

食品干燥原理

本章的学习目的与要求

学习本章内容，学生能够完成食品干燥加工中最佳工艺参数的优化工作，如热风干燥，应该使空气温度、湿度、流速、流向与食品材料的组织结构、水分含量、大小与形状以及品质要求等达到最佳状态。要求学生掌握湿空气的性质和食品中水分的性质，并能熟练运用湿空气焓湿图解决实际问题；掌握影响干燥过程中湿热传递的因素；能够测绘干燥过程曲线；熟悉常用的干燥方法和干燥设备；了解真空冷冻干燥基本原理与设备。

食品干燥是食品储藏加工中的主要技术之一，通过干燥技术将食品中的大部分水分除去，达到降低水分活度，抑制微生物的生长与繁殖，延长食品储藏期的目的。

食品的干燥方法较多，一般按加热方式可分为四大类：

(1) 导热干燥 热量通过与食品材料接触的加热面直接导入，使材料中的水分汽化排除，达到干燥的目的。这种干燥方法要求食品材料与加热面之间应该有良好的接触表面，同时，食品材料的导热性能也要好，否则，将造成接触表面处过热、焦化等不良现象。导热干燥一般用于液体食品材料较多，有时为了加快干燥过程，降低水分汽化温度，往往在真空下进行。

(2) 辐射干燥 热量通过电磁波的形式由辐射加热器传递给食品材料表面，再通过材料自身的热量传递，使内部的水分汽化，达到干燥的目的。这种干燥方法常用于具有较大表面积的材料。有时为了加快干燥过程，降低水分汽化温度，往往配合真空技术进行。辐射干燥在食品工业上应用较多，它除了具有脱水作用外，同时还有杀菌作用。如果再配备真空环境，干燥过程中还有降低氧化速率的作用，是干燥热敏性食品、易氧化食品的有效方法。

(3) 介电加热干燥 在高频电场中，食品材料中的水分子处于高速旋转与振动，由此产生的热量使水分汽化，达到干燥的目的。

电场的频率低于 3 00 MHz 时，称为高频加热，频率为 300 ~ 300 000 MHz 时为超高频加热。工业上微波加热所用的频率为 915 MHz 和 2 450 MHz。微波干燥时，湿物料在高频电场中很快被均匀加热，由于水分的介电常数比固体物料的介电常数高，当干燥到一定程度时，物料内部的水分比表面水分多，物料内部所吸收的电场比表面多，致使物料内部的温度高于表面温度，温度梯度与水分扩散的浓度梯度方向一致，即传热和传质的方向一致，使干燥时间大大缩短。这一特点是导热干燥、辐射干燥和对流干燥无法比拟的。

(4) 对流干燥 热量以对流的方式传递给湿物料，使食品材料中的水分汽化，以达到干燥的目的。一般传热介质为湿空气。湿空气的作用是将加热器的热量传递给湿物料，同时将湿物料汽化出来的水分带走。根据空气的流动状态，湿空气有时也起流化物料、输送物料的作用。对流干燥成本低，是食品工业上应用最普遍的干燥技术，如固定床干燥、流化床干燥、喷雾干燥等。

根据加热方式和干燥原理，本节重点介绍对流干燥原理和真空冷冻干燥原理。

1 湿空气的热力学性质

湿空气是干空气和水蒸气的混合物，在食品干燥中，湿空气起着传热与传质的作用，即湿空气将加热器提供的热量传输给食品，食品受热后蒸发出来的水分再由湿空气携带出去。湿空气的这种传热与传质作用可用其状态变化量衡量。又由于湿空气在未达到饱和时可视为理想气体，因此，可借用理想气体状态方程分析其热力学性质。

1.1 绝对湿度和相对湿度

绝对湿度为单位体积湿空气中水蒸气的含量，其值等于在水蒸气分压 p_v 下水蒸气的密度 ρ_v 。对于不饱和湿空气，水蒸气的状态为过热状态，由理想气体方程得

$$\rho_v = \frac{p_v}{R_v T} \quad (\text{kg/m}^3) \quad (12-1)$$

式中 R_v 为水蒸气的气体常数，其值为气体常数与水蒸气的分子质量之比，即 $R_v = \frac{R}{M_v} = \frac{8.314.3}{18.016} = 461.5 \text{ J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ，如果空气中水蒸气达到饱和，其饱和绝对湿度为

$$\rho_s = \frac{p_s}{R_v T} \quad (12-2)$$

式中 p_s 为水蒸气饱和蒸汽压。在饱和状态下，空间内水蒸气分子的数目已达到了极限，再增加就会使分子被挤压而液化，所以这时候的湿空气已不具备继续吸收水分的能力。为了表征湿空气的吸湿能力，常引进“湿度比”的概念，即

$$\phi = \frac{\rho_v}{\rho_s} = \frac{p_v}{p_s} \quad (12-3)$$

习惯上叫做相对湿度。实际上， ρ_s 和 p_s 是湿空气在相同温度下， ρ_v 和 p_v 的最大值。

1.2 湿含量 d

湿含量是对单位质量干空气而言所含水蒸气的质量。其值等于水蒸气的密度 ρ_v 与干空气的密度 ρ_a 之比。设干空气的分压力为 p_a ，干空气的气体常数为 R_a ，则

$$d = \frac{\rho_v}{\rho_a} = \frac{\frac{p_v}{R_v T}}{\frac{p_a}{R_a T}} = \frac{R_a p_v}{R_v p_a}$$

由空气平均相对分子质量 $M_a \approx 29$ ，得 $R_a = 287 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。且湿空气的总压强 $P = p_a + p_v d$ ， $p_v = \phi p_s$ ，得

$$d = 0.622 \frac{p_v}{P - p_v} = 0.622 \frac{\phi p_s}{P - \phi p_s} \quad (12-4)$$

1.3 湿空气的比热容和比体积

湿空气的比热容是以单位质量干空气为计算基础，即含 1 kg 干空气的湿空气温度升高 1 K 所需吸收的热量，它应等于 1 kg 干空气升温所需的热量和 d kg 水蒸气升温所需热量之和。设 c_H ， c_a ， c_v 分别表示湿空气、干空气和水蒸气的比热容，则有

$$c_H = c_a + c_v d \quad (12-5)$$

因为干空气和水蒸气在温度 $0 \sim 120^\circ\text{C}$ 范围内的平均定压比热容分别约为 1.0 和 1.93 kJ/(kg·K)，故有

$$c_H = 1.0 + 1.93d \quad (12-6)$$

湿空气的比体积 v_H 是指含有单位质量干空气的湿空气所占有的体积 (m^3/kg)

干空气)。即

$$v_H = \frac{V}{m_a}$$

$$\frac{V}{m_a} = \frac{R_a T}{p_a} = \frac{R_a T}{P - p_v} \quad (12-7)$$

而湿含量 $d = 0.622 \frac{p_v}{P - p_v}$ ，将 p_v 代入上式，得

$$v_H = \frac{R_a T}{P} (1 + 1.608d) \quad (12-8)$$

湿空气的比容在选择风机型号时非常重要，因为在湿空气能量平衡计算时往往是以含单位质量干空气的湿空气为基准，但风机铭牌上给出的往往是单位时间的体积流量，因此在确定风机大小时需将质量流量转换成体积流量。

1.4 湿空气的热含量

湿空气的热含量或焓 h 是指含单位质量干空气的湿空气的焓。具体应用时，以 0°C 时干空气和液态水的焓值为零作为计算起点。设湿空气的温度为 T ($^\circ\text{C}$)，湿含量为 d (kg/kg) 干空气中的水蒸气，干空气的比热容 $c_a = 1.00 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ，水蒸气的比热容 $c_v = 1.93 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ， 0°C 时水的汽化潜热 $L_v = 2\,500 \text{ kJ}/\text{kg}$ ，则

$$h = c_a T + d(L_v + c_v T) = 1.00 T + d(2\,500 + 1.93 T)$$

或

$$h = (1.0 + 1.93d) T + 2\,500d \quad (12-9)$$

由上式可见，湿空气的热含量随温度及湿含量而变。式中前一项可视为湿空气的显热，后一项则为潜热。

1.5 干球温度和湿球温度

在湿空气中，用一般温度计所测得的温度称为该空气的干球温度 T ，即该

空气的真实温度，这是湿空气的一项基本状态参数。

若将温度计的感温部分包以湿纱布，置于一定温度和湿度的湿空气中，经一段时间达到稳定后，温度计所反映的温度就不再是湿空气的真实温度，而是另一低于干球温度的温度，称为湿空气的湿球温度 T_M 。

湿球温度形成的原理如图 12-1 所示，湿纱布所含的水分对主体湿空气而言是少量的，实际上，凡少量的水与大量的空气相接触都会使水温变化而达到稳定的空气湿球温度。假设开始时水温 and 空气温度相等，由于液态水表面始终存在着一层被水蒸气所饱和的空气层，此层的湿含量必大于外围不饱和湿空气

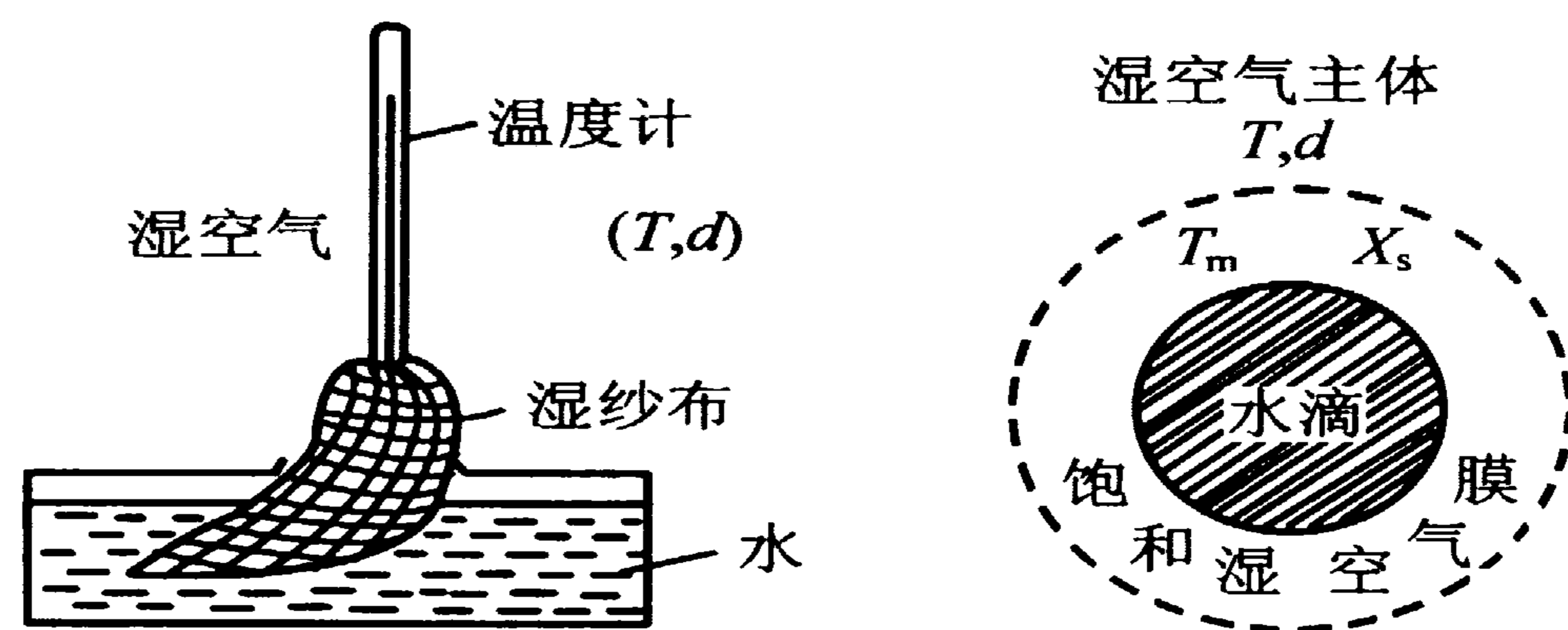


图 12-1 湿球温度形成原理

的湿含量，从而水分即不断汽化并向空气中传递，同时水分汽化需吸收热量，又势必使水温降低，水温一旦降低，就会出现空气与水滴之间的温度差，从而空气中热量又会传到水中。随着过程的进行，从空气到水滴的传热推动力愈来愈大，而从水滴到空气的水分传递的推动力却愈来愈小。最后，由空气传到水滴的热量恰好等于水滴汽化所需之热时，两者达到动平衡，水温即维持不变。此温度即为湿空气的湿球温度。

湿球温度的高低不仅与空气的干球温度 T 有关，还与空气的湿含量 d 有关，所以它是湿空气的一项状态函数。设上述湿、热交换达到动平衡时，液滴及其表面的温度为 T_M ，则

$$Q = \alpha \cdot A(T - T_M) = k_d A(d_s - d)L_V$$

$$\text{或} \quad \alpha(T - T_M) = k_d L_V(d_s - d) \quad (12-10)$$

式中： d_s 为液滴表面空气层的饱和湿含量； k_d 为汽化系数； L_V 为水的汽化潜热； α 为对流热换系数， $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{c})$ ； A 为面积， m^2

由式 (12-10) 可得湿球温度的函数式

$$T_M = T - \frac{k_d L_V}{\alpha}(d_s - d) \quad (^\circ\text{C}) \quad (12-11)$$

1.6 露点温度

湿空气的露点 T_d 是不饱和空气在其总压和湿度保持不变的情况下，而被冷却降温达到饱和状态时的温度。若湿空气的温度降低到露点以下，则所含超过饱和部分的水蒸气将以液态水的形式凝结出来。

2 湿空气的焓湿图及使用方法

2.1 湿空气的焓湿图 ($h-d$ 图)

上述所得的许多关系式给出了湿空气各项状态参数之间的相互关系。若将这些关系式直接用于食品干燥计算中，往往很繁杂。为了简化计算过程，人们绘制成湿空气的状态图，常称为焓湿图。图中表示的湿空气性质参数有：干球温度 T 、湿球温度 T_M 、焓 h 、湿含量 d 、相对湿度 ϕ 、比容 v 、及露点温度 T_d 等。各参数的等值曲线走向如图 12-2 所示，其标准曲线图为图 12-3、图 12-4 和图 12-5。这些图是在总压力等于 101.325 kPa 情况下，分别为适用于普通干燥温度区、低温干燥温度区 and 高温干燥温度区绘制。

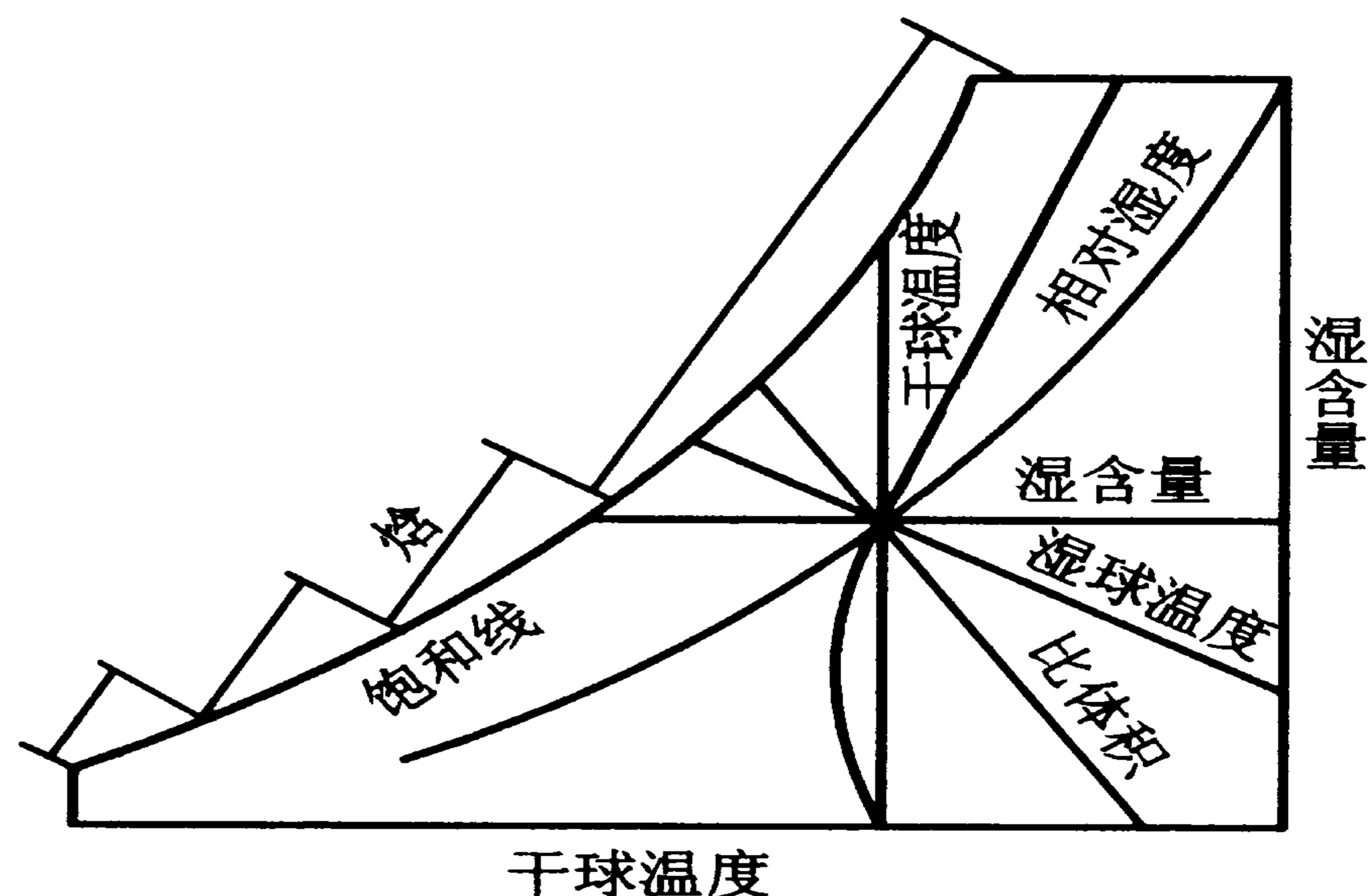


图 12-2 焓湿图的状态参数曲线走向

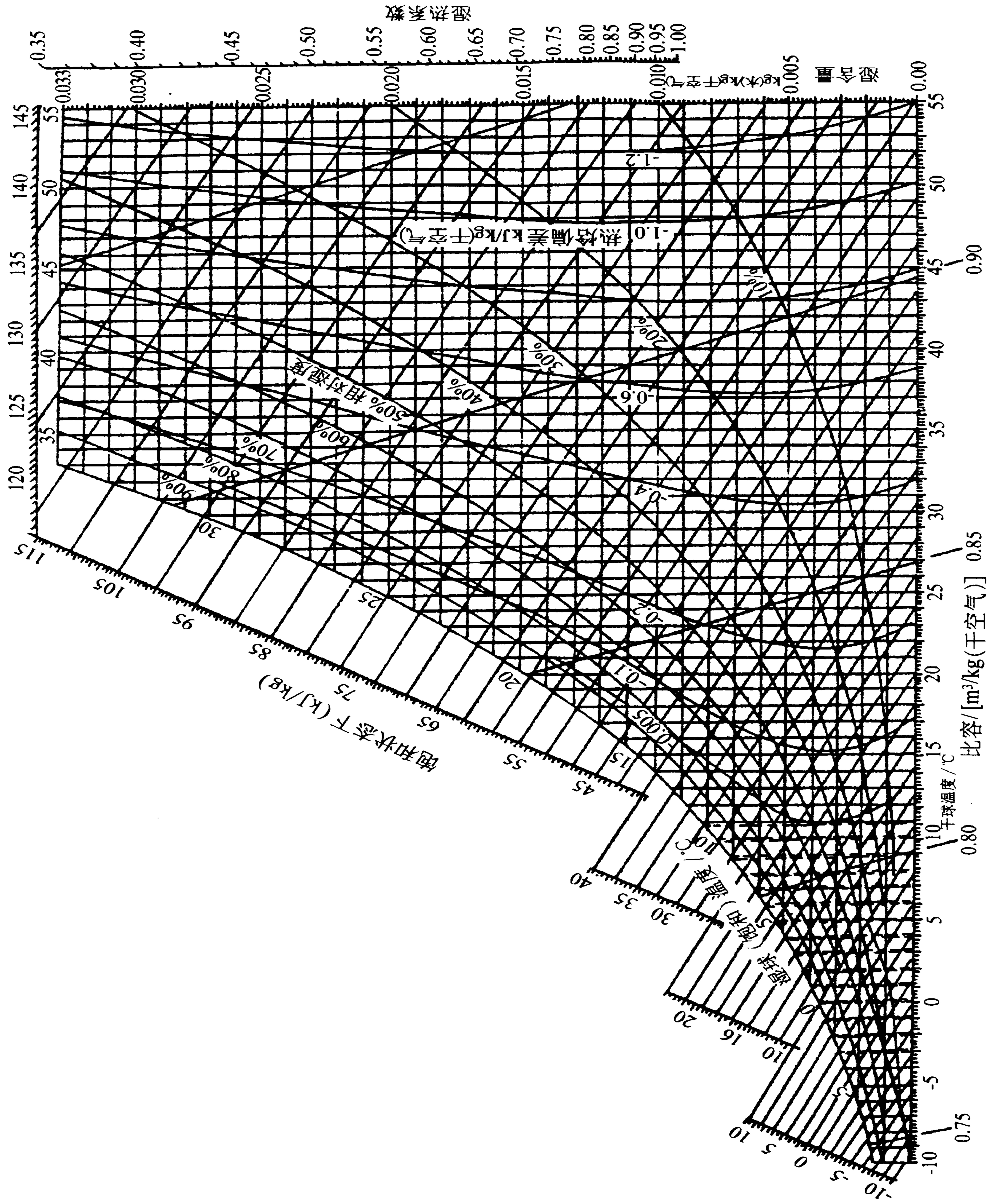


图 12-3 用于普通温度区的焓湿图

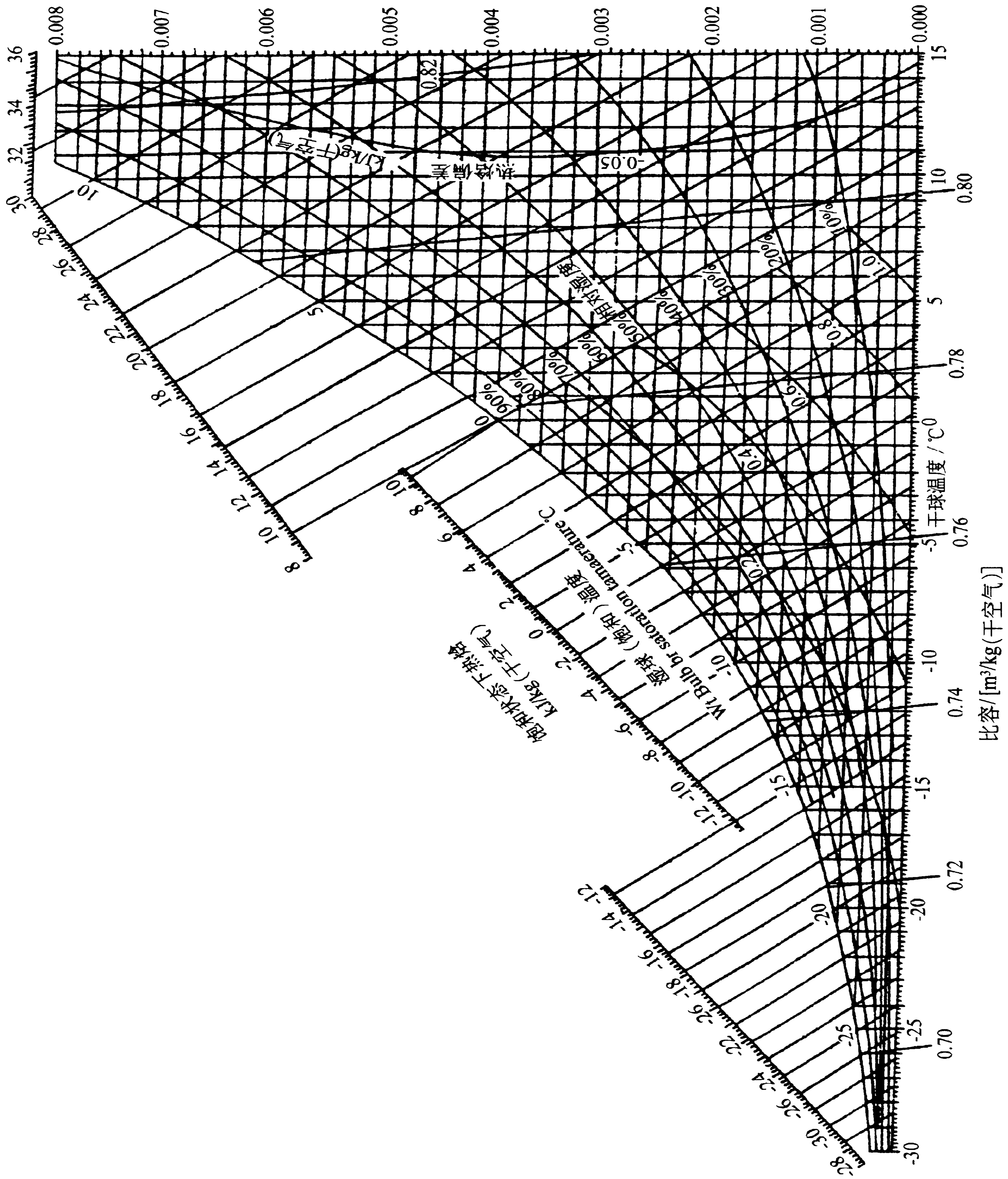


图 12-4 用于低温区的焓湿图

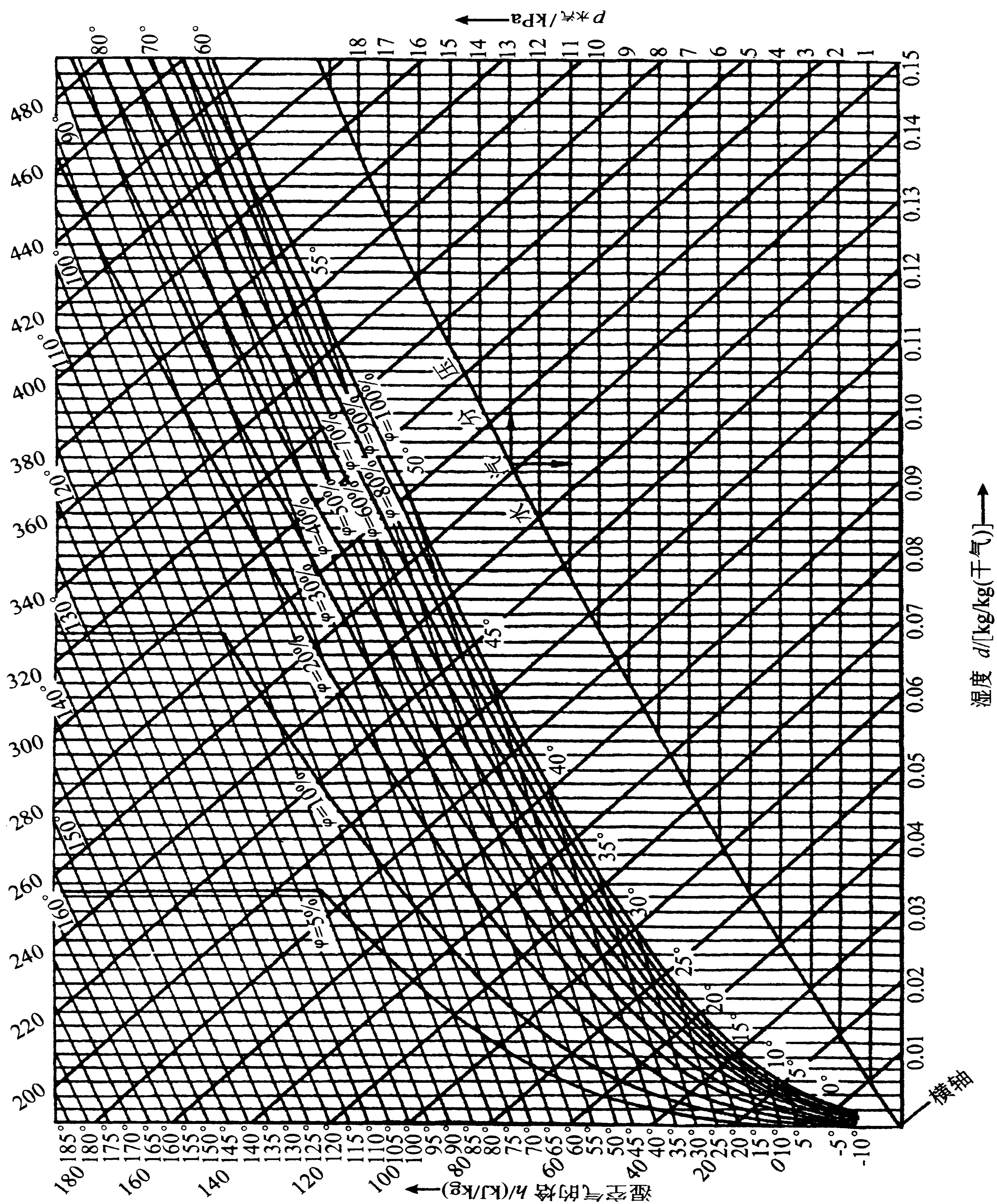
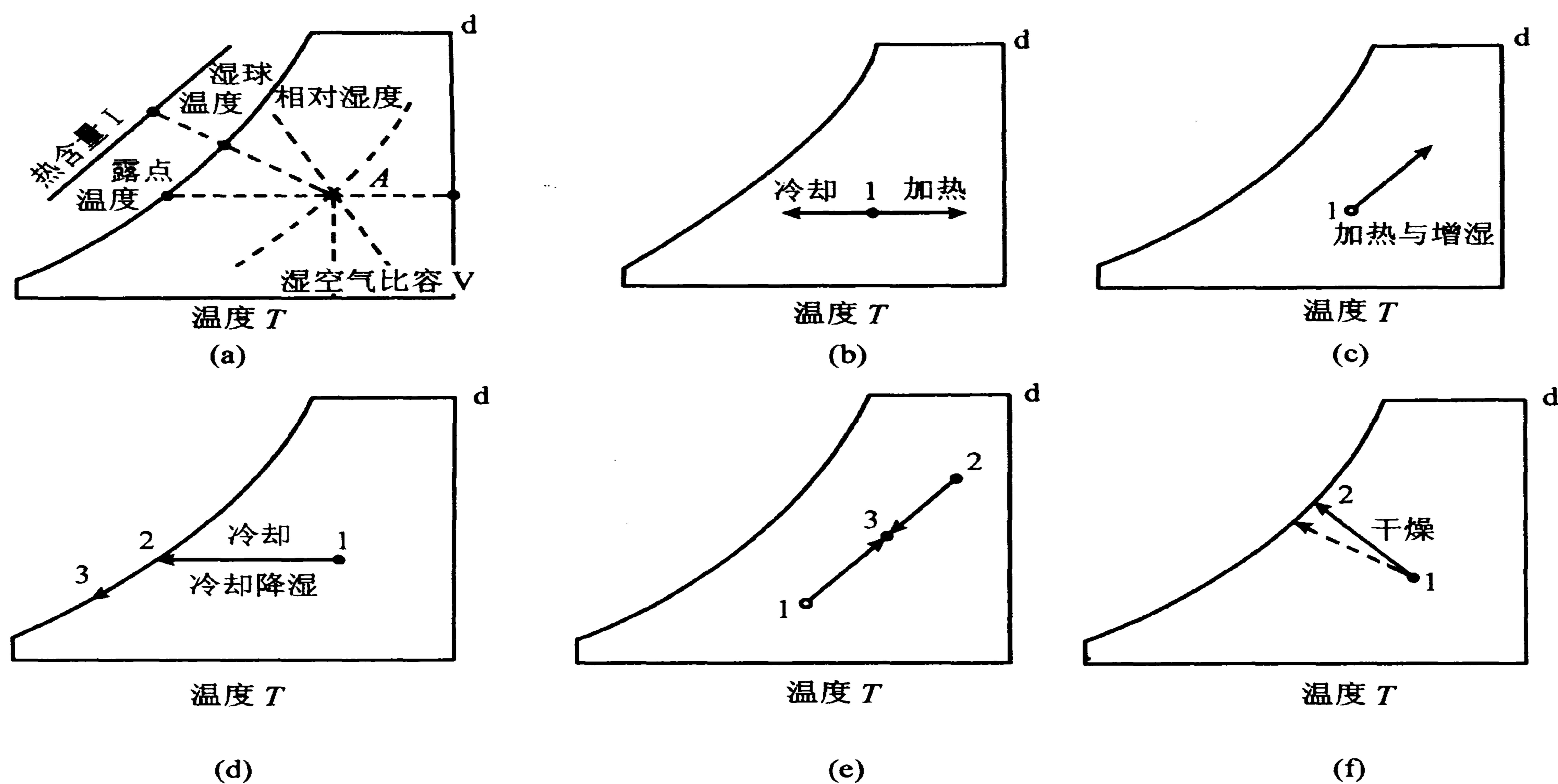


