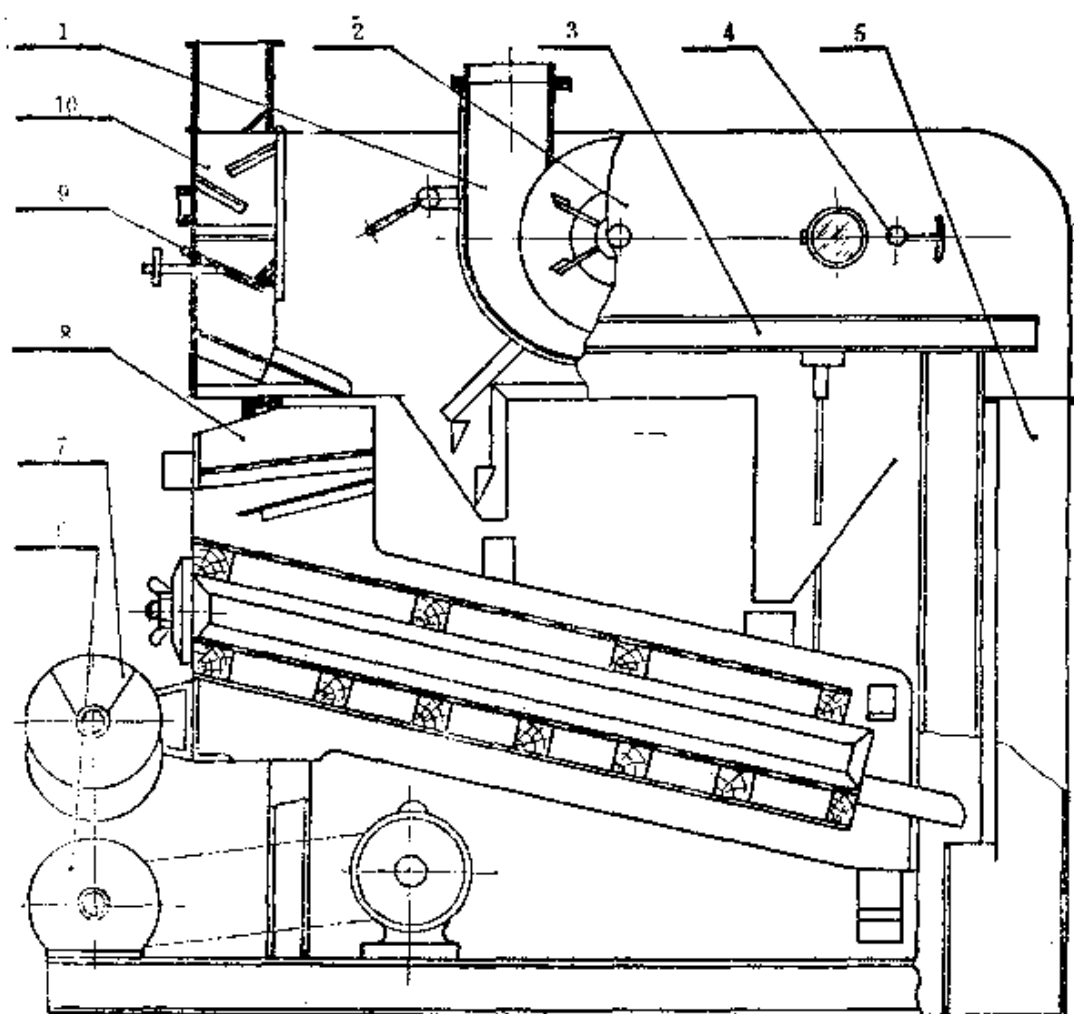


图 8-1-1 大麦粗选机

1—通风机 2—沉降室 3—机架 4—风量调节机构 5—吸风道
6—传动机构 7—振荡器 8—筛箱 9—压力活门 10—进料箱

物料在筛面上运动，砂石及其他杂质按其形状的不同分级清理出来，使被加工的谷物达到整洁。

粗选机的主要结构如图8-1-1所示。由通风机1、沉降室2、机架3、风量调节机构4、吸风道5、传动机构6、振荡器7、筛箱8、压力活门9、进料箱10等部件组成。物料进入料箱10后，通过压力活门9的作用，成一薄层，流入第一层筛面，轻杂质由抽风机将其吸出，经风道入沉降室，大杂质由第一层筛面流

入集杂斗。第二层筛面分离出中型杂质，细杂质和物料通过第三层筛面分离，物料由筛面流出，经后风道再次吸出轻细杂质，其他细小砂石由筛底集中流入下脚口排出。

（二）产品介绍

按制麦工艺对粗选机的要求，可选用粮食机械的产品——筛麦机或振动筛来代替粗选机，目前常用的产品规格见下表：

表8-1-1 北京粮机厂振动筛产品规范

筛面宽度(毫米)	500	630	800	1000	1250	1600
单位流量(公斤/厘米/小时)	30	35	40	40	40	40
产量(吨/时)	1.5	2.3	3.2	4	5	6.4

表8-1-2 甘肃省永登粮机厂筛麦机规范

产量(小麦)公斤/小时)	2000	4000	8000
通风机转速(转/分)	920		
振幅(毫米)	5		
频率(次/分)	620		
筛框宽度(毫米)	600	800	1600
第一层筛面倾斜度	8°		
第二、三层筛面倾斜度	12°30'		
频率(千瓦)	1.1	3	
外形尺寸(长×宽×高)(毫米)	1596×815×1420		
总重(公斤)	600		

二、大麦分选机(大麦精选与分级联合机)

本机系一精选与分级联合机，用于进一步清除大麦中的灰尘、麦芒、杂谷、碎麦等夹杂物，并将大麦按粒度进行分级。

（一）型式与结构

本机为卧式滚筒型，根据生产能力的需要，有单滚筒、双滚

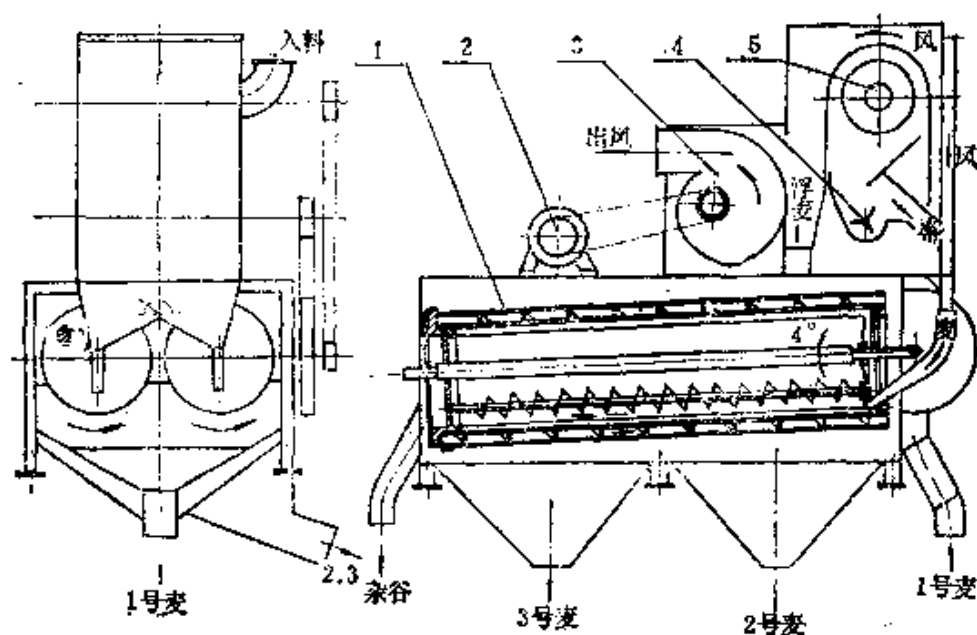


图 8-1-2 大麦分选机

1—滚筛装置 2—电动机 3—抽风装置
4—擦麦装置 5—入料筛装置

筒或三滚筒。如图8-1-2为双滚筒式大麦分选机。

大麦先经入料筛装置5，其详细结构如图8-1-3所示。大块杂物从滚动筛网筛出去，大麦则落至擦麦装置4，其结构如图8-1-4

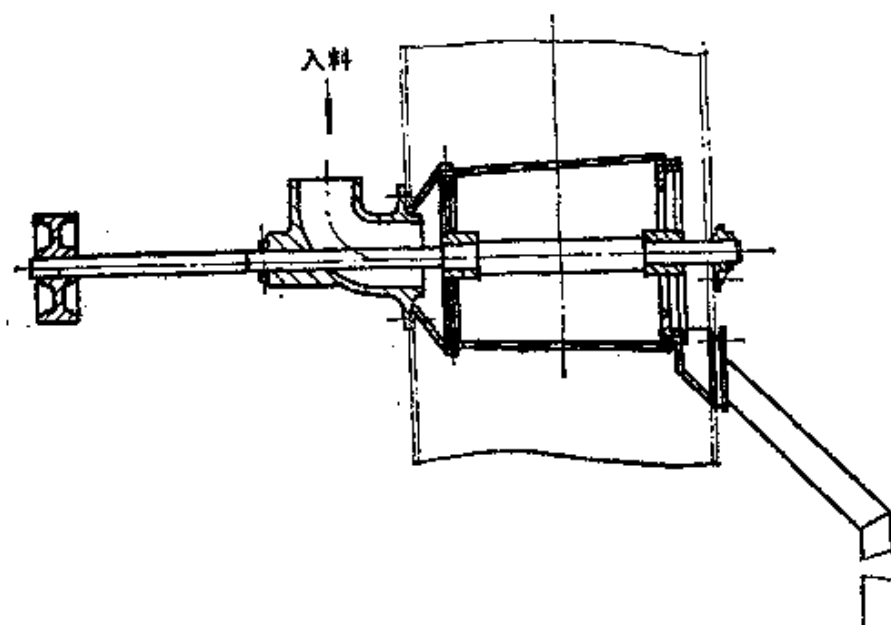


图 8-1-3 入料筛装置结构

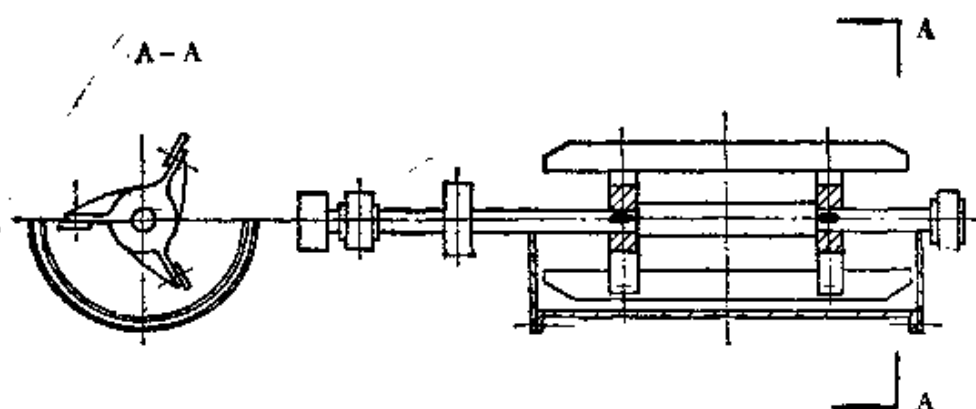


图 8-1-4 擦麦装置结构

所示。由于刮板转动时与带齿形槽的擦麦壳相对磨擦，将附在麦皮上的麦芒和外表尘土擦掉，麦芒和灰尘经风道由抽风装置 3 抽出。抽风装置与擦麦装置之间设有清理门，以便定期清理浮麦。经擦麦装置的大麦从入料斗进入滚筛装置 1。圆筒滚筛与水平倾斜 4° 左右，滚筛内设有分离杂谷用的滚筒和螺旋推进器，混杂在大麦中的碎麦和杂谷被筒内的袋孔提升至相当高度后，落入螺旋推进器内送出机外。筒内还设有刮板，用以防止袋孔带出完整麦粒。大麦顺着滚筒的倾斜向前滑动至末部，从圆孔漏出至滚筒体与筛网之间，由滚筒外螺旋叶将麦粒向上移动，进行分级，较小的麦粒先从 2×24 毫米的小网眼筛出至 3 号出麦斗，较大的麦粒继续向前，从 2.3×24 毫米的大网眼中筛出至 2 号出麦斗。最后腹径在 2.3 毫米以上的麦粒从滚筒头架长孔中卸入 1 号出麦斗。本机另附有马连根做的圆毛刷，以便及时清刷嵌在滚筛网眼里的麦粒，以免影响分级的效率。

(二) 大麦分选机生产能力计算

分选机的能力一般以单位时间内沿滚筒内表面轴向移动流出的麦粒重量来计算。

$$Q = 3600 \gamma F v \quad (\text{公斤/小时})$$

式中：Q——生产能力（公斤/小时）

γ ——大麦容重， $\gamma = 630 \sim 650$ 公斤/米³

F ——麦粒在筒内流动的横断面积 (米²)

v ——麦粒在筒内的轴向速度 (米/秒)

1. 麦粒在筒内流动的横断面积 F 的计算

因为麦粒在筒内流动的横断面积近似于弓形, 故采用弓形面积计算的公式:

$$F = \frac{1}{2} \{ r l - c(r-h) \} \text{ (米}^2\text{)}$$

上式中各符号的表示如图8-1-5所示。

r ——筒之半径 (米)

l ——麦粒在筒内所占圆周弧长 (米)

c ——麦粒在筒内的弦长 (米)

h ——麦粒在筒内最大厚度 (米)

α ——麦粒所对的圆心角, 根据查定一般 $\alpha = 60 \sim 70^\circ$, 设计时取低值

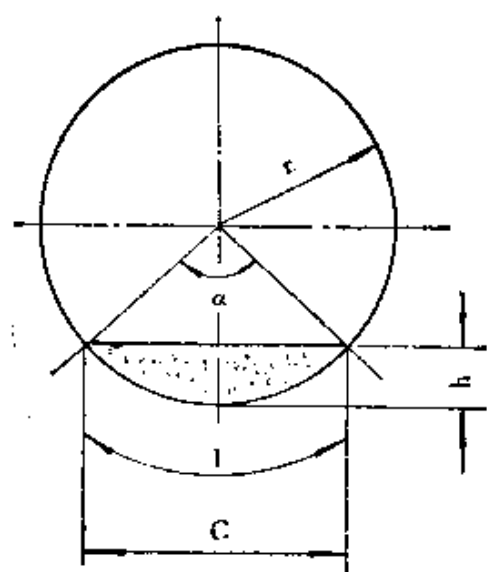


图 8-1-5 大麦分选机滚筒断面图

弧长 l 的计算:

$$l = \frac{\pi r \alpha}{180} = 0.01745 r \alpha \text{ (米)}$$

在已知圆筒半径 r 的条件下, 可用下式求 h 、 c

$$h = r - \frac{1}{2} \sqrt{4r^2 - c^2}$$

$$c = 2 \sqrt{h(2r - h)}$$

2. 麦粒在筒内的轴向速度V的计算

$$V = \frac{\pi D n}{60} \times \operatorname{tg} \alpha \quad (\text{米/秒})$$

式中 n ——筒之转速 (转/分)

D ——筒之直径 (米)

α ——筒与水平之倾斜角度, 取 $\alpha = 4^\circ$

根据实践, 一般取 $V = 0.03 \sim 0.04$ 米/秒

以上述 $Q = 3600 Y F V$ 式中可知, 大麦分选机的生产能力与它的工作表面积成正比, 所以可用下列经验公式计算:

$$Q = q_{\text{面}} \pi D L \varphi \quad (\text{公斤/小时})$$

式中 $q_{\text{面}}$ ——筛筒工作表面每小时每米²的负荷量, 大麦取

$$q_{\text{面}} = 450 \sim 550 \text{ 公斤/米}^2 \cdot \text{时}$$

D ——筛筒直径 (米)

L ——筛筒长度 (米)

φ ——筛面有效系数, 取 $\varphi = \frac{1}{4} \sim \frac{1}{5}$

(三) 大麦分选机的功率计算

大麦分选机的功率消耗包括如下几个部分: 滚筛装置回转所需功率 N_1 , 抽风装置所需功率 N_2 , 擦麦装置的回转所需功率, 入料装置所需功率, 螺旋推进器所需功率。现分别介绍如下:

1. 装筛装置回转所需功率 N_1

(1) 滚筛装置回转所需力矩 M

① 滚筒的轴颈在轴承内的滑动摩擦力矩:

$$M_1 = (G + G_0) f_1 r_1 \quad (\text{公斤-米})$$

式中 G ——滚筒及筛体重量 (公斤)

G_0 ——滚筒内物料重量 (公斤)

f_1 ——滚筒轴颈对轴承的滑动摩擦系数, 取 $f_1=0.1$

r_1 ——滚筒轴颈的半径 (米)

② 滚筒回转时, 物料对筒壁的滑动摩擦力矩,

$$M_2 = f_2 G_0 r \text{ (公斤-米)}$$

式中 f_2 ——物料对筒壁的摩擦系数, 取 $f_2=0.37\sim0.4$

r ——滚筒的半径 (米)

③ 由于滚筒转动时将物料提升至一定的高度, 克服物料重力所产生的力矩:

$$M_3 = f_3 G_0 r \text{ (公斤-米)}$$

$$\therefore M_3 = M_2$$

滚筛装置回转所需的力矩:

$$M = M_1 + M_2 + M_3$$

$$= M_1 + 2M_2$$

$$= (G + G_0) f_1 r_1 + 2f_2 G_0 r \text{ (公斤-米)}$$

式中 $G_0 = F L r$

$$= \frac{1}{2} [r l - c(r-h)] L \gamma \text{ (公斤)}$$

L ——滚筒长度 (米)

F ——麦粒在筒内流动的横断面积 (米²)

γ ——大麦容重, 630~650公斤/米³

(2) 滚筛装置回转所需的功率

$$N_1 = \frac{Mn}{974} \text{ (千瓦)}$$

式中 N_1 ——滚筛装置回转所需的功率 (千瓦)

M ——滚筛装置回转所需的力矩 (公斤-米)

n ——筛筒每分钟转速 (转/分)

(3) 如果是双筒式分选机, 则上述计算所得功率值, 应乘以 2, 三筒式则乘以 3, 依此类推。

2. 抽风装置所需功率

$$N_2 = \frac{VH_0}{3600 \times 102\eta} \quad (\text{千瓦})$$

式中 η ——风机效率，翼片向前弯曲 $\eta=0.4\sim0.65$ ，
翼片向后弯曲 $\eta=0.5\sim0.78$ ，

大值用于较大输风量

V ——输风量（米³/时）

$V=3600blv_B$ （米³/时）

式中 b ——进风管宽度（米）

l ——进风管长度（米）

v_B ——进气速度：低压风机 $v_B=10\sim14$ 米/秒

中压风机 $v_B=12\sim19$ 米/秒

高压风机 $v_B=15\sim30$ 米/秒

通风机的全风压 H_0 包括以下几个部分：

（1）空气混合物对管壁的摩擦所引起的压力损失 H_1 ；

（2）风管方向改变时的压力损失 H_2 ；

（3）空气混合物提升时的压力损失 H_3 。

所以总风压 $H_0 \geq H_1 + H_2 + H_3$ （公斤/米²）

上式中 H_1 、 H_2 、 H_3 的计算如下：

（1）空气混合物对管壁摩擦所引起的压力损失

$$H_1 = f_0 \frac{L}{d} \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} (1 + K\mu) \quad (\text{公斤/米}^2)$$

式中 f_0 ——摩擦系数，对钢： $f_0=0.02\sim0.04$

d ——输送管道宽度或平均直径（米）

L ——输送管道长度（米）

γ_B ——空气容重，1.24公斤/米³

v_B ——进风速度，取12米/秒

K ——系数， $K=0.25\sim0.65$

μ ——空气与物料混合比，吸送式取1~20

g ——重力加速度，9.81米/秒²

(2) 风管方向改变时的压力损失

$$H_2 = C_0 \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} \text{ (公斤/米}^2\text{)}$$

式中 C_0 ——阻力系数, 查得 $C_0 = 0.32$

(3) 空气混合物提升时的压力损失

$$H_3 = \gamma_B \mu h \text{ (公斤/米}^2\text{)}$$

式中 h ——物料被提升高度 (米)

3. 大麦分选机其他部分所需的功率

根据实践经验, 可省略计算, 而在前两个主要部分计算后将所得功率和, 加上20%的裕量。所以大麦分选机之功率 N 应为:

$$N = (2N_1 + N_2) \times 1.2 \text{ (千瓦)}$$

其中 $2N_1$ 指双滚筒, 如果是单滚筒, 则为 N_1 , 如果是三滚筒, 则为 $3N_1$, 以此类推。

4. 大麦分选机电机功率的计算

$$N_{\text{电}} = \frac{N_K}{\eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)}$$

式中 K ——电机功率贮备系数, 取 $K = 1.2 \sim 1.4$

$\eta_{\text{总}}$ ——传动机构总效率, 即各部分效率之乘积

$$\eta_{\text{总}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \cdots, \text{ 按实践一般取 } \eta_{\text{总}} = 0.4 \sim 0.5。$$

$\eta_1, \eta_2, \eta_3 \cdots$ 为各种传动机构的效率, 其数值可查阅表8-1-3。

(四) 举例计算

大麦分选机, 图号: J55201, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

1. 生产能力计算

$$Q = 3600 \gamma F v \text{ (公斤/时)} \quad (1)$$

$$\gamma = 630 \text{ 公斤/米}^3$$

$$v = \frac{\pi D n}{60} \lg a \text{ (米/秒)} \quad (2)$$

表8-1-3

部分传动机构之效率

传 动 型 式	效率 η
行星圆柱齿轮减速器	0.95~0.98
链轮	0.93~0.96
链条滚筒	0.94~0.96
正齿轮及锥齿轮 (铸齿)	0.90~0.93
(铣齿)	0.95~0.98
皮带传动 (平皮带)	0.9
(三角皮带)	0.96
蜗轮传动结构 (单头)	0.70~0.75
(双头)	0.75~0.82
(三头和四头)	0.80~0.92
联轴器	0.95~0.98
滑动轴承	0.94~0.97
滚动轴承	0.98~0.99

公式 (2) 中: $D=0.5$ 米

$n=15$ 转/分

$\lg \alpha = 3.5^\circ$

代入 (2) 式:

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{3.14 \times 0.5 \times 15}{60} \times \lg 3.5^\circ \\
 &= \frac{3.14 \times 0.5 \times 15 \times 0.0612}{60} \\
 &= 0.024 \text{ (米/秒)}
 \end{aligned}$$

注: 一般 $v=0.03 \sim 0.04$ 米/秒, 这里稍偏低。

公式 (1) 中: $F = \frac{1}{2} (r_1 - c(r-h))$ (米²) (3)

公式 (3) 中: $r=0.25$ 米

$$l = \frac{\pi r \alpha}{180}$$

$$\text{取 } \alpha = 60^\circ$$

$$\begin{aligned} l &= 0.01745 r \alpha \\ &= 0.01745 \times 0.25 \times 60 \\ &= 0.26175 (\text{米}) \end{aligned}$$

由于圆心角为 60° ，其相对弦C与两r所构成的三角形为等角三角形，其三边相等，即 $C=r=0.25$ 米

$$\begin{aligned} h &= r - \frac{1}{2} \sqrt{4r^2 - C^2} \\ &= 0.25 - \frac{1}{2} \sqrt{4 \times 0.25^2 - 0.25^2} \\ &= 0.0335 (\text{米}) \end{aligned}$$

以上数值代入(3)式

$$\begin{aligned} F &= \frac{1}{2} (0.25 \times 0.26175 - 0.25(0.25 - 0.0335)) \\ &= \frac{1}{2} (0.0654375 - 0.25 \times 0.2165) \\ &= 0.0057 (\text{米}^2) \end{aligned}$$

上述F值也可以根据弓形面积查表

$$\begin{aligned} F_{\text{弓}(60^\circ)} &= 0.09059 \times 0.25^2 \\ &= 0.00566 (\text{米}^2) \end{aligned}$$

再代入(1)式：

$$\begin{aligned} Q &= 3600 \times 630 \times 0.00566 \times 0.024 \\ &= 308.085 (\text{公斤/时}) \end{aligned}$$

如果按 $\alpha=70^\circ$ 计算， $Q=476.28$ 公斤/时
按经验公式：

$$Q = q_{\text{面}} \pi D L \varphi (\text{公斤/时})$$

取 $q_{\text{面}}=450$ 公斤/米²·时

$$D=0.5\text{米}$$

$$L=2.7\text{米}$$

$$\varphi=1/5$$

$$\text{得: } Q=450\pi \times 0.5 \times 2.7 \times \frac{1}{5}$$

$$=381.7 \text{ (公斤/时)}$$

该啤酒厂对该机的实际生产能力, 经查定, 按保证质量的要求, 产量为300~350公斤/时, 与计算符合。

2. 功率计算

按上述步骤计算:

(1) 滚筛装置回转所需功率 N_1

① 滚筛装置回转所需力矩:

(i) 滚筒的轴颈在轴承内的滑动摩擦力矩:

$$M_1=(G+G_0)f_1r_1 \text{ (公斤-米)} \quad (1)$$

式中 $G=217\text{公斤}$

$$r_1=0.025\text{米}$$

$$f_1=0.1$$

$$G_0=FL\gamma \text{ 公斤} \quad (2)$$

式中 $F_{(60^\circ)}=0.00566\text{米}^3$

$$F_{(70^\circ)}=0.00875\text{米}^3$$

$$L=2.7\text{米}$$

$$\gamma=650\text{公斤/米}^3$$

$$\text{代入 (2) 式: } G_{0(60^\circ)}=0.00566 \times 2.7 \times 650 \\ \approx 10 \text{ (公斤)}$$

$$G_{0(70^\circ)}=0.00875 \times 2.7 \times 650 \\ \approx 16 \text{ (公斤)}$$

取 $G_{0(70^\circ)}=16\text{公斤}$ 代入 (1) 式:

$$M_1=(271+16) \times 0.1 \times 0.025 \\ \approx 0.72 \text{ (公斤-米)}$$

(ii) 滚筒回转时, 物料对筒壁的滑动摩擦力矩,

$$M_2 = f_2 G_0 r \quad (\text{公斤-米}) \quad (3)$$

式中 $f_2 = 0.4$

$G_0 = 16$ 公斤

$r = 0.25$ 米

$$\begin{aligned} \text{代入 (3) 式: } M_2 &= 0.4 \times 16 \times 0.25 \\ &= 1.6 \quad (\text{公斤-米}) \end{aligned}$$

(iii) 由滚筒将物料提升至一定高度, 克服物料重力所产生力矩:

$$M_3 = f_2 G_0 r = M_2 = 1.6 \text{ 公斤-米}$$

滚筛装置回转所需的力矩:

$$\begin{aligned} M &= M_1 + M_2 + M_3 \\ &= 0.72 + 1.6 + 1.6 \\ &\approx 4 \quad (\text{公斤-米}) \end{aligned}$$

② 滚筛装置回转所需的功率:

$$N_1 = \frac{Mn}{974} \quad (\text{千瓦}) \quad (4)$$

式中 $M = 4$ 公斤-米

$n = 15$ 转/分

$$\begin{aligned} \text{代入 (4) 式: } N_1 &= \frac{4 \times 15}{974} \\ &\approx 0.062 \quad (\text{千瓦}) \end{aligned}$$

(2) 抽风装置所需功率 N_2 :

$$N_2 = \frac{VH_e}{3600 \times 102\eta} \quad (\text{千瓦}) \quad (5)$$

式中 $\eta = 0.5$

$$V = 3600blv_B \quad \text{米}^3/\text{时} \quad (6)$$

式中 $b = 0.3$ 米

$l = 0.4$ 米

$$v_B = 12 \text{ 米/秒}$$

$$\begin{aligned} \text{代入 (6) 式: } v &= 3600 \times 0.3 \times 0.4 \times 12 \\ &= 5184 \text{ (米}^3\text{/时)} \end{aligned}$$

$$\text{公式 (5) 中: } H_0 = H_1 + H_2 + H_3 \text{ 公斤/米}^2 \quad (7)$$

公式① (7) 中 H_1 为空气混合物对管壁摩擦所引起的压力损失:

$$H_1 = f_0 \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} (1 + K\mu) \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (8)$$

$$\text{式中: } d = 0.35 \text{ 米}$$

$$L = 3.1 \text{ 米}$$

$$\gamma_B = 1.24 \text{ 公斤/米}^3$$

$$v_B = 12 \text{ 米/秒}$$

$$K = 0.65$$

$$\mu = 5$$

$$f_0 = 0.02$$

$$\begin{aligned} \text{代入 (8) 式: } H_1 &= 0.02 \times \frac{3.1}{0.35} \times \frac{1.24 \times 12^2}{2 \times 9.81} \\ &\quad \times (1 + 0.65 \times 5) \\ &= 0.02 \times 8.857 \times 9.1 \times 4.25 \\ &= 6.85 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

② 风管方向改变时的压力损失:

$$H_2 = C_0 \cdot \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (9)$$

$$\text{式中: } C_0 = 0.32$$

代入 (9) 式:

$$\begin{aligned} H_2 &= 0.32 \times \frac{1.24 \times 12^2}{2 \times 9.81} \\ &= 2.912 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

③ 空气混合物提升时的压力损失:

$$H_3 = \gamma_B \mu h \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (10)$$

式中: $h=1.3$ 米

$$\begin{aligned}\text{代入 (10) 式: } H_3 &= 1.24 \times 5 \times 1.3 \\ &= 8.06 \text{ (公斤/米}^2\text{)}\end{aligned}$$

将 H_1 、 H_2 、 H_3 代入 (7) 式

$$\begin{aligned}H_c &= 6.85 + 2.91 + 8.06 \\ &= 17.82 \text{ (公斤/米}^2\text{)}\end{aligned}$$

将 H_c 、 v 值代入 (5) 式:

$$\begin{aligned}N_2 &= \frac{5184 \times 17.82}{3600 \times 102 \times 0.5} \\ &= 0.503 \text{ (千瓦)}\end{aligned}$$

(3) 大麦分选机功率 N

$$\begin{aligned}N &= (N_1 + N_2) \times 1.2 \\ &= (0.062 + 0.503) \times 1.2 \\ &= 0.565 \times 1.2 \\ &= 0.678 \text{ (千瓦)}\end{aligned}$$

(4) 大麦分选机电机功率 $N_{\text{电}}$

$$N_{\text{电}} = \frac{NK}{\eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)} \quad (11)$$

(11) 式中: $K=1.4$

$$\eta_{\text{总}} = 0.4$$

代入 (11) 式:

$$\begin{aligned}N_{\text{电}} &= \frac{0.678 \times 1.4}{0.4} \\ &= 2.373 \text{ (千瓦)}\end{aligned}$$

原设计选用电机为 J051-6, 2.8 千瓦。

(五) 有关参数

1. 影响麦粒在分选机中流速的因素

麦粒在分选机中的流速不宜太快, 其流速与圆筒的倾斜度及圆筒的转速等因素有关。

(1) 圆筒倾斜度 不宜超过筒长的 6%~10%, 目前发展

已趋向水平。

(2) 圆筒回转的转数 n 及相应的圆周速度 v_0 和物料在圆筒内沿轴向移动速度 v 的确定:

$$n = \frac{6}{\sqrt{r}} \sim \frac{9}{\sqrt{r}} \text{ (转/分)}$$

式中 r ——圆筒的半径 (米)

v ——0.03~0.04米/秒

v_0 ——0.2~0.3米/秒

(3) 分级筛的圆周速度一般不超过0.7米/秒。

2. 圆筒总面积与有效面积的关系

一般计算时的有效面积 F 为总面积的 $1/4 \sim 1/5$ 。

3. 分级筛筛孔的大小

根据麦粒大小确定, 一般筛孔长为25毫米, 筛孔宽为2~2.1毫米、2.3~2.4毫米。

4. 大麦分选机滚筒内袋孔的形状和大小

滚筒内袋孔的任务不仅应把杂谷及碎麦等物分离出来, 还要把它提升到输送槽的上方, 如过早落下, 就会重新混入大麦中。为此, 孔的截面必须呈“袋”形, 袋口的棱角应锐利, 才能存住杂谷及碎麦, 否则容易滑出。滚筒内的袋孔一般采用直径为5.5~6.5毫米的、与圆筒表面有一定倾角的圆形袋孔或短边为5.5~6.5毫米、长边方向与圆筒表面有一定倾角的椭圆形袋孔。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 滚筛装置须局部安装后, 才吊装入机架内。

(2) 安装时首先要调整两对齿轮, 使啮合情况良好, 并涂上润滑油脂。

(3) 各运转接触面, 应保持良好润滑。如: 风机轴承、擦麦机轴承、螺旋器轴承、入料筛轴承、滚筛头尾轴承等。

(4) 接通电动机电源, 检查机体内部无杂物后, 方可进行空运转试验。如发现轴承温升过高等不正常现象, 应检查原因,

设法排除。全机空负荷运转正常后，即可投料生产。

(5) 浮麦出口、入料筛装置的出口斗，在生产时用布袋引接至适当处，并定期检查清理。

(6) 滚筛尾轴承处把手是调校螺旋槽用的。如分离出来的杂谷中混有完整的麦粒，需按顺时针方向转动把手，调整螺旋槽，使受料边升高；如杂谷提前掉落，则反向转动把手，使螺旋槽受料边降低。但要注意螺旋槽体边缘与滚筒不能相碰，应保持3~5毫米距离。

(7) 风箱内装有调节风门，视生产需要可调节进风量。

(8) 风箱内尘埃比较大，易堵塞通路，需定期检查清理。

(9) 安装好后，在机架外部四周视实际尺寸配塑料布密封，以减少尘埃飞扬。

(10) 安装及检修时，毛刷装置应正好贴于筛筒表面，转动平稳，使用时所有夹嵌在筛孔上的麦粒，必须清理干净，以免影响分级效率。并检查筛筒不准有凸肚现象，磨损的筛筒应及时更换。

(11) 在检修时，首先应检查齿轮是否损坏，轴承空隙是否太大，移动是否平稳，所有夹嵌在杂谷分离筒选粒孔上的草籽和碎麦粒是否能全部清除干净，并检查选粒孔的棱角是否已被磨损，损坏者须及时更换。

(七) 大麦分选机的主要规范

表8-1-4 大麦分选机的主要规范

名 称	2- ϕ 750大麦分选机	大麦分选机
图 号	J90201	J65201
型 式	卧式双筒	卧式单筒
滚筒直径(毫米)	ϕ 620	ϕ 500
滚筒长度(毫米)	3140	2490
筛筒直径(毫米)	ϕ 750	ϕ 600
筛筒长度(毫米)	3200	2634

续表

滚筒与水平倾角	4°	3.5°
滚筒转速 (转/分)	16.8	15
电动机, 型号	JO ₂ 42-6	JO 51-6
功率 (千瓦)	4	2.8
转速 (转/分)	960	1000
生产能力 (公斤/小时)	1000~1500	350
选麦粒规格 (毫米)	腹径: (1) 2.3 以上 (2) 2~2.3 (3) 2 以下	腹径: (1) 2.2 以上 (2) 2.2 (3) 2 (4) 2 以下
重量 (公斤)	3200	1210
外形尺寸: 长×宽×高 (毫米)	4057×2085×3110	4000×1700×3000

第二节 浸麦与发芽设备

一、浸 麦 槽

浸麦槽是供精选后的大麦进行清洗浸渍之设备。精选大麦在用水浸渍过程中, 由于浸渍水的循环置换及通入压缩空气, 使大麦得到进一步的清洗, 并排除二氧化碳。大麦的含水量由原来的13%左右增加至43~48%, 同时, 麦粒因得到通风而增强了发芽活力。

(一) 型式与结构

浸麦槽的主要结构如图8-1-6所示, 槽身为钢制开口圆筒附圆锥底, 中心装有循环管, 循环管的上端设有利用水力推动的四

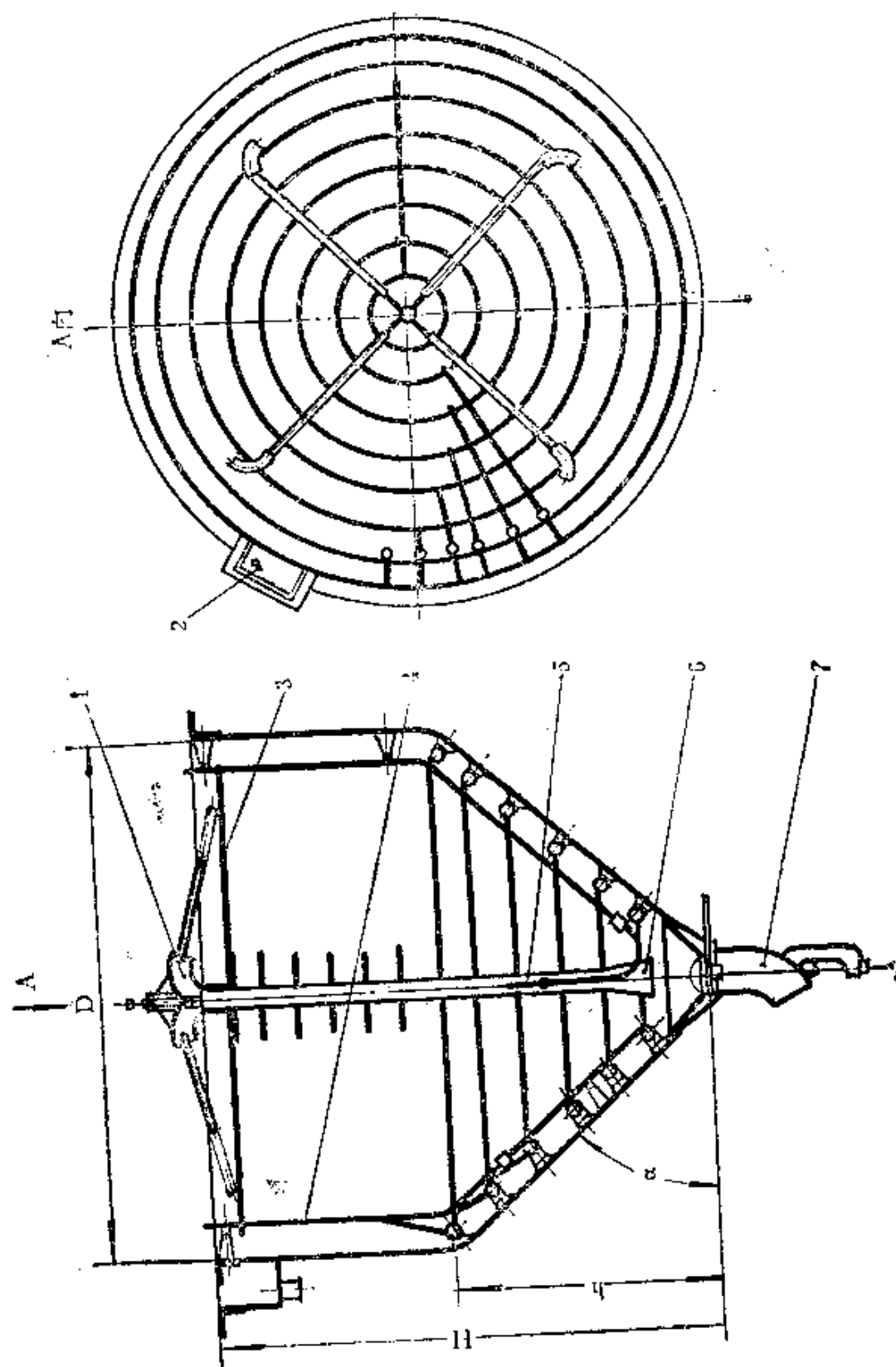


图 8-1-6 浸麦槽

1-四通头旋转装置 2-浮麦槽 3-浮麦吹风管 4-吹风管 5-中心
吹风管 6-中心循环管 7-放料阀

通头旋转装置。国内这部分结构，有些装上轴承或滚珠，但容易生锈，影响旋转。现新设计的四通头，采用铸铝制造，重量很轻，结构简单。四通头整体只通过一个可调节的尖头螺钉与循环管撑座接触。当水通入后，利用水力的推动而旋转，如图8-1-7所示。在圆锥底面上分布着若干圈通风环管，通入压缩空气以供给浸渍大麦所需之氧气。中心循环管的下端设有中心吸风管，空气经中心吹风管压入循环管，形成麦粒和空气流的混合物，此混合物密度较小，由管中上浮，被水力带动的四通头旋转装置将麦粒均匀分配于槽的周边。起到麦粒不断上下翻拌的作用。槽体上部有弧度 $< 180^\circ$ 的吹风管，为吹浮麦之用。圆锥底的下面设有铜制的栅板，在排水时，阻止麦粒随水一同排出。锥形底下面设有放料阀，浸渍后的麦粒，由放料阀放出。

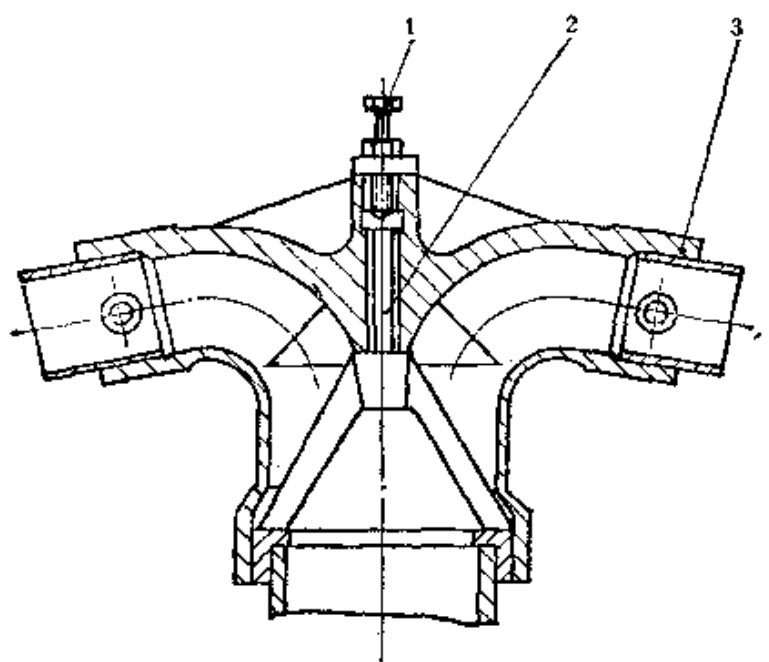


图 8-1-7 四通头旋转装置结构图

1—螺钉 2—出麦管撑座 3—四通头

(二) 浸麦槽的容积计算

浸麦槽的容积 V 的计算，包括两个部分：

1. 圆柱部分

$$V_1 = \frac{\pi}{4} D^2 (H-h) \quad (\text{米}^3)$$

式中 D ——浸麦槽直径 (米)
 H ——浸麦槽总高 (米)
 h ——浸麦槽锥底高 (米)

2. 平截正圆锥体部分

$$V_2 = \frac{\pi}{3} h (R^2 + Rr + r^2) \quad (\text{米}^3)$$

式中 R ——锥体上圆半径 (米)
 r ——锥体下圆半径 (米)

3. 浸麦槽容积

$$V = V_1 + V_2$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 (H-h) + \frac{\pi}{3} h (R^2 + Rr + r^2)$$

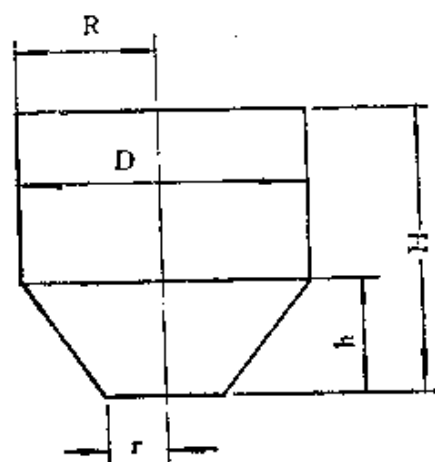


图 8-1-8 浸麦槽的尺寸表示图

注：上述各符号如图8-1-8所示。

(三) 有关参数

(1) 圆锥与水平线的角度 $\alpha = 45^\circ$ ，见图8-1-8。

(2) 圆锥体高度 $h = 0.5 D$ ，见图8-1-8。

(3) 浸麦槽不宜过大过深，以免通风不均和积存二氧化碳而影响麦粒的均匀发育。

根据实践证明，一般直径 D 与总高度 H 之关系为 $H = 0.95 \sim 1.1 D$ (见图8-1-8)。

(4) 通风量 每100公斤大麦在浸渍时需通入的空气量为 $0.03 \sim 0.04 \text{米}^3/\text{分}$ 。

(5) 耗水量 每100公斤大麦的浸渍总耗水量 (包括浸麦

槽的清洗水在内) 约0.8~1.2吨水。

(四) 安装要求及使用说明

- (1) 安装后, 槽身要求试水不渗漏。
- (2) 中心循环管安装后, 其四通头旋转装置要求转动灵活。
- (3) 放料阀的方向, 可按实际操作方向进行安装。
- (4) 安装后, 放料阀门的升降要灵活, 无卡死现象。
- (5) 放料后, 用水冲洗干净, 阀门处不得留有麦粒, 以免阀门关闭不严。

(6) 每次使用前应检查槽内有无杂物, 如有杂物应清理干净。使用后, 必须用水冲洗干净。

(7) 要定期检查槽底筛板是否破损, 如有破损应及时更换。

(五) 浸麦槽主要规范

表8-1-5

浸麦槽主要规范表

名 称	10米 ³ 浸麦槽	30米 ³ 浸麦槽	40米 ³ 浸麦槽
图 号	J65401A	J90601	J65402
有效容积 (米 ³)	10	30	40
直径D (米)	φ2.8	φ4	φ4.8
高度H (米)	2.625	4.282	4.54
锥高h (米)	1.355	2.112	2.53
槽身板厚 (毫米)	4.5	6	6
槽底板厚 (毫米)	6	8	8
外形尺寸:			
宽×高 (毫米)	3582×3840	4630×5620	5380×5795
重 量 (公斤)	1470	3850	5035

二、萨拉丁 (Saladin) 发芽箱

(一) 型式与结构

制造麦芽的方式不同, 因而发芽设备亦有所不同。目前国内

多采用开放式单独发芽箱，也就是通风式的萨拉丁(Saladin)箱式发芽。箱式发芽设备是一固定的箱状容器，箱的多少，根据发芽周期确定，一般采用6~8个，其主要结构如图8-1-9所示。箱壁用砖砌成长方形，也有用钢筋混凝土浇筑，外表用水泥抹平，上方敞开，箱壁厚16~20厘米，箱底具有适当的倾斜度，一般取

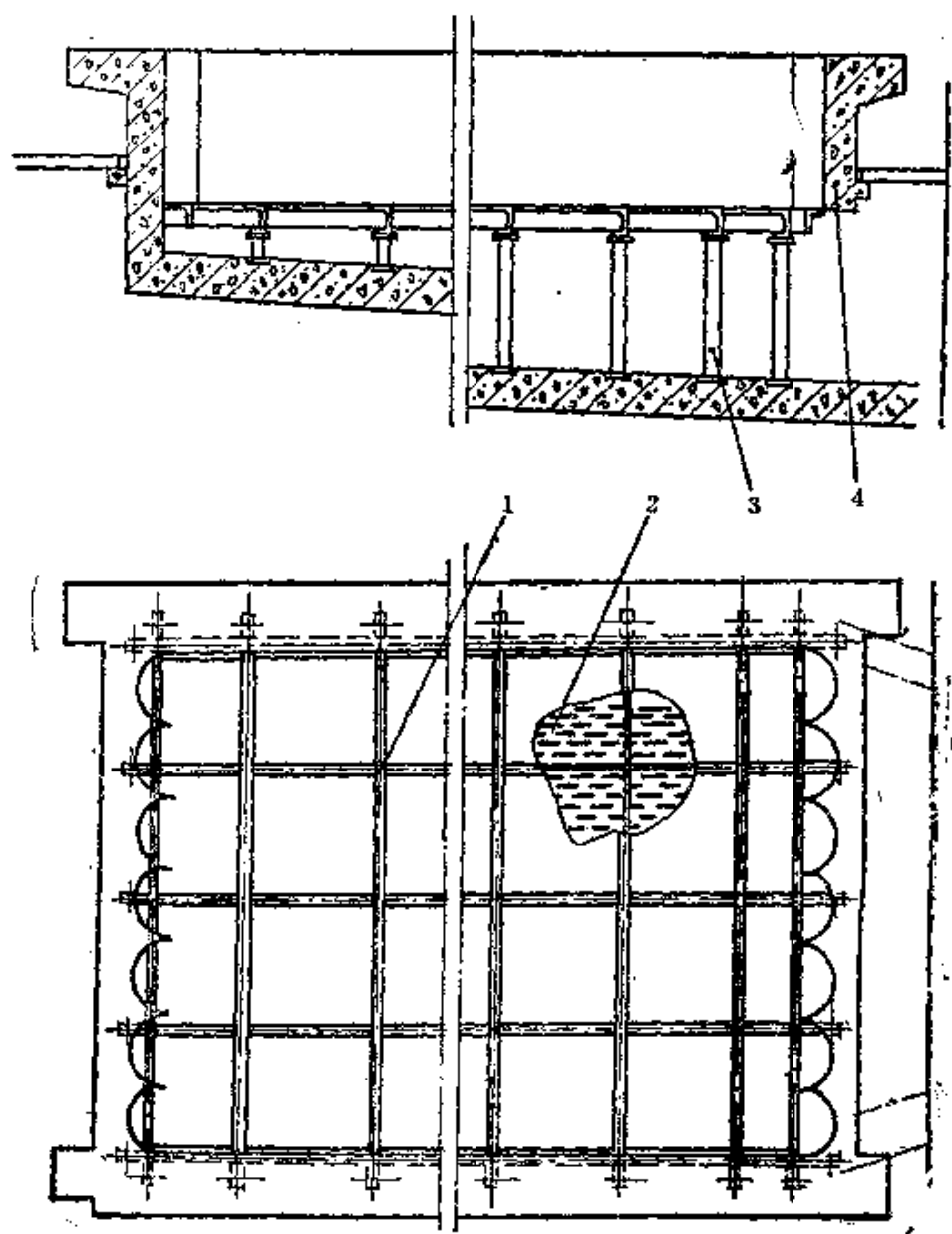


图 8-1-9 萨拉丁发芽箱

1-铁架 2-筛板 3-支脚 4-箱体

2°左右，以利排水。箱内设有假底，其上铺有筛板，筛板置于铁架上，筛板由厚2~3毫米的镀锌钢板或铝板制成，筛孔为长方形(1.7~1.8)×20毫米，供送入空气及排除水分之用。其筛孔面积应大于或等于发芽箱总面积的20%，从筛板向上其高度为1~1.2米。箱内设有一套立式螺旋搅拌机，其主要结构如图8-1-10所示，箱之两端的内壁砌成似搅拌叶的弧形状，使搅拌机能一直搅到边上的麦层，以免形成死角。箱壁两旁上沿设有导轨及齿条，搅拌机的机架行车由电机通过行星齿轮减速带动齿轮沿轨道走动。轨道两端装设行程开关，搅拌机行至箱端碰到触点就自动停机。搅拌机设有一排直立的全螺旋形的螺旋叶片，其传动由另一电机带动一对三角皮带轮，再经过立式行星齿轮减速箱及正齿轮带动螺旋搅拌轴。相邻螺旋的转向是相反的，当机架向前推进时，螺旋同时旋转，使麦芽随着叶片旋转而翻动，并使麦层疏松。螺旋叶片末端拖着一块橡胶皮，因橡胶皮质软，当螺旋转动时，既保持与筛板的良好接触，也不会损伤筛板，且能刮去嵌入筛板孔眼的麦粒。

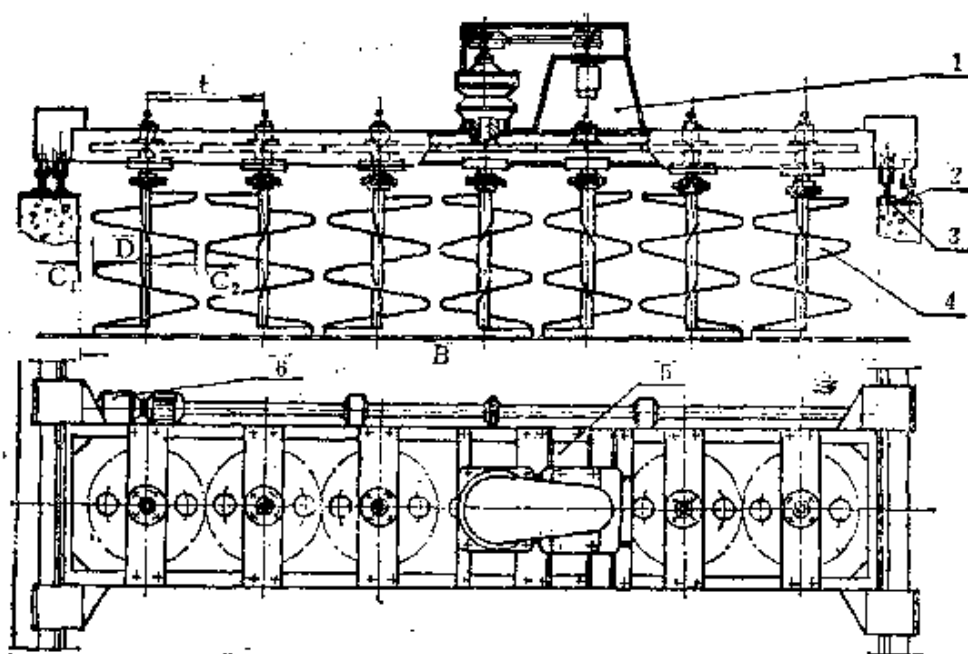


图 8-1-10 发芽箱搅拌机

1-搅拌叶传动部分 2-齿条 3-导轨 4-搅拌叶 5-机架 6-行车传动部分

(二) 有关参数

(1) 发芽箱的长与宽的选择很重要, 太狭长的发芽箱往往容易造成通风不均匀, 过于宽短的发芽箱会造成搅拌机大而笨重。发芽箱长与宽的适当比例, 一般为4:1~6:1。当然, 在通过一些合理措施时, 发芽箱的长度可以适当增加。

