

指定圆弧的端点或 [角度 (A)/弦长 (L)]: `_a` 指定包含角: (输入圆弧的包角, 即圆心角。正角表示从起点逆时针方向画弧, 负角表示从起点顺时针方向画弧。当输入角度大于 360° 时, 按输入角度减 360° 画弧)

④ 起点、圆心、长度 (A)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的第二个点或 [圆心 (C)/端点 (E)]: `_c` 指定圆弧的圆心: (输入圆弧的圆心)

指定圆弧的端点或 [角度 (A)/弦长 (L)]: `_l` 指定弦长: (输入圆弧的弦长。当弦长为正值时, 画小于或等于 180° 的圆弧。当弦长为负值时, 画大于 180° 的圆弧。当输入弦长大于直径时, 命令行提示 * 无效 *, 结束命令)

⑤ 起点、端点、角度 (N)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的第二个点或 [圆心 (C)/端点 (E)]: `_e`

指定圆弧的端点: (输入圆弧的终点)

指定圆弧的圆心或 [角度 (A)/方向 (D)/半径 (R)]: `_a` 指定包含角: (输入圆弧的包角, 即圆心角。当角度为正时, 按逆时针画圆弧。当角度为负时, 按顺时针画圆弧)

⑥ 起点、端点、方向 (D)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的第二个点或 [圆心 (C)/端点 (E)]: `_e`

指定圆弧的端点: (输入圆弧的终点)

指定圆弧的圆心或 [角度 (A)/方向 (D)/半径 (R)]: `_d` 指定圆弧的起点切向: (输入起点处的切线与 X 轴正方向的夹角, 夹角输入正负值均可。也可输入某一点的坐标值, 由该点与起点的连线决定输入角)

⑦ 起点、端点、半径 (R)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的第二个点或 [圆心 (C)/端点 (E)]: `_e`

指定圆弧的端点: (输入圆弧的终点)

指定圆弧的圆心或 [角度 (A)/方向 (D)/半径 (R)]: `_r` 指定圆弧的半径: (输入圆弧半径。当输入正值时, 圆弧的圆心角小于或等于 180° 。当输入负值时, 圆弧圆心角大于 180° 。当输入值小于起点到终点距离一半时, 命令行提示 * 无效 *)

⑧ 圆心、起点、端点 (C)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: `_c` 指定圆弧的圆心: (输入圆弧的圆心)

指定圆弧的起点: (输入圆弧的起点, 即圆心到起点的距离为所画圆弧的半径, 起点与圆心的连线与 X 轴的正方向所夹的角度为该圆弧的初始角, 命令行继续提示)

指定圆弧的端点或 [角度 (A)/弦长 (L)]: (输入圆弧圆心角终边上一点的坐标值, 结束命令)

⑨ 圆心、起点、角度 (E)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: `_c` 指定圆弧的圆心: (输入圆弧的圆心)

指定圆弧的起点: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的端点或 [角度 (A)/弦长 (L)]: `_a` 指定包含角: (输入圆弧的圆心角。当

输入正值时, 圆弧按逆时针画圆弧; 反之, 按顺时针画圆弧。也可以输入某一点的坐标值, 由输入点和圆心连线与 X 轴正方向所夹的角决定圆心角, 画圆弧并结束命令)

⑩ 圆心、起点、长度 (L)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: `_c` 指定圆弧的圆心: (输入圆弧的圆心)

指定圆弧的起点: (输入圆弧的起点)

指定圆弧的端点或 [角度 (A)/弦长 (L)]: `_l` 指定弦长: (输入圆弧的弦长。当弦长为正值时, 画小于或等于 180° 的圆弧。当弦长为负值时, 画大于 180° 的圆弧。也可输入某一点的坐标值, 由该点与起点的距离为弦长画圆弧。当输入弦长大于直径时, 命令行提示 * 无效 *。结束命令)

⑪ 继续 (O)。选择该选项后, 命令行提示:

命令 `_arc` 指定圆弧的起点或 [圆心 (C)]: (以上一次所画线段的最后一点为起点)

指定圆弧的端点: (输入圆弧终点坐标, 画出与上一线段相切的圆弧)


3. 图形的实体复制


(1) 偏移 (Offset)

① 功能。生成一个与原对象平行或同心的新对象, 即生成与原线段的等距离线段。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【修改】** → **【偏移】**。

• 图标位置:  在“修改”工具条中。

• 输入命令: `O`  (Offset 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

指定偏移距离或 [通过 (T)] <通过>:

③ 选项说明

• 指定偏移距离 该选项为默认选项。当输入偏移值并回车后, 命令行提示:

选择要偏移的对象或<退出>: (拾取偏移对象)

指定点以确定偏移所在一侧: (选择要偏移的一侧)

选择要偏移的对象或<退出>: (可以继续选择或直接回车, 结束命令)

• 通过 (T) 该选项用来通过某一特殊点, 绘制与某条线段等距的线段。输入 T, 命令行提示:

选择要偏移的对象或<退出>: (拾取偏移对象)

指定通过点: (输入通过点的坐标或拾取特殊点)


选择要偏移的对象或<退出>: (可继续拾取偏移对象, 直接回车, 结束命令)

(2) 复制 (Copy)

① 功能。绘制几个相同的图形。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【修改】** → **【复制】**。

• 图标位置:  在“修改”工具条中。

• 输入命令: `Co`  或 `Cp`  (Copy 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

选择对象: 指定对角点: (拾取要复制的对象, 并可多次拾取。命令行提示拾取对象的

数目)

选择对象: (单击鼠标右键, 结束所需复制的拾取, 命令行继续提示)

指定基点或位移, 或者 [重复 (M)]: m (如果对拾取对象只复制一次, 直接输入或拾取基点; 如果要进行多次复制, 则要输入 M, 命令行继续提示)

指定基点: (输入或拾取基点)

指定位移的第二点或<用第一点作位移>: (输入相对于基点的位移点。如不重复复制, 则结束命令; 若重复复制, 则命令行继续提示)

指定位移的第二点或<用第一点作位移>: (继续复制对象或直接回车, 结束命令)


(三) 绘制正多边形及实体的移动和旋转

1. 矩形 (Rectangle)

① 功能。绘制矩形。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【绘图】** → **【矩形】**。

• 图标位置:  在“绘图”工具条中。

• 输入命令: Rec ✓ (Rectangle 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

③ 选项说明

• 倒角 (C) 用于设置倒角距离。选择该选项后, 命令行提示:

指定矩形的第一个倒角距离<0.0000>: -5 (输入第一倒角边长度)

指定矩形的第二个倒角距离<5.0000>: (第二倒角边自动默认与第一倒角边长度相等。如第二倒角边与第一倒角边相同的话, 直接回车即可。如果不相同, 则重新输入第二倒角边长度。回车后, 命令行继续提示)

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

• 标高 (E) 用于设置三维图形的高度位置。实体的高度基于用户坐标系 (USC) XY 面距离, 正负与 Z 轴方向一致。选择该选项后, 命令行提示:

指定矩形的标高<0.0000>: (输入标高数值, 命令行继续提示)

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

• 圆角 (F) 用于设置矩形四个圆角的半径大小。选择该选项后, 命令行提示:

指定矩形的圆角半径<0.0000>: (输入圆角半径值, 命令行继续提示)

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

• 厚度 (T) 用于设置实体的厚度, 即实体在高度方向延伸的距离。选择该选项后, 命令行提示:

指定矩形的厚度<0.0000>: (输入实体的厚度值, 命令行继续提示)

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

• 宽度 (W) 用于设置矩形的线宽。选择该选项后, 命令行提示:

指定矩形的线宽<0.0000>: (输入矩形宽度数值后, 命令行继续提示)

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]:

• 指定第一个角点 该选项为缺省选项。以上每个选项设置完成后, 都回到原有的提示行形式。

指定第一个角点或 [倒角 (C)/标高 (E)/圆角 (F)/厚度 (T)/宽度 (W)]: (输入矩形第一角点坐标值, 命令行继续提示)


指定另一个角点或 [尺寸 (D)]: (输入矩形另一个对角点坐标值, 结束命令)

2. 正多边形 (Polygon)

① 功能。绘制边数为 3~1024 的正多边形。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【绘图】** → **【矩形】**。

• 图标位置:  在“绘图”工具条中。

• 输入命令: Po ✓ (Polygon 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

输入边的数目 <4>: (输入正多边形的边数, 默认为 4。命令行继续提示)

指定正多边形的中心点或 [边 (E)]:

③ 选项说明

• 指定正多边形的中心点 该选项为默认选项, 用多边形中心确定多边形位置。当输入多边形中心坐标值后, 命令行提示:

输入选项 [内接于圆 (I)/外切于圆 (C)] <I>:

内接于圆 (I), 用多边形的外接圆半径确定正多边形的大小, 该选项为默认选项。选择该选项后, 命令行提示:

指定圆的半径: (输入多边形的外接圆半径值, 绘制最高顶点在 Y 轴上的正多边形。也可以输入正多边形的某一顶点坐标值, 以该点到圆心距离为半径绘制正多边形, 结束命令)

外切于圆 (C), 用多边形的内接圆半径确定正多边形的大小。当选择该选项后, 命令行提示:

指定圆的半径: (输入多边形的内接圆半径值, 绘制最高顶点在 Y 轴上的正多边形。也可以输入正多边形的某边中点坐标值, 以该点到圆心距离为半径绘制正多边形, 结束命令)

• 边 (E) 根据正多边形的边长绘制正多边形。选择该选项后, 命令行提示:

指定边的第一个端点: (输入正多边形某一端点的坐标值, 命令行继续提示)


指定边的第二个端点: (输入与上一点相邻的端点坐标值, 一般用相对坐标输入比较方便。通过上述两点, 并以两点之间的距离为边长, 画正多边形。结束命令)

3. 实体的移动 (Move)

① 功能。移动实体的相位置。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【修改】** → **【移动】**。

• 图标位置:  在“修改”工具条中。

• 输入命令: M ✓ (Move 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

选择对象: (拾取需要移动的实体, 可进行多次拾取)

选择对象: 找到 n 个, 总计 m 个 (显示每次拾取的实体个数 n 和总共拾取的个数 m)

选择对象: (单击鼠标右键或直接回车, 结束需要移动对象的选择, 命令行继续提示)


指定基点或位移: (拾取或输入基点, 命令行继续提示)

指定位移的第二点或<用第一点作位移>：(拾取或输入相对于基点的位移点。一般用相对坐标比较方便。输入位移后，在新的位置画出选择的实体，原处实体被删除，结束命令)

4. 实体的旋转 (Rotate)

① 功能。将选定的实体绕一点(旋转中心)转过指定的角度。

② 命令格式

- 下拉菜单：【修改】→【旋转】。
- 图标位置：在“修改”工具条中。
- 输入命令：Ro ↵ (Rotate 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

UCS 当前的正角方向：ANGDIR=逆时针 ANGBASE=0 (提示当前用户坐标系的角度方向。当 ANGDIR=0 时，逆时针方向为正；当 ANGDIR=1 时，顺时针方向为正。ANGBASE 为系统默认参照角，取值范围在 $0^{\circ}\sim 360^{\circ}$ 内，当输入负值时，计算机自动默认为 360° 减去该输入值；如果输入值大于 360° ，计算机自动默认为该值减去 360°)

选择对象：(拾取需要旋转的实体，可进行多次拾取)

选择对象：找到 n 个，总计 m 个 (显示每次拾取的实体个数 n 和总共拾取的个数 m)

选择对象：(单击鼠标右键或直接回车，结束需要旋转对象的选择，命令行继续提示)

指定基点：(利用对象捕捉或直接输入坐标值，确定基点位置，命令行继续提示)

指定旋转角度或 [参照 (R)]：

③ 选项说明

• 指定旋转角度 该选项为默认选项。按照提示当前用户坐标系角度方向，直接输入角度值，结束命令。

• 参照 (R) 按指定参照角设置旋转角，即角度的起始边不是 X 轴正方向，而是用户输入的参照角。输入 R，命令行提示：

指定参照角<0>：(可直接输入参照角的起始角，也可以直接输入或拾取某一点为起点，命令行继续提示)

指定第二点：(再输入或直接拾取另一点，以这两点连线与 X 轴正方向之间的夹角为参照角，命令行继续提示)

指定新角度：(输入旋转角，结束命令)

(四) 绘制圆环、椭圆及实体的镜像

1. 圆环 (Donut)

① 功能。绘制圆环和实心圆。

② 命令格式

- 下拉菜单：【绘图】→【圆环】。
- 输入命令：Do ↵ (Donut 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定圆环的内径<0.0000>：(输入一指定长度作为圆环的内径。如圆环内径为零，画实心圆；也可以输入一点坐标，命令行提示)

指定第二点：(输入第二点坐标，以两点之间的距离作为圆环内径，命令行继续提示)

指定圆环的外径<0.0000>：(输入一指定长度作为圆环的外径。如圆环外径与内径相

同，画与普通圆一样的圆；也可以输入一点坐标，命令行继续提示）

指定第二点：（输入第二点坐标，以两点之间的距离作为圆环外径，命令行继续提示）

指定圆环的中心点或<退出>：（输入圆环的中心坐标，画出一个圆环，命令行继续提示）

指定圆环的中心点或<退出>：（可继续输入圆环的另一中心，多次画圆环。直接回车，结束命令）

一般默认状态下，生成的圆环是填实的圆环。圆环是否填实，取决于系统变量 Fill 的设定值。在命令行输入 Fill 后，命令行提示：

输入模式 [开 (ON)/关 (OFF)] <开>：（当输入 OFF 后，再画圆环就为不填实状态）


2. 椭圆


绘制椭圆或椭圆弧 (Ellipse)

① 功能。绘制椭圆或椭圆弧。

② 命令格式

• 下拉菜单：【绘图】→【椭圆】→【...】。

• 图标位置： 在“绘图”工具条中。

• 输入命令：El  (Ellipse 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定椭圆的轴端点或 [圆弧 (A)/中心点 (C)]：

③ 选项说明

• 指定椭圆的轴端点 该选项为默认选项。用椭圆某一轴上两端点确定椭圆位置，当输入一点坐标后，命令行提示：

指定轴的另一个端点：（输入椭圆轴上另一个端点的坐标值。命令行继续提示）

指定另一条半轴长度或 [旋转 (R)]：

指定另一条半轴长度，该选项为默认选项，可直接输入另一个半轴的长度。也可以直接输入某一点的坐标值，以该点到椭圆中心的距离为半轴画椭圆，并结束命令。

旋转 (R)，选择“旋转”选项后，可画圆的投影图。所输角度为圆所在平面与投影面的夹角。输入 R，命令行提示：

指定绕长轴旋转的角度：（若输入圆所在平面与投影面的夹角，则以长轴乘以所输入角度余弦的积为短轴画椭圆）

• 圆弧 (A) 选择“圆弧”选项时，输入 A；也可以直接在“绘图工具条”中单击按钮，命令行提示：

指定椭圆的轴端点或 [圆弧 (A)/中心点 (C)]：_a

指定椭圆弧的轴端点或 [中心点 (C)]：

指定轴的另一个端点：

指定另一条半轴长度或 [旋转 (R)]：

指定起始角度或 [参数 (P)]：

椭圆弧的起点 0° 方位，取决于用户输入轴上第一点的位置和两轴的长短。构成椭圆长短轴的四个端点，称为椭圆的象限点。当用户输入的第一点位于长轴上的象限点时，则第一

点与椭圆中心的连线即为 0° 方位；当用户输入的第一点位于短轴上的象限点时，则第一点与椭圆中心连线按逆时针方向旋转 90° ，即为 0° 方位。

直接指定起始和终止角度，该选项为默认选项。可以直接输入角度值，也可以输入某一点的坐标值，以该点和椭圆中心连线与输入的第一点和椭圆中心连线的夹角为起始角度和终止角度。输入起始角度后，命令行提示：

指定终止角度或 [参数 (P)/包含角度 (I)]：

参数 (P)，该选项主要用在圆的投影为椭圆时。输入的角度值不表示椭圆弧的起点角度或终点角度，而是表示圆弧的角度，即为了在某投影面上投影为椭圆弧时的圆弧画法。输入 P，命令行提示：

指定起始参数或 [角度 (A)]：（这时可直接输入参数角度，如输入 A，则恢复直接输入椭圆弧方式）

用普通方法直接输入起始角为 45° 、终止角为 240° 所画椭圆弧，起点和终点与椭圆中心连线所成的夹角等于输入角度。用参数输入起始角为 45° 、终止角为 240° 所画椭圆弧，表示所对应圆弧的起始角和终止角，而不是椭圆弧起点和终点与椭圆中心连线所成的角度。

包含角度 (I)，表示输入的第二个角度不是椭圆弧终止角，而是椭圆弧所对应的圆心角。随着一般角度和参数角度的变化，它的含义也发生变化。

• 中心点 (C) 表示以椭圆中心定位的方式画椭圆或椭圆弧。输入 C，命令行提示：

指定椭圆弧的中心点：（输入椭圆中心坐标，命令行继续提示）


指定轴的端点：（输入端点也就是椭圆的起点，以该点到椭圆中心的距离为半轴画椭圆或椭圆弧。以下的操作与前面的操作一样）

3. 实体的镜像 (Mirror)

① 功能。将选定的实体对象进行复制，并根据需要保留或删除原实体对象。

② 命令格式

• 下拉菜单：【修改】→【镜像】。

• 图标位置： 在“绘图”工具条中。

• 输入命令：Mi  (Mirror 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

选择对象：（拾取需要镜像的实体对象）

选择对象：（可进行多次拾取。直接回车或单击鼠标右键，结束对象拾取，命令行继续提示）

指定镜像线的第一点：（拾取或输入对称轴线上的第一点，命令行继续提示）

指定镜像线的第二点：（拾取或输入对称轴线上的第二点，命令行继续提示）

是否删除原对象？[是 (Y)/否 (N)] <N>：（输入 Y，删除原拾取的对象；输入 N，则不删除原对象，该选项为默认选项）

四、绘图环境的设置、文本标注、尺寸标注

（一）绘图环境的设置

在进行手工绘图时，首先要选好绘图的尺寸，确定图形的单位。用计算机进行绘图时，同样需要设定图纸的尺寸和图形单位，这样会给绘图带来方便。

1. 设置绘图界限 (Limits)

AutoCAD2004 系统对作图范围没有限制，可以将绘图区看作是一幅无穷大的图纸，但

是所绘的图纸大小是有限的。设置绘图的有效区域便于作图者根据图纸的实际大小合理安排图形的布局,在实际绘图时,作图者应根据所要表达图形的实际尺寸和缩放比例确定图纸的幅面。绘图界限就是用户的工作区域和图纸的边界。

在 AutoCAD2004 中设置绘图界限的方法有以下两种。

- 下拉菜单:【格式】→【图形界限】。
- 在“命令”:提示符下输入 Limits,按空格键或回车键。

选择以上任一方法,此时命令行会出现以下提示:

指定左下角点 [开 (on)/关 (off)] <0.000, 0.0000>:

它提示用户设置绘图界限左下角点的位置,默认值为 (0, 0)。

用户可回车或用空格键接受其默认值或输入新值。随后 AutoCAD 提示用户设置绘图界限右上角点的位置:

指定右上角点 <420.000, 297.0000>:

用户可以接受其默认值或输入新值以确定绘图界限的右上角位置。

2. 图层的设置

(1) 图层的概念、作用、性质 在二维图形中,可以将“层”理解为一张无厚度的透明纸。这张透明纸可以用来绘制图形、标注尺寸、书写文字等。在画图时,把不同颜色、不同线型和不同线宽的图形,画在不同的透明纸上,再把各张纸叠在一起,就得到一张完整的图形。AutoCAD 的图层技术能对图形对象进行分类,便于图形的修改和使用。

当图层被赋予某种颜色、线型和线宽时,在该层绘制出来的图形实体(包括图形、尺寸、文字等),便具有同样的颜色、线型和线宽。在机械及建筑等工程图样中,图形中主要包括中心线、轮廓线、虚线、剖面线、尺寸标注以及文字说明等元素。用图层来管理它们,使图形的各种信息清晰、有序,便于观察,会给图形的编辑、修改和输出带来很大的方便。

图层有以下几种性质。

- 一幅图可以包含多个图层,每个图层中的图形实体数量不受限制。
- 每当创建一张新图,系统会自动生成“0”层。“0”层的缺省颜色是“白色”,缺省线型是 Continuous (连续线),缺省线宽是“默认”。“0”层不能被清除。
- 同一张图中不允许建立两个相同层名的图层。
- 每个图层只能赋予一种颜色、一种线型和一种线宽,不同的图层可以具有相同的颜色、线型和线宽。
- 用户要在某一特定图层上绘制图形对象,必须把该层设置为当前层,但被编辑的对象则可以处于不同的图层(当前层)。
- 图层可以打开或关闭。打开的图层上的实体才可以显示或打印。关闭的图层上的实体仍然存在,但不可见也不能打印。

当前层和其他图层均可以被锁定,处于被锁定图层上的实体可见,但不可编辑。

(2) 图层的设置方法

① 图层命令 (Layer)

• 功能 用于创建新图层并设定图层的颜色、线型和线宽,调出当前层和改变层的状态。

• 命令格式

下拉菜单:【格式】→【图层】→弹出“图层特性管理器”对话框(图 8-20)。

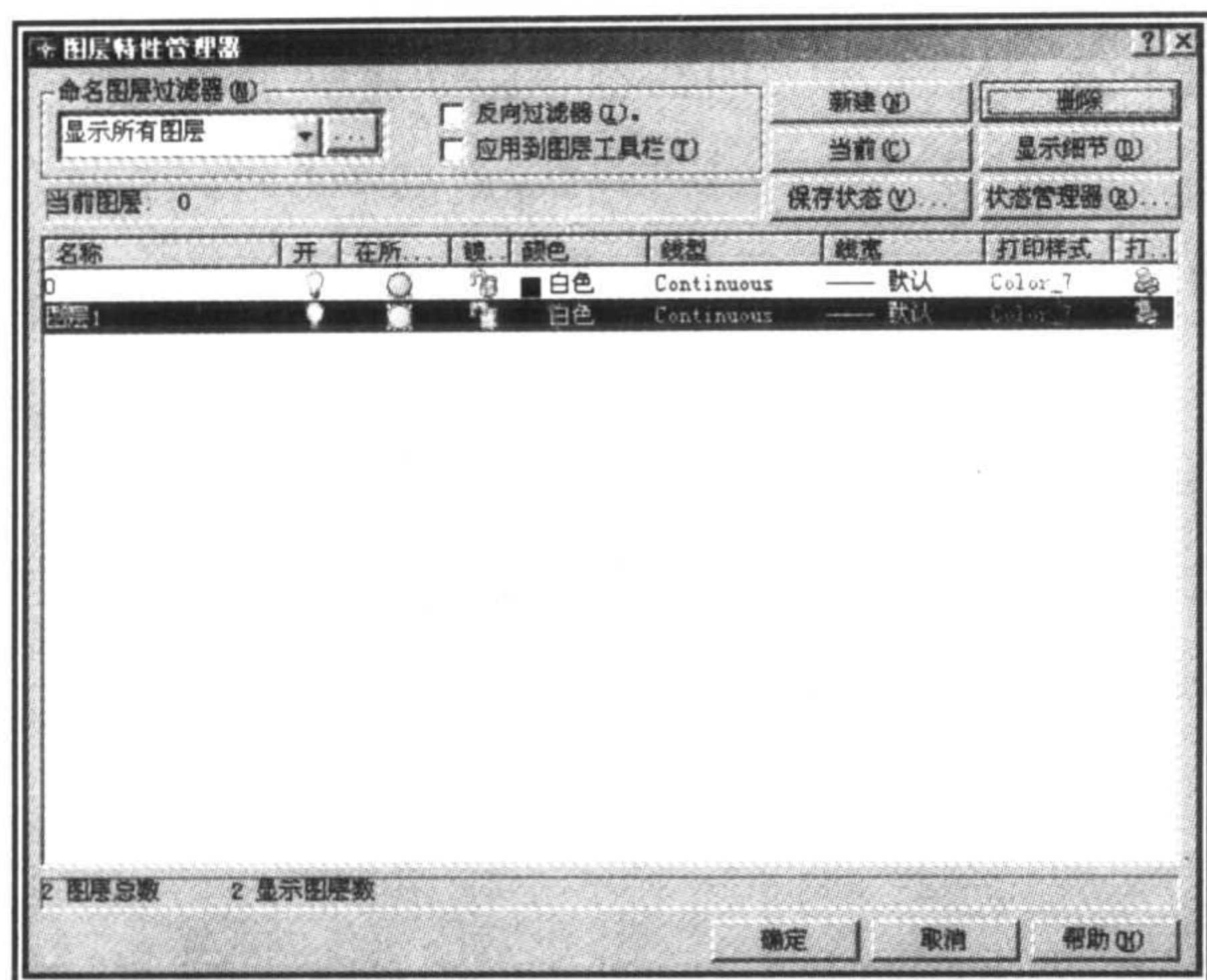



图 8-20 “图层特性管理器”对话框

图标位置：在图层工具条中。

输入命令：La ↵（Layer 的缩写）。

② 创建新图层 在图 8-20 所示的对话框中，单击 **新建** 按钮，在“0 层”下方显示一新层，缺省层名为“图层 1”，用户可按需要改变新层名。新层的颜色、线型和线宽等自动继承“0”层的特性。