图 12-5 用于高温区的焓湿图

2.2 焓湿图的使用方法

现以图 12-6 中某状态点的走向来分析焓湿图的使用方法。



(a) 根据已知参数找状态点 (b) 从某状态点加热或冷却 (c) 增湿加热过程
(d) 冷却去湿过程 (e) 两种湿空气混合
(f) 湿空气干燥食品过程

图 12-6 焓湿图应用分析

图 12-6 中 (a) 表示当已知任何两个参数时, 可在图上找出状态点 A, 然后由该点找出其他参数。图 12-6 中 (b) 表示状态点 1 在等湿条件下的加热或冷却过程。

图 12-6 中 (c) 表示湿空气由点 1 向增温又增湿方向发展。

图 12-6 中 (d) 表示由状态点 1 先等湿降温, 直到饱和线后再沿饱和线去湿。

图 12-6 中 (e) 表示两种湿空气 1 及 2 相混合的过程, 当两种状态的湿空气 1 和 2 混合时, 其混合后的状态点 3 必在 1~2 的连线上。根据质量守恒原理, 混合后状态点位置必靠近其中气体质量较大的一方。如 1, 2 点的气体中干空气

质量分别为 m_1 及 m_2 ，则点 3 距点 1 及点 2 的距离 L 满足下式

$$\frac{m_1}{m_2} = \frac{L_{(3-2)}}{L_{(1-3)}} \quad (12-12)$$

即根据已知两状态点的质量 m_1 及 m_2 ，可从图上按反比例关系确定混合气体状态点 3 距点 1 的距离 $L_{(1-3)}$ 及点 2 距点 3 的距离 $L_{(3-2)}$ 。

混合后状态点的确定也可根据混合过程中的质量守恒和能量守恒原理，由两种干空气的质量 m_1 及 m_2 、焓 h_1 及 h_2 以及湿含量 d_1 及 d_2 计算获得混合后状态点 3 的湿含量 d_3 及焓 h_3 ，由此可查得混合后的其他参数。

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad (12-13)$$

$$m_1 d_1 + m_2 d_2 = m_3 d_3 \quad (12-14)$$

$$m_1 h_1 + m_2 h_2 = m_3 h_3 \quad (12-15)$$

由此得

$$d_3 = \frac{m_1 d_1 + m_2 d_2}{m_1 + m_2} \quad (12-16)$$

$$h_3 = \frac{m_1 h_1 + m_2 h_2}{m_1 + m_2} \quad (12-17)$$

图 12-6 中 (f) 表示湿空气干燥食品时的过程，若忽略干燥中湿空气对食品加热所用去的热量及加热室侧壁的散热损失量，则用湿空气干燥食品的过程应该近似为等焓过程。理论干燥过程即是一条等焓线。但由于前述各项热量损失，其状态点的走向并非沿等焓线变化，而是少许向下倾斜。

3 湿物料的基本性质

3.1 湿物料的形态和物理性质

(1) 湿物料可按其外观形态的不同而分为下列几种：

- ①散粒状：如谷物、各种油料种子；
- ②晶体：经过滤分离后的各种晶体，如葡萄糖、柠檬酸、盐等；
- ③块状：如马铃薯、胡萝卜、面包等；
- ④片状：如果蔬、肉类切片、葱蒜头刨片、饼干等；

- ⑤条状：马铃薯条、刀豆、香肠等；
 - ⑥粉末状：淀粉、奶粉等；
 - ⑦膏糊状：如麦乳精浆体等；
 - ⑧液态：包括各种溶液、悬浮液和乳浊液如牛奶、蛋液、果汁等。
- (2) 湿物料又可按其物理化学性质的不同粗略分为两大类：

①液体

a 溶液：如葡萄糖、味精等水溶液及食品的浸出液；

b 胶体溶液：如蛋白质溶液、果胶溶液等。

②固体

a 结晶质的固体：如糖和食盐等；

b 胶质分散系：如明胶、淀粉质物料等。

其中，后一大类是多见的。胶质固体又可分3类。弹性胶体是典型的胶质固体，如明胶、面团等。当除去水分后，这种物料将收缩，但保持其弹性。脆性胶体除去水分后要变脆，干燥后可能转化为粉末，如木炭、陶质物料等。第三类是胶质毛细孔物料，如谷物、面包等，其毛细管壁具有弹性，干燥时收缩，干燥后变脆。

3.2 湿物料中水分存在形式和表示法

(1) 物料中水分存在形式

①机械结合水：这部分水处于食品表面和粗毛管中，与干物质结合较松弛，以液态存在，易于蒸发，干燥主要是去掉这种水。

②物理化学结合水：这部分水是指吸附水、渗透水和结构水，其中吸附水与物料结合比较牢固，食品含水量在10%~16%时主要是微毛管水和吸附水，干燥时要去掉一部分这种水，只能以气态排除。

③化学结合水：这部分水是经过化学反应按一定比例渗于干物质分子内部，与干物质结合比较牢固，若去掉这部分水必然要引起物理性质和化学性质的变化，这种水不是干燥要排除的。

(2) 物料中水分含量表示法 食品水分又称为食品含水率，以百分数或小数表示，水分的表达方法有干基水分和湿基水分两种。

①干基水分：干基水分为食品中含有水的质量与干物质的质量之比，

$$M_d = \frac{m_s}{m_d} \quad (12-18)$$

式中： M_d 为干基水分（小数）； m_s 为食品中水的质量； m_d 为干物质质量。

干基水分的分母是干物质质量，在干燥过程中数量不变，便于工程计算，故工程计算中常以干基水分为准。

②湿基水分：湿基水分 M_w 以湿物料的质量为分母

$$M_w = \frac{m_s}{m} = \frac{m_s}{m_d + m_s} \quad (12-19)$$

式中 m 为湿物料质量。

市场交易时，一般都采用湿基水分。两者之间的换算关系为

$$M_d = \frac{M_w}{1 - M_w} \quad (12-20)$$

$$M_w = \frac{M_d}{1 + M_d} \quad (12-21)$$

3.3 湿物料中水分的活度

湿物料中水分的活度对干燥速率有决定性作用，是湿物料干燥的重要因素。倘若水蒸汽为理想气体，水分的活度即为水分的蒸汽压 p 与纯水蒸汽压 p_s 之比。而且，蒸汽压不仅与温度有关，同时也与物料中水分的化学势与纯水化学势之差有关。其间有如下关系式

$$\mu - \mu_0 = R_v T \ln \frac{p}{p_s} = RT \ln a \quad (12-22)$$

式中： μ 为物料中水分的化学势； μ_0 为纯水的化学势； p 为物料中水的蒸汽压； p_s 为同温度下纯水的蒸汽压； R_v 为水蒸气的气体常数； a 为物料中水分的活度。对于纯水，活度 $a_0 = 1$ ，对于与物料相结合的水分， $a < 1$ 。

食品中水分的活度直接与食品的保藏性有关，如图 12-7 和图 12-8 所示。食品中水分活度低于某一限度时，微生物就很难繁殖。通常当水分活度大于 0.95 时，微生物繁殖很快，而低于此值时，则明显受到抑制。实用上，一般假定水分活度等于或低于 0.75 时，可认为微生物的繁殖或其他生命活动几乎全部停止。

当湿物料与一定温度和湿度的空气相接触时，湿物料将排除水分或吸收水分。设空气的温度为 T ($^{\circ}\text{C}$)，相对湿度为 ϕ ，并假定其状态保持不变。湿物料与此空气充分接触达到平衡后，其温度也应为 T ($^{\circ}\text{C}$)，且物料中水分蒸汽压应等于空气中的水蒸汽分压。故达到平衡后，物料中水分的活度应等于空气的相对湿度。

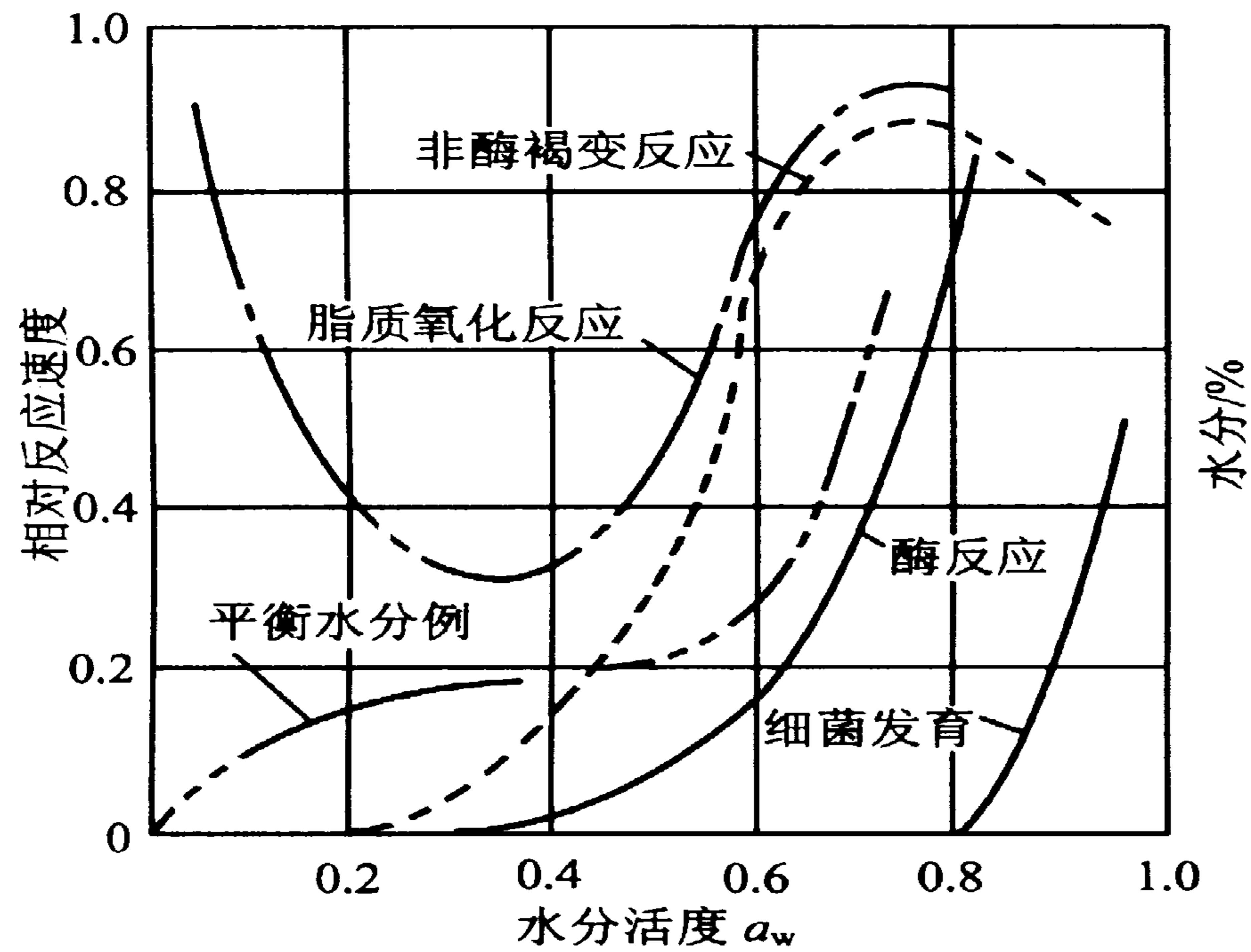


图 12-7 水分活度与食品生化反应速率的关系

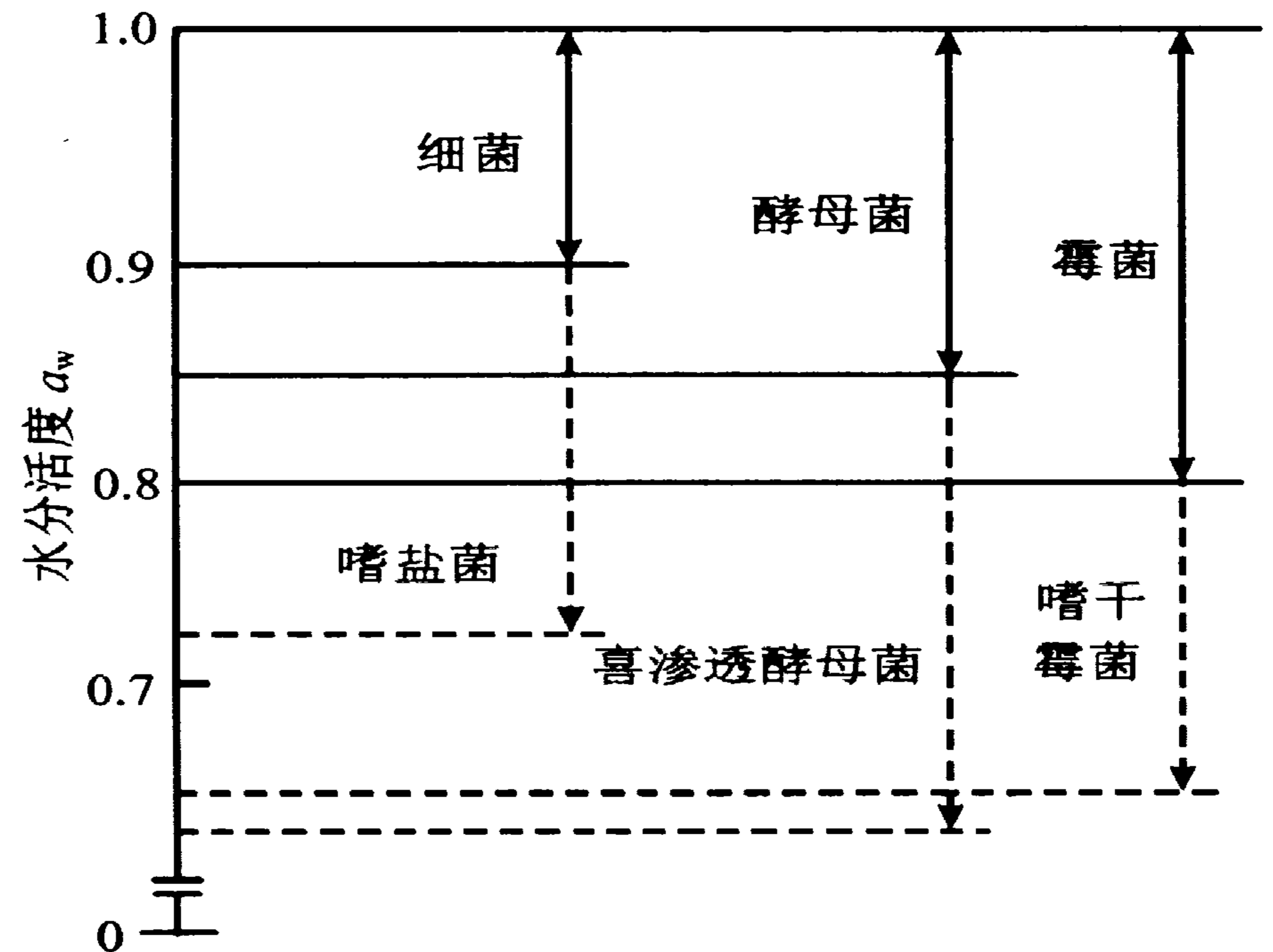


图 12-8 水分活度与微生物生长繁殖的关系

由此可知，当物料中水分活度大于空气的相对湿度时，物料将失去水分，水分活度降低；反之，当物料中的水分活度小于空气的相对湿度时，物料将吸收水分，而水分活度提高。所以，与一定状态的空气成平衡时的物料，最终必有一水分含量与之对应，这个水分称为平衡水分 M_e 或平衡湿度。平衡水分与空气相对湿度的关系曲线称为吸附等温线。图 12-9 表示马铃薯的吸附等温线。图 12-10 表示几种食品的平衡水分。表 12-1 列出若干种食品的平衡水分。

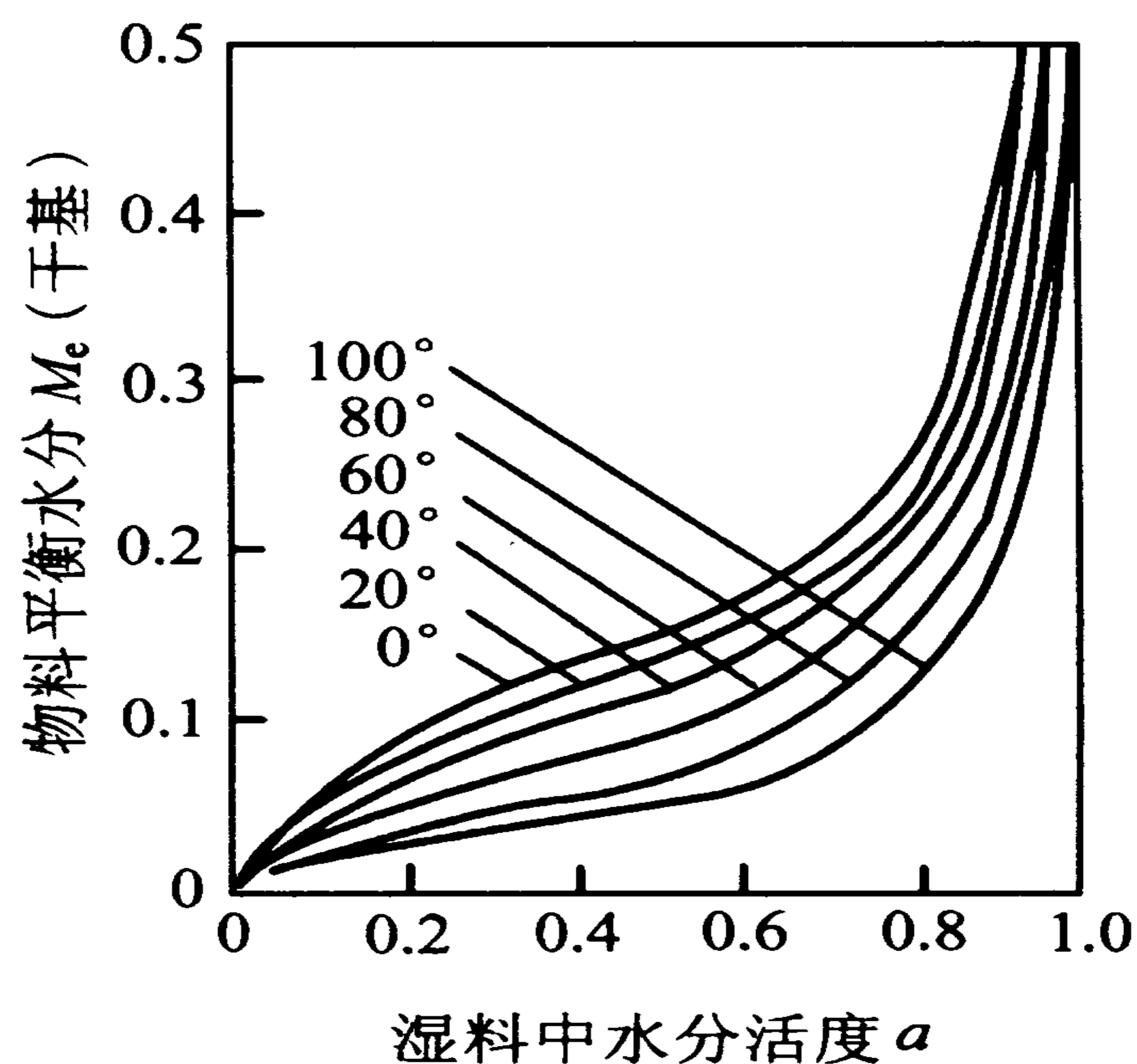
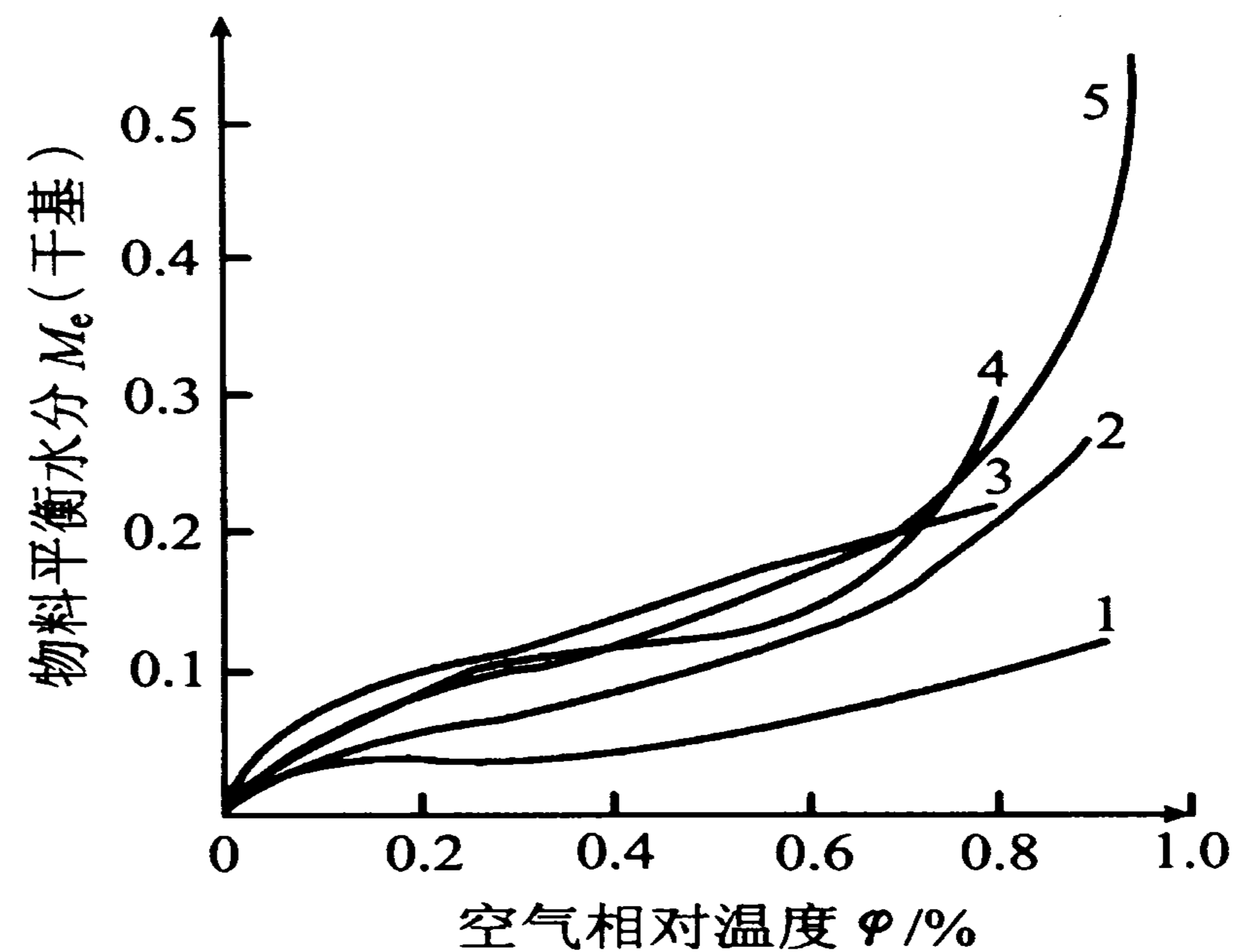


图 12-9 马铃薯在不同温度下的吸附等温线



1. 纤维素 20℃ 2. 蛋白元 25℃ 3. 马铃薯淀粉 25℃ 4. 牛肉 20℃ 5. 马铃薯 20℃

图 12-10 某些食品的平衡水分曲线

表 12-1 若干食品的平衡水分 M_e (湿基, 25℃)

	空气相对湿度 $\varphi/\%$						
	15	30	45	60	75	90	100
面粉	6.7	9.1	10.8	12.7	15.0	19.1	24.5
大米	6.6	9.2	11.3	13.4	15.6	18.8	—
玉米	6.4	8.4	10.5	12.9	14.8	19.1	23.8
大麦	6.0	8.4	10.0	12.1	14.4	19.5	26.8
燕麦	5.7	8.0	9.6	11.8	13.8	18.5	24.1

由此可见, 物料的平衡水分不仅随物料的种类而异, 而且对同一物料, 又因所接触的空气性质的不同而不同。

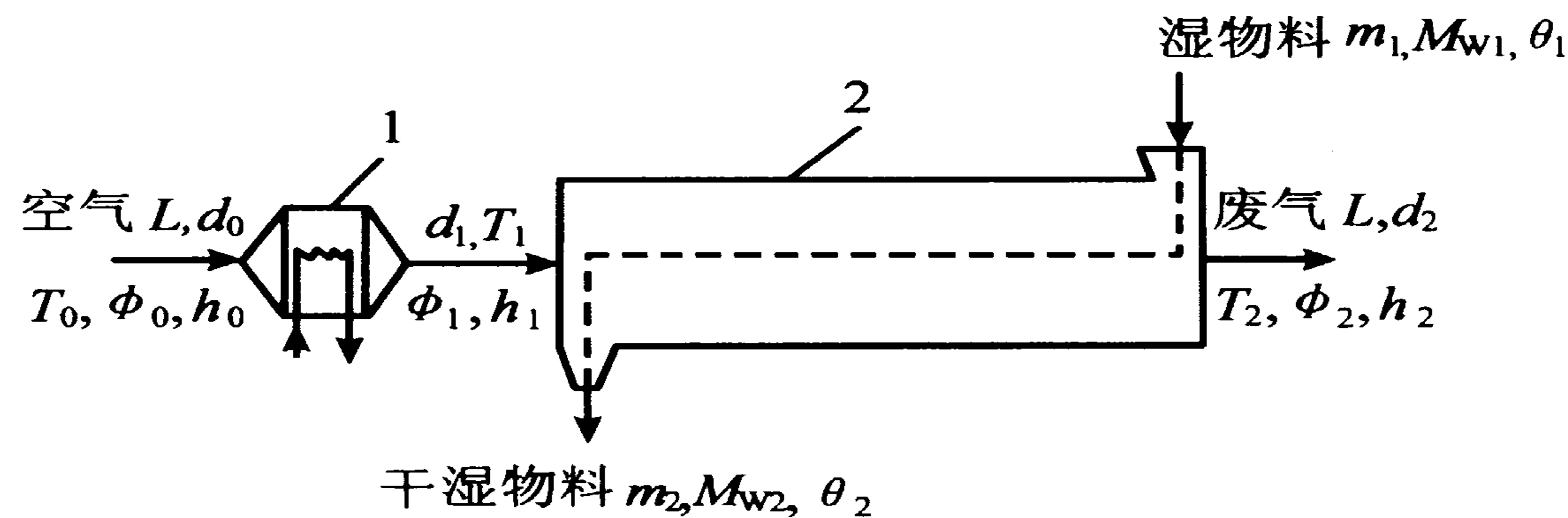
由于许多种原因, 吸附等温线不能用精确的计算方法求得, 一般采用实验测定的方法。实际上对大多数物料而言, 温度对平衡水分的影响极小, 平衡水分主要取决于空气的相对湿度。

在任何干燥情况下, 如果干燥湿空气的温度和湿度不变, 则相当于此空气状态下的物料平衡水分即为此物料可以干燥的限度。而在干燥操作中所能除去的水分, 即是物料中所含大于平衡水分的水分, 故称为可除去水分。

4 湿物料常压热风干燥过程

热风干燥通常也称为空气干燥, 在多数情况下, 空气干燥器由两个主要部分组成, 即进行预热空气的加热器(间壁式换热器或电热器)和使物料进行干燥的干燥室。在个别情况下, 也有将两者合一的, 即干燥室内设有加热装置。图 12-11 是由预热器和干燥室组成的连续式干燥系统。如图 12-11 所示, 湿物料由进口送入干燥室, 借输送机械在干燥室内移动, 干物料由出口卸出。新鲜空气由风机送入预热器中, 预热至一定温度后, 进入干燥室。当其与物料接触后, 进行湿交换和热交换, 带走汽化的水分, 并从出口作为废气排出。

显然, 空气沿干燥室流动过程中要发生状态的变化, 所以, 干燥过程不是在恒定的条件下进行, 而是在空气与物料的热力性质不断变化的情况下完成的。



1. 空气预热器 2. 干燥室

图 12-11 空气干燥器流程示意图

4.1 热风干燥过程计算

(1) 产品量和汽化水分量 物料在干燥过程中，虽然湿物料的质量在不断减少，但绝对干物质的量却不变。设 m_1 为干燥前每小时处理的湿物料量， m_2 为干燥后每小时的产品量， M_{w1} 、 M_{w2} 分别为干燥前和干燥后的湿基水分， m_d 绝对干物质的量， m_s 为每小时汽化水分量，则

$$m_d = m_1(1 - M_{w1}) = m_2(1 - M_{w2}) \quad (12-23)$$

由此得干燥产品量为

$$m_2 = m_1 \frac{(1 - M_{w1})}{(1 - M_{w2})} \quad (12-24)$$

$$m_s = m_1 - m_2 = m_1 \frac{M_{w1} - M_{w2}}{1 - M_{w2}} = m_2 \frac{M_{w1} - M_{w2}}{1 - M_{w1}} \quad (12-25)$$