(2) 搅拌机在轨道上移动的速度太快或太慢均会使幼芽受损, 一般为0.5米/分。

(3) 螺旋搅拌叶的转数 n , 一般取8~9转/分。

(4) 发芽箱内麦层的高度 H 为0.7~0.8米左右(如欲增加麦层高度, 则无须增加箱身的高度和改变搅拌机的规格)。

(5) 螺旋搅拌叶的直径 D , 一般取480~500毫米。

(6) 螺旋搅拌叶数量的确定

螺旋搅拌叶的数量可根据螺旋搅拌叶的直径和发芽箱的宽度而定。

$$A = \frac{B - 2C_1 - D}{t} + 1$$

$$t = mZ = D + C_2 \text{ (米)}$$

式中 A ——螺旋搅拌叶的个数

B ——箱之宽度(米)

C_1 ——两端搅拌叶离箱壁距离, 一般约5~15毫米

C_2 ——两个螺旋搅拌叶之间隙, 一般约10毫米左右

t ——两个螺旋搅拌叶之中心距(米)

m ——齿轮模数

Z ——传动齿轮的齿数

D ——螺旋搅拌叶的直径(米)

(7) 螺距 S 的决定

$$S = \pi D \tan \beta \text{ (米)}$$

式中 β ——螺旋导角, 取 $\beta = 12^\circ$

(8) 发芽箱容量利用率为30~70%

(9) 发芽箱的宽度 目前国内设计的搅拌机宽度多数为3.6米。

(三) 搅拌机的功率估算

发芽箱的搅拌机是螺旋式的，根据实践其功率估算可以粗略的参照螺旋输送机的功率计算：

$$N_{\text{电}} = K \frac{Q}{367 \times \eta_{\text{总}}} (wL + H) A \quad (\text{千瓦})$$

式中 K ——电机功率贮备系数，取 $K = 1.2 \sim 1.4$

$\eta_{\text{总}}$ ——传动总效率（包括电机、减速箱、三角皮带轮、齿轮、联轴器、轴承等）

$\eta_{\text{总}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \cdots$ 之数值根据具体传动机构的形式查阅表8-1-2，一般取 $\eta_{\text{总}} = 0.45$

w ——总阻力系数， $w = 2.5 \sim 4$

L ——螺旋叶的长度（米）

H ——麦层最大提升高度（米）， $H = L$

A ——螺旋叶的个数

Q ——一个螺旋叶的生产能力（吨/小时）

$$Q = 60 \frac{\pi D^2}{4} s \cdot n \cdot \varphi \cdot \gamma \quad (\text{吨/小时})$$

式中 D ——螺旋叶直径（米）

s ——螺旋叶螺距（米）

n ——螺旋叶的转数（转/分）

φ ——填充系数，因为在整个螺旋叶周围是充满着物料的，所以粗略计算 $\varphi = 1$

γ ——绿麦芽容重 $\gamma = 350$ 公斤/米³

(四) 行车机构的功率计算

行车移动时的阻力包括：

行车框架移动时阻力；行车移动时因搅拌摩擦及麦芽粉碎所产生的阻力；麦芽与麦芽的摩擦阻力，螺旋搅拌器与麦芽摩擦所

产生之阻力。但后三部分计出的阻力，由于在搅拌机的电机上已经负担了其部分功率，而在这行车的功率计算中，最大只能考虑其三部分功率之和的一半。现分别介绍如下：

1. 行车框架移动时的阻力所需之功率 N_1

行车框架移动时的总阻力 W ，包括两个方面，行车移动时的阻力 W_1 及起动时的附加阻力 W_2 ，其计算如下：

(1) 行车移动时的阻力：

$$W_1 = (Q_0 + G_0) \left(\mu \frac{d}{D_1} + \frac{2f}{D_1} \right) \beta_1 \quad (\text{公斤})$$

式中 Q_0 ——负荷重 (公斤)

G_0 ——搅拌器自重 (公斤)

D_1 ——车轮直径 (厘米)

d ——车轮轴颈直径 (厘米)

μ ——轴承中滑动摩擦系数，见表8-1-6所列

f ——车轮与轨道之间的滚动摩擦系数， $f = 0.05 \sim 0.08$

厘米

β_1 ——考虑轮缘与轨道侧面摩擦的系数，根据试验数据，

对装有滑动轴承的车轮 $\beta_1 = 1.25 \sim 1.4$

对装有滚动轴承的车轮 $\beta_1 = 2.5 \sim 5$

表8-1-6

轴承中滑动摩擦系数 μ

轴 承 型 式	摩擦系数 μ
滑动轴承：开式轴承	0.1
有润滑油箱的轴承	0.08
滚动轴承：滚珠轴承和锥形轴承	0.015
滚柱轴承	0.02

(2) 起动时的附加阻力

$$W_2 = \frac{Q_0 v}{g t} \quad (\text{公斤})$$

式中 t ——起动时间, 取 $t = 5$ 秒

(3) 行车框架移动时的阻力所需之功率

$$N_1 = \frac{Wv}{102} \\ = \frac{(W_1 + W_2)v}{102} \quad (\text{千瓦})$$

式中 W ——行车移动时的总阻力

$$W = W_1 + W_2 \quad (\text{公斤})$$

v ——行车移动的速度

$$v = \frac{\pi D_1 n_1}{60} \quad (\text{米/秒})$$

式中 n_1 ——车轮的转数 (转/分)

2. 行车移动时因搅拌摩擦及麦芽粉碎而产生阻力所需的功率 N_2

(1) 求每一个搅拌器的螺旋叶片所需的功率

$$N_2 = \frac{K\gamma F}{102g} S^3 n^3 \cos^4 \beta$$

式中 K ——逆滑动系数, 取 $K = 1$

F ——搅拌时的圆周面 (米²)

$$F = \frac{\pi D^2}{4} \quad (\text{米}^2)$$

D ——螺旋叶直径 (米)

S ——螺旋叶螺距 (米)

β ——螺旋导角, 取 $\beta = 12^\circ$

n ——螺旋叶转数 (转/分)

g ——重力加速度, 9.81米/秒²

(2) 一个螺旋搅拌器上螺旋叶片的数目

$$a = \frac{L}{S}$$

式中 L ——螺旋叶长度 (米)

S ——螺旋叶螺距 (米)

(3) 一个螺旋搅拌器所耗之功率

$$N'_2 = a N'_1 \text{ (千瓦)}$$

(4) 行车移动时因搅拌摩擦及麦芽粉碎而产生阻力所需的功率:

$$N_2 = a A N'_2 \text{ (千瓦)}$$

式中 A ——螺旋搅拌器的个数

3. 麦芽与麦芽的摩擦阻力所需功率 N_3

(1) 两个螺旋叶相互接触作用的麦芽量

$$g_u = \frac{\pi D^2}{4} H \gamma \text{ (公斤)}$$

式中 H ——麦层最大提升高度 (米)

(2) g_u 麦芽量所产生的摩擦力

$$P_1 = g_u f_1 \text{ (公斤)}$$

式中 f_1 ——绿麦芽与绿麦芽的摩擦系数, 根据实验 $f_1 = 1.2$

(3) 由摩擦力 P_1 而产生的力矩

$$M_1 = P_1 R \text{ (公斤-米)}$$

式中 R ——螺旋叶半径 (米)

(4) 一个螺旋叶所耗的功率

$$N'_3 = \frac{M_1 n}{975} \text{ (千瓦)}$$

(5) 麦芽与麦芽的摩擦阻力所需的功率

$$N_3 = A N'_3 \text{ (千瓦)}$$

4. 螺旋搅拌器与麦芽的摩擦而产生的阻力所需之功率 N_4

(1) 在一个螺旋桨处的麦芽量

$$g_1 = \frac{\pi D^2}{4} S \gamma \text{ (公斤)}$$

(2) 每个螺旋叶上麦芽的压力

$$Q_1 = g_1 \sin \beta \text{ (公斤)}$$

(3) 一个螺旋搅拌器的压力

$$Q'_1 = a Q_1 \text{ (公斤)}$$

式中 a ——一个螺旋搅拌器上螺旋叶数目

(4) 由压力 Q'_1 而产生的摩擦力

$$P_2 = Q'_1 f_2 \text{ (公斤)}$$

式中 f_2 ——绿麦芽对螺旋叶的摩擦系数

(5) 由摩擦力 P_2 而产生的力矩

$$M_2 = R P_2 \text{ (公斤-米)}$$

(6) 一个螺旋叶所耗的功率

$$N'_1 = \frac{M_2 n}{975} \text{ (千瓦)}$$

(7) 螺旋搅拌器与麦芽的摩擦而产生的阻力所需功率

$$N_4 = A N'_1 \text{ (千瓦)}$$

5. 行车机构的功率计算

$$N = K \frac{N_1 + (N_2 + N_3 + N_4) \times 0.5}{\eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)}$$

式中 K ——电机功率贮备系数, 取 $K = 1.2 \sim 1.4$

$\eta_{\text{总}}$ ——传动机构的总效率, 根据传动机构的实际情况, 查阅表 8-1-2, 一般取 $\eta_{\text{总}} = 0.7 \sim 0.75$

(五) 举例计算如下

发芽箱搅拌机, 图号: J 90701, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

1. 搅拌机功率的估算

$$N_{\text{电}} = K \frac{Q}{367 \eta_{\text{总}}} (W L + H) A \text{ (千瓦)} \quad (1)$$

公式 (1) 中:

$$K = 1.4$$

$$\eta_{\text{总}} = 0.45$$

$$W = 4$$

$$L = 0.9 \text{ 米}$$

$$A = 7$$

$$H = 0.9 \text{ 米}$$

$$Q = 60 \times \frac{\pi D^2}{4} S n \varphi \gamma \text{ (吨/时)} \quad (2)$$

公式 (2) 中:

$$D = 0.5 \text{ 米}$$

$$S = 0.36 \text{ 米}$$

$$n = 8.95 \text{ 转/分}$$

$$\varphi = 1$$

$$\gamma = 350 \text{ 公斤/米}^3 = 0.35 \text{ 吨/米}^3$$

代入 (2) 式:

$$\begin{aligned} Q &= 60 \times \frac{3.14 \times 0.5^2}{4} \times 0.36 \times 8.95 \times 0.35 \\ &= 13.3 \text{ (吨/时)} \end{aligned}$$

代入 (1) 式:

$$\begin{aligned} N &= 1.4 \times \frac{13.3}{367 \times 0.45} \times (4 \times 0.9 + 0.9) \times 7 \\ &= 3.55 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

2. 行车机构的功率计算

(1) 行车框架移动时的阻力所需之功率 N_1 的计算

① 车轮移动的阻力:

$$W_1 = (Q_0 + G_0) \left(\mu \frac{d}{D_1} + \frac{2f}{D_1} \right) \beta_1 \text{ (公斤)} \quad (3)$$

式中

$$\beta_1 = 1.4$$

$$Q_0 + G_0 = 2000 \text{ 公斤}$$

$$d = 5.5 \text{ 厘米}$$

$$f = 0.08 \text{ 厘米}$$

$$D_1 = 16 \text{ 厘米}$$

$$\mu = 0.1$$

代入 (3) 式:

$$\begin{aligned} W_1 &= 2000 \times \left(0.1 \times \frac{5.5}{16} + \frac{2 \times 0.08}{16} \right) \times 1.4 \\ &= 2000 \times 0.044 \times 1.4 \\ &= 123.2 \text{ (公斤)} \end{aligned}$$

② 起动时的附加阻力:

$$W_2 = \frac{Q_0 v}{g t} \text{ (公斤)} \quad (4)$$

公式 (4) 中:

$$t = 5 \text{ 秒}$$

$$Q_0 = 2000 \text{ 公斤}$$

$$v = \frac{\pi D n}{60} \text{ (米/秒)} \quad (5)$$

公式 (5) 中:

$$D = 0.16 \text{ 米}$$

$$n = 1.26 \text{ 转/分}$$

代入 (5) 式:

$$\begin{aligned} v &= \frac{3.14 \times 0.16 \times 1.26}{60} \\ &= 0.0106 \text{ (米/秒)} \end{aligned}$$

代入 (4) 式:

$$\begin{aligned} W_2 &= \frac{2000 \times 0.0106}{9.81 \times 5} \\ &= \frac{21.2}{49.05} \\ &= 0.432 \text{ (公斤)} \end{aligned}$$

③ 行车框架移动时的阻力所需之功率:

$$\begin{aligned}
N_1 &= \frac{Wv}{102} \\
&= \frac{(W_1 + W_2)v}{102} \\
&= \frac{(123.2 + 0.432) \times 0.0106}{102} \\
&= 0.0128 \text{ (千瓦)}
\end{aligned}$$

(2) 行车移动时因搅拌摩擦及麦芽粉碎而产生阻力所需的功率 N_2 的计算

① 求每一个搅拌器的螺旋叶片所需的功率,

$$N_2' = \frac{K\gamma F}{102g} S^3 n^3 \cos^4 \beta \text{ (千瓦)} \quad (6)$$

公式 (6) 中:

$$K = 1$$

$$\gamma = 350 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\beta = 12^\circ$$

$$S = 0.36 \text{ 米}$$

$$n = 8.95 \text{ 转/分} = 0.149 \text{ 转/秒}$$

$$F = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= \frac{3.14}{4} \times 0.5^2$$

$$= 0.196 \text{ (米}^2\text{)}$$

代入 (6) 式:

$$N_2' = \frac{1 \times 350 \times 0.196 \times 0.36^3 \times 0.149^3 \times \cos^4 12^\circ}{102 \times 9.81}$$

$$= \frac{1 \times 350 \times 0.196 \times 0.047 \times 0.0033 \times 0.915}{1000.62}$$

$$= 0.00001 \text{ (千瓦)}$$

② 一个螺旋搅拌器上螺旋叶片的数目:

$$a = \frac{L}{S} \quad (7)$$

公式 (7) 中:

$$L = 900 \text{ 毫米}$$

$$S = 360 \text{ 毫米}$$

代入 (7) 式

$$a = 900/360$$

$$= 2.5$$

③ 一个螺旋搅拌器所耗之功率:

$$N_2' = a N_1'$$

$$= 2.5 \times 0.00001$$

$$= 0.000025 \text{ (千瓦)}$$

④ 行车移动时因搅拌摩擦及麦芽粉碎而产生阻力所需的功率:

$$N_2 = A N_2' \text{ (千瓦)} \quad (8)$$

公式 (8) 中:

$$A = 7$$

代入 (8) 式

$$N_2 = 7 \times 0.000025$$

$$= 0.000175 \text{ (千瓦)}$$

(3) 麦芽与麦芽的摩擦阻力所需功率 N_3 的计算

① 两个螺旋叶相互接触作用的麦芽量:

$$G_v = \frac{\pi D^2}{4} H \gamma \text{ (公斤)} \quad (9)$$

公式 (9) 中:

$$D = 0.5 \text{ 米}$$

$$H = 0.9 \text{ 米}$$

$$\gamma = 350 \text{ 公斤/米}^3$$

代入 (9) 式:

$$\begin{aligned}g_u &= \frac{3.14 \times 0.5^2}{4} \times 0.9 \times 350 \\&= 61.82 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

② g_u 麦芽量产生的摩擦力:

$$P_1 = g_u f_1 \text{ 公斤} \quad (10)$$

公式 (10) 中:

$$f_1 = 1.2$$

代入 (10) 式:

$$\begin{aligned}P_1 &= 61.82 \times 1.2 \\&= 74.18 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

③ 由摩擦力 P_1 而产生的力矩:

$$M_1 = P_1 R \text{ (公斤-米)} \quad (11)$$

公式 (11) 中:

$$R = 0.25 \text{ 米}$$

代入 (11) 式

$$\begin{aligned}M_1 &= 74.18 \times 0.25 \\&= 18.55 \text{ (公斤-米)}\end{aligned}$$

④ 一个螺旋叶所耗的功率:

$$\begin{aligned}N'_s &= \frac{M_1 n}{974} \\&= \frac{18.55 \times 8.95}{974} \\&= 0.17 \text{ (千瓦)}\end{aligned}$$

⑤ 7 个搅拌叶所需之功率:

$$\begin{aligned}N_s &= 7 \times N'_s \\&= 7 \times 0.17 \\&= 1.19 \text{ (千瓦)}\end{aligned}$$

(4) 螺旋搅拌器与麦芽的摩擦而产生的阻力所需功率 N_4

的计算。

- ① 在一个螺旋桨处的麦芽量:

$$\begin{aligned}g_1 &= \frac{\pi D^2}{4} S \gamma \\&= \frac{3.14 \times 0.5^2}{4} \times 0.36 \times 350 \\&= 24.73 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

- ② 每个螺纹上麦芽的压力:

$$\begin{aligned}Q_1 &= g_1 \sin \beta \\&= 24.73 \times \sin 12^\circ \\&= 24.73 \times 0.2079 \\&= 5.14 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

- ③ 每个搅拌器有2.5螺旋桨, 求每个搅拌器上麦芽的压力:

$$\begin{aligned}Q'_1 &= a Q_1 \\&= 2.5 \times 5.14 \\&= 12.85 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

- ④ 由压力 Q'_1 而产生摩擦力:

$$P_1 = Q'_1 f_2 \text{ 公斤} \quad (12)$$

公式 (12) 中:

$$f_2 = 0.9$$

代入 (12) 式

$$\begin{aligned}P_1 &= 12.85 \times 0.9 \\&= 11.57 \text{ (公斤)}\end{aligned}$$

- ⑤ 由摩擦力 P_1 而产生的力矩:

$$\begin{aligned}M_2 &= R P_1 \\&= 0.25 \times 11.57 \\&= 2.89 \text{ (公斤-米)}\end{aligned}$$

- ⑥ 一个螺旋叶所耗的功率:

$$\begin{aligned}
 N_3' &= \frac{M_3 n}{974} \\
 &= \frac{2.89 \times 8.95}{974} \\
 &= 0.0266 \text{ (千瓦)}
 \end{aligned}$$

⑦ 7个搅拌器与麦芽的摩擦而产生阻力所需之功率:

$$\begin{aligned}
 N_4 &= A N_3' \\
 &= 7 \times 0.0266 \\
 &= 0.186 \text{ (千瓦)}
 \end{aligned}$$

(5) 行车机构的功率计算

$$N = K \frac{N_1 + (N_2 + N_3 + N_4) \times 0.5}{\eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)} \quad (13)$$

公式(13)中:

$$\begin{aligned}
 K &= 1.4 \\
 \eta_{\text{总}} &= 0.7
 \end{aligned}$$

代入(13)式:

$$\begin{aligned}
 N &= 1.4 \times \frac{0.0128 + (0.000175 + 1.19 + 0.186) \times 0.5}{0.7} \\
 &= 1.4 \times 0.7 / 0.7 \\
 &= 1.4 \text{ (千瓦)}
 \end{aligned}$$

注: 原设计采用电动机功率1.5千瓦。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 行车轨道面及齿条的节圆中心线安装时, 应严格要求在同一水平面上, 相邻两条齿条其联结端高低不平度, 不得大于0.3毫米。

(2) 两条轨道及齿条安装后严格要求平行。

(3) 各运转接触面处, 如: 轴承、车轮、齿轮、减速箱等均要保持良好润滑, 定期检查加油。

(4) 搅拌器安装时左右螺旋应对称安装, 回转时叶片不得

相碰，保证各相邻螺旋叶外径间隙10毫米左右。

(5) 导轨两端应在现场安装行程开关，由电气系统考虑安装电路开关。开机时先开动搅拌器，运转正常后才开行车机构。

(6) 安装螺旋搅拌器的发芽箱，其长度可视需要以米为单位增减，并需相应增减轨道及齿条长度。

(7) 安装后调整螺旋搅拌器下部的橡胶刮板，应使其与发芽箱假底接触。

(8) 发芽箱两端行程开关的设置，应保证螺旋叶片处于极限位置，即螺旋叶的外径与发芽箱两端的内壁间隙为10毫米左右。

(9) 安装完后，在各润滑部位加注润滑油脂，然后进行空运转2小时，检查各传动部件有无不正常音响，各机件与机架有无异常震动以及行程控制是否灵敏可靠。如有异常情况，应及时停机调整。

(10) 经常检查螺旋搅拌器下部的橡胶刮板，如有脱落或破损立即加以修复或更换。

(11) 定期检查行程开关是否灵敏，位置是否正确，以免发生意外。

(七) 发芽箱搅拌机的主要规范

表8-1-7

发芽箱搅拌机的主要规范

名 称	3.6×1米发芽箱搅拌机
图 号	J90701
螺旋搅拌器数目A (个)	7
螺旋叶直径D (毫米)	φ500
螺旋叶螺距S (毫米)	360
螺旋叶转速n (转/分)	8.95
螺旋轴向长度L (毫米)	900
电动机，型号	JO ₂ -41-4T ₁

续表

功率 (千瓦)	4
转速 (转/分)	1500
减速机, 型式	K-H-V 立式行星齿轮减速机
速比	1:99
行车传动用电动机, 型号	JO ₂ -21-4T ₂
功率 (千瓦)	1.5
转速 (转/分)	1500
行车传动用减速机, 型式	2K-H 行星齿轮减速机
速比	1:702.25
行车车轮直径D ₁ (毫米)	160
行车移动速度v (米/分)	0.632
行车主轴转数 (转/分)	1.26
外形尺寸 (长×宽×高) (毫米)	4050×1200×2050
重量 (公斤) (不包括齿条及轨道)	1835

第三节 麦芽干燥及去根设备

一、麦芽干燥炉

大麦经过粗选、分选、浸渍、发芽后制成的绿麦芽, 还必须经过干燥将它制成干麦芽, 以利于长久贮藏。干燥的目的是使麦芽的含水量从45%左右降至3.5%左右, 并通过烘焙而增加麦芽特有的色、香、味, 同时使麦根容易脱落。

(一) 型式与结构

麦芽干燥炉根据麦芽的放置情况不同而有水平式及垂直式两种。水平式炉型是塔型建筑, 最底层是燃烧室, 燃料主要用煤或

油，热气体从燃烧室升入加热管，将冷空气加热后再经烟道排出。外部冷空气由燃烧室空间吸入，通过装有加热管的加热室，经各层烘床，再从顶部用风机抽出。目前国内生产厂多用水平式干燥炉，有单层、双层、三层烘床。一般多用二层或三层烘床（近年内已开始设计单层高效干燥炉，尚未投产），每层烘床都设有搅拌机，为了充分利用热效率，充分使用干燥炉的面积，使其达到最高产量，一般上层烘床采用立式螺旋搅拌机，中、下两层烘床采用水平回转式搅拌机。立式螺旋搅拌机主要结构与发芽箱的螺旋搅拌机相似，这里不再赘述，其主要结构如图8-1-11所示。

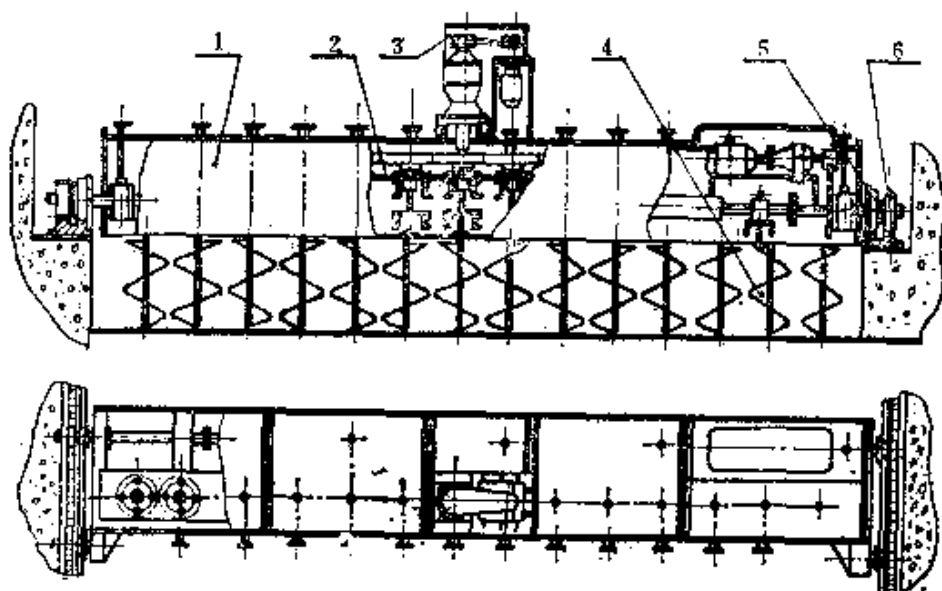


图8-1-11 麦芽干燥炉立式螺旋搅拌机

1—外罩 2—机架 3—搅拌传动部分 4—螺旋搅拌器
5—行车装置 6—齿条导轨装置

水平回转式搅拌机也称卧式搅拌机，其主要结构如图8-1-12所示。烘床的两侧墙壁设有导轨和齿条1，全机由电机5带动，先经一对三角皮带轮传至二齿差行星齿轮减速机4，再传至一对链轮带动搅拌轴3转动，搅拌轴的两端各连接一对齿轮和一对滚轮沿着齿条及轨道移动，在使搅拌轴回转的同时，向前移动，使全部

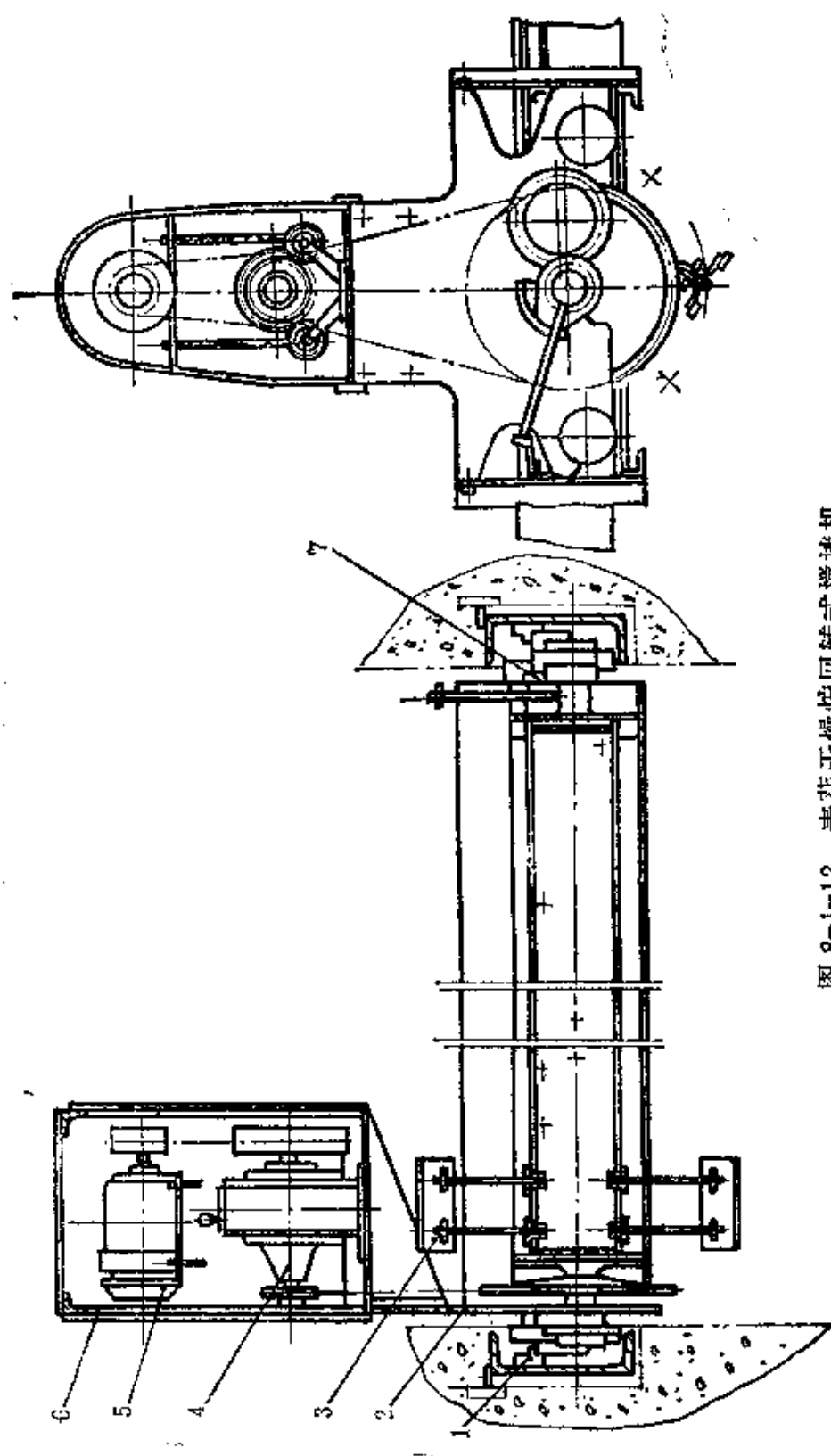


图 8-1-12 麦芽干燥炉回转式搅拌机
 1—导轨 2—主动墙架 3—搅拌轴装置 4—减速箱
 5—电动机 6—护罩 7—从动墙架

麦芽层得到翻拌。

(二) 麦芽干燥炉生产量的计算

干燥炉生产量大小决定于：

- (1) 烘床上麦芽层的高度；
- (2) 麦芽在每层烘床上停留时间；
- (3) 烘床的面积。

其产量为：

$$G = hf \frac{V_2}{V_1} \gamma_2 \frac{24}{n} \quad (\text{吨干燥麦芽/24小时})$$

式中 G ——干燥炉的生产量(吨干燥麦芽/24小时)

h ——顶层烘床绿麦芽层高度(米)

V_1 ——每吨精选大麦所产绿麦芽体积(米³)，取 $V_1 = 3.2$ 米³/吨大麦

V_2 ——每吨大麦所产干麦芽体积(米³)，取 $V_2 = 1.4$ 米³/吨大麦

γ_2 ——干燥麦芽的容重(吨/米³)，取 $\gamma_2 = 0.5$ 吨/米³ = 500 公斤/米³

n ——麦芽在每层烘床上停留的时间(小时)，一般为 8 小时或 12 小时，视实际生产需要而定

f ——每个烘床的面积(米²)

(三) 搅拌机的功率计算

1. 立式螺旋搅拌机功率估算

参考前发芽箱搅拌机计算方法。

2. 水平回转式搅拌机功率计算

水平回转式搅拌机的功率消耗，主要分两个部分：

- (1) 搅拌轴回转所需的功率 N_1 ；

$$N_1 = \frac{M_K \cdot n}{974 \eta_{总}} \quad (\text{千瓦})$$

式中 n ——搅拌轴的转数(转/分)

$\eta_{\text{总}}$ ——传动机构的总效率，根据实际情况，查阅表8-1-2。
一般取 $\eta_{\text{总}} = 0.6 \sim 0.7$

M_K ——搅拌叶产生的力矩（公斤-米）

$$M_K = PR \text{ (公斤-米)}$$

式中 P ——作用在搅拌叶上的力，搅拌轴的重量加上由搅拌叶带起麦芽的重量（公斤）

R ——受力点到回转轴中线距离，即搅拌叶之半径（米）

(2) 行车所需的功率 N_2 ：

$$N_2 = \frac{W \cdot v}{102 \eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)}$$

式中 v ——行车移动速度（米/秒）

$\eta_{\text{总}}$ ——传动总效率，根据实际情况查阅表8-1-2，一般取 $\eta_{\text{总}} = 0.6 \sim 0.7$

W ——搅拌时车轮移动阻力（公斤）

$$W = (Q + G_0) \left(\mu \frac{d}{D} + \frac{2f}{D} \right) \beta_1 \text{ 公斤}$$

式中 Q ——负荷重（公斤）

G_0 ——搅拌机自重（公斤）

D ——车轮直径（厘米）

d ——车轮轴颈直径（厘米）

μ ——轴承中滑动摩擦系数，查阅表8-1-3。

f ——车轮与轨道间的滚动摩擦系数，取 $f = 0.05 \sim 0.08$ 厘米

β_1 ——考虑轮缘与轨道侧面摩擦的系数，根据试验数据：
对装有滑动轴承的车轮 $\beta_1 = 1.25 \sim 1.4$ 对装有滚动轴承的车轮 $\beta_1 = 2.5 \sim 5$

(3) 回转搅拌机所需之总功率 N ：

$$N = (N_1 + N_2) K \text{ (千瓦)}$$

式中 N_1 ——搅拌所需功率（千瓦）

N_2 ——行车所需功率 (千瓦)

K ——电机功率贮备系数, 取 $K=1.2\sim 1.4$

(四) 举例计算如下

水平回转式搅拌机, 图号: J 90106, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

回转式搅拌机的功率计算:

1. 搅拌轴回转所需的功率

$$N_1 = \frac{M_K n}{974 \eta_{\text{总}}} \quad (\text{千瓦}) \quad (1)$$

公式(1)中:

$$n = 4 (\text{转/分})$$

$$\eta_{\text{总}} = 0.6$$

$$M_K = P \cdot R \text{ 公斤-米} \quad (2)$$

公式(2)中:

$$P = 500 \text{ 公斤}$$

$$R = 0.4 \text{ 米}$$

代入(2)式

$$\begin{aligned} M_K &= 500 \times 0.4 \\ &= 200 \text{ (公斤-米)} \end{aligned}$$

再代入(1)式

$$\begin{aligned} N_1 &= \frac{200 \times 4}{974 \times 0.6} \\ &\approx 1.4 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

2. 行车所需的功率

$$N_2 = \frac{W v}{102 \eta_{\text{总}}} \quad (\text{千瓦}) \quad (3)$$

公式(3)中:

$$v = 0.355 \text{ 米/分} = 0.006 \text{ 米/秒}$$

$$\eta_{\text{总}} = 0.6$$

$$W = (Q + G_0) \left(\mu \frac{d}{D} + \frac{2f}{D} \right) \beta_1 \text{ (公斤)} \quad (4)$$

公式 (4) 中:

$$Q + G_0 = 3000 \text{ (公斤)}$$

$$D = 13.5 \text{ 厘米}$$

$$d = 8 \text{ 厘米}$$

$$\mu = 0.02$$

$$f = 0.08 \text{ 厘米}$$

$$\beta_1 = 5$$

代入 (4) 式

$$\begin{aligned} W &= 3000 \times \left(0.02 \times \frac{8}{13.5} + \frac{2 \times 0.08}{13.5} \right) \times 5 \\ &= 3000 \times 0.0237 \times 5 \\ &= 355.5 \text{ (公斤)} \end{aligned}$$

再代入 (3) 式:

$$\begin{aligned} N_2 &= \frac{355.5 \times 0.006}{102 \times 0.6} \\ &\approx 0.035 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

3. 回转式搅拌机所需之总功率

$$N = (N_1 + N_2) K \text{ 千瓦} \quad (5)$$

公式 (5) 中:

$$K = 1.4$$

代入 (5) 式

$$\begin{aligned} N &= (1.4 + 0.035) \times 1.4 \\ &\approx 2.01 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

注: 原设计采用电动机 3 千瓦。

(五) 有关参数

(1) 干燥炉面积决定于干燥床的宽度与长度, 一般宽度与长度之比例为 1:1.2~1.5。

(2) 干燥时间一般为24~36小时。

(3) 搅拌机行车移动速度一般为0.5米/分左右。

(4) 搅拌机的转数。

① 上层立式螺旋搅拌机之转速取8~9转/分。

② 中、下层水平回转式搅拌机的转速取6~7转/分。

(5) 干燥炉内麦芽层之高度

① 用立式螺旋搅拌机, 则上层麦芽层最高为0.5米。

② 用回转式搅拌机, 则上层麦芽层最高为0.3米。

(6) 回转式搅拌叶直径D的确定

$$D=2h+d \text{ (米)}$$

式中 h ——麦芽层最大高度(米)

d ——搅拌轴直径(米)

(六) 安装要求及使用说明

立式螺旋搅拌机的安装要求及使用说明可参阅发芽箱搅拌机, 回转式搅拌机的安装要求及使用说明如下:

(1) 二条导轨安装后, 必须保证水平与平行, 两导轨间距的不平行度允差不大于2毫米, 相邻垫板接口应平滑, 并保证水平一致。

(2) 搅拌机安装后, 应调整搅拌叶, 使其与烘床面的间隙在5毫米左右。

(3) 滚轮安装后应保证滚动灵活。

(4) 安装后, 需连续空运转, 不得有不正常之音、轴承发热、减速机漏油等现象, 空运转正常后方可投料生产。

(5) 每年应进行一次大检修, 检查传动件及轴承密封件的磨损状况, 并进行清洗。对严重磨损刮板和导轨垫板应更换。

(6) 定期检查行程开关是否灵敏、正常。以免发生意外事故。

(七) 干燥炉搅拌机的主要规范

表8-1-8

立式螺旋搅拌机的主要规范

名 称	7 米宽麦芽干燥炉	7.74×10.25米宽麦芽干燥炉
	立式螺旋搅拌机	立式螺旋搅拌机
图 号	J90105	J90103
螺旋搅拌器数量 (个)	14	15
螺旋外径 (毫米)	φ480	φ496
螺旋螺距 (毫米)	320	331
螺旋导角	12°	12°
螺旋中心间距 (毫米)	488	504
搅拌最大高度 (毫米)	500	460
螺旋叶转速 (转/分)	8.95	8.95
电动机, 型号	JO ₂ -41-4T ₂	JO ₂ -41-4T ₂
功率 (千瓦)	4	4
转速 (转/分)	1500	1500
减速机, 型式	K-H-V 立式行星 齿轮减速机	K-H-V 立式行星 齿轮减速机
速 比	99	99
入轴转速 (转/分)	886	886
出轴转速 (转/分)	8.95	8.95
行车车轮直径 (毫米)	φ360	φ360
行车移动速度 (米/分)	0.595	0.595
行车主轴辊轮转速 (转/分)	0.526	0.526
电动机, 型号	JO ₂ -41-6	JO ₂ -41-6
功率 (千瓦)	3	3
转速 (转/分)	1000	1000
减速机, 型号	K-H双级行星齿轮减速机	K-H双级行星齿轮减速机
速 比	675	675
入轴转速 (转/分)	960	960

续表

出轴转速(转/分)	1.42	1.42
重量(公斤)	7946	8026
外形尺寸, 长×宽×高(毫米)	7500×1820×1990	8106×1860×1950

表8-1-9

回转式搅拌机(上层)的主要规范

名 称	5×6米麦芽干燥炉回转式上层 搅拌机
图 号	J90106
搅拌机转速(转/分)	4
搅拌机车移动速度(米/分)	0.355
料层高度(毫米)	200
电动机, 型号	JO ₂ -41-6
功率(千瓦)	3
转速(转/分)	955
减速机, 型式	二齿差行星齿轮减速机
速比	1:50
重量(公斤)	1633
外形尺寸,(长×宽×高)(毫米)	6340×5680×162

表8-1-10

回转式搅拌机（中、下、层）的主要规范

名 称	5×8 米麦芽 干燥炉回转式 搅 拌 机	7.5×10.2 米 麦芽干燥炉 回转式搅拌机	7米宽麦芽 干燥炉回转式 搅 拌 机
图 号	J90107	J90102	J90104
搅拌机转速（转/分）	5.957	3	2
搅拌叶直径（毫米）	φ700	φ880	φ840
搅拌行车移动速度（米/分）	0.524	0.264	0.523
料层高度（毫米）	250	340	310
电动机：型号	JO ₂ -31-4	JO ₂ -42-8	JO ₂ -41-4
功率	2.2	3	4
转速	1500	750	1500
减速机：型式	二齿差行星减速机	二齿差行星减速机	二齿差行星减速机
速比	1:50	1:50	1:50
重量（公斤）	1682	2700	3000
外形尺寸： 长×宽×高（毫米）	6340×5680×1570	10200×7720 ×1670	9000×7220×1720

二、麦芽除根机

经干燥炉烘干的干麦芽，不能马上用于酿酒，因麦芽根中含有其他杂质，而且味苦，会破坏啤酒的味道和改变啤酒的色泽，所以必须用本机除去已干燥的麦根，并利用风力清除其他轻微杂质。

（一）型式与结构

本机为卧式圆筒筛形。其主要组成部分如图 8-1-13 所示。由调节门1、3，抽风装置2，机架4，除根装置5，打散装置6，传动装置7等所组成。要除根的麦芽先经打散装置，以便将烘干后的麦芽松散，防止麦根互相纠缠而影响除根机的正常操作。经打

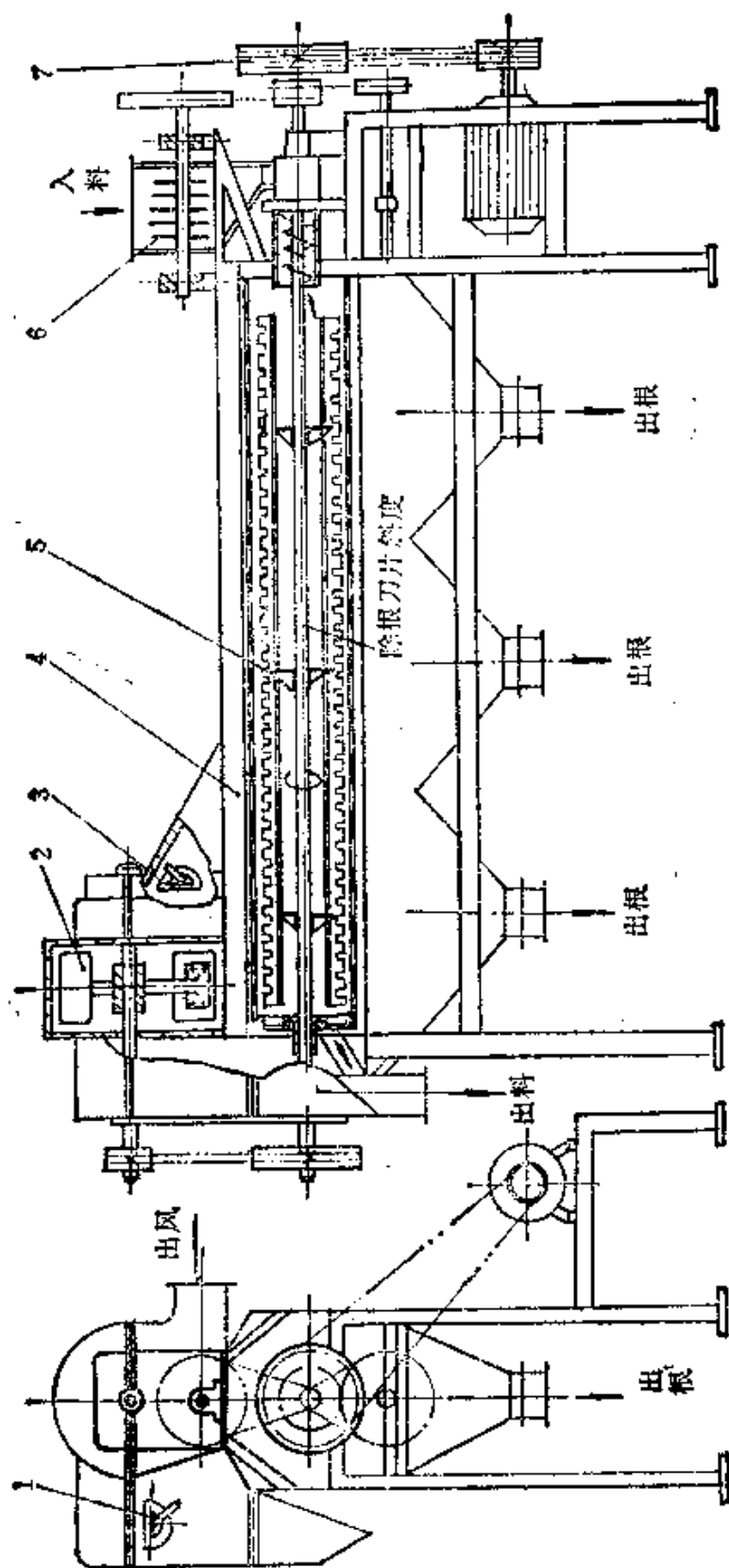


图 8-1-13 麦芽除根机

1—调节门 2—抽风装置 3—调节门 4—机架
5—除根装置 6—打散装置 7—传动装置

散的麦芽由螺旋进料槽送至转动缓慢的筛筒装置。筛筒内装有除根刀片4把，固定在3个刀轮上，刀轮紧固在主轴，与筛筒同一方向快速转动，刀片呈螺旋带状，因此有轴向推进作用，麦芽从一端进入另一端卸出，因刀片的转速比筛筒的转速快，所以当除根刀转动时，刀片与筛筒相对运动，摩擦麦芽而使幼根脱落。筛筒由6块筛网板组成，筛网板开孔为 1.5×20 毫米，脱落的麦根从孔内筛出。机身上部装有抽风装置，通过调节门可调节适当的风量，将轻微的杂质吸去。本机的传动系统由一个电机传动，电机通过三角皮带，传至主轴，使除根刀旋转，再由主轴两端连接链轮及皮带轮，分别传至抽风装置、打散装置及筛筒的转动。

(二) 除根机生产能力的计算

由于麦芽根需在干燥状态下才易脱落，所以除根工作要在麦芽烘干后立即进行。麦芽除根生产能力的大小应与麦芽干燥炉的产量相配，其产量：

$$Q = 3600 Y_H F v \varphi \quad (\text{公斤/小时})$$

式中 Q ——生产能力 (公斤/小时)

Y_H ——物料视容重 (公斤/米³)， $Y_H = 0.8Y$ 公斤/米³

Y ——干麦芽容重，500公斤/米³

F ——筛筒圆截面 (米²)

φ ——充填系数，一般取0.01

v ——麦粒在筛筒内的轴向移动速度 (米/秒)

1. 筛筒圆截面

$$F = \frac{\pi D_1^2}{4} \quad (\text{米}^2)$$

式中 D_1 ——筛筒直径 (米)

2. 轴向移动速度

$$v = \frac{\pi D_2 n}{60} \tan \alpha \quad (\text{米/秒})$$

式中 D_2 ——筒内除根刀之直径(米)

n ——筛筒与除根刀之转速差(转/分)

$$n = n_1 - n_2 \text{ (转/分)}$$

n_1 ——除根刀之转速(转/分)

n_2 ——筛筒之转速(转/分)

α ——刀片螺旋倾角(度)

(三) 除根机的功率计算

除根机的功率, 包括下列四个方面: 主轴转动所需功率 N_1 ; 筛筒旋转所需功率 N_2 ; 抽风装置所需功率 N_3 ; 打散装置所需功率。

1. 主轴转动所需功率 N_1

$$N_1 = \frac{Q}{367} (L\omega_0 \pm H) \text{ (千瓦)}$$

$$H = L \sin \beta$$

$$N_1 = \frac{QL}{367} (\omega_0 + \sin \beta)$$

式中 Q ——生产能力(吨/小时)

L ——输送长度(米)

H ——升运物料高度, 若水平时, 则 $H = 0$ 米

β ——倾斜角(度)

ω_0 ——阻力系数

主轴旋转时阻力较多, 如物料和除根刀的摩擦阻力, 物料和筛筒的摩擦阻力, 轴承的摩擦阻力, 物料的搅动和除根等都要消耗动力, 还有一些不可预计的阻力, 这些阻力的动力消耗计算较烦琐, 所以根据实践把所有的损失都考虑到一个系数内, 即阻力系数 ω_0 , 一般取 $\omega_0 = 10 \sim 20$ 。

2. 筛筒旋转所需功率 N_2

(1) 筛筒在轴承内的滑动摩擦力矩

$$M_1 = (G + G_0) f_1 r \text{ (公斤-米)}$$

式中 G ——筛筒的重量 (公斤)

f_1 ——筛筒对轴承的滑动摩擦系数, $f_1 \approx 0.1$

r ——滑动轴承半径 (米)

G_0 ——筒内物料重量 (公斤)

$$G_0 = FL\gamma\varphi \text{ (公斤)}$$

F ——筛筒圆截面 (米²)

L ——筛筒长 (米)

γ ——干麦芽容重, 500公斤/米³

φ ——充填系数0.01

(2) 在运转时, 麦芽对于筛筒的滑动摩擦力矩

$$M_2 = f_2 G_0 R \text{ (公斤-米)}$$

式中 f_2 ——麦芽对筛筒的摩擦系数, $f_2 = 0.37$

R ——筛筒半径(米)

(3) 由于不断地将麦芽提升至一定高度, 克服物料重力所产生的力矩

$$M_3 = M_2 = f_2 G_0 R \text{ (公斤-米)}$$

(4) 筛筒回转所需总力矩

$$M = (M_1 + M_2 + M_3) 1.2$$

$$= (M_1 + 2M_2) 1.2$$

$$= [(G + G_0) f_1 r + 2f_2 G_0 R] 1.2 \text{ (公斤-米)}$$

(5) 滚筛装置回转所需功率

$$N_2 = \frac{Mn}{974} \text{ (千瓦)}$$

式中 n ——筛筒转速 (转/分)

3. 抽风装置所需功率 N_3

$$N_3 = \frac{VH_0}{3600 \times 102 \times \eta} \text{ (千瓦)}$$

式中 V ——通风机风量 (米³/时)

η ——通风机效率, 取 $\eta = 0.5 \sim 0.7$

H_e ——通风机全风压 (公斤/米²)

通风机的全风压 H_e 包括以下几个部分: 空气混合物对管壁摩擦所引起的压力损失 H_1 ; 风管方向改变时的压力损失 H_2 ; 空气混合物提升时的压力损失 H_3 。

$$H_e = H_1 + H_2 + H_3$$

分别计算如下:

(1) 空气混合物对管壁摩擦所引起的压力损失

$$H_1 = f_0 \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} (1 + K\mu) \text{ (公斤/米}^2\text{)}$$

式中 f_0 ——摩擦系数, 对于钢: $f_0 = 0.02 \sim 0.04$

L ——输送管道长度 (米)

d ——输送管道宽度或直径 (米)

γ_B ——空气的容重, 1.24公斤/米³

v_B ——进风速度, 10(米/秒)

K ——系数, 当 $V = 25 \sim 35$ 米/秒时, 取 $K = 0.5 \sim 1.0$

μ ——物料重量与空气重量比, 一般取 1 ~ 20 (吸送低真空)

g ——重力加速度, 9.81米/秒²

(2) 风管方向改变时的压力损失

$$H_2 = C_0 \cdot \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} \text{ (公斤/米}^2\text{)}$$

式中 C_0 ——阻力系数, 查得 $C_0 = 0.32$

(3) 空气混合物提升时的压力损失

$$H_3 = \gamma_B \mu h \text{ 公斤/米}^2$$

式中 h ——提升高度(米)

4. 打散装置所需的功率

根据实践经验, 可省略计算, 而在电机总功率的计算里增加 20% ~ 30%。

5. 除根机电机总功率 $N_{电}$

$$N_{\text{电}} = \frac{(N_1 + N_2 + N_3)}{\eta_{\text{总}}} K \cdot 1.3$$

式中 K ——电机功率贮备系数，取 $K=1.2\sim 1.4$

$\eta_{\text{总}}$ ——传动总效率，根据实际传动结构，查阅表8-1-2，一般取 $\eta_{\text{总}}=0.4\sim 0.5$

(四) 举例计算如下

除根机：图号：J 55701，轻工业部广州轻工机械设计研究所设计，某啤酒厂使用。

1. 生产能力的计算

$$Q = 3600 \gamma_H F V \varphi \text{ 公斤/时} \quad (1)$$

式中：

大麦视容重：

$$\text{取 } \gamma_H = 0.8 \gamma$$

$$= 0.8 \times 500$$

$$= 400 \text{ (公斤/米}^3\text{)}$$

筛筒圆截面

$$F = \frac{\pi D_1^2}{4} \text{ (米}^2\text{)} \quad (2)$$

式中：

$$D_1 = 0.6 \text{ 米}$$

代入(2)式：

$$\begin{aligned} F &= \frac{3.14 \times 0.6^2}{4} \\ &= 0.2827 \text{ (米}^2\text{)} \end{aligned}$$

轴向移动速度：

$$v = \frac{\pi D_2 n}{60} \lg \alpha \text{ (米/秒)} \quad (3)$$

式中

$$D_2 = 0.585 \text{ 米}$$

$$n = n_1 - n_2 = 257 - 19.9$$

$$= 237.1 \text{ (转/分)}$$

$$\lg 5^\circ = 0.0875$$

代入(3)式:

$$v = \frac{3.14 \times 0.585 \times 237.1}{60} \times 0.0875$$

$$= 0.635 \text{ (米/秒)}$$

$$\varphi = 0.01$$

以上数值代入(1)式

$$Q = 3600 \times 400 \times 0.2827 \times 0.635 \times 0.01$$

$$= 2585 \text{ (公斤/时)}$$

2. 除根机的功率计算

除根机的功率, 包括下列几个方面:

(1) 主轴转动所需功率

$$N_1 = \frac{Q}{367} \times (L\omega_0 \pm H)$$

$$= \frac{QL}{367} (\omega_0 + \sin\beta) \text{ (千瓦)} \quad (4)$$

式中:

$$Q = 2.6 \text{ 吨/时}$$

$$L = 2 \text{ 米}$$

$$\omega_0 = 20$$

$$H = 0$$

以上数值代入(4)式:

$$N_1 = \frac{2.6 \times 2}{367} (20 \pm 0)$$

$$= 0.2834 \text{ (千瓦)}$$

(2) 筛筒旋转所需功率

① 筛筒在轴承内滑动摩擦力矩:

$$M_1 = (G + G_0) f_1 r \quad (\text{公斤-米}) \quad (5)$$

式中:

$$G = 180 \text{ 公斤}$$

$$f_1 = 0.1$$

$$r = 0.075 \text{ 米}$$

$$G_0 = \rho L r \varphi$$

$$= 0.2827 \times 2 \times 500 \times 0.01$$

$$\approx 3 (\text{公斤})$$

② 运转时, 麦芽对筛筒的滑动摩擦力矩:

$$M_2 = f_2 G_0 R \quad (\text{公斤-米}) \quad (6)$$

式中:

$$f_2 = 0.4$$

$$R = 0.3 \text{ 米}$$

代入 (6) 式

$$M_2 = 0.4 \times 3 \times 0.3$$

$$= 0.36 \text{ 公斤-米}$$

③ 由于不断地将麦芽提升至一定高度, 克服物料重力所产生的力矩:

$$M_3 = M_2 = 0.36 (\text{公斤-米})$$

④ 筛筒回转所需之总力矩:

$$M = M_1 + M_2 + M_3$$

$$= 1.37 + 0.36 + 0.36$$

$$= 2.09 (\text{公斤-米})$$

⑤ 滚筛装置回转所需的功率:

$$N_2 = \frac{Mn}{974} \quad (\text{千瓦}) \quad (7)$$

式中:

$$n = 19.9 \text{ 转/分}$$

代入 (7) 式:

$$N_2 = \frac{2.09 \times 19.9}{974}$$

$$= 0.043 \text{ (千瓦)}$$

(3) 抽风装置所需功率

$$N_s = \frac{VH_0}{3600 \times 102 \times \eta} \text{ (千瓦)} \quad (8)$$

式中:

$$\eta = 0.5$$

$$V = 3600 F v_B \text{ (米}^3\text{/小时)} \quad (9)$$

式中:

$$v_B = 10 \text{ 米/秒}$$

$$F = \frac{\pi}{4} d^2 \quad (10)$$

$$= \frac{3.14}{4} \times 0.265^2$$

$$= 0.055 \text{ (米}^2\text{)}$$

代入(9)式

$$V = 3600 \times 0.055 \times 10$$

$$= 1980 \text{ (米}^3\text{/小时)}$$

公式(8)中:

$$H_0 = H_1 + H_2 + H_3 \text{ (公斤/米}^2\text{)}$$

公式(10)中:

$$H_1 = f_0 \frac{L}{d} \cdot \frac{\gamma_B V_B^2}{2g} (1 + K\mu) \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (11)$$

公式(11)中:

$$f_0 = 0.02$$

$$L = 5 \text{ 米}$$

$$d = 0.265 \text{ 米}$$

$$\gamma_B = 1.24 \text{ 公斤/米}^3$$

$$v_B = 10 \text{ 米/秒}$$

$$K = 0.65$$

$$\mu = 5$$

以上数值代入(11)式:

$$\begin{aligned} H_1 &= 0.0167 \times \frac{5}{0.265} \times \frac{1.24 \times 10^2}{2 \times 9.81} (1 + 0.65 \times 5) \\ &= 0.0167 \times 18.87 \times 6.32 \times 4.25 \\ &= 8.46 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

公式(10)中:

$$H_2 = C_0 \frac{\gamma_B v_B^2}{2g} \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (12)$$

公式(12)中:

$$C_0 = 0.32$$

代入(12)式:

$$\begin{aligned} H_2 &= 0.32 \times \frac{1.24 \times 10^2}{2 \times 9.81} \\ &= 2.02 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

公式(10)中:

$$H_3 = \gamma_B \mu h \text{ (公斤/米}^2\text{)} \quad (13)$$

公式(13)中:

$$h = 3 \text{ 米}$$

$$\mu = 5$$

代入(13)式:

$$\begin{aligned} H_3 &= 1.24 \times 5 \times 3 \\ &= 18.6 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

将 H_1 、 H_2 、 H_3 代入(10)式

$$\begin{aligned} H_e &= 8.46 + 2.02 + 18.6 \\ &= 29.08 \text{ (公斤/米}^2\text{)} \end{aligned}$$

取 $He=30$ 公斤/米²

将数值代入(8)式

$$N_s = \frac{1980 \times 30}{3600 \times 102 \times 0.5}$$
$$= \frac{59400}{183600}$$

$$= 0.324 \text{ (千瓦)}$$

(4) 除根机电机总功率 N 的计算

$$N_{\text{电}} = \frac{N_1 + N_2 + N_s}{\eta_{\text{总}}} \cdot K \cdot 1.3 \text{ (千瓦)} \quad (14)$$

公式(14)中:

$$K=1.4$$

$$\eta_{\text{总}}=0.4$$

代入(14)式

$$N_{\text{电}} = \frac{(0.2834 + 0.044 + 0.324) \times 1.3 \times 1.4}{0.4}$$

$$\approx 3 \text{ (千瓦)}$$

(五) 有关参数

(1) 直径 D 除根机能力的大小, 与筛筒直径大小有直接关系, 根据国内工厂和国外资料, 一般直径 $D=400 \sim 800$ 毫米较为适宜。

(2) 转速 n 较大的转速能促使物料翻动, 提高筛选效率, 然而过大转速, 物料因离心力过大而与转筒一起旋转, 影响筛选效率, 根据实践, 一般筛筒转速为 $17 \sim 20$ 转/分。

(3) 长度 L 物料在筛筒内的停留时间长短与筒体长度有直接关系, 长度太短, 麦芽根来不及清除; 筒体太长, 则浪费不必要的功率, 同时引起对麦芽过多的摩擦而受损。所以要选择适当的长度, 根据实践资料, $L=(2.5 \sim 4)D$ 为宜。直径大时取较小值。

(4) 螺旋进料管的直径、面积、螺距大小的确定, 应与除根机的生产能力相配, 其进料口的面积应与螺旋进料管的面积相等。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 各运转接触面, 应保持良好的润滑, 如风机轴承、主轴轴承、筛筒轴承、打散装置轴承等。

(2) 装配时, 筛筒与筛筒架应紧密贴合, 主轴两端的衬套其偏心允差为0.08毫米, 其他所有相对应的两轴承中心, 应调校在同一水平面上。

(3) 抽风机附设调节门, 视生产需要可调节风量。

(4) 接通电机电源, 检查机体内部无杂物以后, 才进行空运转试验, 如发现轴承温升过高等不正常现象应检查原因, 设法排除, 待全机空负荷运转正常, 即可投料生产。

(5) 风箱内尘埃较大, 易堵塞通路, 需定期检查清除。

(6) 每次使用前, 均需检查机体内部无杂物, 并运转正常后, 才可投料使用。

(7) 排风口应设置离心除尘器, 使灰尘分离后排出室外。

(七) 除根机的主要规范

表8-1-11 麦芽除根机的主要规范

名 称	除 根 机
图 号	J55701
生产能力 (吨/小时)	2.5 左右
主轴转速 (转/分)	257
筛筒转速 (转/分)	19.9
打散机转速 (转/分)	76.7
电动机: 型号	JO-52-6
功率 (千瓦)	4.5
转速 (转/分)	973
鼓风机: 转速 (转/分)	795

续表

风量 (米 ³ /分)	1800
出口风速 (米/秒)	10
重量 (公斤)	1175
外形尺寸, 长×宽×高 (毫米)	2581×1693×2515

第二章 啤酒酿造专业设备

第一节 原料粉碎设备

啤酒厂原料的粉碎，大多采用辊式粉碎机，主要用于粉碎麦芽和大米。目前国内啤酒厂使用的粉碎机有两辊式、四辊式、五辊式、六辊式四种。

一、两辊式粉碎机

两辊式粉碎机是由两个辊子组成的，为了使麦芽皮壳撕开而不破碎，两辊采用不同的转速，使其差速起撕裂作用。因此，在粉碎过程中，粉碎机以挤压和撕碎联合作用而达到粉碎的要求。在啤酒厂中，由于两辊式粉碎机的粉碎度不易控制，一般用于粉碎大米。

二、四辊式粉碎机

四辊式粉碎机是由两对辊子组成，在两对辊子之间配有一组筛选装置，以分离皮壳和粗粒。此种粉碎机的粉碎度较易控制，所以适用于粉碎麦芽。其结构流程如图8-2-1所示。

三、五辊式粉碎机

五辊式粉碎机是由五个辊子组成，前三个复联成两组磨碎单元，后两个单联成一组磨碎单元，前三个辊子是光辊，后两个辊是丝辊，在前三辊之间和之后均配有筛选装置，以分离细粉、细粒、皮壳。此种粉碎机的粉碎度比四辊式的更易控制，在啤酒厂用于粉碎麦芽，其结构流程如图8-2-2所示。

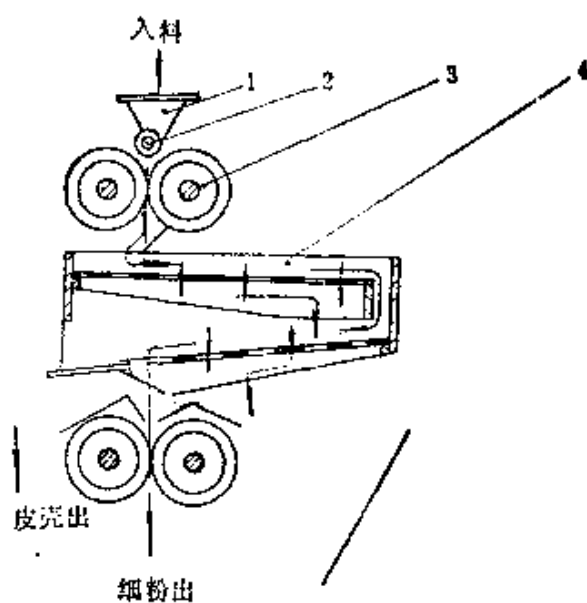


图 8-2-1 四辊式粉碎机结构流程示意图

1—入料斗 2—下料辊 3—辊子 4—筛选装置

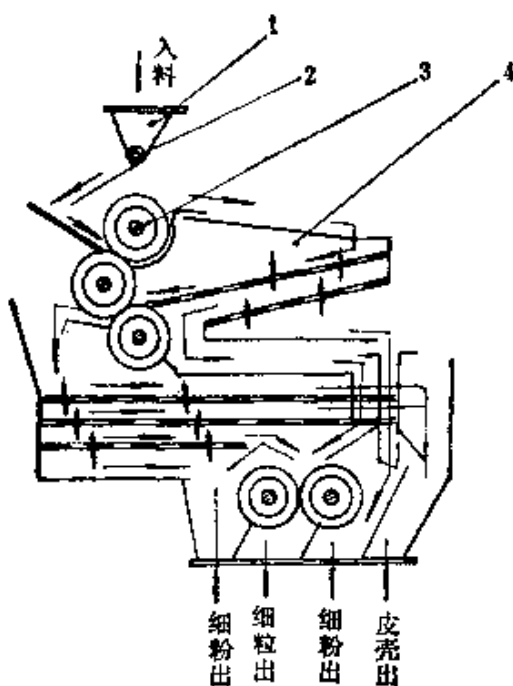


图 8-2-2 五辊式粉碎机结构流程示意图

1—入料斗 2—下料辊 3—辊子 4—筛选装置

四、六辊式粉碎机

六辊式粉碎机专用于粉碎麦芽，其结构由六个辊子组成，分成三个磨碎单元，第一对、第二对是光辊，第三对是丝辊，在前二对辊子后面均设有筛选装置，这样组合的优点是能保持皮壳的粉碎度不致太细而影响麦汁过滤操作，第三对辊子则可将筛出的淀粉颗粒磨成细粉和细小的颗粒，以利于糖化时充分浸出有用物质。该机还设有辊隙调整装置，偏心振子等，其结构流程如图8-2-3所示。

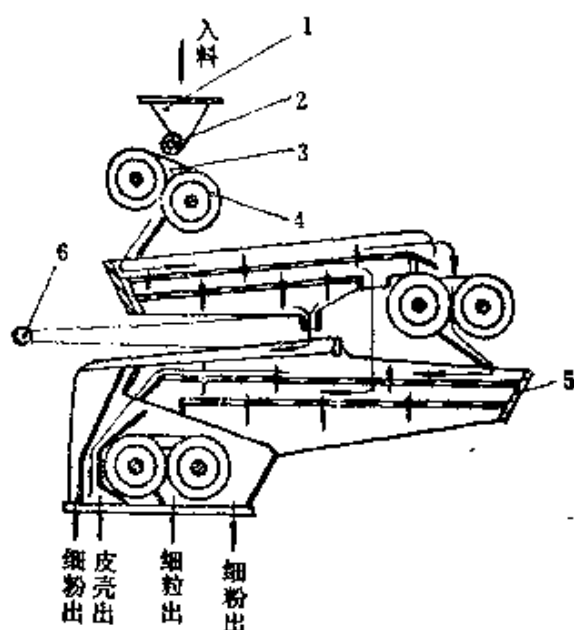


图 8-2-3 六辊式粉碎机结构流程示意图

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

五、粉碎机的生产能力计算

$$Q = 26L\pi Dn60\gamma\varphi$$
$$\approx 1206L\pi Dn\gamma\varphi (\text{公斤/小时})$$

式中 Q ——粉碎机的生产能力（公斤/小时）

b ——两辊子间隙，取 $b \approx 0.00015 \sim 0.0001$ 米

L——辊子长度(米)

D——辊子直径(米)

n——辊子转速(转/分), 通常辊子的圆周速度取2.5~5米/秒

γ ——干麦芽的容重, 500公斤/米³

φ ——容积系数, 取 $\varphi=0.5\sim0.7$

根据实践数据统计, 一般100毫米长度的双辊子粉碎机每小时生产能力为150~200公斤。四辊子粉碎机每小时生产能力为200~300公斤。

六. 粉碎机功率计算

粉碎机的功率可按下列经验公式计算:

$$N = \frac{0.735KG}{dn} \quad (\text{千瓦})$$

式中 N——粉碎机功率(千瓦)

K——系数, 取 $K=100\sim110$

d——麦芽粒子腹径(厘米)

n——辊子转速(转/分)

G——粉碎机的生产能力(吨/小时)

根据实践, 一般每小时500公斤生产量的功率消耗为1千瓦左右。

第二节 麦汁制备设备

目前国内的糖化设备组合形式有单式糖化设备组合和复式糖化设备组合。

单式糖化设备组合——二器组合, 一般适合于小型厂, 由一个糖化过滤槽和一个糊化煮沸锅组成, 谷类原料的液化和麦汁的

煮沸浓缩由糊化煮沸锅进行。醪液的糖化和麦汁的过滤则由糖化过滤槽进行。利用泵来倒换醪液，完成不同阶段的糖化过程，最后由酒花分离器滤去煮过的酒花。

复式糖化设备组合——四器组合，这样的组合型式多用于大中型啤酒厂，由糊化锅、糖化锅、过滤槽、麦汁煮沸锅等四器设备组成，每个锅有自己独特的作用。在国外大型啤酒厂亦有五器或六器组合的情况，也有两套复式设备互相套用的情况。

一、糖化锅

糖化锅主要作用是进行麦芽粉的蛋白分解作用，并与已糊化的大米醪混合，维持醪液在一定的温度，使醪液进行淀粉糖化。

（一）型式与结构

糖化锅是圆柱形器身，略带锥形夹层底和弧形顶盖的容器，具体结构如图8-2-4所示。为了使醪液在锅内保持一定的温度，国内设计的糖化锅多数底部附有夹套，以便通热水或蒸汽保温。同时为了保持醪液的浓度和温度均匀，在靠近锅底处，设有桨式搅拌器5，搅拌器由电动机2通过立式蜗轮减速箱3直接带动搅拌器5旋转。锅底下装有2个出料阀4，可分别将醪液输送至糊化锅或过滤槽。锅盖开设2个人孔拉门，1个人孔双拉门8，1个人孔单拉门1，既是观望孔，又是人孔，锅盖的顶部设有排汽管10，排汽管根部有波形沟，收集沿排汽管壁流下来的冷凝水，然后由凝水管排出锅外，根部还设有排汽孔门，根据需要调节其启闭程度，顶上设有风帽11，防止飞鸟进入及风雨倒灌，锅盖上装有下列粉筒，如图8-2-5所示。为了避免粉尘扬起，所以该下粉筒装置9在下粉时有冷热水同时进入，锅盖上还装有压力式温度计和照明灯，并设有醪液进口。糖化锅的材料，锅身最好用不锈钢，锅底内层及锅顶最好用紫铜板，或全部采用不锈钢板。

近年来国外亦有采用矩形糖化锅者，这里不另叙述。

（二）容积的计算

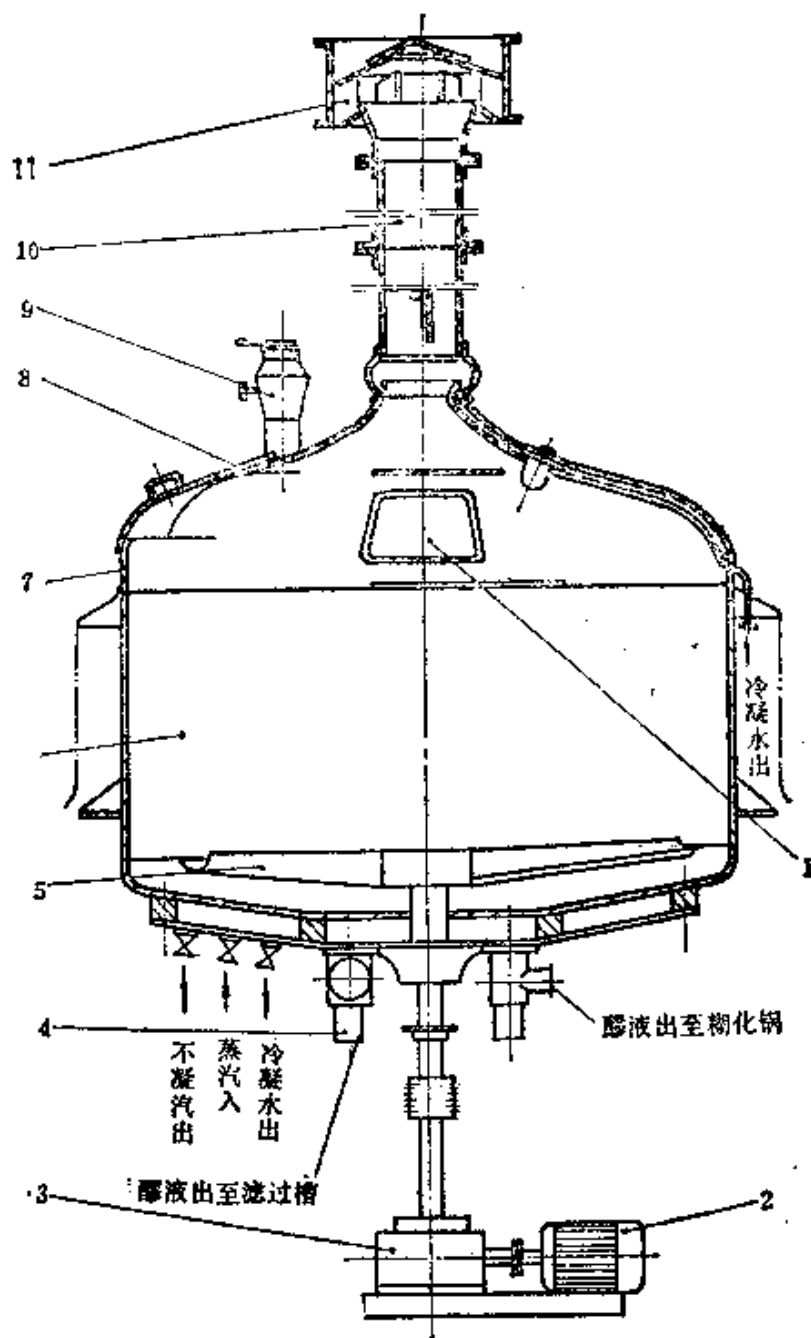


图 8-2-4 糖化锅

- 1—人孔单拉门 2—电动机 3—减速机 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

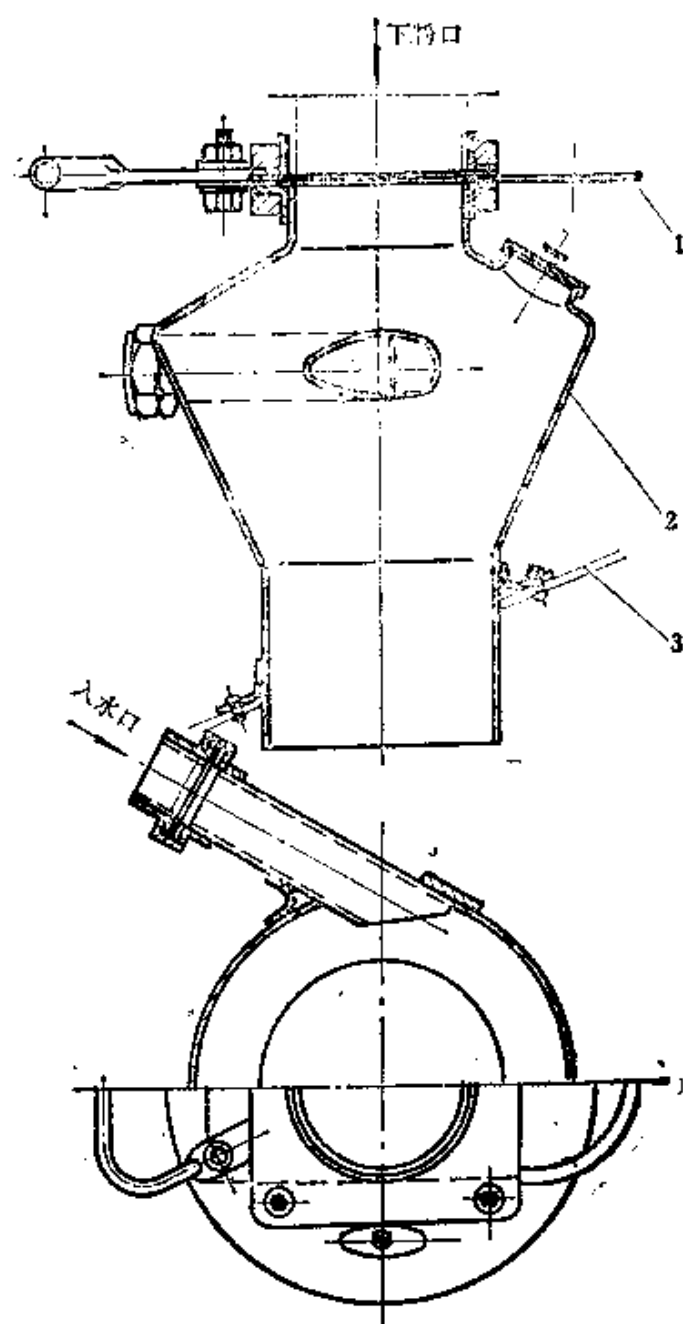


图 8-2-5 下粉筒

1—活门 2—筒身 3—锅盖

1. 糖化锅容积 V_1

糖化锅是圆柱形器身略向中央倾斜的平底容器，其容积可按圆柱体近似计算：

$$V_1 = 0.785 D^2 h \quad (\text{米}^3)$$

式中 V_1 ——糖化锅容积 (米³)

D ——糖化锅直径 (米)

h ——糖化锅圆柱部分高度 (米)

2. 有效容积 V_2

根据实际情况，应留适量空间作为醪液运转的余地，故一般实际有效容积按人孔门底边以下400~500毫米来计算。

则： $V_2 = 0.785 D^2 (h - 0.4 \sim 0.5)$ (米³)

(三) 功率的计算

搅拌功率的计算，根据糖化锅实际使用搅拌机的型式，一般采用近似折叶桨式搅拌机进行计算。

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \rho}{\mu_{\text{工业}}} = \frac{D^2 n \gamma}{\mu}$$

式中 D ——搅拌叶直径 (米)

n ——搅拌器转速 (转/秒)

ρ ——醪液密度 (公斤·秒²/米⁴)

γ ——醪液容重 (公斤/米³)

μ ——液体绝对粘度 (公斤/米·秒)

取 $\mu = 2$ 厘泊 = 0.002 公斤/米·秒

2. 功率准数

$$N_P = \frac{A}{R_e} + B' \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.66}}{10^3 + 3.2 Re^{0.66}} \right)^r \times \\ \times \left(\frac{H}{D_0} \right)^{(0.36 + \frac{B}{D_0})} (\sin \theta)^{1.4}$$

式中 $A = 14 + \left(\frac{B}{D_0}\right) \left[670 \left(\frac{D}{D_0} - 0.6\right)^2 + 185 \right]$ 或查图8-2-6

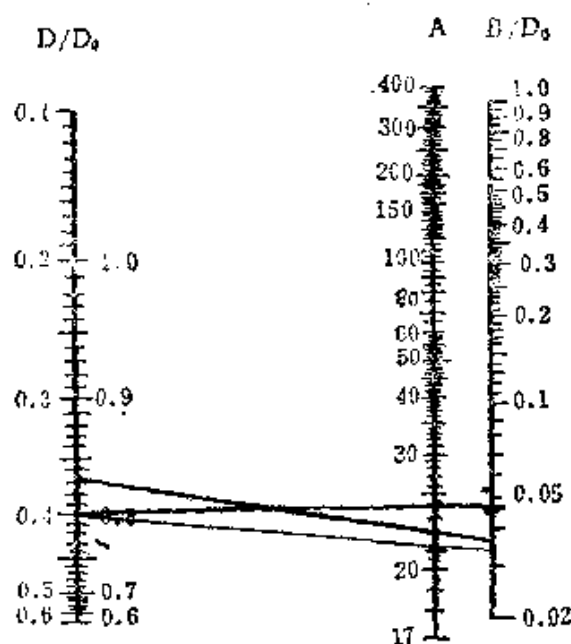


图 8-2-6 A 值计算图

连结任何两轴上的已知数与其他轴的交点即所求的未知数。

$$B' = 10_{\text{exp}} \left[1.3 - 4 \left(\frac{B}{D_0} - 0.5 \right)^2 - 1.14 \frac{D}{D_0} \right]$$

或查图8-2-7

$$P = 1.1 + 4 \left(\frac{B}{D_0} \right) - 2.5 \left(\frac{D}{D_0} - 0.5 \right)^2 - 7 \left(\frac{B}{D_0} \right)^4 \text{ 或查图8-2-8}$$

B——搅拌叶实际宽度 (米)

H——液面高度 (米)

θ ——搅拌叶与旋转平面所成角度 (度)

D_0 ——搅拌容器内径 (米)

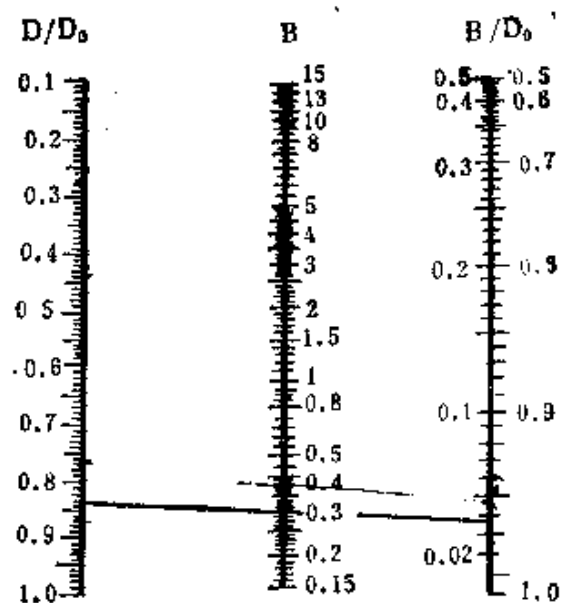


图 8-2-7 B' 值计算图

连结任何两轴上的已知数与其他轴的交点即所求的未知数。

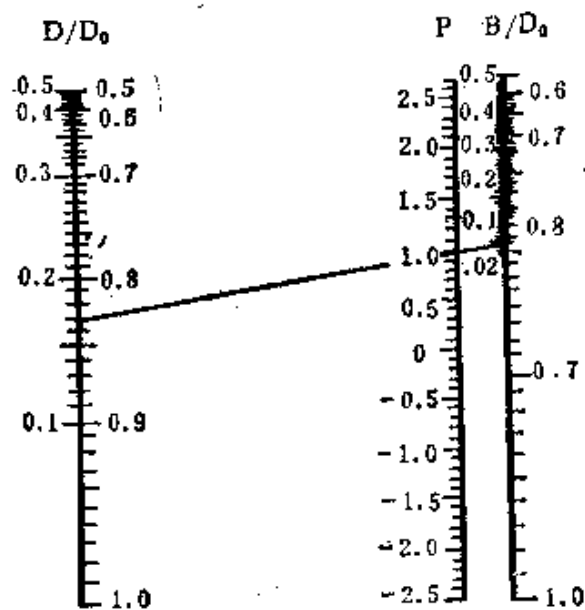


图 8-2-8 P 值计算图

连结任何两轴上的已知数与其他轴的交点即所求的未知数。

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \frac{N_p}{102g} \gamma n^3 D^5 \quad (\text{千瓦})$$

式中 g ——重力加速度, 9.81米/秒^2

4. 电动机所需之功率 N_e

电动机的功率必须满足:

(1) 搅拌器运转需要的功率 N_m .

(2) 克服传动机构和轴封中阻力所损失的功率 N_T 。根据实践经验, 作为一个参考估计, 这部分功率 $N_T = 0.5$ 千瓦, 或取搅拌器所需功率的10%。

(3) 在搅拌器运转时由于锅内壁的粗糙和液体粘度及悬浮粒的影响, 以及锅内有温度计插管等附件的影响, 使搅拌器运转时阻力增大, 根据查定和糖化锅锅体结构的具体情况, 这部分的阻力系数 $K_1 = 1.1 \sim 1.3$ 。

(4) 因启动时功率的增加, 一般考虑电机功率贮备系数 $K = 1.2 \sim 1.4$ 。

$$\therefore N_e = K \frac{K_1 N_m + N_T}{\eta_g} \quad (\text{千瓦})$$

式中 η_g ——传动机构总效率, 根据现有传动机构的实际情况, $\eta_g = 0.4 \sim 0.5$

(四) 举例计算如下

10000升糖化锅, 图号: J47101, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

10000升糖化锅的搅拌器功率计算 (参考折叶桨式, 无挡板, 桨数 $Z = 2$ 计算)。

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu} \quad (1)$$

公式 (1) 中:

$$D = 2.5 \text{ 米}$$

$$n = 30 \text{ 转/分} = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$\gamma = 1068 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.002 \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒}$$

代入 (1) 式:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{2.5^2 \times 0.5 \times 1068}{0.002} \\ &= 1668750 \end{aligned}$$

2. 功率准数

$$\begin{aligned} N_P &= \frac{A}{\text{Re}} + B' \left(\frac{10^3 + 1.2 \text{Re}^{0.66}}{10^3 + 3.2 \text{Re}^{0.66}} \right)^P \times \\ &\quad \times \left(\frac{H}{D_0} \right)^{\left(0.35 + \frac{B}{D_0} \right)} (\sin \theta)^{1.2} \quad (2) \end{aligned}$$

公式 (2) 中:

A、B'、P 之值, 为简化计算, 均可查图而得, 先求出 D/D_0 、 B/D_0 之值。

$$\begin{aligned} \frac{D}{D_0} &= \frac{2.5}{3} \\ &= 0.833 \end{aligned}$$

式中 D——搅拌器直径, 2.5 米

D_0 ——糖化锅内径, 3 米

$$\begin{aligned} \frac{B}{D_0} &= \frac{0.11}{3} \\ &= 0.0367 \end{aligned}$$

B——搅拌叶实际宽度, 0.11 米

根据: $\frac{D}{D_0}$ 、 $\frac{B}{D_0}$ 之值, 由图 8-2-6 查得 $A = 22$

由图 8-2-7 查得 $B' = 0.3$

由图 8-2-8 查得 $P = 1$

公式 (2) 中:

$$H = 1.6 \text{ 米}$$

$$\theta = 60^\circ$$

以上数值代入 (2) 式:

$$\begin{aligned}
 N_P &= \frac{22}{1668750} + 0.3 \left(\frac{10^3 + 1.2 \times 1668750^{0.86}}{10^3 + 3.2 \times 1668750^{0.86}} \right)^1 \times \\
 &\quad \times \left(\frac{1.6}{3} \right)^{(0.35 + 0.11)} \times (\sin 60^\circ)^{1.2} \\
 &= 0.0000132 + 0.3 \times 0.3899 \times 0.7846 \times 0.8415 \\
 &= 0.077
 \end{aligned}$$

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \frac{N_P}{102g} \gamma n^3 D^5 \quad (\text{千瓦}) \quad (3)$$

公式 (3) 中:

$$\gamma = 1068 \text{ 公斤/米}^3$$

$$n = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$D = 2.5 \text{ 米}$$

代入 (3) 式

$$\begin{aligned}
 N_{\text{需}} &= \frac{0.077 \times 1068 \times 0.5^3 \times 2.5^5}{102 \times 9.81} \\
 &\approx 1 \quad (\text{千瓦})
 \end{aligned}$$

4. 电动机的功率

$$N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_{\text{需}} + 0.5}{\eta_a} \quad (\text{千瓦}) \quad (4)$$

公式 (4) 中:

$$K = 1.2 \sim 1.4$$

$$K_1 = 1.1 \sim 1.3$$

$$\eta_a = 0.4$$

代入 (4) 式

$$\begin{aligned}
 N_{\text{电}} &= 1.2 \times \frac{1.3 \times 1 + 0.5}{0.4} \\
 &= 1.2 \times 4.5 \\
 &= 5.4 \quad (\text{千瓦})
 \end{aligned}$$

实测该啤酒厂的实际消耗功率 $N=3.84\sim 4.63$ 千瓦，原设计采用5.5千瓦的电动机。

如取 $K=1.4$

则 $N_g=1.4\times 4.5$

$=6.3$ (千瓦)

为安全起见，设计时宜取大一些的电机。

(五) 有关参数

1. 糖化锅容量大小的决定

糖化锅所需容量，以100公斤麦芽投料量作为计算单位，则糖化锅的容量约700~800升。

2. 糖化锅的直径与圆柱高度的关系

为了有利于液体的循环及有更大的加热面积，直径与高度之比一般取2:1左右。

3. 排汽管的截面积与锅体截面积的关系

$$\frac{d^2}{D^2} = \frac{1}{30} \sim \frac{1}{50}$$

式中 d ——排汽管的直径 (米)

D ——糖化锅的直径 (米)

4. 搅拌器转速的确定

搅拌器的转速应适宜，太慢不能达到搅拌均匀的目的，太快会打碎麦皮，给过滤带来困难，又浪费动力。对于桨式搅拌器在物料粘度大时宜取较小值，一般取20~40转/分，圆周速度3~4米/秒。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 安装时，锅身上的锅耳与楼面预埋钢板焊接固定，焊前需调校全部锅耳在同一水平面上。

(2) 安装后锅身及锅底加保温层。

(3) 锅底夹层或管路上应装有温度计及压力表。

(4) 安装后应空运转三小时，要求传动啮合正常，辊承无

发热现象，才能投料使用。

(5) 使用前应检查锅内，清除一切脏物，关闭锅底阀门，放入适量的温水，开动搅拌器，然后下料。

(6) 使用后一定要把锅内刷洗干净。

(7) 立式蜗轮减速机，搅拌器等的运转接触面处，应定期检查加油，保持良好的润滑。

表8-2-1

糖化锅主要规范表

名 称	10000 升糖化锅
图 号	J47101
有效容量 (公斤)	10000
工作压力: 锅内 (公斤/厘米 ²)	常压
锅底夹层 (公斤/厘米 ²)	0.75
出料阀液压 (公斤/厘米 ²)	6
最高工作温度 (℃)	80
锅身直径 (毫米)	φ3000
圆柱高度 (毫米)	1700
锅身壁厚 (毫米)	8 (不锈钢板)
锅底壁厚 (毫米)	10 (不锈钢板)
锅顶壁厚 (毫米)	2.5 (紫铜板)
锅底夹层加热面积 (米 ²)	4.25
搅拌器: 直径 (毫米)	φ2500
转速 (转/分)	30
电动机: 型号	JO ₂ 51-6
功率 (千瓦)	6.5
转速 (转/分)	1000
重量 (公斤)	4050
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ3280×18500

(七) 糖化锅的主要规范 (表8-2-1)

二、糊 化 锅

用于加热煮沸大米粉和部分麦芽粉醪液, 使淀粉糊化和液化。

(一) 型式与结构

糊化锅是圆柱形器身, 球形或椭圆形夹层底和弧形顶盖组合的容器, 具体结构如图8-2-9所示。夹层底内通入1.5公斤/厘米²的蒸汽, 因醪液质重而粘, 易并结成块及易沾在锅底壁上阻碍传热, 所以在靠近锅底处设有桨式的搅拌器4。搅拌器由电机1通过立式蜗轮减速箱2, 直接带动搅拌叶旋转, 锅底下装有出料阀3, 锅盖上部结构与糖化锅相同。糊化锅的材料, 锅身最好采用不锈钢板, 外锅底可用普通钢板, 锅顶一般用紫铜板或不锈钢板, 锅内夹底为了传热好, 宜用紫铜板。

(二) 容积计算

糊化锅是圆柱形的器身, 球形或椭圆形封头的底, 其容积计算分两部分:

1. 圆柱体部分容积计算

$$V_1 = 0.785 D^2 h_1 \text{ (米}^3\text{)}$$

式中 V_1 ——圆柱形部分容积 (米³)

D ——圆柱部分直径, 即锅体直径 (米)

h_1 ——圆柱部分的高度 (米)

2. 球底体积

$$\begin{aligned} V_2 &= \pi h_2^2 \left(R - \frac{h_2}{3} \right) \\ &= \pi h_2^2 \left(\frac{b}{8} + \frac{h_2}{6} \right) \text{ (米}^3\text{)} \end{aligned}$$

上式中各符号之表示见图8-2-10。

3. 椭圆形封头底体积

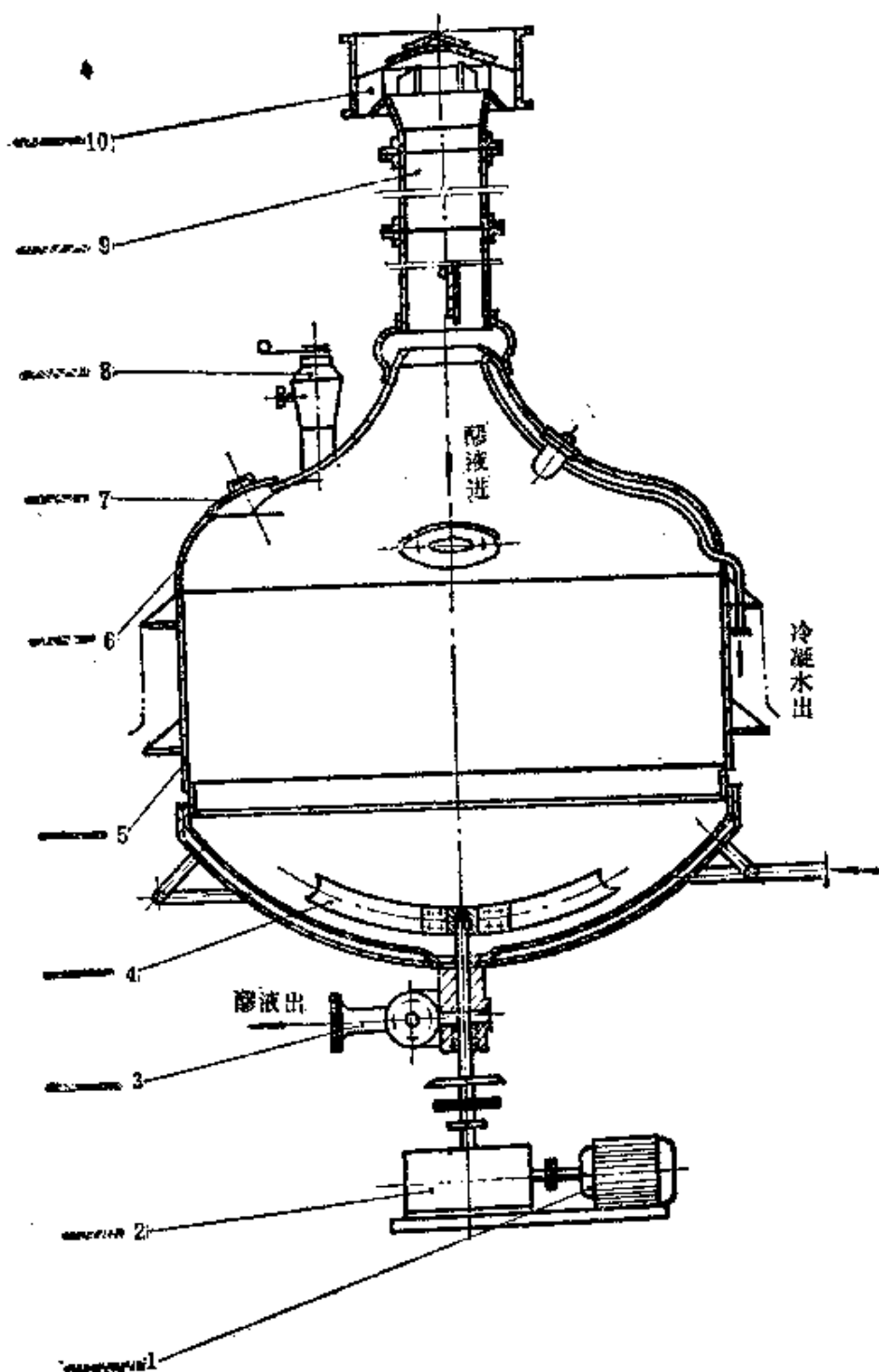


图 8-2-9 糊化锅

- 1—电动机 2—减速箱 3—出料阀 4—搅拌装置 5—锅体
6—锅盖 7—人孔双拉门 8—下粉筒 9—排汽管 10—筒形风帽

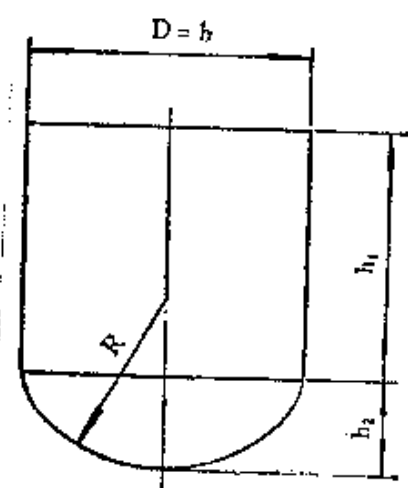


图 8-2-10 糊化锅容积计算的符号表示图

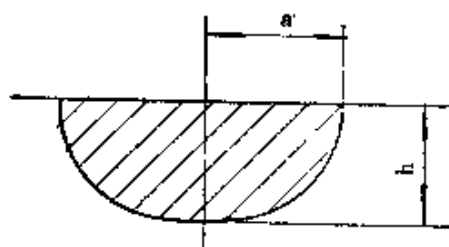


图 8-2-11 糊化锅容积计算的符号表示图

$$V'_2 = \frac{2\pi}{3} ah^2 \quad (\text{米}^3)$$

上式中各符号之表示见图8-2-11。

4. 全容积V

(1) 球形底时

$$V = V_1 + V_2$$

$$= 0.785 D^2 h_1 + \pi h_2 \left(\frac{b^2}{8} + \frac{h_2^2}{6} \right) \quad (\text{米}^3)$$

(2) 椭圆形底时

$$V = V_1 + V'_2$$

$$= 0.785 D^2 h_1 + \frac{2}{3} \pi ah^2 \quad (\text{米}^3)$$

5. 有效容积 ($V_{\text{有}}$) 的确定

根据国内生产厂的实际情况, 有效容积应在人孔门边以下500毫米来计算,

$$\therefore V_{\text{有}} = 0.785 D^2 (h_1 - 0.5) + \frac{2}{3} \pi ah^2 \quad (\text{米}^3)$$

(三) 功率计算

功率计算与糖化锅相同，不重述。但其中，

(1) 糊化醪液重度 $\gamma = 1018$ 公斤/米³。

(2) 糊化锅的阻力系数根据糊化锅锅体结构及附件等的具体情况，应取 $K_1 = 2 \sim 2.4$ 。

(四) 举例计算

6000升糊化锅，图号：J 47001，轻工业部广州轻工机械设计研究所设计，某啤酒厂使用。

6000升糊化锅的搅拌机功率计算：

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu} \quad (1)$$

公式 (1) 中：

$$D = 1.6 \text{ 米}$$

$$n = 30 \text{ 转/分} = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$\gamma = 1018 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.002 \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒}$$

代入 (1) 式：

$$\begin{aligned} Re &= \frac{1.6^2 \times 0.5 \times 1018}{0.002} \\ &= 651520 \end{aligned}$$

2. 功率准数

$$\begin{aligned} N_P &= \frac{A}{Re} + B' \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.66}}{10^3 + 32 Re^{0.66}} \right)^P \\ &\quad \times \left(\frac{H}{D_0} \right)^{(0.38 + \frac{B}{D_0})} (\sin \theta)^{1.2} \end{aligned} \quad (2)$$

公式 (2) 中：

A、B'、P 之值，为简化计算，均可查图而得，先求出 D/D_0 、 B/D_0 之值。

$$\frac{D}{D_0} = \frac{1.6}{2.3} = 0.7$$

式中 D ——搅拌器直径，2.3米

D_0 ——锅身直径，1.6米

$$\frac{B}{D_0} = \frac{0.11}{2.3} = 0.048$$

B ——搅拌叶实际宽度，0.11米

根据： D/D_0 、 B/D_0 之值，由图8-2-6查得 $A=23.5$

由图8-2-7查得 $B'=0.3$

由图8-2-8查得 $p=1$

公式（2）中：

$$H=1.6\text{米}$$

$$\theta=60^\circ$$

以上数值代入（2）式：

$$\begin{aligned} N_P &= \frac{23.5}{651520} + 0.45 \left(\frac{10^8 + 1.2 \times 651520^{0.68}}{10^8 + 3.2 \times 651520^{0.68}} \right)^{1.2} \times \\ &\quad \times \left(\frac{1.6}{2.3} \right)^{\left(0.88 + \frac{0.11}{2.3} \right)} \times (\sin 60)^{1.2} \\ &= 0.000036 + 0.45 \times 0.3232 \times 0.866 \times 0.8415 \\ &\approx 0.11 \end{aligned}$$

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \frac{N_P}{102g} \gamma n^3 D^5 \quad (3)$$

公式（3）中：

$$\gamma = 1018 \text{ 公斤/米}^3$$

$$n = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$D = 1.6 \text{ 米}$$

代入（3）式：

$$N_{\text{需}} = \frac{0.11 \times 1018 \times 0.15^3 \times 1.6^5}{102 \times 9.81}$$

≈ 0.15 (千瓦)

4. 电动机功率

$$N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_{\text{需}} + 0.5}{0.4}$$

取 $K_1 = 2.4$

$K = 1.4$

$$N_{\text{电}} = 1.4 \times \frac{2.4 \times 0.15 + 0.5}{0.4}$$

$$= 1.4 \times 2.15$$

$$= 3.01 \text{ (千瓦)}$$

实测该啤酒厂的实际消耗功率 $N = 1.6 \sim 2.6$ 千瓦, 原设计采用电机功率为 5.5 千瓦。

(五) 有关参数

(1) 糊化锅的容量比糖化锅和麦汁煮沸锅均小, 因为在糊化锅中始终只煮沸一部分醪液, 所以其容量必须根据糊化醪液的量来定, 如果按 100 公斤原料需要量作为计算单位, 则糊化锅的容量约需 600~700 升。近年来则有采用糊化锅与糖化锅相同规格者, 以便相互通用, 使生产更灵活。

(2) 糊化锅的直径与圆柱高度的关系 为了有利于液体的循环及有更大的加热面积, 直径与高度之比取 2:1 左右。

(3) 排汽管的截面积为液体蒸发面的 $1/30 \sim 1/50$ 即,

$$d^2/D^2 = 1/30 \sim 1/50$$

式中 d ——排汽管的直径 (米)

D ——糊化锅的直径 (米)

(4) 搅拌器的转速一般为 20~40 转/分较为合适。圆周速度 3~4 米/秒。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 安装时, 锅身上的锅耳与楼面预埋钢板焊接固定, 焊前需调校 4 只锅耳应在同一水平面上。

(2) 安装后锅身及锅底要加保温层。

(3) 锅底夹层的蒸汽管路上应安装温度计、压力表及安全阀，使用前应检查和调整安全阀的开启压力，使不超过1.7公斤/厘米²。

(4) 安装后应空转三小时，要求传动啮合正常，无噪音，轴承无发热现象，才能投料使用。

(5) 使用前应检查锅内，清除一切脏物，关闭锅底阀门，放入适量的温水，开动搅拌机，然后下料。

(6) 使用后一定要把锅内洗刷干净。

(7) 立式蜗轮减速机，搅拌装置的运转接触面处应定期检查加油，保持良好的润滑。

(8) 最高工作温度为100℃。

(9) 糊化锅的工作压力

① 锅内常压。

② 锅底夹层1.5公斤/厘米²。

(七) 糊化锅主要规范

表8-2-2

糊化锅主要规范表

名 称	6000升糊化锅
图 号	J47001
有效容量 (升)	6000
工作压力：锅内 (公斤/厘米 ²)	常压
锅底夹层 (公斤/厘米 ²)	1.5
出料阀液压 (公斤/厘米 ²)	6
最高工作温度 (℃)	100
锅身直径 (毫米)	φ2300
圆柱高度 (毫米)	1250
锅身壁厚 (毫米)	8 (不锈钢板)
锅底壁厚，内层 (毫米)	10 (紫铜板)
外层 (毫米)	8 (不锈钢板)

续表

筒顶壁厚 (毫米)	2.5 (紫铜板)
锅底夹层加热面积 (米 ²)	6.04
搅拌器, 直径 (毫米)	φ1800
转速 (转/分)	30
电动机, 型号	JO ₂ 51-8
功率 (千瓦)	5.5
转速 (转/分)	1000
重量 (公斤)	3080
外形尺寸, 直径×高度 (毫米)	φ2560×16768

三. 过 滤 槽

过滤槽用于过滤糖化后的麦醪, 使麦汁与麦糟分开而得到清亮的麦芽汁。

(一) 型式与结构

过滤槽是一具有不锈钢圆柱形槽身和平底及紫铜板弧形顶盖的容器, 具体结构如图8-2-12所示。在平底上面约12毫米处有一层与平底平行的过滤筛板, 筛板是用3.5~4.5毫米厚的磷青铜板或不锈钢板制成。为了便于安装与操作, 筛板不宜过大, 每块筛板的面积一般约 $3/4$ 米²。筛板上开有条形筛孔, 一般采用 $0.4\sim 0.7\times 30\sim 50$ 毫米或直径0.8毫米的圆孔, 为了减少阻力及便于清洗, 在孔的下面应铣为喇叭开口状, 其有效面积占筛板总面积的4~8%, 每块筛板的底面有筋条和支脚撑住, 支脚的分布应考虑到当人站在过滤板上时不致弯曲。过滤槽的平底上有平均分布的澄清麦芽汁导出管, 一般导出管的直径为25~45毫米, 每1.25~1.5平方米的底面上有一管, 平底上还有出槽孔, 槽体内设有耕糟装置, 目的使过滤介质疏松, 耕糟装置的横梁以其中心固定在中央垂直转轴上, 横梁上垂直排列着一排耕刀, 耕刀间距为200