在新建图层一行中单击对应的颜色、线型和线宽项，将分别弹出“选择颜色”、“线宽”和“选择线型”对话框，供用户确定新层的特性；也可单击对话框中 **显示细节** 按钮，可显示“详细信息”选项区域。单击对应项目的翻页箭头，弹出颜色、线型和线宽列表，通过该区域也可以设置新图层的特性。

完成若干新层的设置后，单击 **确定** 按钮，设置好的图层将随当前图形存盘。

③ 设置颜色 图层的颜色实际上是图层中图形对象的颜色。每一个图层都应具有一定的颜色，对不同的图层可以设置相同的颜色，也可以设置不同的颜色，这样在绘制复杂的图形时，就可以很容易区分图形的每一个部分。

- 命令格式

下拉菜单：**【格式】** → **【颜色】** → 弹出“选择颜色”对话框。

输入命令：Color ↵。

“图层特性管理器”对话框：单击位于“颜色”栏下对应于所选图层名的颜色图标。可选择上述任一方式输入命令。

④ 设置线型 “线型”是指作为图形基本元素的线条的组成和显示方式，如虚线、实线等。在 AutoCAD 中，既有简单线型，也有由一些特殊符号组成的复杂线型，利用这些线型基本可以满足不同国家和不同行业标准的要求。

- 设置图层线型 绘制不同的对象，要使用不同的线型，这就需要对线型进行设置。默认情况下，图层的线型为“Continuous”（连续）。要改变线型，可在“图层特性管理器”对话框的图层列表中，单击位于“线型”栏下“Continuous”，弹出“选择线型”对话框，在“已加载的线型”列表中选择一种线型，然后单击 **确定** 按钮即可，如图 8-21 所示。

• 加载线型 默认情况下,在“选择线型”对话框的“已加载的线型”列表框中,只有“Continuous”一种线型,如果要使用其他线型,必须将其加载到“已加载的线型”列表框中,这时可单击[加载]按钮,打开“加载或重载线型”对话框,从当前线型库选择需要加载的线型,如图 8-22 所示。

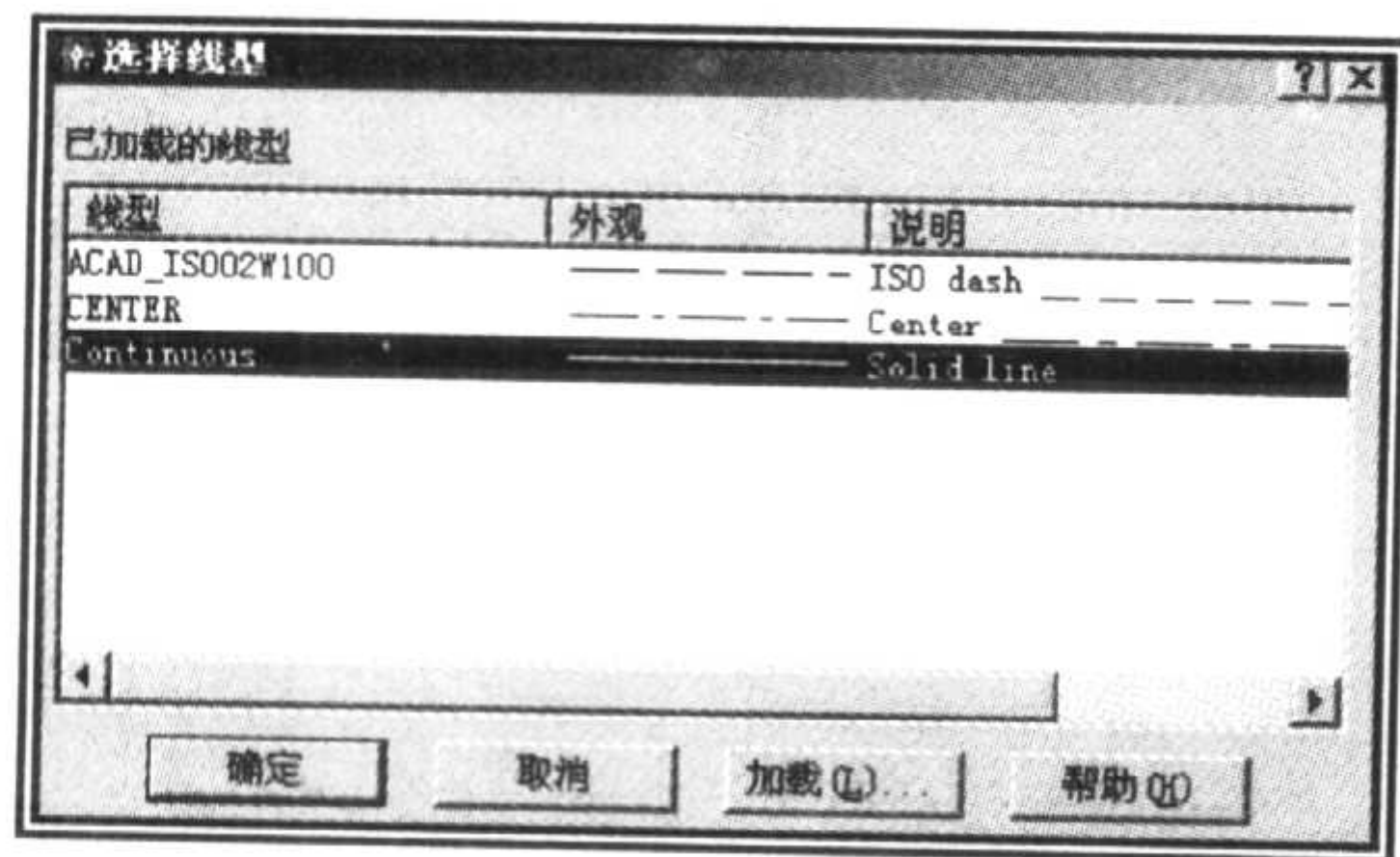


图 8-21 “选择线型”对话框

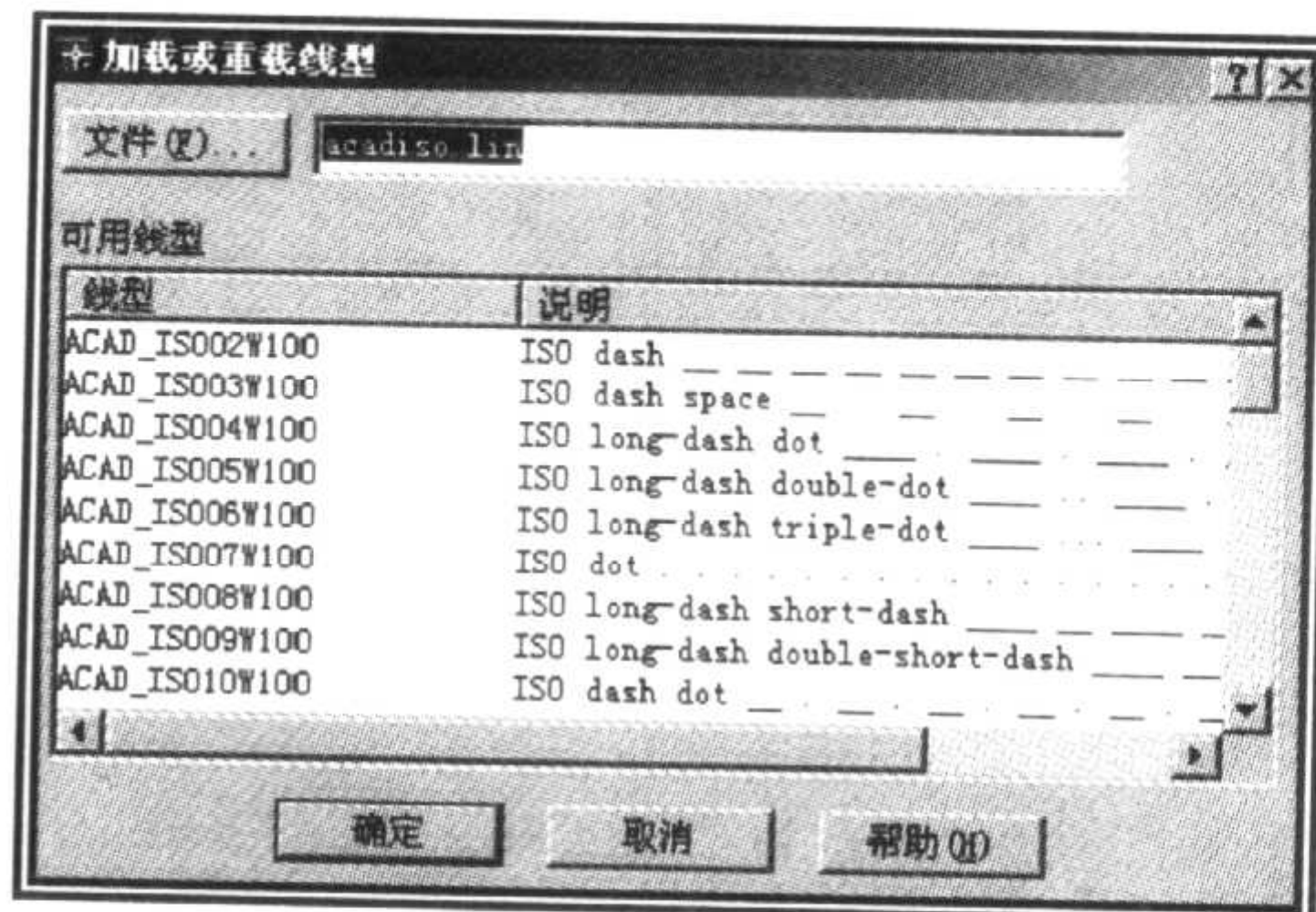


图 8-22 “加载或重载线型”对话框

⑤ 设置线宽 线宽的设置实际上就是改变线条的宽度。

• 命令格式

下拉菜单:【格式】→【线宽】。

输入命令: Lweight ✓。

选择上述任一方式输入命令,弹出“线宽设置”对话框,如图 8-23 所示。

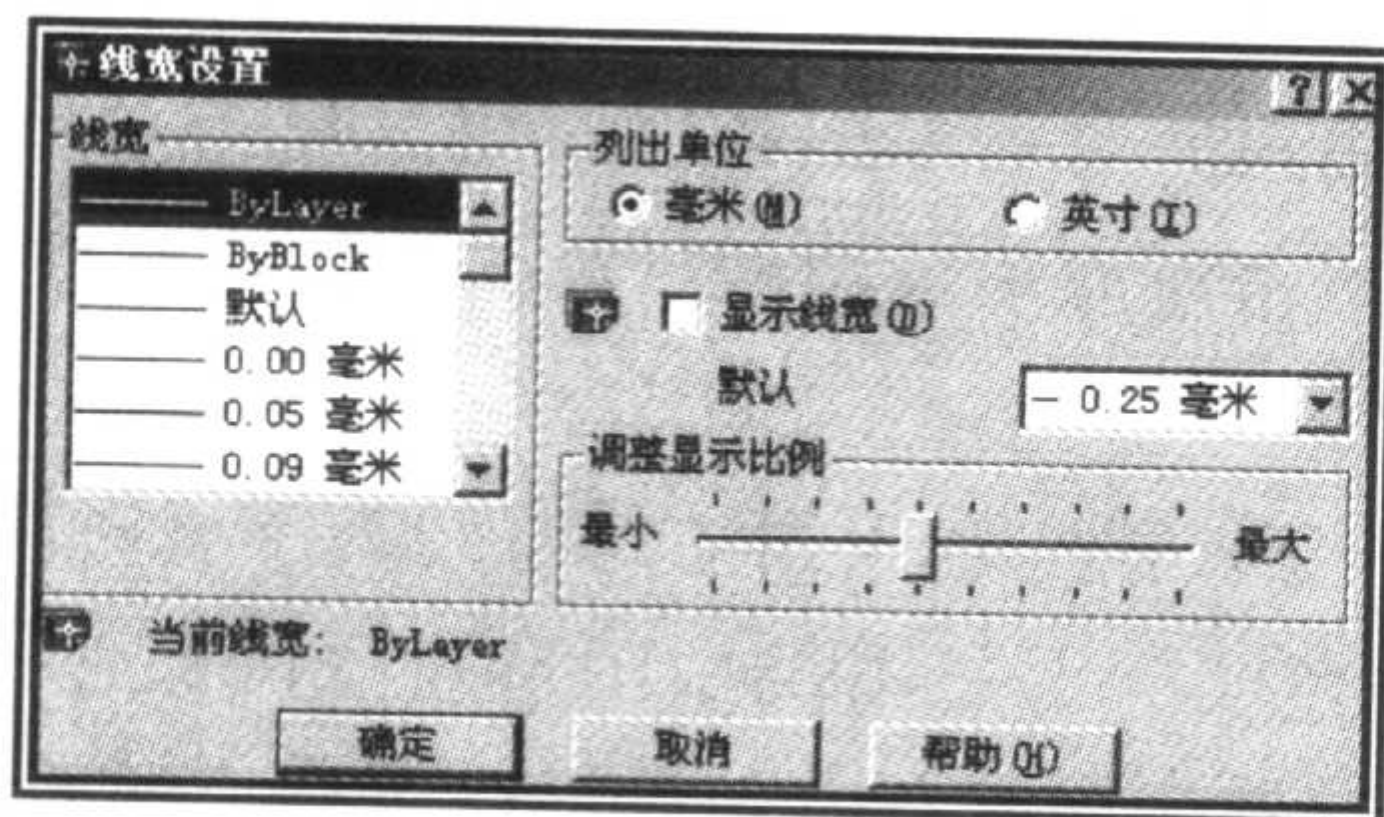


图 8-23 “线宽设置”对话框

• 线宽设置对话框选项说明

“线宽”列表框 用于选择线条的宽度。在 AutoCAD 中有二十多种线宽可供选择。

“列出单位”选项区域 用于设置线宽的单位,可以选择毫米或英寸。

“显示线宽”复选框 用于设置是否按照实际线宽显示图形。通过单击状态栏上的[线宽]按钮,也可以实现线宽显示与不显示的切换。

“默认”下拉列表框 用来设置默认线宽值。

“调整显示比例”选项区域 移动其中的滑块,可以设置线宽的显示比例。

3. 对象捕捉

在绘图过程中,有时要精确地找到已经绘出图形上的特殊点,例如直线的端点和中点、圆的圆心、切点、两个对象的交点等,如果单凭肉眼来拾取它们,不可能非常准确地找到这些点。AutoCAD 提供了“对象捕捉”功能,使用户可以迅速、准确地捕捉到这些特殊点,

从而大大提高作图的准确性和速度。

(1) 对象捕捉模式 对象捕捉模式共十七种，其工具栏如图 8-24 所示。

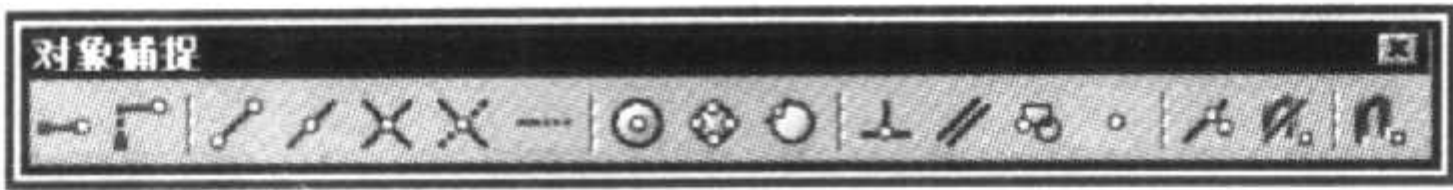


图 8-24 “对象捕捉”工具栏

(2) 对象捕捉模式的设置

① 设置自动捕捉功能。所谓自动捕捉功能，就是当用户把光标放在一个图形对象上时，AutoCAD 就会自动捕捉到该对象上所有符合条件的几何特征点，并显示出相应的标记。如果把光标放在捕捉点上停留片刻，AutoCAD 还会显示该捕捉的提示。这样，用户在选点之前，就可以预览和快速确认捕捉点。

设置自动捕捉模式可采用以下两种方法。

- 下拉菜单：【工具】→【选项】→“草图”选项卡（图 8-25）。
- 下拉菜单：【工具】→【草图设置】→【选项】→“草图”选项卡（图 8-25）。

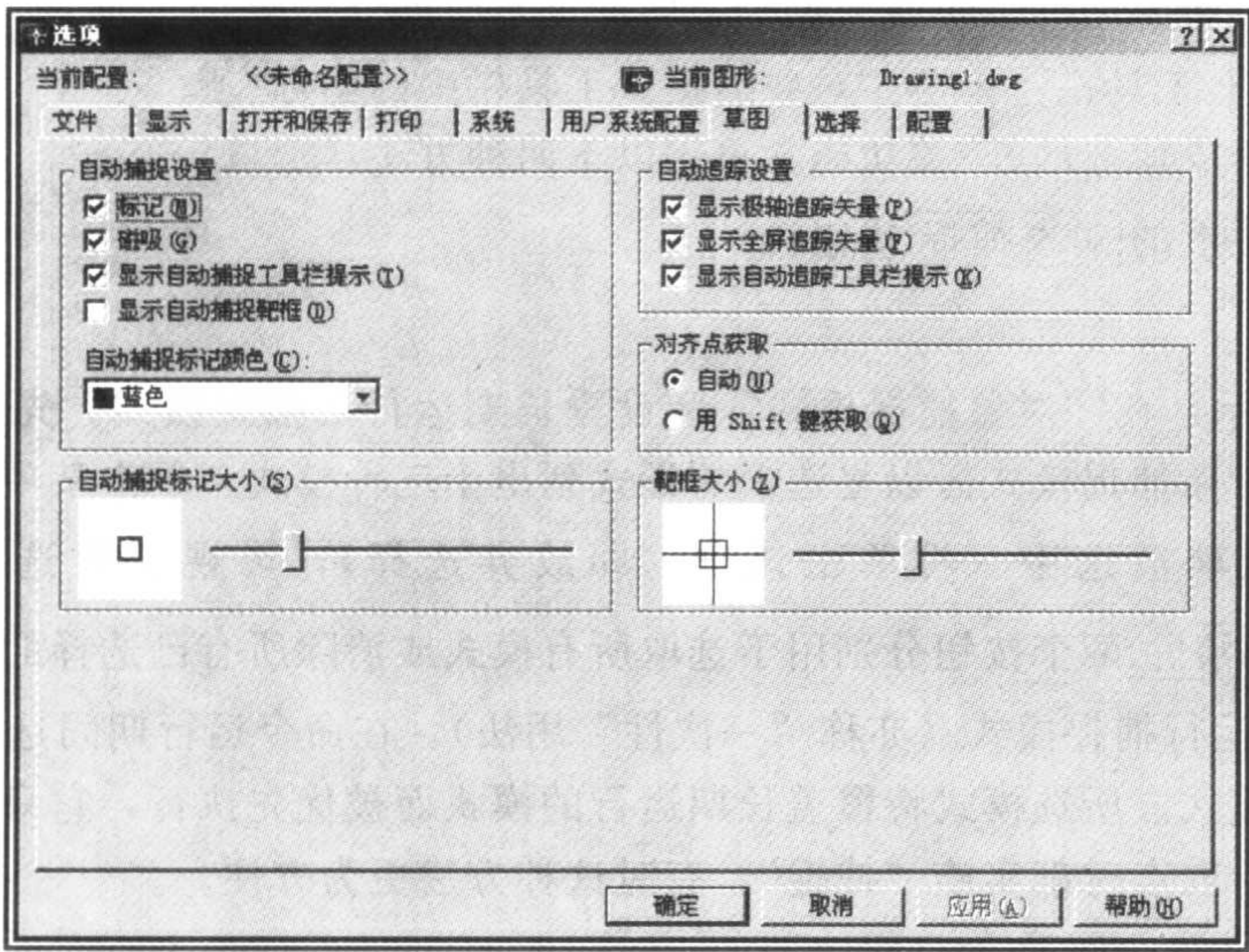


图 8-25 选项对话框的“草图”选项卡

“自动捕捉设置”区各参数选项功能如下。

- “标记”复选框 用于设置在自动捕捉到特征点时，是否显示特征标记框。
 - “磁吸”复选框 用于设置在自动捕捉到特征点时，是否像磁铁一样将光标吸到特征点上。
 - “显示自动捕捉工具栏提示”复选框 用于设置在自动捕捉到特征点时是否显示“对象捕捉”工具栏上相应按钮的提示文字。
 - “显示自动捕捉靶框”复选框 用于设置是否显示捕捉靶框。
 - “自动捕捉标记颜色”下拉列表框 用于设置自动捕捉标记的颜色。
- 自动捕捉靶记大小的功能为拖动滑块以设定“标记符号”的尺寸。
- 靶框大小的功能为拖动滑块以设定靶框的尺寸。

“对齐点获取”区各参数选项功能如下。


- 自动 自动捕捉对象点。若按住 **Shift** 键，则不执行捕捉。
- 用 **Shift** 键获取 选此项则光标通过对象捕捉点时，要按住 **Shift** 键才执行捕捉。

② 设置长期运行捕捉模式（亦称“永久”用法）。当需要连续使用某种模式来选取多个对象时，应预先把这种捕捉模式设置为长期运行模式。在需要定位时，系统会自动运行该模式去捕捉，直到把它关闭为止。如果需要，也可以同时设置几种捕捉模式为长期运行模式。

在运行时，AutoCAD 会自动选择所选对象最适合的捕捉模式。如果选择区内有几个合适的捕捉点，AutoCAD 将首先捕捉离靶框中心最近的点。如该点不合意，用户可以按 **Tab** 键循环选择所需的特征点。

设置长期运行捕捉模式有以下三种方法。

- 下拉菜单 单击 **【工具】** → **【草图设置】** → “对象捕捉”选项卡。
- 快捷菜单 在状态栏的 **对象捕捉** 按钮上单击右键，从快捷菜单中选择“设置”选项。如果尚未设置捕捉模式，则用左键单击此按钮亦可调出该对话框。

- “对象捕捉”工具栏 单击“对象捕捉”工具栏中的图标 。

绘图过程中对象捕捉的开/关功能常采用以下两种方法：

- 单击状态栏上的 **对象捕捉** 按钮。
- 按 **F3** 键。

如图 8-26 所示，在“对象捕捉模式”区设置长期运行的捕捉模式。先选中“启用对象捕捉”复选框，对象捕捉模式区以复选框的形式列出十三种模式，单击某项的复选框，显示符号 ☒，表示该项被选中（再单击该项，即放弃选择），可视需要选择一种或多种。**全部选择** 和 **全部清除** 两个按钮分别用于选取所有模式或清除所有已选择的模式。

③ 设置临时运行捕捉模式（亦称“一次性”用法）。在命令运行期间选择的捕捉模式就是临时运行捕捉模式。所选模式将覆盖长期运行的模式而被优先执行，它只能执行一次。但为了避免鼠标在拾取点时都实施“捕捉”，有时这种方法更为方便。