由上式可知，只要测出物料的初始水分 M_{w1} ，并根据生产要求确定每小时所需的干燥产品量和干燥后的产品水分 M_{w2} ，就可计算出每小时投入干燥室的湿物料量和干燥室排出的水分量 m_s 。

(2) 空气消耗量 干燥中湿物料汽化的水分等于空气中增加的水分。设 L 为通过干燥室的干空气量， d_1 、 d_2 为进入干燥室和离开干燥室空气的湿含量，则

$$m_d(M_{d1} - M_{d2}) = L(d_2 - d_1) = m_s$$

由此得

$$L = \frac{m_d(M_{d1} - M_{d2})}{d_2 - d_1} = \frac{m_s}{d_2 - d_1} \quad (12-26)$$

$$\text{或} \quad l = \frac{L}{m_s} = \frac{1}{d_2 - d_1} \quad (12-26a)$$

上式中的 l 为汽化 1 kg 水分所消耗的干空气量，称为单位质量空气消耗量。

(3) 热耗量 主要是求空气在预热器内获得的热量，为配置干燥系统中的加热器提供参考。参照图 12-11，设 Q_0 为预热器供给的热量，kJ/h； Lh_0 为空气带入的热量，kJ/h； Lh_2 为废气带出的热量，kJ/h； $\sum Q_L$ 为因物料、运输机械的出入和干燥室的散热所造成的热损失，kJ/h。

上式输入热量各项的总和应等于输出热量的总和，即

$$\begin{aligned} Q_0 + Lh_0 &= Lh_2 + \sum Q_L \\ \text{或} \quad Q_0 &= L(h_2 - h_0) + \sum Q_L \end{aligned} \quad (12-27)$$

若以汽化 1 kg 水分所需要的热量计算，则

$$q_0 = \frac{Q_0}{m_s} = l(h_2 - h_0) + \sum q_L \quad (12-28)$$

$$\text{又因} \quad q_0 = l(h_1 - h_0)$$

$$\text{所以} \quad l(h_1 - h_0) = l(h_2 - h_0) + \sum q_L$$

$$\text{或} \quad l(h_1 - h_2) = \sum q_L \quad (12-29)$$

式 (12-29) 表明，空气在干燥室内状态变化过程取决于各项热量损失之和 $\sum q_L$ 。只有当 $\sum q_L = 0$ 时，过程才沿等焓线进行，即 $h_1 = h_2$ 。如果物料、输送设备等的进出为带入热量，且大于散热损失，则 $\sum q_L < 0$ ，因而过程线在等焓线上面。反之，如果物料、输送设备等的进出为带出热量，或物料进出虽然为带入热量但小于散热损失，则 $\sum q_L > 0$ ，因而过程线在等焓线下面。

4.2 干燥器的热效率、干燥效率和蒸发效率

干燥器的热量计算，不仅要确定干燥过程所需要的热量（热耗量），而且还必须分析总热量的分配情况，即有效热量和热损失所占的比例，以便提高热能的利用率。

干燥器的热效率是指空气在干燥室内放出的显热量与空气在预热器中获得的热量之比。由于干燥过程中湿空气的比热容近似不变，故可按下式进行近似计算。

$$\eta_h = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_0} \times 100\% \quad (12-30)$$

关于干燥器的干燥效率定义，目前尚无统一说法。多数人认为干燥效率是指用于蒸发水分所需的热量与干燥室内空气放出的显热量之比，即

$$\eta_D = \frac{m_d L_V}{L c_H (T_1 - T_2)} = \frac{m_d L_V}{L (1.00 + 1.93d) (T_1 - T_2)} \times 100\% \quad (12-31)$$

式中： c_H 为湿空气的比热容； L_V 为水的汽化潜热； m_d 为水分汽化量。

干燥器的蒸发效率是指干燥室内的实际蒸发能力与排气完全被水蒸气饱和的理想蒸发能力之比。可近似为

$$\eta_e = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_s} \times 100\% \quad (12-32)$$

式中 T_s 为进入干燥室的湿空气的绝热饱和温度。

干燥器的热效率和干燥效率反映了在干燥操作中热能的利用程度。效率愈高，表示热量利用的程度愈好。当外界空气温度一定时，提高干燥室进口温度 T_1 ，降低排风温度 T_2 ，以及增加湿度，则能节约空气消耗量和提高热效率，同时也可减少输送空气的动力消耗。但温度提高必须考虑到食品物料的耐热性。例如干燥奶粉时，奶粉中酪蛋白对热极为敏感，进风温度过高，易发生焦粉，排风温度过低，干燥室内又易发生潮粉。因此在考虑通过提高进风温度，降低排风温度来提高热效率时，必须考虑牛奶这一特性。一般对全脂奶粉，进风温度宜控制在 $150 \sim 160^\circ\text{C}$ ，排风温度控制在 $70 \sim 80^\circ\text{C}$ 。

此外，废气循环也可提高干燥器的热效率。

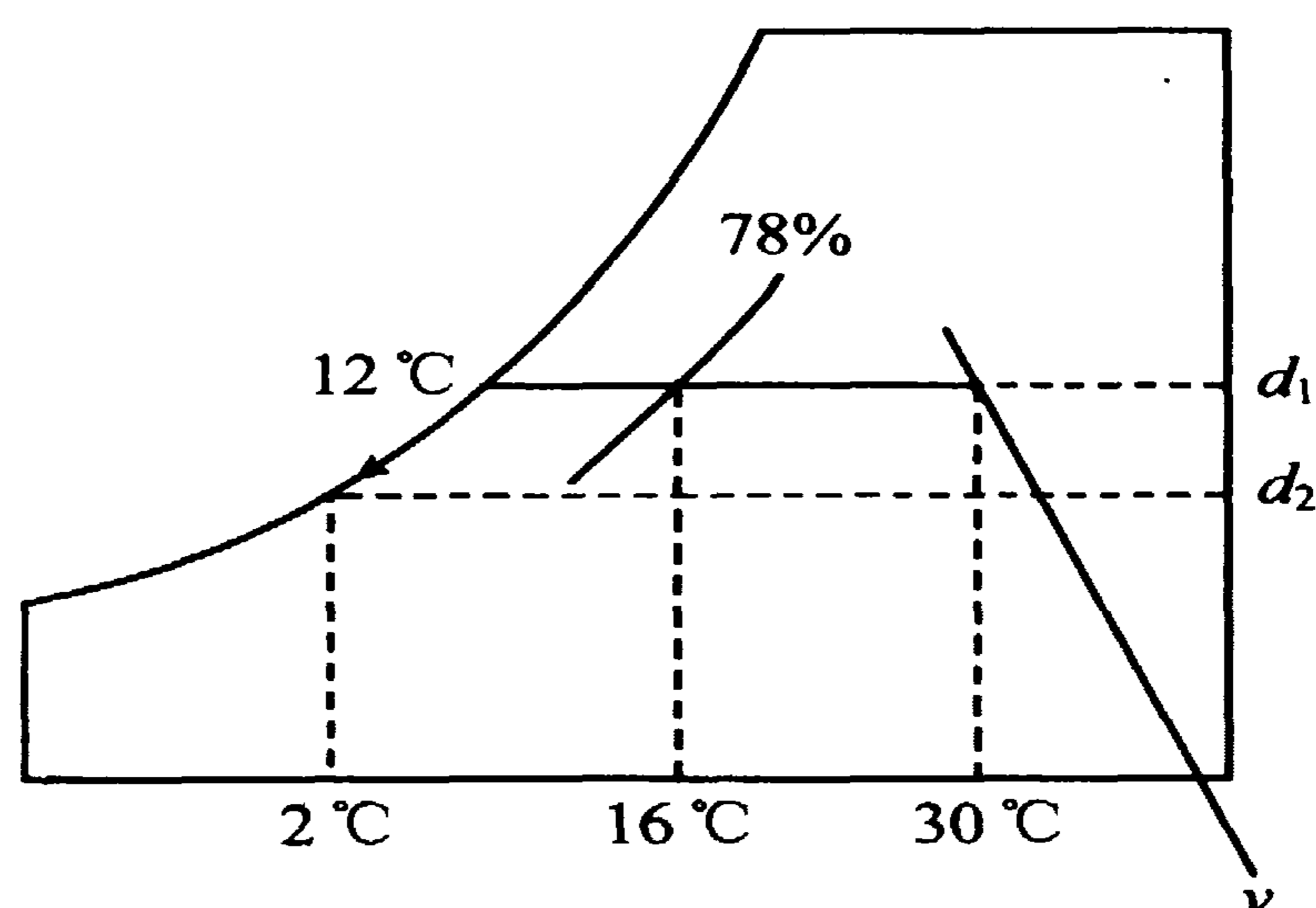
4.3 应用举例

[例 12-1] 空气的温度为 30°C ，露点温度为 12°C ，问：(1) 当冷却到 16°C 时，相对湿度为多少？(2) 有 600 m^3 的空气，当温度从 30°C 冷却到 2°C 时，能失去多少千克水？

解：(a) 参照例题图，此题为一等湿冷却过程，在焓湿图上由饱和线上的 12°C 处向右画一条水平线并与 30°C 的垂直线相交，其交点就是空气的初始状态点。由此点向左再画一条水平线与 16°C 的垂直线相交，则交点处的相对湿度即

为所求的相对湿度。其值为 78%。

(b) 由温度为 30℃、露点温度为 12℃ 的初始状态点向右画一条水平线相交于湿含量垂线上, 即得出此空气的湿含量 $d_1 = 0.0088 \text{ kg/kg}$ 干空气中的水分。然后再由初始状态点向左至饱和曲线画一条水平线并沿饱和曲线向左下方与 2℃ 的垂线相交, 此点空气的湿含量 $d_2 = 0.0042 \text{ kg/kg}$ 干空气中的水分。在初始状态点上画一条平行于比容线的直线, 并根据内插值法得出初始状态的比容为 $v = 0.87 \text{ m}^3/\text{kg}$ 。



例题 12-1 图解

因此, 空气总质量 $m = \frac{600}{0.87} = 689.66 \text{ (kg)}$

每千克空气失水量 $\Delta m = d_1 - d_2 = 0.0088 - 0.0042 = 0.0046 \text{ (kg/kg)}$

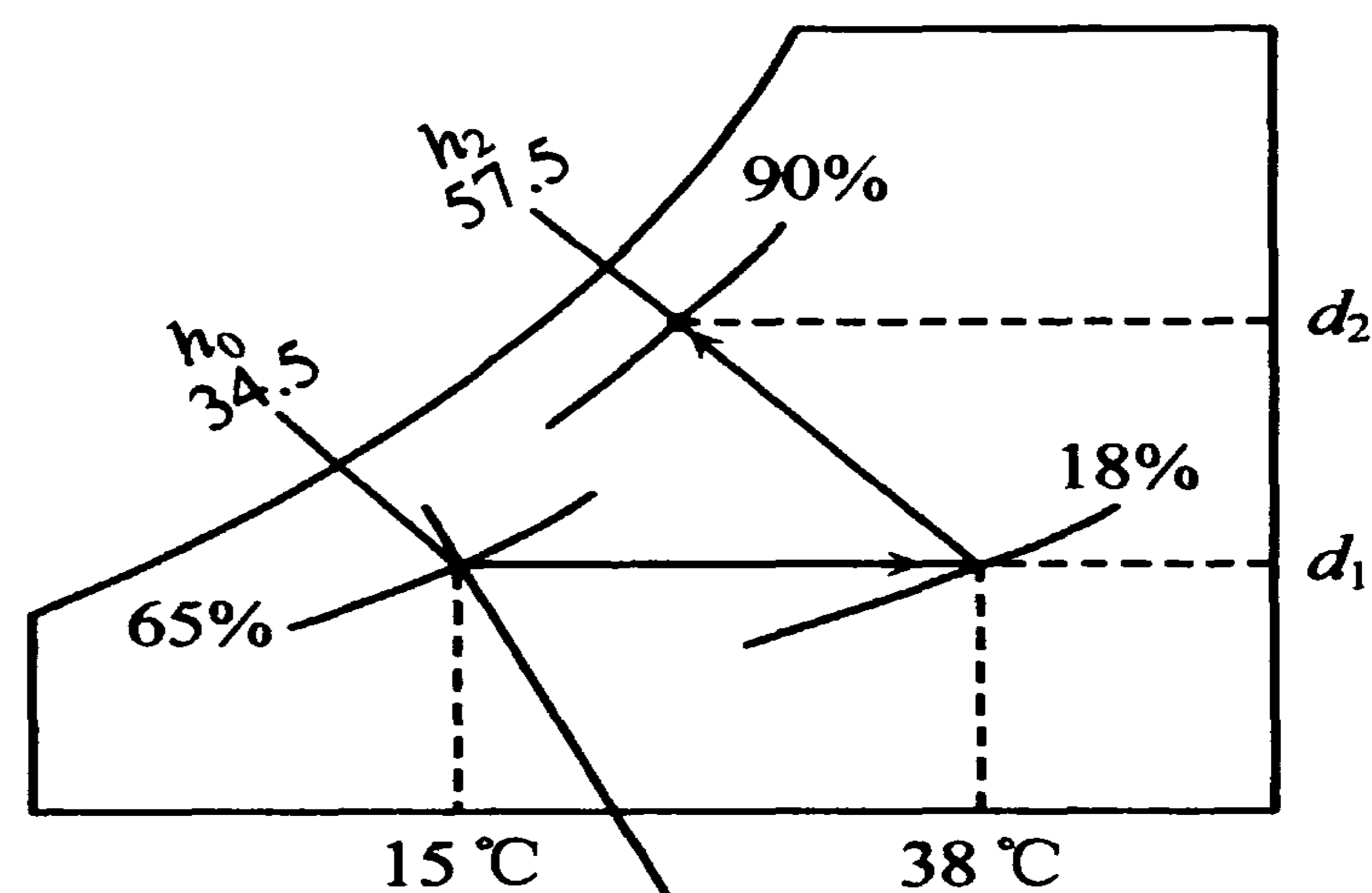
总失水量 $m_s = 689.66 \times 0.0046 = 3.17 \text{ (kg)}$ 。

[例 12-2] 温度为 16℃, 相对湿度为 65% 的空气被加热到 38℃, 通过食品料层后排出的废气相对湿度为 90%, 求 (1) 每千克空气需要多少热量? (2) 每千克空气去掉多少食品中的水分?

解: 此干燥过程可近似为绝热过程, 参照例图所示。

(1) 每千克空气需热量

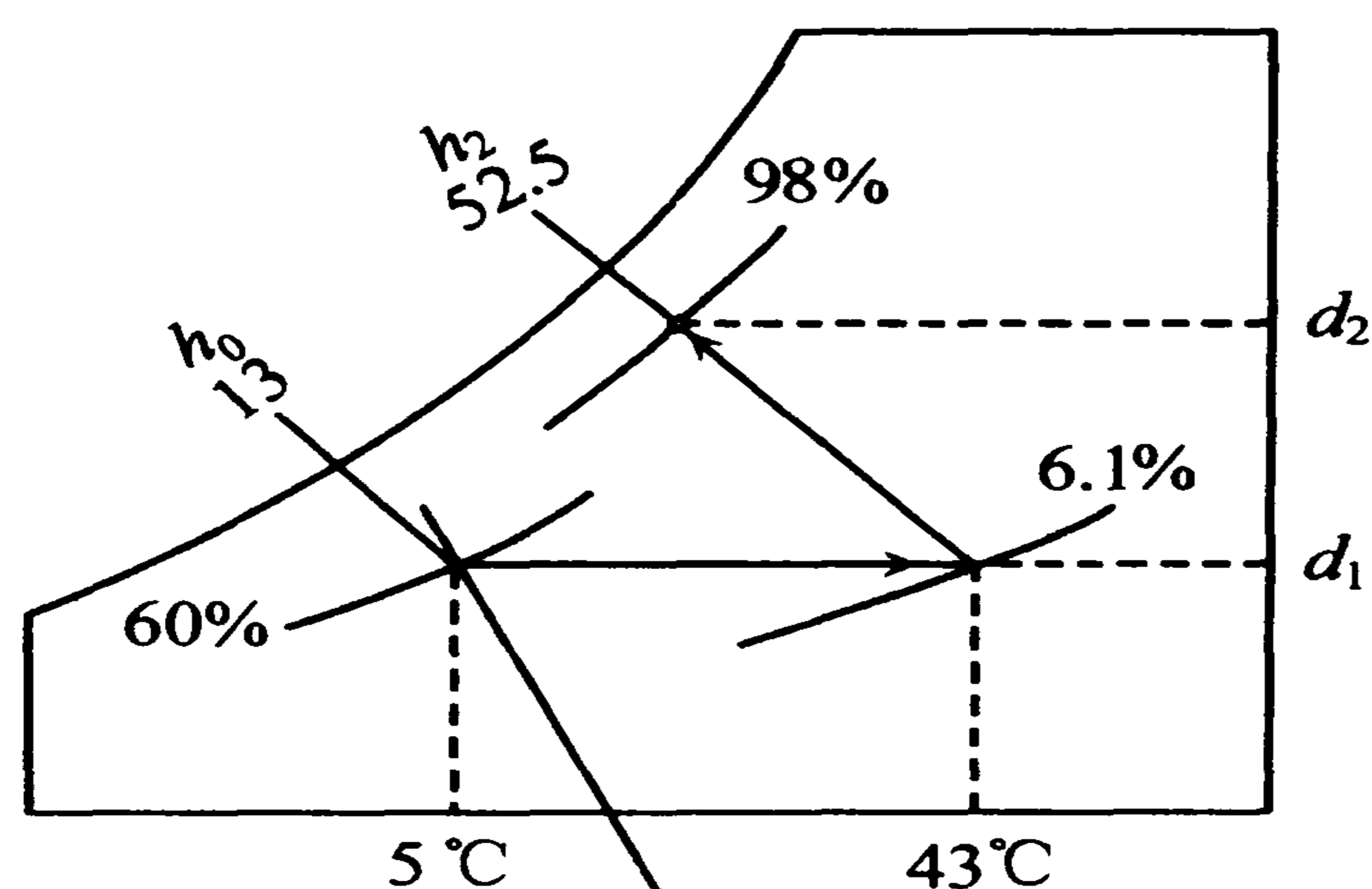
$$\Delta h = (h_2 - h_0) = 57.5 - 34.5 = 23 \text{ (kJ/kg)}$$



例题 12-2 图解

(2) 每千克空气带走的水分量

$$\begin{aligned} \Delta m &= (d_2 - d_1) = (0.0142 - 0.0072) \\ &= 0.007 \text{ (kg/kg)} \end{aligned}$$



例题 12-3 图解

[例 12-3] 要在 10 h 内将 42 000 kg 含水率为 24% 的物料干燥至 15.5%, 如果干燥空气从温度为 5℃, 相对湿度为 60% 的环境状态下加热至 43℃, 试确定风机的风量 (m^3/h)。假定从该物料中排出的废气相对湿度为 98%,

问需要多大的加热器(kJ/h)? 设为等焓干燥过程。

解: 参照图例

$$(1) \Delta m = (d_2 - d_1) = (0.0132 - 0.0032) = 0.01(\text{kg/kg})$$

每小时总需除水量 m 可由式 (12-25) 求得

$$m_s = m_1 \frac{M_{w1} - M_{w2}}{1 - M_{w2}}$$

$$m_s = \frac{42000}{10} \frac{0.24 - 0.155}{1 - 0.155} = 422.5(\text{kg/h})$$

每小时需要空气的质量流量

$$L = \frac{m_s}{\Delta m} = \frac{422.5}{0.01} = 42250(\text{kg/h})$$

每小时需要空气的体积流量

$$V = L \times v = 42250 \times 0.792 = 33462(\text{m}^3/\text{h})$$

$$(2) \Delta h = (h_2 - h_0) = (52.3 - 13) = 39.5(\text{kJ/kg})$$

每小时加热量为

$$Q = L \times \Delta h = 42250 \times 39.5 = 1668875(\text{kJ/h}) = 464(\text{kW})$$

[例 12-4] 某糖厂的回转干燥器的生产能力为 4030 kg/h, 湿糖水分 1.27%, 于 31℃ 下进入干燥器。离开干燥器时水分为 0.18%, 温度为 36℃, 环境空气温度为 20℃, 湿球温度 17℃, 空气经预热至 97℃ 后进入干燥器。自干燥器排出的废气温度 40℃, 其湿球温度为 32℃, 已知产品的比热容为 1.26 kJ/(kg·K), 试求: ①干燥器的散热损失; ②干燥器的热效率和干燥效率。

解: (1) 每小时汽化的水分量

$$m_s = m_2 \frac{M_{w1} - M_{w2}}{1 - M_{w1}} = 4030 \times \frac{0.0127 - 0.0018}{1 - 0.0127} = 44.6(\text{kg/h})$$

(2) 每小时空气消耗量

由焓湿图查得 $d_0 = 0.011$ kg/kg 干空气, $d_2 = 0.028$ kg/kg 干空气, 得

$$L = \frac{m_s}{d_2 - d_0} = \frac{44.6}{0.028 - 0.011} = 2620(\text{kg/h})$$

(3) 每小时干燥器散热损失

由焓湿图查得 $h_0 = 49.4 \text{ kJ/kg}$, $h_1 = 125 \text{ kJ/kg}$, $h_2 = 113 \text{ kJ/kg}$, 根据式(12-27) 得

$$\begin{aligned}\sum Q_L &= Q_0 - L(h_2 - h_0) = L(h_1 - h_2) \\ &= 2\,620(125 - 113) = 31\,400(\text{kJ/h})\end{aligned}$$

物料进出带走的热量 $Q_{Lf} = 4\,030 \times 1.26 \times (36 - 31) - 44.6 \times 4.17 \times 31$
 $= 25\,400 - 5\,750 = 19\,700(\text{kJ/h})$

由此得散热损失 $Q_{Lw} = 31\,400 - 19\,700 = 11\,700(\text{kJ/h})$

(4) 干燥器热效率和干燥效率

$$\eta_h = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_0} \times 100\% = \frac{97 - 40}{97 - 20} \times 100\% = 74\%$$

干燥效率

$$\begin{aligned}\eta_h &= \frac{m_s L_V}{L(1.00 + 1.93d)(T_1 - T_2)} \times 100\% \\ &= \frac{44.6 \times 2\,500}{2\,620(1.00 + 1.93 \times 0.011)(97 - 40)} \times 100\% = 75\%\end{aligned}$$

5 对流干燥理论

5.1 物料干燥机理

(1) 物料干燥过程的推动力和阻力 当湿物料受热进行干燥时, 虽然开始时水分均匀分布于物料中, 但由于物料水分汽化是在表面进行, 故逐渐形成从物料内部到表面的水分梯度。从而物料内部的水分就以此梯度为推动力, 逐渐向表面转移。设物料从内部到表面的水分梯度为 dM_w/dx , 则这种单纯由于水分梯度而引起的内部水分扩散速率 dm_w/dt 可表示为

$$\frac{dm_w}{dt} = -k_w A \frac{dM_w}{dx} \quad (12-33)$$

式中： A 为干燥物料的表面积； k_w 为物料内部水分扩散系数。

但是，物料内部水分的扩散推动力不只是水分梯度，温度梯度也可以使物料内部水分发生迁移，称为热湿导。水分分布均匀的物料，由于温度分布不均，水分将从温度高处向温度低处转移。所以热湿导的方向是由高温向低温进行。设物料内部到表面的温度梯度为 dT/dx ，则物料内部热湿导的速率 dm_T/dt 可表示为

$$\frac{dm_T}{dt} = -k_T A \frac{dT}{dx} \quad (12-34)$$

式中 k_T 为由温度梯度引起的水分扩散系数。

对任何一种干燥方法，上述两种梯度均存在于物料内部，故水分传递应是两种传递水分的代数和，即

$$m_s = m_w + m_T \quad (12-35)$$

对于热风干燥和一般辐射干燥，物料内部的温度梯度与水分梯度方向相反，此时， $m_w > 0$ ，而 $m_T < 0$ ；对于接触干燥和采用微波加热的干燥，两种梯度方向一致，即 $m_w > 0$ ， $m_T > 0$ 。

水分由物料内部扩散至表面后，便在表面汽化，并向气相中传递。可以认为在表面附近存在一层气膜，此层内的水蒸气分压等于物料中水分的蒸汽压。显然，此蒸汽压的大小主要取决于物料中水分的结合方式。水分在外部气相中传递的推动力即为此膜内的蒸汽分压与气相主体中蒸汽分压之差。造成这种蒸汽分压差（推动力）的原因，对热风干燥来说是干燥介质的流动不断带走汽化的蒸汽，对真空干燥来说是真空泵的抽吸带走汽化的蒸汽。

(2) 表面汽化控制和内部扩散控制 水分的内部扩散和外部扩散是同时进行的。虽然如此，但在不同干燥过程的不同时期，控制干燥速率的机理不一定相同。这是由于物料的结构、性质、温度以及气相情况的影响所致。因此，干燥机理是非常复杂的。水分的内部扩散速率与表面汽化速率近于相等的场合是少见的。实际上，在干燥过程中，某些物料水分表面汽化的速率小于内部扩散速率，而另一些物料，则水分表面汽化速率大于内部扩散速率。显然，速率较慢的是控制过程的关键。前一种情形称为表面汽化控制，后一种称为内部扩散控制。

5.2 干燥速率和干燥特性曲线

干燥速率是单位时间内被干燥物料所能汽化的水分，其表达式为

$$U = \frac{dm_s}{dt} = - \frac{dm}{dt} = - m_d \frac{dM_d}{dt} \quad (12-36)$$

干燥特性曲线包括水分随干燥时间而变化的曲线 $M_d = f(t)$, 温度随时间而变化的曲线 $T = f(t)$ 及干燥速率随时间而变化的曲线 $\frac{dM_d}{dt} = f(t)$ 。这些曲线是在薄层干燥条件下实验测定的。现以典型干燥过程为例 (图 12-12) 介绍上述曲线特点。

典型干燥工艺过程包括预热、等速干燥、降速干燥、缓苏及冷却五个阶段。各阶段的过程如下:

① 预热阶段: 此阶段物料受热而升温, 水分变化很小, 但干燥速率 $\frac{dM_d}{dt}$ 却由零迅速增加。

② 等速干燥阶段: 此阶段的物料温度达到了干燥空气的湿球温度, 由于物料表层水分初始较充分, 且由于由里向外扩散的距离较小, 因此能够及时补充表面汽化掉的水分, 维持稳定的干燥速率, 物料水分直线下降。该阶段相当于自由水的蒸发, 物料温度恒定在空气的湿球温度上。

③ 降速干燥阶段: 此阶段的水分较等速干燥阶段的水分显著地减少, 其内部扩散速率小于表面汽化速率, 因而干燥速率逐渐下降, 物料温度逐渐上升, 物料水分曲线趋于平缓。

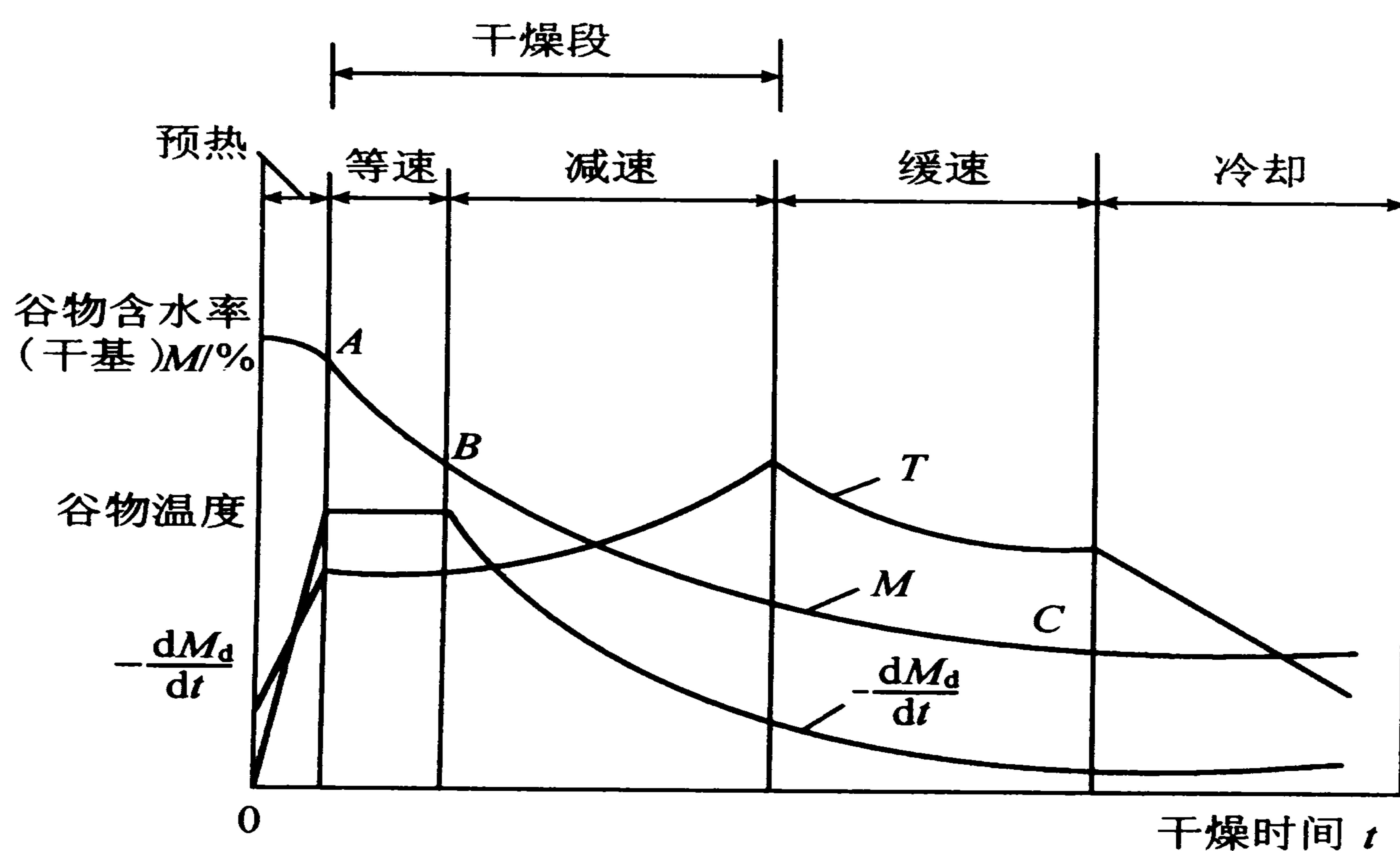


图 12-12 干燥特性曲线

④缓速阶段：此阶段的物料为保温堆放状态，使物料颗粒内、外层的热量和水分相互传递，逐渐达到表里均衡，缓速后物料表面温度有所下降，水分也少许降低，干燥速率变化很小。

⑤冷却阶段：此阶段的物料温度要求下降到不高于环境温度 5℃ 左右，冷却过程中物料水分基本保持不变。

5.3 等速干燥

(1) 等速干燥 如上所述，等速干燥阶段即是表面汽化控制段，因而干燥速率可以从理论上加以确定。对于热风从物料层表面流过的干燥情况，可按湿球温度的原理进行分析。

$$-\frac{dM_d}{dt}m_dL_v = \alpha A(T - T_M)$$

$$R_c = -\frac{dM_d}{dt} = \frac{\alpha(T - T_M)}{cL_v\rho_d} \quad (12-37)$$

式中： c 为料层厚度，m； ρ_d 为干物料的密度，kg/m³。

同理，我们可以得出边长为 a 的正方体物料的干燥速率

$$R_c = \frac{6\alpha(T - T_M)}{aL_v\rho_d} \quad (12-38)$$

边长为 $2a$ 、厚度为 c 的矩形物料的干燥速率

$$R_c = \frac{\alpha(T - T_M)}{cL_v\rho_d} \left[\frac{3}{a} + \frac{2}{c} \right] \quad (12-39)$$