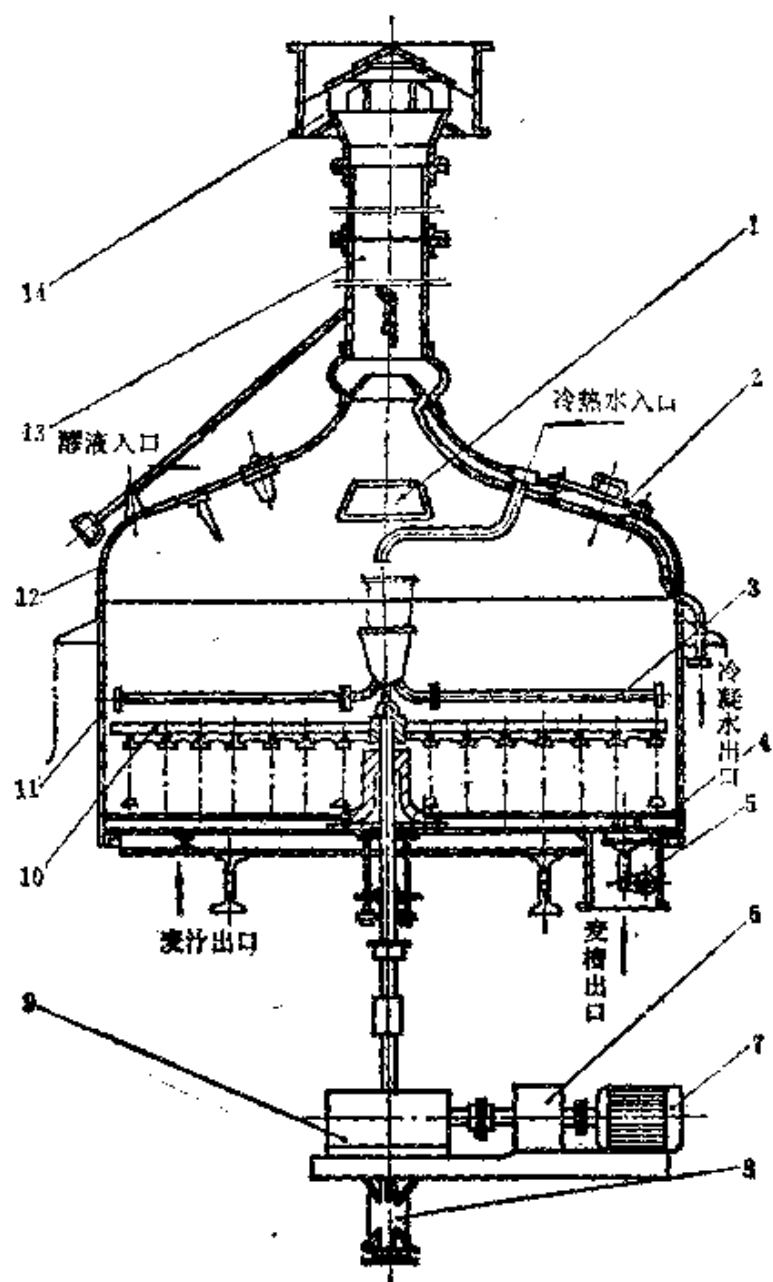


图 8-2-12 过滤槽

- 1—人孔单拉门 2—人孔双拉门 3—喷水管 4—滤板
 5—出箱门 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

毫米左右，耕糟装置的转动是用电动机带动齿轮变速箱及蜗轮减速箱作两级变速，耕糟转速为0.4转/分，出糟时转速为4转/分。耕刀刀尖与筛板的距离可用升降指示机构来调节。耕刀的刀面可用手柄通过拉杆改变其方向，以适应耕糟和出糟的需要。为了均匀地喷水，在糟身中央轴上有一喷射器，喷射器上装有喷水管，长度比糟的内径稍短，两端封闭，管上开有若干直径为2毫米的小孔，水从小孔中喷出，利用水的反作用力，使喷水管旋转。其他有醪液入口，麦汁回流及冷热水的入口均在弧形顶盖上开孔，顶盖部分之结构与其他锅相同。

（二）有关参数

1. 麦糟层厚度

麦糟层的厚度不宜太厚或太薄，太厚会延长过滤时间；太薄则麦汁滤出太快，麦汁澄清度降低，麦糟容易冷却，使过滤效能减弱。根据实践，一般麦糟层厚度取0.3~0.4米较为适宜。

2. 过滤面积的确定

每100公斤干麦芽产生180升含水的滤糟，最适宜的糟层厚度若取0.35米，则对100公斤干麦芽的过滤面积为：

$$\frac{0.18\text{米}^3}{0.35\text{米}} \approx 0.5\text{米}^2$$

即对100公斤的干麦芽，其所需的过滤面积为：0.5~0.6米²。

3. 过滤槽容积的确定

以100公斤麦芽需要量作为计算单位，则过滤槽的容量需0.7~0.8米³。

4. 过滤槽能力的计算

1米²槽底面积所能容纳的麦芽量约为125~250公斤，一般计算取200公斤。则：

$$G = 200F \text{ (公斤)}$$

式中 G——每次糖化所用的麦芽量（公斤）

F——所需槽底的面积 (米²)

5. 过滤槽内耕槽装置的转速

(1) 耕槽时, 为避免麦糟层扬起, 一般转速约 0.25~0.4 转/分, 圆周速度 0.04~0.07 米/秒。

(2) 出糟时的转速, 根据实践约 4~5 转/分, 圆周速度 0.4~0.7 米/秒。太快了, 反而达不到出糟目的, 太慢了, 会延长出糟时间。

6. 过滤槽槽底与筛板的间距

至少应大于槽底管口直径的 1/4, 其关系可参考表 8-2-3。

表 8-2-3 过滤槽槽底与筛板的间距和槽底管口直径的关系

过滤麦汁管径 d (毫米)	28~32	36~40	44~48
过滤板与槽底的间距 (毫米)	$1/4d + 4 \sim 5$	$1/4d + 5 \sim 8$	$1/4d + 8 \sim 10$

(三) 过滤槽耕槽装置的功率估算

对于过滤槽耕槽装置的功率消耗, 一般可根据搅拌器功率计算, 但过滤槽内的耕槽装置与其他锅的搅拌器型式不同, 属于带齿和固定插棒的锚式搅拌器。现将其功率计算介绍如下。

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu}$$

式中 D——搅拌叶直径 (米)

n——搅拌器转速 (转/秒)

γ ——醪液容重 (公斤/米³)

麦糟醪液 $\gamma = 1069 \sim 1097$ 公斤/米³

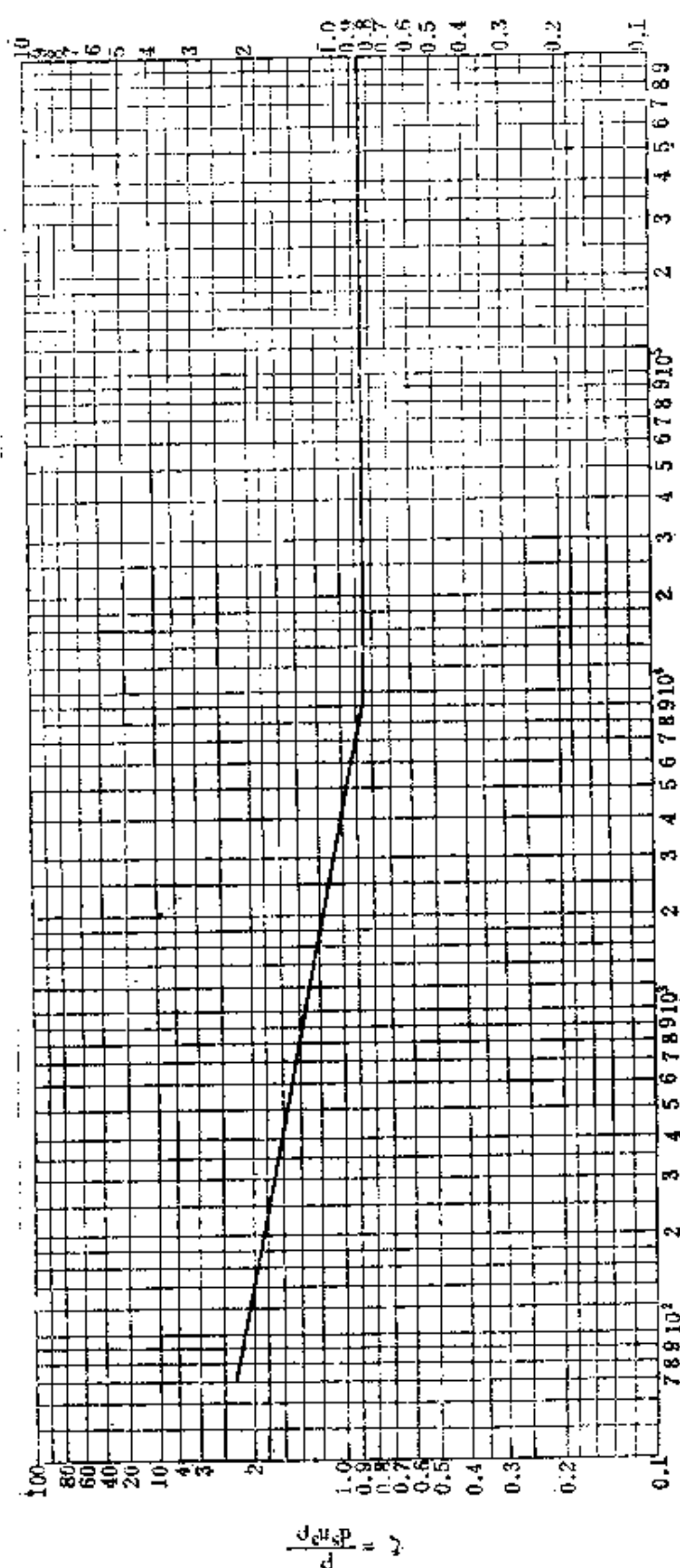
麦糟 $\gamma = 962$ 公斤/米³

μ ——液体粘度 (公斤/米·秒)

$\mu = 2$ 厘泊 = 0.002 公斤/米·秒

2. 阻力系数 ξ

根据雷诺准数查图 8-2-13, 得阻力系数 ξ 。由于搅拌器的图



$$P = \frac{nd^2\rho}{\mu}$$

图 8-2-13 在有附加装置的设备中，搅拌器的运转功率的计算图

形及有关尺寸的比例不全符合规定, 所以查得 ξ 值, 需再乘以校正系数 f , 根据各种类型搅拌器求得之 f 值为参考, 为简化计算, 取校正系数 $f = 2$ 。

3. 搅拌器需要功率

$$N_p = \xi \frac{D^5 n^3 \gamma}{102g} \quad (\text{千瓦})$$

式中 g ——重力加速度, 9.81米/秒^2

4. 电动机所需功率 $N_{\text{电}}$

电动机的功率必须满足:

(1) 搅拌器运转需要的功率 N_p ,

(2) 克服传动机构和轴封中阻力所损失的功率 N_T , 根据实践经验, N_T 从理论上计算对功率小的场合是不够的, 一般采取搅拌器功率的10%或不小于0.5千瓦。

(3) 在搅拌器运转时, 由于锅内壁的粗糙和液体的粘度及悬浮粒的关系, 以及过滤槽是平底形的容器等影响, 导致在搅拌时产生难以计算的阻力, 根据实践, 取阻力系数 $K_1 = 1.8 \sim 2.2$,

(4) 为适应某些不利因素, 促使启动时功率的增加, 一般考虑电机功率贮备系数 $K = 1.2 \sim 1.4$ 。

$$\therefore N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_p + N_T}{\eta_{\text{总}}}$$

式中 $\eta_{\text{总}}$ ——传动机构总效率, 根据现有设备的具体情况, $\eta_{\text{总}} \approx 0.3$ 。

(四) 举例计算

10000升过滤槽, 图号: J47201, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

10000升过滤槽的搅拌装置功率计算:

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu} \quad (1)$$

公式 (1) 中:

$$D = 3.274 \text{ 米}$$

$$n = 4 \text{ 转/分} = 0.067 \text{ 转/秒}$$

$$\gamma = 1097 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.002 \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒}$$

代入 (1) 式:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{3.274^2 \times 0.067 \times 1097}{0.002} \\ &= 393920 \end{aligned}$$

2. 阻力系数 ξ

根据雷诺准数 $Re = 3.9392 \times 10^5$ 查图 8-2-13 得:

$$\xi' = 0.85, \text{ 再乘以校正系数 } f = 2$$

$$\xi = \xi' \cdot f = 0.85 \times 2$$

$$= 1.7$$

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \xi \frac{D^5 n^3 \gamma}{102g} \quad (\text{千瓦}) \quad (2)$$

公式 (2) 中:

$$g = 9.81 \text{ 米/秒}^2$$

代入 (2) 式

$$\begin{aligned} N_{\text{需}} &= 1.7 \times \frac{3.274^5 \times 0.067^3 \times 1097}{102 \times 9.81} \\ &= 1.7 \times \frac{376.18 \times 0.0003 \times 1097}{1000.62} \\ &= 0.211 \quad (\text{千瓦}) \end{aligned}$$

4. 电动机所需的功率

$$N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_{\text{需}} + N_{\text{r}}}{\eta_{\text{总}}} \quad (\text{千瓦}) \quad (3)$$

公式 (3) 中

$$K=1.4$$

$$K_1=2$$

$$N_T=0.5$$

$$\eta_{\Delta}=0.3$$

$$N_{\text{滑}}=0.211 \text{ 千瓦}$$

以上数值代入 (3) 式:

$$\begin{aligned} N_{\text{总}} &= 1.4 \times \frac{2 \times 0.211 + 0.5}{0.3} \\ &= 1.4 \times 3.1 \\ &\approx 4.3 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

实测该厂的实际消耗功率 $N=2.8 \sim 3.5$ 千瓦, 原设计采用电动机 5.5 千瓦。

(五) 安装要求与使用说明

(1) 过滤槽安装时必须用水平仪来校正, 保证槽底最大水平度偏差不超过 5 毫米。

(2) 安装时各筛板间应密切衔接无隙缝, 以免麦糟穿缝漏下, 或耕糟装置旋转时碰坏过滤板。

(3) 筛板上的筛孔不应有毛刺, 必须很光洁, 使用时要经常注意不要使孔眼堵塞, 应定时清洗。以免影响滤过效率。

(4) 安装后减速箱轴及耕糟装置主轴应保证同心, 使上下升降灵活。

(5) 齿轮变速箱润滑采用 HJ-40 机械油 (GB443-64), 试运转后, 将油放出, 加入新油。

(6) 安装后传动部分空运转三小时后, 要求传动啮合正常, 轴承无发热现象, 才能投料使用。

(7) 喷水管应调校平衡, 使旋转灵活。

(8) 安装后盛水试验不渗漏。

(9) 为了防止槽壁降温而导致过滤缓慢, 槽身周围应加保温层。

(10) 使用前应检查槽内清洁, 清除一切脏杂物, 先放入适量温水, 并检查出糟门及各出麦汁口处是否严密不漏, 然后再下料。

(11) 投料前, 通过油缸升降机构, 先将耕糟装置升起, 需要耕糟时, 先将变速箱上的手柄拨至慢速位置, 然后开动电动机, 通过升降机构使耕糟装置缓缓下降。注意耕糟刀片的刀尖方向必须与旋转方向一致, 耕刀升降高度由升降指示机构指示, 耕糟时下刀片与滤板间距不少于50毫米, 出糟时光转动耕糟装置的手柄, 使刀片转 60° , 同时将变速箱上的手柄拨至快速位置, 开动电动机, 并缓缓下降耕糟装置, 使麦糟排出糟外。

(12) 齿轮变速箱的离合器操作时, 要关闭马达, 如离合器未能全啮合, 则转动入轴处联轴器, 使其啮合, 手柄移向出轴端为快速, 移向入轴端为慢速, 中间为空挡。

(六) 过滤槽主要规格

表8-2-4

过滤槽主要规范表

名 称	10000 公升过滤槽
图 号	J47201
有效容量 (升)	10000
工作压力: 槽内 (公斤/厘米 ²)	常压
油压缸液压	6
最高工作温度 (℃)	85
槽身直径 (毫米)	$\phi 3406$
圆柱高度 (毫米)	1400
槽身壁厚 (毫米)	8(不锈钢板)
槽底壁厚 (毫米)	10(不锈钢板)
槽顶壁厚 (毫米)	2.5(紫铜板)
耕糟装置: 耕糟转速 (转/分)	0.4
出糟转速 (转/分)	4

续表

最大升高行程 (毫米)	360
电动机: 型号	JO ₂ 52-8
功率 (千瓦)	5.5
转速 (转/分)	750
重量 (公斤)	5226
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	$\phi 3600 \times 15280$

四、麦汁煮沸锅

用于麦汁的煮沸和浓缩, 蒸发掉多余的水分, 使麦汁达到一定的浓度。并加入酒花, 使酒花中所含的苦味及芳香物质进入麦汁中。

(一) 型式与结构

麦汁煮沸锅的结构型式与糊化锅基本相同, 只因麦汁煮沸锅需要容纳全部麦汁, 故其容积较大。在锅顶上也与糖化锅一样开2个人孔拉门, 一个人孔单拉门, 一个人孔双拉门。为了观察麦汁量, 锅内设有液量标尺, 在锅身上部还有一圈开有小孔的喷水管, 便于清洗锅壁。其他与糊化锅相同, 其主要结构如图8-2-14所示。

(二) 容积计算

由于麦汁煮沸锅的形状与糊化锅相似, 故其容积计算也与糊化锅相同。先求出圆柱部分和球底部分或椭圆底部分的体积, 两者相加就是其全容积 V 。其有效容积的计算也与糊化锅相同。

(三) 功率计算

麦汁煮沸锅的搅拌功率计算, 与糊化锅、糖化锅相同。但其中:

(1) 麦芽汁的重度 $\gamma = 1049 \sim 1056$ 公斤/米³

(2) 阻力系数 $K_1 = 1 \sim 1.2$

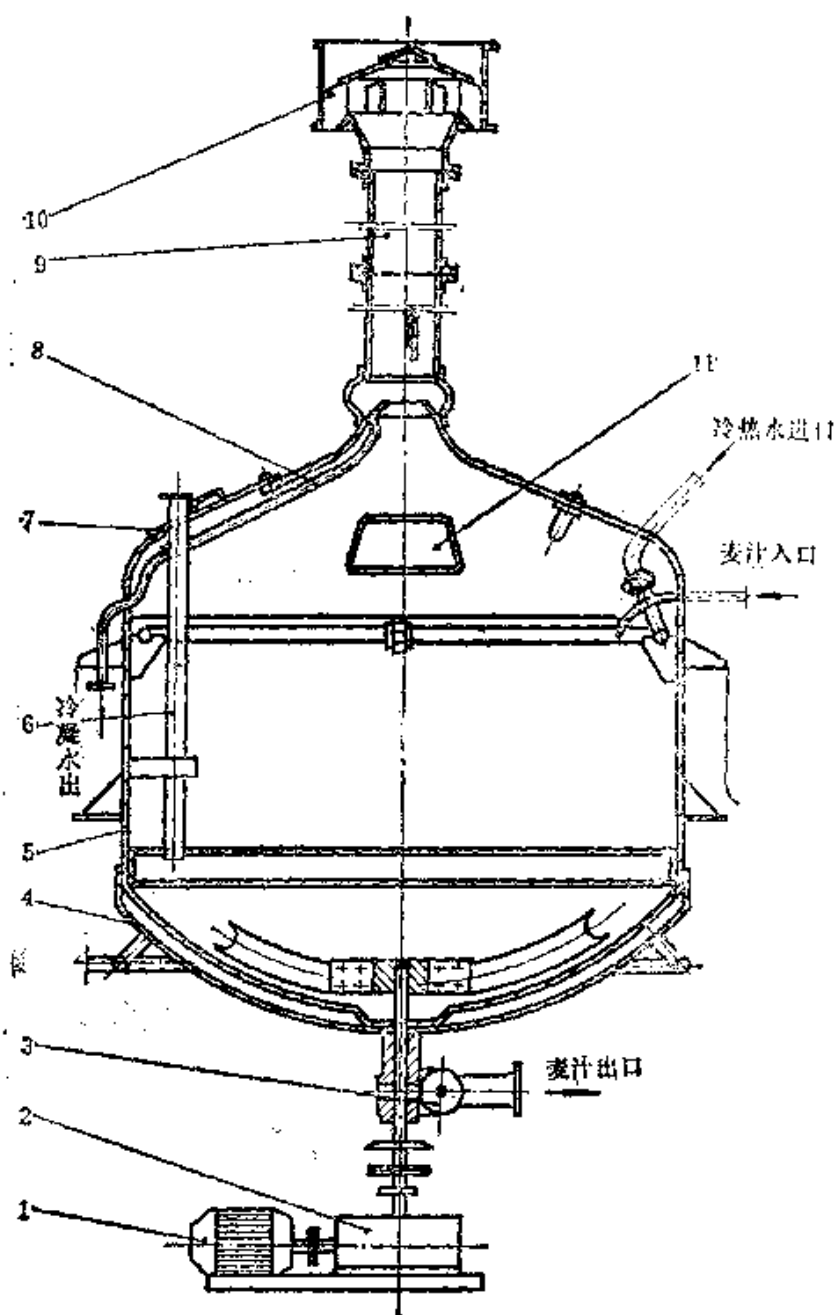


图 8-2-14 麦汁煮沸锅

- 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

(四) 举例计算

14000升麦汁煮沸锅，图号：J47301，轻工业部广州轻工机械设计研究所设计，某啤酒厂使用。

14000升麦汁煮沸锅的搅拌器功率计算

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu} \quad (1)$$

公式(1)中：

$$D = 2.2 \text{ 米}$$

$$n = 30 \text{ 转/分} = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$\gamma = 1049 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.002 \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒}$$

以上数值代入(1)式

$$\begin{aligned} Re &= \frac{2.2^2 \times 0.5 \times 1049}{0.002} \\ &= \frac{2538.58}{0.002} \\ &= 1269290 \end{aligned}$$

2. 功率准数

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{A}{Re} + B' \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.66}}{10^3 + 3.2 Re^{0.66}} \right)^P \\ &\quad \times \left(\frac{H}{D} \right)^{(0.35 + \frac{B}{D_0})} (\sin \theta)^{1.2} \quad (2) \end{aligned}$$

公式(2)中：

A、B'、P之值为简化计算，可查图而得，先求出 D/D_0 ， B/D_0 之值：

$$D/D_0 = 2.2/3.2 = 0.6875$$

$$B/D_0 = 0.11/3.2 = 0.034375$$

(符号表示与糖化锅相同)

根据： D/D_0 、 B/D_0 之值，由图8-2-6查得 $A = 20.7$

由图8-2-7查得 $B'=0.4$

由图8-2-8查得 $P=1.15$

公式(2)中:

$$H=2 \text{ 米}$$

$$\theta=60^\circ$$

以上数值代入(2)式:

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{20.7}{1269290} + 0.4 \left(\frac{10^8 + 1.2 \times 1269290^{0.66}}{10^8 + 3.2 \times 1269290^{0.66}} \right)^{1.15} \\ &\quad \left(\frac{2.1}{2.2} \right)^{(0.36 + \frac{0.11}{8.2})} (\sin 60^\circ)^{1.2} \\ &= 0.0000163 + 0.4 \left(\frac{13809.478}{35158.608} \right)^{1.15} \times 0.9545^{0.3844} \\ &\quad \times 0.8660254^{1.2} \\ &= 0.0000163 + 0.4 \times 0.3414 \times 0.9823 \times 0.8415 \\ &= 0.113 \end{aligned}$$

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \frac{N_p}{102g} n^3 D^5 \quad (3)$$

公式(3)中:

$$\gamma = 1049 \text{ 公斤/米}^3$$

$$n = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$D = 2.2 \text{ 米}$$

代入(3)式

$$\begin{aligned} N_{\text{需}} &= \frac{0.113 \times 1049 \times 0.5^3 \times 2.2^5}{102 \times 9.81} \\ &= \frac{0.113 \times 1049 \times 0.125 \times 51.53632}{1000.62} \\ &= 0.76 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

4. 电动机所需功率的计算

$$N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_{\text{需}} + N_T}{\eta_{\text{总}}} \quad (4)$$

公式 (4) 中:

$$K = 1.4$$

$$K_1 = 1.1$$

$$N_T = 0.5$$

$$\eta_{\text{总}} = 0.4$$

代入 (4) 式:

$$\begin{aligned} N_{\text{电}} &= 1.4 \times \frac{1.1 \times 0.76 + 0.5}{0.4} \\ &= 1.4 \times 3.34 \\ &= 4.68 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

原设计采用电机功率5.5千瓦。

(五) 有关参数

(1) 麦汁煮沸锅的容量以过滤后进入锅中的麦汁量为准, 如果以100公斤麦芽需要量作为计算单位, 则麦汁煮沸锅容量约需800~900升, 再加上25~30%作为麦汁运动的空间。

(2) 麦汁煮沸锅内液柱高与直径比为1:2, 一般不大于此比例, 如表面积过小, 液柱过高, 对液体对流不利, 影响蒸发量, 也影响凝结性蛋白质的析出。

(3) 麦汁煮沸锅为了有助于煮沸, 同样装有搅拌器, 其搅拌叶的转数约为20~35转/分, 圆周速度为3米/秒左右。

(4) 排汽管的截面积为锅内液体表面积的1/30~1/50。即:

$$\frac{d^2}{D^2} = \frac{1}{30} \sim \frac{1}{50}$$

式中 d ——排汽管的直径 (米)

D ——麦汁煮沸锅的直径 (米)

(5) 根据实践, 每小时可以蒸发水量相当于锅中物料量的8~10%, 故在一般条件下需煮沸的时间约1.5~2小时。

(六) 安装要求及使用说明

(1) 安装时, 锅身上的锅耳与楼面预埋钢筋焊接固定, 焊接前需调校全部锅耳在同一水平面上。

(2) 安装后锅身及锅底加保温层。

(3) 锅底夹层或管路上应装有温度计和压力表及安全阀, 使用前应检查和调整安全阀的开启压力, 使不超过 1.7 公斤/厘米²。

(4) 安装后传动部分空运转三小时后, 要求传动啮合正常无噪音, 轴承无发热现象, 才能投料使用。

(5) 使用前应检查锅内, 清除一切脏物, 关闭锅底阀门, 然后放入麦汁。

(6) 使用后一定要把锅内刷洗干净。

(7) 立式蜗轮减速机, 搅拌装置的运转接触面处应定期检查加油, 保持良好的润滑。

(8) 煮沸锅的工作压力:

① 锅内常压。

② 锅底夹层: 1.5 公斤/厘米²。

③ 出料阀液压: 6 公斤/厘米²。

(9) 最高工作温度 105℃。

(七) 麦汁煮沸锅的主要规范

表 8-2-5

麦汁煮沸锅的主要规范表

名 称	14000 升麦汁煮沸锅
图 号	J47301
有效容量 (升)	14000
工作压力: 锅内 (公斤/厘米 ²)	常压
锅底夹层 (公斤/厘米 ²)	1.5
出料阀液压 (公斤/厘米 ²)	6
最高工作温度 (℃)	105
锅身直径 (毫米)	φ3200

续表

筒柱高度 (毫米)	1510
锅身壁厚 (毫米)	8 (不锈钢板)
锅底壁厚: 内层 (毫米)	12 (紫铜板)
外层 (毫米)	10 (不锈钢板)
锅顶壁厚 (毫米)	2.5 (紫铜板)
锅底夹层加热面积 (米 ²)	11.85
搅拌器: 直径 (毫米)	φ2200
转速 (转/分)	50
电动机: 型号	JO ₂ 51-8
功率 (千瓦)	5.5
转速 (转/分)	1000
重量 (公斤)	5350
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ3460×16960

五、糊化煮沸锅

(1) 糊化煮沸锅用于辅助原料的糊化和麦汁的煮沸浓缩。由于该锅是承担糊化锅及麦汁煮沸锅的双重任务, 所以其容量应按照麦汁煮沸锅的容量计算为准。其结构如图8-2-15所示, 基本上与麦汁煮沸锅相同, 只是在弧形顶盖上增加一个下粉筒, 顶盖上还开有2个圆形人孔, 也可以做成拉门。

(2) 关于糊化煮沸锅的容积计算、搅拌机的功率计算、安装要求及使用说明参考麦汁煮沸锅和糊化锅。

(3) 糊化煮沸锅主要规范

表 8-2-6

糊化煮沸锅的主要规范表

名 称	10000升糊化煮沸锅
图 号	J91101
有效容量 (升)	10000
工作压力: 锅内	常 压
锅底夹层 (公斤/厘米 ²)	1
最高工作温度 (°C)	100
锅身直径 (毫米)	φ3000
圆柱高度 (毫米)	1480
锅身壁厚 (毫米)	8 (钢板)
锅底壁厚: 内层 (毫米)	12 (紫铜板)
外层 (毫米)	10 (钢板)
锅顶壁厚 (毫米)	6 (钢板)
锅底夹层加热面积 (米 ²)	8左右
搅拌器: 直径 (毫米)	φ2000
转速 (转/分)	30
电动机: 型号	JO ₂ -51-6
功率 (千瓦)	5.5
转速 (转/分)	1000
重量 (公斤)	4600
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ3340×19012

六、糖化滤过槽

(1) 用于醪液的糖化和麦汁的过滤。

(2) 糖化滤过槽的结构部分与过滤槽基本相同, 详见图8-2-16所示。由于本设备除了完成过滤的任务之外, 还要进行醪液的糖化, 所以通过一个三速齿轮变速箱来达到耕槽、出槽及糖化三种转速, 这是与过滤槽不同之处。另外在槽底设有两只阀门, 一只用于进料, 一只用于出料。在弧形顶盖上, 加设下粉筒, 其他与过滤槽相同。

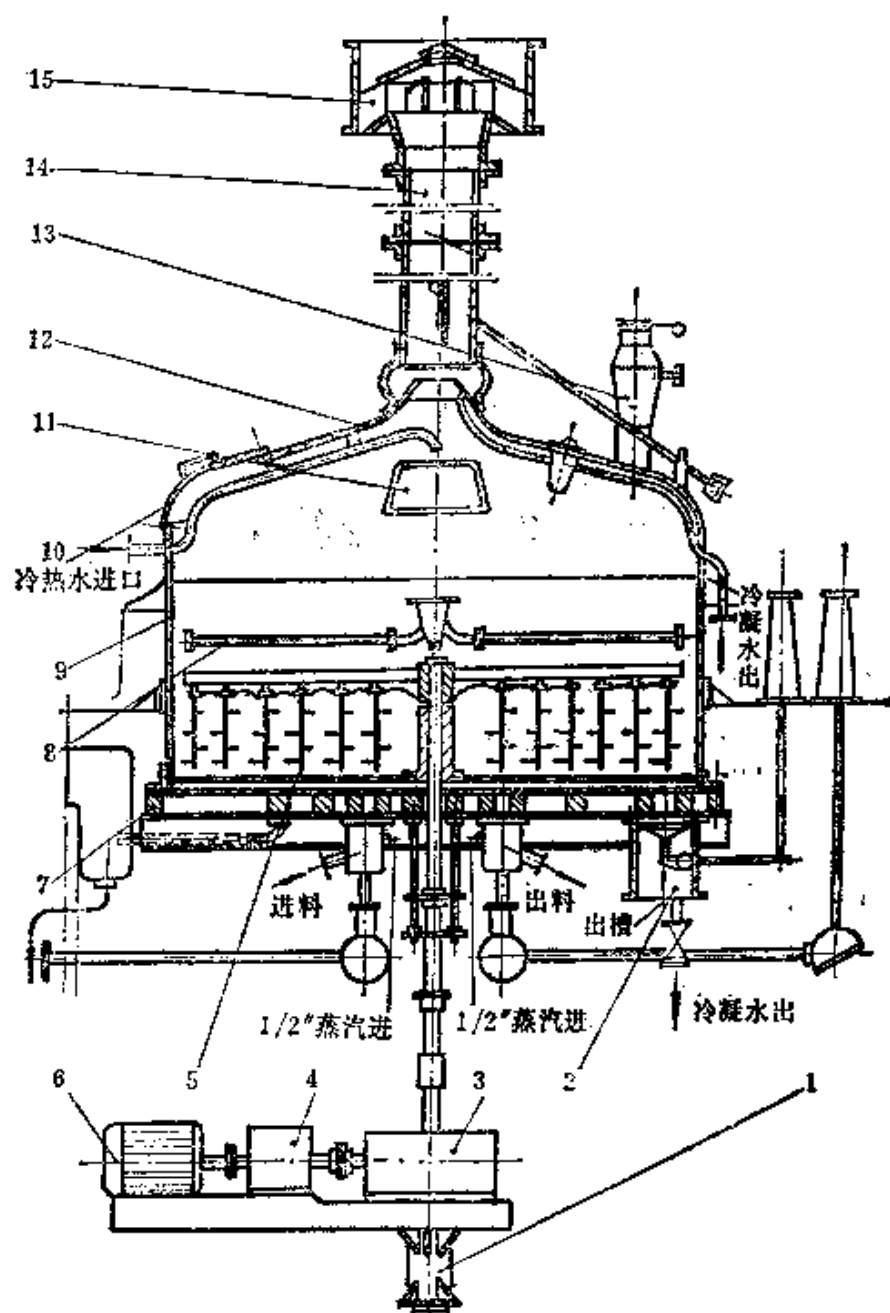


图 8-2-16 糖化滤过槽

- 1—油压缸 2—出槽口 3—减速机 4—变速箱 5—耕槽
 装置 6—电动机 7—滤板 8—射水器 9—槽体 10
 —人孔双拉门 11—人孔单拉门 12—槽盖 13—下粉筒
 14—排汽管 15—筒形风帽

(3) 糖化滤过槽的主要规范

表 8-2-7

糖化滤过槽的主要规范表

名 称	7500升糖化滤过槽
图 号	J91001
有效容量 (升)	7500
工作压力: 槽内 (公斤/厘米 ²)	常 压
油压缸液压 (公斤/厘米 ²)	6
最高工作温度 (℃)	85
槽身直径 (毫米)	φ3000
圆柱高度 (毫米)	1410
槽身壁厚 (毫米)	8 (钢板)
槽底壁厚 (毫米)	10 (钢板)
槽顶壁厚 (毫米)	6 (钢板)
排糟装置: 排糟转速 (转/分)	0.339
出糟转速 (转/分)	4.36
糖化转速 (转/分)	14.05
最大升降行程 (毫米)	360
电动机: 型号	JO ₂ 42-4
功率 (千瓦)	5.5
转速 (转/分)	1440
变速箱速比	$i_1 = 96.6$ $i_2 = 7.5$ $i_3 = 2.33$
立式蜗轮箱速比	44
重量 (公斤)	8240
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ3340×19287

七、酒花分离器

麦汁煮沸后应立即除去酒花, 否则会影响风味, 所以需用酒花分离器将酒花与麦汁分离。

(一) 型式与结构

酒花分离器是钢制的圆柱形器身, 锥形底和弧形顶盖的容器, 具体结构如图8-2-17所示。容器内装有紫铜板制的篦子, 篦子由多块筛板组成, 篦子上开有φ2.5~3毫米的孔, 麦汁由容器上部进入, 经篦子孔眼由锥底阀门流出, 酒花则留在篦子上, 由

锥底阀门另一通道排出，为加速酒花糟的排出，容器的中心装有一搅拌器，搅拌器的传动装置设在顶部，顶盖上设有压力表、安全阀及人孔门，器身外附设液面指示器，器身上部还有进汽管及进水管，用水冲洗留在篦子上的酒花，用蒸汽压出残留在酒花中的麦汁。

（二）容积的计算

酒花分离器的容积计算，包括圆柱体部分及锥形底部分，其

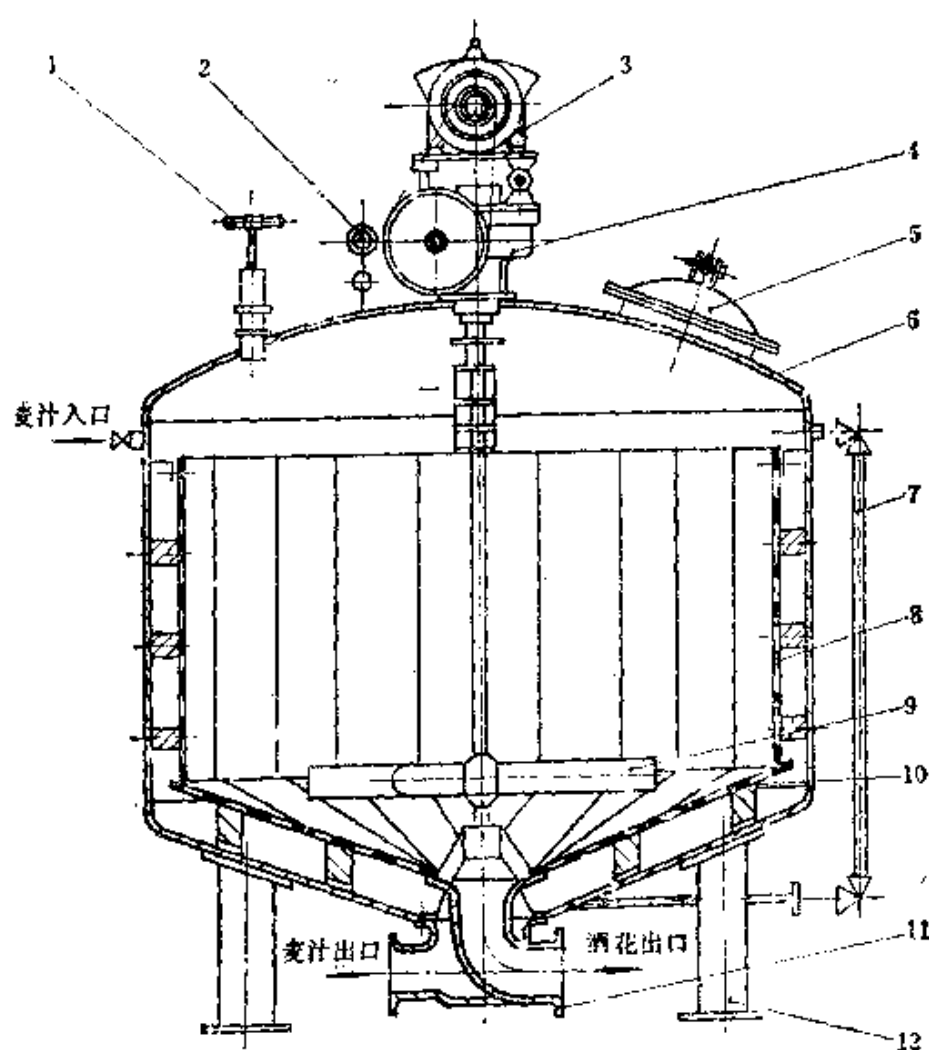


图 8-2-17 酒花分离器

1—安全阀	2—压力表	3—电动机	4—蜗轮减速机	5—人孔门
6—汽体	7—液面计	8—篦身	9—搅拌装置	
10—底篦	11—阀门	12—支脚		

计算公式如下：

1. 圆柱体部分的容积计算

$$V_1 = 0.785 D^2 h \text{ (米}^3\text{)}$$

2. 锥形底部分的容积计算

$$V_2 = (r^2 + r_1^2 + rr_1) \frac{\pi h_1}{3} \text{ (米}^3\text{)}$$

3. 从锥底到圆柱部分的全容积计算

$$V_{\text{全}} = V_1 + V_2 \text{ (米}^3\text{)}$$

4. 酒花分离器的有效容积计算

根据实践一般取容积有效系数为0.8

$$\therefore V_{\text{有}} = 0.8 V_{\text{全}} \text{ (米}^3\text{)}$$

以上各式中之符号表示，如图8-2-18所示。

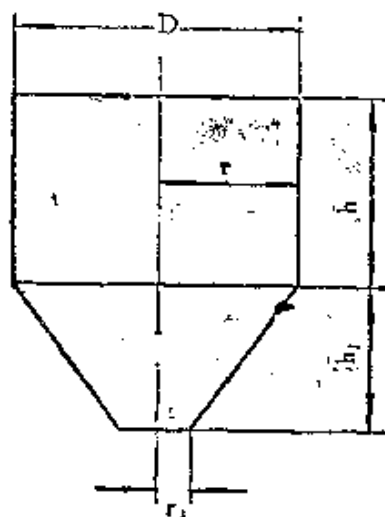


图 8-2-18

酒花分离器容积计算的符号表示图

D——酒花分离器直径（米）

h——酒花分离器圆柱部分高度（米）

h₁——锥底部分高度（米）

r₁——锥底部分小半径（米）

r——锥底部分大半径（米）

V₁——圆柱部分容积（米³）

V_2 ——锥底部分容积 (米³)

$V_{全}$ ——容器到圆柱部分的容积 (米³)

$V_{有}$ ——有效容积 (米³)

(三) 功率计算

由于酒花分离器内搅拌器的型式与糖化设备的搅拌器相似, 所以其搅拌器的功率计算也与糖化设备的相同。

(四) 举例计算

酒花分离器, 图号: J90401, 轻工业部广州轻工机械设计研究所设计, 某啤酒厂使用。

酒花分离器的搅拌功率计算:

1. 雷诺准数

$$Re = \frac{D^2 n \gamma}{\mu} \quad (1)$$

公式 (1) 中:

$$D = 1.1 \text{ 米}$$

$$n = 30 \text{ 转/分} \quad 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$\gamma = 1056 \text{ 公斤/米}^3$$

$$\mu = 0.002 \text{ 公斤/米} \cdot \text{秒}$$

代入 (1) 式:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{1.1^2 \times 0.5 \times 1056}{0.002} \\ &= 319440 \end{aligned}$$

2. 功率准数

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{A}{Re} + B' \left(\frac{10^3 + 1.2 Re^{0.86}}{10^3 + 3.2 Re^{0.86}} \right)^P \left(\frac{H}{D} \right)^{(0.35 + \frac{B}{D_0})} \\ &\quad \times (\sin \theta)^{1.2} \text{ (千瓦)} \end{aligned} \quad (2)$$

公式 (2) 中:

A , B' , P 之值, 为简化计算, 可查图而得。先求出 D/D_0 , B/D_0 之值。

$$D_0 = 1.8 \text{ 米}$$

$$B = 0.095 \text{ 米}$$

$$D/D_0 = 1.1/1.8 = 0.611$$

$$B/D_0 = 0.095/1.8 = 0.053$$

根据 D/D_0 , B/D_0 之值, 分别查图8-2-6, 得 $A = 23.7$

图8-2-7, 得 $B' = 0.67$

图8-2-8, 得 $P = 1.34$

公式 (2) 中,

$$H = 1 \text{ 米}$$

$$\theta = 60^\circ$$

以上数值代入 (2) 式

$$\begin{aligned} N_p &= \frac{23.7}{319440} + 0.67 \left(\frac{10^3 + 1.2 \times 319440^{0.88}}{10^3 + 3.2 \times 319440^{0.88}} \right)^{1.34} \\ &\quad \times \left(\frac{1}{1.8} \right)^{(0.35 + 0.053)} (\sin 60^\circ)^{1.2} \\ &= 0.0000742 + 0.67 \left(\frac{6153.214}{14741.904} \right)^{1.34} \times \\ &\quad 0.5556^{0.403} \times 0.8415 \\ &= 0.138 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

3. 搅拌需要功率

$$N_{\text{需}} = \frac{N_p}{102g} \gamma n^3 D^5 \text{ (千瓦)} \quad (3)$$

公式 (3) 中,

$$\gamma = 1056 \text{ 公斤/米}^3$$

$$n = 0.5 \text{ 转/秒}$$

$$D = 1.1 \text{ 米}$$

代入 (3) 式:

$$N_{\text{需}} = \frac{0.138 \times 1056 \times 0.5^3 \times 1.1^5}{102 \times 9.81}$$

$$= \frac{0.138 \times 1056 \times 0.125 \times 1.61051}{1000.62}$$

$$= 0.02932 \text{ (千瓦)}$$

4. 电动机所需功率的计算

$$N_{\text{电}} = K \frac{K_1 N_{\text{需}} + N_T}{\eta_{\text{总}}} \text{ (千瓦)} \quad (4)$$

公式 (4) 中:

$$K = 1.4$$

$$K_1 = 1.2 \sim 1.4$$

$$N_T = 0.5$$

$$\eta_{\text{总}} = 0.4$$

代入 (4) 式

$$N_{\text{电}} = 1.4 \times \frac{1.2 \times 0.02932 + 0.5}{0.4}$$

$$= 1.4 \times 1.34$$

$$= 1.88 \text{ (千瓦)}$$

实测该啤酒厂的实际消耗功率
 $N = 1.3 \sim 1.5$ 千瓦, 原设计采用电动机为 2.2 千瓦。

(五) 安装要求及使用说明

(1) 安装后器内应试水压
 1.5 公斤/厘米² (工作压力 ≤ 1 公斤/厘米²)。

(2) 安装时注意搅拌器的转向不能接反, 一定要如图 8-2-19 所示, 搅拌叶的转向要与篦子的连接相顺。搅拌轴不得左右摆动。

(3) 安装后传动部分空运转二小时后, 要求传动啮合正常无噪音, 轴承无发热现象, 才能投料使用。

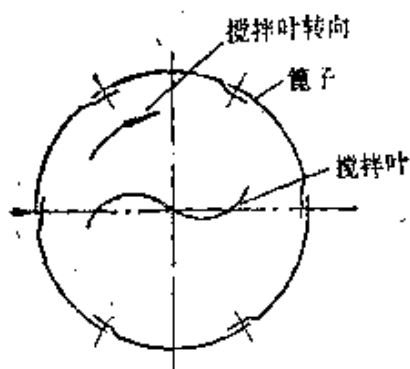


图 8-2-19 酒花分离槽搅拌叶的转向图

(4) 每次使用后, 均要将筛子冲洗干净, 不应有酒花堵塞在孔眼中, 以免影响分离速度。

(六) 酒花分离器的主要规范

表 8-2-8

酒花分离器的主要规范表

名 称	酒花分离器
图 号	J91401
有效容积 (米 ³)	2.5
工作压力 (公斤/厘米 ²)	≤1
器身直径 (毫米)	φ1800
器身壁厚 (毫米)	6 (钢板)
器底壁厚 (毫米)	8 (钢板)
器顶壁厚 (毫米)	8 (钢板)
搅拌器, 直径 (毫米)	φ1100
转速 (转/分)	30
电动机, 型号	JO ₂ -32-6
功率 (千瓦)	2.2
转速 (转/分)	940
重量 (公斤)	1600
外形尺寸, 直径×高度 (毫米)	φ1800×3000

第三节 麦汁沉淀与冷却设备

在麦汁制备完成后, 得到适宜浓度的麦汁, 但这麦汁内含有—些凝固性蛋白质, 应将它与麦汁分离, 所以必须设有麦汁沉淀和冷却设备。麦汁通过沉淀和冷却, 一方面使已凝固的蛋白质析出, 从而排除之, 另一方面在冷却时可使麦汁吸收、溶解一部分空气, 以利于发酵。

一、沉 淀 槽

将热麦汁泵入沉淀槽后, 静止冷却至60℃左右, 使蛋白质凝固和沉淀, 然后分离之。

(一) 型式与结构

沉淀槽是一个钢制的矮而粗的圆形槽，底部呈圆锥形或略带倾斜的平底和弧形顶盖的容器。槽内设有铜制的蛇形冷却管，麦汁从上面进入槽内，任其静置冷却。槽底设有沉淀物排出口和浮

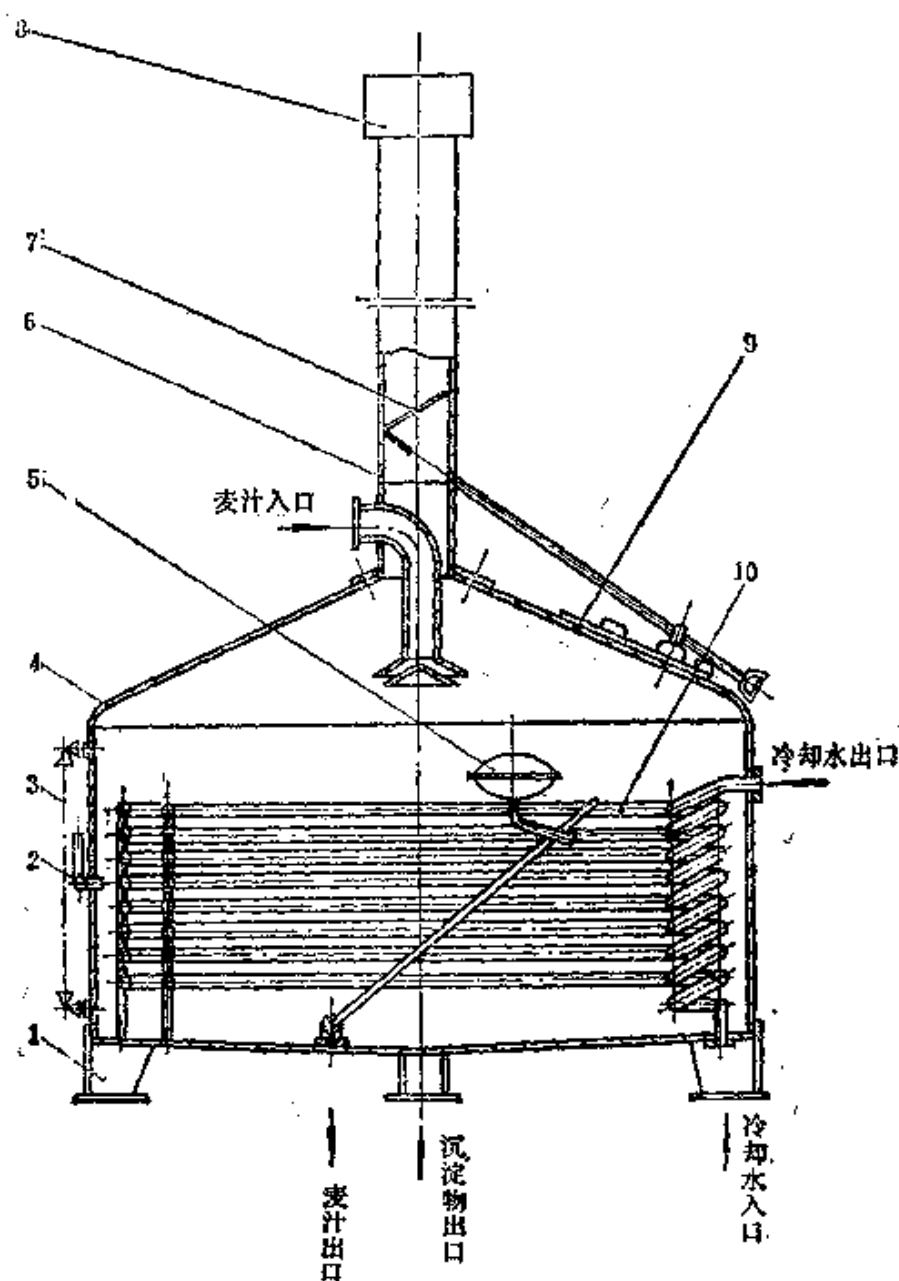


图 8-2-20 沉淀槽

1—支脚	2—温度计	3—液面计	4—槽身	5—浮漂控制阀门
6—排气管	7—出汽孔门	8—筒形风帽	9—人孔双拉门	10—冷却水管

漂控制阀门，冷却澄清后的麦汁顺着系于浮漂的铜管流至槽底排出。顶盖上有排汽管拉门，排汽管下面有一个伞形挡板，以回收被冷风所带走的麦芽汁泡沫和微滴，盖上有入孔双拉门，槽身处附设有液面指示器及温度计。具体结构如图8-2-20所示。

(二) 沉淀槽的计算

1. 沉降速度的计算

$$W_0 = 0.27 \sqrt{\frac{gd(\gamma_1 - \gamma_2)Re^{0.6}}{\gamma_2}} \quad (\text{米/秒})$$

式中 W_0 ——沉降速度 (米/秒)

g ——重力加速度, 9.81米/秒^2

d ——蛋白沉淀颗粒直径 (米), 一般 $d = 5 \times 10^{-5} \sim 10 \times 10^{-5} \text{米}$

γ_1 ——沉渣的容重 (公斤/米³), $\gamma_1 = 1045 \text{公斤/米}^3$

γ_2 ——澄清液的容重 (公斤/米³), $\gamma_2 = 1019 \text{公斤/米}^3$

Re ——雷诺准数, 其准确值较难求, 大致在 $1 \sim 500$ 之间。

2. 沉降所要时间的计算

$$\tau = \frac{H}{3600 W_0} \quad (\text{小时})$$

式中 τ ——沉降所需时间 (小时)

H ——液层高度 (米)

沉淀槽的实际沉淀时间必须大于沉降所需的时间, 这样才能保证澄清良好。

3. 澄清生产能力的计算

$$V = 3600 W_0 F_0 \quad (\text{米}^3/\text{时})$$

式中 V ——每小时能澄清的麦汁量 (米³/小时)

F_0 ——沉淀槽横截面积 (米²), $F_0 = 0.785 D^2 (\text{米}^2)$

D ——沉淀槽直径 (米)