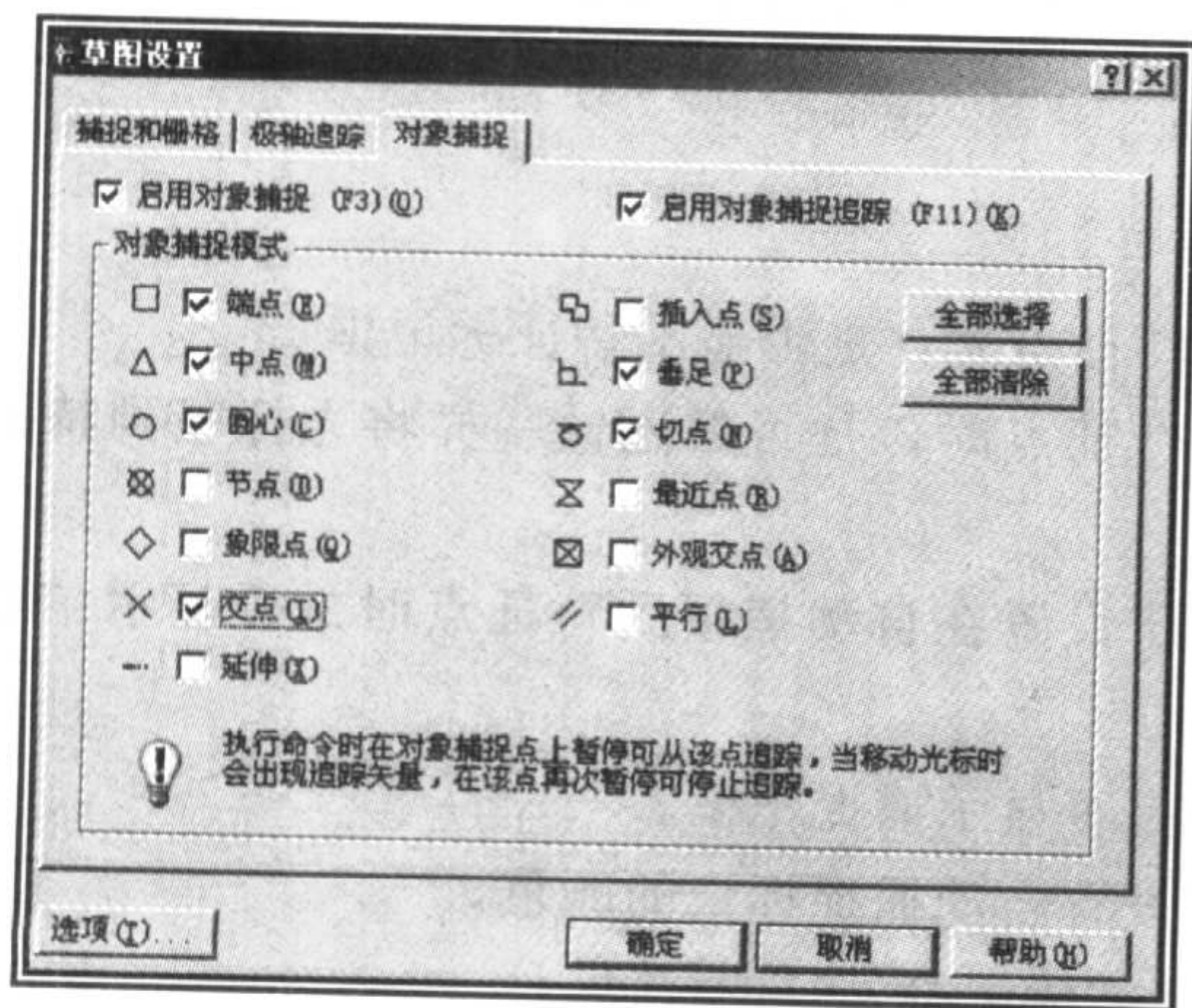


图 8-26 “草图设置”对话框的“对象捕捉”选项卡

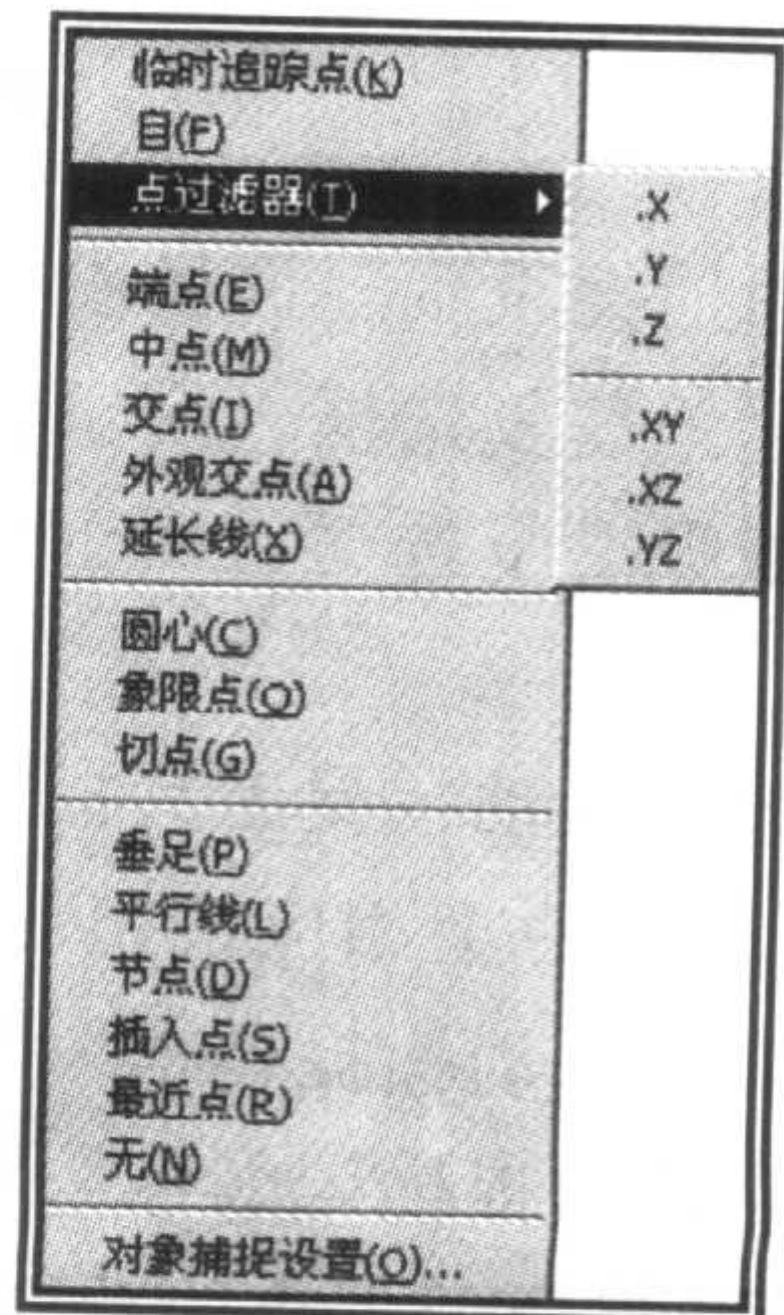


图 8-27 对象捕捉快捷菜单

设置临时运行捕捉模式有以下三种方法。

- 在提示要求输入一个点时，从命令行键入所选模式的前三个字母（关键字），如 CEN 表示圆心捕捉模式。

- 从快捷菜单中选取。按 **[Shift]** 键或 **[Ctrl]** 键，并在绘图区内单击鼠标右键打开对象捕捉快捷菜单，如图 8-27 所示。从菜单上选择需要的子命令，再把光标移到要捕捉对象的特征点附近，即可捕捉到相应的对象特征点。

在对象捕捉快捷菜单中，除了“点过滤器”子命令外，其余各项都与“对象捕捉”工具栏中的各种捕捉模式相对应。

“点过滤器”对二维图形而言，一个定点由 X、Y 坐标构成，采用点过滤，表示从指定的点位获取 X（或 Y）值，与另一个点位的 Y（或 X）值构成新的点位。在三维图形中，一个定点由 X、Y、Z 坐标构成。采用点过滤，表示从指定的点位获取两个坐标（如 X、Y），与另一个点位的单个坐标值（如 Z）构成一个新的点位。“点过滤”功能常用于绘制物体的三视图。

- 从“对象捕捉”工具栏中（图 8-24）选取。

(3) 对象捕捉操作说明

① 当捕捉对象为端点、中点、交点、切点、象限点、垂足、节点、插入点、最近点时，将光标移至需要捕捉的点的附近，光标处即显示一个相应的捕捉标记（捕捉标记随捕捉类型而定），单击鼠标左键即捕捉到该点，如图 8-28 所示。

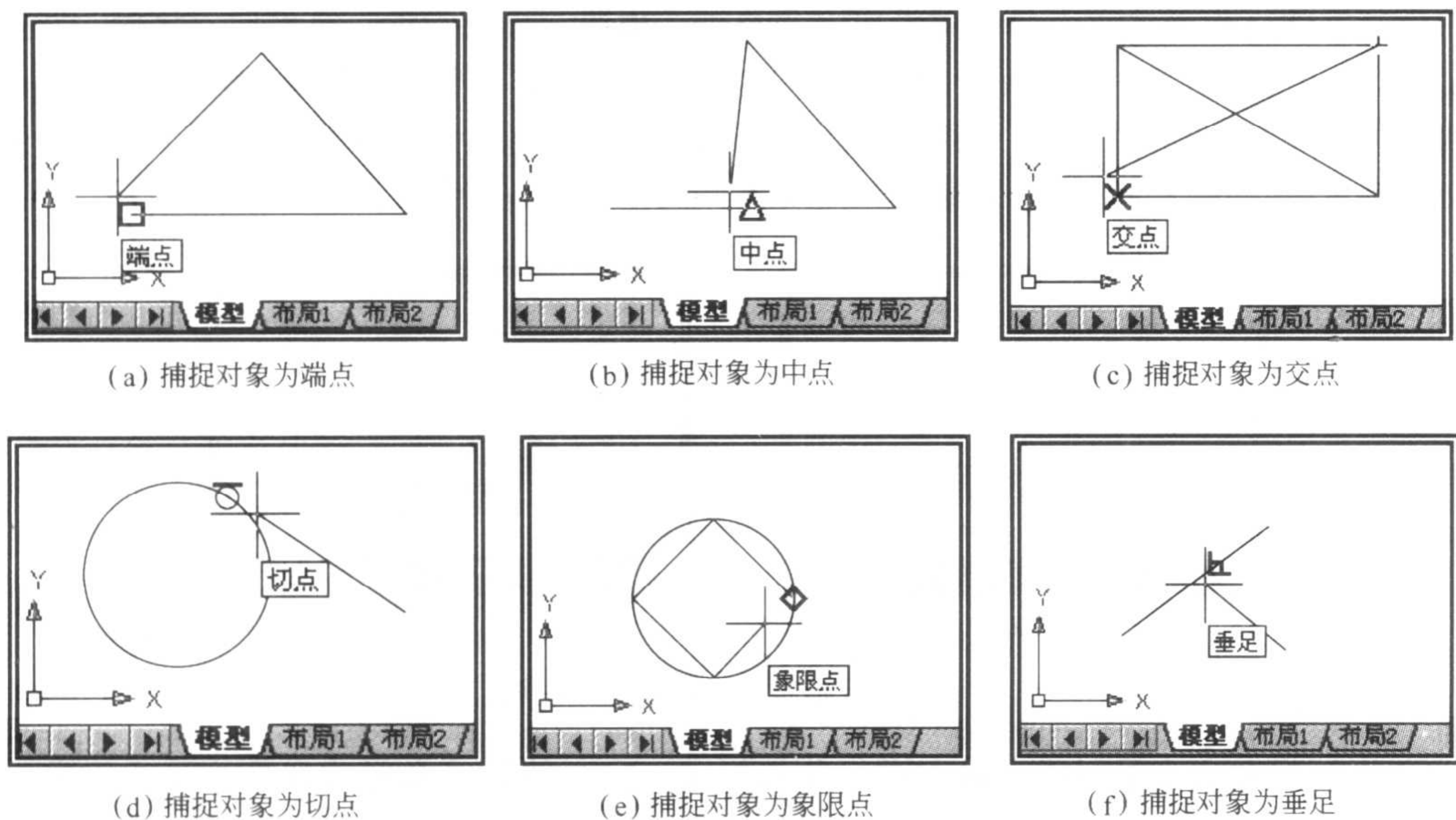


图 8-28 捕捉端点等的操作说明

② 当捕捉对象为圆心时，应将光标移至圆（圆弧）、椭圆（椭圆弧）或圆环的周边附近，在实体中心即出现圆心的捕捉标记，单击鼠标左键即捕捉到圆心，如图 8-29 所示。

③ 当捕捉对象为外观交点时，首先将光标移至其中一个实体上，屏幕显示“延长到外观交点”的捕捉标记，如图 8-30（a）所示；拾取一点后，再将光标移至另一个实体附近，在外观交点处即出现“交点”的捕捉标记，单击鼠标左键即捕捉到该外观交点，如图 8-30（b）所示。

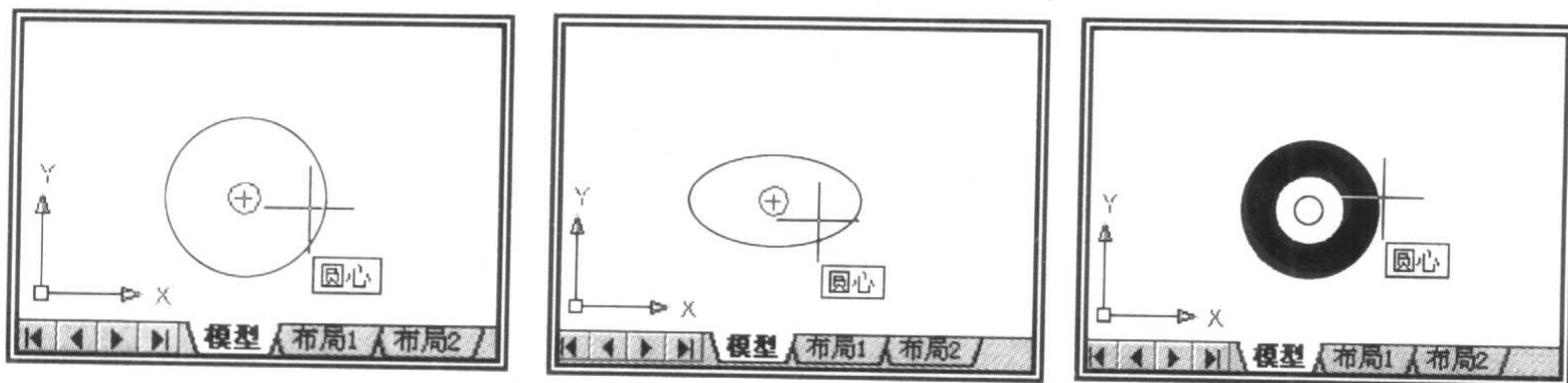


图 8-29 捕捉圆心的操作说明

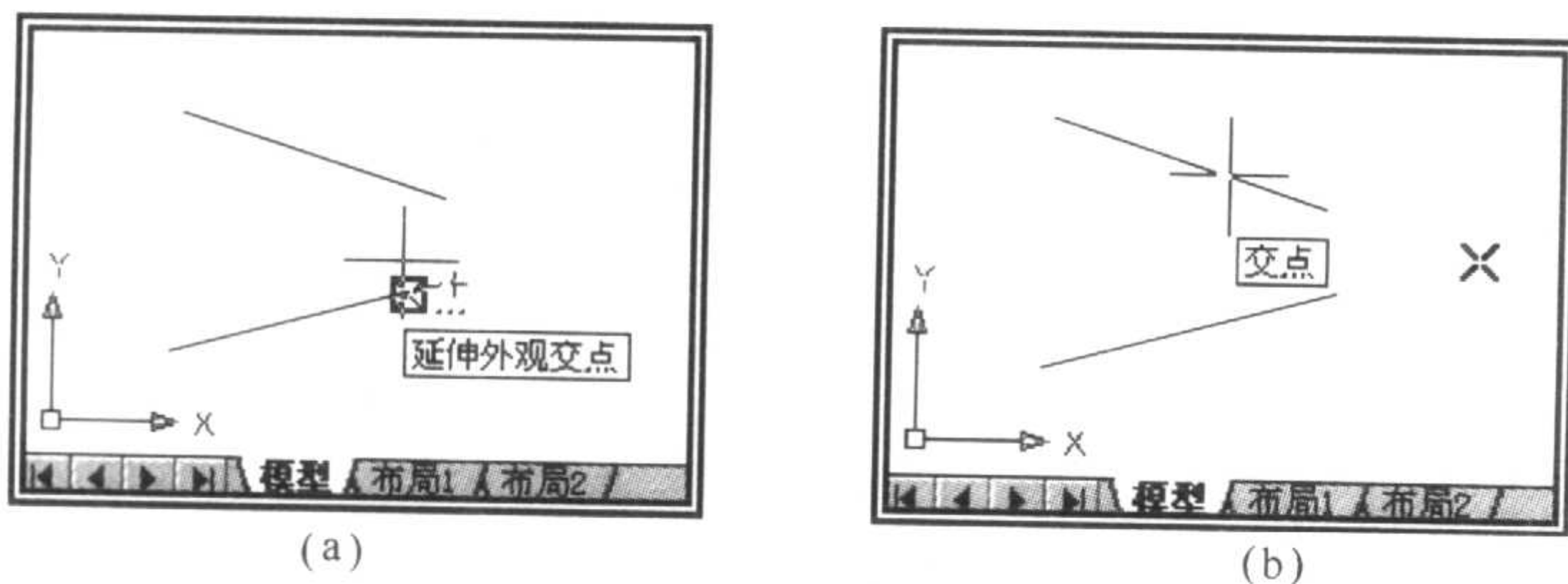


图 8-30 捕捉外观交点的操作说明

④ 当捕捉对象为延伸点时，首先将光标放于延伸段的一端，端点上会出现一个“+”标记，顺着线段方向移动光标，将引出一条虚线，并动态显示光标所处位置相对于延伸线端点的极坐标值。由于输入点的方向已定，用户可在虚线上拾取一点，或采用直接输入距离法确定一点，如图 8-31 (a) 所示。这种捕捉类型还可以捕捉“外观交点”，只要将光标分别放在两条可能相交的线段一端，使两个端点均出现“+”标记，顺着线段方向拉出的两条虚线将交汇于一点，单击左键即可以确定外观交点，如图 8-31 (b) 所示。

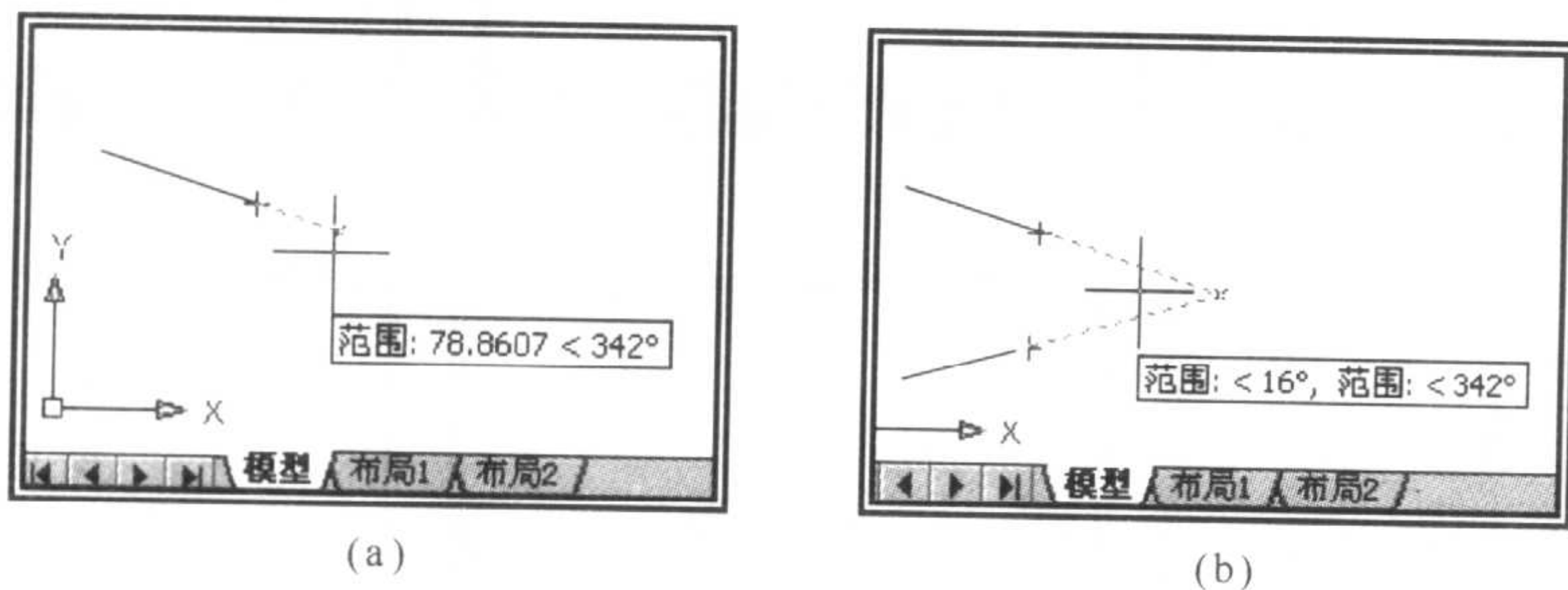


图 8-31 捕捉延伸点的操作说明

⑤ 当捕捉对象为平行线上的点时，首先指定一点，然后将光标放在作为平行对象的某条直线上，光标处会出现一个“//”符号，如图 8-32 (a) 所示；移开光标后，直线段上仍留有“+”标记，如图 8-32 (b) 所示；当移动光标使橡皮筋线与平行对象平行时，屏幕显示一条虚线。

⑥ 与所选直线段平行，并动态显示光标所处位置相对于前一点的极坐标值，用户可在虚线上拾取一点，或采用直接输入距离法确定一点，该点与前一点的连线必然平行于所选的平行对象，如图 8-32 (c) 所示。这种对象捕捉类型只用于第一点以后的点的输入，且必须在非正交状态下进行。

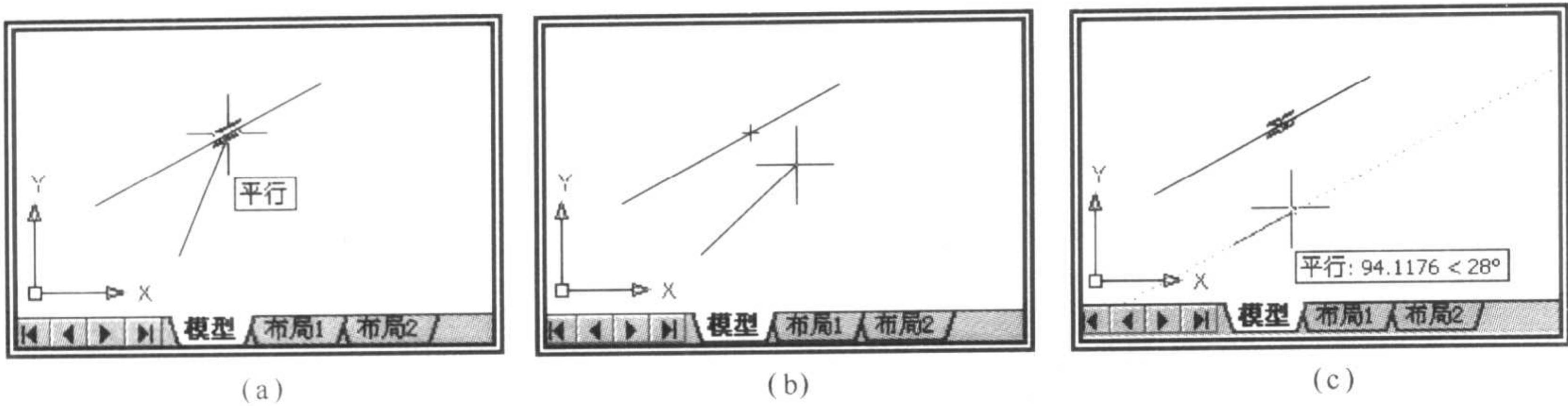


图 8-32 捕捉平行线上的点的操作说明

4. 绘图辅助工具

为帮助用户建立一个更好的绘图环境，方便快捷地绘制高精度的图形，AutoCAD 提供了一些绘图辅助工具，用户可以使用系统提供的“捕捉和栅格”、“正交”和“自动追踪”功能来定位点。

(1) 捕捉和栅格 “捕捉”用于设定鼠标指针移动的间距。“栅格”是一些定位置的小点，所起的作用就像坐标纸，使用它可以提供直观的距离和位置参照。在 AutoCAD 中，使用“捕捉”和“栅格”功能，可以提高绘图效率。

① 打开或关闭“捕捉”和“栅格”。要打开或关闭“捕捉”和“栅格”功能可选择下列方法之一。

- 在 AutoCAD 程序窗口的状态栏中，单击 **捕捉** 和 **栅格** 按钮。
- 按 **F7** 键或按 **Ctrl + G** 键打开或关闭“栅格”；按 **F9** 键或按 **Ctrl + B** 键打开或关闭“捕捉”。
- 单击 **【工具】** → **【草图设置】** 命令，打开“草图设置”对话框，在“捕捉和栅格”选项卡中选择“启用捕捉”和“启用栅格”复选框，如图 8-33 所示。
- 右键单击 **捕捉** 或 **栅格** 按钮，弹出快捷菜单，如图 8-34 所示。选“设置”命令，弹出“草图设置”对话框，在“捕捉和栅格”选项卡中选择“启用捕捉”和“启用栅格”复选框。