对于上式中的对流换热系数 α ，它与气流和料层的相对运动方向、气流与颗粒的接触状态等有关。

① 气流平行流过料层

$$\alpha = 14.305L^{0.8} \quad (\text{W/m}^2 \cdot \text{K}) \quad (12-40)$$

式中： L 为空气质量流速，kg/(m²·s)，上式适用于 $L = 0.7 \sim 5.0$ kg/(m²·s)。

② 气流垂直穿过料层

$$\alpha = 24.1L^{0.37} \quad (\text{W/m}^2 \cdot \text{K}) \quad (12-41)$$

上式适用于 $L = 1.1 \sim 5.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

③ 固体悬浮于气流中

$$\alpha = \frac{\lambda_a}{d_p} \left[2 + 0.54 \left(\frac{d_p u_0}{\nu_a} \right)^{0.5} \right] \quad (\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (12-42)$$

式中： d_p 为颗粒直径，m； λ_a 为空气热导率，W/(m·K)； ν_a 为空气的运动粘度， m^2/s ； u_0 为颗粒沉降速度，m/s。

④ 流化干燥

$$\alpha = 0.004 \frac{\lambda_a}{d_p} \left(\frac{d_p u}{\nu_a} \right)^{1.5} \quad (\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (12-43)$$

式中 u 为流化介质空气的流速，m/s。

(2) 等速干燥时间

$$t_c = \int_0^t dt = - \frac{1}{R_c} \int_{M_{d0}}^{M_{dc}} dM_d = \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} \quad (\text{s}) \quad (12-44)$$

式中： M_{dc} 为由等速干燥转变为降速干燥时转换点的水分，称为临界水分； M_{d0} 为物料初始水分。

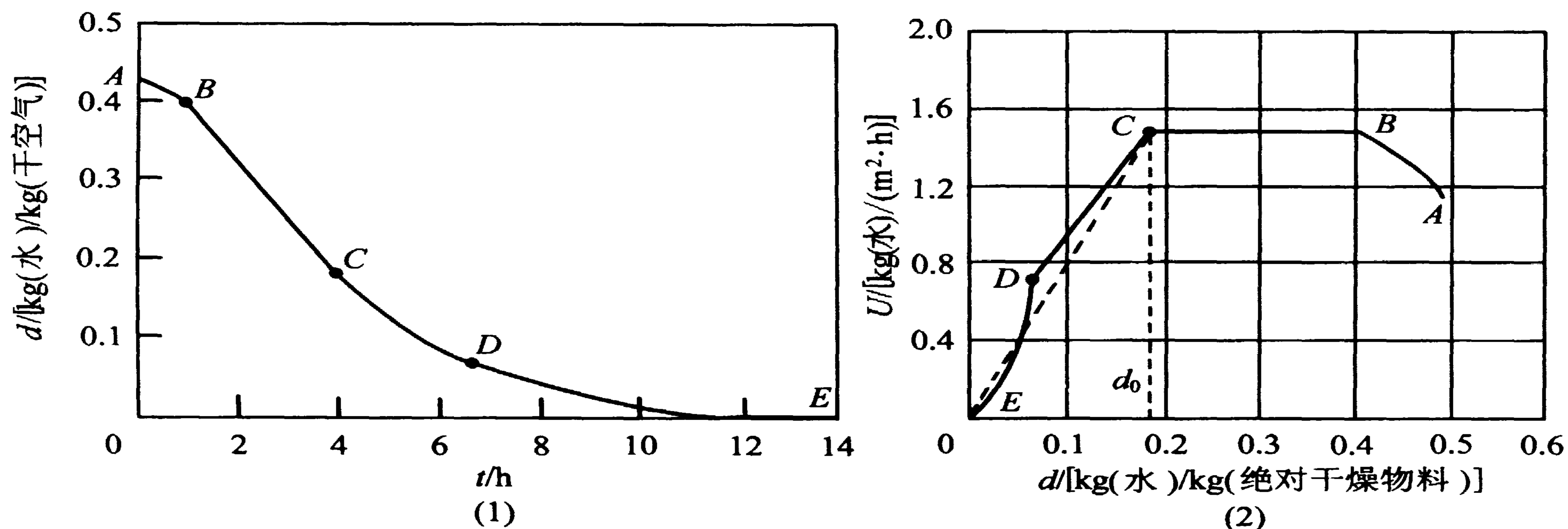
5.4 降速干燥

当物料中的水分达到某一点时，干燥特性由等速干燥转变为降速干燥。该点称为临界点或第一临界点，所对应的水分称为临界水分。第一临界点以后，物料中剩余的水分主要是物理化学结合水，即束缚水和结构水。

降速干燥即是内部扩散控制阶段，其干燥机理比较复杂，很难用纯理论进行分析。在实际应用中，往往采用理论假设和实验数据修正的方法进行分析。图 12-13 是某种物料干燥特性曲线，图中绘出水分汽化曲线与干燥速率曲线的对应关系。由图 12-13 可见，在降速干燥段曲线上出现了另一转折点，称为第二临界点。第二临界点之前称为第一降速阶段，之后称为第二降速阶段。出现第二临界点的原因有如下解释。第一降速阶段是从干外皮开始形成至全部形成之间的阶段，而第二降速阶段是干外皮向内迁移至干燥结束阶段。

由于物料结构、成分的复杂性，在降速干燥阶段可能出现各种不同的特性，

如图 12-14 所示。食品工业中,主要以降速干燥为主,其中可能会出现多个临界点。



(1) 水分汽化曲线 (2) 干燥速率曲线

图 12-13 等速干燥和降速干燥曲线

(1) 若干燥速率与物料水分近似为线性, 则降速干燥时间可按下列各式计算。

① 仅有一个降速干燥段的情况:

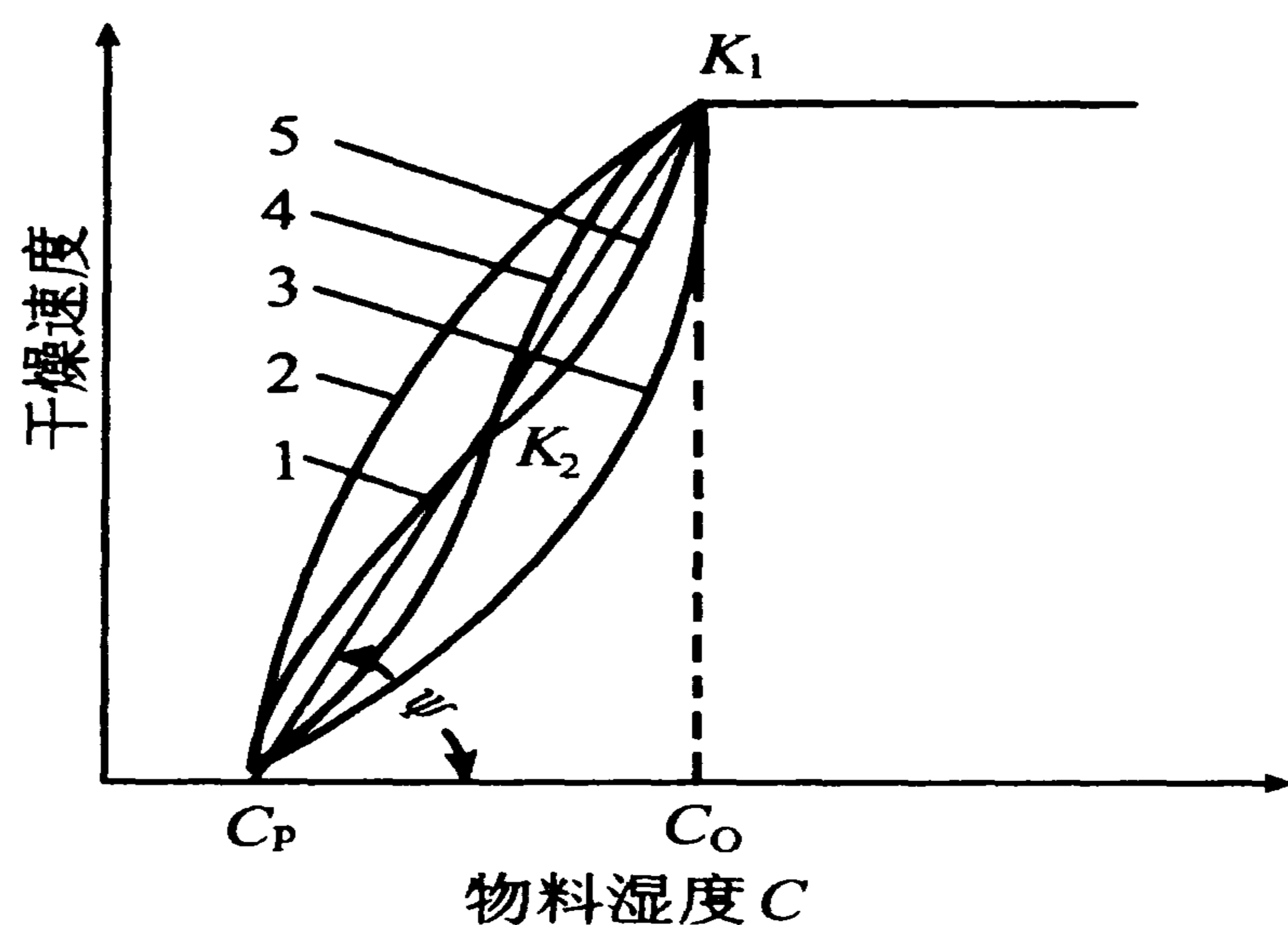
$$-\frac{dM_d}{dt} = \frac{R_c}{M_{dc}} M_d$$

$$\int_{t_c}^t dt = \frac{M_{dc}}{R_c} \int_{M_{dc}}^{M_d} \frac{dM_d}{M_d}$$

$$t - t_c = \frac{M_{dc}}{R_c} \ln\left(\frac{M_{dc}}{M_d}\right) \quad (12-45)$$

总干燥时间为等速干燥与降速干燥时间的和, 由式 (12-45) 得

$$t = \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} + \frac{M_{dc}}{R_c} \ln\left(\frac{M_{dc}}{M_d}\right) \quad (12-46)$$



1. 纸张等粗孔物料 2. 织物、皮革
3. 陶质物料 4. 粘土 5. 面包类

图 12-14 若干物料典型的降速干燥曲线

② 具有多个降速干燥段的情况: 设第一降速干燥阶段物料剩余水分为 M_{d1} , 采用上述类似方法, 得各段干燥时间和总时间

$$\frac{d(M_d - M_{d1})}{dt} = \frac{R_c}{M_{dc} - M_{d1}} (M_d - M_{d1})$$

积分上式, 得

$$t = \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} + \frac{M_{dc} - M_{d1}}{R_c} \ln \left(\frac{M_{dc} - M_{d1}}{M_d - M_{d1}} \right) \quad (12-47)$$

设第二临界点的临界水分为 M_{dc1} , 第二降速干燥阶段物料剩余水分为 M_{d2} , 采用上述类似方法, 得各段干燥时间和总时间

$$t = \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} + \frac{M_{dc} - M_{d1}}{R_c} \ln \left(\frac{M_{dc} - M_{d1}}{M_{dc1} - M_{d1}} \right) + \frac{M_{dc} - M_{d1}}{R_c} \cdot \frac{M_{dc1} - M_{d2}}{M_{d2} - M_{d1}} \ln \left(\frac{M_{dc1} - M_{d2}}{M_d - M_{d2}} \right) \quad (12-48)$$

(2) 若干燥速率与物料水分呈较强非线性, 则降速干燥时间可按下式计算

$$t = \int_{M_{dn}}^{M_{d1}} \frac{dM_d}{R} \quad (12-49)$$

[例 12-5] 例题附图 (a) 是用 10% 蔗糖溶液处理过的苹果片的干燥实验曲线, 实验条件是: 空气平行流过苹果片, 流速 3.65 m/s。干燥开始 40 min, 所用空气的干球温度 76.7℃, 湿球温度 37.8℃。之后, 所用空气的干球温度 71.1℃, 湿球温度 43.3℃。苹果片初始湿基水分为 85.4%, 堆放厚度 0.012 7 m, 求干燥至湿基水分 13% 时所用的时间。

解: (1) 将实验曲线图 (a) 转换成图 (b)。

(2) 从例题附图 (b) 可知, 降速干燥阶段存在两个阶段, 即第一降速阶段和第二降速阶段。因此, 应采用式 (12-48) 计算所用时间。

(3) 确定公式中各参数

$$M_{d0} = \frac{85.4}{100 - 85.4} = 5.85 \text{ (kg/kg)}$$

$$M_d = \frac{13}{100 - 13} = 0.149 \text{ (kg/kg)}$$

从例题附图 (b) 可知:

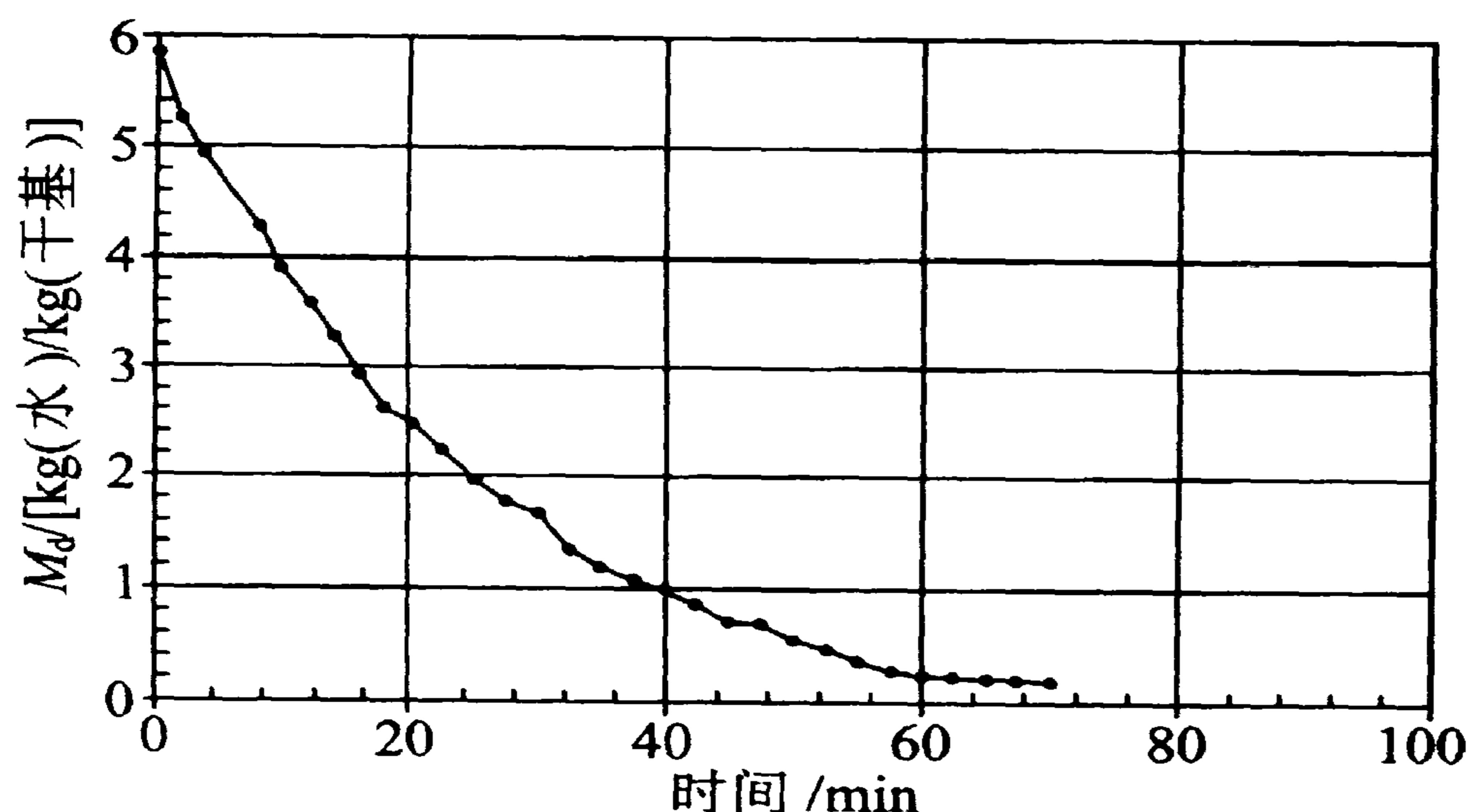
$$M_{dc} = 2.5 \text{ (kg/kg)}$$

$$M_{dc1} = 1.0 \text{ (kg/kg)}$$

$$M_{d1} = 0.35 \text{ (kg/kg)}$$

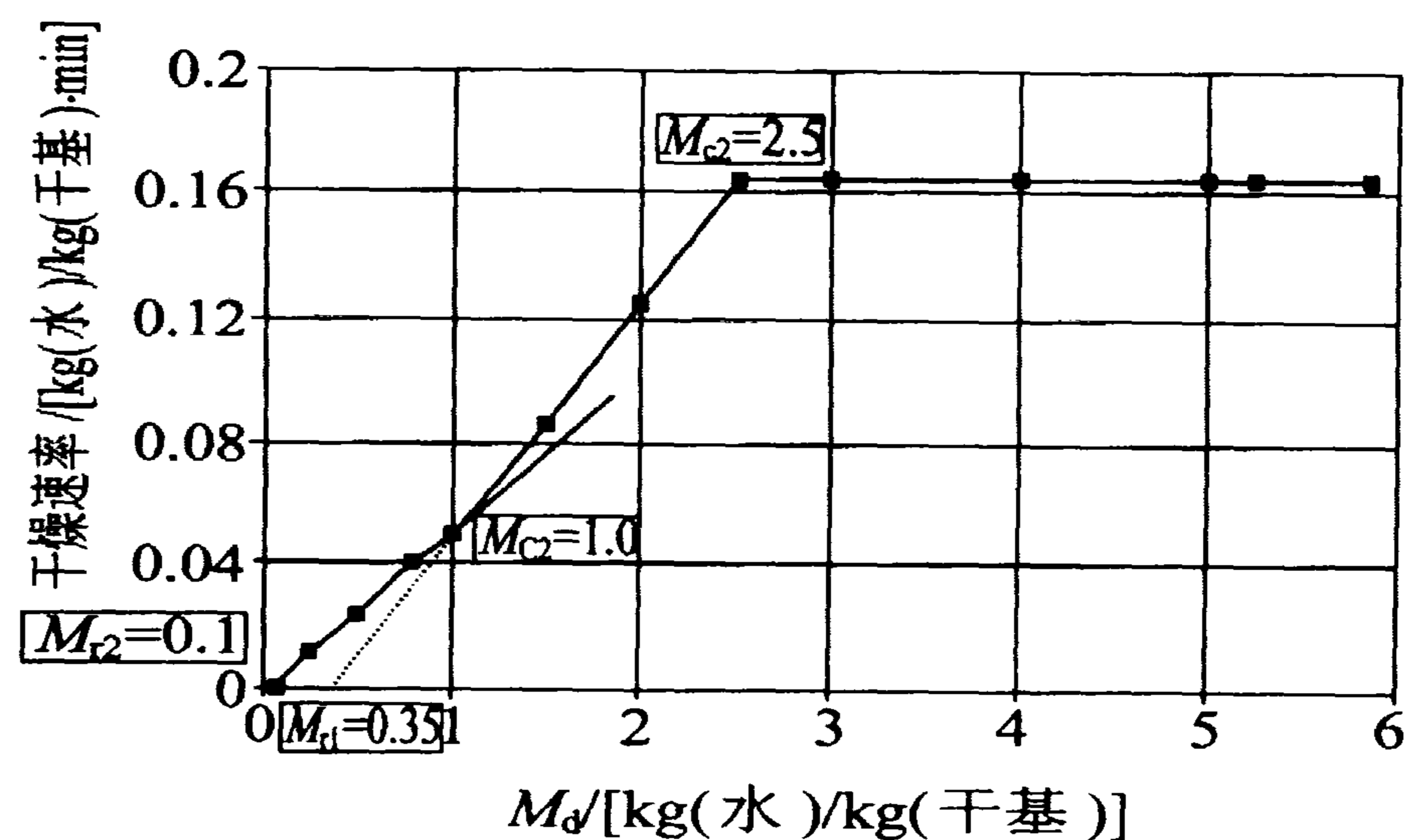
$$M_{d2} = 0.10 \text{ (kg/kg)}$$

$$R_c = 0.165 \text{ [kg/(min·kg)]}$$



(a) 实验测得曲线

例题 12-5 实验曲线



(b) 干燥速率曲线

例题 12-5 实验曲线

(4) 干燥时间为

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} + \frac{M_{dc} - M_{d1}}{R_c} \ln \left(\frac{M_{dc} - M_{d1}}{M_{dc1} - M_{d1}} \right) + \\
 &\quad \frac{M_{dc} - M_{d1}}{R_c} \cdot \frac{M_{dc1} - M_{d2}}{M_{d2} - M_{d1}} \ln \left(\frac{M_{dc1} - M_{d2}}{M_{d1} - M_{d2}} \right) = \\
 &\quad \frac{5.85 - 2.5}{0.165} + \frac{2.5 - 0.35}{0.165} \ln \frac{2.5 - 0.35}{1.0 - 0.35} + \\
 &\quad \frac{2.5 - 0.35}{0.165} \cdot \frac{1.0 - 0.1}{1.0 - 0.35} \ln \frac{1.0 - 0.1}{0.15 - 0.1} = \\
 &\quad 20.3 + 15.6 + 52.5 = 88.4 \text{ (min)}
 \end{aligned}$$

[例 12-6] 一批湿物料干物质质量为 399 kg，堆放后上表面与气流接触面积为 18.58 m²，欲将其从干基水分 0.38 干燥至干基水分 0.04，求干燥时间。见例 12-6 附图。

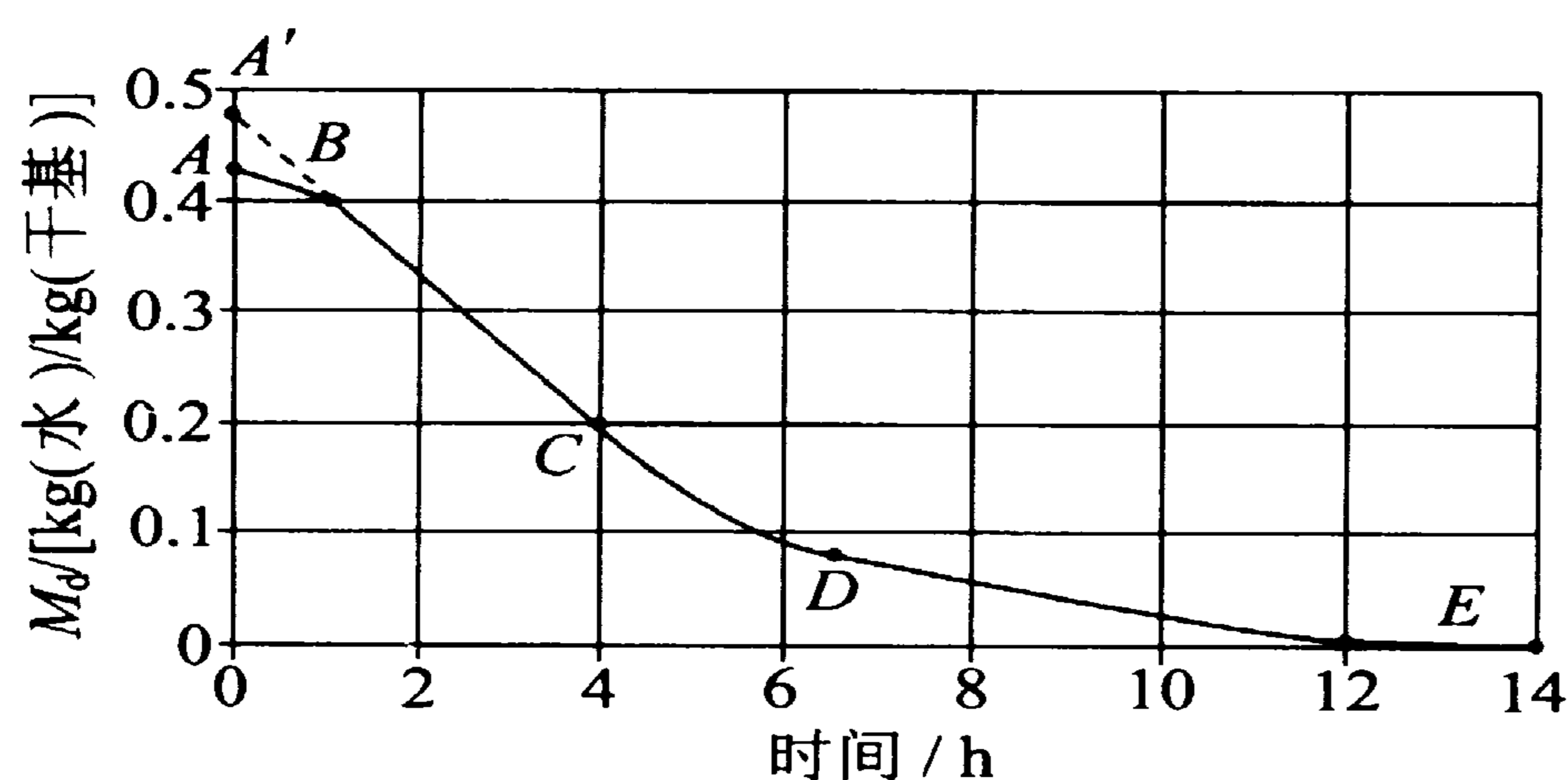
解：(1) 由实验干燥曲线图 (a) 转换成干燥速率曲线图 (b)，并确定第一临界水分、降速干燥特性和干燥速率。得

$$M_{dc} = 0.195 \text{ (kg/kg)}$$

$$R_c = 1.51 \times \frac{18.58}{399} = 0.0703 \text{ [kg/(h·kg)]}$$

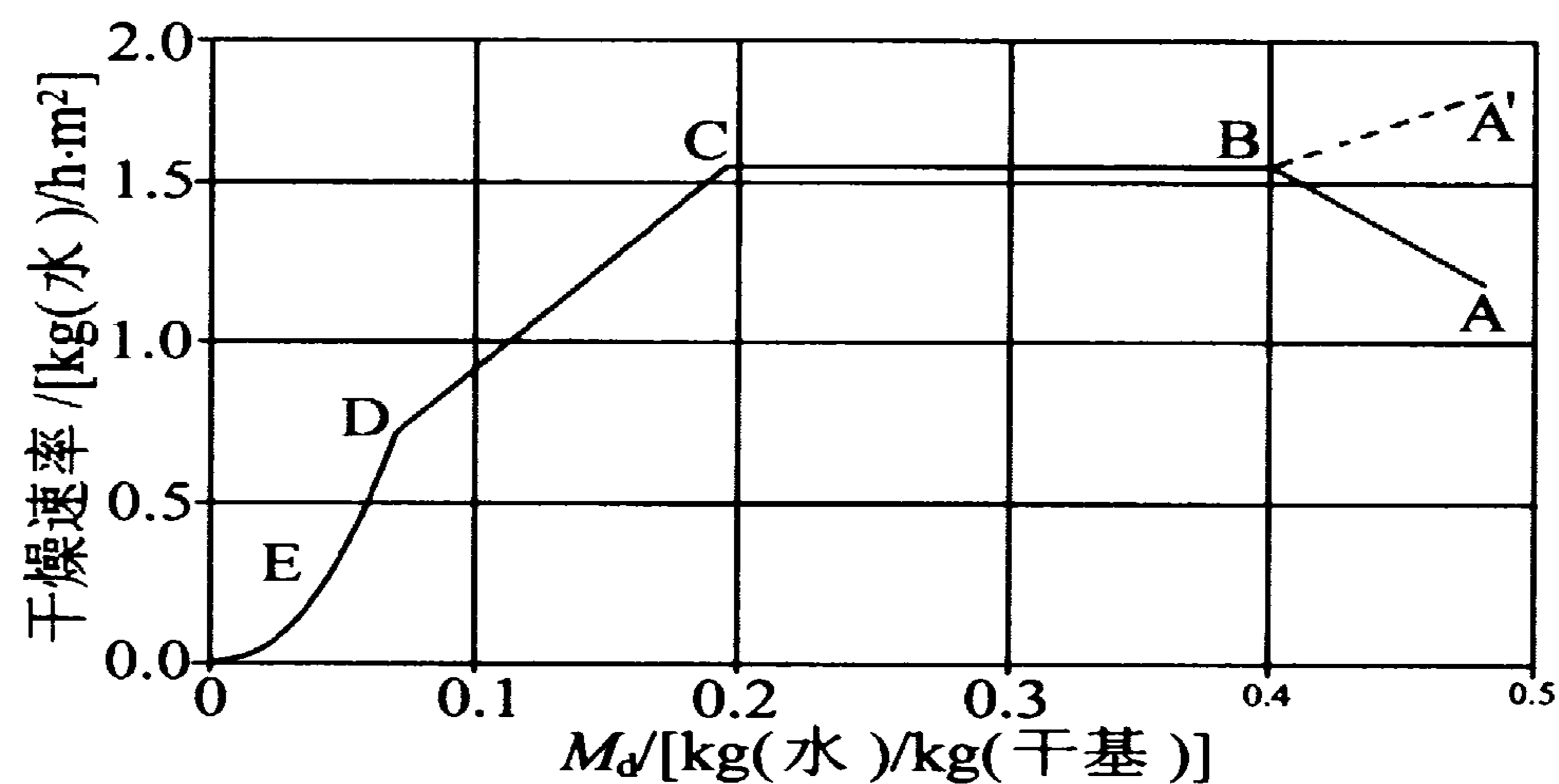
代入式 (12-44) 得等速干燥时间

$$t_c = \frac{M_{d0} - M_{dc}}{R_c} = \frac{0.38 - 0.195}{0.0703} = 2.53 \text{ (h)}$$