(三) 有关参数

沉淀槽槽体高度H与直径D的关系，一般取 $H:D=1:2$ 。

(四) 安装要求及使用说明

(1) 安装后槽内盛水不漏。

(2) 冷却水管内试水压力为1.5公斤/厘米²。

(3) 本设备的最高工作温度为95℃。

工作压力：槽内常压

冷却管内压1公斤/厘米²

(4) 装配后应安放平稳，其支坐底板与土建预埋钢板点焊固定。

(5) 要定期检查冷却水管，防止渗漏。

(6) 每次使用后，均要打开人孔门，将槽内洗刷干净。使用前要检查槽内，排除一切杂物，用水冲洗干净，并用蒸汽杀菌。

(五) 沉淀槽主要规范

表 8-2-9

沉淀槽主要规范表

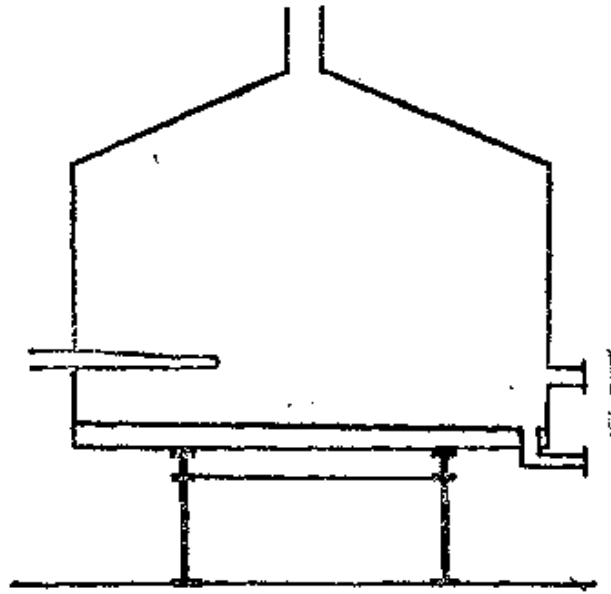
名 称	9000升沉淀槽	11000升沉淀槽
内 号	J91501	J48001
全容量 (升)	12000	16500
有效容量 (升)	9000	11000
工作压力：槽内	常压	常压
冷却水管 (公斤/厘米 ²)	1	1
最高工作温度 (℃)	90~95	90~95
沉淀面积 (米 ²)	7.2	9.7
冷却面积 (米 ²)	15.3	25
冷却管径 (毫米)	φ64×2 (紫铜管)	φ55×1.5 (紫铜管)
槽身直径 (毫米)	φ3000	φ3500
槽身钢板厚度 (毫米)	8	6
槽底钢板厚度 (毫米)	8	10
槽顶钢板厚度 (毫米)	6	4
重量 (公斤)	2797	2646
外形尺寸：直径×高度 (毫米)	φ3100×9420	φ3700×7195

二、回旋沉淀槽

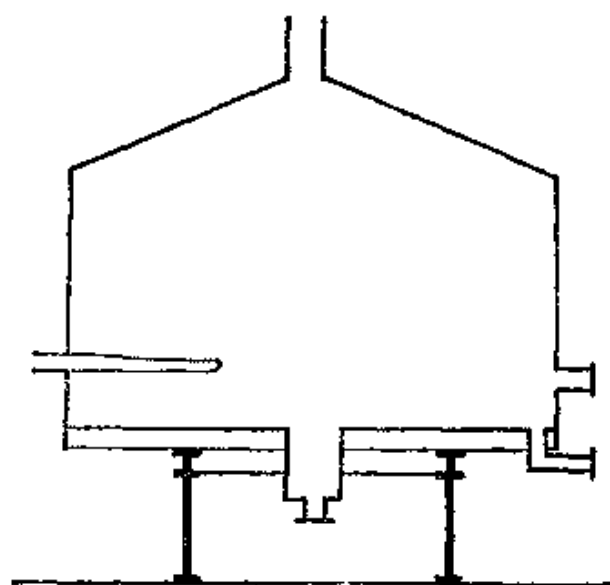
又名旋涡沉淀槽。回旋沉淀槽是一分离热麦汁中热凝固物的设备。其操作原理很简单，即热麦汁以切线方向泵入圆柱形回旋槽内，不断回旋运动，直至热麦汁中的热凝固物与麦汁分离，以圆堆丘状沉淀于槽的底部中央。待麦汁排出后，再用清水从槽中冲洗和排除热凝固物。

（一）型式与结构

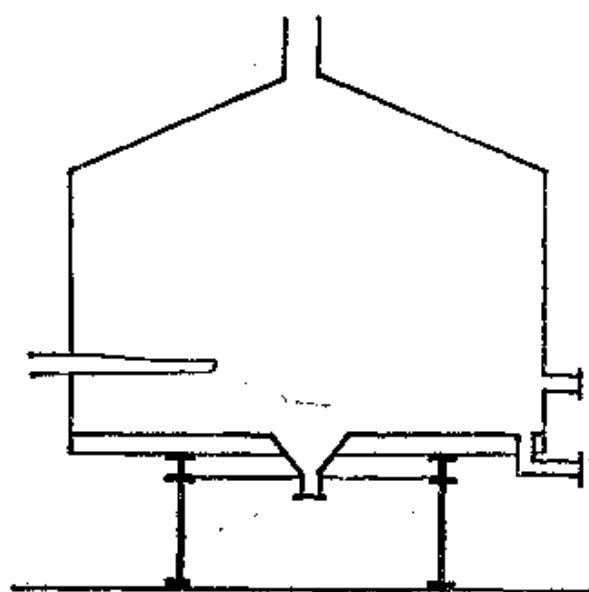
回旋沉淀槽为一圆柱形槽，底部型式多样（见图8-2-21）。如为平底，则呈小于2%的斜度，以利排除热凝固物；如底的中央呈小杯状或小圆锥状，则杯体或圆锥体内应能贮积全部热凝固物，以利排放。操作时麦汁以切线方向进入槽内，进槽时应保持一定的线速和在槽内的转速，以达到良好的分离效果。槽身直径应大于麦汁液面高度。麦汁进口位于距圆柱体液位的 $1/3 \sim 1/2$ 处。麦汁出口导管一般有三根，便于上部澄清麦汁先排出。最后一根导管位于底部最低处。三根麦汁导出管均设止回阀，槽内部要光洁无障碍物。另外设有人孔、视镜、液位管、温度计和自动清洗装



(A) 平底式



(B) 中央小杯状



(C) 中央小圆锥状

图 8-2-21 回旋沉淀槽底的各种型式图

置等。麦汁从麦汁煮沸锅输送时，采用泵送或利用位差，视麦汁煮沸锅和回旋沉淀槽的具体位置而定，以能保持一定的入口速度和槽内的回旋转速为度。兹以一10立方米的平底式回旋沉淀槽为例说明其结构（见图8-2-22）。

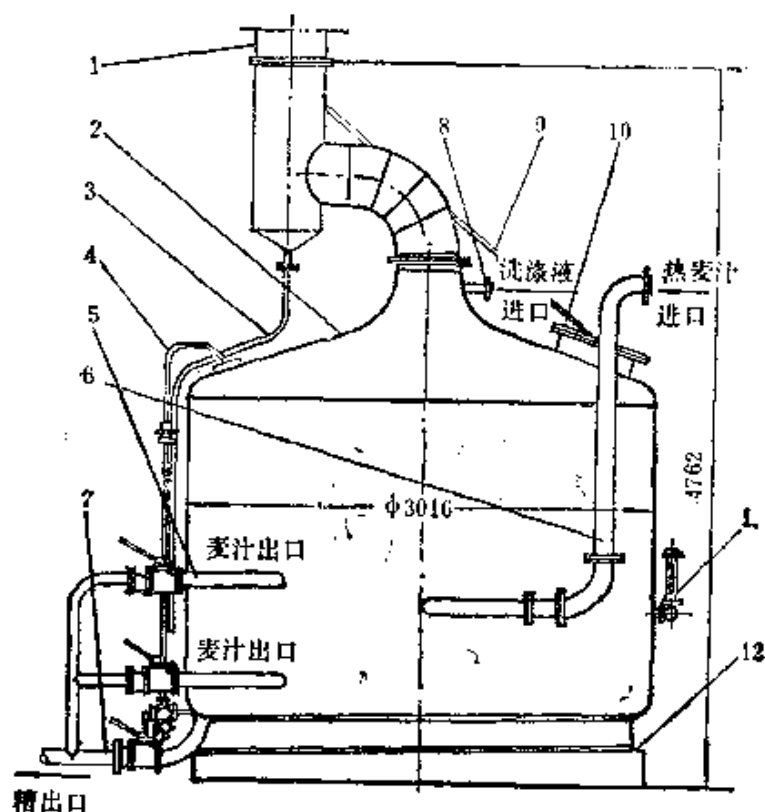


图 8-2-22 10米³回旋沉淀槽结构示意图

1—排气筒 2—槽体 3—冷凝水管 4—液位计 5—麦汁排出管 6—热麦汁管
7—排糟管 8—自动洗涤装置 9—排气筒活门 10—人孔 11—温度计 12—机座

(二) 回旋沉淀槽的有关参数

1. 液面高度与槽体直径比

$$H:D=1:2\sim 2.5$$

使用整酒花，须先经酒花分离器分离酒花，槽的直径可略缩小，但 $H:D$ 不应低于 $1:1.3$ 。

2. 进口速度

热麦汁以切线方向进入槽内，进口速度在 $4\sim 10$ 米/秒就可达到良好的分离效果。最好控制进口速度为 $7\sim 8$ 米/秒。麦汁在槽内的回旋速度应达 $8\sim 10$ 转/分。

3. 麦汁进口位置

一般设于麦汁高度的 $1/3\sim 1/2$ 处。进口位置过高，将带入多量空气，不利于麦汁回旋。

4. 麦汁出口位置

最好设三个出口导管。第一出口位于麦汁高度的2/3处,第二出口位于麦汁高度的1/10处,第三出口位于槽底最低处,同时作为排除热凝固物的出口用。

以上参数的组合,将使麦汁进槽后,维持合理的回旋时间,使热凝固物沉淀于槽底中央,有利于澄清麦汁的排放。

(三) 10米³平底回旋沉淀槽的主要规范

表 8-2-10 10米³平底回旋沉淀槽的主要规范表

名 称	10米 ³ 平底回旋沉淀槽
主要规格: 直径* (毫米)	2900
圆柱体高 (毫米)	2150
麦汁高度 (毫米)	1580
平底斜率 (‰)	2
麦汁进口位置	距槽底750毫米
麦汁进口管径 (毫米)	45
麦汁出口, 第一出口	距槽底880毫米
第二出口	距槽底200毫米
第三出口	槽底最低处
麦汁出口管径 (毫米)	80
总容积 (升)	14200
有效容积 (升)	10000
材质及碳钢厚度	A ₃ , 8毫米
工作温度 (℃)	60~100
自动清洗装置	U形喷洗器
洗滌压力 (公斤/厘米 ²)	4
泵 型	根据麦汁煮沸锅和回旋沉淀槽的位置进行选型
电动机型号	

* 该设备系试验设备, 原设计直径3200毫米, 因限于现场的位置, 改为2900毫米。

(四) 安装要求及使用说明

(1) 设备焊接采用电弧焊, 槽内壁焊缝应磨光。

(2) 自动清洗装置安装在槽的上部中央, 运转时必须平稳灵活。

(3) 麦汁进口喷射管组装时中心线应严格平行, 不平行度差 $\leq 2\%$ 米。

(4) 回旋沉淀槽的安装位置最好在麦汁煮沸锅之下, 或与麦汁煮沸锅安于同一楼层, 以免回旋沉淀槽的位置过高, 麦汁泵送时, 阻力大, 摩擦大, 使已凝固的大块沉淀物被击碎而影响热凝固物的沉淀效果。

(5) 使用整酒花, 须先经酒花分离器, 再送往回旋沉淀槽。如使用粉碎酒花, 可以省去酒花分离器。根据实践经验, 采用回旋沉淀槽的工厂, 最好使用粉碎酒花, 以免麦汁因经过酒花分离器而将热凝固物击碎, 或者酒花分离器出现堵塞现象, 从而影响麦汁的流速和沉淀效果。

(6) 采用回旋沉淀槽, 蛋白糟的沉淀比较坚实, 含水分只有80%左右, 一般不再压滤回收麦汁。

(7) 热麦汁往回旋沉淀槽打满量后, 停置30~40分钟, 使凝固物充分沉淀后, 再排放冷却。在沉淀良好的情况下, 应尽量缩短沉淀和冷却时间。

(8) 麦汁排放时, 先开第一出口阀门, 待上部澄清麦汁排出后, 再顺序开第二和第三出口阀门。

(9) 麦汁全部排放后, 沉淀的蛋白糟成丘状立于槽底中央, 比较坚实, 不易自动排出, 须用水冲洗出去。

(10) 如果需要回收蛋白糟中的残留麦汁, 可将蛋白糟冲至另一槽, 经过一振动筛, 筛出的固形物加入麦糟中处理。滤液流至另一槽, 作为下批糖化用水或洗糟用水, 但须严格控制此滤液的质量。

(11) 用泵将热麦汁送入回旋沉淀槽后, 立即用热水将管路中的麦汁顶入回旋沉淀槽中, 严禁用风或汽顶, 以免破坏回旋作用。

(12) 在操作过程中应尽量避免麦汁与空气接触，以免生成多量的羟甲基糠醛，影响麦汁的质量。

(13) 槽内不宜装有任何障碍物，以免影响麦汁的回旋作用。

(14) 使用酒花的类型对回旋沉淀槽的作用有很大影响，使用粉碎酒花较使用全酒花（须先经酒花分离器）好，其凝固物多而大，沉淀坚实，比较容易处理。

(15) 如果制备的麦汁是高浓度麦汁，因其比重大，粘度高，较低浓度麦汁的沉淀沉降慢，沉淀时间可适当延长一些。

(16) 静置时间和冷却时间应尽量缩短，避免麦汁色泽加深或羟甲基糠醛的含量增加。静置时间受麦芽质量和麦汁煮沸效果好坏的影响很大。

(17) 麦汁泵要采用止回阀，以防麦汁打完后混入空气。

三、冷 却 器

采用麦汁冷却设备的目的是将静止沉淀的热麦芽汁，冷却至 $6\sim 7^{\circ}\text{C}$ 左右，进行发酵。该设备是热交换设备的一种型式，由于啤酒生产要求既有很高的效率，又要便于清洗，因而用于啤酒生产的热交换器，过去较通用的是外喷淋式，即波形冷却器，近年来逐渐采用薄板冷却器。

（一）波形冷却器

波形冷却器是过去国内啤酒厂较广泛采用的一种冷却器。它是由很多铜管互相平行，且有规律的排列组成的，管的两端焊接于垂直波形联箱上，顶部和中部设有分流板，底部设有麦汁接受盘，其结构如图8-2-23所示。由于该种型的设备，耗铜材多，清洗不便，更主要的由于麦汁在表面流动，容易感染杂菌，所以整个室内要求严格消毒隔离。近年来已逐步淘汰，被薄板冷却器所代替。

（二）薄板冷却器

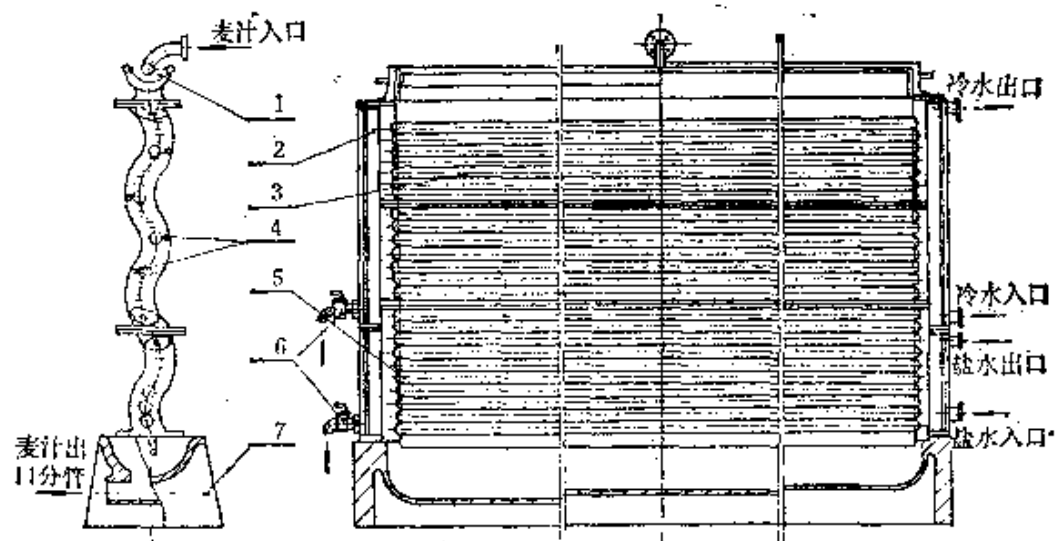


图 8-2-23 波形冷却器

- 1—麦汁分配器 2—上联板 3—冷却管 4—均流板
5—下联板 6—放水旋塞 7—麦汁接盘

该机主要特点是板间间隙很小，冷热流体以薄膜状流动，故传热效率高。由于传热壁由板片组成，因此在很小的空间内拥有很大的传热面积，机身很轻巧，易于装卸和清洗。该种冷却器不易发生流体短路现象，且是密闭操作，麦汁不受外界感染，为较理想的冷却设备。

1. 型式与结构

该机主要由固定板，中间片，活动板，后撑架，上下轴，板片以及滚轮压紧装置等构件组成。中间片把板片分成冷水冷却、冰水冷却两段。中间片和活动板借滚轮在上轴自由滑动，并通过压紧装置把板片压至需要尺寸。冷却麦芽汁通过固定板的角孔接头入口，按流程先流经冷水冷却段，穿过中间片，进入冰水冷却段，最后通过活动板角孔接头出口。全机可通过固定板和后撑架安装孔，用地脚螺钉与水泥基础连接，稳固可靠。更换密封胶垫或者清洗时需取出板片，此时只要松开压紧装置，板片向上摆动一定角度，便能立即取出，板片的清洗可用洗涤剂进行自动清

洗。其结构如图8-2-24所示。

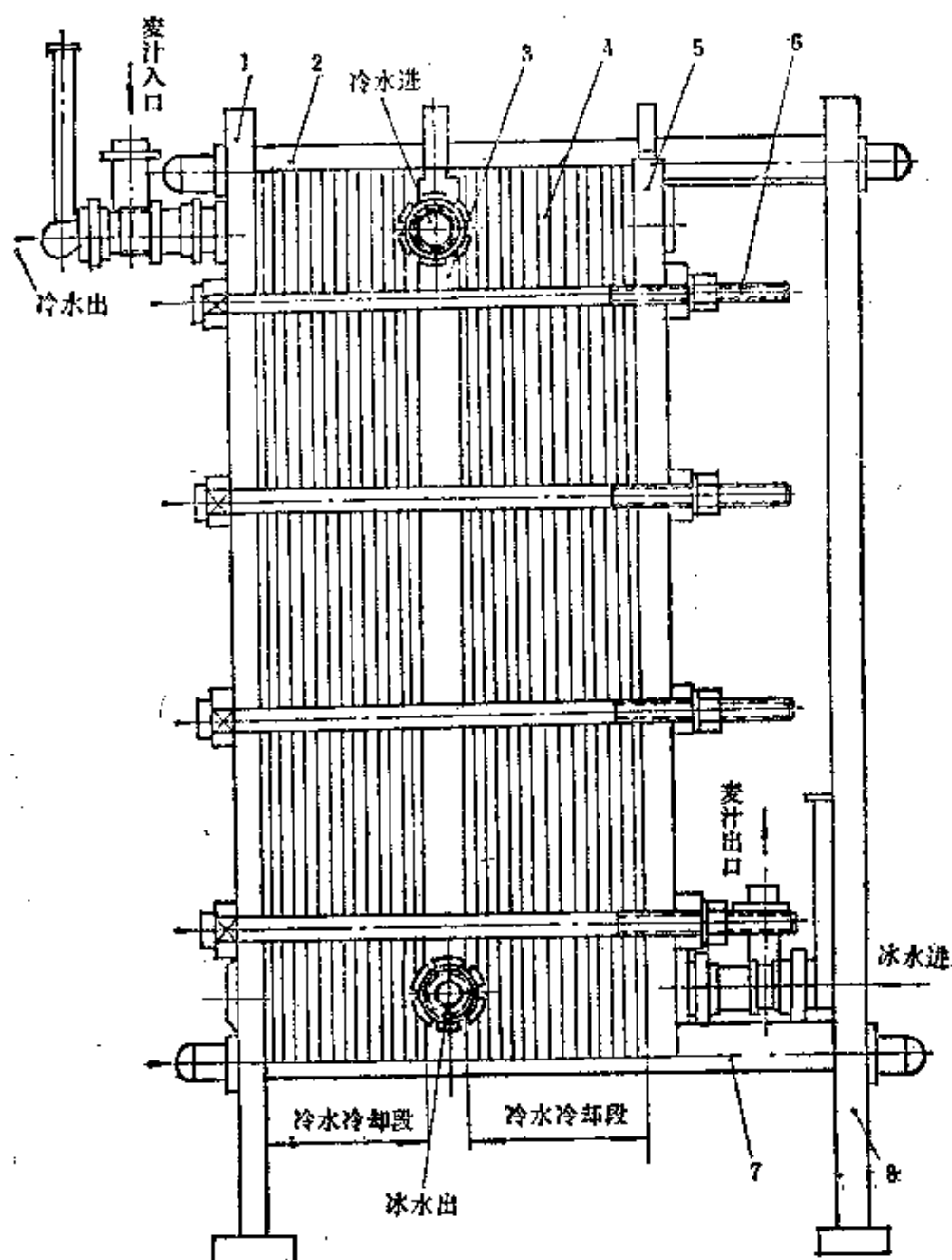


图 8-2-24 薄板冷却器

1—固定板	2—上轴	3—中间片	4—板片	5—活动板
6—夹紧螺杆	7—下轴	8—后撑架		

2. 薄板冷却器的主要规范

表 8-2-11 薄板冷却器主要规范表

系列型号	冷却能力	冷却面积	板片数	外形尺寸
	(吨/小时)	(米 ²)	(片)	长×宽×高(毫米)
SY ₂ -P-麦芽汁冷5	5	10.29	51	1014×542×1402
SY ₂ -P-麦芽汁冷8	8	16.8	80	1154×542×1402
SY ₂ -P-麦芽汁冷10	10	20	98	1244×542×1402

3. 薄板冷却器的技术性能

表 8-2-12 薄板冷却器技术性能表

麦芽汁进口温度(℃)*	60
麦芽汁出口温度(℃)	6
冷却水进口温度(℃)	25
冷却水倍数	1:3
冰水进口温度(℃)	2
冰水倍数	1:3

* 麦汁进口温度系根据采用何种沉淀设备而定。采用沉淀槽为60℃左右，采用回旋沉淀槽则为80℃以上，故薄板冷却器的能力应相应较大。

4. 板片的技术参数

表 8-2-13 板片的技术参数表

长×宽×高(毫米)	968×310×1
工作面积(米 ²)	0.21
波 纹 数	35
波 距(毫米)	22
波纹深度(毫米)	7
板间距最大(厘米)	0.4
最小	0.3
流道宽度(厘米)	28.5
当量直径(厘米)	0.6
角孔直径(毫米)	62

第四节 啤酒发酵设备

啤酒发酵主要分前发酵、后发酵两个阶段，前发酵一般是在发酵池、发酵槽或发酵罐中进行，后发酵一般在贮酒罐中进行。

一、发 酵 池

(一) 型式与结构

发酵池一般是开放式的，呈正方形或长方形。目前国内大多用水泥，也有用搪瓷、铝板或不锈钢板制成。水泥池的结构是以钢筋混凝土浇制而成，然后将池内外用水泥抹成粗糙表面，再涂适宜啤酒用的无毒涂料。若是铁板焊接成的金属槽，则槽外加设保温层，槽内表面涂上沥青或其他涂料。若是铝板或不锈钢板做成的槽，则不需要用涂料。发酵池（槽）底一边的中部设有发酵液排出口，为了控制发酵时的温度，池内装有冷却管，并备有吹风管，在酵母接种后，于麦汁中通风，供给酵母繁殖所需之氧，并使酵母在麦汁中分散均匀。发酵池的结构如图8-2-25所示。

(二) 发酵池容积的计算

$$V = KQn(1 + 0.07)(\text{米}^3)$$

式中 V ——每个发酵池的容积（米³）

Q ——每次糖化用料总量（吨）

n ——每池计划容纳制备麦汁的批数

K ——产量系数

对12°啤酒， $K \approx 5.6$ （米³/吨原料）

对10°啤酒， $K \approx 6.7$ （米³/吨原料）

0.07——余隙空间，也可取用0.1，即为7~10%。

若用啤酒的产量作为计算依据时，则可按每100升啤酒需用104升发酵池的有效容积，而后加大7~10%，或计算有效容积

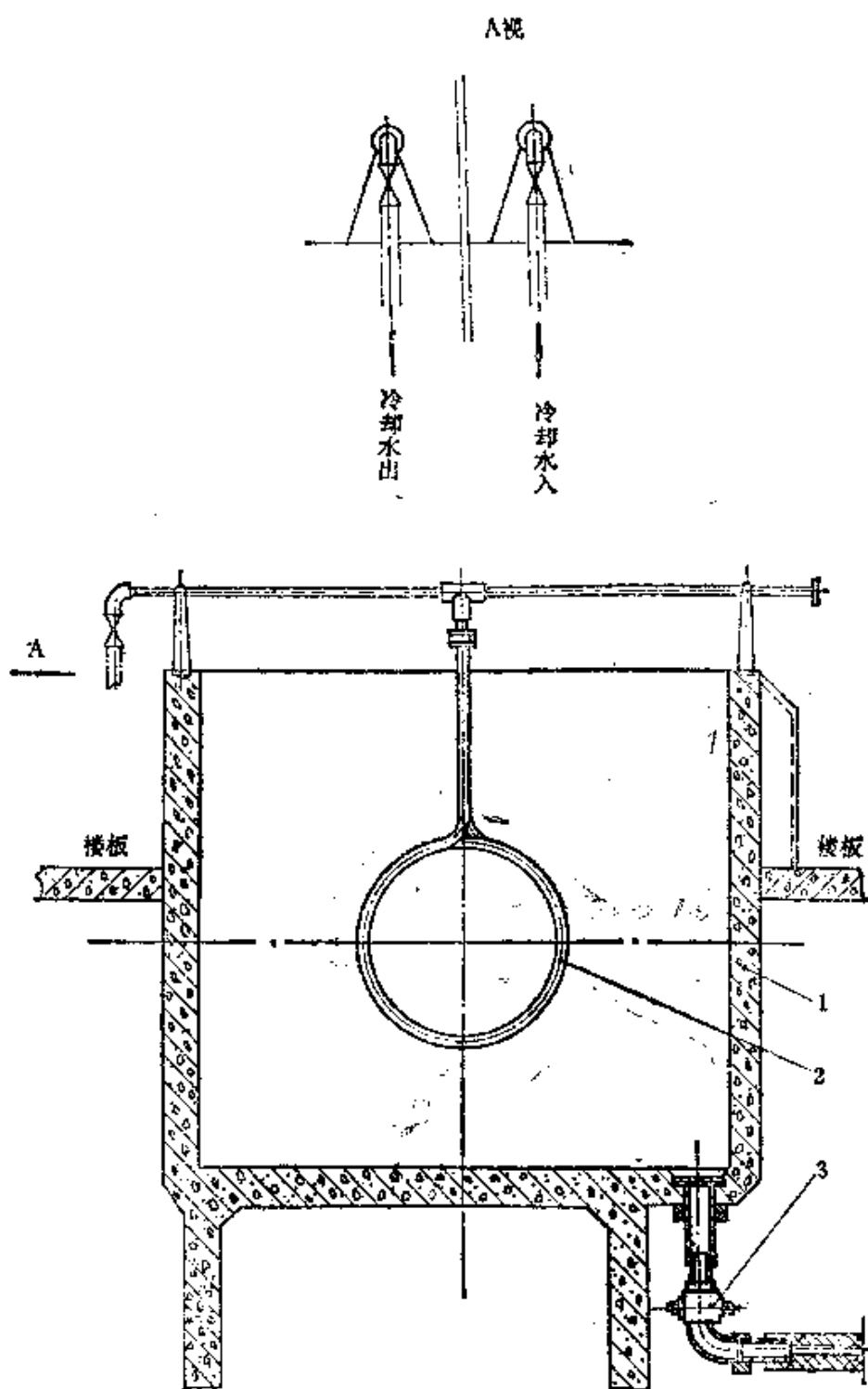


图 8-2-25 发酵池

1—发酵池体 2—冷却水管 3—出酒阀

后,最后将池高增加10~20厘米计算。

(三) 发酵池的技术特性

表 8-2-14 发酵池的技术特性表

项 目	技 术 特 性	
	水 泥 池	金属板槽
池壁厚度(毫米)	10~20	2~4
池壁保温层厚度(厘米)		10~15
池底离地面高度(厘米)	50~60	50~60
道路地面距池边高度(厘米)	70~90	70~90
池深(厘米)	100~200	100~200
长与宽的比例	1:1~2:1	1:1~2:1
池底坡度	1:20	1:20
池的总容量(米 ³)	5~30	5~30
池的有效容量(%)	90~95	90~95

二、贮 酒 罐

(一) 型式与结构

在后发酵期中为了使产生的二氧化碳尽量多地溶解于啤酒中,所以采用的贮酒罐是密闭的卧式或立式圆柱形罐。贮酒罐的材料有用木、水泥、钢、铝或不锈钢制成的,但目前国内最广泛使用的是钢板焊接的卧式贮酒罐,内部涂以适宜啤酒用的无毒涂料,罐上附有人孔、取样阀、放气阀、压力表、放酒阀。其结构如图 8-2-20 所示。

(二) 贮酒罐容积的计算

贮酒罐容量的大小应根据每次糖化生产能力计算,同时也要考虑包装能力。在正常情况下,每个贮酒罐应能容纳1/2次或1~2次糖化的麦汁量,或根据一天的啤酒包装能力计算。

1. 圆柱体部分容积

$$V_1 = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

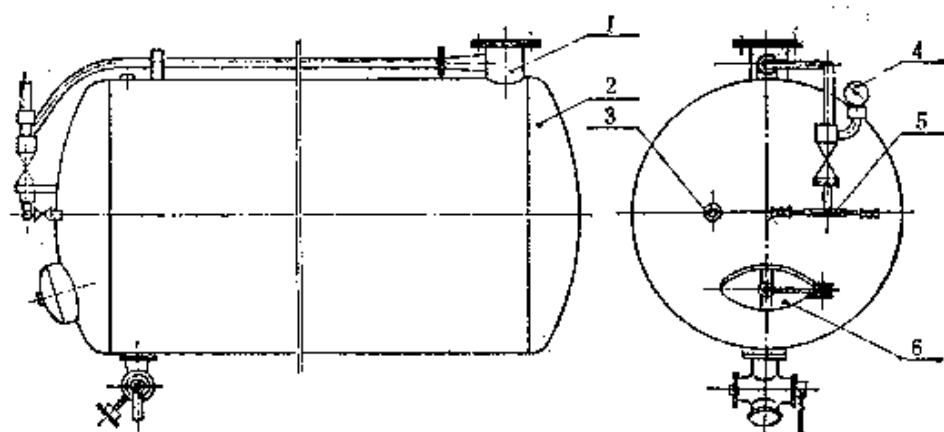


图 8-2-26 贮酒罐

1—排汽孔 2—罐身 3—采样阀 4—压力表 5—放汽
阀 6—人孔门

$$=0.785D^2H \text{ (米}^3\text{)}$$

2. 两端的椭圆形容积

$$V_2 = \frac{4\pi}{3} ah^2$$

$$=4.187ah^2 \text{ (米}^3\text{)}$$

3. 贮酒罐总容积

$$V = V_1 + V_2$$

$$=0.785D^2H + 4.187ah^2 \text{ (米}^3\text{)}$$

上式各符号之表示见图8-2-27。

V ——罐的总容积 (米³)

V_1 ——圆柱部分的容积 (米³)

V_2 ——两端的容积之和 (米³)

D ——罐的直径 (米)

H ——罐的圆柱部分高度 (米)

h ——封头高度 (米)

a ——椭圆形封头之长半径 (米)

4. 贮酒罐的有效容积 $V_{\text{有}}$ 的计算

$$V_{\text{有}} \approx 0.95V \text{ (米}^3\text{)}$$

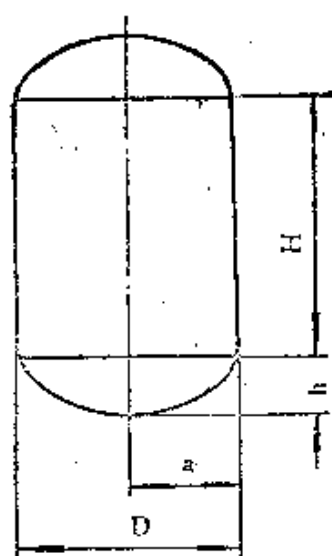


图 8-2-27 贮酒罐各项符号表示图

(三) 安装要求及使用说明

(1) 设备安装后应试水压 2.3 公斤/厘米²。

(2) 卧式罐安装应稍前倾，其倾斜度 $< 1\%$ ，便于排气和放酒，以及酵母的排出。

(3) 贮酒罐在使用中要经常检查，发现涂料有脱落时应重新涂刷，在涂刷前应将钢板表面残留的旧涂料及锈蚀打光，并将钢板烤热至 $50 \sim 60^{\circ}\text{C}$ 。

(4) 贮酒罐的工作压力为 1.5 公斤/厘米²。工作温度为 $-1 \sim 2^{\circ}\text{C}$ 或更高一些。

(四) 贮酒罐的主要规范

表 8-2-15

贮酒罐的主要规范表

名 称	15米 ³ 贮酒罐	22米 ³ 贮酒罐
图 号	J90501	J50001
有效容积 (米 ³)	15	22
工作压力 (公斤/厘米 ²)	1.5	1.5
工作温度 (°C)	$-1 \sim 3$	$-1 \sim 3$
罐身直径 (毫米)	$\phi 2600$	$\phi 2200$
罐身壁厚 (毫米)	6 (钢板)	8 (钢板)
端盖壁厚 (毫米)	8 (钢板)	10 (钢板)
重量 (公斤)	2000	3500
外形尺寸: 直径 $\times$ 高度 (毫米)	$\phi 2012 \times 5466$	$\phi 2250 \times 5850$

三、酵母培养罐

酵母培养罐是用以培养和保存种酵母的。

(一) 型式与结构

酵母培养罐是立式圆柱形容器，与酵母液接触部分均用铜板挂锡或用不锈钢制作。上端呈锥形或椭圆形的顶盖，以法兰与罐

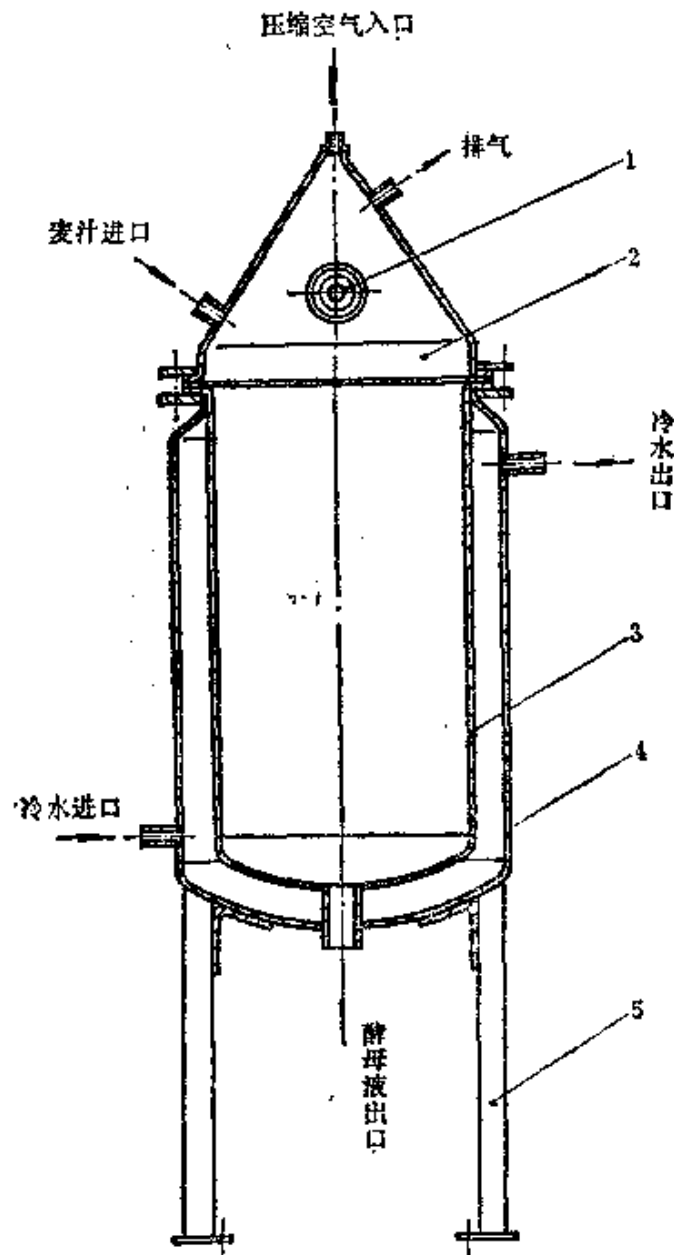


图 8-2-28 酵母培养罐

1—视镜 2—锥顶 3—罐身 4—夹套外壳 5—支脚

身连接，故可以拆开清洗。罐身上部或顶盖设有2个视镜，以观察酵母培养情况。顶盖上设有压缩空气进口及排气口、麦汁进口，下端是椭圆形底与罐身焊接，底与身均设有夹套，以便通入冰水或冷却水，使罐内保持一定的温度，以利酵母培养。新设计的酵母培养罐还设有温度计和取样旋塞。麦汁从顶盖上加入，培养后的酵母液从底中央部分排出。新型的酵母培养罐还附有水封桶，将顶盖的排气管插入桶内，防止带菌空气的污染。其结构如图8-2-28、图8-2-29所示。

(二) 有关参数

1. 有效容量 $V_{有}$

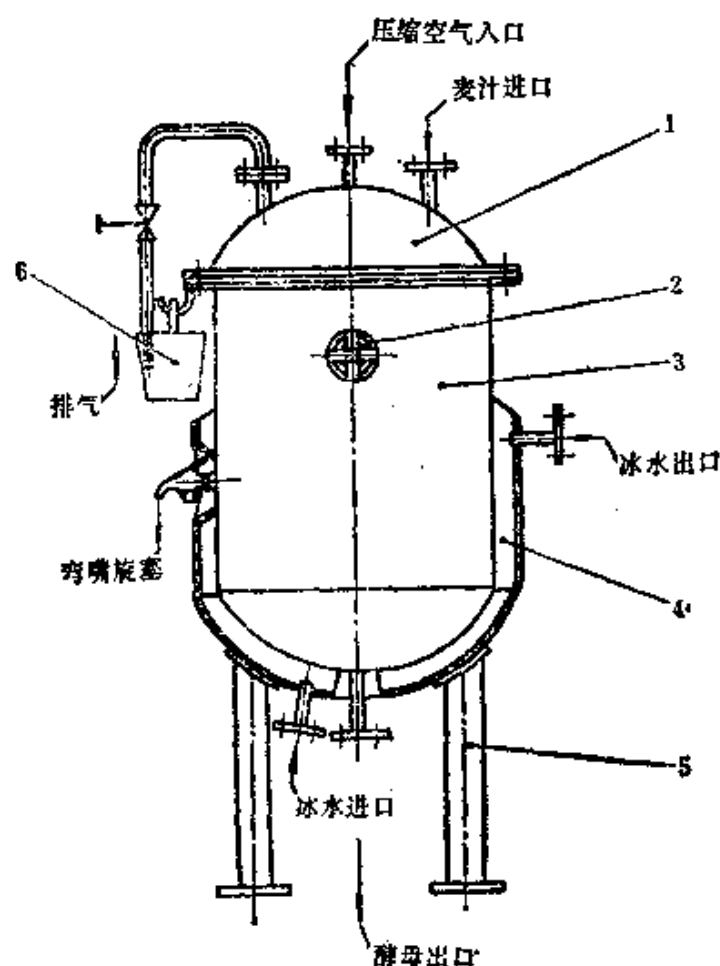


图 8-2-29 酵母培养罐

1—顶盖 2—视镜 3—罐身 4—夹套 5—支脚 6—水封桶

根据国内生产厂的实际情况，一般有效容积为全容积的70~80%。

即： $V_{有}=0.7\sim0.8V_{全}$ （米³或升）

2. 圆柱部分高度H与直径D的关系

根据国内生产厂的实际情况，为了使罐内温度均匀，取 $H=(1.2\sim1.3)D$ 。

(三) 安装要求及使用说明

(1) 酵母培养罐的工作压力：罐内：1公斤/厘米²

夹套：常压

试水压力：罐内：1.5公斤/厘米²

夹套：盛水不漏。

(2) 酵母培养罐的工作温度：发酵：10℃左右。

杂菌：~100℃。

(3) 罐顶有2个视镜，其中一个应配置灯光。

(4) 要定期检查，夹套和罐体间不能有任何渗漏现象。

(5) 在每次酵母液放清后及使用前，需打开顶盖，进行彻底清洗杀菌。

(6) 酵母培养时，要打开排气口的阀门，以便CO₂气排出。

(7) 水封桶内的水应经常更换，以保持水的清洁。

表 8-2-16

酵母培养罐的主要规范表

名 称	60升酵母培养罐	150升酵母培养罐
图 号	J91801	J91802
有效容量 (升)	60	150
工作压力 (公斤/厘米 ²)，罐内	1	1
夹 套	常压	常压
工作温度，发酵	10℃左右	10℃左右
杀菌	~100℃	~100℃
罐身内径 (毫米)	φ400	φ600
罐身壁厚 (毫米)	1.5 (紫铜板)	3.0 (紫铜板)
夹套直径 (毫米)	φ500	φ700
夹套壁厚 (毫米)	4 (钢板)	4 (钢板)
重量 (公斤)	90	197.5
外形尺寸，直径×高度 (毫米)	φ500×1400	φ716×1626

(四) 酵母培养罐的主要规范 (表8-2-16)

四、酵母扩大培养罐

酵母扩大培养罐是供酵母培养罐引出的种酵母，进一步扩大培养之用。

(一) 型式与结构

酵母扩大培养罐是用铜或不锈钢制造的立式圆柱形罐，由椭圆形盖和球形底与罐身焊制而成。其结构如图8-2-30所示。罐体上部设有2个视镜，以便观察酵母培养。并设一个人孔门，便于清

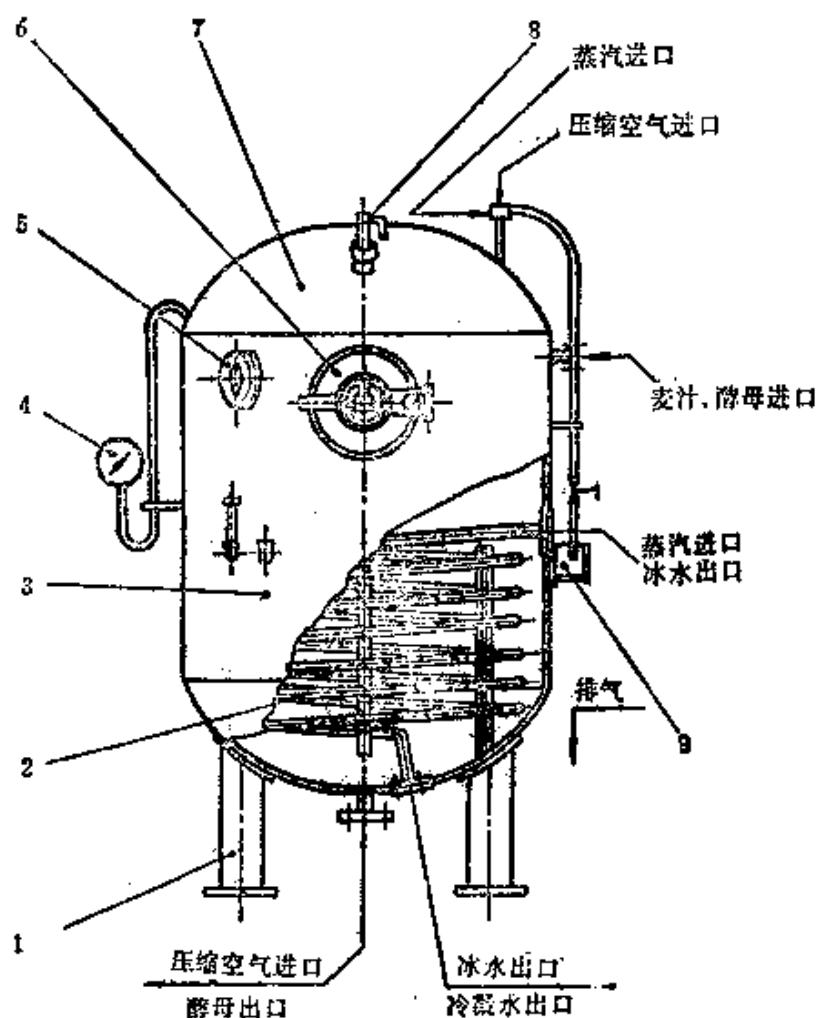


图 8-2-30 酵母扩大培养罐

- 1—支脚 2—冷却管 3—罐身 4—压力表 5—视镜 6—人孔
7—顶盖 8—安全阀 9—水封桶

洗。罐身附设温度计、取样阀及压力表，罐内有蛇管，通入冰水或冷却水，以便保持酵母培养的适宜温度。罐顶附有安全阀、压缩空气入口。麦汁从罐身上部进入，培养后的酵母液从罐底排出。CO₂气从罐顶的排气管排出，排气管插入水封桶内，防止带菌空气的污染。

(二) 有关参数

1. 有效容量V_有的确定

根据国内生产厂的实际情况，一般有效容积为全容积的70~80%。即：

$$V_{有} = 0.7 \sim 0.8 V_{全} \text{ (米}^3 \text{或升)}$$

2. 圆柱部分高度H与直径D的关系

根据国内生产厂的实际情况，为了使罐内温度均匀，取H=(1.2~1.3)D较为适宜。

(三) 安装要求及使用说明

(1) 装配后罐内需试水压1.5公斤/厘米²。

(2) 罐体上部设有2个视镜，一个应配置灯光，以便使用时观察。

(3) 定期检查冷却水管，防止渗漏。

(4) 每次使用后，均要打开人孔门进行清洗，使用前必须清洗干净并杀菌。

(5) 酵母培养时，要打开排气口的阀门，以便CO₂气排出。

(6) 水封桶内的水应经常更换，以保持水的清洁。

(四) 酵母扩大培养罐的主要规范

表 8-2-17 酵母扩大培养罐的主要规范

名 称	酵母扩大培养罐	3米 ³ 酵母扩大培养罐
图 号	I 120-03-1	J91803
有效容量 (米 ³)	1.6	3
工作压力 (公斤/厘米 ²)	1	1

续表

工作温度 (℃)	10左右	10左右
罐身直径 (毫米)	φ1400	φ1600
罐壁厚度 (毫米)	3 (紫铜板)	4 (紫铜板)
重量 (公斤)	520	738
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ1760×3247	φ2000×2812

五. 麦汁杀菌罐

麦汁杀菌罐是用蒸汽间接加热麦汁, 使麦汁煮沸灭菌, 进而冷却麦汁, 供酵母培养用。

(一) 型式与结构

麦汁杀菌罐是用紫铜板制的圆柱形罐, 由球底及碟盖用法兰与罐身连接, 便于拆洗维修。顶盖上设有安全阀及压力表, 罐身上部装两个视镜, 罐身设有温度计及采样旋塞, 麦汁从罐身上部进, 杀菌后的麦汁由罐底排出。罐内设有蛇管装置, 通入蒸汽或冷却水, 用于麦汁的杀菌或冷却。其结构如图8-2-31所示。

(二) 麦汁杀菌罐容量大小的确定

麦汁杀菌罐的有效容量, 考虑便于操作, 一般与酵母培养罐相等。

(三) 安装要求及使用说明

(1) 装配后罐内试水压力 1 公斤/厘米², 蛇管内试水压力 1.5 公斤/厘米²。

(2) 装配后应安放平稳, 底座应与预埋钢板点焊固定。

(3) 罐体上部设有两个视镜, 其中一个应配置灯光, 以便使用时观察。

(4) 每次使用后, 均需打开罐盖刷洗干净。

(5) 要定期检查蛇管装置, 防止渗漏。

(四) 麦汁杀菌罐的主要规范

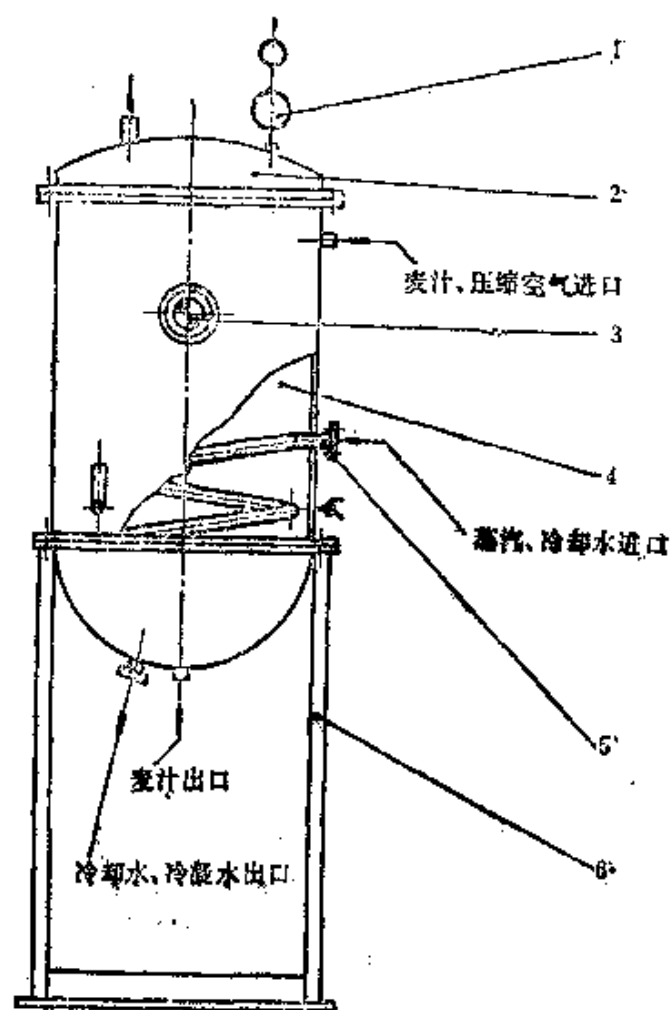


图 8-2-31 麦汁杀菌罐

1—压力表 2—顶盖 3—视镜 4—罐身 5—冷却管 6—支脚

表 8-2-18

麦汁杀菌罐的主要规范表

名 称	麦汁杀菌罐
图 号	J91701
有效容量 (升)	150
工作压力 (公斤/厘米 ²), 罐内	0.5
蛇管内	1
工作温度, 杀菌 (℃)	不低于100
冷却 (℃)	10左右

续表

罐身直径 (毫米)	$\phi 550$
罐壁厚度 (毫米)	2 (紫铜板)
重量 (公斤)	160
外形尺寸, 直径 $\times$ 高度 (毫米)	$\phi 690 \times 2100$

六、酵母洗涤槽

酵母洗涤槽是供发酵池中回收作种母的酵母泥漂洗和贮存之用。

(一) 型式与结构

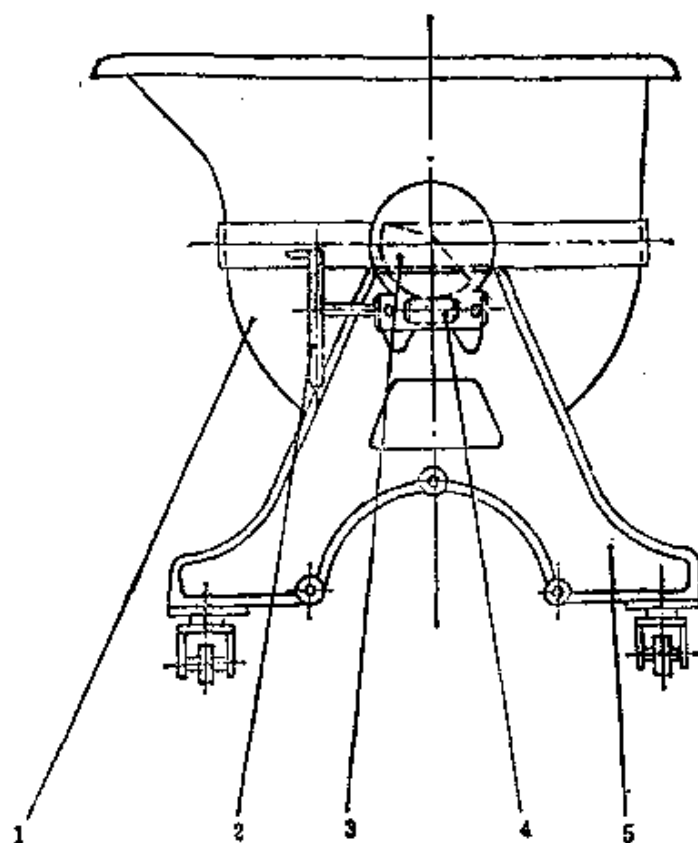


图 8-2-32 酵母洗涤槽

1—槽体 2—手轮 3—扇形蜗轮 4—蜗轮 5—机架

酵母洗涤槽是一个开口式的球形槽，槽体上焊有两个轴，支承在机架上，并设有扇形蜗轮和蜗轮轴，由手轮转动，使槽体倾斜而排料。机架底下装有4只车轮，整个槽可以灵活推动。其结构如图8-2-32所示。酵母洗涤槽的材质可采用铜、铝、不锈钢或搪瓷等。