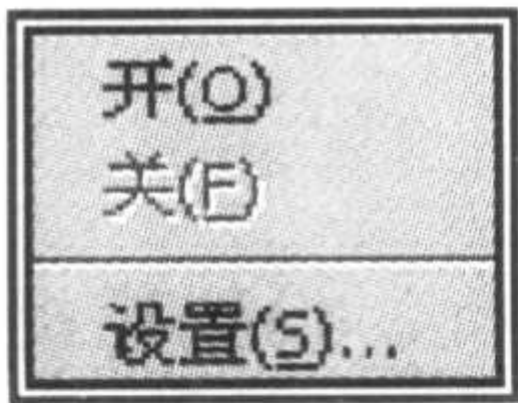
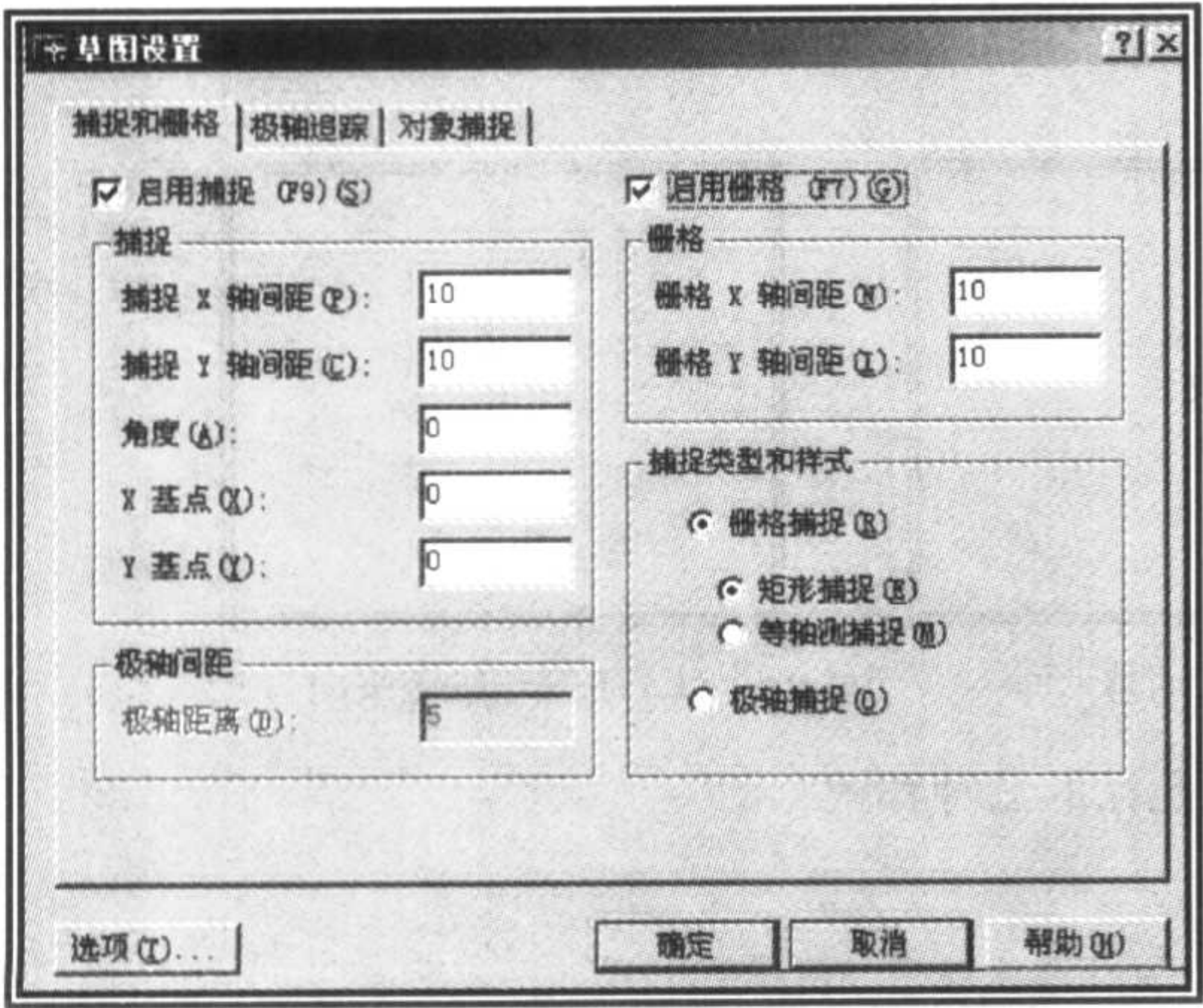


图 8-33 “草图设置”对话框中的“捕捉和栅格”选项卡

图 8-34 “捕捉”或“栅格”按钮的快捷菜单

② 设置捕捉和栅格的相关参数。利用“草图设置”对话框中的“捕捉和栅格”选项卡，可以设置捕捉和栅格的相关参数。各选项的功能如下所述。

“捕捉”选项区各参数选项功能如下。

- 捕捉 X 轴间距 设定捕捉点沿 X 方向的间距。
- 捕捉 Y 轴间距 设定捕捉点沿 Y 方向的间距。
- 角度 设置栅格相对于当前图形 0° 方向的转角。该角为与当前 X 轴夹角，可在 $-90^\circ \sim +90^\circ$ 之间。设置捕捉角度后，光标也将随之转过相同的角度。
- X 基点和 Y 基点 设置栅格旋转所绕的旋转点坐标。

“栅格”选项区各参数选项功能如下。

- 栅格 X 轴间距 在此栏中输入设定值，确定栅格点沿 X 轴方向的间距。
- 栅格 Y 轴间距 在此栏中输入设定值，确定栅格点沿 Y 轴方向的间距。

“捕捉类型和样式”选项区各参数选项功能如下。

- 栅格捕捉 设置捕捉样式为栅格。

当选择“矩形捕捉”单选按钮时，可将捕捉样式设置为标准矩形捕捉模式，光标可以捕捉一个矩形栅格，如图 8-35 (a) 所示。

当选择“等轴测捕捉”单选按钮时，可将捕捉样式设置为等轴测捕捉模式，光标将捕捉到一个等轴测栅格，如图 8-35 (b) 所示。当用户需要在二维平面上绘制正等轴测图时，可将十字光标切换为正等轴测光标。正等测光标有三种样式（见图 8-36 所示），分别对应于三个正等轴测平面。它们之间的切换可通过功能键 **F5** 或组合键 **Ctrl** + **E** 来实现。

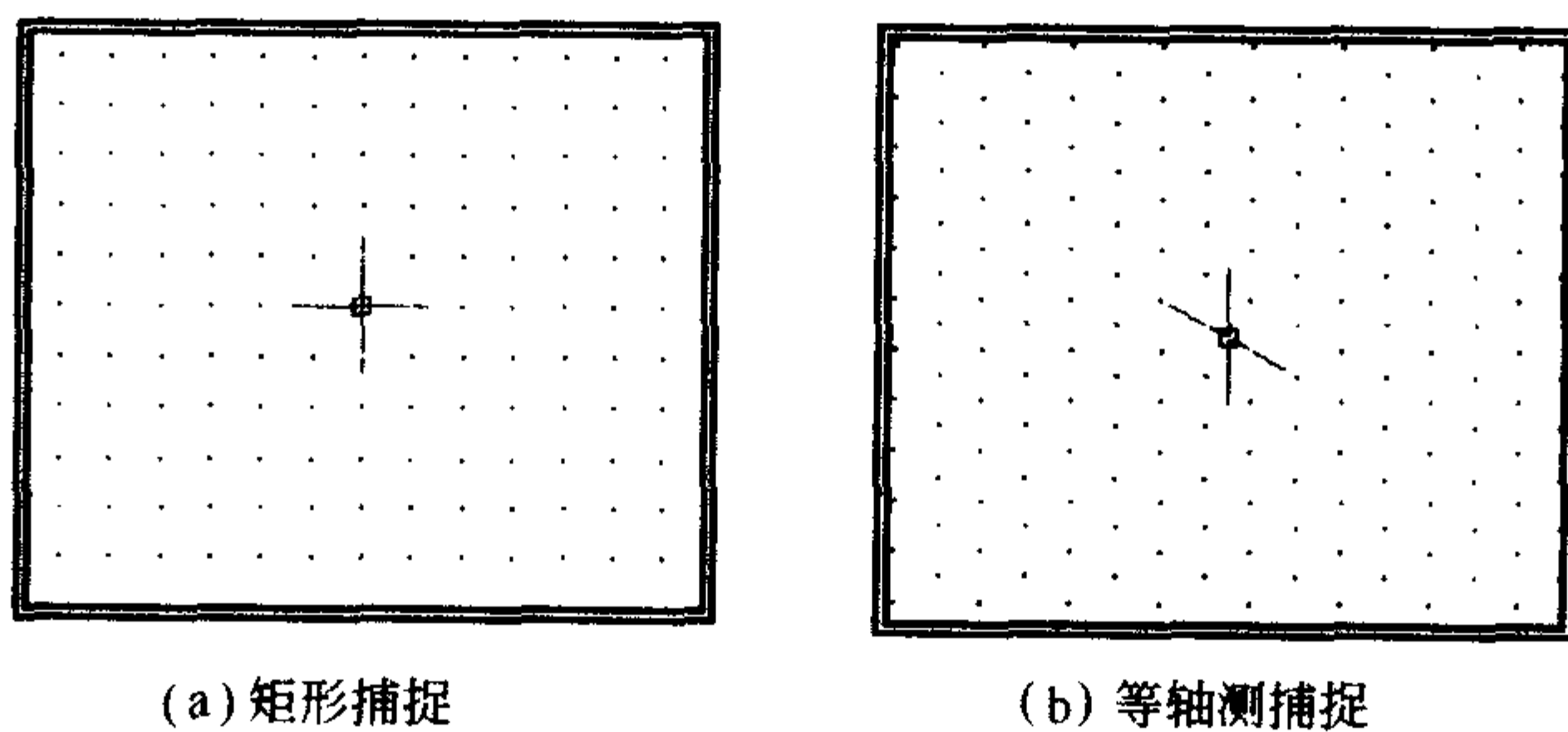


图 8-35 栅格捕捉的两种样式

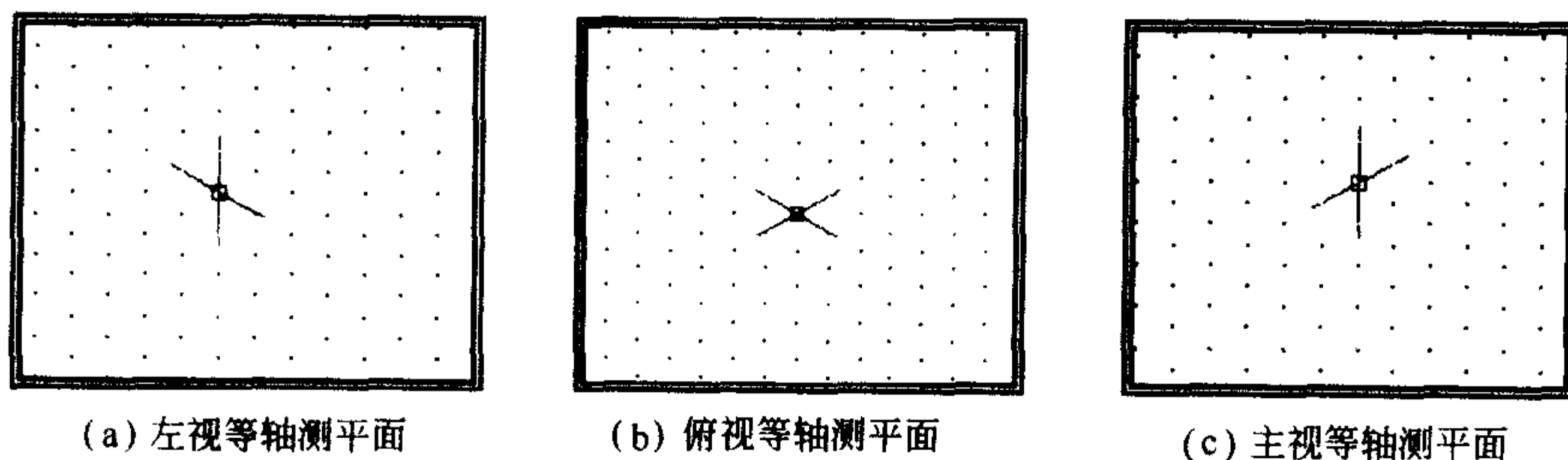


图 8-36 正等测光标的三种样式

- 极轴捕捉 设置捕捉样式为极轴捕捉。

当选中“极轴捕捉”时，极轴距离显亮，可设置沿极轴捕捉的间距，如果该值为 0，则以“捕捉 X 轴间距”的值作为该值，如图 8-37 所示。

打开“捕捉”功能后，在启用了“极轴追踪”或“对象追踪”情况下指定点，光标将沿极轴角或对象捕捉追踪角进行捕捉，这些角度是相对最后指定的点或最后获取的对象捕捉点计算的，并且利用“极轴距离”文本框可设置极轴捕捉间距。用户要进行极轴捕捉，将光标沿极轴角或对象捕捉追踪角捕捉一点，该捕捉点与前一点的间距为极轴距离设定值的整数倍数。所以“极轴距离”即为极轴捕捉增量，如图 8-37 所示。极轴距离设为 90，捕捉点的极轴距离可为 90、180、270……，如图 8-38 所示。

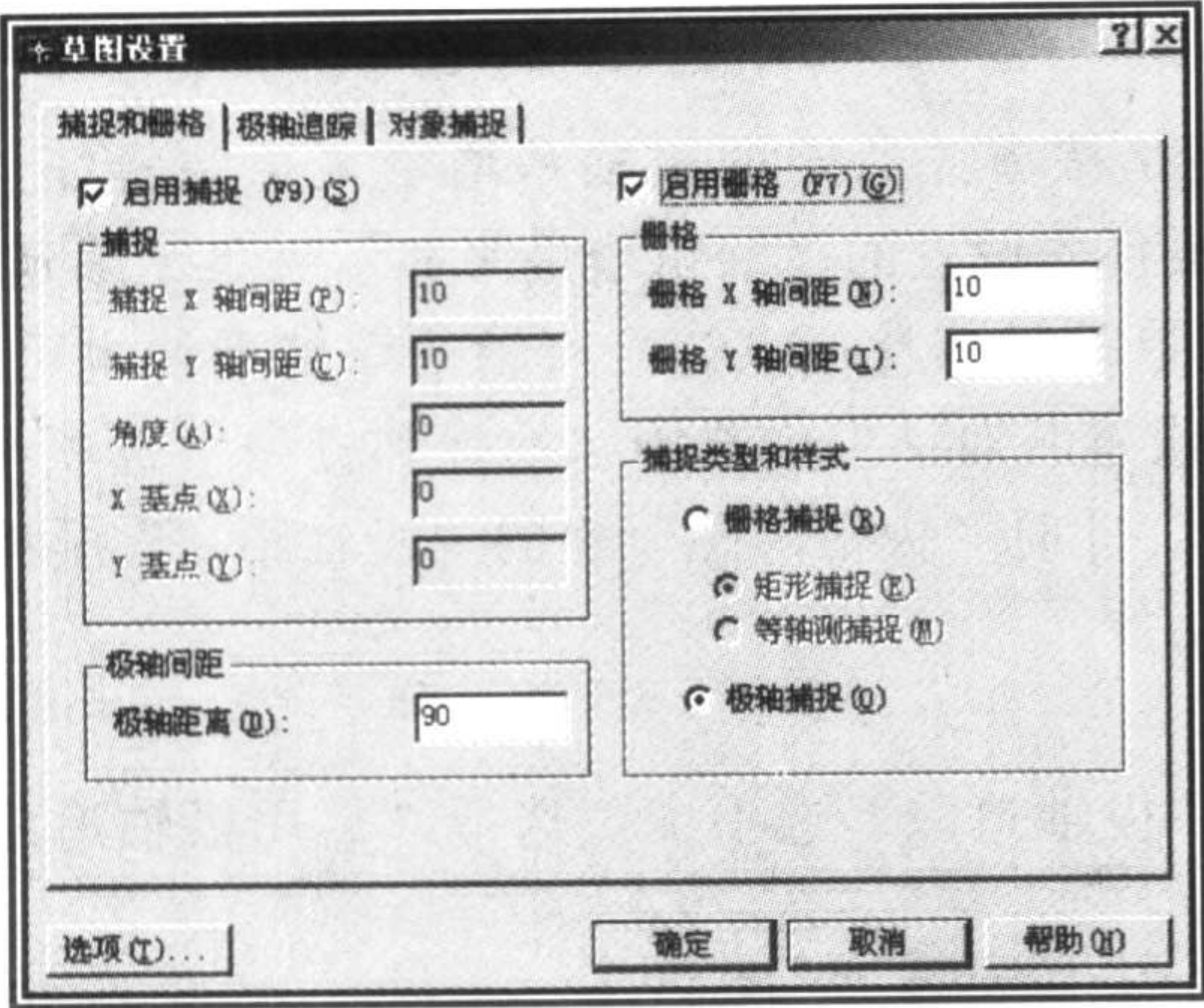


图 8-37 捕捉和栅格选项卡中的极轴捕捉选项

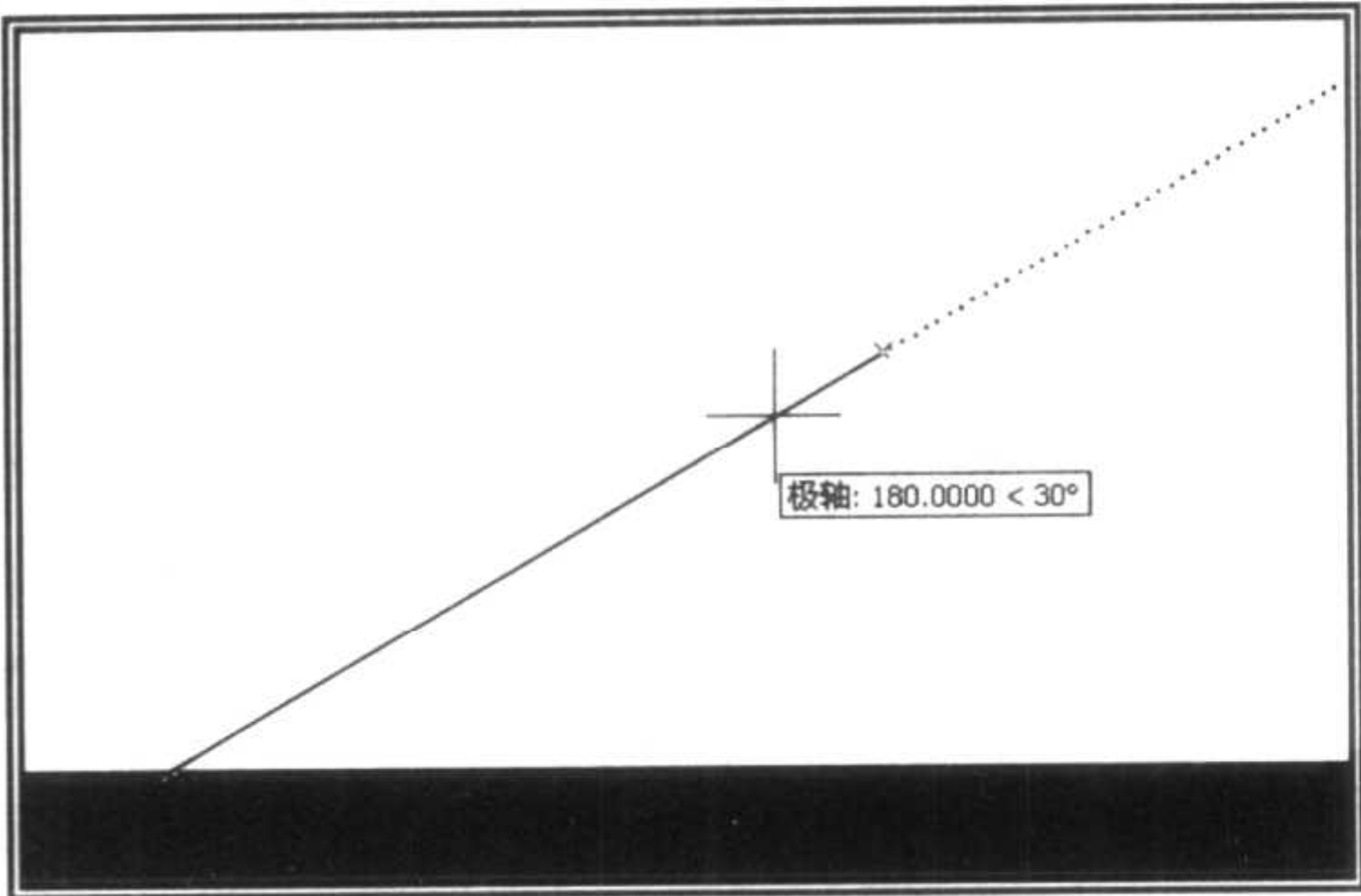


图 8-38 极轴捕捉选项的极轴距离设定及捕捉

(2) 正交模式 使用 Ortho 命令，可以打开正交模式。在此模式下，光标只能沿当前 X 轴或 Y 轴的方向移动，从而可以方便地绘制与当前 X 轴或 Y 轴平行的线段。

常用的调用方法有：

- 单击状态栏的 **正交** 按钮，进行正交功能的开/关切换；
- 按 **F8** 键，打开或关闭正交功能。

打开正交功能后，输入的第一点是任意的，但当移动光标准备指定第二点时，引出的橡皮线已不再是这两点之间的连线，而是起点到光标十字线的垂直线中较长的那段线，此时单击鼠标，该橡皮线就变成所绘直线，如图 8-39 所示。

(3) 使用自动追踪 在 AutoCAD 系统中，自动追踪功能是一个非常有用的辅助绘图工具。使用它可按指定角度绘制对象，或者绘制与其他对象有特定关系的对象。它有极轴追踪

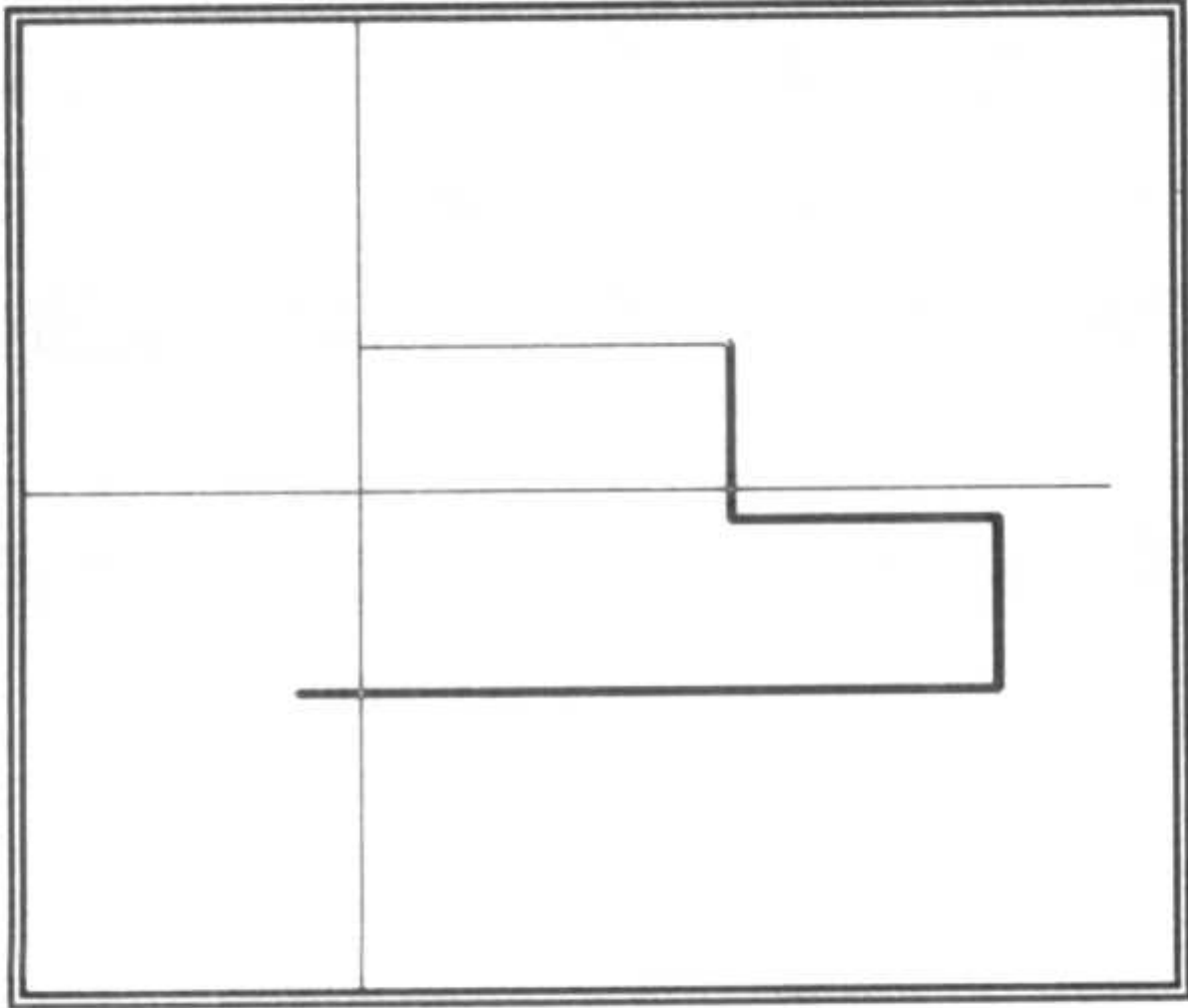


图 8-39 正交模式

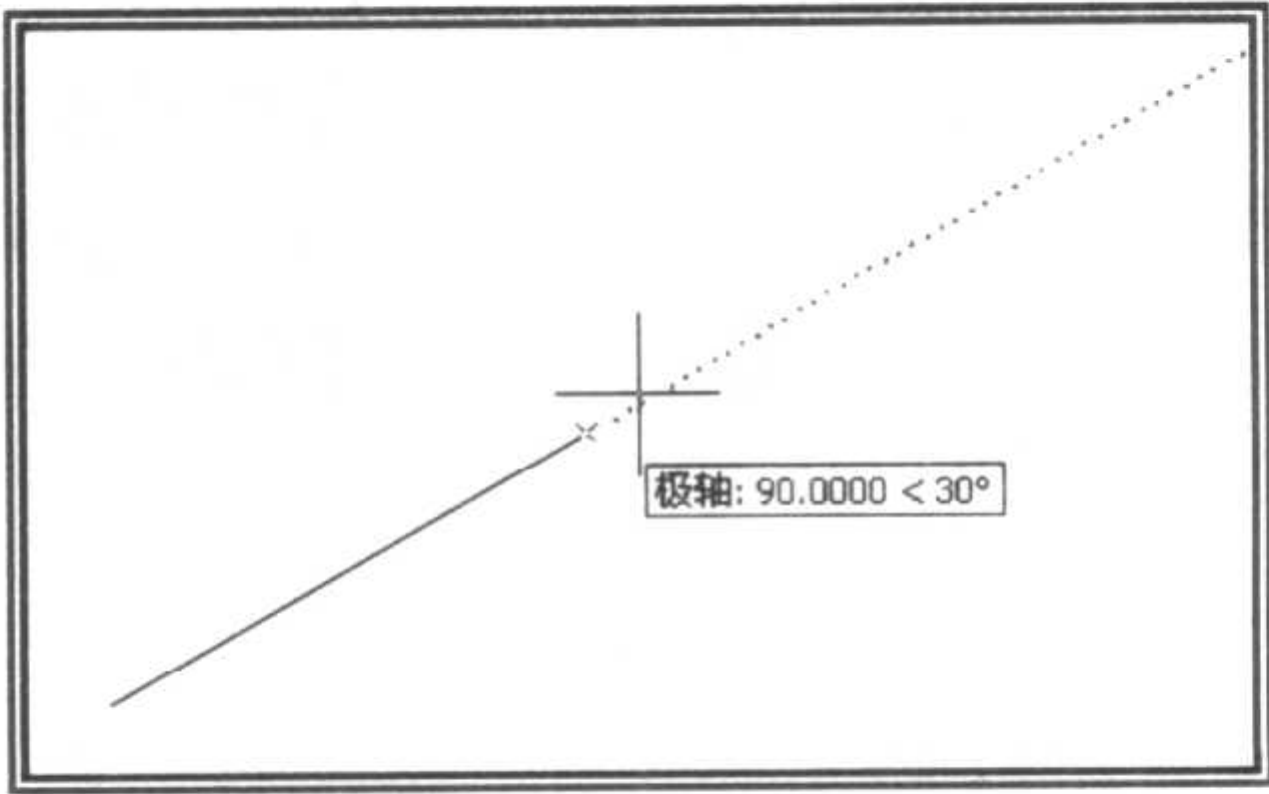


图 8-40 极轴追踪辅助线及追踪提示

和对象捕捉追踪两种方式。

① 设置自动追踪参数。在 AutoCAD 中要设置自动追踪功能选项,可选择下拉菜单【工具】→【选项】命令,打开“选项”对话框,在“草图”选项卡中的“自动追踪设置”选项区域中进行设置,如图 8-40 所示。