(a) 实验测得曲线

例题 12-6 实验曲线



(b) 干燥速率曲线

例题 12-6 实验曲线

(2) 降速干燥时间按式 (12-48) 计算, 下表由例题图 (b) 计算得到, 并绘制成降速干燥时间图。根据图中所示区域, 分别计算出各个小区面积, 面积总和即为降速干燥时间。

例题 12-6 数据

$M_d /$ (kg/kg)	$R /$ [kg/(h·kg)]	$1/R$ /[(h·kg) /kg]
0.195	0.073	14.22
0.150	0.0563	17.75
0.100	0.0419	23.86
0.065	0.033	30.24
0.050	0.0172	58.04
0.040	0.0126	79.54

总面积 $A = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5$

$$A_1 = (0.05 - 0.04) \times (79.54 + 58.04) / 2 = 0.6879$$

$$A_2 = (0.065 - 0.05) \times (58.04 + 30.24) / 2 = 0.6621$$

$$A_3 = (0.1 - 0.065) \times (30.24 + 23.86) / 2 = 0.9468$$

$$A_4 = (0.15 - 0.1) \times (23.86 + 17.75) / 2 = 1.040$$

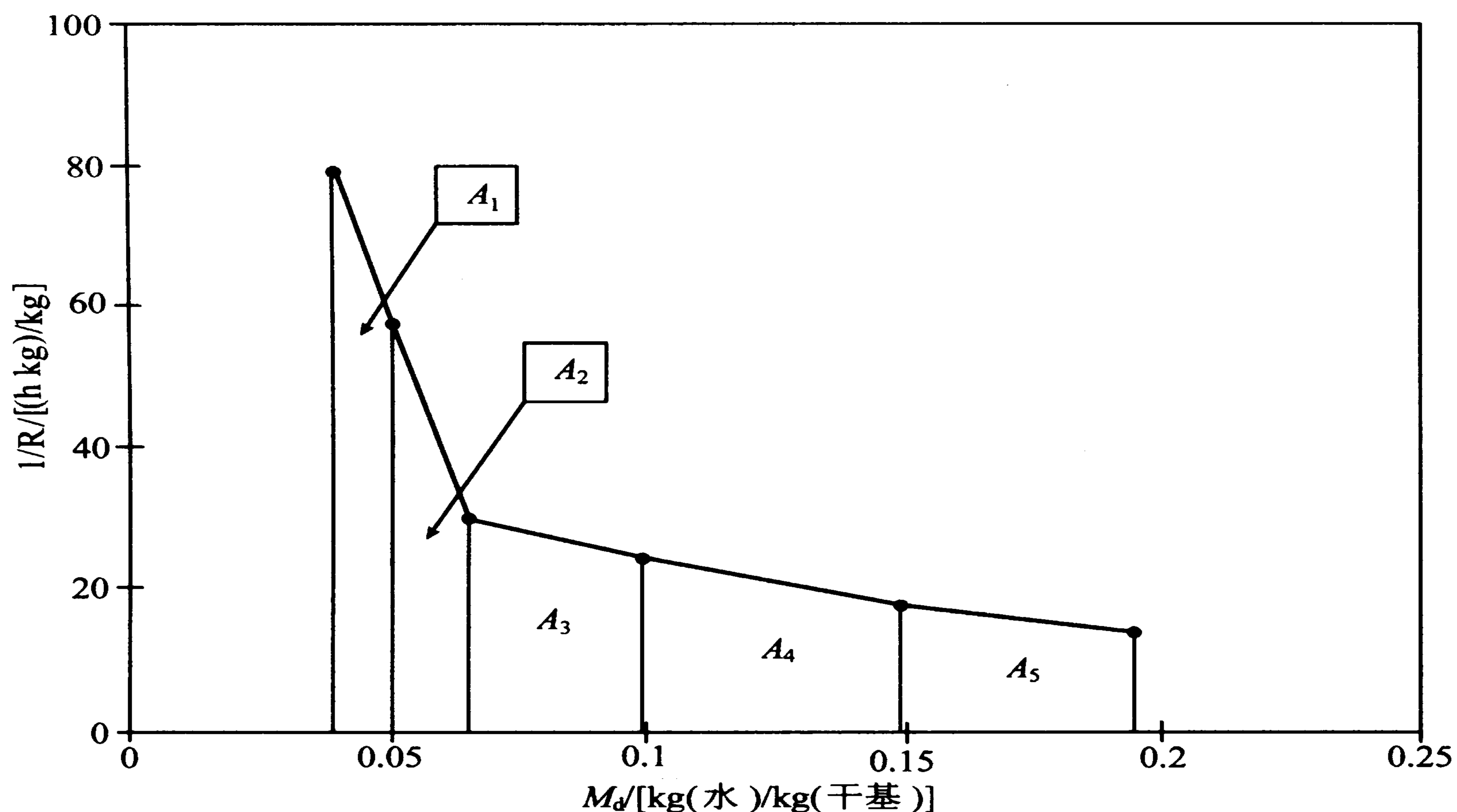
$$A_5 = (0.195 - 0.15) \times (17.75 + 14.22) / 2 = 0.7193$$

总面积 $A = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5 = 4.06$

即降速干燥时间为 4.06 h

(3) 总干燥时间为

$$t = 2.53 + 4.06 = 6.59 \text{ (h)}$$



例题 12-6 降速干燥时间图解

5.5 由模型拟合确定干燥时间

选择合适的理论模型、经验模型和半理论半经验模型，对整个干燥过程的实验数据进行拟合，从而建立干燥速率表达式。利用该表达式，可以求出干燥过程中任何时刻的水分含量和干燥至某一水分所需要的时间。

薄层干燥曲线为一指数曲线，由于薄层干燥的预热时间很短，在一般实验中可看成是零。关于此类曲线，国外学者研究较多，比较典型的是

$$\frac{dM_d}{dt} = -K (M_d - M_e) \quad (12-50)$$

式中： K 为干燥常数，与物料种类及干燥介质状态有关； M_e 为干基平衡水分。

解微分方程

$$\int \frac{dM_d}{M_d - M_e} = \int -K dt$$

即 $\ln(M_d - M_e) = -Kt + C$

C 为积分常数, 以 $t=0$ 为初始条件, $M_d = M_{d0}$ 则导出

$C = \ln(M_{d0} - M_e)$ 代入上式, 得

$$\frac{M_d - M_e}{M_{d0} - M_e} = e^{-Kt}$$

令 $MR = \frac{M_d - M_e}{M_{d0} - M_e}$

则 $MR = e^{-Kt}$ (12-51)

式中 MR 为水分比。

式(12-51) 是一个比较适用的表达式, 通过实验, 可确定干燥常数 K , 使表达式成为干燥时间与物料水分之间的关系式。

6 食品冷冻干燥

6.1 冷冻干燥原理

图 12-15 是水的相平衡图, 是由 3 条曲线构成。OA 线称为汽化线, 它是液态水与水蒸气共存的状态点的集合, 汽化线左侧为液相区、右侧为气相区。OB 线称为升华线, 它是冰与水蒸气共存的状态点的集合, 升华线左侧为固相区、右侧为气相区。OC 线称为凝固线, 它是液态水和冰共存的状态点的集合, 凝固线左侧为固相区、右侧为

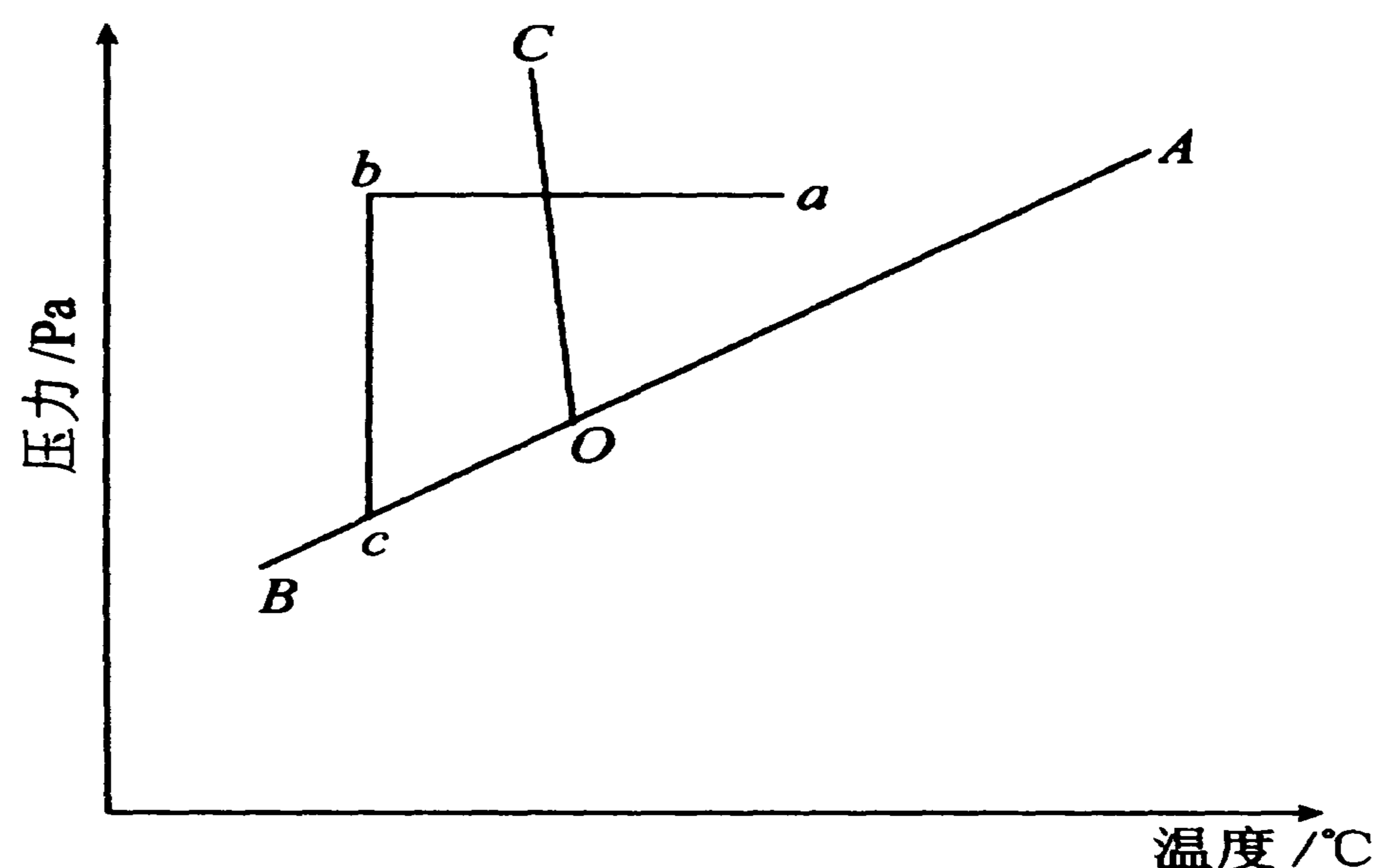


图 12-15 水的三相状态图

液相区。 OA 、 OB 、 OC 三条曲线的交点称为气、液、固共存的三相点。

设 a 点是某种食品内的水分在常温常压下的状态点，当食品进入冷冻设备进行常压冻结时，其内部的水分状态将沿 $a-b$ 线变化，到达 b 点时冻结结束。随后在等温下进行降压，食品内部的冰的状态将沿 $b-c$ 线变化，到达 c 点时，固态的冰开始升华，使食品内部水分含量减少，达到干燥的目的。

很明显，维持正常的冷冻干燥过程，需要一定的真空度以及传热与传质间的平衡。在真空度不变的情况下，如果传入的热量不能弥补升华所需的相变热，食品的温度将下降，造成固态冰的状态点脱离升华线，使升华失败。如果传热量过大，升华的水蒸气不能及时传递出来，将使食品内部压力升高，造成固态冰溶解，使升华失败。因此，在一定的真空度下，传热与传质间的关系是冷冻干燥成败的关键问题。

6.2 冷冻干燥中的传热与传质

冷冻干燥过程中的传热与传质，是一个与食品本身物性参数和冷冻干燥中过程参数有关的基础理论问题。食品的热导率、比热容、密度、质量扩散系数、冻结温度、几何形状等物性参数与冷冻干燥中的冻结方式和冻结温度、加热方式和加热温度、真空度、冷阱温度等过程参数相互影响，使冷冻干燥中的传热与传质过程比较复杂。目前，只能在大量的假设条件下进行分析。

与第 3 章中食品冷冻速度处理方法一样，冷冻干燥中也将大平板、长圆柱和球状等食品的传热与传质作为一维问题处理，但不同的是，食品冷冻干燥中的传热与传质是同等重要的，而且由于冷冻干燥是在真空条件下进行，传热方式也与食品冷却或冻结过程有一定的差异。图 12-16 是真空冷冻干燥中常见的几种传热与传质方式：

(1) 如图 12-16(a)所示 热量完全从底部冻结层传入，升华的水蒸气只能沿同一方向扩散出去。用中小型冷冻干燥机干燥食品时常见此种传热与传质方式，多用于冷冻干燥果汁、速溶咖啡等液态状食品。

(2) 如图 12-16(b)所示 热量完全从顶部多孔干燥层导入，升华水蒸气以相反的方向也从顶部扩散出去。用大型冷冻干燥机干燥食品时常见此种方式，可加工散放颗粒状食品或液态食品。

(3) 如图 12-16(c)所示 热量从底部冻结层和顶部多孔干燥层同时导入，升华水蒸气只能从顶部干燥层扩散出去。多层搁板式冷冻干燥机的加热方式近似于此种方式，其中某一搁板对其上面的食品以导热方式加热；而对其下面的食品又

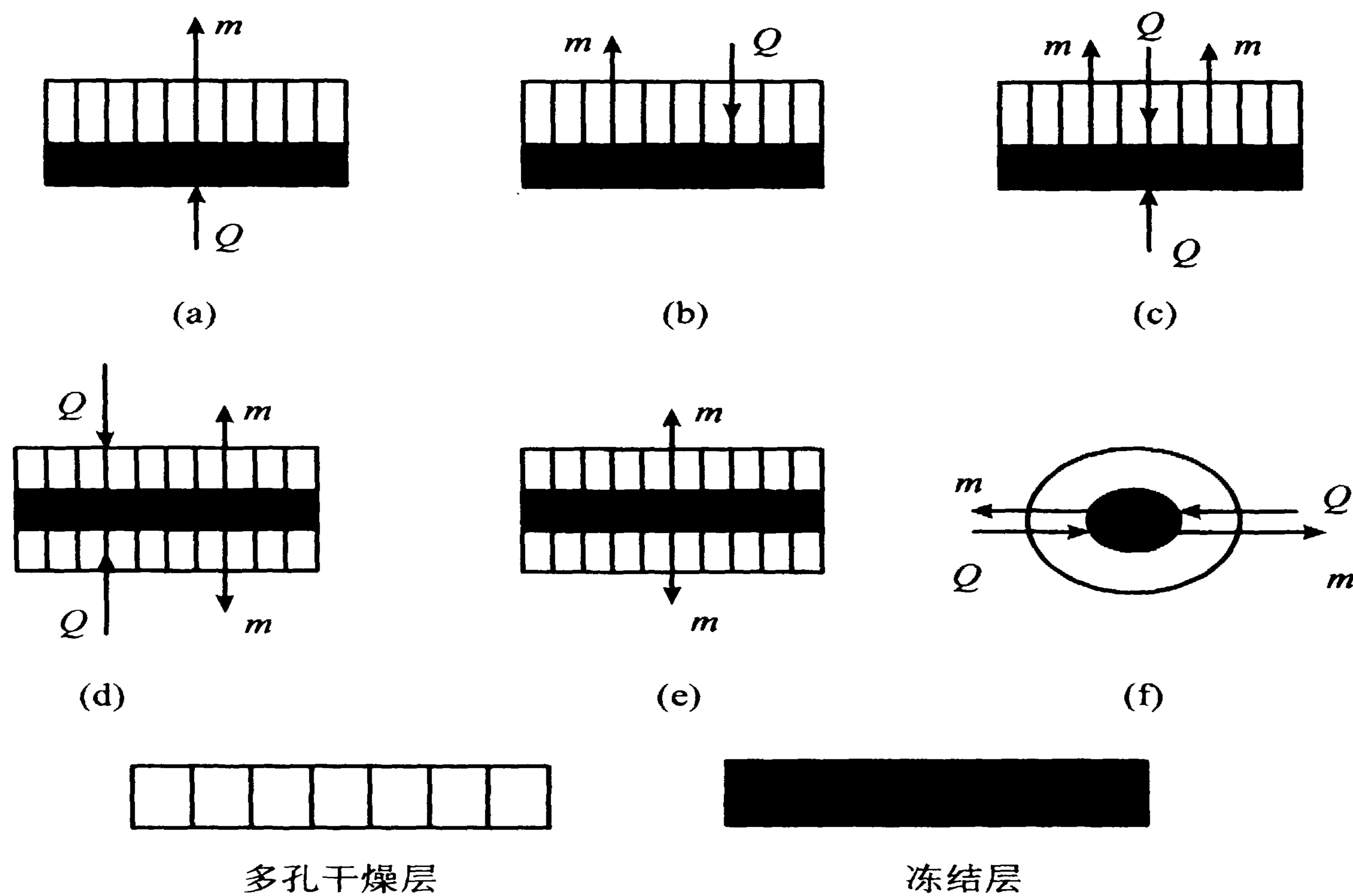


图 12-16 几种常见的一维传热与传质方式

以辐射方式加热，两种加热方式中导热是主要的。

(4) 如图 12-16(d)所示 热量从上下两侧多孔干燥层同时导入，升华水蒸气以相反的方向从两侧传出。这种方式出现在具有特殊形状的食品或带有膨胀网孔的特殊容器上。

(5) 如图 12-16(e)所示 热量在食品内部产生，升华水蒸气从两侧传出。用微波加热的冷冻干燥机干燥食品时属于此种传热与传质方式。

(6) 如图 12-13(f)所示 球状或长圆柱状食品的传热与传质方式。

在食品冷冻干燥中，若传给升华界面的热量等于从升华界面扩散出去的水蒸气升华所需的热量时，升华界面的温度和压力均达到平衡，升华正常进行。若传给的热量不足，冰晶升华将从食品自身获取热量，从而造成升华界面温度下降。若水蒸气扩散出去的量少于升华界面升华的量，多余的水蒸气聚集在升华界面上，使界面压力和温度均升高，最后出现融化现象。在冷冻干燥中，前者往往称为传热控制过程，而后者则称为传质控制过程，最佳的冷冻干燥过程应该是两者处于平衡状态。然而，由于食品材料的多样性和加工中过程参数的变化，在一个冷冻干燥过程中很难区分是属于传热控制还是属于传质控制。一般情况下，底部冻结层传热方式往往不会出现传热控制问题，而冷冻干燥初期也不会出现传质控

制问题。传热控制和传质控制过程所表现的冷冻干燥模型不同，现分别讨论如下：

6.2.1 传质控制下的冷冻干燥速率模型

以大平板为例，分析图 12-16 中 (d) 的传热与传质问题。King(1970) 首先提出了处理此类问题的模型，即目前应用较多的冰面均匀后退模型，简称 (URIF) 模型。它的两个主要假设条件是：①冰晶在食品中是均匀分布的；②升华界面后移所形成的多孔层是绝干物质。在此基础上，首先建立水蒸气在多孔干燥层内以及干燥层表面至冷阱表面的质量连续方程。

$$m = \frac{\alpha_m}{RT_i} (p_s - p_a) = \frac{D}{XRT_i} (p_i - p_s) \quad (12-52)$$

式中： m 为冰的升华速率， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ； α_m 为食品表面对流传质系数， m/s ； R 为气体常数， $8\,314.34 [\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{mol} \cdot \text{K})]$ ； T_i 为冻结食品中冰的温度， $^{\circ}\text{C}$ ； p_s ， p_a ， p_i 分别为是食品表面、冷阱表面和食品升华界面的水蒸气压力， Pa ；其值可由表 12-2 查得； D 为水蒸气扩散系数， m^2/s ； X 为食品多孔干燥层厚度， m 。

表 12-2 冰表面蒸汽压与温度的关系

饱和蒸汽压/ $\times 133.3 \text{ Pa}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$	饱和蒸汽压/ $\times 133.3 \text{ Pa}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$	饱和蒸汽压/ $\times 133.3 \text{ Pa}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$
4.6	-0.0	3.0	-5.1	1.4	-13.9
4.5	-0.3	2.9	-5.5	1.3	-14.75
4.4	-0.6	2.8	-5.9	1.2	-15.6
4.3	-0.85	2.7	-6.3	1.1	-16.55
4.2	-1.1	2.6	-6.7	1.0	-17.5
4.1	-1.4	2.5	-7.15	0.9	-18.1
4.0	-1.7	2.4	-7.6	0.8	-19.7
3.9	-2.0	2.3	-8.1	0.735	-20.7
3.8	-2.3	2.2	-8.6	0.7	-21.1
3.7	-2.6	2.1	-9.2	0.6	-22.5
3.6	-2.9	2.0	-9.8	0.5	-24.4
3.5	-3.25	1.9	-10.45	0.4	-26.6
3.4	-3.6	1.8	-11.1	0.3	-29.5
3.3	-3.9	1.7	-11.75	0.2	-33.5
3.2	-4.3	1.6	-12.4	0.1	-39.3
3.1	-4.7	1.5	-13.15	0.09	-40.8

续表

饱和蒸汽压/ × 133.3 Pa	温度/℃	饱和蒸汽压/ × 133.3 Pa	温度/℃	饱和蒸汽压/ × 133.3 Pa	温度/℃
0.08	-41.4	0.008	-59	0.001 4	-66.0
0.07	-42.6	0.006	-61.0	0.001 3	-66.2
0.06	-43.8	0.004	-62.5	0.001 2	-66.5
0.05	-45.4	0.003	-63.5	0.001 1	-66.6
0.04	-47.0	0.002	-64.5	0.001 0	-66.7
0.03	-49.8	0.001 8	-65.0	0.000 1	-77.0
0.02	-52.7	0.001 6	-65.5	0.000 01	-88.8
0.01	-57.6	0.001 5	-65.7	0.000 001	-100.0

消去式 (12-52) 中的 p_s 得,

$$m = \frac{p_i - p_a}{\left(\frac{1}{\alpha_m} + \frac{X}{D}\right)RT} \quad (12-53)$$

根据冰在食品中是均匀分布的假设条件, 得式 (12-54)

$$\frac{X}{L} = \frac{1 - MR}{2} \quad (12-54)$$

式中: L 为食品厚度, m; MR 为食品水分比, 其值由下式确定,

$$MR = \frac{M_d - M_e}{M_{d0} - M_e} \quad (12-55)$$

M_d 为冷冻干燥过程中任意时刻食品的水分含量, kg/kg; M_{d0} 为食品初始水分含量, kg/kg; M_e 为冷冻干燥结束时食品中的残余水分含量, kg/kg。

又根据升华界面后移, 所形成的多孔干燥层为绝干物质的假设条件, 得出下面升华速率与水分比变化率的关系式,

$$m = \frac{L(M_{d0} - M_g)\rho_d}{2M} \left(\frac{dMR}{dt}\right) \quad (12-56)$$

式中: M 为水的分子质量; ρ_d 为多孔干燥层的密度, kg/m³; $\frac{dMR}{dt}$ 为水分比变化率, $\frac{1}{s}$ 。

合并式 (12-56) 与式 (12-53) 得,

$$\frac{L(M_{d0} - M_g)\rho_d \left(\frac{dMR}{dt} \right)}{2M} = \frac{p_i - p_a}{\left(\frac{1}{\alpha_m} + \frac{X}{D} \right) RT} \quad (12-57)$$

将式 (12-54) 代入上式得,

$$1 - MR = \frac{4DM(p_i - p_a)}{RTL^2(M_{d0} - M_e)\rho_d \left(\frac{-dMR}{dt} \right)} - \frac{2D}{\alpha_m L} \quad (12-58)$$

这就是图 12-16(d) 两侧传热与两侧传质方式下, 冷冻干燥速率的表达式。设 $p_i - p_a$ 为常数, 对上式在时间 $0 \rightarrow t$, 水分比 $1 \rightarrow 0$ 区间内进行积分, 得冷冻干燥时间 t 的表达式:

$$t = \frac{RTL^2\rho_d(M_{d0} - M_g)}{8DM(p_i - p_a)} \left(1 + \frac{4D}{\alpha_m L} \right) \quad (12-59)$$

6.2.2 传热控制下的冷冻干燥速率模型

仍以图 12-16(d) 的传热与传质方式为例, 通过多孔干燥层传入升华界面的热量为:

$$q = \frac{\lambda_d}{X}(T_s - T_i) \quad (12-60)$$

式中: λ_d 为多孔干燥层的热导率, $W/(m \cdot K)$; T_s , T_i 分别为食品表面温度和升华界面温度, $^{\circ}C$ 。

若升华所需的热量完全由多孔层导热供给, 则

$$mH = q \quad (12-61)$$

$$\frac{\lambda_d}{X}(T_s - T_i) = \frac{LH\rho_d(M_{d0} - M_e)}{2M} = \left(-\frac{dMR}{dt} \right) \quad (12-62)$$

式中 H 为冰的升华潜热, J/kg 。

将式 (12-54) 代入上式并整理得出传热控制下的冷冻干燥速率表达式:

$$(1 - MR) \frac{dMR}{dt} = \frac{4\lambda_d M (T_s - T_i)}{L^2 H \rho_d (M_{d0} - M_e)} \quad (12-63)$$

对上式进行积分, 得传热控制下的冷冻干燥时间 t ,

$$t = \frac{L^2 \rho_d H (M_{d0} - M_e)}{8\lambda_d M (T_s - T_i)} \quad (12-64)$$

6.2.3 传热与传质仅在食品表面一侧的情况

如图 12-16(a)、(b) 所示, 将式 (12-54) 和式 (12-56) 改为如下形式:

$$\frac{X}{L} = 1 - MR \quad (12-54a)$$

和
$$m = \frac{L(M_{d0} - M_e)\rho_d}{M} \left(-\frac{dMR}{dt} \right) \quad (12-56a)$$

利用上述同样方法, 即可得出此种方式的传质控制下的冷冻干燥速率模型,

$$1 - MR = \frac{2DM(p_i - p_a)^t}{RTL^2\rho_d(M_{d0} - M_e)(1 - MR)} - \frac{2D}{\alpha_m L} \quad (12-65)$$

式中较难确定的两个参数是水蒸气扩散系数 D 和食品表面对流传质系数 α_m , 它们反映了水蒸气在孔隙中的扩散方式或流动状态。由于多孔干燥层内孔隙尺寸、曲折状态以及真空度高低等因素影响, 使水蒸气在孔隙中的传递方式很难确定, 如快速冻结的食品, 在较高真空度下水蒸气在孔隙中的传递可能是努森 (Knudsen) 扩散, 否则可能是分子扩散或粘滞流动。目前, 常利用冰升华速率的试验数据, 从上式中回归得到 D 和 α_m , 这种方法获得的数值能综合反映水蒸气在传递过程中许多难以确定的因素。

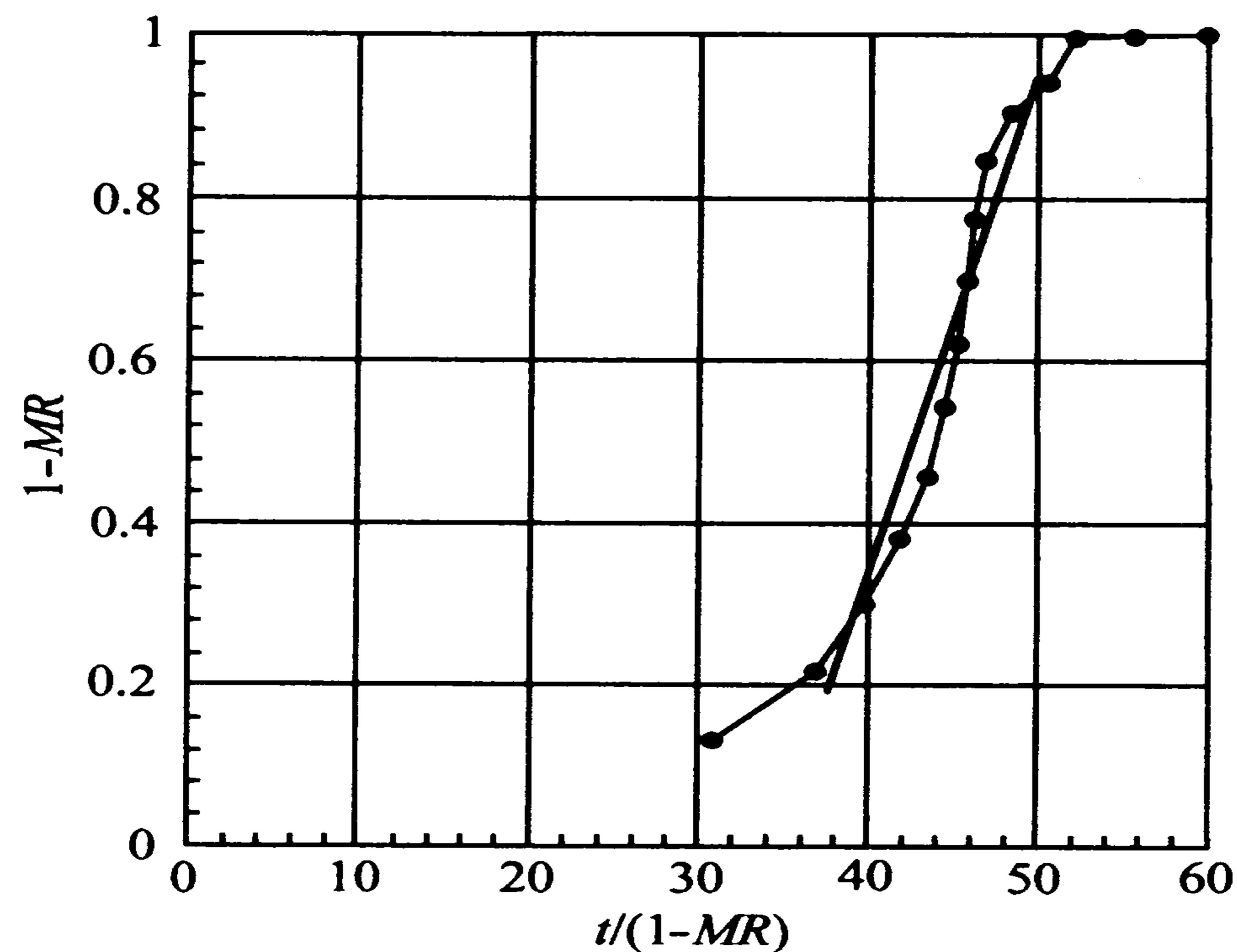
[例 12-7] 50% 的液体食品在浅盘中进行冷冻干燥, 已知食品厚度 1.55 cm, 加热板温度为 303 K, 热量从冻结层底部导入, 冻结体温度 $T_i = 250.2$ K, 冷阱表面温度为 213.3 K, 多孔层干物质密度 $\rho_d = 800$ kg/m³, 试根据试验测得的食物质量变化数据 (见下表), 确定水蒸气扩散系数 D 、食品表面对流传质系数 α_m 以及冷冻干燥时间的表达式。