(二) 酵母洗涤槽容量大小的确定

酵母洗涤槽的容量，一般不超过500升，容量过大，会引起操作困难，容量太小需增多设备数量。

(三) 安装要求及使用说明

(1) 安装后槽内应盛水不漏。

(2) 槽体两端轴与机架轴承的装配，需校正中心线，使转动手轮后，槽体能回转轻巧。

(3) 车轮及轴承，蜗杆与蜗轮等运转接触面，应保持良好的润滑。

(四) 酵母洗涤槽的主要规范

表 8-2-19 酵母洗涤槽的主要规范表

名 称	酵母洗涤槽
图 号	J91601
容积 (升)	370
槽直径 (毫米)	$\phi 1000$
球底半径 (毫米)	R445
球底壁厚 (毫米)	5 (铝板)
重量 (公斤)	198
外形尺寸: 直径 $\times$ 高度 (毫米)	$\phi 1377 \times 1005$

七、圆柱锥底发酵罐

简称锥形罐。此种罐是七十年代开始盛行的大型发酵罐，其

优点是结构简单，可以自身绝缘保温，置于露天以节约冷库面积，易于实现自动控制，投资费用及生产费用较低，发酵周期短，便于回收酵母和回收 CO_2 ，可以进行原位清洗，改善劳动条件和卫生条件，可作前、后发酵用，适用于较大型的工厂。

(一) 型式与结构

圆柱锥底罐有多种规格。其直径与高度(指圆柱体部分)之比范围较大，根据实践经验 $D:H=1:1.5\sim 6$ 均可取得良好的发酵效果。但一般罐体不宜过高，特别是在没有设置酵母离心机的情况下，更不宜过高，以免酵母沉降不下来，影响过滤。罐的直径相对大一些，材料利用率高一些，洗涤面积相对较小，酵母沉降相对较快，这是其比较合理的一面。但直径过大，则罐的有效容积利用率低，占地面积大，施工和运输也有一定的困难。因此，控制直径与高度之比在 $1:2\sim 4$ 的范围内是比较合适的。锥底角度一般采用 $60\sim 85^\circ$ ，以有利于酵母的排放为度。

圆柱锥底罐本身设置冷却夹套，进行冷却。其圆柱体部分的冷却夹套一般分为 $2\sim 4$ 段冷却，视罐体高度而定；圆锥部分根据要求可设或不设冷却夹套。冷却面积则根据工艺上的降温要求而定。冷媒多采用乙二醇或酒精溶液。近年来国际上大型的圆柱锥底罐则多采用氨(直接蒸发)为冷媒。其优点是消耗能量低，管径小，省去一套制冷过程，投资费用不高，而生产费用可以大大降低。

为了避免承受过高的罐压，圆柱锥底罐可设安全阀。如果采用 CO_2 为背压，为了避免用碱液清洗时形成负压，可考虑设置真空阀。罐内设原位清洗装置。如考虑放置于露天，应作好罐体的保温绝缘设施，罐体绝缘材料采用聚氨酯泡沫塑料、聚苯乙烯或软木均可，厚度 $100\sim 200$ 毫米左右，根据地区气候而定。兹以一 52米^3 的圆柱锥底罐为例说明其结构(见图8-2-33)。

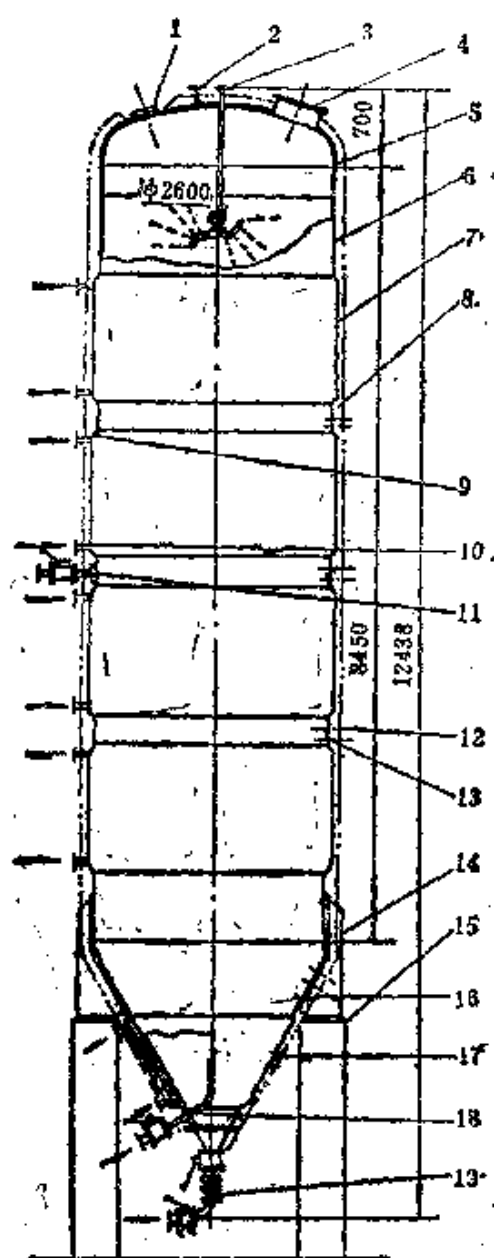


图 8-2-33 52米³圆柱锥底罐结构示意图

1—视镜 2—CO₂排出管 3—原位洗涤器 4—人孔 5—封头
 6—罐身 7—冷却夹套 8—保温层 9—冷却排出管 10—冷却
 进入管 11—中间浓液排出管 12—取料管 13—温度计
 14—支脚 15—基柱 16—锥底 17—锥底冷却夹套 18—底部
 浓液排出管 19—麦汁进口、酒液出口、酵母排放口

(二) 52米³圆柱锥底发酵罐的主要规范

表 8-2-20 52米³圆柱锥底发酵罐的主要规范表

名 称	52米 ³ 圆柱锥底发酵罐
罐体规格, 直径 (毫米)	2600
柱体高度 (毫米)	8450
总高度 (毫米)	11447
圆锥角 (°)	60
总容积 (米 ³)	52.48
有效容积 (米 ³)	
主发酵 (利用率85%)	44.6
后发酵 (利用率95%)	49.8
材 质	A ₁
钢板厚度, 圆柱部分 (毫米)	8
上封头及圆锥部分 (毫米)	10
工作压力 (公斤/厘米 ²), 罐内	2
夹套	2
冷却型式	多段夹套冷却
冷 媒	25%酒精溶液 (-3~-4℃)
冷却面积 (米 ²)*	48.48
工作温度 (℃), 罐内	0~12
夹套	-4~-3
外壁保温层	聚氨酯硬质泡沫塑料
内壁涂料	聚氨酯啤酒专用漆
滤酒装置	锥底侧面安装一出酒管
洗涤装置	原位喷射清洗器 (1G18Ni8Ti不锈钢), 工作压力4~5公斤/厘米 ²
过滤送酒装置	可调式自控定压滤酒器一套, 啤酒过滤 时, 免致搅动锥底沉淀而稳定过滤速度

* 冷却面积, 该设备系试验设备, 为适应工艺上较大的温度变化要求, 冷却面设计较大, 按一般工艺要求, 普通钢罐可按每吨酒0.6米²左右的冷却面积考虑。

(三) 辅助设备及自控设施

辅助设备主要包括: 洗涤液贮罐, 罐体及管路杀菌用的甲醛

罐，空气过滤器及进出酒泵，洗涤液泵和洗液回收泵等。

圆柱锥底罐的容量大，体形高，人工操作不便，应设置起码的自控系统进行监控，如温度和工作压力的自动控制以及液位显示等。此52米³试验罐的自控系统所采取的仪表名称及规格如表8-2-21所示。

表 8-2-21 52米³试验罐所采用仪表的名称及规格表

件 号	型 号	规 格	仪 表 名 称	安 装 地 点
T103	731-23	$\phi 25-220V$	电动调节仪	现 场
T102	XCT-112	$-10+20^{\circ}C$	动圈指示调节仪	操作台
T101	W2G-210	GL=650	铜热电阻	现 场
P103	731-23	$\phi 25-220V$	电阻调节阀	现 场
P102	DXB-113	$0\sim 16kg^{+}/cm^{2}$	单针指示报警器	操作台
P101	DBY-121	$0\sim 16kg^{+}/cm^{2}$	压力变送器	现 场
H102	DXZ-110	$0\sim 6M$	单针指示仪	操作台
H101	DBC-331	$0\sim 6000m/mH_2O$	差压变送器	现 场

(四) 安装要求及使用说明

(1) 罐体焊接后，罐体内壁焊缝应磨光。

(2) 设备安装后，罐内及夹套内分别试水压3.0公斤/厘米²。

(3) 冷媒进口管应装有压力表和安全阀，进入压力限在2公斤/厘米²以下。排出管上应装有止回阀。如有几条进出口管，可分别集中于一总管上输送。

(4) 露天锥形发酵罐的体积是比较大的，为了解决运输困难，一般是现场加工后安装。在罐体组装的同时进行钢筋混凝土支座的建筑，待罐体组装成型后即进行安装。如果是大型的不锈钢罐，可先将锥底部分安装于支座上，最后将罐体吊装于锥底上，焊接成罐。

(5) 如果采用聚氨酯泡沫塑料作为保温层, 可采用直接喷涂的办法, 外层用水泥抹平, 或采用成型的聚氨酯泡沫塑料进行敷装。聚氨酯的厚度约为100~200毫米, 视地区气候而定, 为了罐型美观和牢固, 保温层外部可加设铝制外套, 这样投资费用要稍高一些。

(6) 圆柱锥底罐的罐体高, 安装时要考虑好支座和地基的承重问题以及防震和防风等措施问题。

(7) 罐体的锥部应置于室内, 其酒液出口离地高度以便于操作为度。洗涤剂及灭菌剂罐以及配套的泵和自控装置亦均置于室内。此室为单层结构, 常温, 室内地面及墙壁应光洁, 易洗刷, 地面要求耐腐蚀。室内对罐体承重的结构既要牢固, 又须注意美观和操作方便, 尽量避免过多的立柱。罐体的露天部分可设简易操作台, 便于操作。

(8) 罐壁的冷却可采用夹套型式(内设导流板), 也可采用环管型式。冷媒可采用氨、乙二醇或酒精。一般较大的罐多采用氨直接蒸发的办法, 即在自动控制的循环温度下, 氨在夹层中部分蒸发进行冷却。较小的罐多采用乙二醇或酒精。当锥形罐用于前发酵时, 冷媒温度一般控制在 -4°C , 用于后发酵时, 则控制在 $-2\sim-3^{\circ}\text{C}$ 。

(9) 圆柱锥底罐的容量应和糖化设备密切配合起来, 最好在12小时内连续满罐。满罐时间过长, 啤酒的双乙酰含量将显著增高, 这样将延长整个生产周期。圆柱锥底罐的容量还须与包装设备配合起来, 如果包装能力小而配备大型锥形发酵罐, 势必一罐酒分几天装, 这样将大大损害了成品啤酒的质量。

(10) 酵母的添加以分批添加为好。一次添加酵母, 操作比较方便, 发酵起发快, 污染机会少。但是一次添加酵母后, 在以后几批糖化麦汁加入时, 酵母容易移位至上层, 形成上下层酵母不均匀的现象。

(11) 如果采用单罐发酵法, 酵母的回收一般分三次进行:

第一次在主发酵完毕时进行；第二次在后发酵降温之前进行；第三次在滤酒前进行。前二次回收的酵母浓度高，可以选留部分作为下批接种用。留用的酵母如不洗涤，可以采用循环泵送或通风的办法排除酵母中的 CO_2 ，使酵母维持良好的生理状态。

(12) 为了滤酒时罐底部混酒不至于先排出，罐内设置一出酒短管，其长度以高出混酒液面即可，使滤酒时上部澄清良好的酒先排出，最后才将底部混酒由罐底出口引出。

(13) 出酒之后，发酵罐应立即进行自动清洗，洗罐程序为：①清水喷洗；②3%的80℃热碱水喷洗；③清水喷洗；④2%的甲醛溶液喷洗；⑤清水彻底喷洗。

(14) 圆柱锥底罐作为前发酵罐用，因须保留一部分泡沫空间，其有效容积只有85%左右。作为后发酵罐用，其有效容积可达95%左右。如果采用“单罐发酵法”，在后发酵阶段，应以其它罐的酒补充进去，以充分利用罐的容积。

(15) 洗涤喷射器应安装于罐体的上部中央，具体位置要能使喷出之水最有力地射到罐壁结垢最秽的地方。洗涤装置的运转必须平稳灵活，洗涤操作必须严格执行。

(16) 一般在原料质量、糖化和发酵条件都正常的条件下，罐体虽高一些，也不至于出现不好过滤的问题。啤酒不好过滤虽然与酵母沉降不好有些关系，更重要的是与麦芽的质量有关。因此，采用大型的贮酒罐，对麦芽的质量应有一定的要求。

八、大直径露天贮酒罐

大直径罐也是大型露天贮酒罐的一种。其直径与罐高之比远较圆柱锥底罐为大。由于罐的高度较低，适于作后发酵贮酒罐用。大直径罐一般只要求贮酒保温，没有较大的降温要求，因此其冷却系统的冷却面积远较圆柱锥底罐为小。安装基础也较前者简单。

(一) 型式与结构

大直径罐基本是一柱形罐，略带浅锥形底，便于回收酵母等沉淀物和排除洗涤水。因其表面积与容量之比较小，罐的造价较低。冷却夹套只有一段，位于罐的中上部，上部酒液冷却后，沿罐壁下降，底部酒液从罐中心上升，形成自然对流，因此罐的直径虽大，仍能保持罐内温度均匀。锥角较大，以能排放酵母为度。罐顶可设安全阀，必要时设真空阀。罐内设自动清洗装置，并设浮球带动一出酒管，滤酒时可以使上部澄清酒液先流出。如果需要加强酒液的对流，可在罐的底部加设一 CO_2 喷射环。环上 CO_2 喷射眼的孔径为1毫米以下。该罐外部以聚氨酯为保温材料

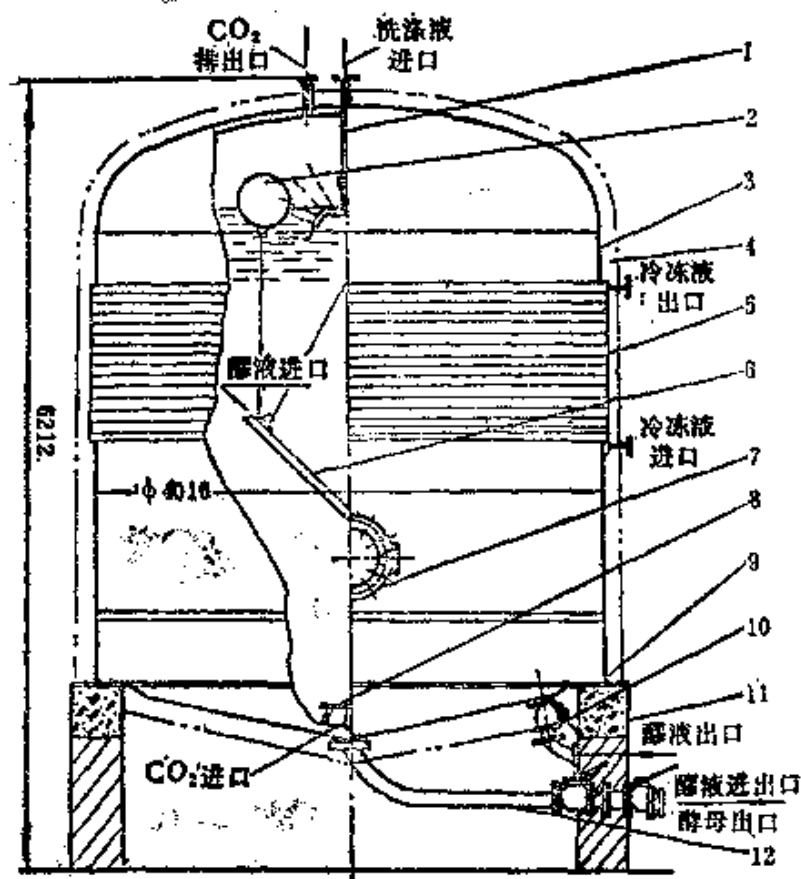


图 8-2-34 54米³大直径贮酒罐结构示意图

- 1—自动洗涤装置 2—浮球 3—罐体 4—保温层 5—冷却夹套
6—可移动输酒管 7—人孔 8— CO_2 喷射环 9—支脚 10—酒液排出阀
11—机座 12—酒液进出口管（酵母排出管）

料，厚度100~200毫米左右，视地区气候而定。兹以 -54米^3 的大直径贮酒罐为例说明其结构（见图8-2-34）。

（二） 54米^3 大直径罐的主要规范

表 8-2-22

54米^3 大直径罐主要规范表

名 称	54米^3 大直径贮酒罐
罐体规格：直径（毫米）	4000
圆柱体高度（毫米）	2960
总高度（毫米）	4982
圆锥角	155°
总容积（ 米^3 ）	54
有效容积（95%， 米^3 ）	51.3
罐体材质	A ₃
钢板厚度：圆柱部分（毫米）	8
上封头及圆锥部分（毫米）	8
工作压力（公斤/厘米 ² ）：罐内	0~1.5
夹套	1.5
冷却型式	一段冷却
工作温度（℃）：罐内	0~12
夹套	-3~-2
夹套直径（毫米）	4230
冷却面积（ 米^2 ）	15.14
冷 媒	25%酒精溶液（-2~-3℃）
外壁保温层	聚氨酯硬质泡沫塑料
内壁表面涂料	环氧树脂
出酒装置	浮球可动式出酒管
洗涤装置	原位喷射洗涤器（1Cr18Ni3Ti不锈钢）
	工作压力4~5公斤/厘米 ²

其余设施如过滤送酒装置、辅助设备及自控系统均与圆柱锥底罐相同。其自控系统流程示意图如图8-2-35所示。

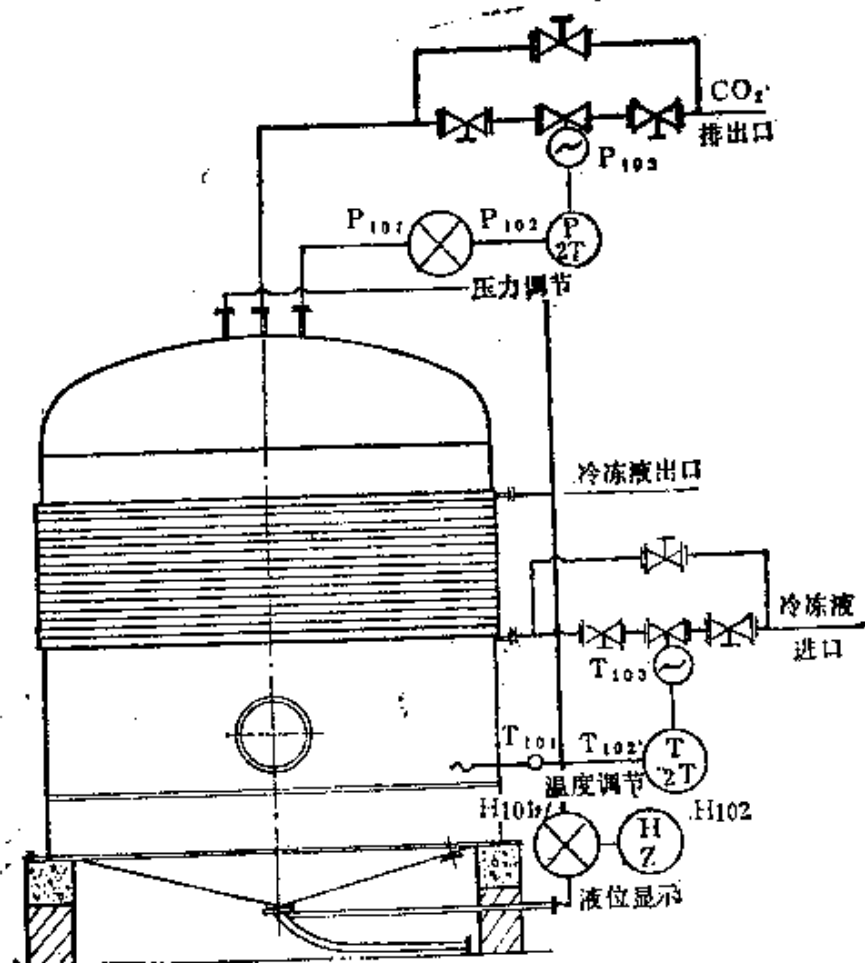


图 8-2-35 54米³露天贮酒罐自控系统流程示意图
自控仪表图形说明:

序号	图形	名称	备注
1		变送器	
2		手动阀门	
3		电动调节阀	
4		感温元件	
5		盘装仪表	

横线下部: T—调节, Z—指示 横线上部: T—温度, P—压力, H—液位

(三) 安装要求及使用说明

(1) 罐体焊接后, 罐体内壁焊缝应磨光。

(2) 设备安装后, 罐内及夹套分别试水压2.5公斤/厘米²

(3) 自动洗涤装置及浮球装置运转时应平稳灵活。

(4) 大直径罐可全部置于露天, 支座具有一定高度, 便于操作。两排罐之间可设简易通道, 罐的进出口引入通道内, 便于操作。

(5) 罐底所设喷射环的作用是为了加强冷却时酒液的自然对流, 改善热的传导和加速酵母的沉降, 同时也起到CO₂洗涤, 以排除不良的挥发性物质的作用。在没有CO₂来源的工厂, 可以不必安装此项装置。

第三章 啤酒过滤及包装设备

第一节 啤酒过滤及滤棉处理设备

啤酒在装瓶前必须进行过滤，才能使啤酒清亮透明。目前国内的啤酒厂均采用滤棉过滤机，并附有滤棉处理设备，使过滤用的棉饼能反复使用。现将这一过程的设备分别介绍如下：

一、滤棉过滤机

发酵后的啤酒内含有一定数量的酵母蛋白质和酒花树脂等悬浮微粒，须经过滤除去，啤酒才能清亮透明。

(一) 型式与结构

滤棉过滤机是板框式压滤机的一种，材质一般都用铸铜，也有用铸铁外加涂料的。其外形结构一般呈圆形，有利于过滤棉饼的压制。机体本身是由可移动的支架和一套滤板组成，其结构如图8-3-1所示。滤板为一圆盘形铸造加工件，使用时把过滤棉饼

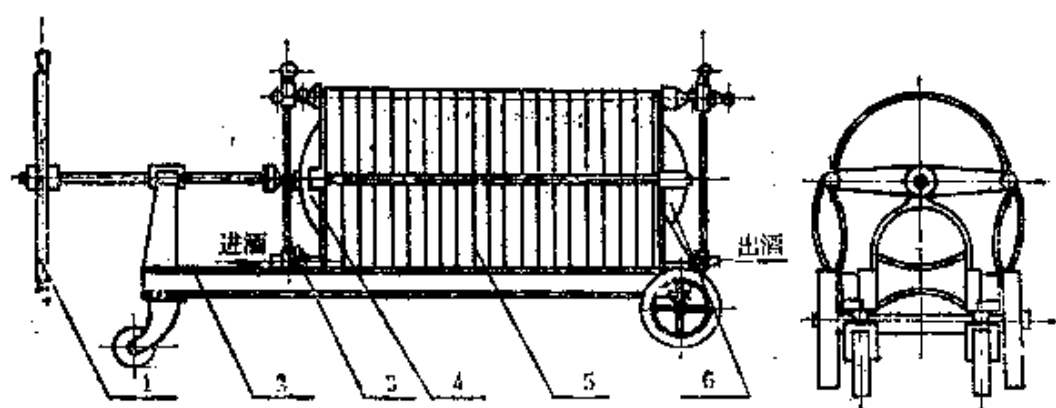


图 8-3-1 滤棉过滤机

1—手轮 2—机架 3—液位指示器 4—头板 5—滤板 6—尾板

装在盘内，盘的两面均铸有同心圆的环形沟槽，全部滤板按奇数滤板和偶数滤板相间排列，用胶垫密封。滤板的上下端各有一对开通孔环形突出部分，其中上下有一对开有潜沟，与滤板的两个面相通。奇偶数滤板开沟相异，因而形成两组物料通道，物料沿其中一组进入，通过奇数滤板潜沟进入滤板两面，穿过棉饼进行过滤，然后经过偶数滤板潜沟流入另一组物料通道而流出，其流程关系如图8-3-2所示。

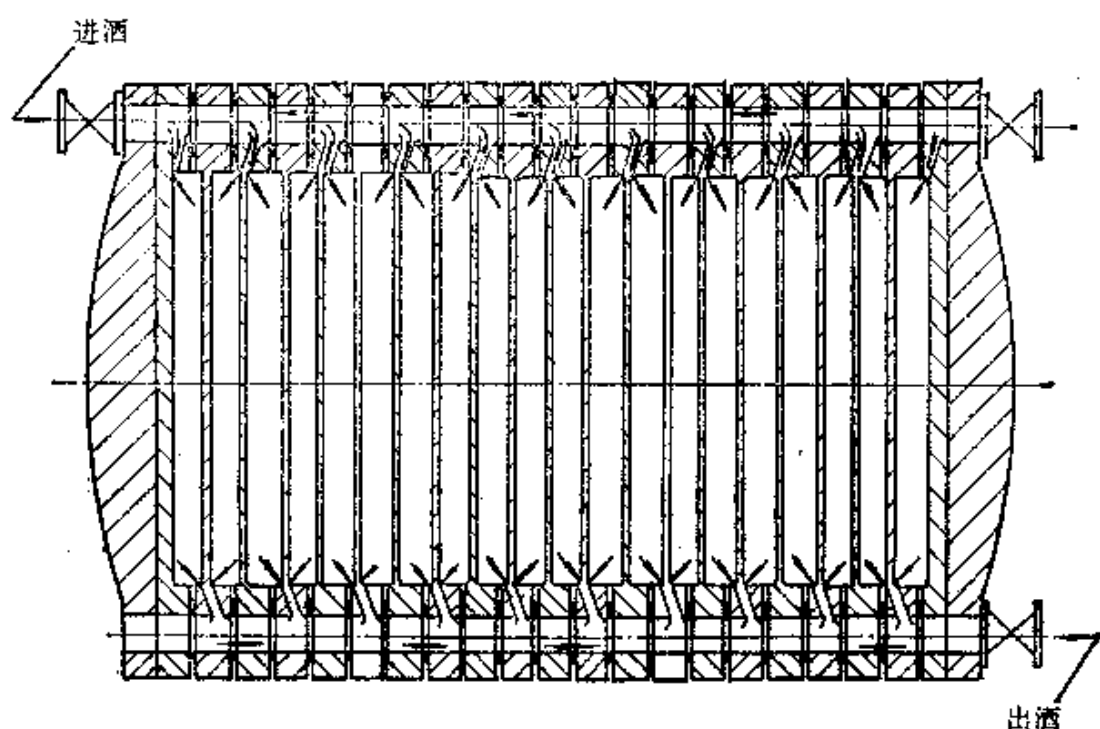


图 8-3-2 单滤流程图

本设备附有挡片一对，在进行复滤时，将此挡片装在偶数滤板的进酒通道适当位置上，即可改变流程，进行复滤。其流程关系如图8-3-3所示。

复滤和单滤，其酒的出口位置不相同，各个进出口上都装有视镜、取样阀和压力表。

头板与尾板装在二端，其间用二根圆柱导杆连接，滤板即搁在此导杆上，机头上装有一个螺杆和手轮，螺杆顶端与装在头板

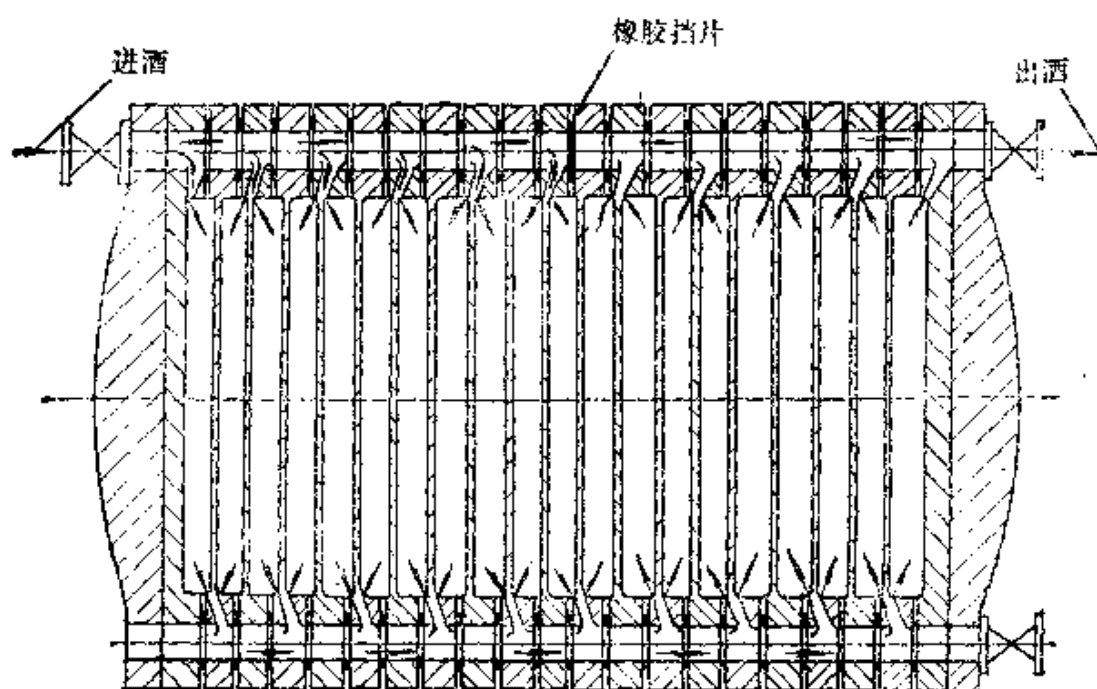


图 8-3-3 复滤流程图

上的接管装置相连，转动手轮使螺杆前进或后退，带动头板压紧或松开整个过滤装置。

(二) 棉饼过滤机生产能力的计算

1. 每小时平均所得的滤液量

$$V_{\text{时}} = \frac{V}{\tau + \tau_{\text{洗}} + \tau_{\text{备}}}$$

$$= \frac{V}{\Sigma \tau} \quad (\text{米}^3/\text{时})$$

式中 V ——总滤液量 (米³)

$V_{\text{时}}$ ——生产能力，即每小时平均所得的滤液量 (米³/时)

$\Sigma \tau$ ——循环操作周期的总时间 (时)

τ ——过滤时间 (时)

$\tau_{\text{洗}}$ ——洗涤时间 (时)

$\tau_{\text{备}}$ ——卸装等所耗时间 (时)

2. 每班生产能力

在已有的啤酒过滤机中，求其每班(8小时)生产能力(米³)。

对同一种滤液来说，在单位时间内影响过滤机生产能力的大小，主要是过滤机的滤板直径和数量。

$$V_{\text{班}} = QnF\tau \text{ (米}^3\text{)}$$

式中 Q ——为 1 米² 过滤面，每小时通过的滤液量 (米³/小时·米²)

根据经验数据一般取：

单效过滤机 $Q = 0.5 \sim 0.8 \text{ 米}^3/\text{小时} \cdot \text{米}^2$

双效过滤机 $Q = 0.8 \sim 1.2 \text{ 米}^3/\text{小时} \cdot \text{米}^2$

n ——滤板数量

F ——每块滤板的面积 (米²)

圆形的滤板则 $F = 0.785 D^2 \text{ (米}^2\text{)}$

D ——滤板直径 (米)

τ ——过滤时间，每班以 8 小时计。

(三) 过滤板直径及滤板数量的确定

根据一般生产实践，过滤板的直径约 500~550 毫米较合适，目前国内设计的过滤板内直径多为 500 毫米，过滤板的数量常用 20 片。

(四) 安装要求及使用说明

(1) 本机全部奇数滤板和偶数滤板应相间排列，安装后要求试水压 3.5 公斤/厘米²，试水压不漏后，各滤板按顺序编上号码。

(2) 若过滤物料较少时，可以减少使用过滤板的片数，将接杆装在头板和限位装置之间，这样等于加长了螺杆，从而可以减少过滤板的数量。注意接杆装接必需正直牢固，撑杆的安装位置也要相应变动。

(3) 安装后应试机，要求整机移动方便，手轮应转动灵活，在使用手轮压紧滤板时，不得加用套杆。

(4) 本机使用一定规格的棉饼作过滤层，因此在选用本机时，需配用相应的洗棉机与压棉机。

(5) 若物料沉淀物较多时，复滤中初滤使用滤板的片数应较复滤多。挡片位置应根据经验适当选定。

(6) 本机进料如采用泵时，要求压头平稳。

(7) 进出口接管根据接管要求，在现场配制。

(8) 使用时，将过滤棉饼装在滤板的圆盘内，棉饼装妥后，用螺杆顶好，不得过紧。

(9) 过滤机的进口与出口压力一般相差0.3个大气压，如果过滤不通顺，则进口压力上升，当压力差达到1.5~2个大气压时，则过滤就很困难，应更新滤棉。

(10) 滤棉在每次使用后必须洗涤，否则很易引起细菌污染和失去过滤能力，使酒液过滤不清。

(11) 本机在使用前必须用刷子将各部刷洗干净，内外用水冲洗。

(五) 滤棉过滤机的主要规范

表 8-3-1 滤棉过滤机的主要规范表

名 称	φ500×20片滤棉过滤机	φ500×12片滤棉过滤机
图 号	J42301	J42302
过滤棉饼数量 (块)	20	12
过滤面积: 单块 (米 ²)	0.1964	0.1964
总面积 (米 ²)	3.9	2.4
入酒压力 (公斤/厘米 ²)	2.5以下	2.5以下
重量 (公斤)	1585	1161
外形尺寸: 长×宽×高 (毫米)	2750×980×1194	2133×930×1194

二、洗 棉 机

本机专供洗涤过滤用之棉饼。

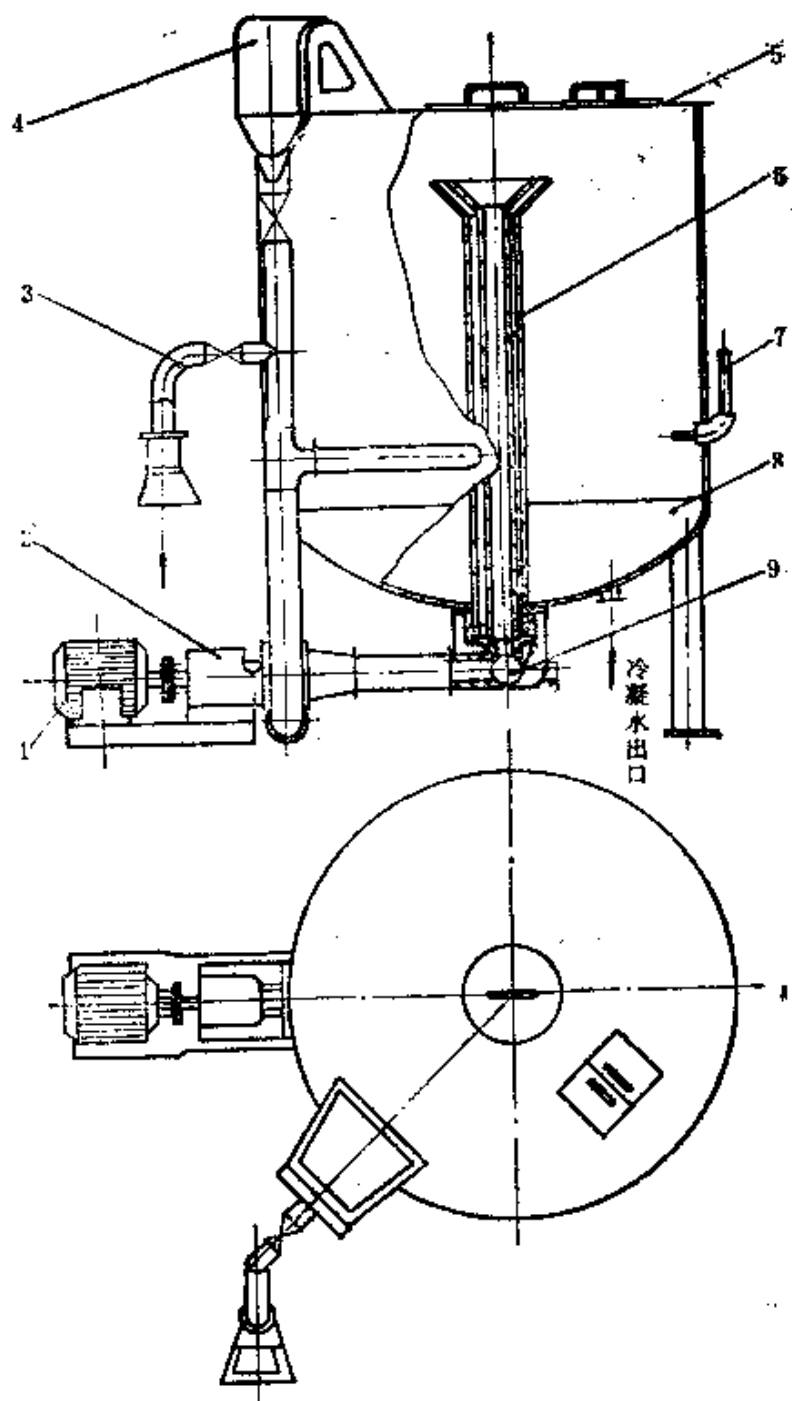


图 8-3-4 洗棉机

- 1—电动机 2—棉水泵 3—摆动流槽 4—循环斗
5—盖 6—中心管 7—温度计 8—机身 9—出棉口

(一) 型式与结构

本机身是由钢板焊成的、带有蒸汽夹层、弧形底的密封圆柱体，其结构如图8-3-4所示。机顶盖上开有两个长方形进料口，一个圆形中心管抽出孔及一个长方形循环斗插入孔，顶盖与柱体用螺栓连接，柱体部分开有混合液切线方向入口及进水切线入口，温度计插座等。弧形底的夹层通入蒸汽加热棉水混合液，底部开有与出棉口连接的孔及蒸汽切线入口，冷凝水排出口及不凝汽排出口等。柱体中部有中心管作棉水循环及溢流之用，整个机身由4条支脚支承于基础上。

底部有一个出棉口，出棉口装有一个特殊旋塞，控制棉水的流动方向，出棉口中部有溢流水孔，旋塞底部侧面有一个清理孔，旋塞还设有操纵杆伸至机身外边，便于操作。本机附设离心式棉水泵，连接底部出棉口，一端连接通至机身中部的切线入口及顶部循环斗、出棉管和摆动流槽。循环斗呈 45° 倾斜，装有筛网，以排除棉水混合液中的部分污水。斗身上开有清理孔，以清理筛网底。筛网下有接水盘，并开有排水口，排除经筛网分离的水。

(二) 有关参数的决定

(1) 洗棉机容积的大小，根据经验一般取 $0.06 \sim 0.08$ 米³/公斤滤棉。

(2) 洗棉机圆柱部分的高度H与直径D之比，根据经验一般取 $D/H \approx 1.2$ 。

(3) 筛板孔径为 $1 \sim 1.5$ 毫米。

(4) 洗棉机夹层耐压 2.5 公斤/厘米²。

(5) 整个洗棉的时间约需 $3 \sim 4$ 小时。

(三) 安装要求及使用说明

(1) 安装后机身应盛水不漏。

(2) 夹套试水压力 3.5 公斤力/厘米²，管道试水压 2 公斤/厘米²。

(3) 投料前先将棉饼撕成小块，方可投进机内。机内的棉块须均匀分布。

(4) 滤棉进行热水杀菌后，加水至液面超过中心管后，才能开泵将水从中心管抽出泵入机身中部循环冲洗，因此在开泵前应注意出棉口旋塞之方位，以免堵塞棉水泵。

(5) 排料前注意打开筒身切线循环管碟阀，使棉水继续循环，以防棉花沉积，造成泵的堵塞，并可避免因不排料时碟阀关闭而造成电机损坏事故。

(6) 机体内涂上的防锈油漆，须经常检查有否脱落现象，若有脱落，须及时修补，以防铁锈脱落水中，影响洗净后的滤棉质量。

(四) 洗棉机的主要规范

表 8-3-2

洗棉机的主要规范表

名 称	5.3米 ³ 洗棉机
图 号	J42401
全容量 (米 ³)	5.3
蒸汽压力 (公斤/厘米 ²)	2
棉水泵规格: 流量 (米 ³ /时)	9
压头 (米)	7
电动机: 型号	J082-8
功率 (千瓦)	4.5
转速 (转/分)	750
机底壁厚 (毫米)	8 (钢板)
机身壁厚 (毫米)	6 (钢板)
机身直径 (毫米)	φ1800
重量 (公斤)	1700
外形尺寸: 直径×高度 (毫米)	φ3100×3282

三、压 棉 机

本设备专供压制用于过滤机的过滤棉饼，过滤棉经洗棉机洗涤后，经本机挤压成型。

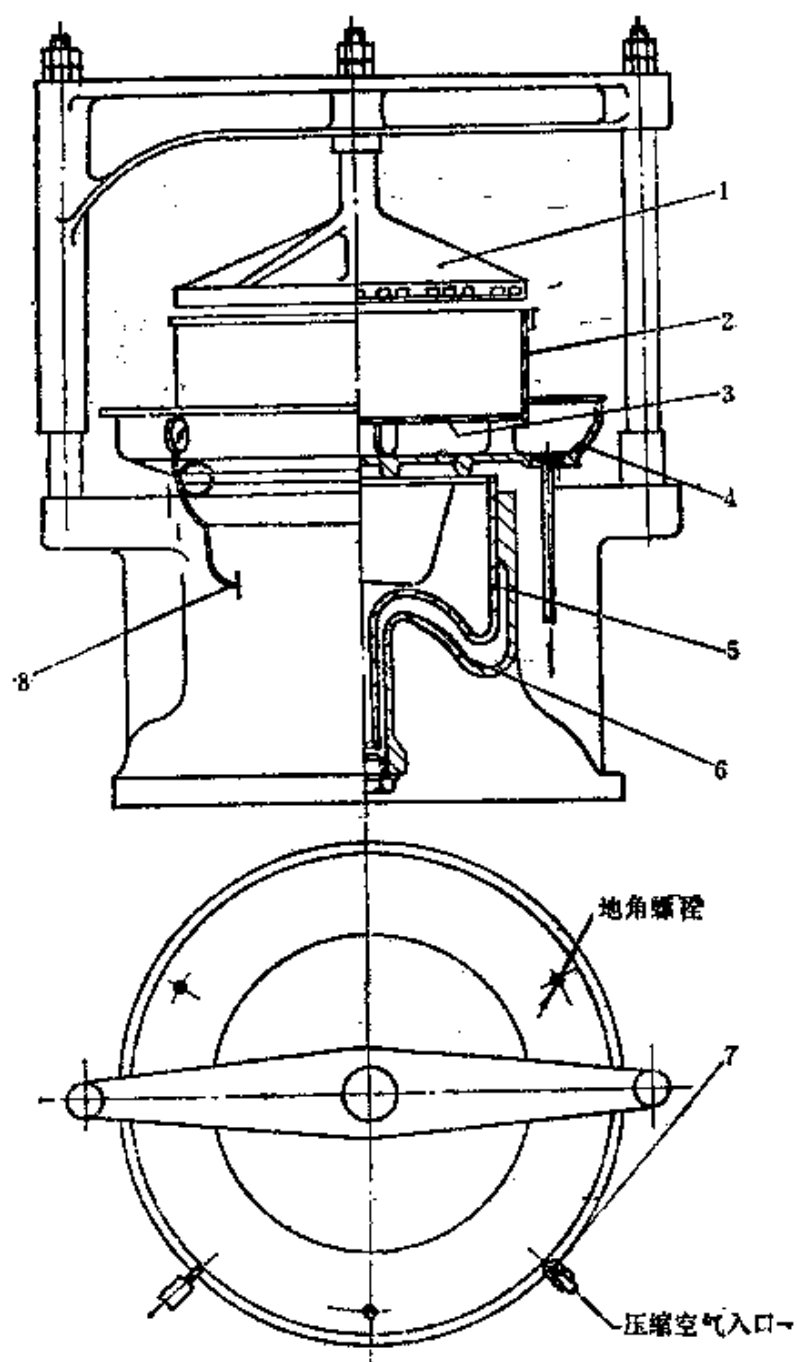


图 8-3-5 压棉机

- 1—压盖 2—滤框 3—滤板 4—托盘 5—活塞
6—机座 7—阀门 8—压力表

(一) 型式与结构

本机用活塞缸作机座，活塞缸的工作部分呈倒立的“凸”字形，为适应机座要求，外形制成圆柱体，其结构如图8-3-5所示。在机座的侧下方由活塞缸内接出一个三通阀，以控制压力。活塞顶端顶着一个托盘，盘面装有滤板和滤框，过滤棉浆由洗棉机流入其中，滤去水分然后压挤成棉饼，水从盘两边的2个排水孔排出。机的上部由机座两侧接出一个龙门形框架，其横梁正中倒立着一个压盘，准对着下面的滤框，压棉时，此盘不动，由下面的活塞顶着托盘徐徐上升，压盘即相对地深入到滤框内，棉饼就压制而成。龙门框架的一根立柱是可以转动的，另一根立柱则用卡头与机座相连，推动龙门的一端，龙门架即以其另一立柱为圆心而转动，带着压盘离开了与托盘相对的正中位置，便于卸棉饼或装滤浆。

(二) 压棉机生产能力的计算

$$Q = \frac{60}{\tau_{\text{装}} + \tau_{\text{压}} + \tau_{\text{卸}}} \quad (\text{块/时})$$

式中 Q ——每小时内可压制棉饼数量 (块/时)

$\tau_{\text{装}}$ ——每块棉饼压制前需装棉的时间 (分)

$\tau_{\text{压}}$ ——每块棉饼实际压制所需的时间 (分)

$\tau_{\text{卸}}$ ——每块棉饼压制后卸出所需的时间 (分)

其中：

$$\tau_{\text{压}} = \frac{S}{V} \quad (\text{分})$$

式中 S ——活塞最大行程，约190毫米

V ——活塞上升速度，取3~5毫米/秒

$$\tau_{\text{压}} = \frac{S}{V} \approx 1 \text{ 分}$$

压棉机的操作是间歇式的，其生产时间的长短主要决定于洗棉机的容量。

(三) 压棉机活塞直径的计算

$$d = D \sqrt{\frac{P_{\text{压}}}{P_{\text{操}}}} \quad (\text{厘米})$$

式中 d ——活塞直径 (厘米)

D ——棉饼直径 (厘米)

$P_{\text{压}}$ ——单位面积上压棉时受的力, 一般约 3 公斤/厘米²左右

$P_{\text{操}}$ ——操作压力为 4 公斤/厘米²

(四) 有关参数

(1) 棉饼的每平方米的滤过面积约需 8~10 公斤干滤饼。或一个直径 50~55 厘米, 厚 6 厘米的滤棉饼需要 2~2.5 公斤干滤棉。

(2) 滤棉饼的厚度略大于滤框深度 5 毫米左右。

(五) 安装要求及使用说明

(1) 本机总装后应进行试水压 6 公斤/厘米², 保持 5 分钟后降到操作压力, 然后保持这一压力进行检查, 各零件不得有破裂征象, 各接合处不得有渗漏现象。

(2) 本机用的压力介质, 可以采用油压, 也可以用水压。压力介质的压入速度可依具体条件而定, 一般情况, 活塞上升速度可采用 3~5 毫米/秒左右。

(3) 本机的安装位置应与洗棉机密切配合, 要求洗棉机的过滤棉浆能很方便的流入压棉机滤框内。

(4) 安装时, 机座底部地面, 应留有宽畅的排水沟道。

(5) 为了操作方便, 可以在龙门架的立柱上, 与托盘上升位置对应处, 标划尺度, 以便指示棉饼厚度。

(6) 若介质压力高于 4 公斤/厘米²时, 应严格控制操作压力, 必要时需在介质接管前安装减压阀。若非本机独立使用一个加压设备时, 在介质前应装有截止阀。

(7) 每次洗棉压棉停机后, 应将上下滤框冲洗干净。

(8) 按时检查压力表、三通阀和密封圈等。必须经常维持

准确严密，各润滑部分须经常加油润滑。

(9) 使用压缩空气作压力介质时，活塞缸内与活塞体内要经常保持干燥，不得存有积水。

(六) 压棉机的主要规范

表 8-3-3

压棉机的主要规范表

名 称	φ525压棉机
图 号	J42501
棉饼直径(毫米)	φ525
操作压力(公斤/厘米 ²)	4
活塞缸直径(毫米)	φ450
活塞最大工作行程(毫米)	190
设备重量(公斤)	600
外形尺寸, 长×宽×高(毫米)	910×770×1410

第二节 啤酒包装设备

啤酒包装设备内容比较广泛，有听装作业线、瓶装作业线和罐(桶)装作业线等。不管哪种包装作业线，其生产能力均以灌酒机的生产能力来平衡。这里仅就瓶装作业线的主要设备作一般性介绍。

瓶装作业线的主要设备有卸箱机、洗箱机、洗瓶机、验瓶机、灌酒机、压盖机、杀菌机、验酒机、贴标机、装箱机和踩箱机等。现仅将洗瓶机、验瓶机、灌酒机、压盖机、杀菌机、贴标机和卸、装箱机等设备简述如下：

一、洗 瓶 机

洗瓶机为一矩形槽，包括浸瓶和洗瓶两部分。浸瓶部分又可

分为数槽，每槽均备有温度控制器，严格控制浸瓶液温。各槽中放入不同温度 and 不同浓度的碱溶液、螯合剂和润湿剂供浸瓶之用。瓶子进入机内瓶筐的分格盒中后，先受强烈的温水预喷洗，同时加热，然后在温度逐渐升高的各个碱溶液或洗涤剂槽中接受较长时间的浸渍，使附着在瓶子内外的污垢浸渍疏松，并使商标纸脱落洗涤液中，然后经过一金属网过筛装置，过筛分离，商标纸集中排出，碱液或洗涤剂则用泵送回，反复使用。各槽碱液定期排空，清理碎玻璃及其他沉积物。各槽碱液浓度也要按时测定，如浓度降低，须按要求浓度补充之。

浸瓶之后，即转入洗瓶。洗瓶也要经过几道不同温度水的清洗，先以热水，再以温水，最后用洁净的冷水冲洗瓶子内外，使瓶温逐步降下来。洗涤后的酒瓶须绝对保证内外洁净，商标纸须全部脱落干净，及时排出，以防商标纸溶化，纸纤维堵塞喷嘴和减弱碱液的清洁作用，此外，还须保证没有洗涤剂痕迹残留瓶中。

洗瓶的方式有两种：机械刷洗或高压水喷洗。前几道清洗可利用循环的洗涤用水，后一道清洗必须用洁净的饮用水。国内洗瓶机在最后一次清水冲洗后，还用无菌的压缩空气吹送瓶子内部，驱除瓶内残留积水。

一般说，浸瓶温度逐步升高，最高可达80℃以上。洗瓶温度则逐步下降，便于出瓶。浸、洗瓶期间，温度升降必须顺序渐进，严格控制，不能骤冷骤热，造成瓶损。

由于在瓶筐进程中所需推动的质量很大，较大的洗瓶机都采用油压驱动装置，电动机发出的动力通过液压缸传到棘轮和传动装置上。

全自动洗瓶机的型号很多，简单地可分为以下几种类型：

(1) 按进出瓶方向分，有双侧式和单侧式之分，双侧式洗瓶机的进瓶与出瓶在洗瓶机的两侧；单侧式洗瓶机的进瓶与出瓶在洗瓶机的同一侧。

(2) 按瓶子在洗瓶机中的传动方式来分, 有间歇式与连续式两种。

(3) 按瓶子浸洗的处理方式分, 浸瓶有浸泡和喷射两种方式, 洗瓶也有机械刷洗和高压水喷洗之分。新型的洗瓶机均采用浸泡与高压水冲洗相结合的办法, 采用机械刷洗的办法则相应地少了。

兹择几种不同型式的洗瓶机示例如下:

(一) 同侧进出瓶洗瓶机

型号: 奥墨加·卡司坎纳 EE 20 (Omega Kaskana EE 20) 西德霍一卡 (H & K*) 公司出品

1. 设备结构和操作

其示意图如图8-3-6所示。

2. 洗瓶温度及操作时间

其示意图如图8-3-7所示。

3. 进瓶装置

其示意图如图8-3-8所示。

进瓶装置系利用一塑料旋转器, 将瓶子安静而平稳地送入装瓶盒内。当前一排瓶子被旋转器旋起时, 后一排瓶子被此特殊形状旋转器的另一端挡住。当前一排瓶子已进入装瓶盒时, 后一排瓶子又被旋转器的另一端旋起。瓶子的旋转系由一齿轮驱动的曲柄, 带动此旋转器, 在一旋间将一排瓶子送入装瓶盒内。传动轴每转半周即送进一排瓶子, 进瓶时速度缓慢、安静而平稳。

4. 出瓶装置

其示意图如图8-3-9所示。

出瓶装置与进瓶装置相似。洗净的瓶子先安静而平稳地落入一同步运转的塑料旋转器的转移板上, 然后被送至出瓶链板上而被运走。

* H & K的全名为Holstein & Kappert.