- “显示极轴追踪矢量”复选框 用于设置是否显示极轴追踪的矢量数据。
- “显示全屏追踪矢量”复选框 用于设置是否显示全屏追踪的矢量数据。
- “显示自动追踪工具栏提示”复选框 用于设置在追踪特征点时,是否显示工具栏上相应按钮的提示文字。

② 极轴追踪。极轴追踪也称角度追踪,是指按事先给定的极轴角增量来追踪特征点。极轴追踪功能可以在系统要求指定一个点时,按预先设置的极轴角增量来显示一条无限延伸的辅助线(一条虚线),这时用户可以沿辅助线追踪得到特征点。沿极轴追踪辅助线也可以设置极轴距离的值。如图 8-37 所示,在“草图设置”对话框中选中“捕捉和栅格”选项卡,然后在“捕捉类型和样式”栏选中“极轴捕捉”。此时“极轴间距”栏的“极轴距离”显亮,在文本框中输入捕捉间距值,并启用“捕捉”功能。

打开极轴追踪功能方法有下列几种方法。

• 下拉菜单:【工具】→【草图设置】→“极轴追踪”选项卡,选择“启用极轴追踪”开关按钮。

- 单击状态栏上的极轴按钮,打开/关闭此功能。
- 按 F10 键或按 Ctrl+U 键,打开或关闭此功能。

极轴追踪区域各选项功能如下。

- “启用极轴追踪”复选框 打开或关闭极轴追踪。
- “极轴角设置”选项区域 用于设置极轴角度。在“角增量”下拉列表框中可以选择系统预设的角度。如果下拉列表框中的角度不能满足需要,可选择“附加角”复选框,然后单击新建按钮,在“附加角”列表中增加新角度。

• “极轴角测量”选项区域 用于设置极轴追踪对齐角度的测量基准。选择“绝对”单选按钮,可以基于当前用户坐标系确定极轴追踪角度;选择“相对上一段”单选按钮,可以基于最后绘制的线段确定极轴追踪角度。

值得注意的是,在打开正交模式情况下,光标将被限制沿水平或垂直方向移动。因此,正交模式和极轴追踪模式不能同时打开,若打开一个,另一个自动关闭。

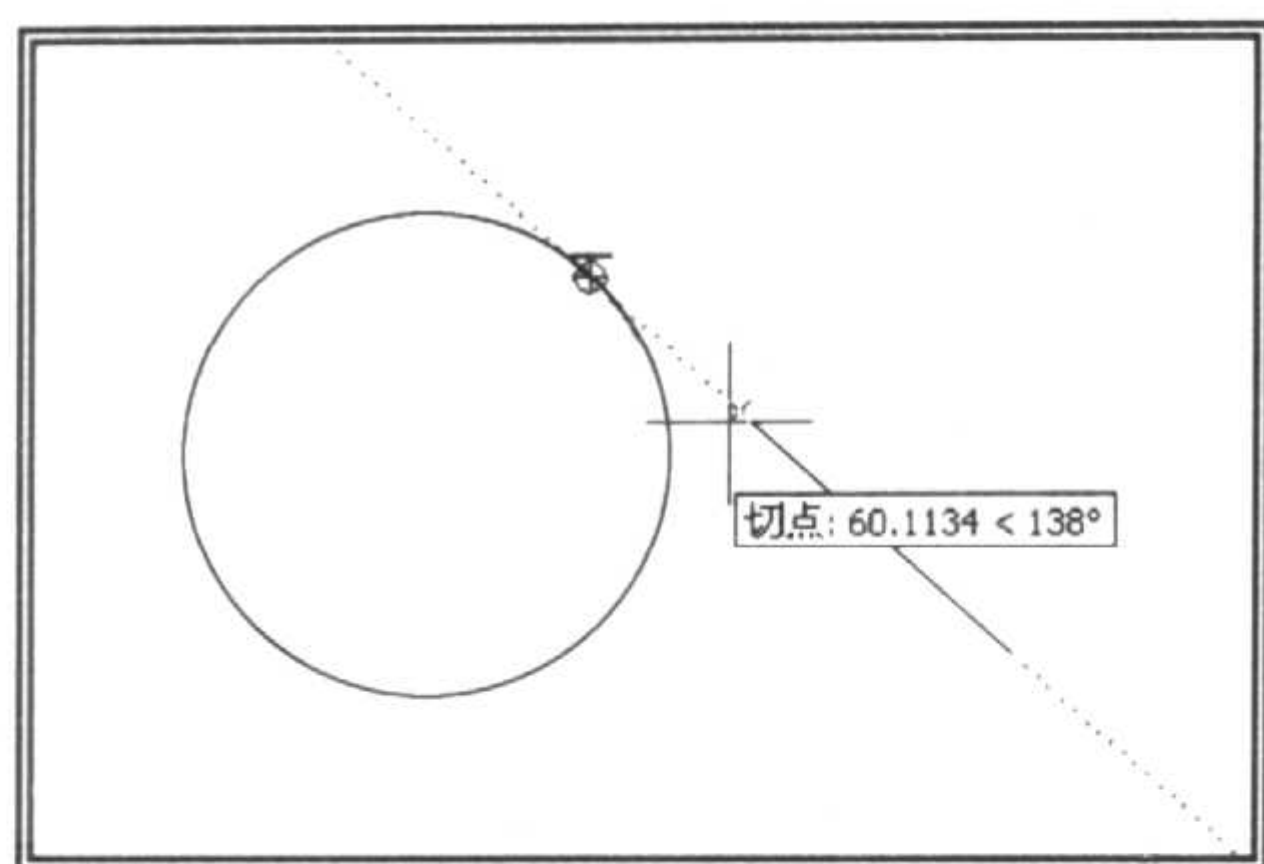
③ 对象捕捉追踪。对象捕捉追踪是沿着基于对象捕捉点的辅助线方向追踪,它可以捕捉到辅助线上的点或两条辅助线的交点,如图 8-41 所示。如果事先不知道具体的追踪方向(角度),但知道与其他对象的某种关系(如相交、相切等),可用对象捕捉追踪。如果事先知道要追踪的方向(角度),则使用极轴追踪。极轴追踪和对象捕捉追踪可以同时使用。

打开对象捕捉追踪功能有下列几种方法。

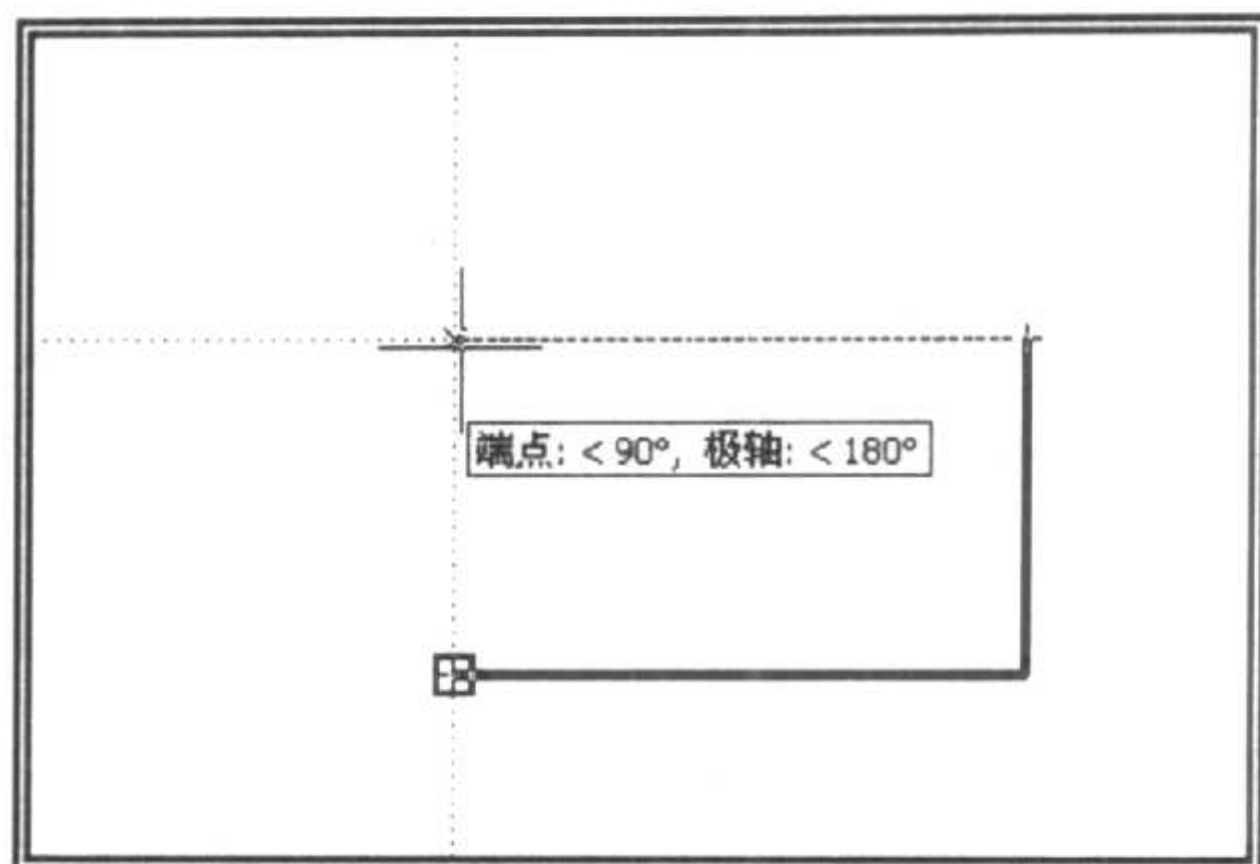
• 下拉菜单:【工具】→【草图设置】→“对象捕捉”选项卡,选择“启用对象捕捉追踪”开关按钮,如图 8-42 所示。

- 单击状态栏上的对象追踪按钮,打开/关闭此功能。
- 按 F11 键或按 Ctrl+W 键,打开或关闭此功能。

“对象捕捉追踪设置”区域各选项功能如下。



(a) 基于切点捕捉一条辅助线上的点



(b) 基于端点捕捉两条辅助线的交点

图 8-41 对象捕捉辅助线及追踪提示

• “仅正交追踪”复选框 只沿水平或垂直线追踪，这时只显示经过对象捕捉点的正交（即水平或垂直）追踪辅助线。

• “用所有极轴角设置追踪”复选框 可以将极轴追踪设置应用到对象捕捉追踪，使用对象捕捉追踪时，光标将从获取的对象捕捉点起，沿极轴对齐角度进行追踪。

值得注意的是，“对象捕捉追踪”必须与“对象捕捉”模式结合使用；对象捕捉追踪时，也可以沿辅助线设置极轴距离的值，设置方法同极轴追踪。

例 8-3 已知直线 AB，再画以 A 点为起点、C 为终点的直线，而 B、C 两点与 X 轴成 15° 角，且相距 50，如图 8-43 所示。

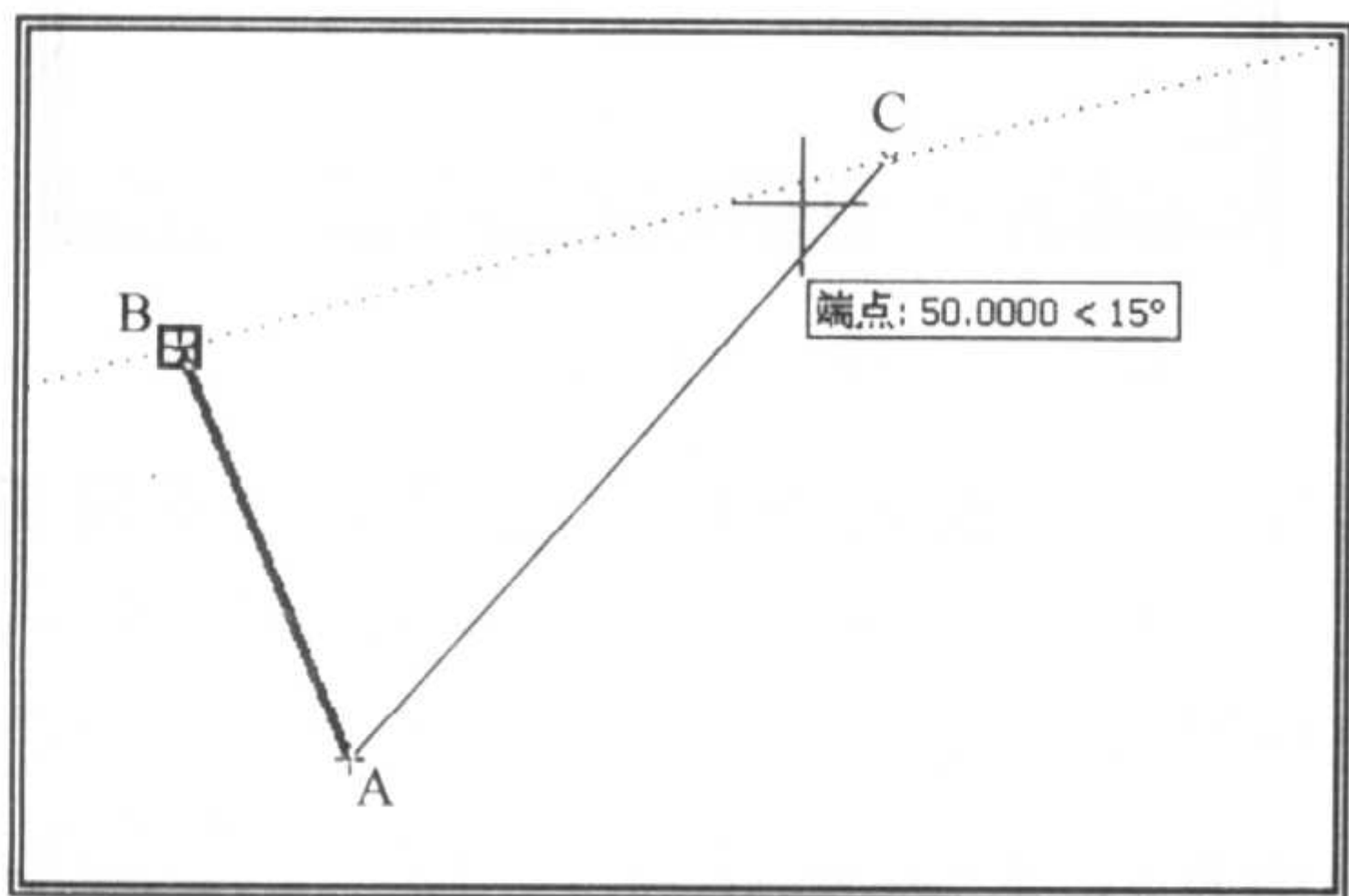


图 8-43 “对象捕捉追踪”

和“对象捕捉追踪”。

单击状态栏上的 **捕捉** 按钮，打开“捕捉”功能，以便捕捉极轴距离为 80。

• 输入画直线命令，并捕捉点 A，确定 A 为 AC 的起点。

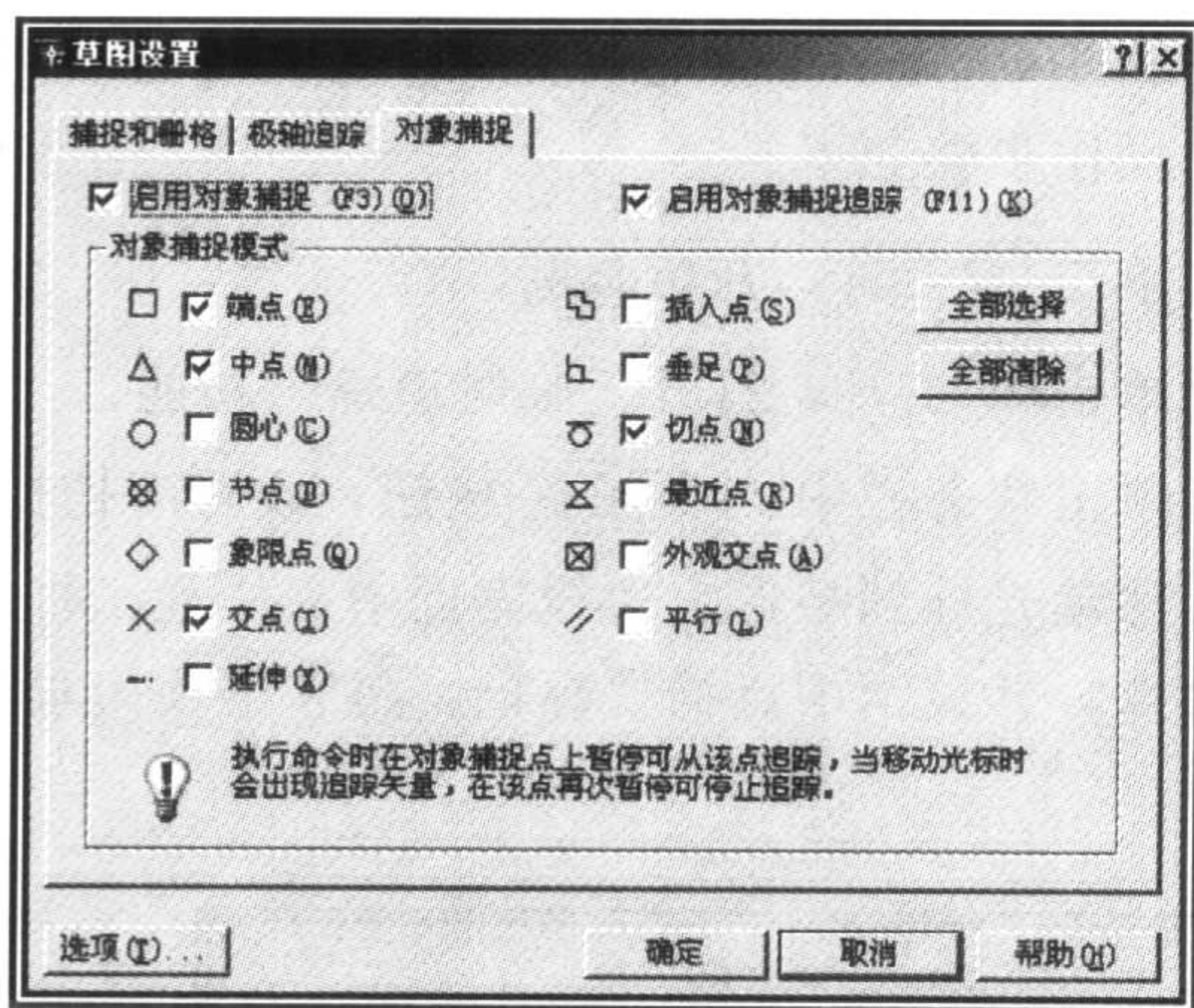


图 8-42 在对象捕捉选项卡中的“启用对象捕捉追踪”

具体操作步骤如下。

• 打开“草图设置”对话框，在“极轴追踪”选项卡的“极轴角设置”栏中选择 15° 为角增量。在“对象捕捉追踪设置”栏选中“用所有极轴角设置追踪”。


在“捕捉和栅格”选项卡的“捕捉类型和样式”栏选中“极轴捕捉”。在“极轴间距”栏中设置极轴间距为 50。

在“对象捕捉”选项卡中设置“端点”对象捕捉模式，并选取“启用对象捕捉”和“启用对象捕捉追踪”复选框，打开“对象捕捉”

• 移动光标到 B 点，并临时获取它（注意：不要拾取该点，光标只在该点上停留片刻）。


• 从 B 点向大致 C 点的方向移动光标，将显示一条过 B 点的临时辅助线（虚线）。沿辅助线方向移动光标，直到追踪提示为 80 时，单击鼠标左键确定点 C，即为所画 AC 直线。

④ 使用“临时追踪点”和“捕捉自”功能。在“对象捕捉”工具栏中，还有两个非常有用的对象捕捉工具，即“临时追踪点”和“捕捉自”工具。

• “临时追踪点”工具（图标  在捕捉工具条中）利用临时追踪点，用户可在一次操作中创建多条追踪线，然后根据这些追踪线确定所要定位的点。在此模式下，拾取对象捕捉指定的参考点，获取它的某一坐标，来构成新点的坐标。在追踪操作中，当光标作“水平移动”时（相对当前用户坐标），获取的是 Y 坐标；当光标作“垂直移动”时（相对当前用户坐标），获取的是 X 坐标。

例 8-4 画一个以已知矩形中心为圆心、半径为 30 的圆。

操作步骤如下。

单击  工具，开始画圆。

单击  工具，打开“临时追踪”功能。

单击状态栏中 **对象捕捉** 按钮，设置“捕捉对象中点”功能。

移动光标到矩形上边线靠近中点位置，将出现一条追踪辅助线（虚线），过矩形上边线的中点，并显示中点捕捉标记，将它调整为垂直方向（此时不要单击鼠标左键），如图 8-44 所示。