冷冻干燥时间/h	食品质量	冷冻干燥时间/h	食品质量
0	5.13	32	3.35
4	4.80	36	3.15
8	4.58	40	2.97
12	4.36	44	2.82
16	4.16	48	2.72
20	3.96	52	2.59
24	3.75	56	2.58
28	3.55	60	2.58

解：(a) 利用式 (12-65)，首先计算水分比 MR 、 $(1 - MR)$ 和 $\frac{1}{(1 - MR)}$ ，由于食品的含量为 50%，因此，食品中干物质质量为 2.565。冷冻干燥结束时的干基水分为 0.005 8，由此计算得 $(1 - MR)$ 与 $\frac{t}{(1 - MR)}$ 的关系，见下表。

$(1 - MR)$	$\frac{t}{(1 - MR)}$	$(1 - MR)$	$\frac{t}{(1 - MR)}$
0.129 4	30.910 6	0.776 4	46.365 9
0.215 7	37.092 7	0.847 0	47.224 5
0.301 9	39.742 2	0.905 8	48.573 8
0.380 4	42.063 9	0.945 1	50.790 8
0.458 8	43.591 8	0.996 0	52.207 2
0.541 2	44.350 0	1	56
0.619 6	45.192 1	1	60
0.698 0	45.844 9		

(b) 以 $(1 - MR)$ 为纵坐标、 $\frac{t}{1 - MR}$ 为横坐标作图，



取图中直线性较好的 10 点数据作线性回归，得回归方程为：

$$1 - MR = 0.044\ 598 \frac{1}{(1 - MR)} - 1.389\ 4$$

(c) 由式 (12-65) 可知, 斜率为,

$$\frac{2DM(p_i - p_a)}{RTL^2 \rho_d (M_{d0} - M_e)} = 0.044\ 598$$

将已知数据代入上式, 其中 p_i 和 p_a 由表 12-2 查得,

$$D = \frac{0.044\ 598 \times 8\ 314.34 \times (0.015\ 5)^2 \times 800 \times 250.2 \times (1 - 0.035)}{2 \times 18 \times (78.931\ 4 - 1.077)} =$$

$$6.139\ 9(\text{m}^2/\text{h}) = 0.001\ 71(\text{m}^2/\text{s})$$

$$\frac{2D}{\alpha_m L} = 1.389\ 41$$

$$\alpha_m = \frac{2 \times 0.001\ 71}{1.389\ 41 \times 0.015\ 5} = 0.015\ 88(\text{m}/\text{s})$$

(d) 当 $MR \approx 0$ 时, 冷冻干燥时间与食品厚度的关系可从式 (12-65) 获得,

$$t = \frac{RT \rho_d (M_{d0} - M_e)}{2DM(p_i - p_a)} L^2 + \frac{RT \rho_d (M_{d0} - M_e)}{M \alpha_m (p_i - p_a)} L$$

将已知数据代入上式得:

$$t = 335\ 081.624\ 8 \times 10^3 L^2 + 7\ 216.493\ 43 \times 10^3 L$$

7 干燥设备

7.1 喷雾干燥

喷雾干燥技术特别适合于干燥初始水分高的物料。20 世纪初, 该技术在快速干燥牛奶上获得成功, 随后在 30 年代, 又在干燥蛋粉和咖啡方面获得成功。经过一个世纪的发展, 该技术在食品工业中正发挥着越来越广泛的作用。

喷雾干燥是利用喷雾器的作用, 将溶液、乳浊液、悬浮液或膏糊状物料喷洒成极细的雾状液滴, 在干燥介质中液滴迅速汽化, 形成粉状或颗粒状干制品的一

种干燥方法。

喷雾干燥具有如下特点：

(1) 干燥速度快、时间短 由于料液被雾化成几十微米大小的液滴，所以液体的比表面积很大。例如，若平均直径以 $50\ \mu\text{m}$ 计，则每升牛奶可分散成 1.5×10^{10} 个微小雾滴，其总表面积近 $120\ \text{m}^2$ ，有这样大的表面积与高温热介质接触，故所进行的热交换和质交换非常迅速，一般只需几秒到几十秒就可蒸发 $95\% \sim 98\%$ 的水分，具有瞬间干燥的特点。

(2) 干燥温度降低 虽然采用较高温度的干燥介质，但液滴有大量水分存在时，它的干燥温度一般不超过热空气的湿球温度。对奶粉干燥，为 $50 \sim 60^\circ\text{C}$ 。因此，非常适宜于热敏性物料的干燥，能保持产品的营养、色泽和香味。

(3) 制品有良好的分散性和溶解性 根据工艺要求选择适当的喷雾器，可使产品制成粉末或空心球。因此，制品的疏松性、分散性好，不粉碎也能在水中迅速溶解。

(4) 生产过程简单、操作控制方便 即使含水量达到 90% 的料液，不经浓缩同样也能一次获得均匀的干燥产品。大部分产品干燥后不需粉碎和筛分，简化了生产工艺流程。而且，对于产品粒度和含水量等质量指标，可通过改变操作条件进行调整，且控制管理都很方便。

(5) 适宜于连续化生产 干燥后的产品经连续排料，在后处理上结合冷却器和气力输送，组成连续生产作业线，有利于实现自动化大规模生产。

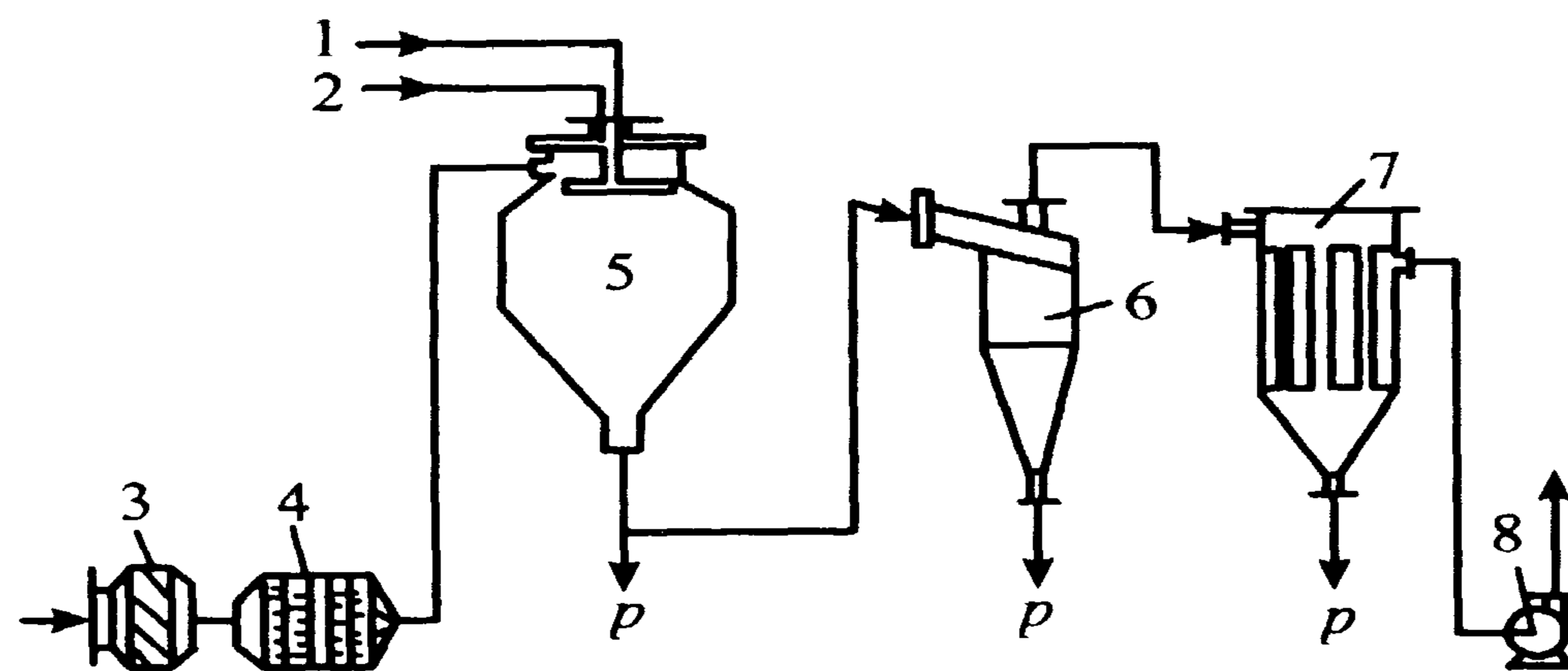
目前，食品工业上采用喷雾干燥的材料有：

- ①乳蛋制品：牛奶、奶油、代乳粉、可可、蛋品等；
- ②糖类及粮食制品：葡萄糖、麦乳精、淀粉、啤酒、谷物等；
- ③果蔬制品：番茄、辣椒、洋葱、大蒜、香蕉、柑橘等；
- ④饮料、香料：速溶咖啡、速溶茶、天然香料、合成香料等；
- ⑤肉类、水产品：血浆、鱼粉、鱼蛋白等；
- ⑥其他：酵母粉、灵芝孢子粉等。

喷雾干燥的主要缺点是单位产品的热耗量大，介质消耗量大，设备的热效率低，一般热效率为 $30\% \sim 40\%$ 。另一个缺点是容积干燥强度小，它的容积传热系数为 $25 \sim 100\ \text{W}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$ ，所以干燥器的体积庞大，基建费用大。此外，如果生产微小颗粒的食品，废气中夹带有 20% 左右的微粉，使分离回收设备复杂化。

7.1.1 喷雾干燥流程

如图 12-17 所示，空气经过滤后进入翅片加热器，加热后的空气被送入喷雾塔内。料液从塔顶进入干燥室，干燥后的产品分别从塔底、旋风分离器和袋滤器下面获得。干燥后的潮湿空气由通风设备排入大气。



1. 料液 2. 压缩空气 3. 空气过滤器
4. 翅片加热器 5. 喷雾塔 6. 旋风分离器
7. 袋滤器 8. 风机 p. 干燥后产品

图 12-17 喷雾干燥流程图

7.1.2 喷雾器和雾化原理

喷雾干燥中两个关键过程是雾化和干燥。雾化是使液态物料高度分散，呈具有较大表面积的雾状液滴。雾化是由喷雾器完成，液滴的大小与分散均匀性是喷雾器性能的重要指标。一般要求雾滴的平均直径在 $20 \sim 60 \mu\text{m}$ 范围内。雾滴过大，干燥不彻底，产品容易结块；雾滴过小，产品容易过热，而且分离回收困难。

目前，喷雾器（也称雾化器）有 3 种类型：压力式喷雾器、离心式喷雾器和气流式喷雾器，其中前两种用于食品工业中，而第三种主要用于实验设备上。

(1) 压力式喷雾器 压力式喷雾器的雾化原理是，具有较高压力的料液 ($3 \sim 20 \text{ MPa}$) 通过一定形状通道或孔口时，在摩擦力（料液之间、料液与孔口之间、料液与空气之间）作用下，料液被分散成雾滴。按液体旋转速度和分配方式不同，料液离开喷雾器后所形成的雾形也不同。图 12-18 和图 12-19 均是旋涡式压力喷嘴，但由于图 12-19 中有少量料液经过旋涡片的中心，喷出的雾形是实心雾锥。

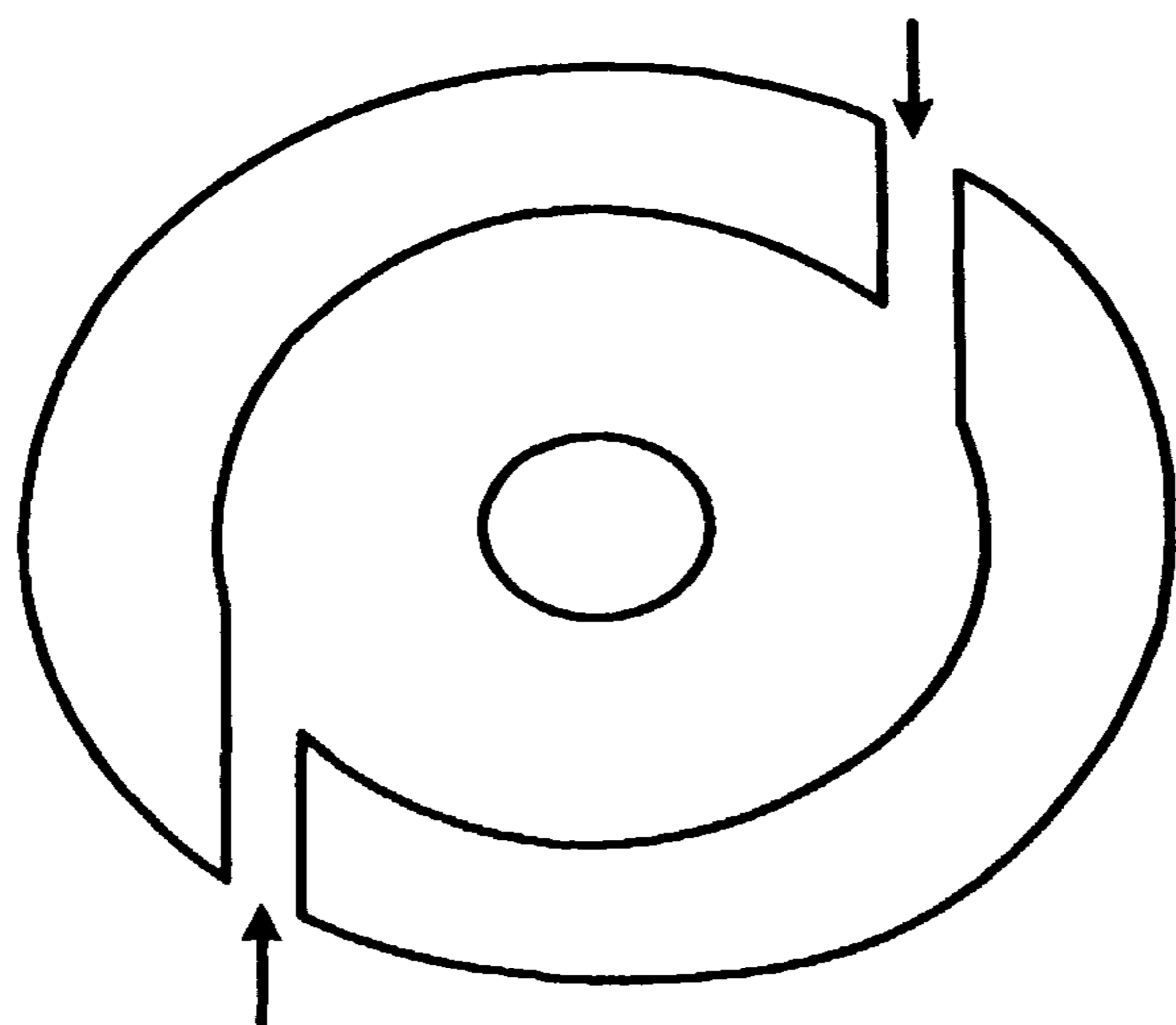


图 12-18 空心雾锥压力喷嘴

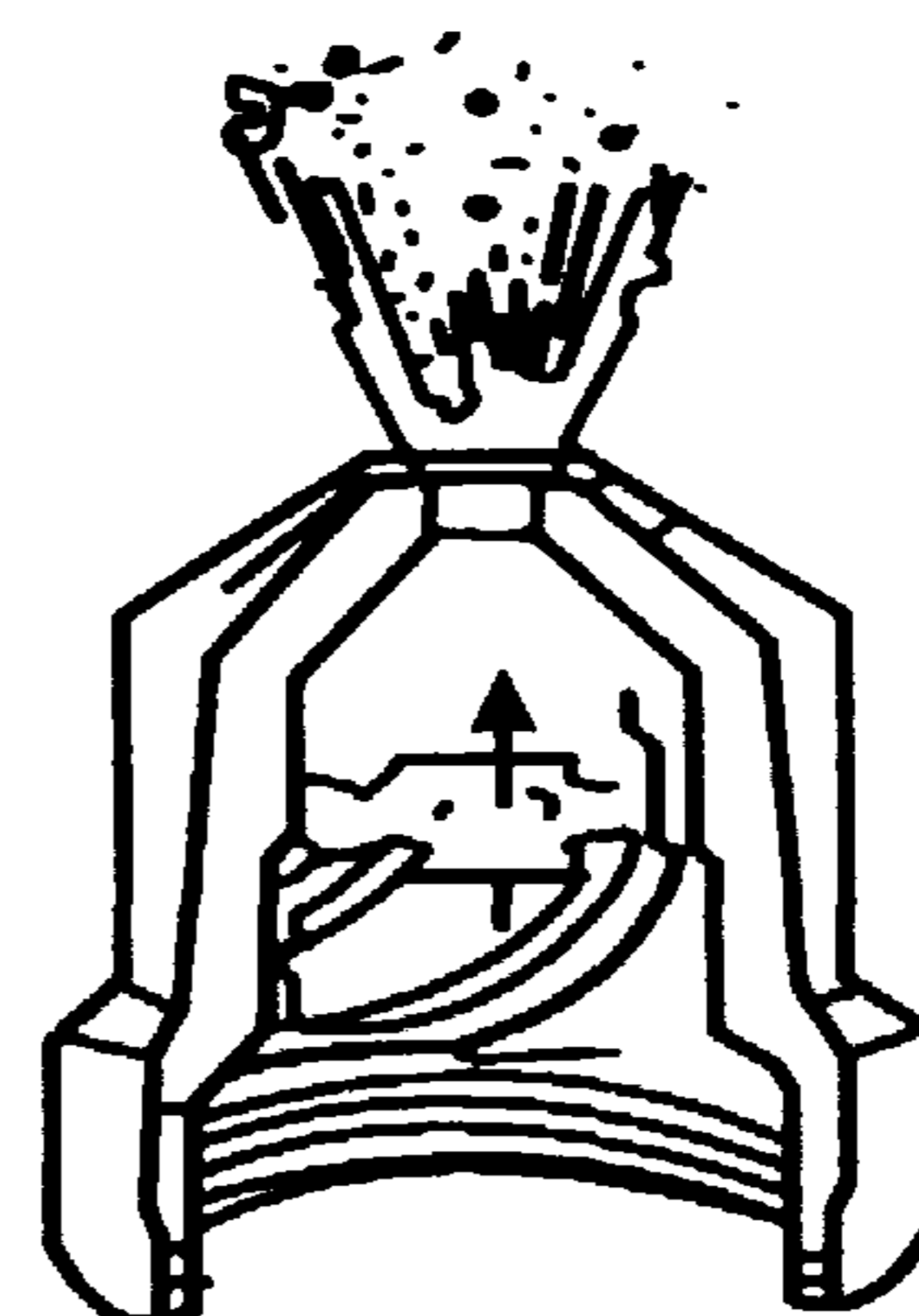


图 12-19 实心雾锥压力喷嘴

压力式喷雾器的主要工作部件是喷嘴芯，由于高压料液通过狭小的孔隙或孔口，要求料液的粘度不能过高，且大颗粒固形物含量要少，否则喷孔易被堵塞。

(2) 离心式喷雾器 此种喷雾器的雾化原理如图 12-20 所示。料液从高速旋转（5 000~20 000 r/min）的转盘中心送入，在盘面上料液受离心力和摩擦力作用，液膜沿半径越来越薄，至转盘边缘时被细齿或气流破碎成液滴。

离心式喷雾器适用于高粘度或带有固体颗粒的料液，且转盘雾化操作弹性较宽，可在设计生产能力的 $\pm 25\%$ 范围内调节产量，而不大影响产品颗粒的大小。其缺点是机械加工要求高，制造费用大，雾滴较粗。

(3) 气流式喷雾器 此种喷雾器的雾化原理是，利用高速气流对低速料液的撞击力而破碎和雾化。图 12-21 是其结构示意图，图中可见，在喷嘴内气流即开始对料液进行雾化，此种称为内作用式；反之，称为外作用式。

气流式喷雾器的动力消耗最大，每千克料液需 0.4~0.8 kg 的压缩空气，但其结构简单，容易制造，适用于任何粘度或稍带固体的液体。

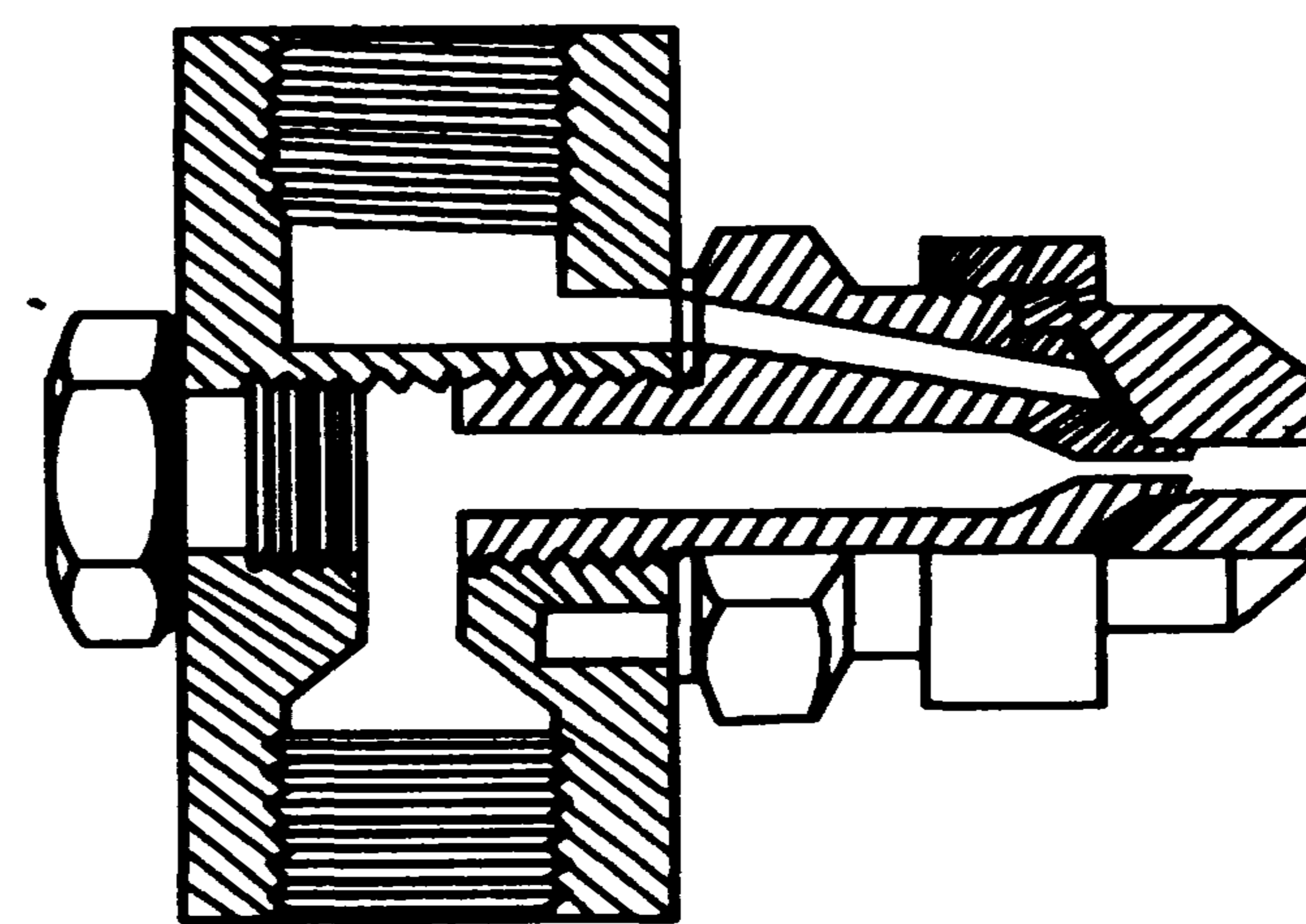
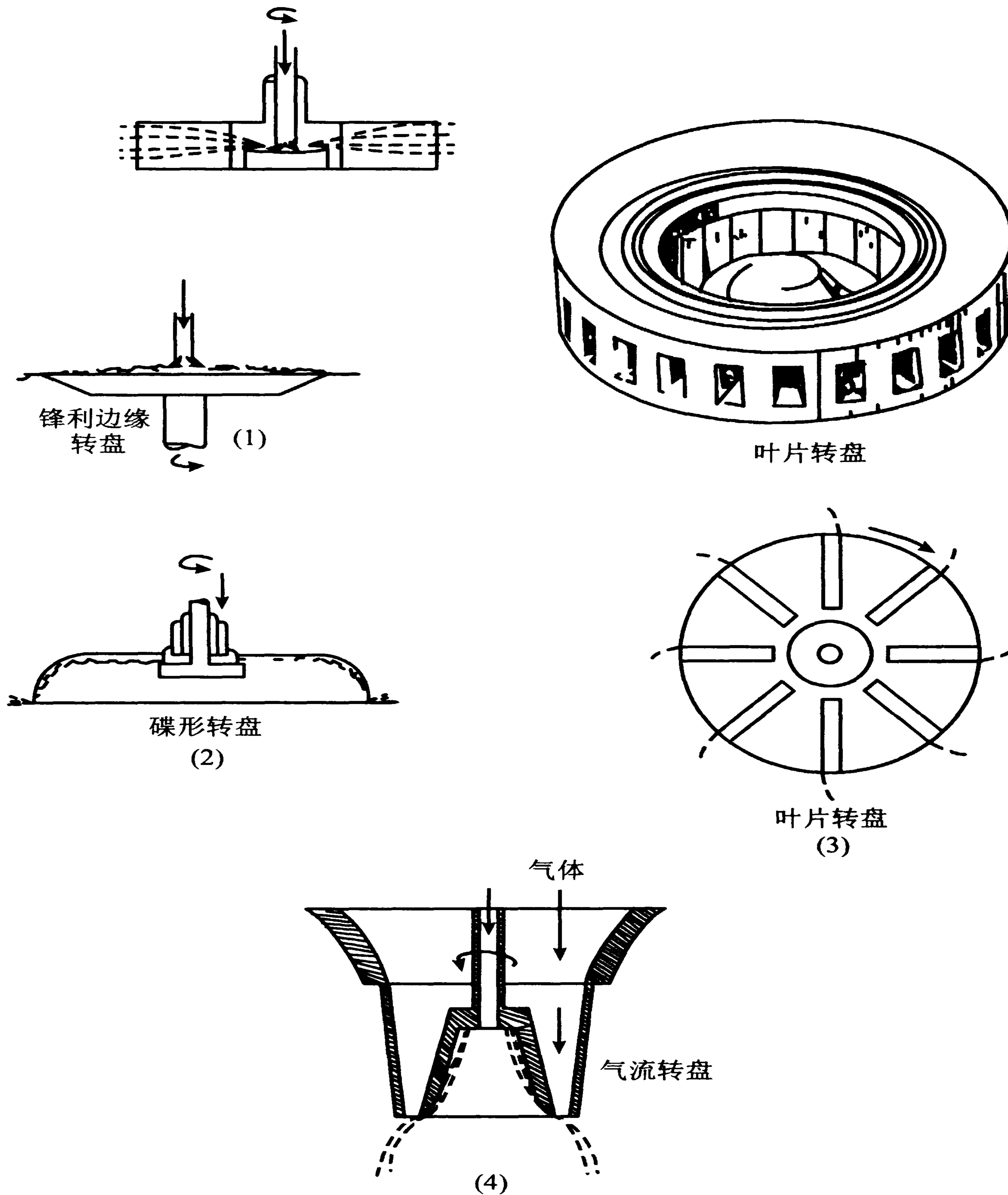


图 12-21 气流式喷雾器

7.1.3 喷雾干燥类型

根据喷雾塔内气流与料液的流向，干燥类型可划分为 4 种：逆流喷雾干燥、顺流喷雾干燥、混流喷雾干燥和平行流喷雾干燥。



(1) 锋利边缘转盘 (2) 碟形转盘 (3) 叶片转盘 (4) 气流转盘

图 12-20 离心式喷雾器

(1) 逆流喷雾干燥 图 12-22 为逆流喷雾干燥示意图。物料在喷雾塔顶端以细小液滴的雾状向下沉降，温度较高的热空气从塔底向上流动，物料与干燥气流

相向流动。之后，干燥或几乎干燥的产品从喷雾塔底端卸出，而相对较湿的空气从塔顶排出。由于进口处的高温空气与干燥后的产品相遇，从热敏性角度考虑，对产品质量略有影响。但从干燥角度考虑，可获得水分较低的产品。此外，气流速度不宜过高，以免物料被夹带出去。

(2) 顺流喷雾干燥 图 12-23 为顺流喷雾干燥示意图。物料与空气从塔顶同时进入并达到混合状态，之后同向向下运动（也可同向向上运动、同向水平运动、同向平行或旋转运动）。在塔底处，干燥后的产品和大多数空气离开喷雾塔，进入分离系统。此种干燥方式中，由于进入喷雾塔的高温空气和湿物料接触，离开喷雾塔时，温度较低且湿度较高的空气和干燥后的产品接触，因此，有利于热敏性食品的干燥。