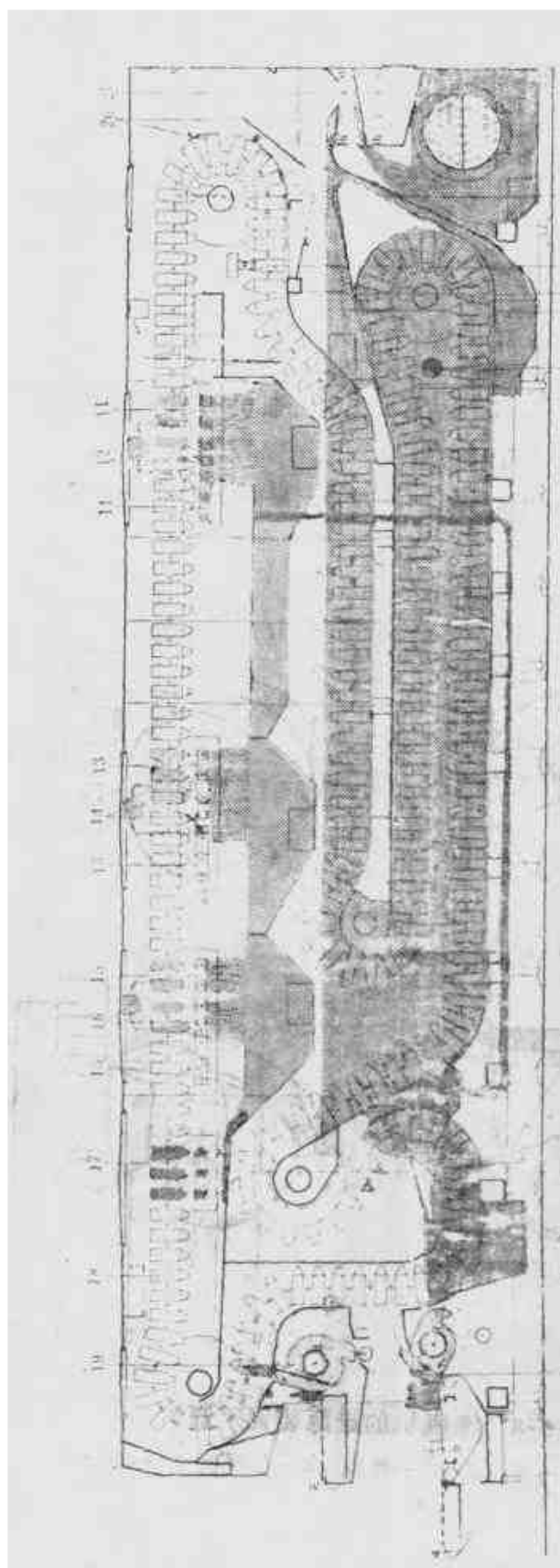


图 8-3-6 奥墨加·卡司坎纳 E20 型洗瓶机结构及操作示意图

- 1—进瓶 2—温水预洗瓶 3—瓶内的排水由洗瓶机排出 4—瓶子传送到洗涤剂浸渍槽 5—滤过后洗
 漆液的循环使用 6—洗涤剂浸渍 I (浸渍) 7—溢流场所 I (连续) 8—底部冲洗 9—溢流场所 II (顶部
 冲洗) 10—瓶子空束和转换方向 11—瓶内冲洗区 I (脉动) 12—顶部冲洗 I (连续) 13—瓶内喷
 洗区 II (脉动) 14—顶部冲洗 II (连续) 15—瓶内冲洗区 II (脉动) 16—顶部冲洗 II (连续) 17—瓶
 内清水喷洗 18—瓶子泄水区 19—出瓶 20—商标排出 21—热交换器

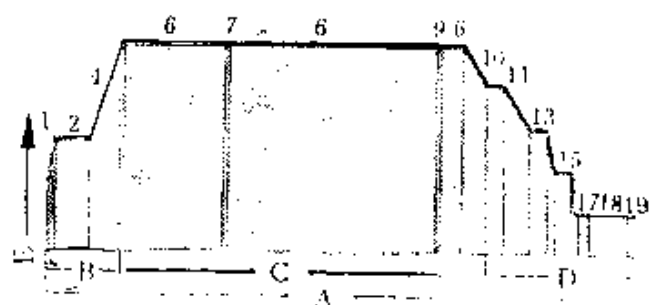


图8-3-7 奥墨加·卡司坎纳EE20型洗瓶机的洗瓶温度
和操作时间示意图

A—总操作时间 B—加热时间 C—洗涤剂浸泡时间 D—冷却时间 E—温度(℃)

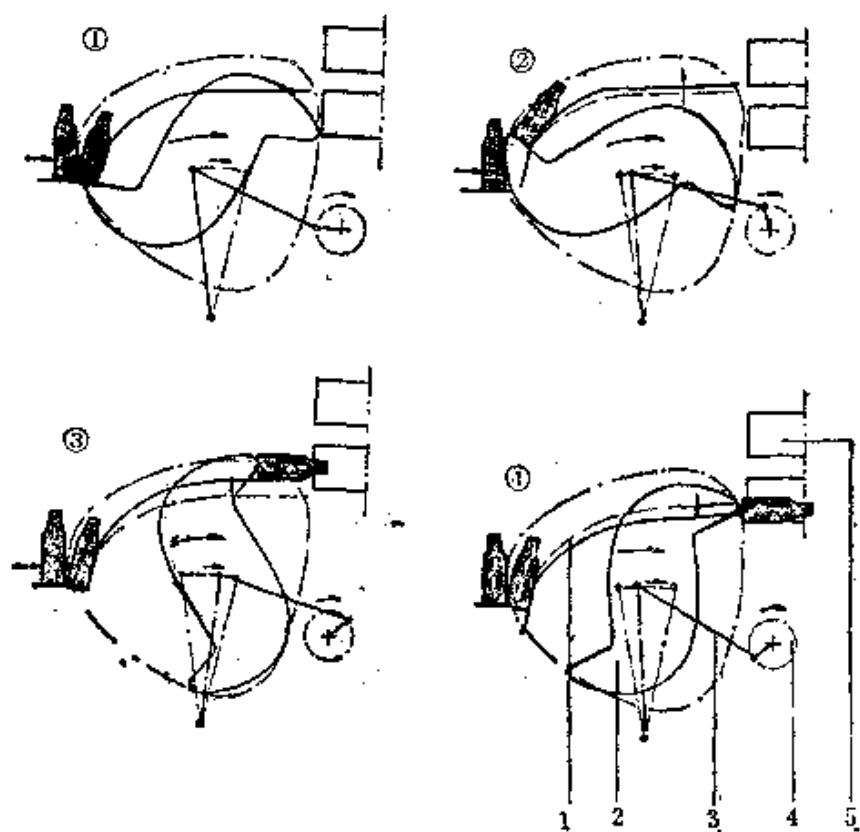


图8-3-8 洗瓶机的进瓶装置示意图

1—支撑台 2—旋转器 3—曲柄 4—传动轴 5—装瓶盒

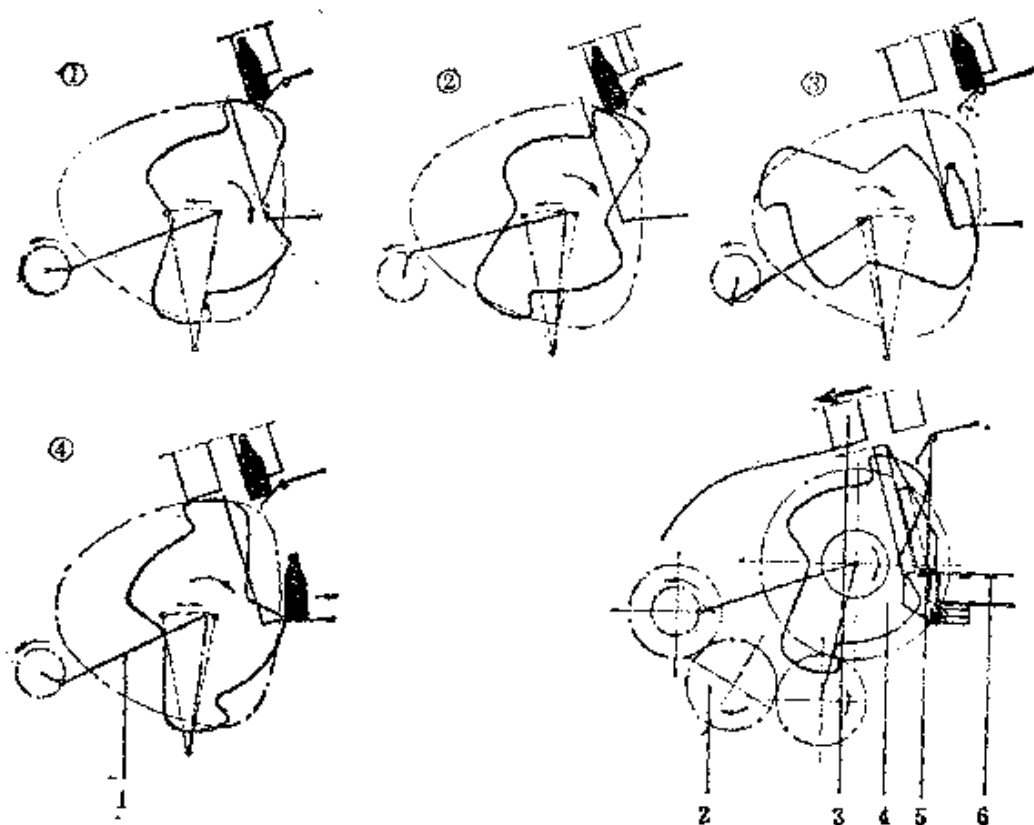


图8-3-9 洗瓶机出瓶装置示意图

1—曲柄 2—传动轴 3—装瓶盒 4—旋转器 5—转移板 6—出瓶链板

5. 脉动喷射程序安排

如图8-3-10所示。

进行脉动喷射时，需作好泵的安排，可以形成良好的程序运动。各组喷射管彼此无关，并不同时喷射，而是在喷射管定位器的作用下，有顺序地各自自动进行喷射。在洗瓶机运转的任何时间内只有一组喷射管在起作用，其他暂不喷射，因此泵送能力可以减少一半。脉动喷射系统系由膜阀控制，而膜阀又通过凸轮板和阻气阀直接由瓶子架链所控制。

6. 水的喷射系统

其示意图如图8-3-11所示。

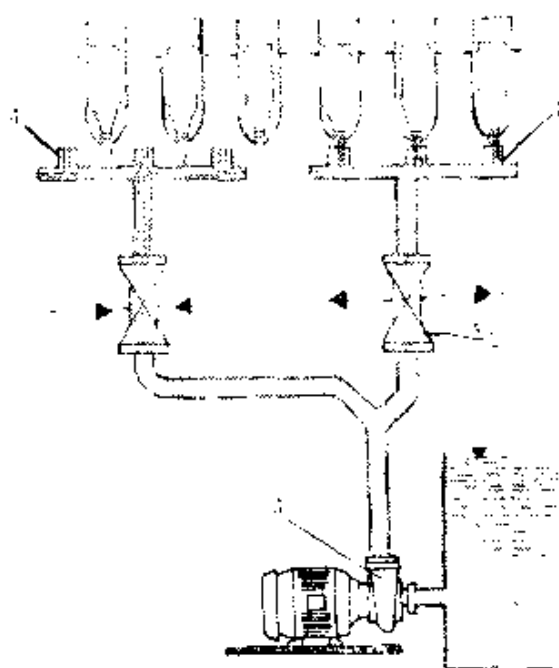


图8-3-10 洗瓶机脉动喷射程序安排示意图

1—进行喷射区 2—膜阀 3—泵 4—停止喷射区

正方形的水喷射管系根据瓶子在机内的移动方向而摆动。它们三个一组，由高质量耐磨材质的球窝接头(ball-and-socket joints)来支撑。每一组喷射管在移动时由支撑链带动，其位置使喷嘴口正好对准瓶口，喷射之水从不同角度喷出，将瓶子内部冲净。脉动的间歇喷射使机械清洗得到良好效果。大的喷嘴直径约为4毫米，可以喷射出大量的水，同时也清洗了喷嘴和喷射管本身。瓶子外部的喷水系统，具有约10毫米直径的喷孔，可以在喷洗的同时使瓶子冷却。

(二) 两侧进出瓶洗瓶机

型号：奥买加·拉凡纳DM12 (Omega Lavana DM12)型
西德H&K公司出品

1. 设备的结构及操作

其示意图如图8-3-12所示。

2. 商标的溢流和收集及洗涤液过滤等装置

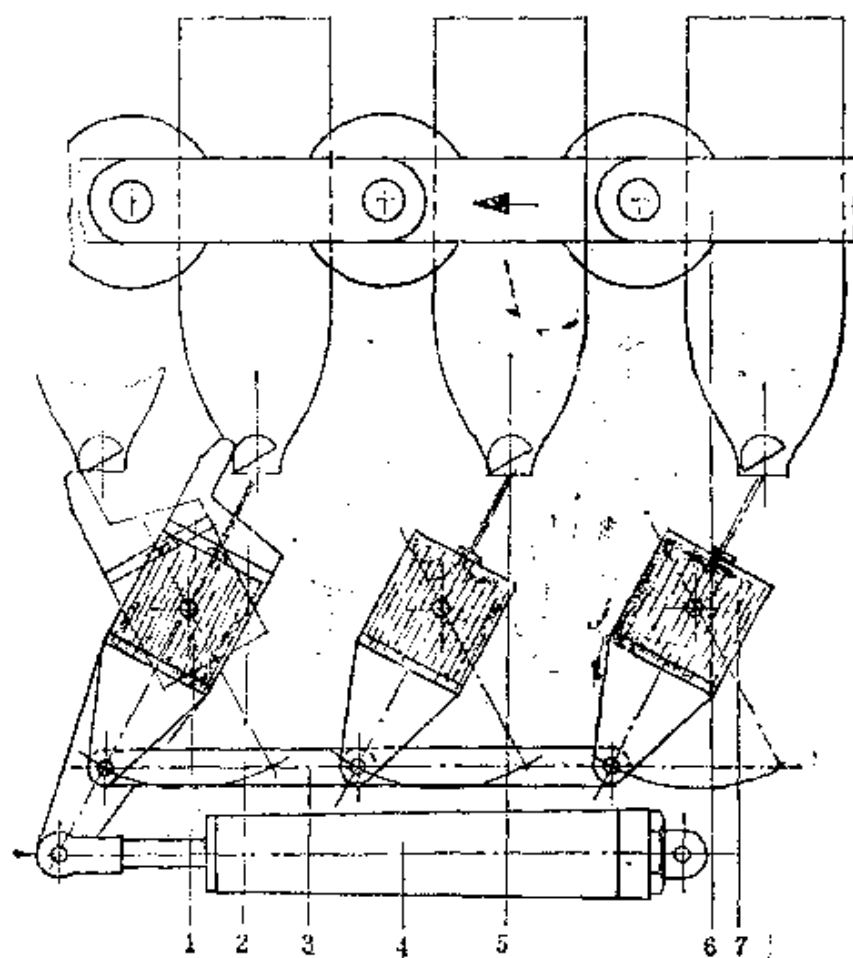


图8-3-11 洗瓶机水的喷射系统示意图

1—定位器 2—止动器 3—连杆 4—复位装置 5—装瓶盒
6—瓶子托架链条 7—正方形喷射管

其示意图如图8-3-13所示。

商标的流动位于瓶子托架链条的低位，在此低位处有流孔，使洗涤剂槽的内槽和外槽连通。此两部分还另有管路接通。当叶轮泵产生高速液流进入外槽时，使外槽洗涤液的液位升高，内、外槽由于液位差，形成一强烈的液流，流经瓶子和流孔而进入内槽，商标直接流入内槽，经管道进入转动的金属网圆筒内，商标和其他污物附于圆筒上，当其露出液面而被移至一金属网传送带时，立即被洗涤液冲走，汇集于一商标收集器内。洗涤液由圆筒滤出，与污物分离，可以循环使用。

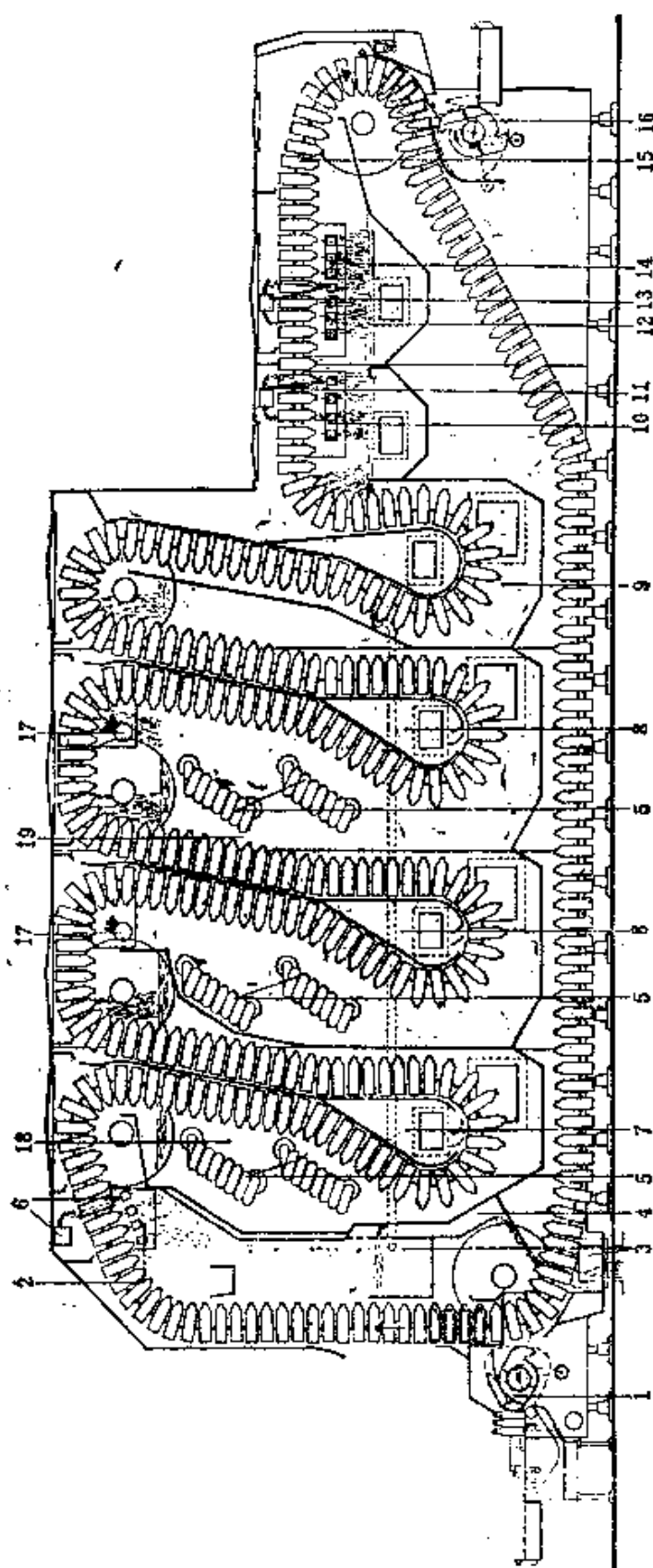


图 8-3-12 奥买加·拉凡纳DM12型洗瓶机结构和操作示意图

- 1—进瓶 2—预喷洗 (连续) 3—将水排出机外 4—冲洗装置 5—加热盘管 6—顶部冲洗 (连续)
 7—可能装置更多溢流场所的设置 8—溢流场所 9—温水浸槽 10—内部喷洗 I (脉动) 11—顶部冲
 洗 (连续) 12—内部喷洗 II (脉动) 13—顶部冲洗 II (连续) 14—内部清水喷洗 (连续) 15—瓶
 于空水区 16—出瓶 17—减液内部喷洗 (脉动) 18—洗液液浸槽 I 19—洗液液浸槽 II

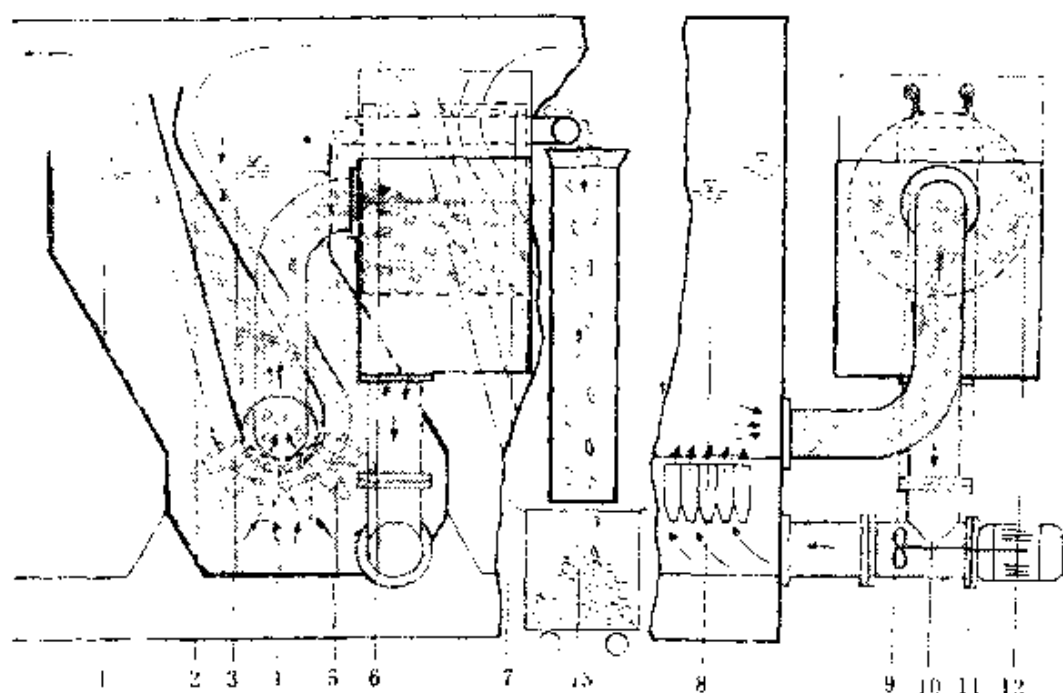


图8-3-13 奥-拉DM12型洗瓶机商标和洗涤液过滤装置示意图

1—外槽 2—内槽 3—液位差 4—流孔 5—装瓶盒
6—瓶子托架链条 7—商标收集 8—洗涤液槽 9—洗涤液冲洗 10—叶轮泵 11—金属丝网带 12—金属丝网筛筒 13—商标受器

3. 洗涤液槽中的喷射系统

其示意图如图8-3-14所示。

利用定位器，将三排喷嘴的喷射管定位于托架链条绝对正确的位置上，这样当止动器与定位器接合时，定位器随装瓶盒移动的方向而运动。定位器位置的恢复由链轮上的止动器控制。图8-3-14所示为止动器与定位器接合、一个喷射周期的开始，虚线则表示喷射周期的结束，定位器复原的开始。

4. 传动主体

其示意图如图8-3-15所示。

此传动装置可由一交流电动机和一变速齿轮箱带动，并由伺服电动机进行调节，或由一硅可控整流器控制的直流电动机带

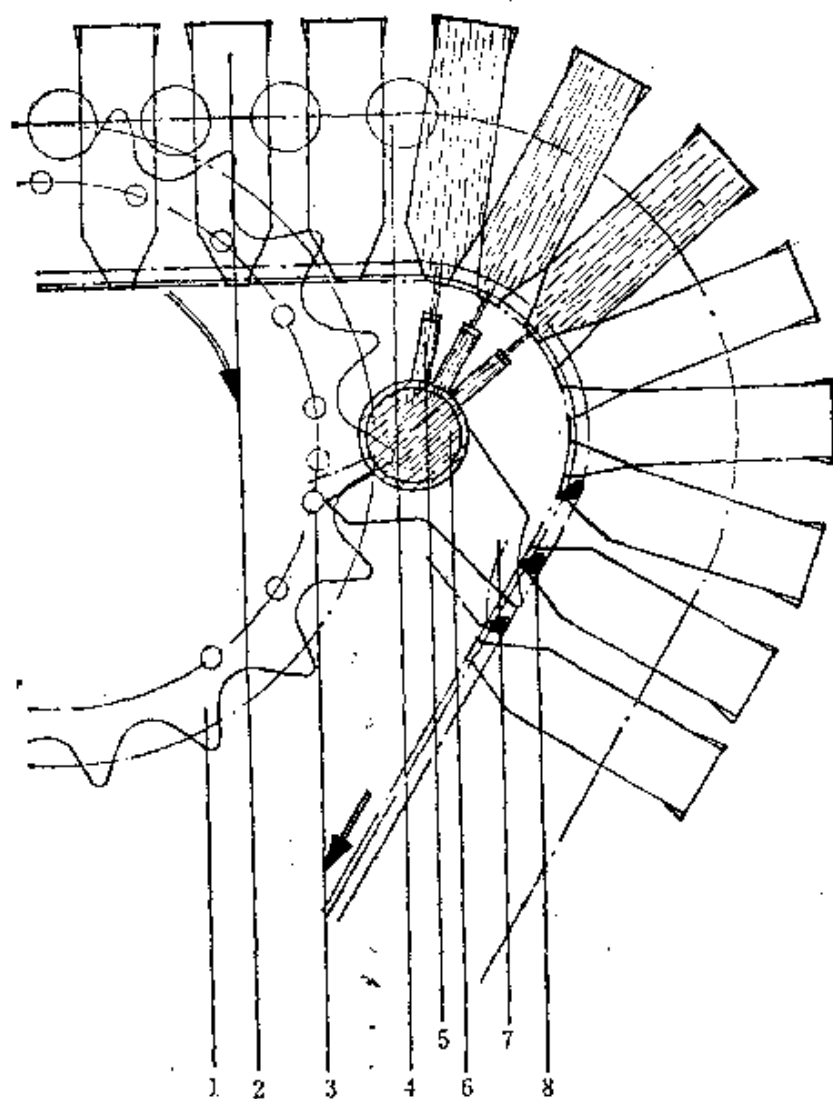


图8-3-14 奥-拉DM12洗瓶机洗涤液槽中的喷射系统示意图

1—链轮齿 2—装瓶盒 3—回转止动器 4—瓶子托架链条
5—三排喷嘴 6—特种喷射管 7—定位器 8—喷射止动器

动。电动机位于洗瓶机左壁（从进瓶方向看）上部中心位置。传动装置和轴的连接都完全是直线设计，机器的传动包括瓶子筐架的传动都是连续的，其产量是可变的。每一洗涤槽的传动装置站都是由链条带动同时起动的蜗轮箱。链条绕行的坚固导轮，必须保证固定在链条上的瓶筐在各处理区上方均准确地对准中心。

传动机械结构采用液压传动装置能大大减小传动机件的尺

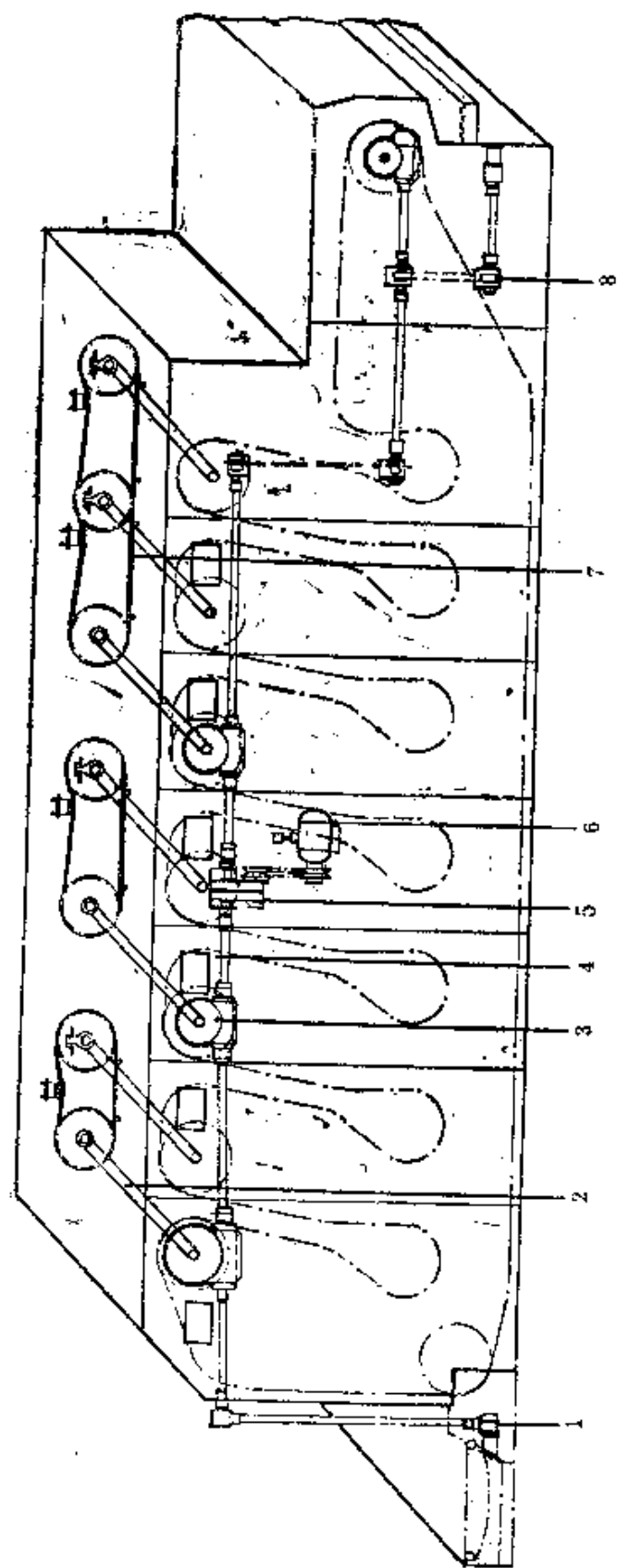


图8-3-15 奥-拉DM12洗瓶机传动主体示意图
 1—进瓶传动装置 2—空心轴 3—蜗轮箱 4—万向轴 5—分配
 器齿轮箱 6—电动机 7—链条 8—出瓶传动装置

寸，同时，液压传动装置允许间歇性的回转推送运动，使酒瓶频频在静止状态停留颇长时间，以便充分利用喷嘴的冲洗时间。液压系统中设有可调节的负荷保险器，以防止机械部件与液压部件过负荷。

(三) 洗瓶机的性能规格示例

兹以西德霍-卡机械厂所生产的同侧和对侧进出瓶的洗瓶机为例说明如下：

1. 同侧进出瓶的奥墨加·孔蒂 (OMEGA Conti) 洗瓶机的性能规格

如表8-3-4所示。

表 8-3-4 奥墨加·孔蒂洗瓶机性能规格表

机器型号	12/90	16/90	18/90	40/105	46/105	52/105
标称能力 (瓶/时)	5000	7000	12000	36000	41000	47000
可变速度, 最低 (瓶/时)	2400	3200	7000	15000	17000	20000
最高 (瓶/时)	5500	8000	13500	38000	43000	50000
装瓶, 最大直径 (毫米)	78	78	78	92	92	92
最大高度 (毫米)	295	295	295	340	340	340
每行瓶数	12	16	18	40	46	52
每机筐数	62	62	118	164	164	164
每机瓶数	720	960	2016	6240	7176	8112
通过全机时间 (分)	8.6	8.3	10.1	10.4	10.5	10.4
预喷洗 (分)	8.6	8.3	—	—	—	—
预浸泡 (分)	—	—	1.08	1.06	1.06	1.06
在第一槽浸泡时间 (分)	4.3	4.15	3.6	4.0	4.05	4.0
喷洗次数						
冲洗, 内/外	1/—	1/—	—	—	—	—
洗涤剂, 内/外	6/3	6/3	6/3	10/6	10/6	10/6
热水, 内/外	3/2	3/2	3/2	5/4	5/4	6/4
冷水, 内/外	—	—	—	—	—	—
自来水, 内/外	2/—	2/—	3/—	3/—	3/—	3/—
喷洗总时间 (秒)						
冲洗, 内/外	9/—	8/—	—	—	—	—

续表

洗涤剂, 内/外	52/26	50/25	32/16	38/23	39/23	38/23
热水, 内/外	26/17	25/17	16/11	19/11	19/15	19/15
冷水, 内/外	—	—	—	—	—	—
自来水, 内/外	17/—	17/—	16/—	11/—	12/—	11/—
水耗 (米 ³ /时)	1.5	2.1	3.6	14.5	16.5	19.0
热耗 (1000千卡/时)	80	98	160	520	590	720
电机数	8	8	9	13	15	15
需用总功率 (千瓦)	17	20	26	79	83	102
机器最大长度 (毫米)	5800	5800	7200	9250	9250	9250
机器最大宽度 (毫米)	1350	1770	1980	4710	6340	6970
机器最大高度 (毫米)	2200	2200	2500	2910	2910	2910
进瓶高度 (毫米)	650	650	650	700	700	700
出瓶高度 (毫米)	1090	1090	1110	1455	1455	1455
空车重量 (公斤)	6100	8100	13000	43000	48000	53000
实车重量 (公斤)	11400	14700	20500	76000	87000	98000
地基荷重 (千磅/米 ²)	1450	1450	1450	1900	1900	1900

2. 对侧进出瓶的奥墨加·高速 DE III 型 (Omega Super DE III) 洗瓶机的性能规格

如表8-3-5所示。

表 8-3-5 奥墨加·高速 DE III 型洗瓶机性能规格表

机器型号	15/110	40/110	58/85
标称能力 (瓶/时)	12000	34000	48000
可变速度, 最低 (瓶/时)	5000	15000	20000
最高 (瓶/时)	13000	36000	51000
每行瓶数*	15	40	58
每机筐数	226	226	226
每机瓶数	2400	6400	9280
水耗 (米 ³ /时)	4.8	13.6	19.2
热耗 (1000千卡/时)	180	510	570
电机数	11	14	14
需用总功率 (千瓦)	50	67	78

续表

玻瓶最大直径 (毫米)	97	97	97
玻瓶最大高度 (毫米)	345	345	345
通过全机时间 (分)	11.5	11.5	11.5
预喷洗, 内/外 (秒)	8.8/4.4	8.8/4.4	8.8/4.4
预浸泡 (分)	—	—	—
浸泡时间 (分)			
第一槽	1.4	1.4	1.4
第二槽	3.7	3.7	3.7
第三槽	0.8	0.8	0.8
第四槽	—	—	—
喷洗次数			
冲洗, 内/外	2/1	2/1	2/1
洗涤剂, 内/外	4/3	4/3	4/3
热水, 内/外	2/1	2/1	2/1
冷水, 内/外	—	—	—
自来水, 内/外	2/2	2/2	2/2
喷洗总时间 (秒)			
冲洗, 内/外	8.8/4.4	8.8/4.4	8.8/4.4
洗涤剂, 内/外	17.6/13.2	17.6/13.2	17.6/13.2
热水, 内/外	8.8/4.4	8.8/4.4	8.8/4.4
冷水, 内/外	—	—	—
自来水, 内/外	8.8/8.8	8.8/8.8	8.8/8.8
机器最大长度 (毫米)	12540	12540	12540
机器最大宽度 (毫米)	3100	5800	6500
机器最大高度 (毫米)	3300	3300	3300
进瓶高度 (毫米)	800	800	800
出瓶高度 (毫米)	1155	1156	1156
空车重量 (公斤)	20000	47000	53000
实车重量 (公斤)	46000	108000	122000
地基荷重 (千磅/米 ²)	1900	1900	1900

- 在纵长的洗瓶机中, 瓶子是套在形状、大小适当的瓶格中输送的, 每几十个瓶格集成一排 (称为瓶架), 瓶格数视洗瓶机宽度而异, 多用塑料制作, 因其积垢程度较钢板瓶格轻, 且耐酸类腐蚀, 适用于盐酸除垢。塑料瓶格质轻, 可减轻洗瓶机结构, 特别适用于瓶架很长的高产量洗瓶机。

二、验瓶机

酒瓶进行洗涤后，需进行检验，检验其洗涤的洁净情况和瓶子本身的不正常情况。验瓶可采用人工检验或仪器检验两种方式。人工验瓶是在验瓶者的面前设置发光屏，瓶子由此经过，便可通过肉眼检出不合格的瓶子。在生产能力为8,000瓶/时以下的

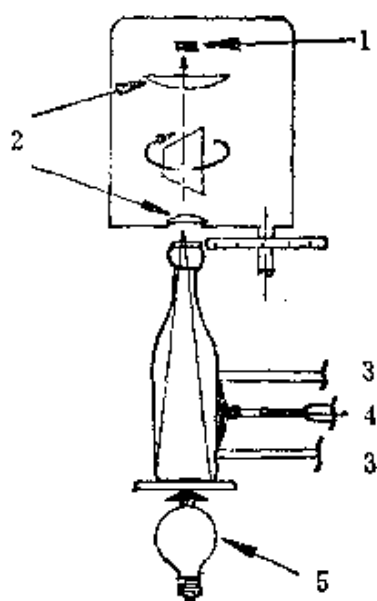


图 8-3-16 空瓶检验器示意图

1—光电池 2—光学系统 3—星
轮 4—真空阀 5—光源

流水作业线上，用人工验瓶还是可以的，但是每2小时就需换人，否则眼睛过分疲劳，验瓶的效果就会差。如果流水线产量较高，就需要设置几条验瓶线，这样就要多占用劳动力和占用更多的空间，在这种情况下采用仪器自动验瓶便很必要。所谓验瓶机是通过一套电子检查装置（图8-3-16）的光源穿过瓶底来透视瓶子。当瓶子处在光源上方时，一光电池便通过一光学系统，把从瓶子射出来的红光束记录下来。此时，污物杂质，玻璃缺陷等异常情况将做成象差，与正常的无影图象有所不同，并引起脉冲，后者通过一真空吸环把有关瓶子从通往灌瓶机的运输线上分离开来。

实践证明，最可靠的办法是自动验瓶与肉眼验瓶相结合的方式。自动验瓶器负责检查瓶底，瓶壁与外表面则由操作者肉眼检查。

三、灌酒机

灌酒机的作用就是将清酒罐中的啤酒送入灌酒机的贮酒槽中，然后由此分配至灌酒阀，在等压条件下，缓慢而稳定地将酒

装入酒瓶中，并保持啤酒的质量。

瓶装啤酒是在瓶内具有反压条件下将酒装入瓶内的，以避免 CO_2 损失和起沫。装酒之前先令瓶内充气受压，压力大小与啤酒在贮酒槽内所受压力相等。当啤酒装入瓶内时，瓶内气体随之逸出，返回贮酒槽或另设的回风室内。

灌酒机一般多采用回转式自动灌装操作，分为瓶子传动和灌酒两个组成部分。酒瓶由输送带送入，经星轮进入灌酒机体，沿升降轨道送到灌酒阀处，与灌酒阀接触而进行灌装。

灌酒机的主要部件是灌酒阀，其中包括：关闭器，控制凸轮，预排气管，进风管，导酒管，回风管等。

灌酒机的型式很多，不同型式的灌酒机采用不同型式的贮酒槽、灌酒阀和导酒管，因而也形成了不同的灌酒方式。

兹就灌酒机主要部件的型式、结构和作用简述如下：

(一) 贮酒槽

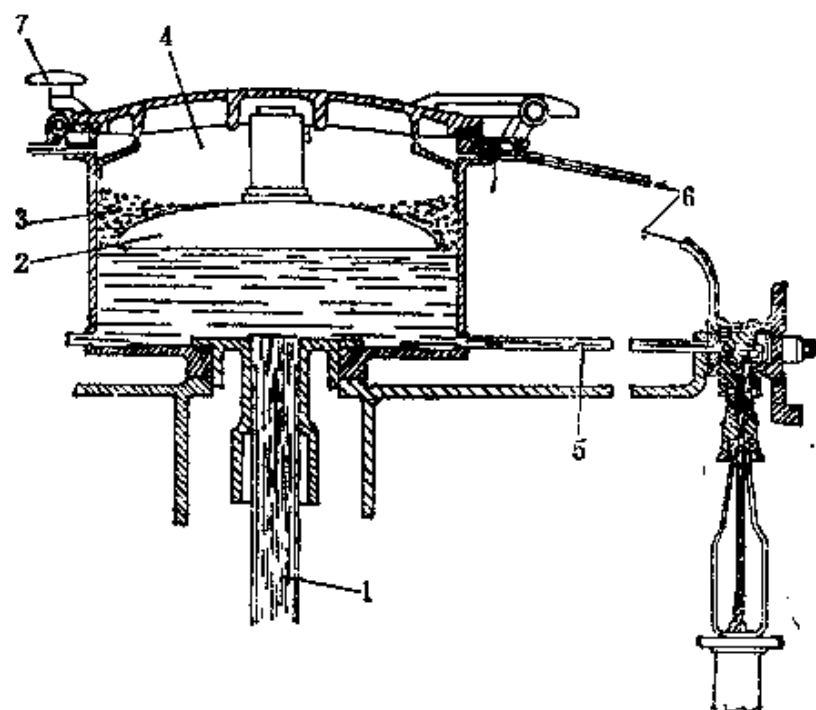


图8-3-17 中心式贮酒槽的灌酒机结构示意图

1—啤酒入口 2—浮漂 3—泡沫 4—贮酒槽 5—引酒至灌酒阀的导管 6—打开贮酒槽的螺丝

灌酒机的贮酒槽，其基本型式可分为中心式贮酒槽（图8-3-17）和环式贮酒槽（图8-3-18）两种。采用中心式贮酒槽一般用一回转接头将输酒导管与贮酒槽底部中心连接。采用环式贮酒槽，输酒导管一般连接于一歧管的回转接头上，再用等距分配的管路将酒送至环式贮酒槽中。由环式贮酒槽向灌酒阀引酒不需再用导管，因为灌酒阀系直接装置在环式贮酒槽的底部或旁边。

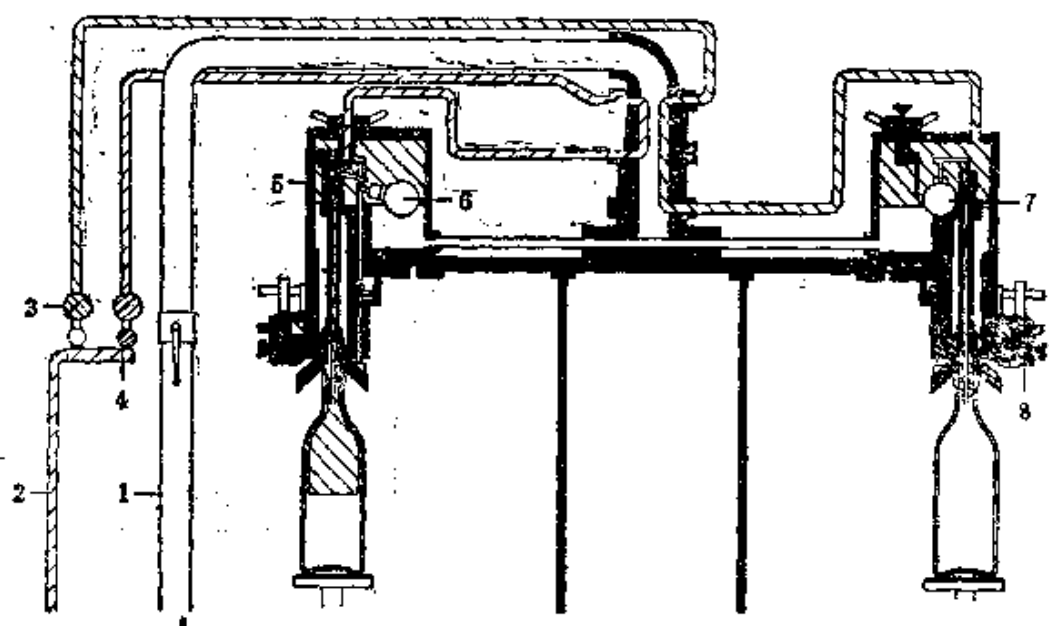


图8-3-18 环式贮酒槽的灌酒机示意图

1—进酒管 2—压缩空气接管 3—灭菌管道 4—反压力管
5—环状槽 6—反压力浮球 7—排气浮球 8—Trinox*灌
酒阀

中心式贮酒槽内有一浮漂，控制液位。浮漂多为伞状，采取这种型式，浮漂与酒液接触面大，从而减少了酒液与上部气体的接触，有利于防止酒的氧化，保证啤酒质量。这种型式的浮漂对以压缩空气为背压的灌酒机来说，尤为重要。

具有环式贮酒槽的灌酒机又有三室与单室之分，并配备三室灌酒阀或单室灌酒阀。所谓三室即进风(带压气体)、酒液和回风

• Trinox 是一公司名称。

分别置于三个环形室内，严格分开。三室系统灌酒机的结构示意图如图8-3-19所示。

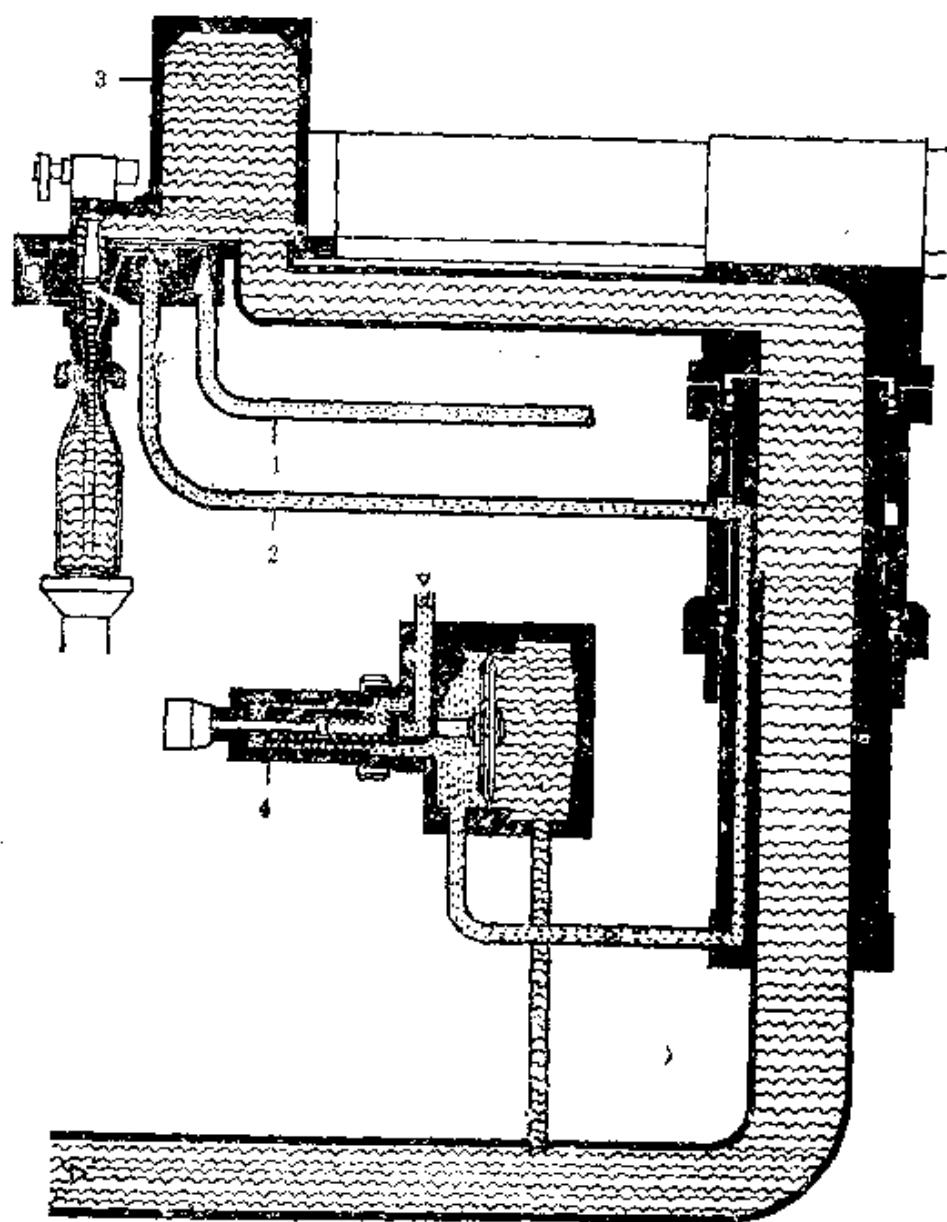


图8-3-19 三室系统灌酒机的结构示意图

1—回风管道 2—压风管道 3—环形贮酒槽 4—灌酒阀

三室系统的灌酒机另有回风室，由瓶内排出的回风，不再排入环形贮酒槽中，因此贮酒槽中的酒总是满的，避免了酒对氧的摄取。

单室灌酒机只有一个环形贮酒槽，作为完成灌装时进风、灌酒和回风的共用工具，贮酒槽内的酒不满，酒液上部系背压气体，背压气体最好采用 CO_2 ，一般也采用压缩空气。

贮酒槽的液位和压力在灌装时必须保持稳定才能保持良好的灌酒效果。此压力一般用气压调节阀进行控制，而液位可用浮漂、电导探测或压差管进行控制。

(1) 浮漂法 当酒液升降而引起浮漂升降时，使一气门打开或关闭。 CO_2 或压缩空气流经此气门，从而增减贮酒槽中的压力，此变化着的压力控制着啤酒流量控制阀或输酒泵的开关，以调节槽内液位。

(2) 电导探测法 当酒的液位变化时，发生或停止电的信号，此信号驱动一电磁铁螺丝管，使其控制二氧化碳或压缩空气流入贮酒槽，并引起压力变化。此压力变化为一换能器所辨别，从而调节啤酒流量控制阀或输酒泵，以保持酒的流量和液位。

(3) 双插管法 用一长管和一短管插入贮酒槽内，短管末端置于贮酒槽空间，另一管末端置于贮酒槽近底部处。通过插管压入少量二氧化碳气，二管的压差可以测量，从而产生信号，用以控制啤酒流量控制阀或输酒泵的开关。

(二) 导酒管与灌酒方式

不同的灌酒机采用不同型式的导酒管，从而产生不同的灌酒方式。

1. 移位式灌酒

这种灌酒方式系采用长的导酒管，其导管末端距瓶底约2厘米。所谓移位式灌酒即啤酒装满酒瓶后，酒瓶下落，当导酒管从瓶中抽出后，瓶颈即出现一定的空隙。此空隙随酒管伸入瓶内之体积而定，瓶内液位变化则随瓶容量不同而变化。

移位式灌酒的过程如图8-3-20所示。

(1) 酒瓶进入灌酒机，灌酒导管插入瓶内，瓶口位置对准灌酒阀。有的灌酒机在此时第一步先预抽真空，排除瓶内的空

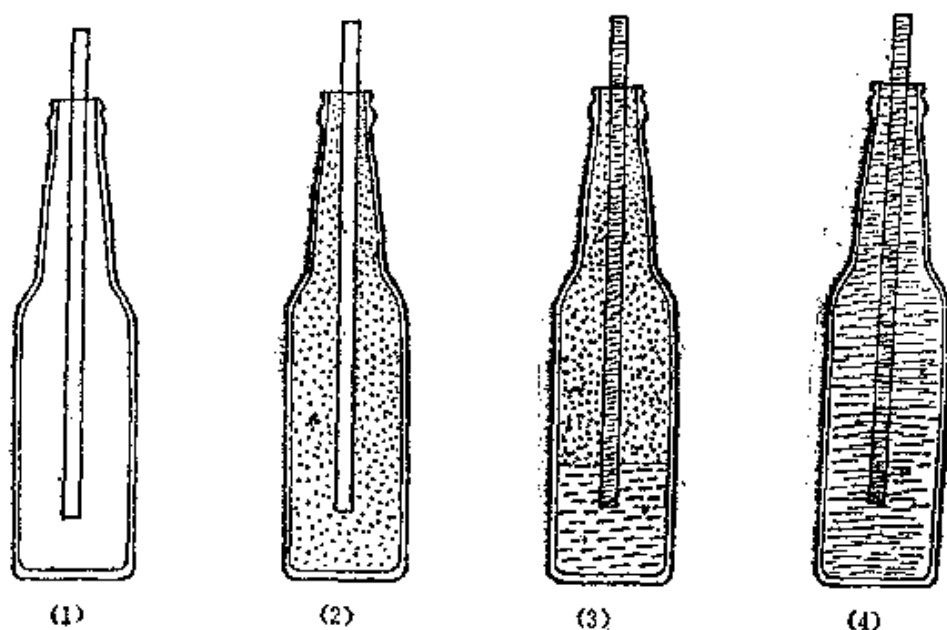


图8-3-20 移位式灌酒的过程示意图

气。

(2) 打开灌酒阀的压力气阀，瓶内送入压缩空气或二氧化碳，形成一定压力的背压，使酒内二氧化碳不致散失。

(3) 背压形成后，压力气阀关闭，灌酒阀打开，酒液从导酒管不断输入瓶内，同时背压气体从回风管路的节流阀不断移位而排至贮酒槽、回风室或大气中（根据不同的灌酒机结构而异）。采用移位法灌酒，回风管路内会进入一些啤酒，装酒之后，回风管路通一下气，将酒排出。当回风直接排入大气时，应采用较小的通气口。当回风排至回风室时，回风室应保持正压。

(4) 酒液装满瓶内时，停止导酒和回风，瓶子离开灌酒阀，瓶颈形成一定的空位。有的灌酒阀设置有瓶颈空气减压阀，使酒瓶在离开灌酒阀时，先放气，将瓶颈的压力降低，以防酒瓶离开灌酒阀时，压力骤然降低，引起喷涌现象。