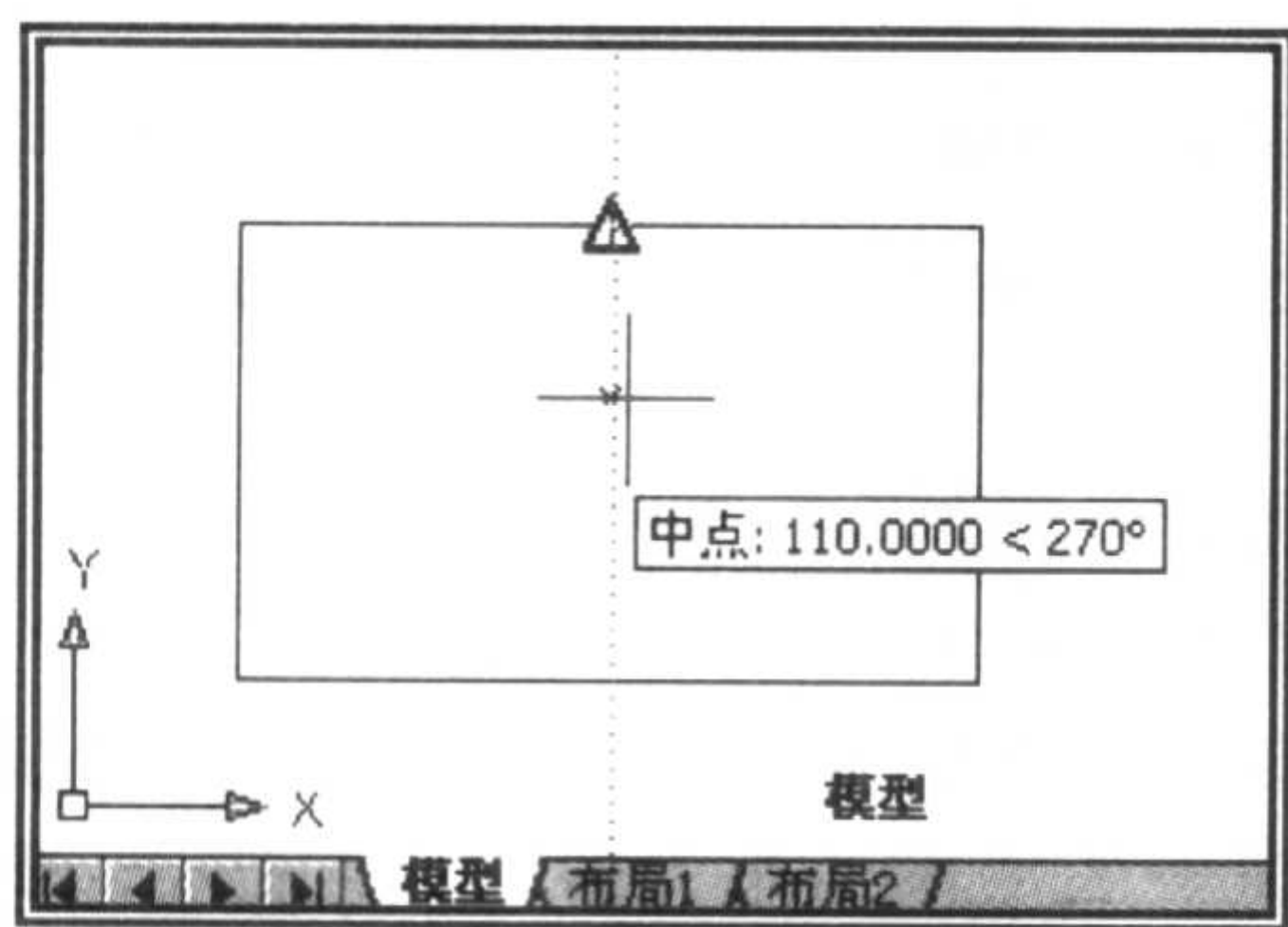


图 8-44 调整追踪辅助线方向为垂直

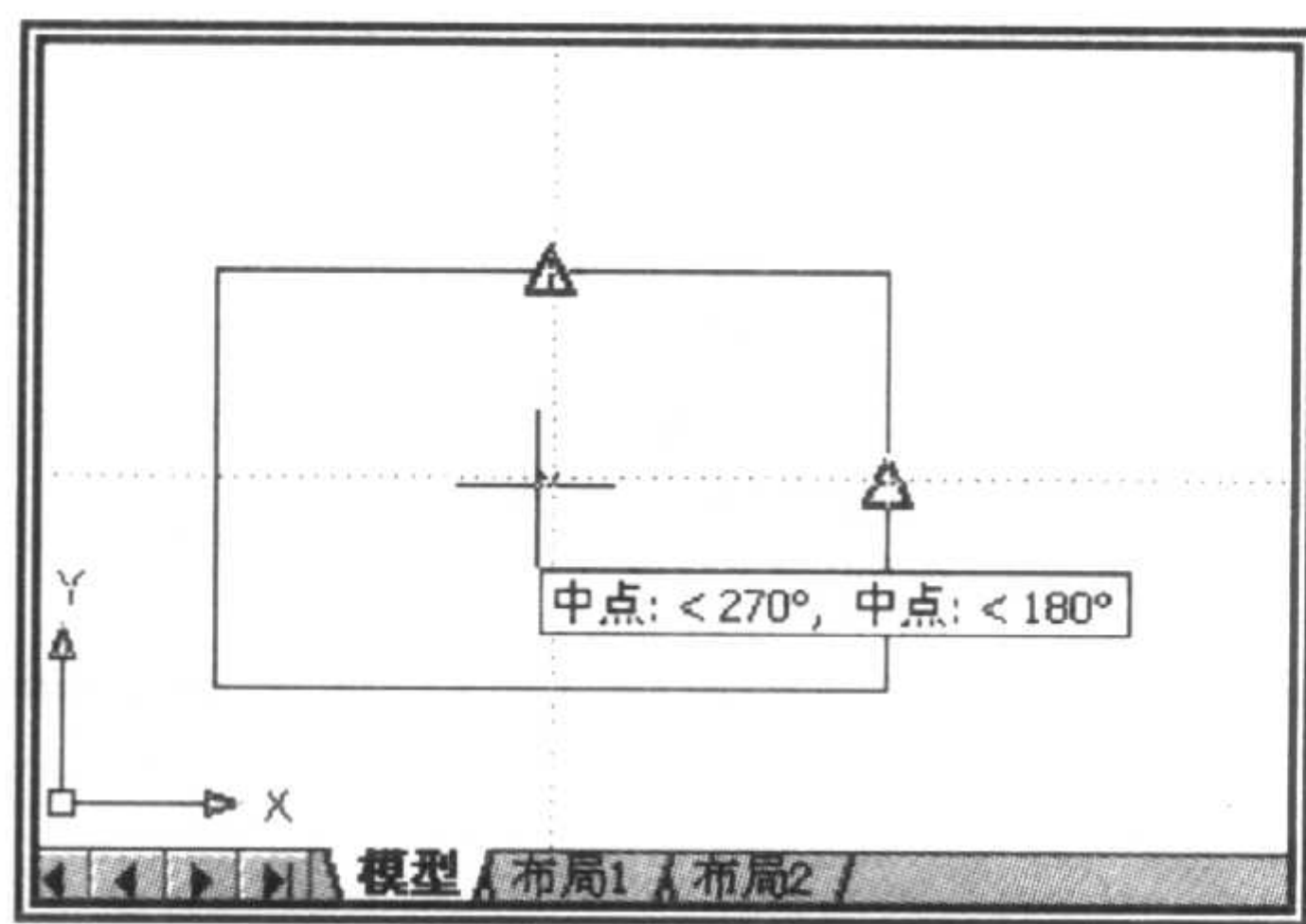


图 8-45 临时追踪点为矩形的中点

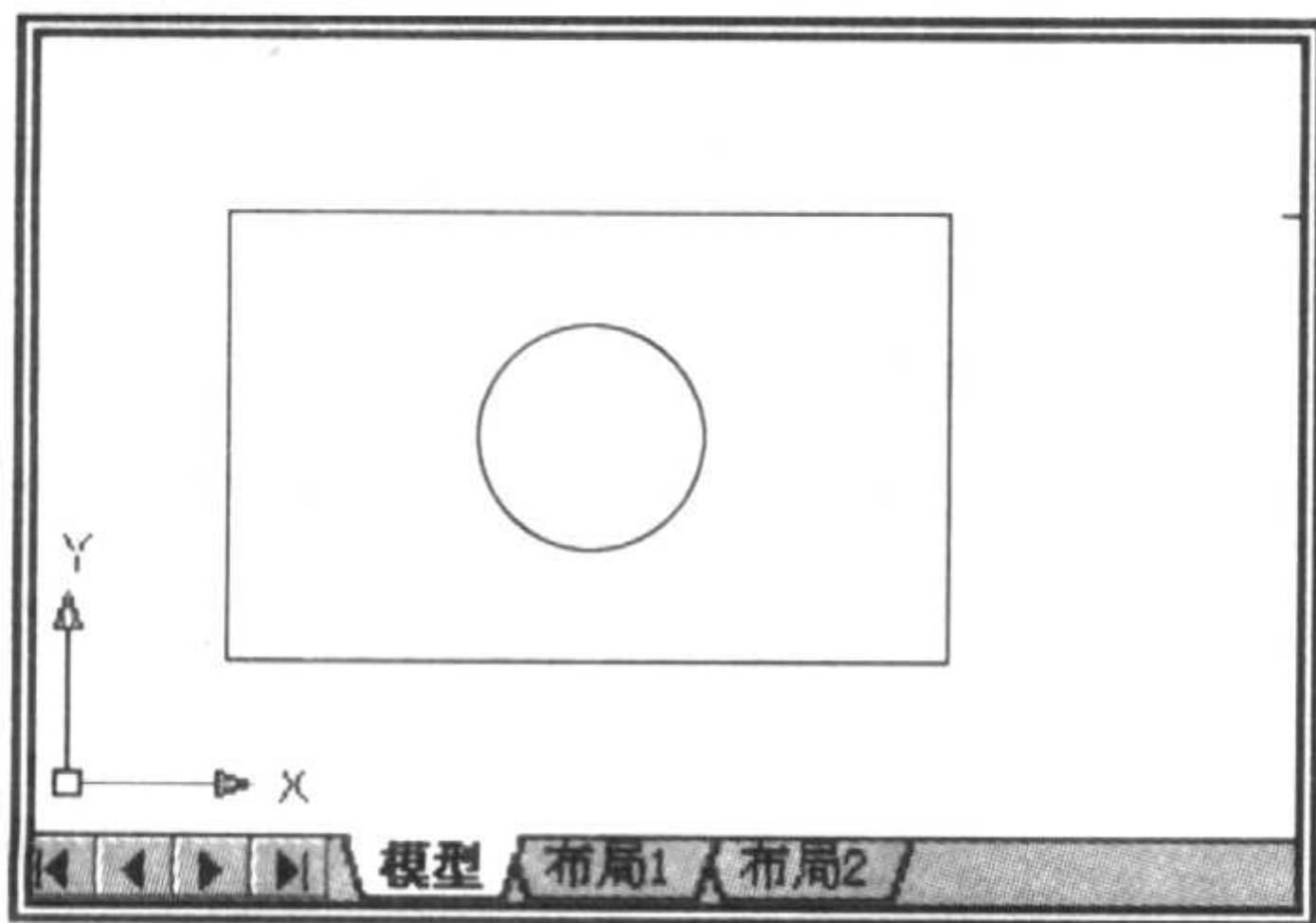



图 8-46 结束绘图

继续移动光标到矩形右边线上中点附近，在中点处将显示中点捕捉标记，并出现另一条追踪辅助线（虚线）过矩形右边中点（此时不要单击鼠标左键），然后再移动光标靠近矩形中心附近，直到同时出现两条追踪线相交，如图 8-45 所示。

单击鼠标左键，定位两条追踪辅助线的交点为圆心。

在命令行输入半径值 30，结果如图 8-46 所示。

• “捕捉自”工具（图标在捕捉工具条中）“捕捉自”工具，并不是对象捕捉模式，但它经常与对象捕捉一起使用，在使用相对坐标指定下一个点时，“捕捉自”工具可以提示用户输入基点，并将该点作为临时参照点，这与通过输入前缀@使用最后一个参照点类似。

例 8-5 如图 8-47 所示，绘制一个与当前圆心相距 200 个单位、半径为 30 的圆。

具体操作步骤如下。

单击工具，开始画圆。

单击工具，打开“捕捉自”功能，设置基点。

将光标移动到当前圆的圆心附近捕捉该圆的圆心，如图 8-48 所示。

单击指定基点，然后输入“@200<0”指定圆心。

输入 30 作为圆的半径，结果如图 8-49 所示。

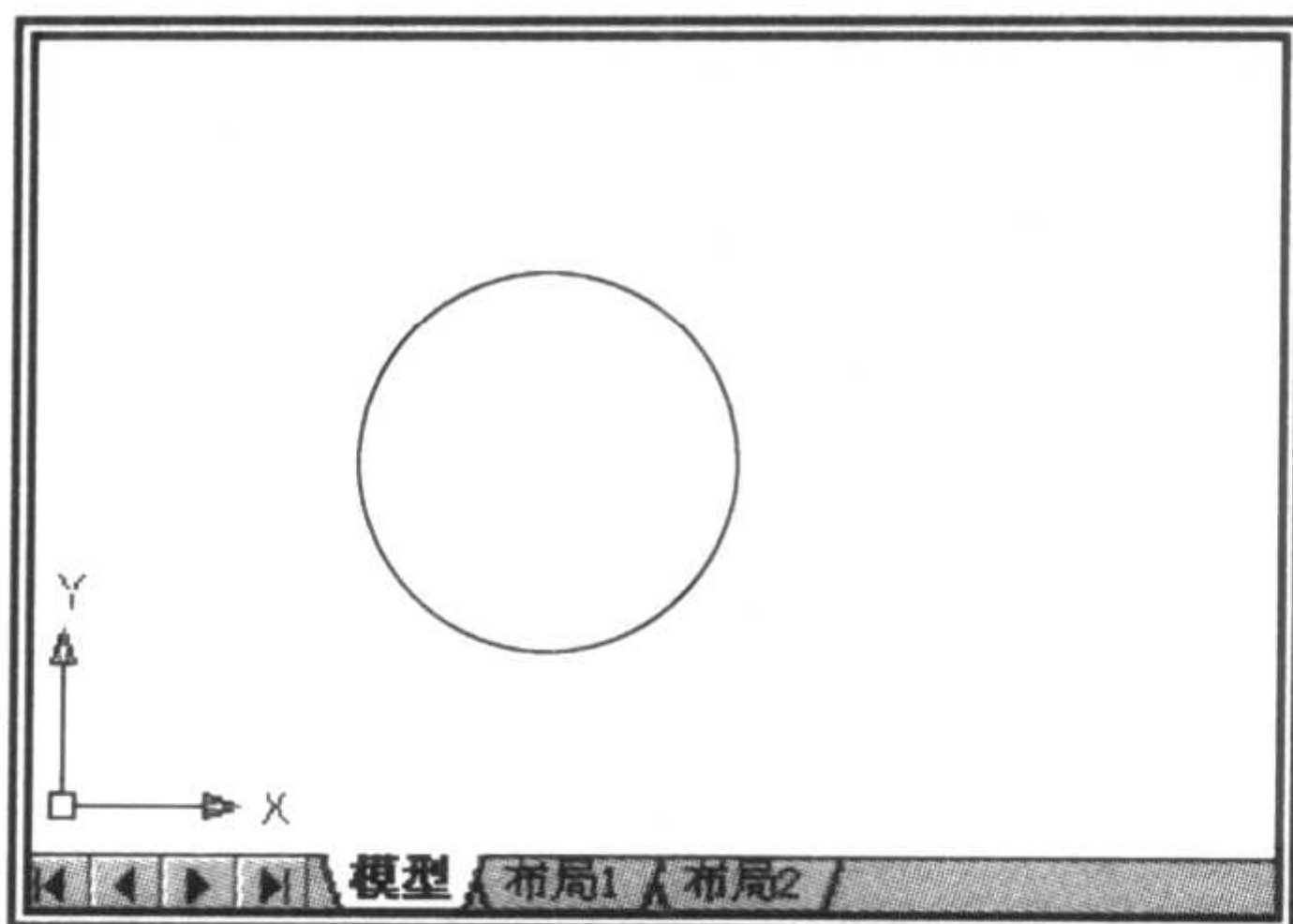


图 8-47 绘图初始画面

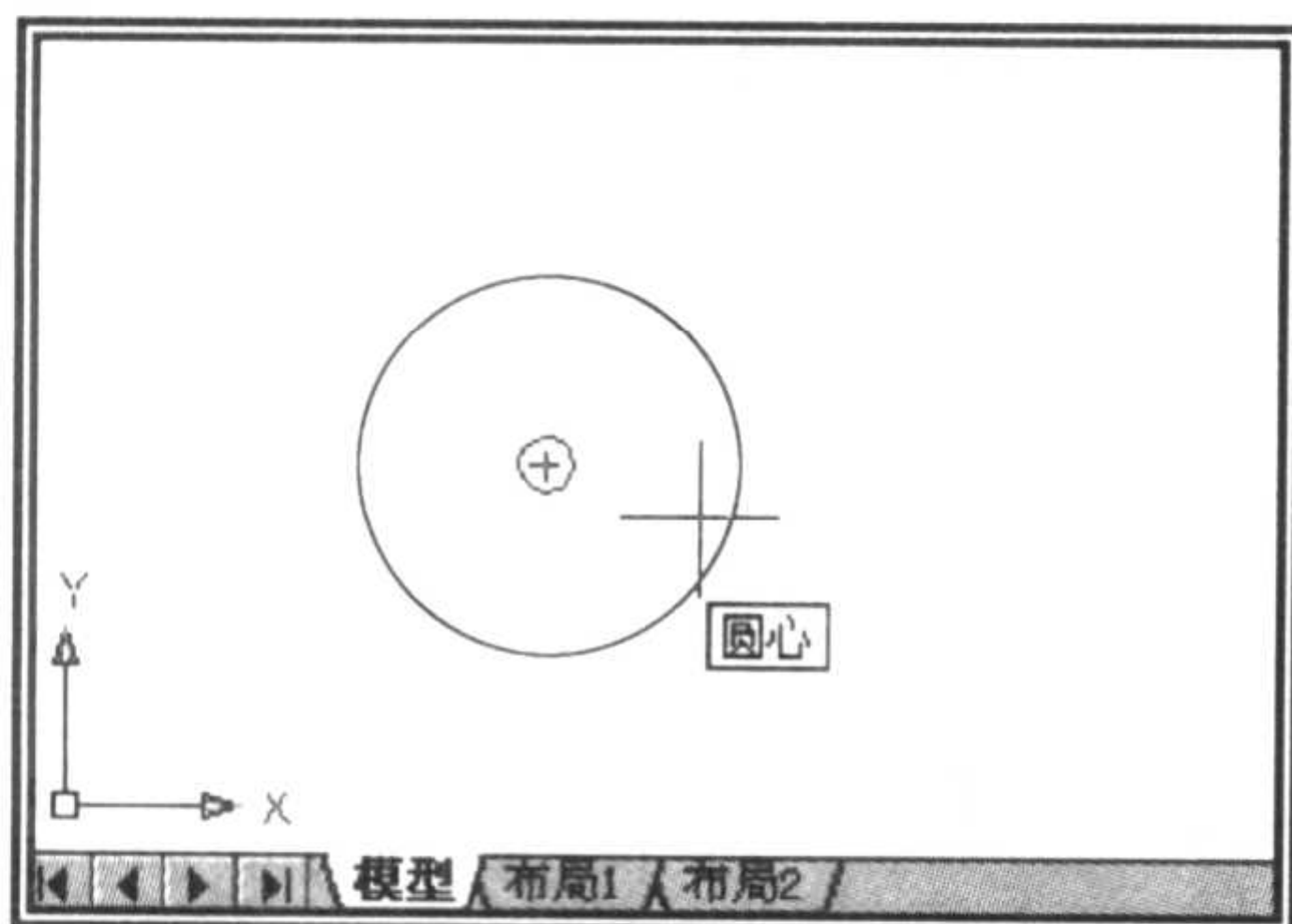


图 8-48 利用“捕捉自”工具定位基点

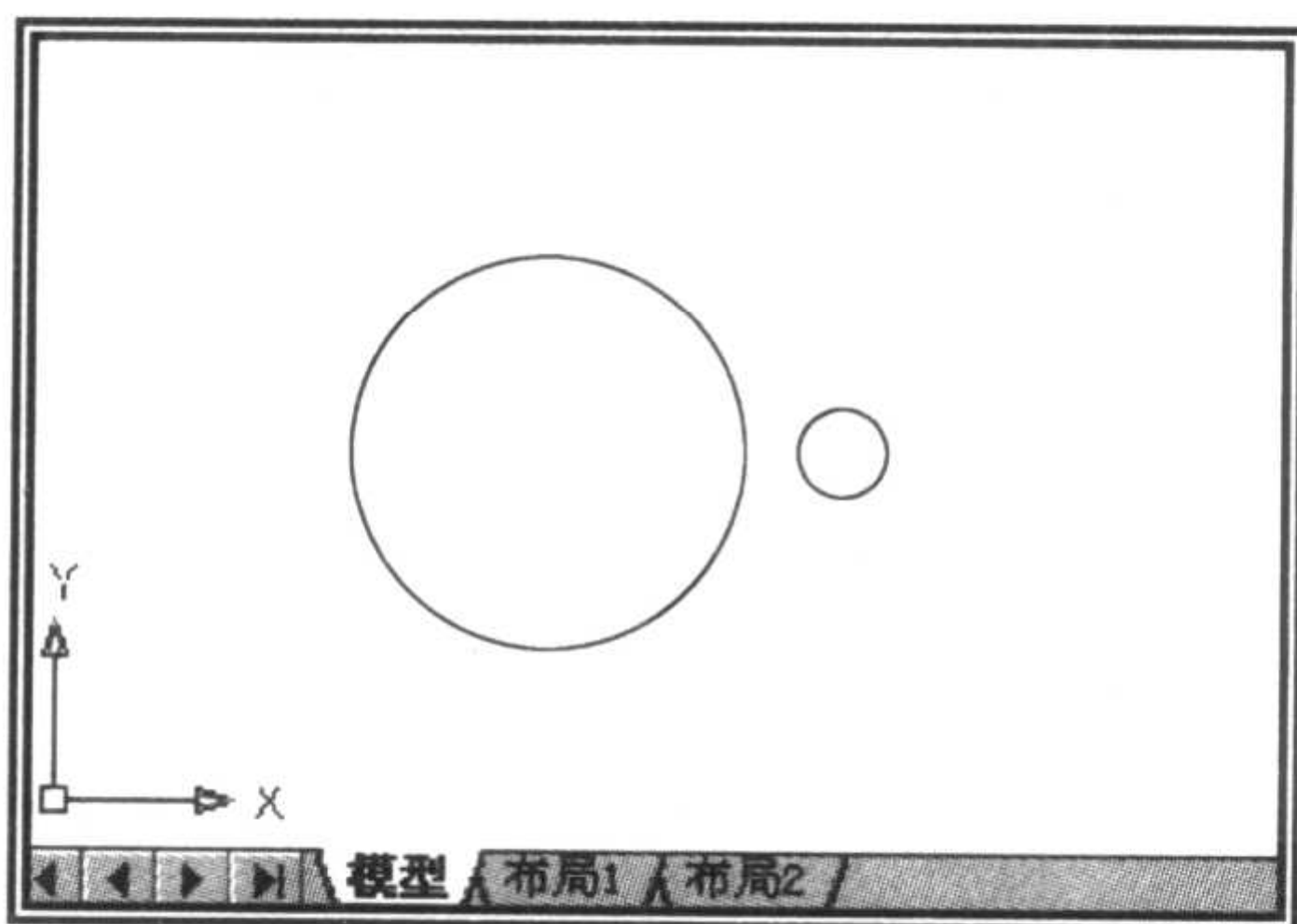


图 8-49 结束绘图


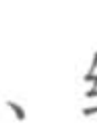
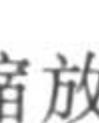

(4) 图形显示控制 在使用 AutoCAD 绘图时，经常需要对当前图形进行缩放、移动、刷新和再生，有时还可能需要同时打开多个窗口，然后通过各个窗口观察图形的不同部分。但是，显示控制命令只改变图形在屏幕上的视觉效果，而不改变图形实际尺寸的大小。

① “缩放”命令 (Zoom)

• 功能。在屏幕上对图形进行放大或缩小，但并不改变图形的实际尺寸，方便用户更清楚地观察或修改图形。

• 命令格式

下拉菜单：【视图】→【缩放】→弹出下拉菜单，如图 8-50 所示。

图标位置：“缩放”命令包括十个选项，其中常用的三个选项放在“标准工具栏”，分别是实时缩放、缩放窗口、前一视图。其余选项见“缩放工具栏”。在“标准工具栏”中，按住缩放窗口图标，即可拉出“缩放”命令其余选项的图标。