(3) 混流喷雾干燥 图 12-24 为混流喷雾干燥示意图。物料在喷雾塔中心附近喷入，塔底

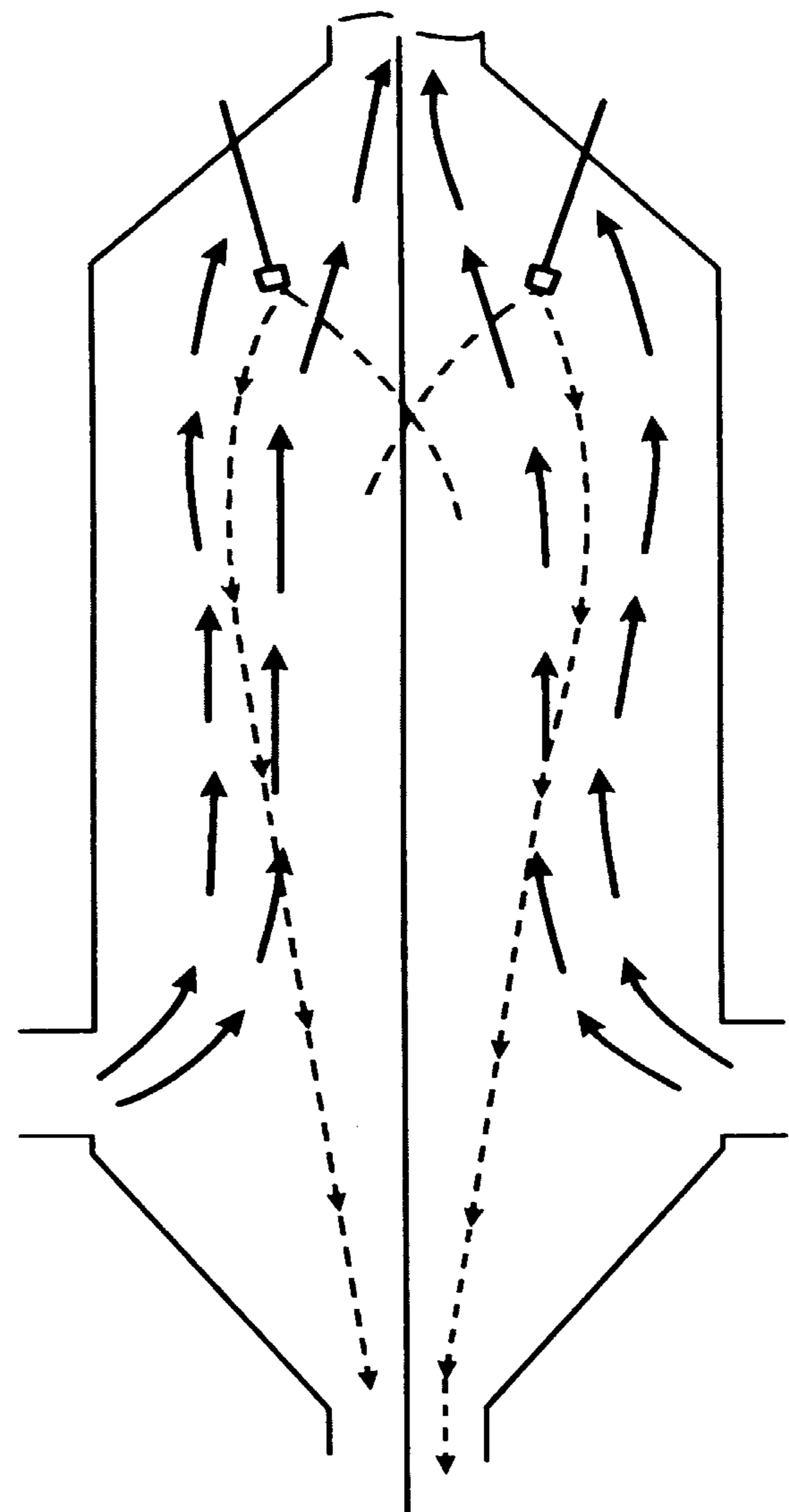


图 12-22 逆流喷雾干燥示意图

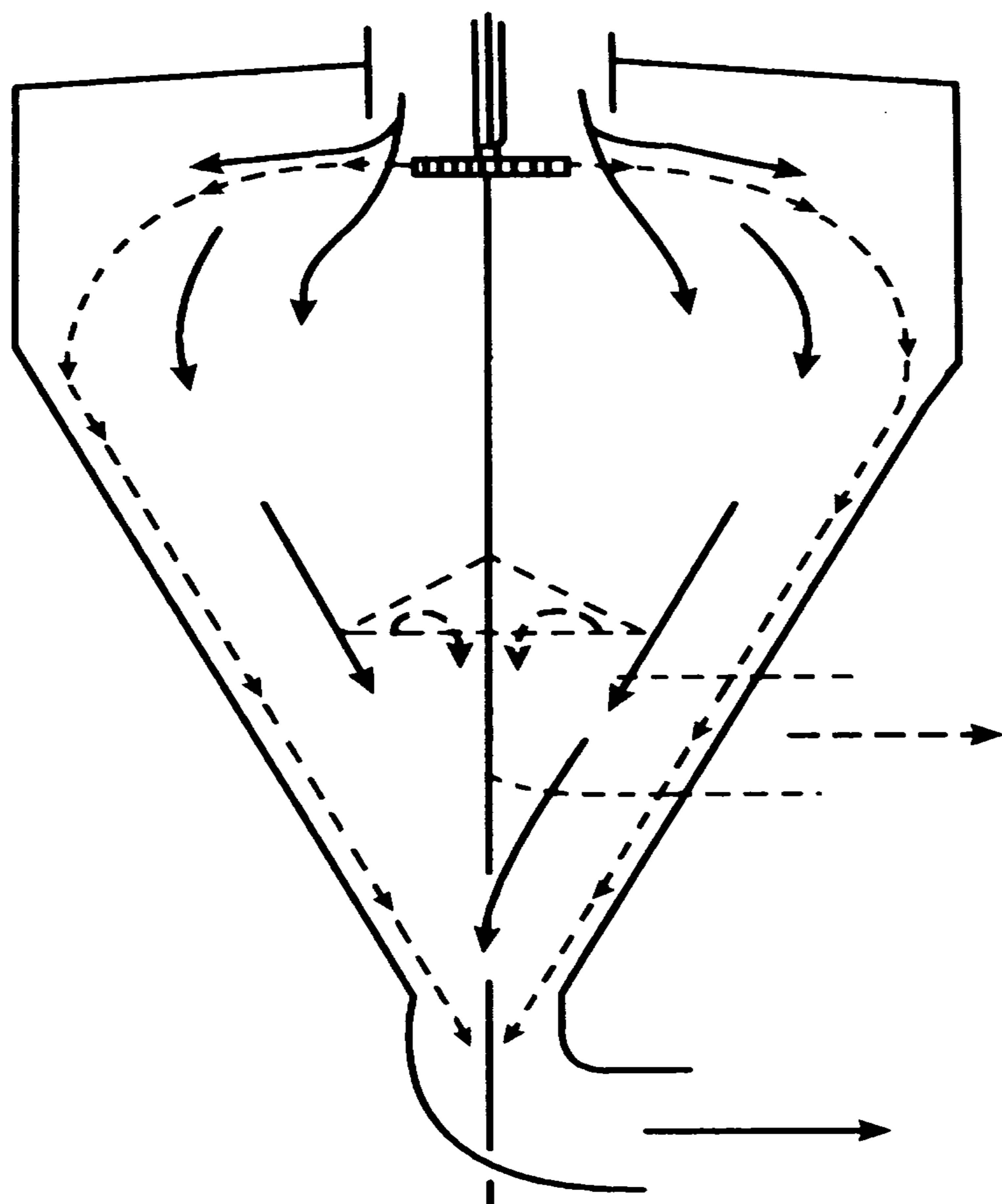


图 12-23 顺流喷雾干燥示意图

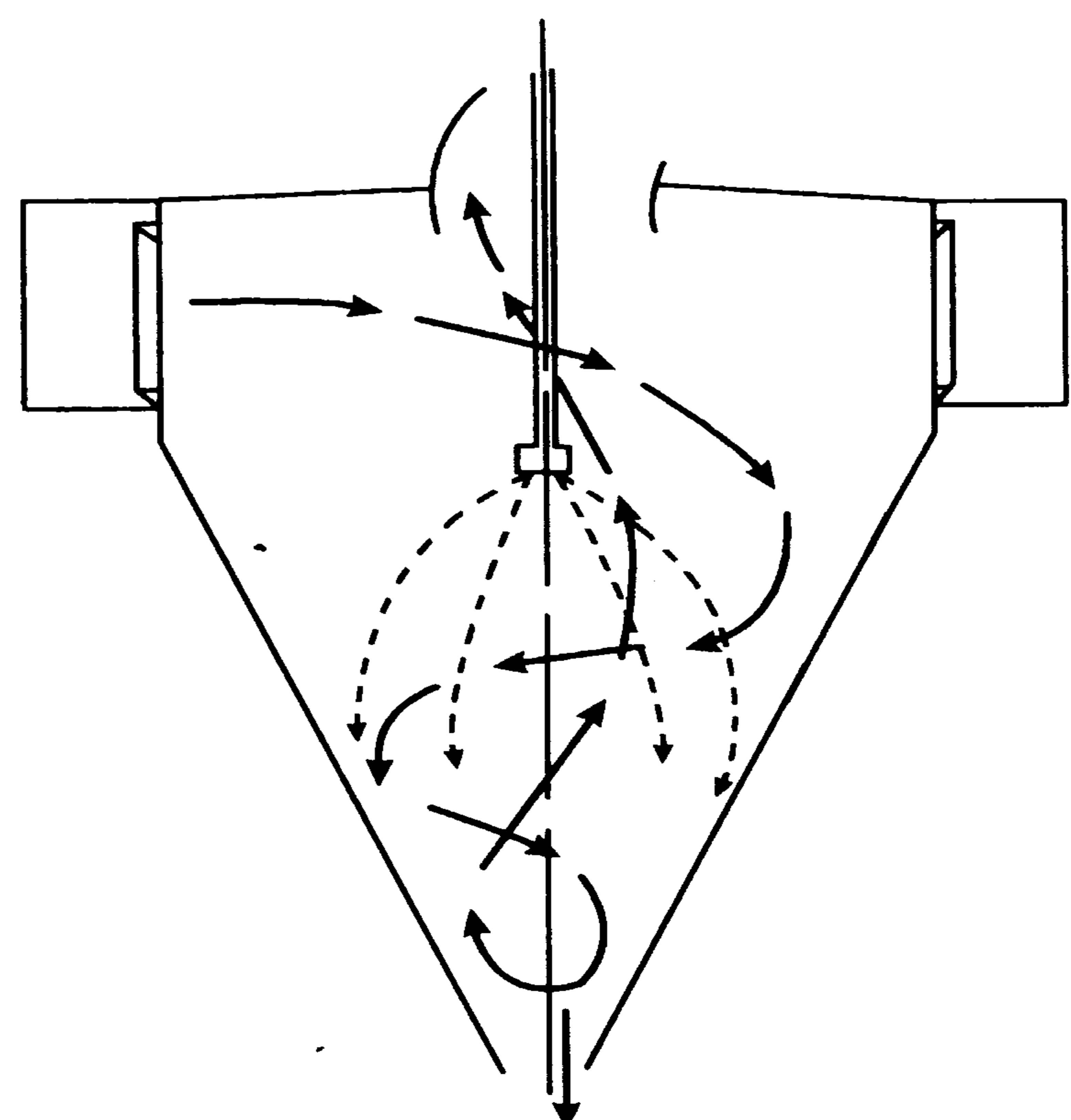


图 12-24 混流喷雾干燥示意图

卸出。气流在塔顶切向进入，在塔顶中心排出。如图所示，气流与物料呈混合接触状态。这种干燥方式对热敏性食品略有影响，但干燥能力很大。

(4) 平行流喷雾干燥 图 12-25 为平行流喷雾干燥示意图。此种干燥方式与顺流干燥方式略有不同，喷雾塔较窄小，气流与物料平行同步性很好。其特点是气流速度快，可达 $2\sim 3\text{ m/s}$ ，温度高。

7.2 冷冻干燥设备

7.2.1 冷冻干燥系统

在不考虑食品预处理（清洗、切分、分级、漂烫等工艺）和后处理（检验、包装等工艺）情况下，食品冷冻干燥机的主要组成有制冷系统、真空系统、加热干燥系统和控制系统。

(1) 制冷系统 冷冻干燥机中冷负荷主要有两部分，一部分是冷冻干燥前食品的预冻结冷耗；另一部分是冷冻干燥过程中捕捉水蒸气的冷阱的冷耗。关于制冷原理以及食品冻结的冷耗量在第 3 章中已经讲过，这里主要介绍食品预冻结方式和冷阱结构型式对整个冷冻干燥机的影响。

食品预冻结可在干燥箱内完成，也可在干燥箱外专用的冷冻间或冷冻设备上完成。在干燥箱内完成允许装箱人员在较宽的时间范围内将料盘逐盘地摆放在干燥箱搁板上，食品在料盘中是靠接触传热冻结和箱内空气的自然对流冻结，对于液体食品其冻结速度较快，而对于颗粒状的块、丁、片和粉状食品，其冻结速度较慢。因此，现代大中型食品冷冻干燥厂普遍采用干燥箱外冻结。其优点如下：a. 在专用冷冻间或冷冻设备中，可采用强制对流冻结食品。与干燥箱内自然对流冻结食品相比，其对流换热系数可增加 $7\sim 8$ 倍。b. 提高了冷冻干燥机的利用率。c. 避免预冻结与随后加热干燥的冷热无为消耗。食品在干燥箱内预冻结时，箱体材料也随之降至很低的温度，当随后的加热干燥时，箱体材料要消耗部分热量来提高其温度。d. 快速冻结可使细胞破坏最小，生产出来的产品质量高。

然而，这种冻结方法要求短时间内将冻结食品从冷冻间或冻结设备装入干燥箱中，并能快速达到工艺所要求的真空度。否则，由于食品颗粒较小，热容量

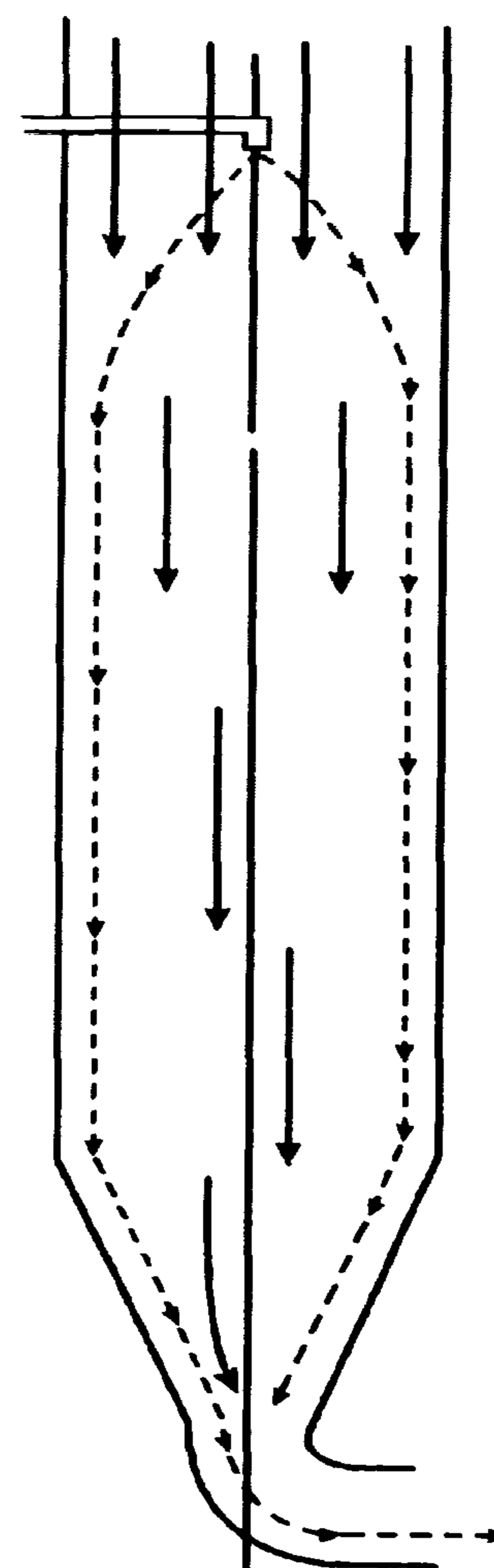


图 12-25 平行流喷雾干燥示意图

小，表面积大，在环境条件下很快出现融化现象，使生产的产品质量下降甚至完全损失。目前，除了合理布置冷冻场所与干燥箱的位置外，还在冷冻场所至干燥箱间采用吊车或升降叉车等动力设施以缩短移动时间，同时增大了真空系统的抽除能力，使冻结食品在较短的时间内进入升华阶段。图 12-26 是一种食品冷冻间与干燥箱间的布局图。

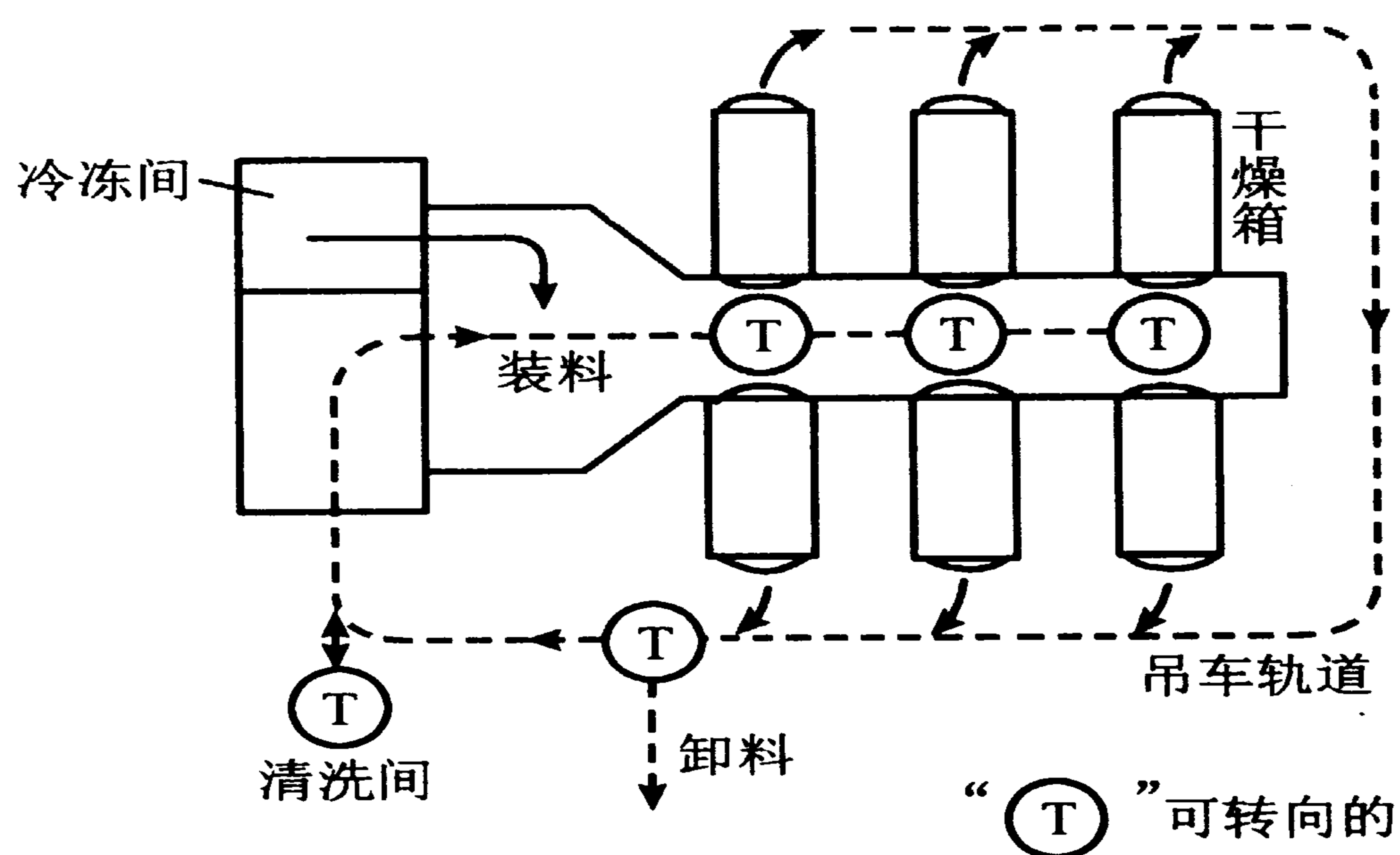


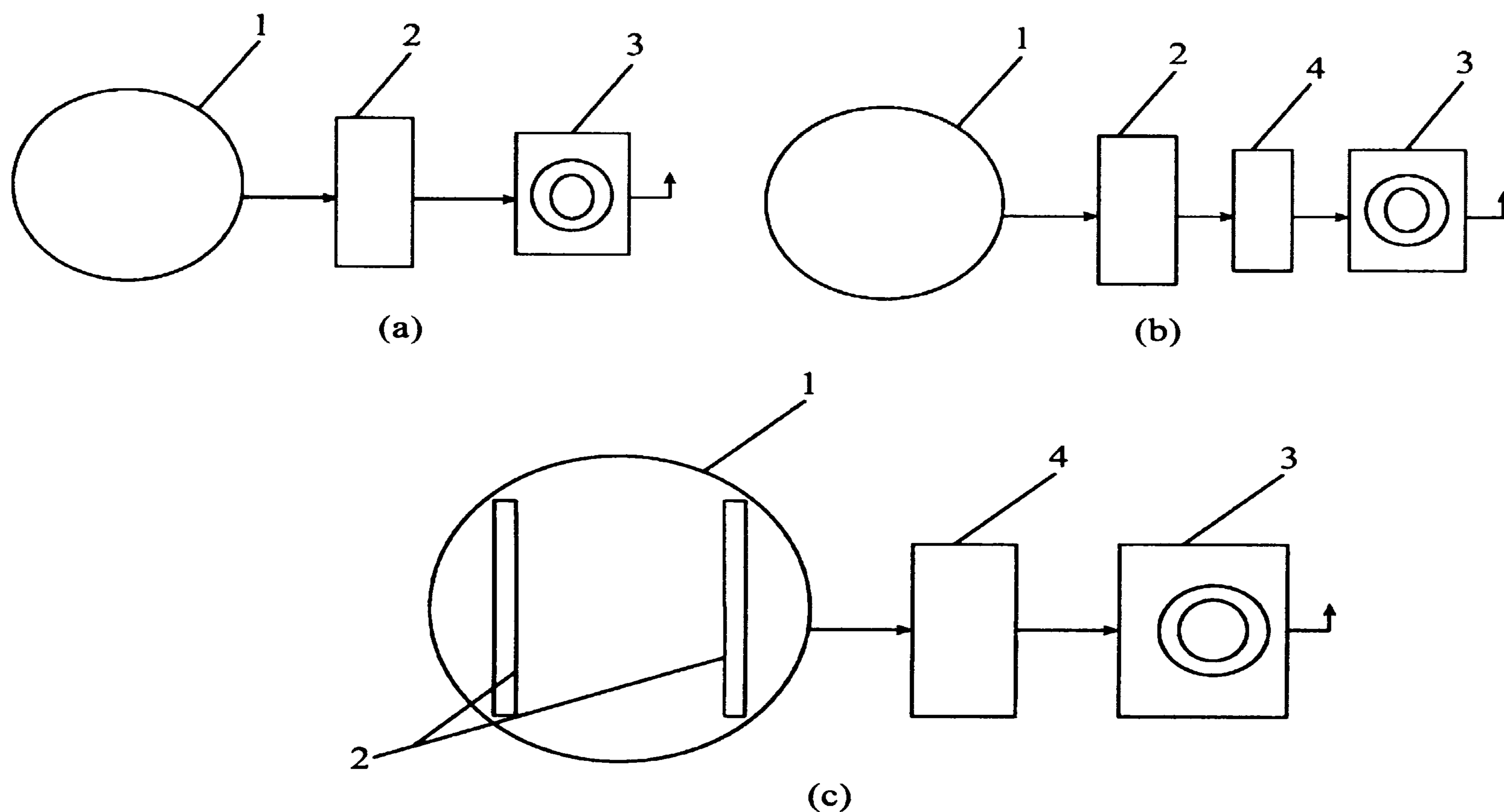
图 12-26 双门间歇式冷冻干燥机布局图

(2) 真空系统 真空系统应保证在一定的时间内抽除水蒸气和干空气，维持干燥箱内食品水分升华和解吸所需的真空度。因此，真空系统的主要性能指标应是，a. 具有水蒸气抽除能力；b. 干燥箱空载极限真空度足够低；c. 干燥箱出口处有效抽速满足要求。

目前，在食品冷冻干燥中既能直接抽除水蒸气，又能满足性能指标 b、c 的真空泵只有水蒸气喷射泵，其他真空泵如水环泵和水喷射泵或是达不到上述性能指标 b、c 的要求，或是不具备抽除水蒸气的能力（油封式机械泵）。不具备性能指标 b、c 的真空泵目前不能用于食品冷冻干燥系统中，而不具备性能指标 a 的真空泵目前广泛采用与冷阱配合的工作方式。因此，食品冷冻干燥机中真空系统有两种，一种是不带冷阱的水蒸气喷射泵真空系统；另一种是带有冷阱的油封式机械真空泵系统。

①带有冷阱的真空系统：食品冷冻干燥中，将有大量的水蒸气从食品中升华出来，如 $1 \times 10^{-3} \text{ kg}$ 的冰在压力为 13 Pa 的条件下将变为 10 m^3 的水蒸气，如果每秒升华 $(10 \sim 100) \times 10^{-3} \text{ kg}$ 的水，将有 $100 \sim 1\,000 \text{ m}^3$ 的水蒸气。抽除这样大量的水蒸气无论是对于油封式真空泵还是常用的罗茨泵都无法胜任，况且油封

式真空泵若被水蒸气污染，将导致抽气能力下降甚至因泵温升高而发生停泵现象。在真空泵进口前增设一个冷阱，将 10 m^3 的水蒸气重新变成 1 g 的冰，不但保护了真空泵，而且可大大减少所需的真空泵台数。真空泵仅用来抽除系统中初始大气、食品材料释放出来的不凝结气体和少量水蒸气以及系统从外部渗漏的气体。常见带有冷阱的真空系统组合方案如图 12-27 所示。



1. 干燥箱 2. 冷阱 3. 真空泵 4. 罗茨泵

图 12-27 带有冷阱的真空系统

图 12-27 中方案 (a) 是用油封式机械泵和冷阱组成的真空系统，干燥箱升华出来的水蒸气经过 1—2 通道被冷阱捕捉，而材料释放的不凝结气体、系统渗漏气体以及少量的水蒸气经过 1—2—3 被真空泵抽除。为了减少水蒸气流动阻力，提高真空管路的流导，上述 1—2—3 通道均应尽量制造成短而粗的管路，否则，尽管冷阱表面温度很低，干燥箱中升华界面与冷阱表面的水蒸气压差也较大，但由于 1—2 管路过细过长，仍将使水蒸气扩散减慢。或者 1—2—3 管路过细过长，使具有较大抽速的真空泵在干燥箱出口处的有效抽速很低。因此，应该根据系统的压力合理选择真空泵、管路尺寸、管路弯头、阀门附件以及管路的串并联结构方式等内容。

②不带冷阱的真空系统：主要指水蒸气喷射泵，它能将不凝结气体和水蒸气一并抽除。其特点是结构简单，无相对运动部件，成本低，但必需配备蒸汽锅炉

和有充分的水源。目前，国内外均有此类食品冷冻干燥机。其工作原理如图 12-28 所示，当高压蒸汽从喷嘴以紊流状态喷射出来时，蒸汽流表面大量的旋涡与干燥箱出口处的气体相互掺合而卷带气体（还有微弱的粘滞携带气体和扩散携带气体的作用），使干燥箱出口处的气体在射流方向上获得了由蒸汽分子给予的冲量而被抽除，当蒸汽不断从喷嘴喷出时，干燥箱内的空气和水蒸气就不断地被蒸汽流卷带走，使干燥箱形成真空。混合蒸汽流经升压后在冷凝器中冷凝成水，而不凝结气体经过以下多级抽除，最终达到生产工艺要求。水蒸气喷射泵一般在 5 级以上，但采用性能先进的水蒸气喷射泵，二级即可满足较大冷冻干燥设备的真空要求。

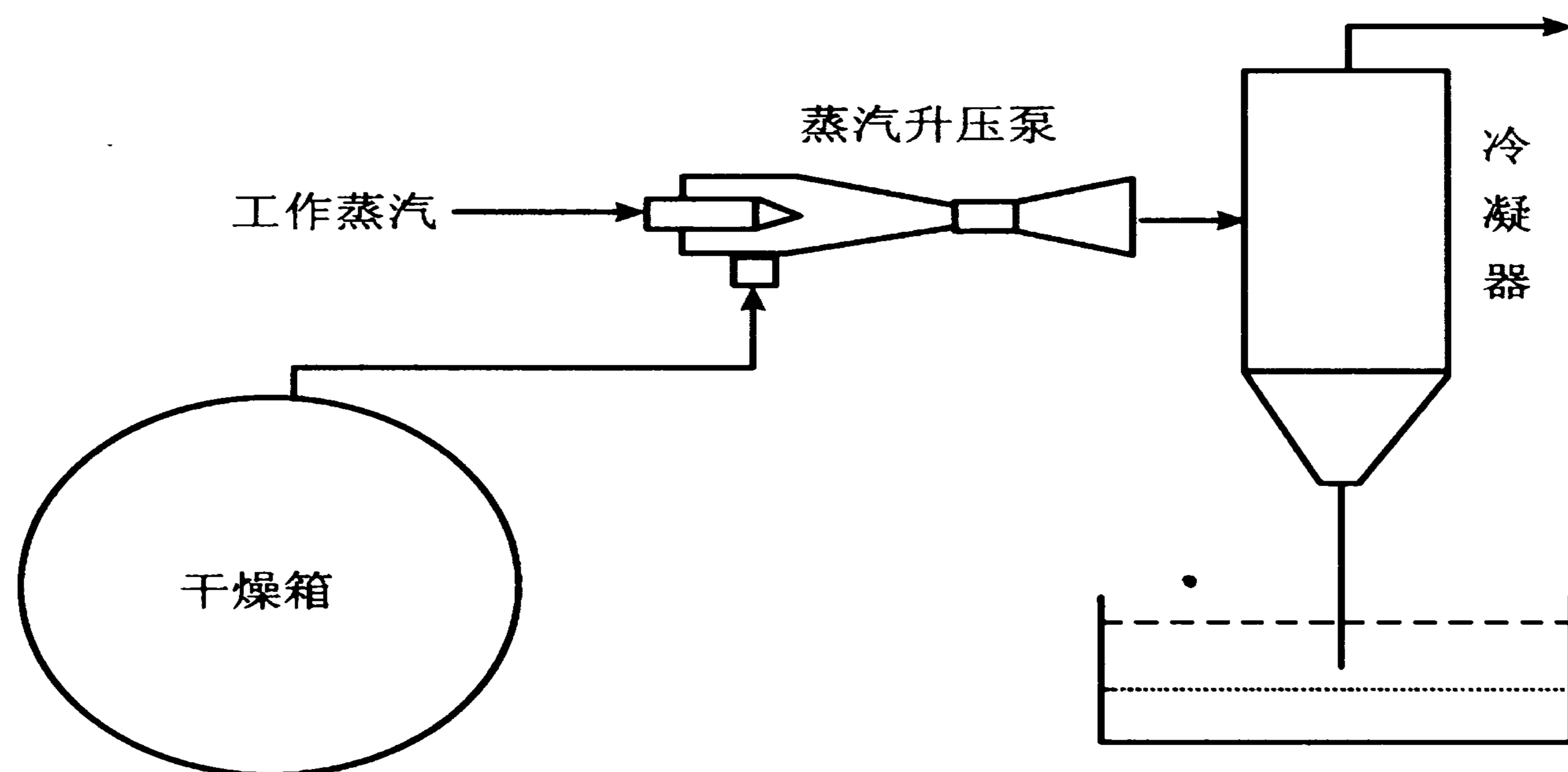


图 12-28 水蒸气喷射泵简图

除上述真空系统外，还有罗茨泵 + 水环泵，罗茨泵 + 水力喷射泵，水蒸气喷射泵 + 水环泵等。其中罗茨泵 + 双级水环泵比较适合于食品冷冻干燥要求，目前国内已有配套产品，如 ZJ600 + ZJ300 + 2SK - 12 罗茨泵水环泵机组，其极限真空可达 10 Pa，ZJ1200A + ZJ300 + ZJL - 150 + 2S - 230 机组，其极限真空可达 9×10^{-2} Pa。丹麦阿特拉斯 RAY75 型食品冷冻干燥机在维持阶段即采用罗茨泵 + 环泵机组。