2. 定位式灌酒

有两种方式：

(1) 一种方式系用长的导酒管，酒管上有两条通路(图8-3-

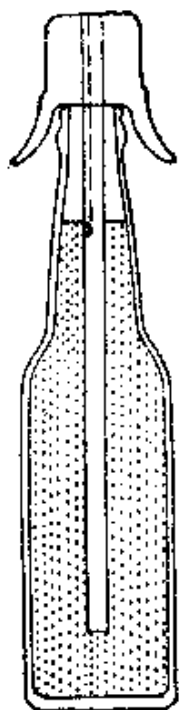


图 8-3-21 长管定位式灌
酒装置示意图

21), 啤酒经过导酒管大的通道, 从导酒管底部(接近瓶底)流出。当啤酒液位逐渐上升时, 液面上部的背压气体则不断由导管上部的小通路排出。当酒液液位达到此小通路口时, 通路口被酒堵死, 瓶内气体无法由此再排出, 酒也停止流进。

定位式灌酒过程示意图如图 8-3-22所示。

① 灌酒导管插入瓶内, 瓶口位置对准灌酒阀。

② 打开压力气阀, 瓶内送入压缩空气或二氧化碳, 形成一定压力的背压, 使酒内二氧化碳不致散失。

③ 背压形成后, 压力气阀关闭, 灌酒阀打开, 酒液从导酒管不断输入瓶内, 同时背压气体从回风管路的节流阀不断移位而排出。

④ 当酒液流至导酒管口以上时, 回风管路上的第二节流阀打开, 使酒液流得更快一些。

⑤ 当酒液灌至回风管口时, 关闭导酒阀和回风阀, 打开排气阀, 降低瓶颈压力, 以便酒瓶离开灌酒阀时, 不致因压力骤变而引起喷涌。

⑥ 瓶子灌满酒后落下。

(2) 另一种方式系灌酒阀上只有一短的回风管, 灌酒时酒阀打开, 酒液沿回风管外流至分散罩, 散开, 再沿瓶子内部表面顺流而下, 瓶中气体则从此小直径的回风短管排出。此短管下部开口位置正是啤酒停止装入时的液位。此种灌酒方式在灌酒前瓶内

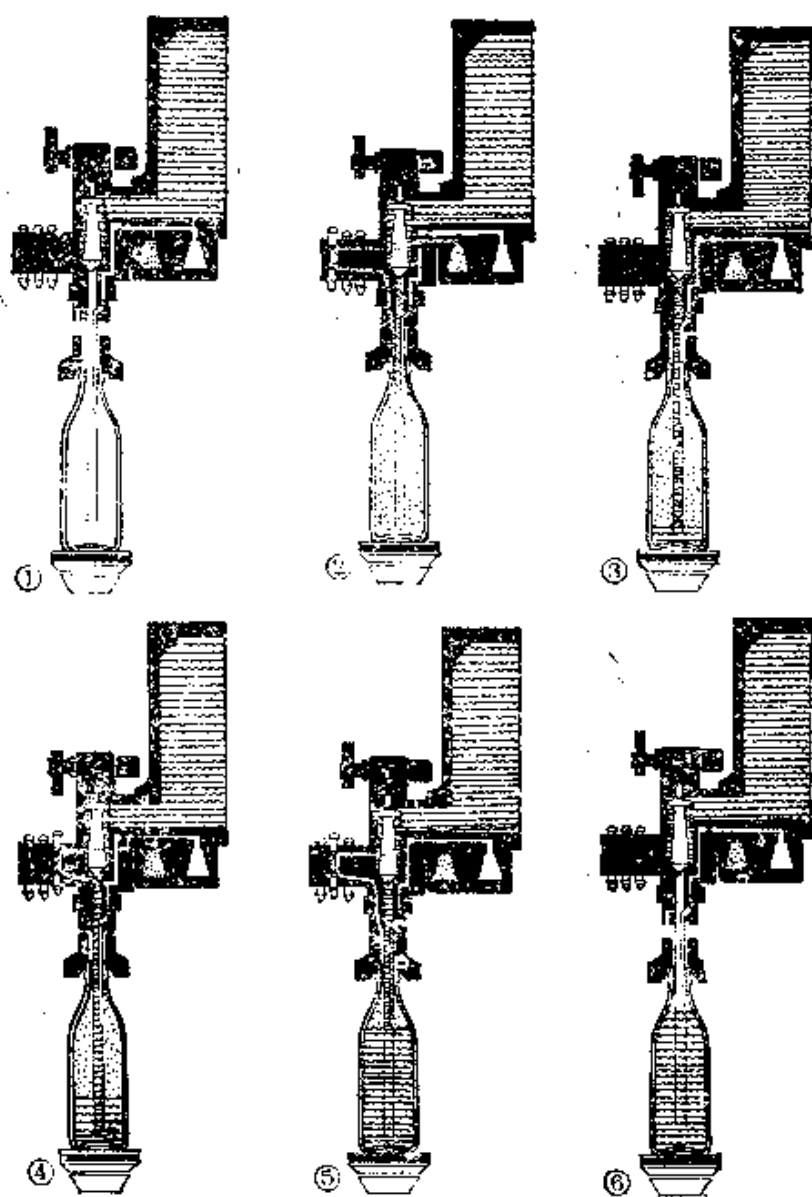


图 8-3-22 长管定位式灌酒过程示意图

应先预抽真空，再以二氧化碳为背压，以免酒液沿瓶壁顺流而下时与大量空气接触，从而影响啤酒质量。其灌酒过程如图8-3-23所示。

- ① 预抽真空：将酒瓶压到灌装嘴上，先抽出瓶中现有空气。
- ② 二氧化碳充气：以二氧化碳为保护气体，充入瓶内，使

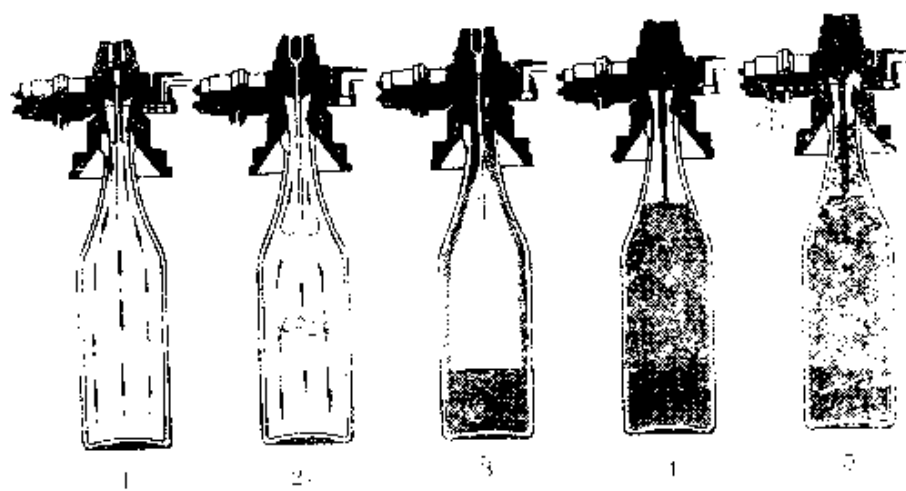


图 8-3-23 短管定位式灌酒过程示意图

达一定的背压。

③ 灌酒和回风：当背压达到贮酒槽气室的压力时，酒阀打开，在等压条件下，啤酒自动地灌入瓶内，上部气体则不断移位而由回风管排出。

④ 灌酒停止：当酒的液位灌至回风管下部开口处，管口被酒封住，停止灌酒和回风。

⑤ 释压阶段：通过排气阀，适当降低瓶颈压力，以免瓶子离开酒阀时，引起酒的喷涌。

采用长管灌酒，酒液流动比较平稳，酒与背压气体的接触面比较小，在此情况下，采用压缩空气为背压气体对啤酒氧化的影响比较小。如不采用长管而采用带短回风管的灌酒阀进行灌装，酒液势必大量地与背压气体接触，在此情况下，灌酒阀本身应具备预抽真空的装置，在灌酒前，将瓶内空气抽去，并压入二氧化碳为背压。如仍采用压缩空气为背压，则酒的氧化问题很难解决。

三室系统或单室系统的灌酒阀均可采用长灌酒管和短回风管的灌酒方式，不论采用哪种方式，关键在于应设法避免酒液与空气的大量接触，以保持啤酒的风味和质量。

（三）灌酒阀

灌酒阀的类型很多，其本身具有充气、灌酒和回风等多种通

路。这些通路有的灌酒机是用一旋塞阀来控制；有的灌酒机则具有更复杂的进气、进酒和回风多种单个阀来进行控制。兹就两种型式的灌酒阀简述如下：

1. 旋塞灌酒阀

旋塞灌酒阀是结构比较简单的灌酒阀。阀门芯上具有进气、

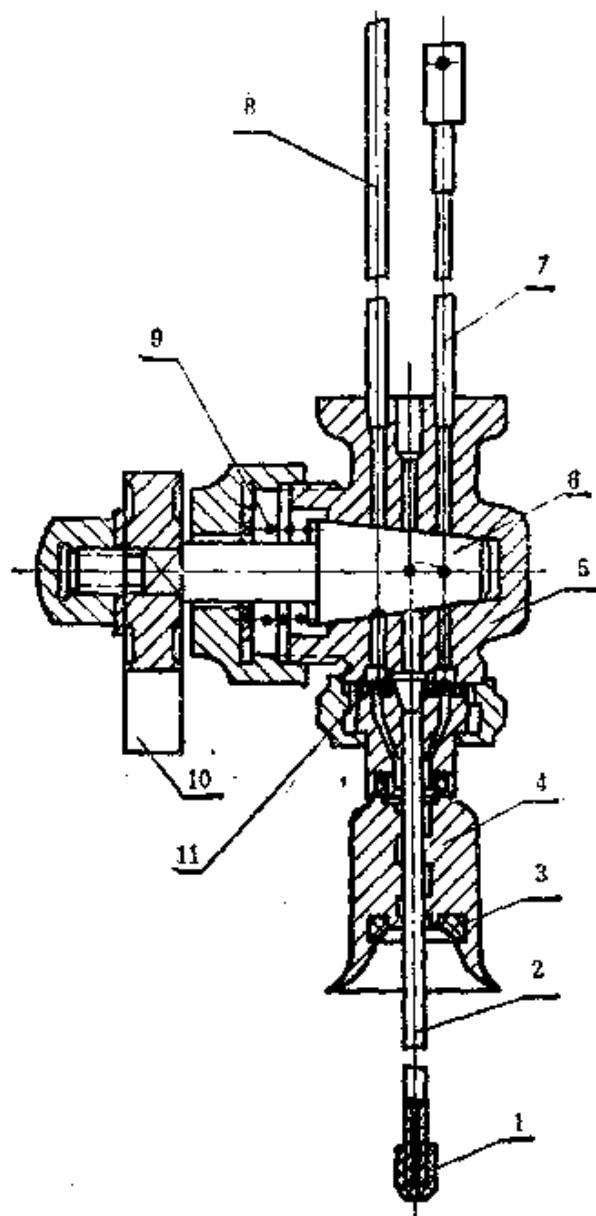


图 8-3-24 旋塞灌酒阀的结构图

1—导酒管口 2—导酒管 3—垫圈 4—罩盖 5—阀体 6—阀芯
7—回风管 8—进气管 9—弹簧 10—阀门凸轮 11—垫圈

装酒和回风三个通路，采用长的输酒导管，大都用于生产能力较低的灌酒机上。

(1) 旋塞灌酒阀及其零件的结构图 如图8-3-24所示。

旋塞阀的部件结构图如图8-3-25所示。

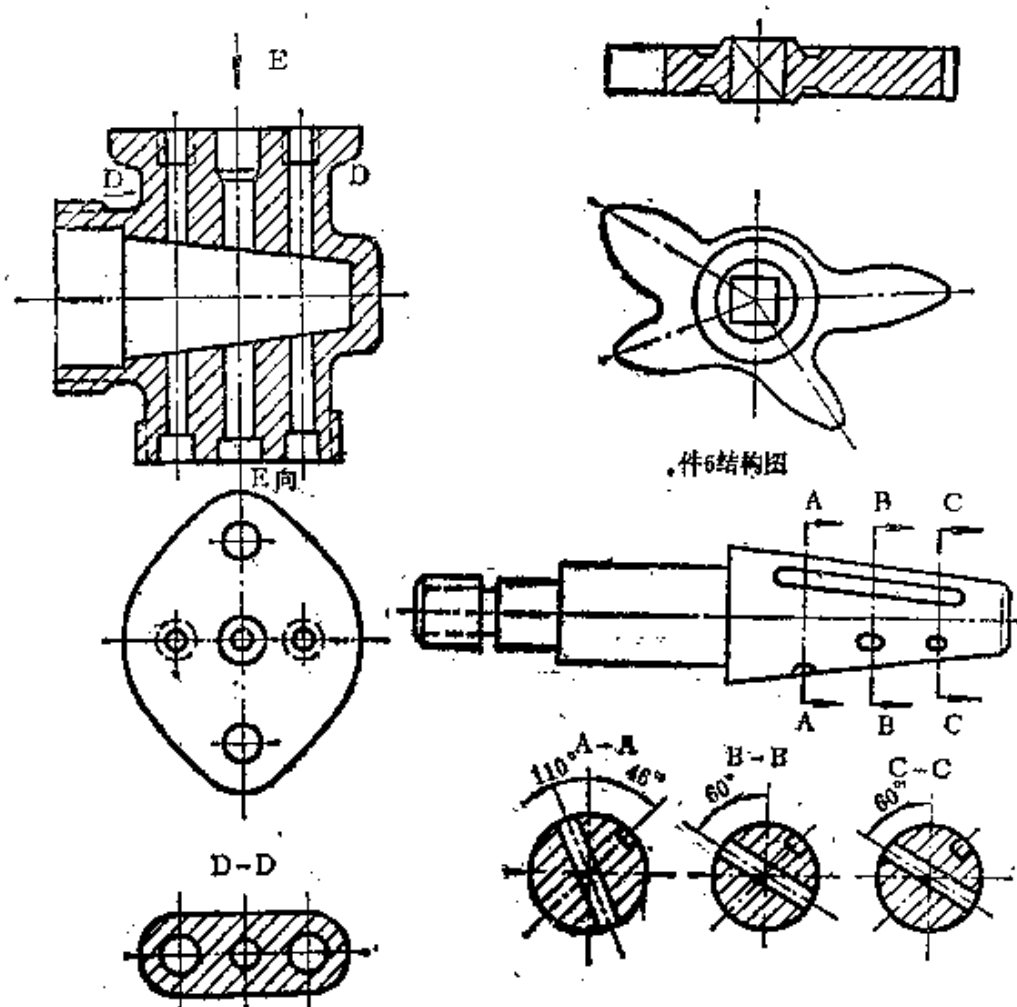


图 8-3-25 旋塞阀的部件结构图

(2) 旋塞阀各通路的断面示意图 如图8-3-26所示。

(3) 旋塞阀操作时阀芯的位置示意图 如图8-3-27所示。

2. 弹簧灌酒阀*

* 弹簧灌酒阀这一命名不一定确切，因无更形象的名字表示，暂定此名。

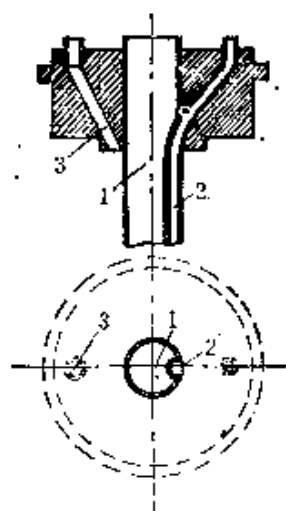


图 8-3-26 旋塞阀各通道的断面示意图

1—导酒管 2—回风通路 3—进风通路

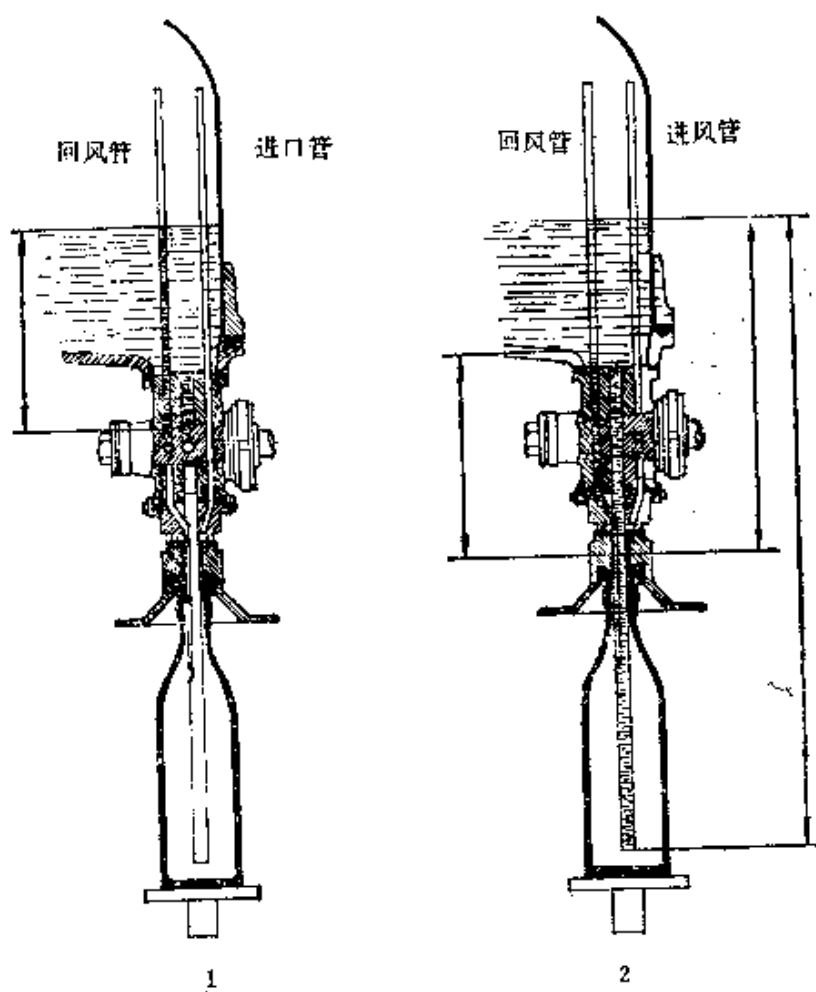


图 8-3-27 旋塞阀操作时阀芯的位置示意图

1—进风充气阶段 2—灌酒回风阶段

此种灌酒阀适用于环形贮酒槽的灌酒机，具有预抽真空装置和不具有预抽真空装置两种型式。弹簧灌酒阀有单室灌酒阀和三室灌酒阀（已如上述）两种，各厂所设计的此类型的灌酒阀，结构虽有不同，但基本原理是大同小异的。用于环形贮酒槽的单室灌酒阀的结构示意图如图8-3-28所示。

此种灌酒阀系将进气、灌酒、回风、排气多种阀集于一身，其结构是比较复杂的。此阀的上部位于环形贮槽内，进气阀为一

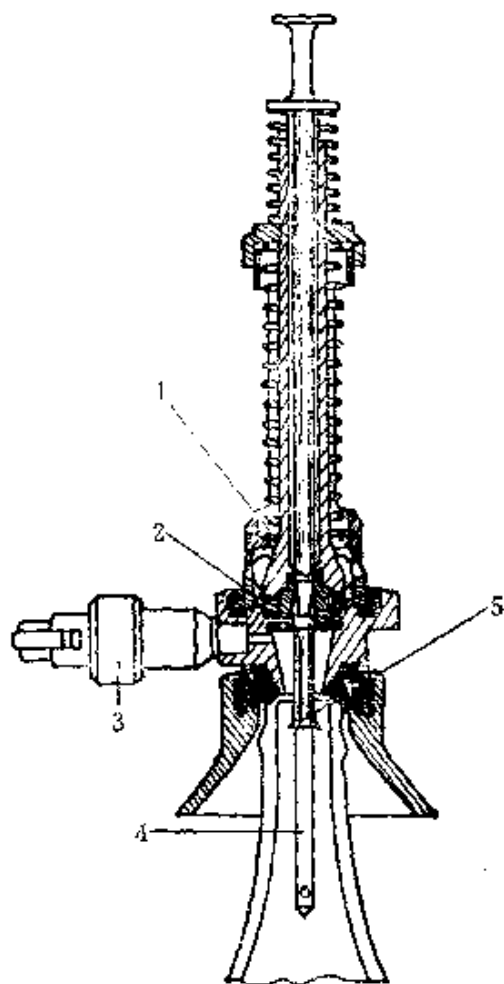


图 8-3-28 单室灌酒阀的结构示意图

1—进气阀 2—灌酒阀 3—排气阀 4—回风短管 5—分散罩

进气粗管，此粗管的管口位于环形槽酒液上部的反压气体内。粗管中插入一针阀，针阀的下部为一短管，酒瓶内的进气和回风都经过此短管。当酒瓶进入灌酒机座，瓶子升起，瓶口对准钟罩时，针阀打开，环形槽酒液上部的气体进入瓶内，使槽内和瓶内形成等压状态。待酒瓶运行至一定部位，酒阀上的凸轮位置变动，使瓶口往上给予酒阀以一定压力，酒阀随即打开，酒液沿短管管壁四周顺流而下。短管的中上部有一分散罩，可以将酒液分散至瓶壁，再沿瓶壁流下，同时瓶内的反压气体由短管经过针阀而由粗管排出。此灌酒阀旁边尚有一排气阀，待酒装满至短管下部管口时，回气口被堵住，酒阀关闭，排气阀打开，释出一部分瓶颈中的气体，使瓶颈压力降低，以免瓶口离开钟罩时，由于压力的骤然变化而引起涌沫现象。

四、压 盖 机

啤酒灌装后必须随即压盖，因此压盖机的位置总是灌酒机紧密相邻的。

（一）压盖机的型式与结构

自动压盖机按其运转特点可分为两大类：一类是瓶子不动，压盖机头下落，把瓶盖压到瓶口上去；另一类是压盖机头不动，瓶子随瓶托升降，达到压盖的目的。啤酒厂采用的压盖机大都是前一种，其结构示意图如图8-3-29所示。

（二）瓶盖供给装置

瓶盖供给装置包括瓶盖贮斗，瓶盖拨盘及定位滑槽等。瓶盖拨盘是一旋转装置，与瓶盖贮斗相连，可以垂直安装，瓶盖贮斗中的瓶盖落入此拨盘后，可将瓶盖逐个定位，然后经过定位滑槽，进入压盖机头下面。当机器运转时，可由电子仪器控制瓶盖流入滑槽的数量。瓶盖与瓶口接触之前，有一正位装置，使瓶口置于正位，并与瓶盖接触，然后机头压下，压紧瓶盖边缘皱褶。定位滑槽的结构示意图如图8-3-30所示。

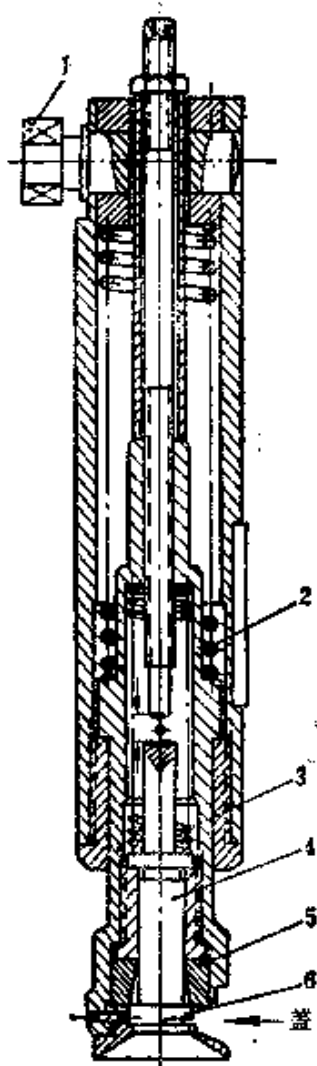


图 8-3-29 自动压盖机头

结构示意图

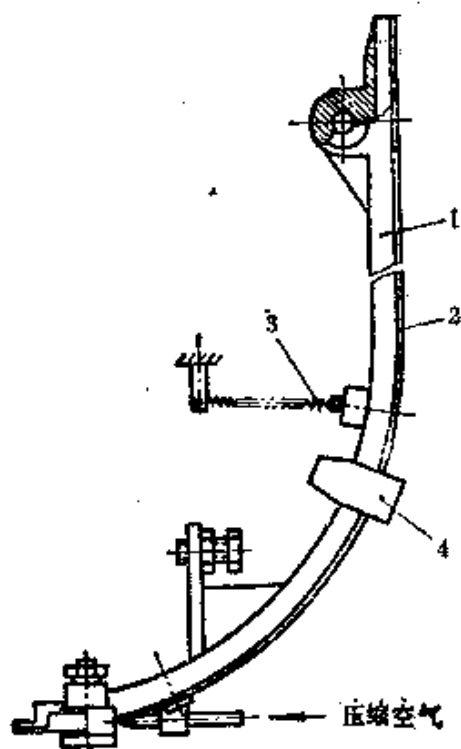


图 8-3-30 定位滑槽的结构示意图

1—滚子 2—大弹簧 3—小弹簧 1—定位滑槽 2—盖板 3—拉簧 4—排反
4—小轴 5—压盖模 6—导向环 盖门

瓶盖机可以装置一条滑槽或两条滑槽。如果装置一条滑槽，可设报警装置，当滑槽中无瓶盖时，可引起报警，则灌酒机自动停止。如装置两条滑槽，一条滑槽中没有瓶盖，即发生报警，第二条滑槽立即提供使用，不致停机。

(三) 瓶盖机与灌酒机的位置

灌酒机一般是顺时针方向运转，空瓶从左边上机，灌酒后从右边下机。因此瓶盖机一般位于灌酒机的右方或后方。瓶酒在压

盖之前须先经过一引沫装置，排除瓶颈空气后，再进行压盖。从引沫到压盖的时间要根据具体的引沫装置来定。灌酒机和压盖机一般是以联合机的形式出现，其具体方位可如图8-3-31所示。

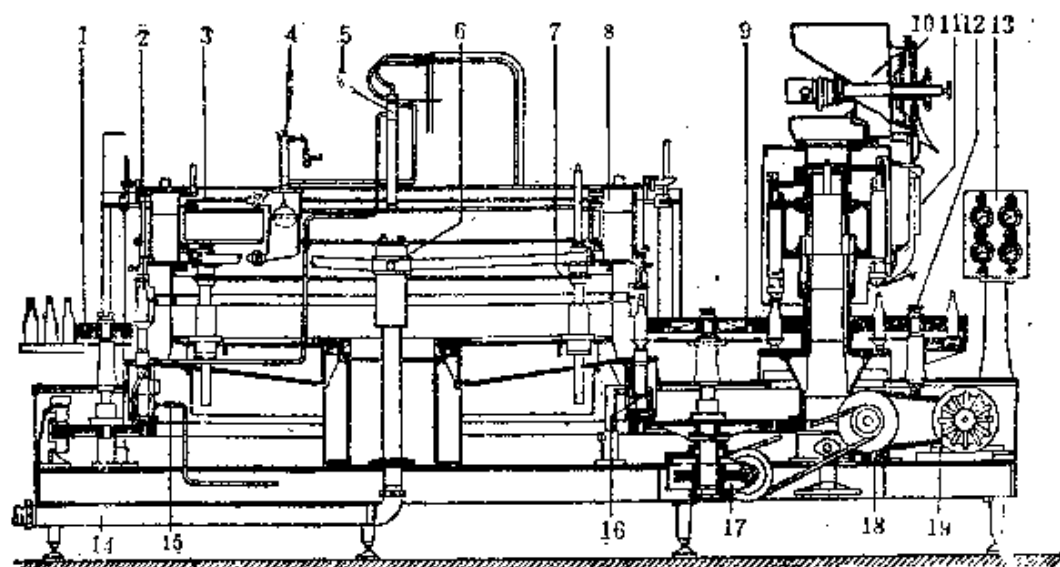


图 8-3-31 灌酒与压盖联合机示意图

- 1—进瓶星轮 2—灌装阀 3—环形槽盖提升轴 4—排出浮漂阀
5—空气及CO₂分配管 6—酒液分配筒 7—定位装置 8—环形贮酒槽 9—中间星轮 10—冠盖拨盘 11—冠盖定位滑槽 12—出瓶星轮 13—压力计柜 14—啤酒导管 15—加压圆柱的喷射润滑器 16—加压圆柱 17—传动装置箱 18—离合器（制动组合器）19—电机及调节盘

兹分别将西德奥尔特曼及赫布斯特 (Ortmann & Herbst) 机器制造厂和西德霍尔施泰因及卡佩特 (Holstein & Kappert) 机器制造厂所制之联合机规格型号举例如下：

表 8-3-6 奥-赫厂所制联合机的有关规格型号表

型 号	30/8	100/14	168/35S
需用功率 (千瓦)	4.0	10.0	30.0
生产能力 (瓶/时)			
0.2升瓶/10℃	11900	53100	89000
0.5升瓶/10℃	7500	37300	55700
0.5升瓶(欧洲啤酒协会瓶种)/2~5℃	8800	39000	65400
1.0升瓶/10℃	4200	21600	

注：1. 型号所列数字，前为灌酒阀数，后为压盖机头数。

2. 玻璃直径有变化, 配合30/8型至100/14型者, 为35及94毫米; 配合168/35S型者, 为55及76毫米。

3. 玻璃高度为160及330毫米。

4. 传送带高度为1020~1250毫米。

表 8-3-7 露-卡厂所制联合机的有关规格型号表

型 号	VF20/4	VF92/14	VF164/20
标称能力 (瓶/时)			
1.0升瓶容	3500	24000	46000
0.75升瓶容	5000	32000	60000
0.5升瓶容	7000	45000	86000
0.25升瓶容	7000	46000	100000
玻璃最大直径 (毫米)	105	80	80
玻璃最大高度 (毫米)	340	320	320
气力或机力升高玻璃距离 (毫米)	170	155	155
电 机 数	1	3	3
需用功率 (千瓦)	1.5	8.5	16
空气压力 (公斤/厘米 ²)	3	4	4
需用空气 (立方米/时)	35	50	70
最大玻璃高度允许误差 (毫米)	30	30	30
机身宽度 (毫米)	2750	4200	6150
机身深度 (毫米)	1600	3550	5750
机身高度 (毫米)	2500	2500	2850
实车重量 (公斤)	3500	12500	33500
地基荷重 (千磅/平方米)	1200	2400	2500

注: 1. VF表示弹簧阀灌酒机, 即指无灌装管之灌酒机。

2. 型号第一个数字表示灌装阀数, 第二个数字表示压盖机头数。

五. 喷淋杀菌机

成品啤酒要获得一定的生物稳定性, 必须在装瓶后进行杀菌。

啤酒在杀菌过程中, 由热力引起的杀菌效果可用巴斯德灭菌单位 (缩写PU, 简称巴氏灭菌单位) 表示之。凡在 60℃ 经历 1

分钟所引起的啤酒杀菌效应为一个巴氏灭菌单位，即一个PU值。巴氏灭菌单位是在一定灭菌时间下的温度对数函数值，其表示公式如下：

$$PU = Z \times 1.393^{(t-60)}$$

式中 Z——时间（分）

t——温度（℃）

根据国外统计，啤酒至少要用13.7PU才能满足杀菌要求。各厂控制啤酒的PU值不尽相同，一般为了安全起见，控制的PU值略高于杀菌的界限值。但过高就会给啤酒风味带来影响，因此在设计啤酒的巴斯德杀菌设备时必须考虑这些因素。

近代化啤酒厂所采用的巴氏杀菌设备大都是隧道式的喷淋杀菌机。该机是一大型的隧道式金属槽。瓶酒进入槽内后，由输送带载运，不断向前移动，直至出口。槽里面根据灭菌要求，分为几个温度区域。各区温度均可采用自动调温阀调节温度，并自动记录之。几个区域的温度分布是先由低温加热至杀菌温度，瓶酒达到一定的PU值后，再由杀菌温度逐步冷却至接近室温，然后出槽。各个温度区域内备有不同温度的热水槽或冷水槽和热水管或冷水管。用不锈钢制的喷头或特种黄铜制成的喷嘴，将水喷成水雾，喷淋瓶子外部，达到加热、杀菌和冷却的作用。水雾越细，热交换的效果越好。但使用硬水，必须先经软化，防止喷头或喷嘴结垢，造成堵塞现象。玻璃的加热和冷却应逐渐进行，每分钟内温度变化应控制在2~3℃，以防升降温过激，引起瓶子爆破。喷淋后的水分别流入下部相应温度的水槽中，可以用蒸汽或热水加热后循环使用。各区的水温按杀菌升降温要求程序严格控制。为了防止热量散失，机壳可以做成夹壁形式。设备的体积愈大，热能的利用愈完善。机内装有各种信号系统和完全指示装置。

喷淋杀菌机的型式有多种多样，简述如下：

1. 按层数和运行方向分

有单层与双层之分。

(1) 单层喷淋杀菌机 又有同侧进出口和对侧进出口之分。同侧进出口的单层喷淋杀菌机瓶酒的运行路线为U字形；对侧进出口的单层喷淋杀菌机瓶酒的运行方向为直线型，如图8-3-32所示。

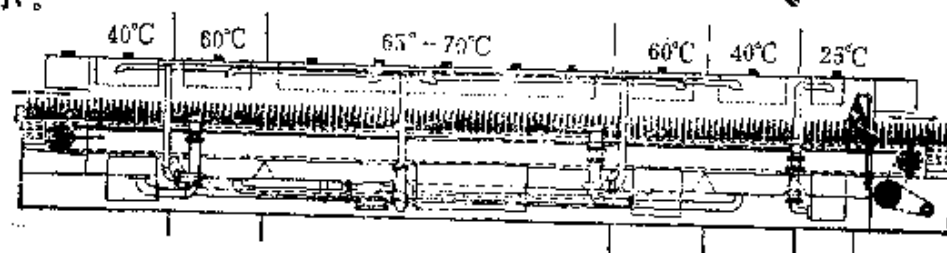


图 8-3-32 对侧进出口的单层喷淋杀菌机示意图

(2) 双层喷淋杀菌机 也有同侧进出口和对侧进出口之分。同侧进出口的双层喷淋杀菌机瓶酒运行方向系先经上层，行至对侧后，酒瓶落至下层，继续运行，返回原侧(如图8-3-33(1)所示)。两层各自喷淋水或上层喷淋后下层继续使用，以回收热量；对侧进出口之双层喷淋杀菌机，瓶酒在上下二层各自运行至对侧出口(图8-3-33(2)所示)。双层各自喷淋水，每层装置相同的喷淋设备。其示意图如图8-3-34所示。

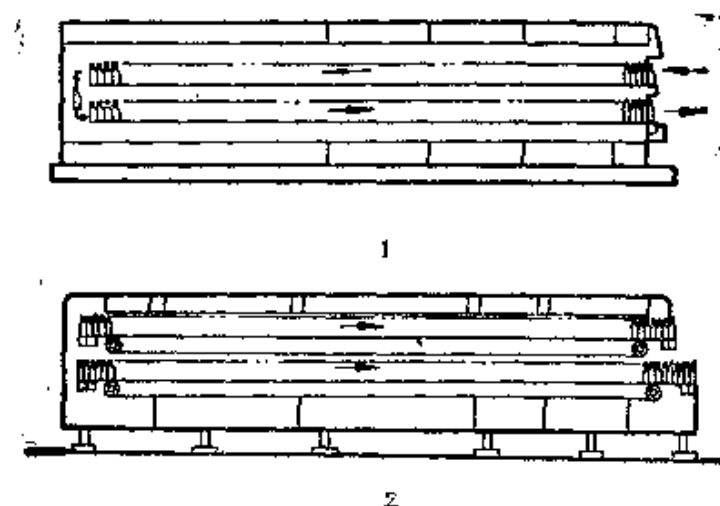


图 8 3-33 双层喷淋杀菌机的瓶酒运行示意图

(1) 同侧进出口 (2) 对侧进出口

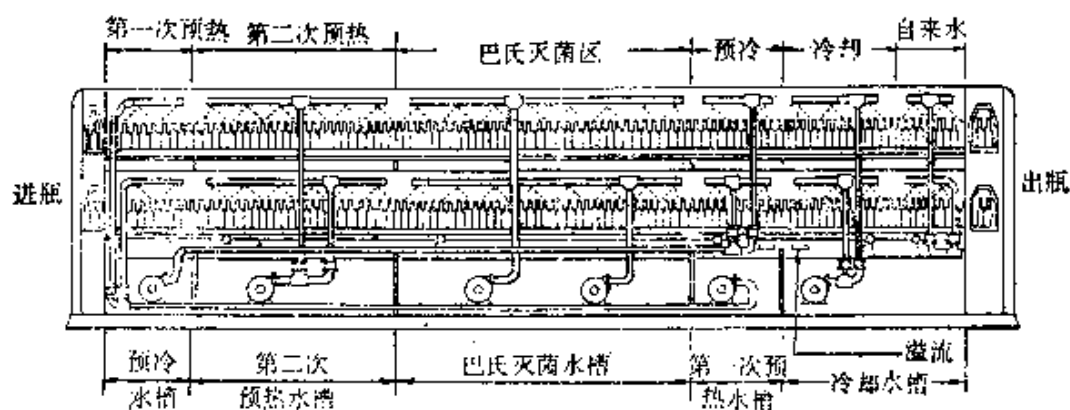


图 8-3-34 双层对侧进出口喷淋杀菌机的喷水系统示意图

2. 按酒瓶的输送系统分

喷淋杀菌机内的输送系统分链带式输送系统及步移式输送系统两大类。前者的运行为连续式，后者为间歇式。从性能上看，两者相差不多。前者结构比较简单，后者运行平稳，易向多层发展。

步移式输送系统系以液压为动力，可以用于单层或双层喷淋杀菌机。它是由两组断面为30毫米×6毫米的镀锌条板或不锈钢条板所加工的固定条板和活动条板组成。固定条板与活动条板相间而设，形成步移式的两组格栅系统，被固定在横的梁上，可以容易而准确的拆卸和安装。这些格栅有完整平滑的表面，并且紧密相间，即使最小的瓶子，也可以保证运行平稳。并且在任何温度下，活动格栅与固定格栅之间可以避免摩擦。在每一组格栅两端之间有一小的缺口，使格栅纵向膨胀不致导致扭曲的危险。

所谓步移运动是活动格栅呈矩形动作而形成的运动，如图 8-3-35所示。

- (1) 活动格栅垂直升起，将瓶子从固定格栅上提起。
- (2) 活动格栅带瓶向前移动。
- (3) 活动格栅下落，瓶子复又落至固定格栅上。
- (4) 活动格栅水平移回。稍停之后，又按前述之运动方

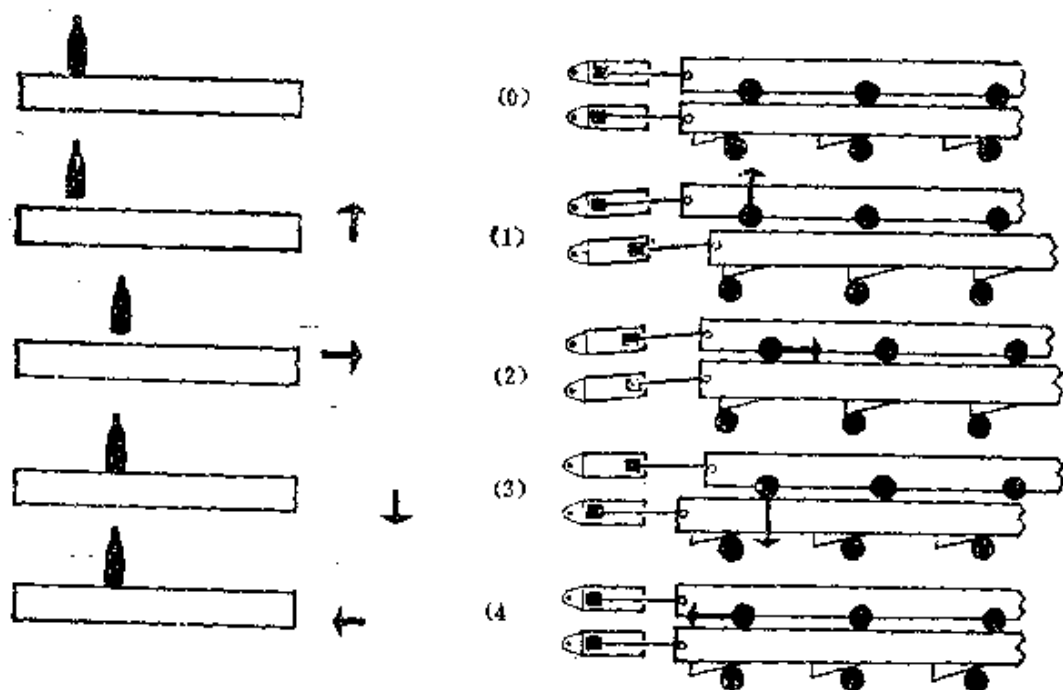


图 8-3-35 步移式输送系统的矩形动作示意图

式重复运动。

活动格栅附在横梁上，所有各组活动格栅连在一起，形成整体，被每边一端的液压活塞所操纵，而形成水平的前进和后退运动。

3. 按进瓶方式分

有直线挡板、曲线挡板、气动推杆和高速振动等多种形式。高速振动进瓶方式进瓶稳，排列紧凑，不易倒瓶，进瓶速度可以调节。

4. 按喷淋水的形式分

有用水箱通过淋水板喷淋及水管通过喷嘴喷淋水两种类型。前者水垢较易清除，后者传热效果好，耗水量及耗热能少，但易堵塞。喷淋水的加热方式，可用蒸汽或热水加热，也可通过热交换器加热。

对于双层同侧进出瓶的喷淋杀菌机，应考虑回收热量。当喷

淋水接触上层冷玻瓶时，因热的交换而使喷淋水冷却。但当其流过下层热玻瓶时，又再次发生热的交换而使喷淋水加热，这种回收热能的方法可以节约大量能量。

加热玻瓶的热量消耗，可以根据酒和玻瓶的比热（玻璃比热为0.2）准确算出。

喷淋杀菌机的标称能力不是以玻瓶容量来计算，而是以玻瓶直径及杀菌时间来决定的，选择机型时应予注意。兹以西德霍-卡机械厂所制喷淋杀菌机为例，说明其性能规格（见表8-3-8）。

表 8-3-8 霍-卡喷淋杀菌机的性能规格示例表

	单 层 结 构		双 层 结 构	
型号	PI/35-80	PI/45-80	PI/25-80	PI/55-80
标记	PI/35-150	PI/45-150	PI/25-300	PI/55-300
标称能力① 直径60毫米	6000~11300	8400~15700	12000~45000	26400~99000
70	4200~7800	5800~10800	8300~31000	18200~68200
80	3300~6200	4700~8700	6700~25000	14700~55000
90	2600~4800	3700~6900	5200~19600	11500~43200
基础宽（毫米）	2500	3500	2500	5500
长（毫米）	8000~15000	8000~15000	8000~30000	8000~30000
水需量（立方米/时）	2.0~3.0	2.5~5.0	4.5~13.0	9.0~30
热需量（1000千卡/时）	199~302	249~378	324~869	722~1820
电机数	9~11	9~13	10~18	10~16
需用功率（千瓦）	12.0~19.0	16.0~29.0	18.0~58.0	36.0~104
长（米）	9.08~16.08	9.08~16.08	9.10~31.10	9.10~31.10
宽（米）	4.0~4.2	5.0	4.10~4.20	7.10~7.20
高（米）	1.63	1.72	2.50	2.60
净重（吨）	11 ¹ / ₄ ~19	14~24	18~53	46~157
实车重②（吨）	19~32	25~43	33~116	80~238
地基荷重（公斤/平方米）		850	1000	1400

注：①指通过时间为60分钟有关的玻瓶直径。

②以0.5升容量的欧洲啤酒协会玻瓶计算。

六、贴 标 机

贴标机是用来粘贴商标的。高效的贴标机可贴身标、颈标、背标以及圆锡箔套等。

贴标机有各种型式，从取标方式分，有真空吸标和机械取标等。

真空吸标式的贴标机，其主要组成部分包括：真空取标圆筒、主体贴标圆柱、商标匣、胶水台、压标装置及传动装置等。当贴标机运转时，处在真空下的吸标圆筒便从商标匣中吸取商标一张，立即送到贴标签用的主体圆柱上，然后转至胶水台，由胶水辊涂上几条胶水横线。当酒瓶由导瓶装置送入贴标机时，圆柱上的真空吸标变为风压吹标，使商标粘贴在玻璃瓶预定的位置上，然后玻璃瓶送至压标装置处，商标被平整地压贴在瓶面上。

在变更瓶型或标签式样时，只需更换必要的部件，即可迅速投入生产。贴标机应附设计数器，以统计贴标瓶数，并设置标志器，使商标背面印上日志，以资识别。

表 8-3-9 RO-300/BB 贴标机的主要性能规格表

型 号	RO-300/BB
生产能力 (瓶/时)	9000~24000
玻璃直径 (毫米)	50~90
电 机 数	2
需用功率 (千瓦)	8.0
风压 (公斤/平方米)	3
吸风能力 (立方米/时)	35
腹标 (毫米)	68~130
胸标 (毫米)	80~110
涂胶方法	划线或全涂
机长 (厘米)	550
宽 (毫米)	110
高 (毫米)	104
机重 (公斤)	2000

此种类型的贴标机可以西德约翰·魏斯 (gohann weiss) 机械厂生产的 RO-300/BB 贴标机为例, 说明其主要性能规格 (见表 8-3-9)。

机械取标的贴标机, 其主要组成部分包括: 商标匣、胶水辊、回转的取标装置、主体贴标圆柱、传动装置等。回转取标装置本身是旋转的, 先经胶水辊, 然后经商标匣取标, 取标后以机械方式将商标转移至主体贴标圆柱上, 当玻璃瓶通过时, 由主体贴标圆柱将商标粘贴在玻璃瓶预定的位置上。其操作原理如图 8-3-36 所示。

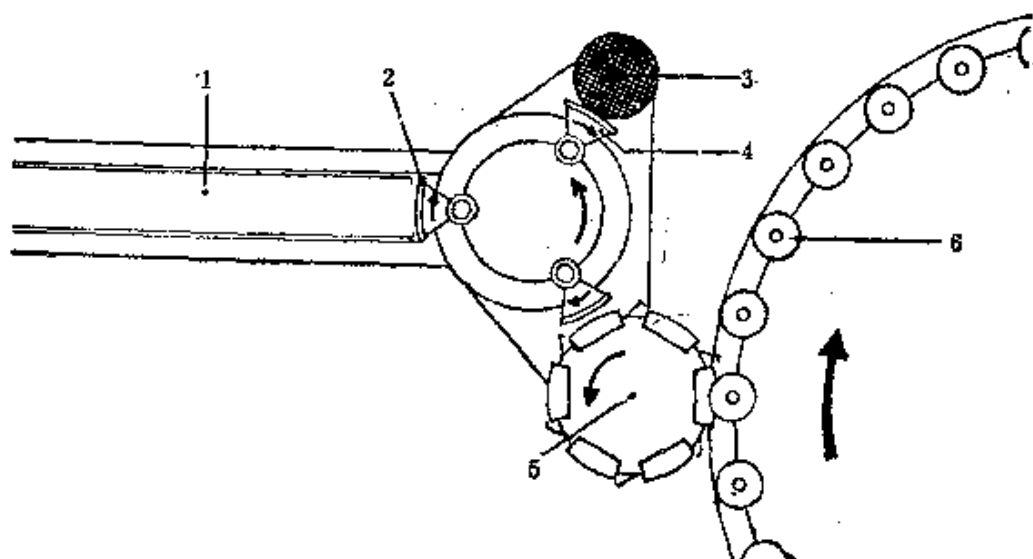


图8-3-36 机械取标贴标机的操作示意图

1—商标匣 2—取标 3—胶水辊 4—回转取标装置 5—主体贴标圆柱 6—玻璃瓶

此种类型的贴标机可以西德耶根贝格 (gagenberg) 机械厂生产的 UT₁₀ 及 BL36-6 贴标机为例, 说明其主要性能规格 (见表 8-3-10)。

表 8-3-10 BL36-6及UT₁₀贴标机的主要性能规格表

型 号	BL36-6	UT ₁₀
生产能力：最小（瓶/时）	6900	2000
最大（瓶/时）	30000	10000
电 机 数	2	2
需用功率（千瓦）	2.57	1.23
风压（公斤/平方厘米）	3	0.4
需用风量（立方米/时）	10	25
身标：横幅（毫米）	50~130	45~130
竖幅（毫米）	40~165	40~220
胸标：横幅（毫米）	—	40~115
竖幅（毫米）	—	18~40
机宽（毫米）	1800	1370
深（毫米）	1300	1415
高（毫米）	1450	1950
实车重（公斤）	1800	1500

七、装箱机和出箱机

瓶酒装箱和空瓶出箱是一项繁重的体力劳动。可以通过专门的机械方式实现装箱和出箱的机械化。如果采用立式的装出箱方式，可以利用气动的夹头，卡住瓶口，然后提起酒瓶装入箱内，或取出箱外。装箱时，要求依原来的排列方式成批装入箱内；出箱时可随意取出酒瓶而不管原来的排列次序。装箱时应添加填料，注意将酒瓶彼此隔开，可填加木条（厚约10毫米）或金属薄片等，尽量把酒瓶排列成对称形式。如果采用塑料箱，应铸成带间隔的网膜，厚约1.5毫米。酒瓶不应彼此分开，应不留间距，以避免装箱机装入酒瓶后互相撞击。

选用装箱机时，应根据瓶子特点（瓶形、容量、商标）和箱子特点考虑，使排列成行的酒瓶一次抓起，置于箱内。其装箱过程如图8-3-37所示。

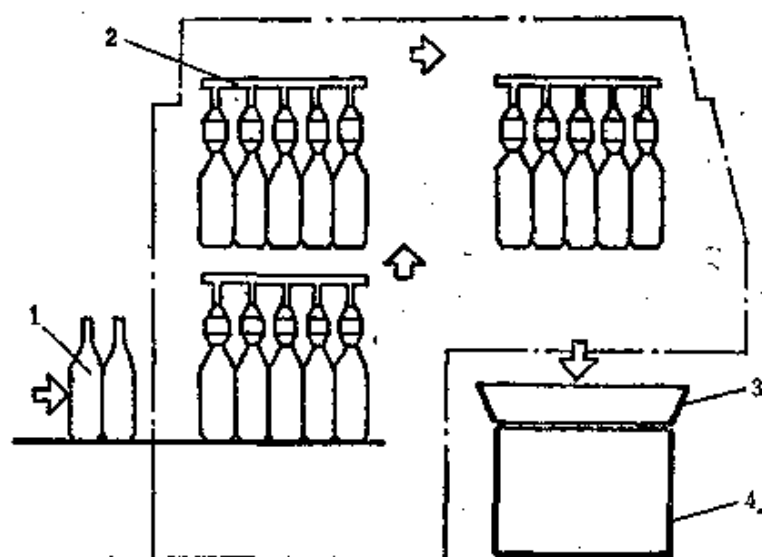


图8-3-37 装箱过程示意图

1—酒瓶 2—气动夹头组 3—导向器 4—箱子

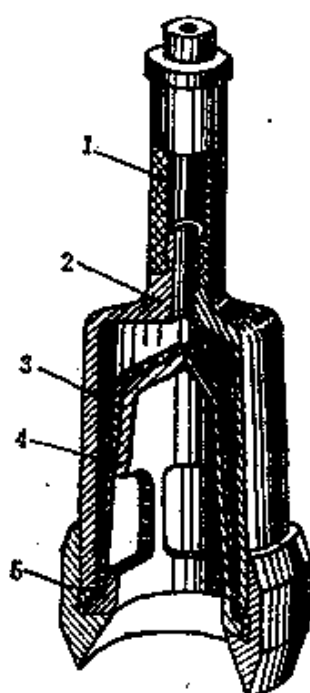


图8-3-38 气动夹头结构图

1—硬橡皮管 2—外壳 3—橡皮套 4—金属衬套 5—尼龙螺帽

装箱机的气动夹头有多种型式，但结构大同小异，一般都是金属或塑料的钟头型夹头，中间衬有环状橡皮或尼龙夹套。在夹瓶时，橡皮夹套中充气，因此向内径方向鼓起，夹住瓶子。瓶子装入箱内后，夹套中断充气，夹套瘪下，瓶子即脱离夹头装入箱内。气动夹头的结构如图8-3-38所示。

装箱机的气动夹头应做到高度安全程度，决不应发生失瓶现象。应具备电气自控设备，只要失去一个玻璃瓶，就会自动停机。

全自动的装箱机应在下列情况下自动停机：风压减小，缺少箱只，通过空箱，排错箱位，箱有碎瓶，运输中断，台面拥塞。

兹以西德恩金格尔 (Enzinger) 联合机械制造厂生产的管
理牌出箱机和装箱机为例, 说明其主要性能规格 (见表8-3-11)。

表 8-3-11 管理牌出箱机和装箱机的主要性能规格

型 号	51	154	353
头 数	1	4	8
提升次数/时	500	575	555
标称能力 ^① (箱/时)	500	2300	5000
风压 (公斤/平方厘米)	2.5	3.0	3.0
需用风量 (立方米/时)	7	23	44
需用功率 (千瓦)	265	8.0	9.8
机长 (毫米)	1756	6280	5180
宽 (毫米)	1210	3220	4160
高 ^② (毫米)	2350	3120	2550
实重 (公斤)	1740	5600	7300

① 0.5升容量的玻璃瓶在每只箱中装20瓶。

② 机身下方离地150毫米。