输入命令：Z  (Zoom 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

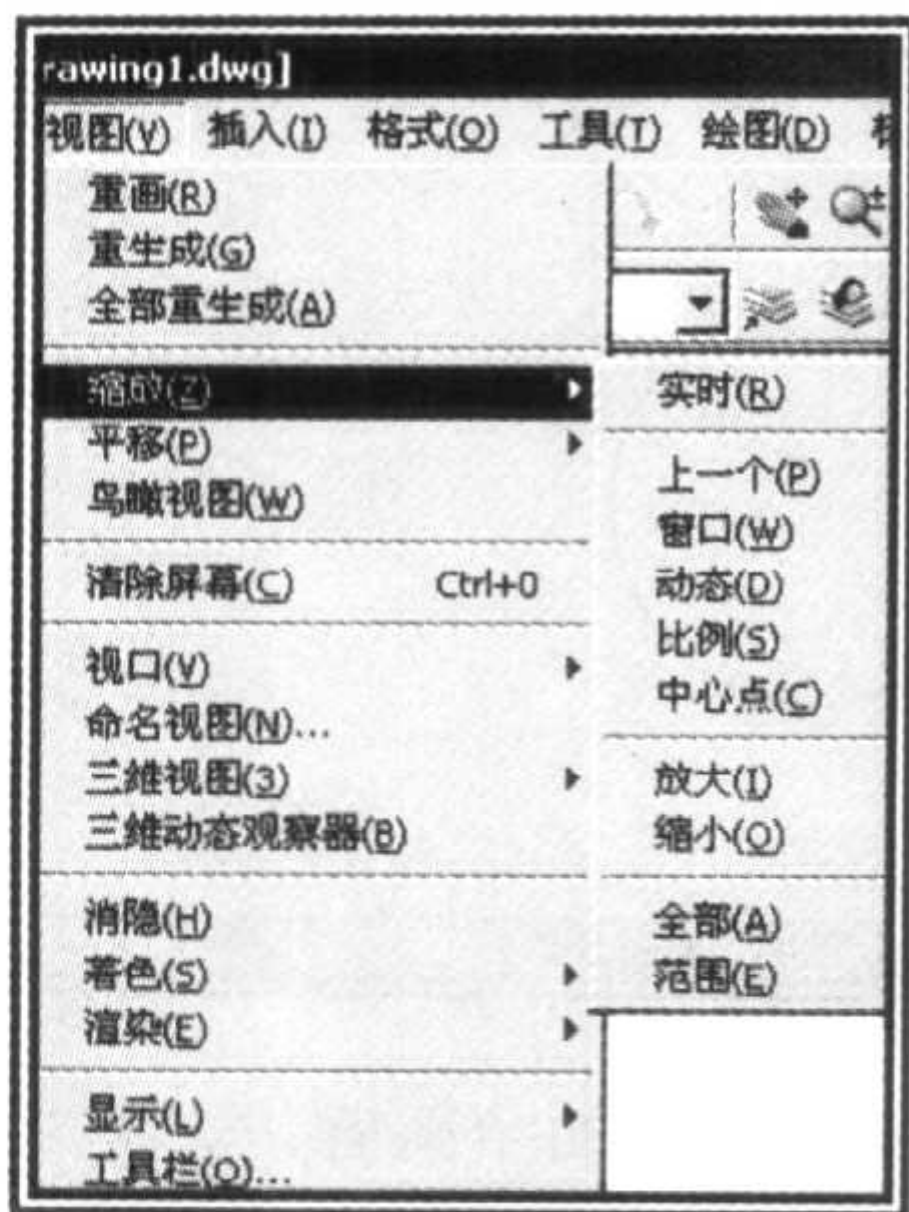


图 8-50 “缩放”下拉菜单


指定窗口角点，输入比例因子（nX 或 nXP）
或 [全部（A）/中心点（C）/动态（D）/范围（E）/上一个（P）/比例（S）/窗口（W）] <实时>：

② “实时平移”命令（Pan）

• 功能。在不改变图形缩放比例的情况下移动全图，使图面位置随意改变，方便用户观察当前视窗中图形的不同部位。

• 命令格式

下拉菜单：【视图】→【平移】→弹出下拉菜单。

图标位置：在“标准工具栏”中。

输入命令：P↵（Pan 的缩写）。

用户可以在下拉菜单中选择“实时”和“定点”两种平移命令，同时还可以选择沿“左、右、上、下”四个方向平移图形。


（二）文本标注

1. 设置文字样式（Style）

（1）功能 在输入文字之前，首先要设置文字样式。文字样式包括字体、字高、字宽、比例、倾斜角度以及反向、倒置、垂直、对齐等形式。

（2）命令格式

• 下拉菜单：【格式】→【文字样式】。

• 图标位置：在“文字”工具条中。

• 输入命令：St↵（Style 的缩写）。

选择上述任一方式输入命令，弹出“文字样式”对话框，如图 8-51 所示。

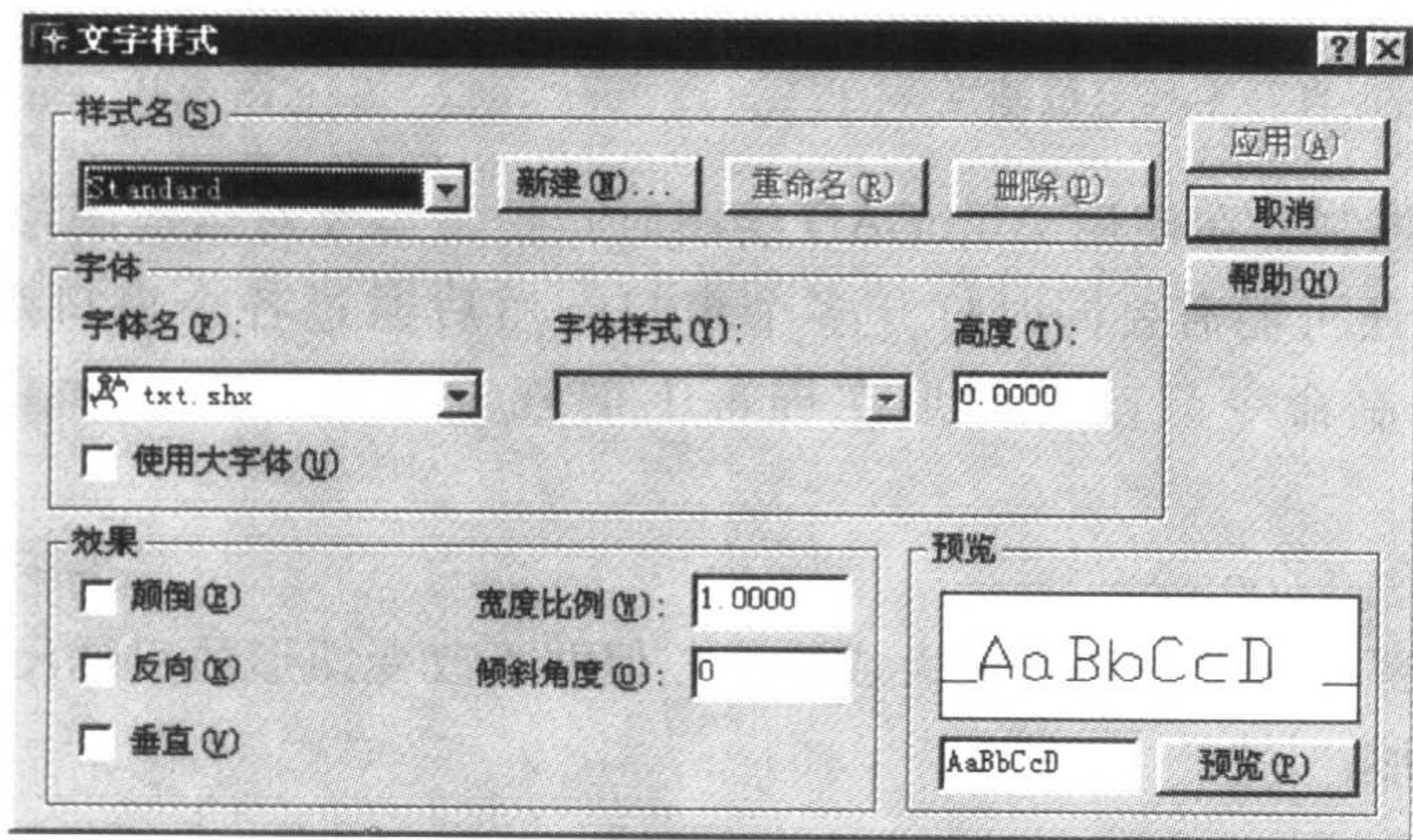


图 8-51 “文字样式”对话框

（3）对话框说明

① 样式名控制框。该控制框主要是用来选择已设置好的文字样式，新建一个文字样式，对已设置好的文字样式重新命名以及删除某一文字样式。

• 样式名列表框 在该列表框中显示当前所选的字样名。单击其右侧的翻页箭头，在下拉列表中显示当前图形文件中已定义的所有字样名。在未定义其他字样名之前，系统自动定

义的字样名为 Standard。

• **新建**按钮 该按钮是用来创建新字体样式的。单击该按钮，弹出“新建文字样式”对话框，如图 8-52 所示。在该对话框的编辑框中输入用户所需要的样式名，单击 **确定** 按钮，返回到“新建文字样式”对话框，在对话框中对新命名的文字进行设置。

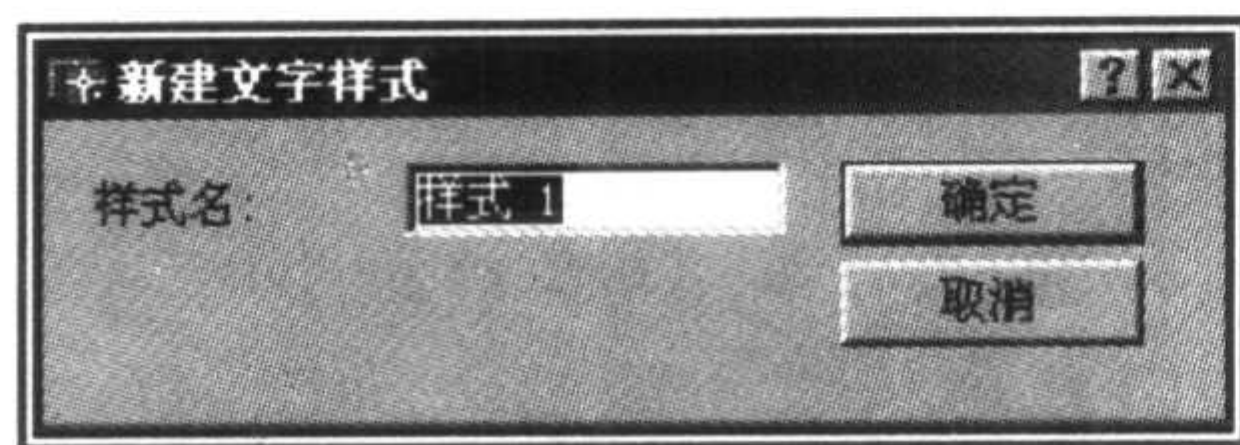


图 8-52 “新建文字样式”对话框

- **重命名**按钮 该按钮用来更改已选择文字样式的样式名称。
- **删除**按钮 该按钮用来删除已选择的文字样式。Standard 的文字样式不能被删除。

② 字体控制框。该控制框主要用来选择字体，设置字体样式、高度以及选择是否使用大字体。

• 字体名 (F) 列表框 在该列表框中显示和设置中西文字体，单击该列表框的翻页箭头，在下拉列表中选取所需要的中西文字体。在列表框中列出所有注册的 TrueType 字体和 AutoCAD Fonts 文件夹中 AutoCAD 编译 SHX 字体的字体族名。从列表框中选择名称后，AutoCAD 将读出指定字体的文件。除非文件已经由另一个文字样式使用，否则将自动加载该文件的字符定义。可以定义使用同样字体的多个样式。

• 使用大字体 (U) 指定亚洲语言的大字体文件。只有在“字体名”中指定 SHX 文件，才能使用大字体。只有 SHX 文件可以创建大字体。

• 字体样式 (Y) 列表框 在该列表框中更改样式的字体。如果选用了 SHX 文件字体，在使用大字体时，原显示“字体样式”处变为显示大字体，可在该列表框中选择大字体的样式；如果选用了 TrueType 文件字体，则“字体样式”列表框中只显示“常规”二字，表示字体样式不能选择。但也有较少的 TrueType 文件字体可以选择字体样式，如 Trebuchet MS 字体就有常规、粗体、粗斜体和斜体四种选择。

• 高度 (T) 输入框 该输入框主要用于设置文字高度。如果输入 0.0，则每次用该样式输入文字时，AutoCAD 都将提示输入文字高度。如果输入大于 0.0 的高度，则设置该样式的文字高度。在相同的高度设置下，TrueType 字体显示的高度要小于 SHX 字体。

值得注意的是，在 AutoCAD 提供的 TrueType 字体中，大写字母不能正确反映指定的文字高度。请参见用户手册中的使用文字样式。

③ 效果控制框。该控制框主要用来修改字体的特性。例如，高度、宽度比例、倾斜角、颠倒、反向或垂直对齐等。

注意：设置文字倾斜角 α 的取值范围是： $-85 \leq \alpha \leq 85$ 。

④ 预览框。随着字体的改变和效果的修改，动态显示文字样例。在字符预览图像下方的方框中输入字符，将改变样例文字。

注意：预览图像不反映文字高度。

⑤ **应用**按钮。将对话框中所做的样式更改，应用到图形中具有当前样式的文字。

⑥ **关闭**按钮。将更改应用到当前样式。只要对“样式名”中的任何一个选项作出更改，“取消”就会变为“关闭”。更改、重命名或删除当前样式，以及创建新样式等操作立即生效，无法取消。

⑦ **取消**按钮。只要对“样式名”中的任何一个选项做出更改，“取消”就会变为“关闭”。


2. 输入文本 (Dtext 或 Mtext)

(1) 单行文本的输入 (Dtext)

① 功能。在图中注写单行文本，标注中可以使用回车键换行，也可以在另外的位置单击鼠标左键，以确定一个新的起始位置。不论换行还是重新确定起始位置，都将每次输入的一行文本作为一个独立的实体。

② 命令格式

• 下拉菜单：**【绘图】→【文字】→【单行文字】**。

• 图标位置：在“文字”工具条中。

• 输入命令：**Dt**  (Dtext 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

当前文字样式：Standard 当前文字高度：2.5000

指定文字的起点或 [对正 (J)/样式 (S)]：

③ 选项说明

• 指定文字的起点 该选项为默认选项，输入或拾取注写文字的起点位置。当确定起点位置后，命令行提示：

指定高度<2.5000>：(输入文字的高度。也可以输入或拾取两点，以两点之间的距离为字高。当系统确定文字高度值后，命令行继续提示)


指定文字的旋转角度<0>：(输入所注写的文字与 X 轴正方向的夹角，也可以输入或拾取两点，以两点的连线与 X 轴正方向的夹角为旋转角。命令行继续提示)

输入文字：(输入需要注写的文字。用回车键换行，连续两次回车，结束命令)

• 对正 (J) 该选项用于确定文本的对齐方式。在 AutoCAD 系统中，确定文本位置采用 4 条线，即顶线、中线、基线和底线。输入 J 后，命令行提示：

输入选项 [对齐 (A)/调整 (F)/中心 (C)/中间 (M)/右 (R)/左上 (TL)/中上 (TC)/右上 (TR)/左中 (ML)/正中 (MC)/右中 (MR)/左下 (BL)/中下 (BC)/右下 (BR)]：

各种定位方式含义如下。

对齐 (A)，该选项是通过输入两点 ( 表示定位点) 确定字符串底线的长度。这种定位方式根据输入文字的多少确定字高，字高与字宽比例不变。也就是说两对齐点位置不变的情况下，输入的字数越多，字就越小。

调整 (F)，该选项是通过输入两点确定字符串底线的长度和原设定好的字高确定字的定位。即字高始终不变，当两定位点确定之后，输入的字多字就变窄，反之字就变宽。

中心 (C)，该选项是将定位点设定在字符串基线的中点。

中间 (M)，该选项是将定位点设定在字符串的中间。当所输入字符只占从顶线到底线或从中线到基线，那么该定位点位于中线与基线之间；当所输入字符只占从顶线到基线，该定位点位于中线上；当所输入字符只占从顶线到基线，该定位点位于基线上。

右 (R)，该选项是将定位点设定在字符串基线的右端。

左上 (TL)，该选项是将定位点设定在字符串顶线的左端。

中上 (TC), 该选项是将定位点设定在字符串顶线的中间。

右上 (TR), 该选项是将定位点设定在字符串顶线的右端。

左中 (ML), 该选项是将定位点设定在字符串中线的左端。

正中 (MC), 该选项是将定位点设定在字符串中线的中间。

右中 (MR), 该选项是将定位点设定在字符串中线的右端。

左下 (BL), 该选项是将定位点设定在字符串底线的左端。

中下 (BC), 该选项是将定位点设定在字符串底线的中间。

右下 (BR), 该选项是将定位点设定在字符串底线的右端。

• 样式 (S) 该选项是用于改变当前文字样式。输入 S, 命令行提示:

输入样式名或 [?] <Standard>:

输入的样式名必须是已经设置好的文字样式。系统默认的样式名为: Standard, 其字体文件名为 txt.shx, 采用“单行文字”命令时, 这种字体不能用于输入中文字符, 输入的汉字只能显示为“?”。


在上句提示行中输入“?”并回车后, 屏幕上弹出“AutoCAD 文本窗口”, 显示已设置的文字样式名及其所选字体文件名。

(2) 多行文字的输入 (Mtext)

① 功能。在一个虚拟的文本框内生成一段文字, 用户可以定义文字边界, 指定边界内文字的段落宽度以及文字的对齐方式等内容。

② 命令格式

• 下拉菜单: **【绘图】→【文字】→【多行文字】……**。

• 图标位置:  在“文字”或“绘图”工具条中。

• 输入命令: **Mt**  (Mtext 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

当前文字样式: “样式 1” 当前文字高度: 2.5

指定第一角点: (指定虚拟框的第一角点。命令行继续提示)

指定对角点或 [高度 (H)/对正 (J)/行距 (L)/旋转 (R)/样式 (S)/宽度 (W)]:

③ 选项说明

• 指定对角点 该选项为默认选项, 用于指定虚拟文本框的另一角点, 确定文字行的宽度, 以虚拟框的顶边为字符串的顶线, 确定第一行字符串的位置。当输入或指定另一顶点后, 弹出“文字格式”对话框。

• 高度 (H) 该选项用于指定文字高度。

• 对正 (J) 该选项用于定义多行文字对象在虚拟文本框中的对齐排列方式。输入 J, 命令行提示:

输入对正方式: [左上 (TL)/中上 (TC)/右上 (TR)/左中 (ML)/正中 (MC)/右中 (MR)/左下 (BL)/中下 (BC)/右下 (BR)] <左上 (TL)>:

多行文字对象在虚拟文本框中的对齐排列方式有九种。缺省方式为“左上 (TL)”。

• 行距 (L) 该选项用于设置多行文字行与行之间的间距。输入 L, 命令行提示:

输入行距类型 [至少 (A)/精确 (E)] <至少 (A)>:

至少 (A), 该选项用于确定最小行间距。输入 A, 命令行提示:

输入行距比例或行距 <1x>: (可直接输入行间距的数值, 也可以用一个带 X 的数

字,表示设置行距为单行的倍数。输入的行距范围是 $0.25X \sim 4X$, $X \approx 1.667 \times \text{文字高度}$)

精确 (E),该选项用于确定一行文字中最大的字符高度,自动添加行间距。输入 E,命令行提示:

输入行距比例或行距 $\langle 1x \rangle$:

- 旋转 (R) 该选项用于指定虚拟文本框的旋转角度。输入 R,命令行提示:

指定旋转角度 $\langle 0 \rangle$: (直接输入旋转角度。也可以输入一点坐标值,以该点与起点的连线方向确定旋转角度。完成多行文字输入后,各行文字均转过指定角度)

- 样式 (S) 该选项用于重新输入文字样式名。输入 S,命令行提示:

输入样式名或 $[?]$ $\langle \text{Standard} \rangle$: (输入文字的样式名)

- 宽度 (W) 该选项用于指定文字行的宽度。输入 W,命令行提示:

指定宽度: (输入宽度数值。也可以指定一点,由该点到起点的距离确定文字宽度)

④ “文字格式”对话框

当指定输入文字范围的矩形对角点后,弹出“文字格式”对话框。

文字样式 该选项用于设置文字样式。单击文字样式右边的翻页箭头,可选择已设置好的样式。

- 字体 该选项用于设置字体。单击字体右边翻页箭头可选择不同字体。

- 文字高度 该选项用于设置文字高度。单击右边的翻页箭头可选择已设置的字高,也可以直接输入字高。

- 其他选项 对于标尺、加粗、斜体、下划线、放弃、重做、颜色和堆叠开关等,与一般软件按钮含义一样,这里不再重述。

(3) 特殊字符的输入 AutoCAD 提供了制图中以下常用的特殊字符代码。

特殊字符 “ ϕ ”,代码为 “%%C”。例如: $\phi 10$,输入 “%%C10”。

特殊字符 “°”,代码为 “%%D”。例如: 45° ,输入 “45%%D”。

特殊字符 “±”,代码为 “%%P”。例如: ± 0.000 ,输入 “%%P0.000”。


3. 编辑文本 (Ddedit)


(1) 文字编辑

① 功能。对选定的文字进行修改。

② 命令格式

- 下拉菜单: **【修改】** → **【对象】** → **【文字】** → **【编辑】** ……。

- 图标位置:  在“文字”工具条中。

- 输入命令: Ddedit .

选择上述任一方式输入命令,命令行提示:

选择注释对象或 $[放弃(U)]$: (根据拾取的文字对象不同所要编辑的内容也不同)

(2) 编辑单行文字 拾取单行文字后,弹出“编辑文字”对话框。在该对话框中可重新输入、删除或增添文字后,单击 **确定** 按钮,完成编辑操作。

(3) 编辑多行文字 拾取多行文字后,弹出“文字格式”对话框。在该对话框中可重新输入、删除或增添文字,并可进行字高、字体、颜色等其他内容的修改。完成修改后,单击 **确定** 按钮,完成编辑操作。

(三) 尺寸标注

1. 设置尺寸标注样式

尺寸标注是绘图设计中的一项重要内容。尺寸标注能准确无误地反映物体的大小和相互位置关系。AutoCAD 提供了一套完整的尺寸标注系统变量，利用尺寸标注命令，可以方便、快速地标出图样中各种方向、形式的尺寸。

在 AutoCAD 系统设置了多种标注样式，在诸多样式中有些样式比较接近中国的标注习惯（如 ISO—25、ISO—35 标注样式），但仍然需对这些标注样式进行修改才能完全符合中国的制图国家标准。因此，在标注尺寸前先要对尺寸标注样式进行设置。

(1) 尺寸的组成要素和类型

① 尺寸标注的组成。一个完整的尺寸由尺寸线、尺寸界线和尺寸文本三部分组成。

② 尺寸标注命令

- 菜单位置：【格式】→在下拉菜单中选择相应的标注类型。
- 图标位置：各标注类型图标在“标注工具栏”中（见图 8-53）。
- 输入命令：在“命令”提示行中通过键盘输入各类型尺寸标注命令。

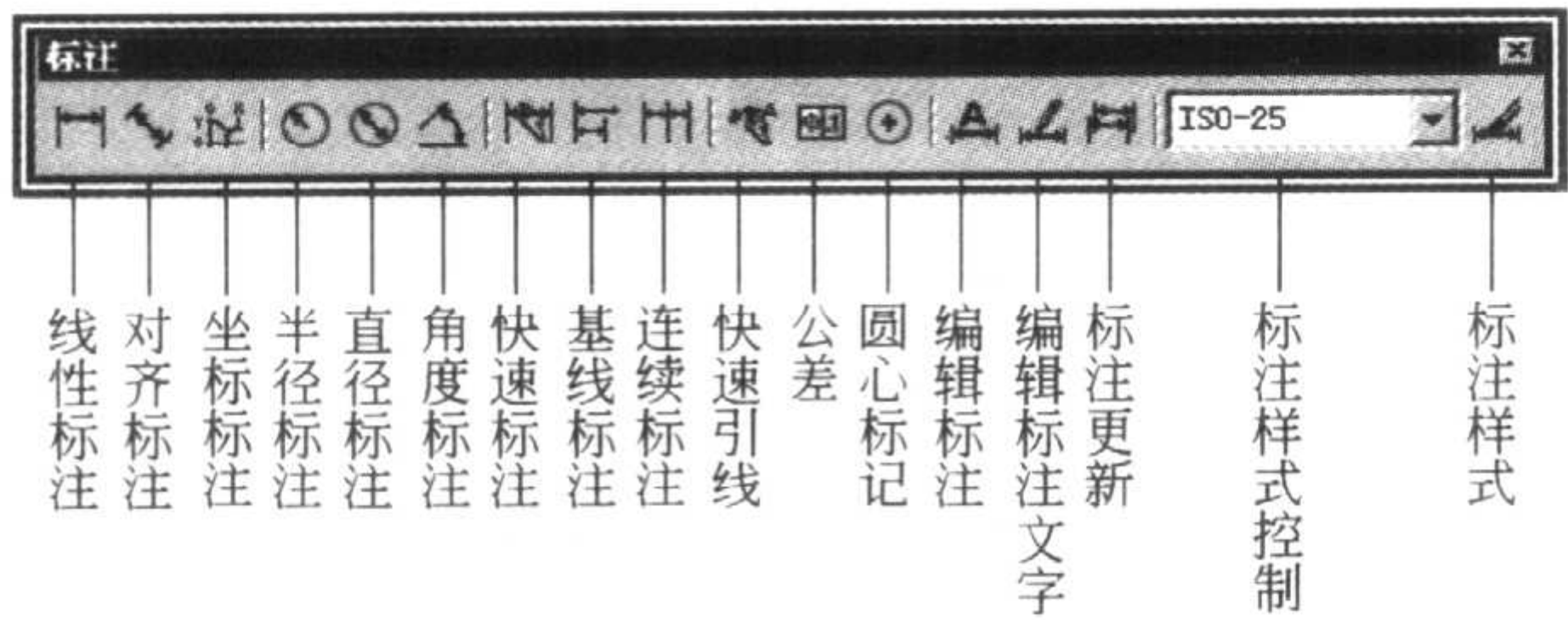


图 8-53 “标注工具栏”