(3) 加热干燥系统 加热干燥系统主要包括干燥箱体和加热元件。

①干燥箱体：干燥箱体有圆筒形和矩形两种。矩形干燥箱的有效空间大，但受力差，用材料多且不易加工。圆筒形干燥箱与矩形干燥箱的特点正好相反。采用什么形状的干燥箱主要与制造厂家的工艺技术有关，食品冷冻干燥机的干燥箱

以圆筒形的居多。为了避免真空状态下箱体受外压变形,矩形干燥箱一般均采用槽钢、角钢或工字钢在箱体外加固,圆筒形干燥箱在长径比较小时可不用加强筋。

②加热方式:加热方式有直接加热和间接加热两种。直接加热一般均采用外包绝缘矿物材料和带金属保护套的电热丝。这种加热方法要求加热搁板有一定的厚度,以获得均匀的搁板温度并避免搁板受热后发生翘曲。电热丝直接加热的特点是结构简单,易实现自动控制,但热惰性较大,而且运行费用高,是蒸汽加热费用的4~7倍。

间接加热即利用各种热源在干燥箱外部将载热介质首先加热,然后再泵送至干燥箱内搁板中。加热热源有电、煤、气等,载热介质有水蒸气、水、矿物油、乙二醇和水的混合液等。为了获得均匀的加热温度和较低的流动阻力,加热搁板内的结构很重要。

辐射加热板的温度一般在80~140℃之间,辐射波长在红外光谱区,食品材料在此光谱区吸收能量最大。如果加热板温度为140℃,其辐射波长为7 000 nm, -20℃的食品材料可获得1.4 kW/m²的能量,但随着食品温度的上升,辐射传递的能量将趋于零。

微波加热是利用高频电磁场使极性水分子快速旋转而发热,是目前食品冷冻干燥最具潜力的热源之一。它可以穿过已干层在食品内部产生热量,解决了真空状态下传热不良的问题,同时由于升华界面温度高,有利于水蒸气向外扩散。如冷冻干燥13 mm厚的牛排,若用微波加热只需4~6 h即可完成,而用传导式加热则需11~13 h。虽然用微波作热源有许多优点,但目前在食品冷冻干燥中还处于试验研究阶段,主要问题有:a.某些几何形状的食品在微波加热下会发生受热不均匀现象,如直径在20~65 mm的球状食品,其中心出现过热现象,一些食品的边、角处也常常过热,使食品质量下降;b.真空状态下的辉光放电使食品质量发生变化,产生异味。降低干燥箱的真空度可以避免上述现象,但压强要低于5~10 Pa以下,系统在这样低的压强下运行,要求冷阱温度更低,使制冷设备的投资和运行费用均增加;c.微波加热过程很难调控。如果供给热量超过升华所需的热量,升华界面温度将上升,导致局部融化。由于水的介电常数远远高于冰,水将吸收更多的热量,使融化迅速增加而导致干燥失败;d.成本高,约是蒸汽加热的10倍。

7.2.2 常见冷冻干燥设备简介

(1) 间歇式冷冻干燥机 间歇式冷冻干燥机的优点是:①适用于多品种、小

产量的生产，特别是适合于季节性强的食品生产；②单机操作，如一台设备发生了故障，不会影响其他设备的正常运行；③便于设备的加工制造和维修保养；④便于控制物料干燥时不同阶段对加热温度和真空度的要求。

其缺点是：①由于装料、卸料和启动等预备操作，使设备的利用率低，能量浪费大；②若满足一定量的产量要求，往往需要多台单机，且各单机均需配以整套的附属系统，使设备投资费用和操作费用增加。目前，先进的间歇式冷冻干燥机均有完善的集中控制系统，在各个干燥箱之间可实现顺序启动或交替工作的方式，实现多台机组的系统优化，从而可提高设备利用率，节省能量消耗。有代表性的间歇式冷冻干燥机为两种，一种是接触传热式；另一种是辐射传热式。

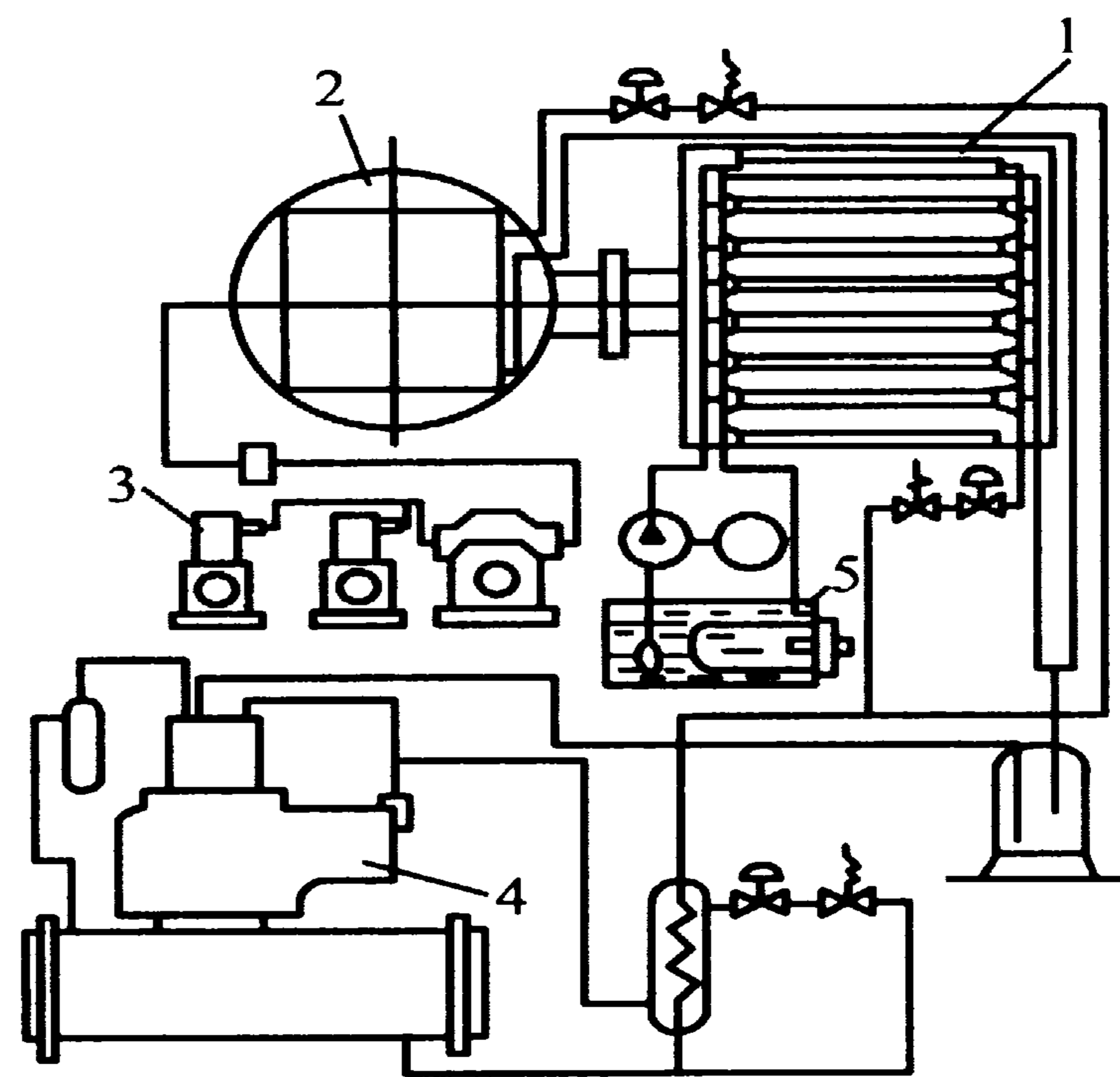
a. 接触传热式：这种冷冻干燥机如图 12-29 所示。主要用于医药生物制剂和液体食品（果汁、咖啡等）的生产。

其特点是，干燥箱内的多层搁板不但可以用来搁置被干燥的食品，而且，当食品预冻结时可提供冷量，在随后的干燥中提供升华热量和解吸热量。

b. 辐射传热式：这种间歇式冷冻干燥机的主体结构如图 12-30 所示，多用于食品冷冻干燥中。

它们的特点是，盛有食品的料盘悬于上下两块加热板之间，料盘与加热板不直接接触，而是通过吊车或小推车将料盘快速的移入干燥箱。其内部结构为多层加热板分排在干燥箱内的两侧 [图 12-30 (a)]，吊车导轨从食品清洗、切分等预处理开始，经过装盘和预冻结后，直至将料盘及料车一起快速移入干燥箱中。如果导轨在干燥箱下方，将用小推车代替吊车，这时干燥箱外的导轨可以取消，用升降叉车代替。即由升降叉车将冻结后的料盘及料车快速送到干燥箱门前，通过升降叉车使料车与干燥箱内的导轨相接，再将料车沿导轨推入干燥箱。这样增加了干燥箱外部食品材料及附属设备移动的灵活性。

图 12-30 (b) 所示为托盘滑移式，它的装卸料方式为，外部吊车将盛有待加工的食品盘送到干燥箱右端，在专门推送机构作用下，只将料盘推入干燥箱中，同时从左端将已干燥完的食品盘推出，再通过吊车将其移送到包装处理间。



1. 干燥箱 2. 冷阱 3. 真空系统
4. 制冷系统 5. 加热系统

图 12-29 接触导热间歇式
冷冻干燥机简图

图 12-30 (c) 装卸料的特点是，用专用推车将料盘推入干燥箱中，干燥箱壳体可在导轨上沿轴向移动，这种装卸方式的优点是搁板清洗方便。

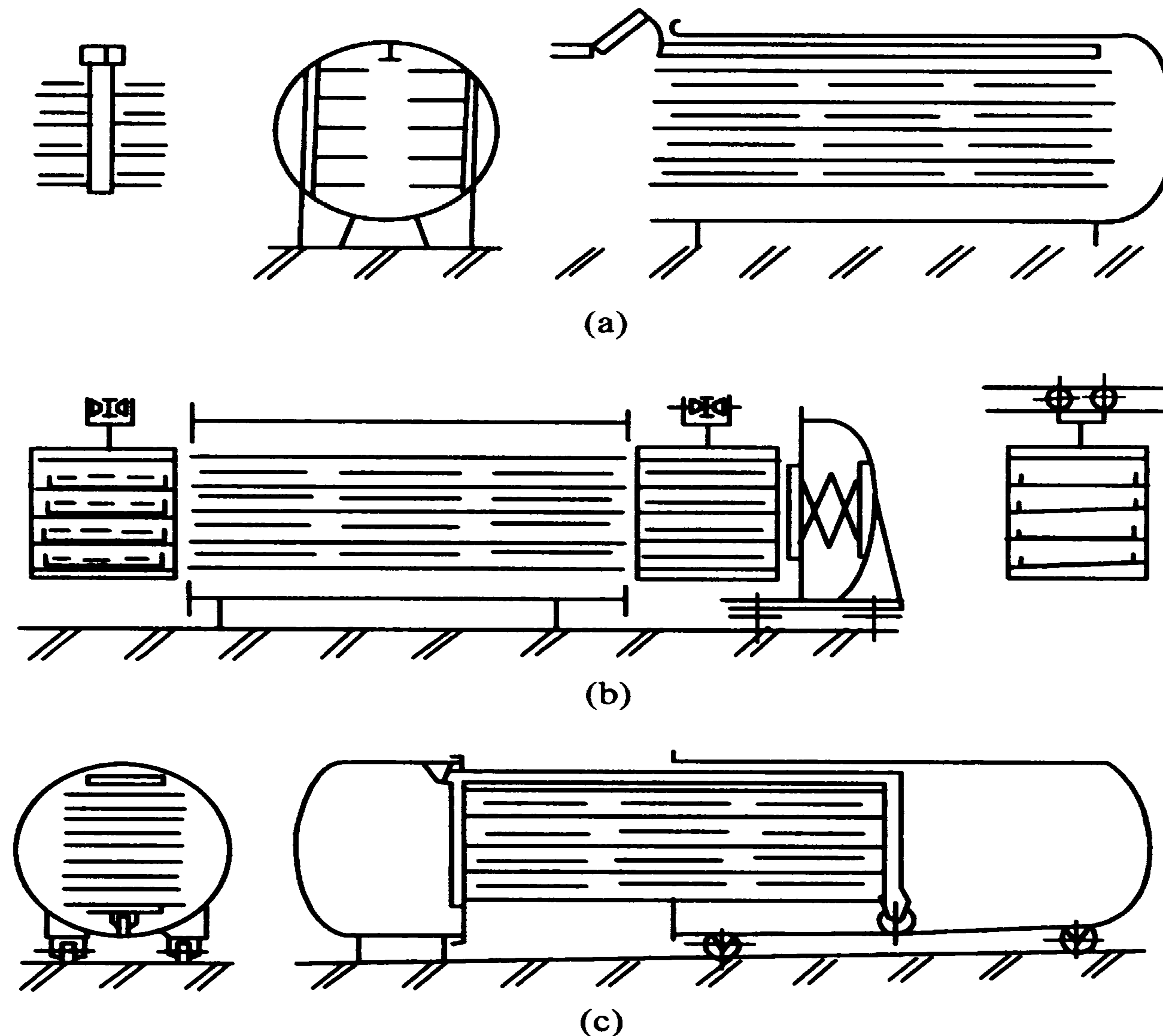
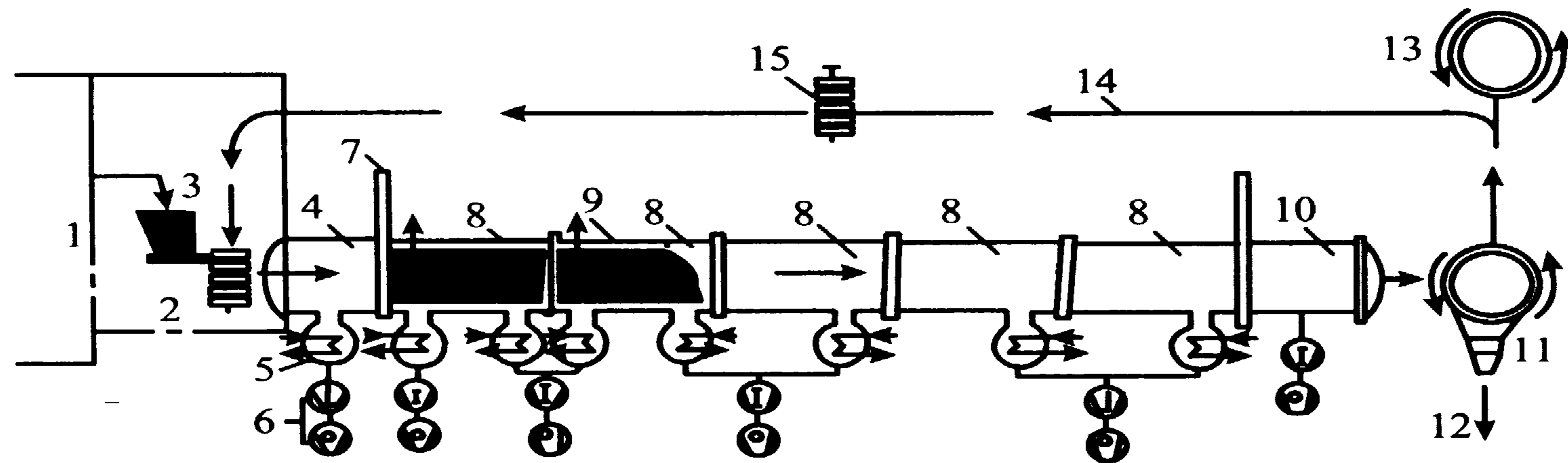


图 12-30 辐射传热间歇式冷冻干燥机简图

(2) 连续式冷冻干燥机 连续式冷冻干燥机适用于品种单一、产量大、原料充足的产品生产，尤其适用于浆状或颗粒状食品的生产。其优点是设备利用率高，便于实现自动化生产。而缺点是设备复杂，难于加工制造，尤其是装卸料口的真空密封问题需要更高的加工工艺。目前比较典型的连续式冷冻干燥机有水平隧道式和垂直螺旋式。

①水平隧道式：图 12-31 是水平隧道式连续冷冻干燥机简图。食品首先在预冻结间内冻结，随后在装料间内装盘，且将其装入吊装运输器后送入装料隔离室，当装料隔离室的真空度达到隧道干燥室的真空度时，打开干燥室与装料隔离室间的闸阀，使料盘进入干燥室。关闭闸阀后破坏装料隔离室的真空度，准备接收下一组料盘的进入。如此重复进行，使每一次开关闸阀就将一组新的料盘送入，一组已干燥好的料盘推出。也就是说，从预冻结间进入装料隔离室和从卸料

隔离室进入卸料室，隔离室内真空度的形成与破坏、闸阀的开启与关闭应该是相互关联的，以保证待加工食品的不断进入和加工后食品的不断送出。



1. 冷冻室 2. 装料室 3. 装盘 4. 装料隔离室 5. 冷阱 6. 抽气系统
7. 闸阀 8. 冷冻干燥隧道 9. 带有吊装和运输装置的加热板
10. 卸料隔离室 11. 卸料室 12. 产品出口 13. 清洗装置
14. 传送运输器的吊车轨道 15. 吊装运输器

图 12-31 水平隧道式连续冷冻干燥机简图

②垂直螺旋式：这种连续式冷冻干燥机特别适用于加工颗粒状食品，其结构与工作原理如图 12-32 (a) 和图 12-32 (b) 所示。中间干燥室上部有两个交替开启的进料口，下部也有两个交替开启的出料口，两侧各有一个相互独立的冷阱，通过大型的开关阀与干燥室相通，实现了交替融霜的目的。其工作过程如下：经过预冻结的颗粒食品，从顶部两个入口密封门之一轮流地落到顶部圆形的加热盘上，干燥室中央立轴上装有带铲的搅拌臂，立轴旋转时，铲子搅动物料，使物料不断地向加热盘外缘移动，直至从加热盘外缘落到直径较大的下一块加热盘上。在下一块加热盘上，铲子迫使物料向中心方向移动，一直移至加热盘内边缘而落入第三块加热盘上，此盘大小与顶部第一块盘相同。物料如此逐盘下落，直到从最底下的一块加热盘上落下，并从两只密封口之一卸出。物料从顶部落入到底部排出的运动轨迹实际上是一个螺旋线，而且颗粒在各个加热盘上所受到的温度也不同，以冷冻干燥浓度为 40% 的咖啡为例，加热盘总面积为 175 m^2 ，咖啡颗粒从入口到出口经过了约 100 min，除去水分量为 500 kg/h ，各层加热盘的温度如下：前两个加热盘的温度约在 40°C ，随后 6 个加热盘的温度约在 67°C ，再后的 21 个加热盘的温度约在 74°C ，最后 6 个加热盘的温度约在 35°C 。

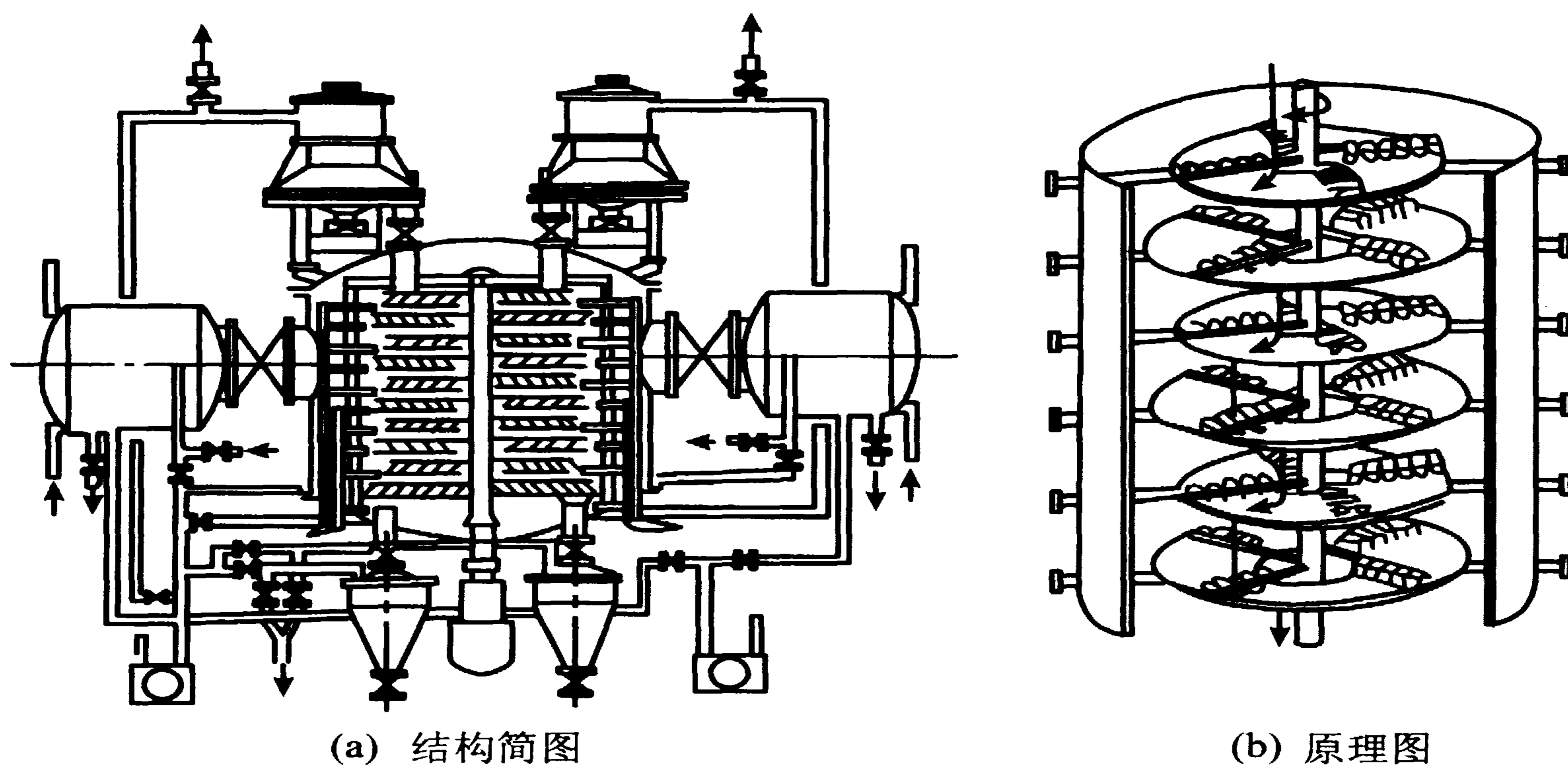


图 12-32 垂直螺旋连续式冷冻干燥机

习题

1. 湿空气在压力 101.33 kPa、温度 20℃ 下，湿含量为 0.01 kg/kg 干空气，试求①空气的相对湿度 ϕ_1 ；②压力不变，将空气温度升高至 50℃ 时的相对湿度 ϕ_2 ；③若温度仍为 20℃，将压力升高至 125 kPa 时的相对湿度 ϕ_3 ；④若温度仍为 20℃，压力升高至 250 kPa，问 100 m³ 原湿空气所冷凝的水分量。

2. 将常压下温度为 30℃、相对湿度为 20% 的新鲜空气，通过第一加热器加热到某一温度后，再通过一喷水室进行绝热冷却增湿至饱和状态，最后通过第二加热器加热得到温度为 45℃、相对湿度为 40% 的湿空气。求 2①在焓湿图上绘出空气状态的变化过程；②离开第二加热器时空气的湿含量；③喷水室中水的温度（设离开喷水室的空气与水的温度相同）；④离开第一加热器时空气的温度。

3. 常压下温度为 30℃、湿含量为 0.024 kg/kg 干空气的湿空气，在预热器内被加热至 90℃，试在焓湿图上绘出空气状态的变化过程；又若湿空气的流量为 0.028 kg/s，求加热湿空气所需要的热量 Q 。

4. 在连续式逆流干燥器中，用热空气干燥某种固体湿物料，已知空气状态为：进入干燥器时空气的湿含量为 0.01 kg/kg 干空气、焓为 120 kJ/kg 干空气。离开干燥器时空气的温度为 38℃。物料状况为：进出干燥器时物料的含水量分别为 0.04 kg/kg 干物质和 0.002 kg/kg 干物质，进出口温度分别为 27℃ 和 63℃。

处理干物质质量为 450 kg/h。干物质比热容为 $1.465 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。假设干燥器的热损失为 5 kW，试求空气流量。

5. 在常压连续理想干燥器中，用通风机将空气送至预热器，经 120°C 饱和蒸汽加热后进入干燥器。已知空气状态为：进预热器前湿空气中水蒸气分压为 1.175 kPa、温度为 15°C ，进入干燥器时的温度为 90°C ，离开干燥器时的温度为 50°C 。物料状况为：进出干燥器时物料的干基水分分别为 $0.15 \text{ kg}/\text{kg}$ 干物质和 $0.01 \text{ kg}/\text{kg}$ 干物质。干燥器生产干燥产品的能力为 250 kg/h，预热器的总传热系数为 $50 \text{ W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，试求通风机的送风量和预热器的传热面积。

6. 在逆流连续干燥器中，将某种物料由初始湿基含水量 3.5% 干燥至 0.2%。物料进入干燥器时的温度为 24°C ，离开干燥器时的温度为 40°C ，干燥产品量为 $0.278 \text{ kg}/\text{s}$ 。干物质的比热容为 $1.507 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。空气的初始温度为 25°C 、湿含量为 $0.0095 \text{ kg}/\text{kg}$ 干空气，经预热器预热到 90°C 后送入干燥器，离开干燥器时的温度为 35°C 。试求空气消耗量、预热器的热功率和干燥器的热效率。假设热损失可以忽略不计。

7. 如果习题 6 的干燥过程为非理想过程，其热损失为 5.25 kW。求此时的空气消耗量、预热器的热功率和干燥器的热效率。

8. 在一常压连续干燥器中，湿物料处理量为 $0.8 \text{ kg}/\text{s}$ ，物料含水量由湿基 5% 干燥至 1%。空气初始温度为 20°C 、湿含量为 $0.05 \text{ kg}/\text{kg}$ 干空气，空气离开干燥器时的温度为 55°C 。为了保证干燥产品的质量，要求进入干燥器的空气温度不得高于 90°C 。试求以下两种情况下所需的空气量 (kg 干空气/s) 和热耗量 (kW)，设干燥过程为理想过程。①将新鲜空气预热到 90°C 进入干燥器中进行干燥；②采用废气循环，循环气中干空气量为干燥器出口废气中干空气量的 $2/3$ ，混合气温度为 90°C ，进入干燥器干燥。

9. 将某湿物料在恒定干燥条件下进行间歇干燥，经过 6 h 的干燥使其干基含水量由 0.35 降至 0.07。试求在相同的操作条件下，将该物料由 0.35 降至 0.05 所需的时间。已知物料的临界含水量为 0.15，平衡含水量为 0.04。降速阶段中干燥速率曲线为直线。

10. 干燥某食品材料，由实验测得其干燥特性为降速干燥特点，已知由初始湿基含水量 68.7% 降至 46.2% 所用的时间为 5 h，平衡含水量为 0.17 (干基)。今有一批该物料，其初始湿基含水量为 70%，问在相同干燥条件下 20 h 后物料的含水量是多少？

11. 某乳品厂用喷雾干燥设备生产奶粉，每小时处理湿基含水量 50% 的牛奶 100 kg，干燥后奶粉的湿基含水量为 2%。空气初始状态为 25°C ，相对湿度

80%，预热至 150℃ 后进入喷雾塔。排出废气的相对湿度为 10%，设牛奶进入干燥室的温度为 50℃，对外界的热损失为 209 kJ/kg 水分，牛奶进出喷雾塔所带人的热量为 146 kJ/kg 水分，求所需的空气量。

12. 对某种物料进行间歇式干燥实验，已知空气平行吹过物料表面，干燥总面积为 55 m²，每个周期的生产能力为 1 000 kg 干物质，开始时的干燥速率为 3.06×10^{-4} kg/(m²·s)，试估算将此物料从含水量 0.15 kg/kg 干物质干燥至 0.005 kg/kg 干物质所需要的时间。该物料的临界含水量为 0.125 kg/kg 干物质，平衡含水量近似为零。降速干燥阶段的曲线为直线。如果将空气速度由 1 m/s 提高到 3 m/s，干燥时间又为多少？

思考题

1. 热风干燥时，对湿空气预热的目的是什么？
2. 在湿空气的焓湿图上确定湿球温度时，可以采用沿等焓线来确定的近似方法，试分析其中近似的原因。
3. 真空冷冻干燥过程中，如果提供给物料的升华热量过高或过低，将会出现什么干燥现象。
4. 某种物料的临界含水量与哪些因素有关，改变临界含水量对干燥过程有何影响。
5. 平衡含水量是如何测定的？平衡时物料中水分的蒸汽压如何测得？
6. 废气循环有哪些优缺点。

本章重点符号说明

符号	含义	计量单位
ρ	密度	kg/m ³
ρ_a	干空气密度	kg/m ³
ρ_v	水蒸气密度	kg/m ³
p	压力	Pa
p_a	干空气分压力	Pa
p_v	水蒸气分压力	Pa
p_s	饱和蒸汽压力	Pa

续表

符号	含义	计量单位
T	温度	℃或K
T_M	湿球温度	℃或K
T_d	露点温度	℃或K
R	通用气体常数	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
R_a	干空气气体常数	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
R_v	水蒸气气体常数	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
ϕ	空气相对湿度	
d	空气湿含量	$\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{干空气})$
c_H	湿空气比热容	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{℃})$
c_a	干空气比热容	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{℃})$
c_v	水蒸气比热容	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{℃})$
v	比体积	m^3/kg
m	质量、质量流量	kg 或 kg/s
M	气体分子质量	
h	焓	$\text{kJ}/\text{kg}(\text{干空气})$
α	对流换热系数	$\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{℃})$
A	面积	m^2
k_d	汽化系数	$\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$
d_s	饱和湿含量	$\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{干空气})$
L	潜热、长度、空气流	kJ/kg 、 m 、 kg/h
M_d	干基水分	
M_w	湿基水分	
M_e	平衡水分	
Q	热量	kJ/h
η	效率	
t	时间	s 、 h
D	水蒸气扩散系数	m^2/s
M_R	水分比	

参考文献

[1] 高福成. 食品工程原理. 北京: 中国轻工业出版社, 1998

[2] 姚玉英主编. 化工原理. 第1版. 天津: 天津科学技术出版社, 1992

[3] 孙朝栋主编. 食品工程学. 台湾: 艺轩图书出版社, 1994

[4] 王志魁. 化工原理. 北京: 化学工业出版社, 1998