③ 尺寸标注的类型。尺寸标注分为线性尺寸标注、角度尺寸标注、半径尺寸标注、直径尺寸标注、引线标注、坐标尺寸标注等。

- 线性尺寸标注 线性尺寸标注指标注长度方向的尺寸，又分为以下几种类型。
 - 水平标注，表示所标注对象的尺寸线沿水平方向放置。
 - 垂直标注，表示所标注对象的尺寸线沿垂直方向放置。
 - 基线标注，是指各尺寸线从同一尺寸界线处引出。
 - 连续标注，连续标注指相邻两尺寸线共用同一尺寸界线。
 - 倾斜标注，是指尺寸标注中的尺寸线要倾斜一角度，实际上是标注某一对象在指定方向投影的长度。
- 对齐标注，对齐标注的尺寸线与两尺寸界线起始点的连线相平行。
- 角度尺寸标注 用来标注角度尺寸。在角度尺寸标注中，也允许采用基线标注和连续标注两种类型。
- 半径尺寸标注 用来标注圆或圆弧的半径。
- 直径尺寸标注 用来标注圆或圆弧的直径。
- 引线标注 利用引线标注，用户可以标注一些注释、说明。
- 坐标尺寸标注 坐标尺寸标注用来标注相对于坐标原点的坐标。
- 中心标记 中心标记，用来画圆或圆弧的中心标记或中心线。

(2) 利用对话框设置尺寸标注样式

① 标注样式命令 (Dimstyle)

a. 功能。用于管理已存在的尺寸标注样式、新建尺寸标注样式及设置尺寸变量。

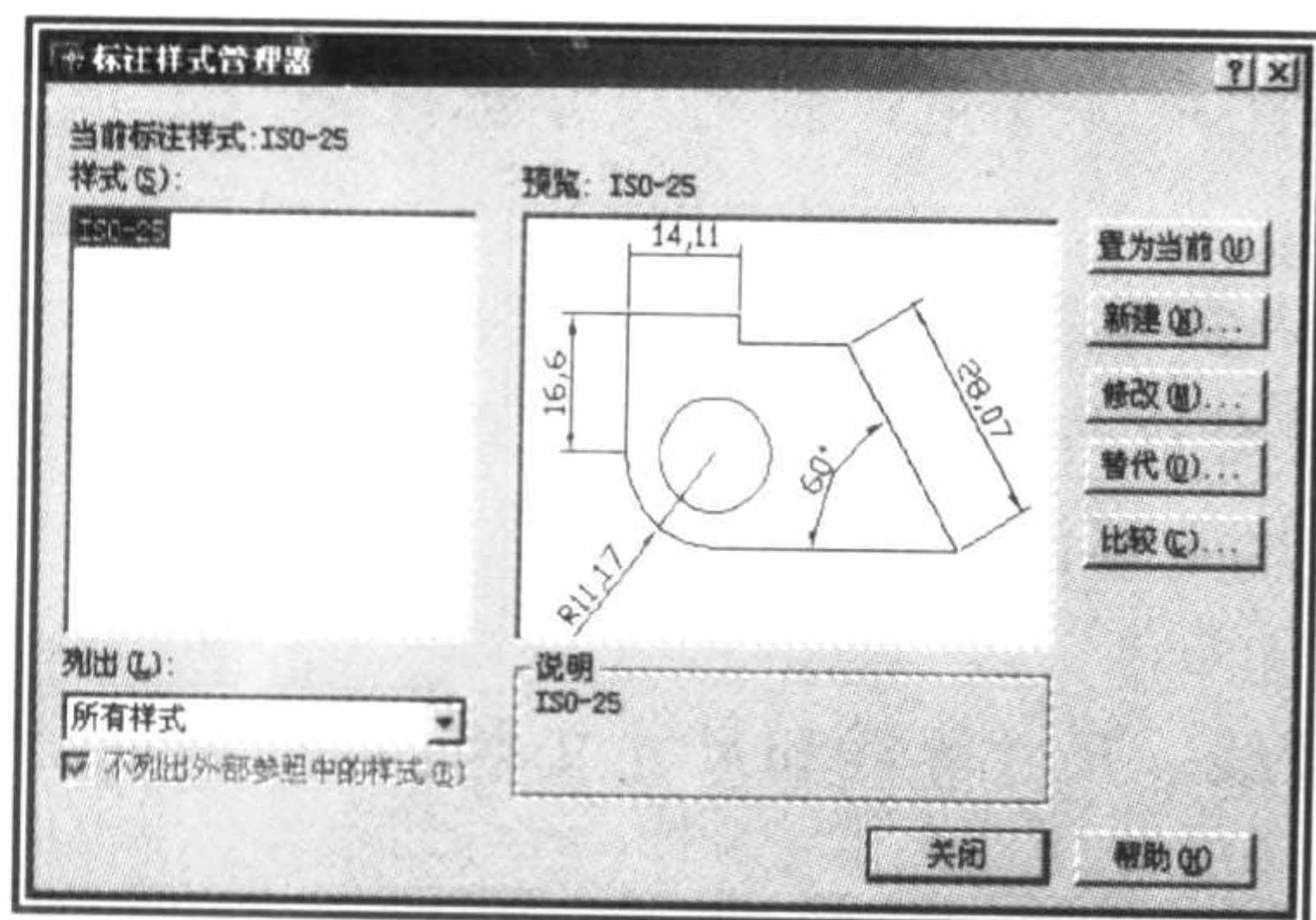


图 8-54 “标注样式管理器”对话框

是否全部显示所有的尺寸标注样式；

• **置为当前**按钮 用于设置当前标注样式，对每一种新建立的标注样式或对原式样的修改后，均要置为当前设置才有效；

• **新建**按钮 用于创建新的标注样式；

• **修改**按钮 用于修改已有标注样式中的某些尺寸变量；

• **替代**按钮 用于创建临时的标注样式，当采用临时标注样式标注某一尺寸后，再继续采用原来的标注样式标注其他尺寸时，其标注效果不受临时标注样式的影响；

• **比较**按钮 用于比较不同标注样式中不相同的尺寸变量，并用列表的形式显示出来。

② 新建尺寸标注样式

a. 新建尺寸标注样式步骤。建立新的标注样式，并将它置为当前样式。其操作步骤如下：

单击图 8-54 所示对话框中的 **新建** 按钮，弹出图 8-55 所示“创建新标注样式”对话框，在“新样式名”一栏中输入尺寸标注样式名（如自定义），单击 **继续** 按钮，进入“新建标注样式”对话框中的“直线和箭头”选项卡（图 8-56）；

在弹出的“新建标注样式”对话框中分别对“直线和箭头”、“文字”、“调整”等选项卡中的某些选项进行重新设置，设定后单击 **确定** 按钮，返回“标注样式管理器”对话框；

单击 **置为当前** 按钮，并关闭对话框，则刚设置的新标注样式即成为当前标注样式。

b. “新建标注样式”对话框中选项卡的说明

• “直线和箭头”选项卡（图 8-56）。


尺寸线组框，设置尺寸线的特征参数。其中：

颜色与线宽，用于设置尺寸线的颜色和线宽；

超出标记，用于设置尺寸线超出尺寸界线的长度，该选项只有当箭头样式为斜线或无箭

b. 命令格式

• 下拉菜单：**【格式】→【标注样式】**。

• 图标位置： 在“标注”工具条中。

• 输入命令：**D**  （Dimstyle 的缩写）。

选择上述任一方式，都会弹出如图 8-54 所示对话框。各选项功能如下：

• **样式框** 显示当前图形文件中已定义的所有尺寸标注样式；

• **预览框** 显示当前尺寸标注样式设置的各种特征参数的最终效果图；

• **列出框** 用于控制在当前图形文件中

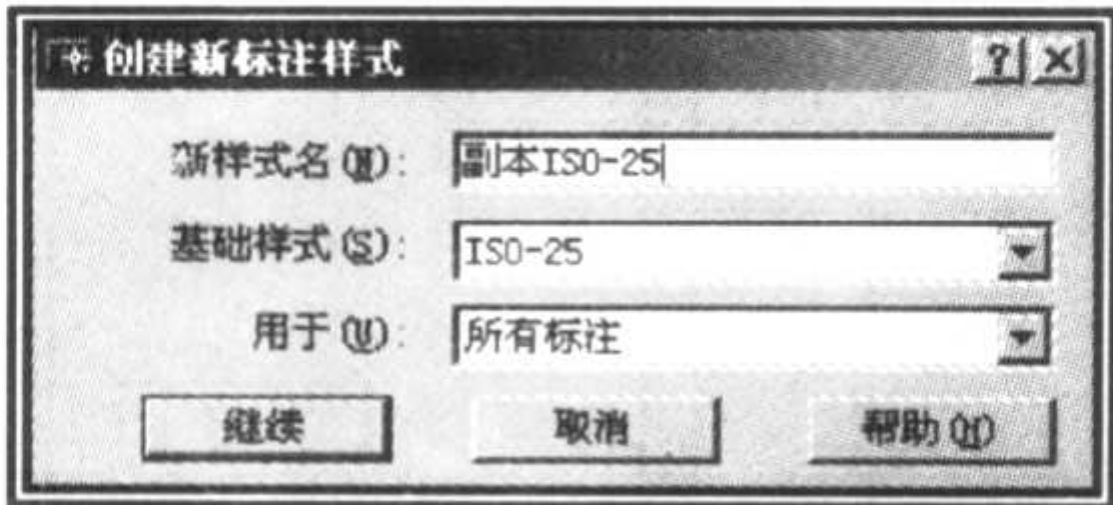


图 8-55 “创建新标注样式”对话框

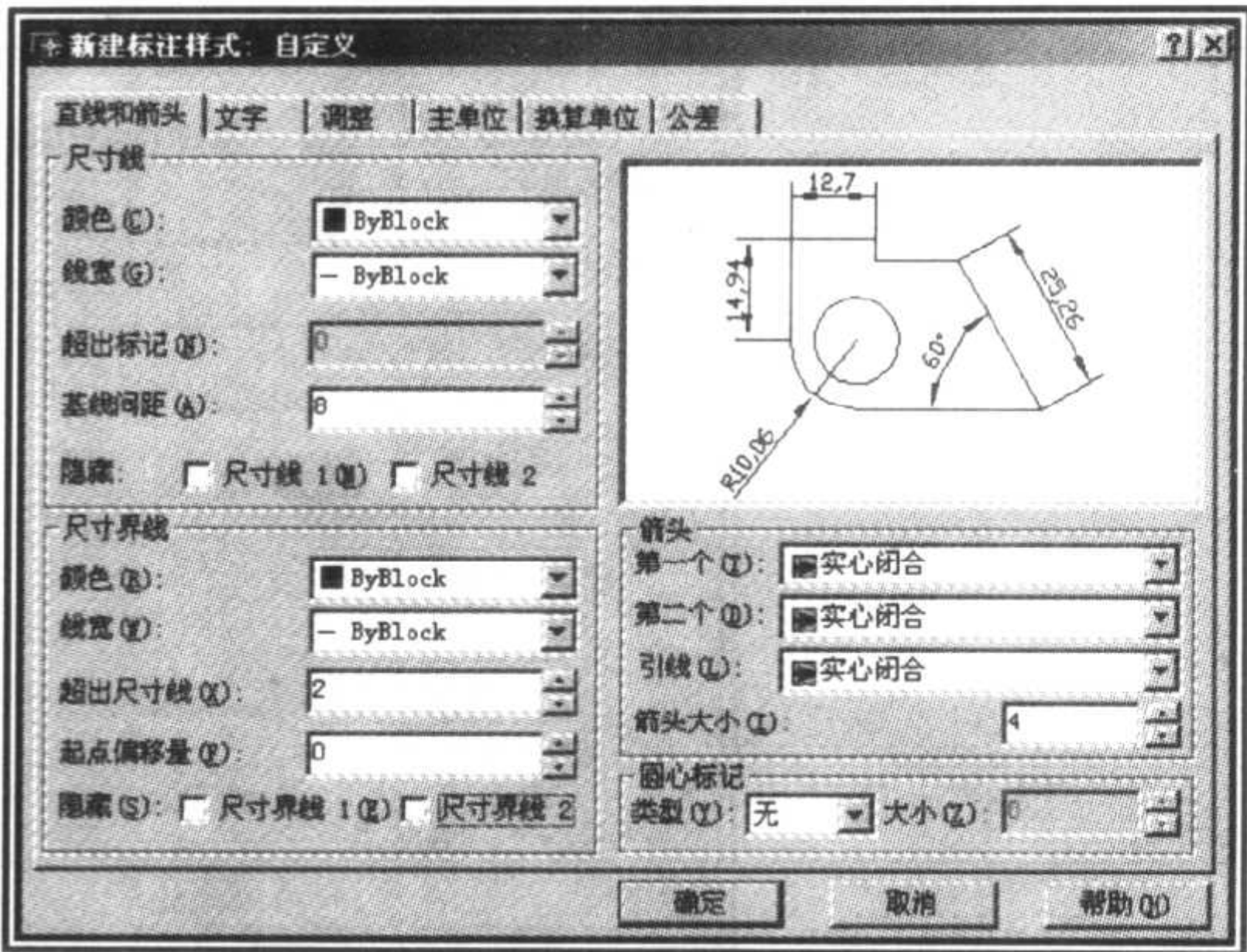


图 8-56 “直线和箭头”选项卡

头时才能用；

基线间距，用于控制标注并联尺寸时尺寸线间的间距；

隐藏，用于控制是否显示尺寸线。

尺寸界线组框，设置尺寸界线的特征参数。其中：

颜色与线宽，用于设置尺寸界线的颜色和线宽；

超出尺寸线，用于控制尺寸界线相对箭头的超出长度；

起点偏移，用于控制尺寸界线起始点相对轮廓线的偏移量；

隐藏，用于控制是否显示尺寸界线。

箭头组框，设置尺寸线终端的箭头形状及尺寸，从列表框中选取。其中：

第一个与第二个，用于设置尺寸线第一端点和第二端点的箭头形状；

引线，用于设置指引线终端的箭头形状；

圆心标记组框，设置圆或圆弧的圆心标记。其中：

类型项，用于设置圆或圆弧的圆心标记类型，单击翻页箭头显示三种类型，其中“无”表示对圆或圆弧的圆心不做任何标记；“标记”表示对圆或圆弧的圆心以十字线符号作为标记；“直线”表示圆或圆弧的圆心标记为中心线；

大小，用于设置圆心标记的半长度和中心线超出圆或圆弧轮廓线的长度。

• “文字”选项卡（图 8-57）。

文字外观组框，设置尺寸文本的字体样式、字体高度及颜色等参数。其中：

文字样式，设置尺寸文本的当前字体样式。单击翻页箭头，可从下拉列表中选择已设置的文字样式，也可单击...按钮进入“文字样式”对话框，进行创建或修改文字样式；

文字颜色及文字高度，用于设置文字颜色及文字高度；

分数高度比例，用于设置分数文本的相对字高；

绘制文字边框，用于设置标注基本参考尺寸，即是否用一矩形框包围文字。

文字位置组框，用于控制尺寸文本相对于尺寸线和尺寸界线的位置。其中：

垂直，用于设置尺寸文本相对于尺寸线在垂直方向的位置。它有四种位置：“置中”表示尺寸文本位于尺寸线的中断处；“上方”表示尺寸文本位于尺寸线的上方；“外部”表示尺寸文本位于尺寸线的外侧；“JIS”表示按日本国工业标准规定的方式放置尺寸

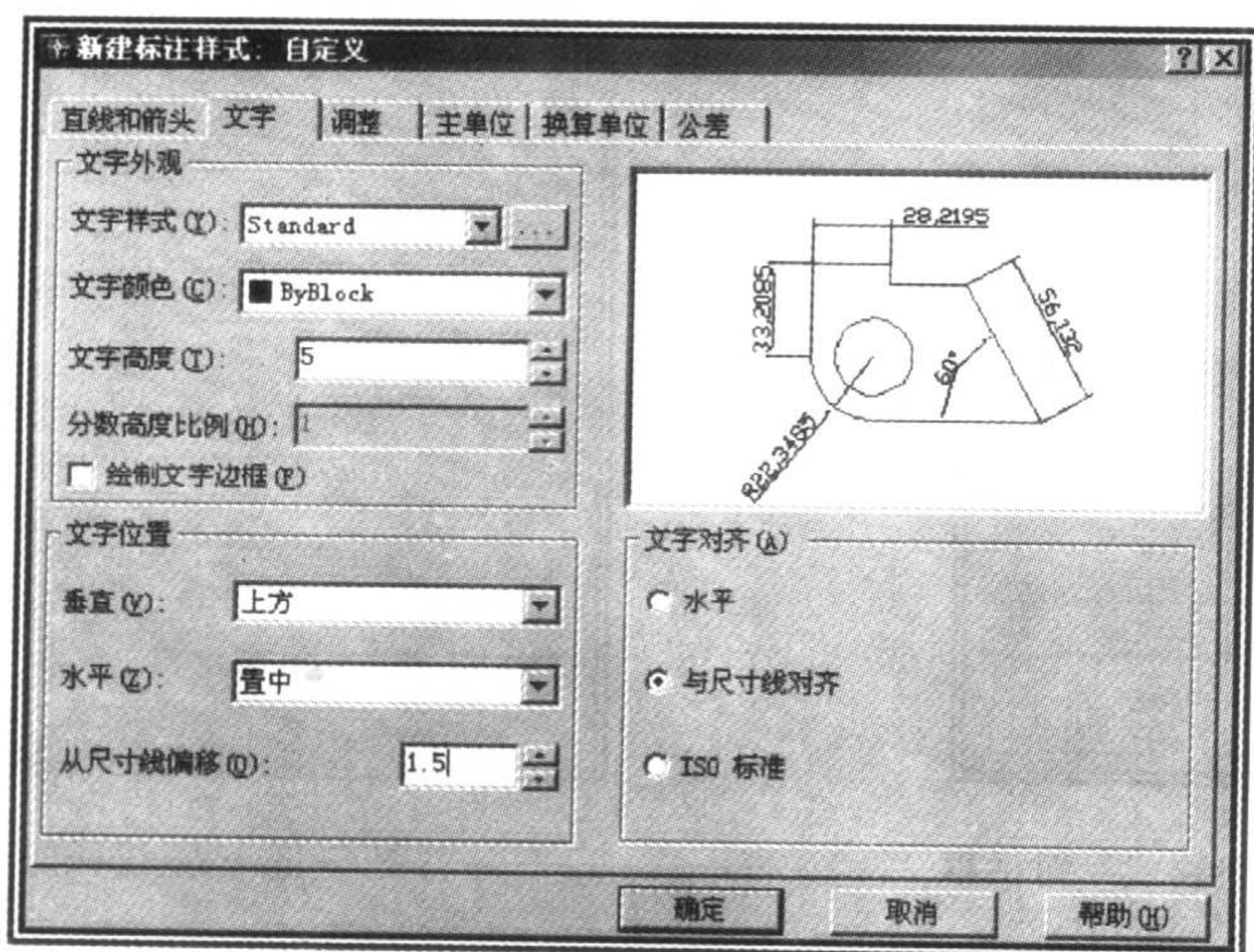


图 8-57 “文字”选项卡

文本。

水平，用于设置尺寸文本相对于两条尺寸界线的位置。它有五种位置：“置中”表示尺寸文本位于两尺寸界线中间；“第一条尺寸界线”表示尺寸文本位于靠近第一条尺寸界线旁放置；“第二条尺寸界线”表示尺寸文本位于靠近第二条尺寸界线旁放置；“第一条尺寸界线上”表示尺寸文本放置在第一条尺寸界线上；“第二条尺寸界线上”表示尺寸文本放置在第二条尺寸界线上。

从尺寸线偏移，用于确定尺寸文本底部与尺寸线之间的偏移量。

文字对齐组框，用于设置尺寸文本的放置方式。其中：

水平，表示所有标注的尺寸文本均水平放置；

与尺寸线对齐，表示所有尺寸文本均按尺寸线方向标注，即与尺寸线对齐；

ISO 标准，表示所标注的尺寸文本符合国际标准，即位于尺寸界线之内沿尺寸线方向标注——位于尺寸界线之外，沿水平方向标注。

• “调整”选项卡。

调整选项组框，根据尺寸界线之间的距离来控制尺寸文本和尺寸线终端放置在尺寸界线的内部还是外部。其中：

文字或箭头取最佳效果，系统将根据尺寸界线之间的距离，判断文字和箭头放置的位置，并会以最佳效果自动调整文字和箭头的位置；

箭头，表示当尺寸界线内空间不足时，将箭头放置在尺寸界线外面；

文字，表示当尺寸界线内空间不足时，将尺寸文本放置在尺寸界线外面；

文字和箭头，表示当尺寸界线内空间不足时，将尺寸文本和箭头均放置在尺寸界线外面；

文字始终保持在尺寸界线之间，表示所标注的尺寸文本始终放置在尺寸界线之间；

若不能放在尺寸界线内则消除箭头，表示当两尺寸界线之间没有足够空间放置箭头时，则隐藏箭头。

文字位置组框，当尺寸文本离开其默认位置时的放置位置。其中：

尺寸线旁边，表示当所标注的尺寸文本不能放置在默认位置时，将尺寸文本放置在尺寸界线的旁边；

尺寸线上方加引线，表示所标注的尺寸文本不能放置在默认位置时，系统将自动创建引线，将尺寸文本放置在尺寸线上方；

尺寸线上方不加引线，表示所标注的尺寸文本不能放置在默认位置时，将尺寸文本放置在尺寸线上方，不创建引线。

标注特征比例组框，设置尺寸的比例系数。其中：

使用全局比例，设置所有尺寸标注样式的总体尺寸比例系数，即实际标注参数与设置参数的大小之比；

按布局（图纸空间）缩放标注，确定图纸空间内的尺寸比例系数。

调整组框，设置尺寸文本的精细微调选项。其中：

标注时手动放置文字，表示在标注尺寸时是由用户来确定所标注尺寸文本的位置；

始终在尺寸界线之间绘制尺寸线，表示无论两尺寸界线之间的距离大与小，都要绘制尺寸线，否则，当尺寸界线之间距离不足时不绘尺寸线。

• “主单位”选项卡 用户可利用该选项卡设置主标注单位的格式、标注尺寸文本的前缀和后缀等。

线性标注组框，用于设置线性标注的格式和精度。其中：

单位格式，用于设置除角度之外的工程尺寸的单位类型。在下拉列表中提供的选项有科学、小数、工程、建筑、分数和 Windows 桌面；

精度，用于确定工程尺寸的精度；

分数格式，用于设置分数的格式，该选项只有当“单位格式”设为“分数”时才有效，可选项中包括水平、对角、非堆叠；

小数分隔符，用于设置十进制的整数部分和小数部分之间的分隔符，可选项中包括句号、逗号、空格；

舍入，用于设定小数点的精确位数，如有两个尺寸分别为 20.2536 和 20.1457，若将“舍入”值由原来的 0.0000 改为 0.0100，则这两个数将显示为 20.25 和 20.15；

前缀和后缀，用于设置给标注的文本添加一个前缀或后缀，例如，如果用户使用的单位不是 mm，而是 m，则可在“后缀”一栏中输入 m。

测量单位比例组框，用于设置比例因子及控制该比例因子是否只应用到布局标注中。其中：

比例因子，用于设置除角度之外的所有标注测量值的比例因子，缺省值为 1，即系统将按实际测量值标注尺寸，如设置比例因子为 2，实际绘图尺寸为 20，则所标注的尺寸为 40；

仅应用到布局标注，表示所设置的比例因子仅在布局中创建的标注有效，而对模型空间的尺寸标注无效。

• 消零组框，用于控制前导和后续零。其中：

前导，选取该项表示系统不输出十进制尺寸的前导零，例如，实际尺寸为“0.4000”，而标注时则显示为“0.4000”；

后续，选取该项表示系统不输出十进制尺寸的后续零，例如，实际尺寸为“0.4000”而标注时则显示为“0.4”。

- 角度标注组框，用于设置角度标注的格式。其中：

单位格式，用于设置角度单位的类型。选项中包括十进制度数、度/分/秒、百分度、弧度；

精度，用于确定角度的精度。

清零组框，用于控制角度尺寸的前导和后续零。

- “换算单位”选项卡。

显示换算单位复选框，用于控制是否显示经过换算后标注文字的值。选中该选项时，在标注文字中将同时显示以两种单位标识的测量值。

换算单位组框，该组框中的选项是用于控制经过换算后的值，其中单位格式、精度、舍入精度、前缀、后缀、前导和后续在前面已叙述过，下面只介绍前面没有涉及到的选项：

换算单位乘数，用于确定主单位尺寸和换算单位尺寸之间的换算因子。

位置组框，用于控制换算单位尺寸与主单位尺寸的相对位置。其中：主值后——选取该选项，表示换算单位尺寸放置在主单位尺寸的后面；主值下——选取该选项，表示换算单位尺寸放置在主单位尺寸的下面。

- “公差”选项卡。

公差格式组框 用于控制公差格式。其中：

方式，用于设置显示公差的方式，选项中包括五种方式——“无”表示不标注偏差；“对称”表示按上下偏差绝对值相等的标注方式标注尺寸；“极限偏差”表示按上下偏差不等的标注方式标注尺寸；“极限尺寸”表示按极限尺寸进行标注；“基本尺寸”表示基本尺寸标注在矩形框内。

精度，用于确定偏差值的精度。

上偏差与下偏差，用来输入上、下偏差值。

高度比例，用于设置偏差数字高度与基本尺寸数字高度之比。

垂直位置，用于控制基本尺寸相对于上下偏差的位置。

清零，功能与前面介绍的相同。

换算单位公差组框，用于设置换算单位的精度和清零方式。

2. 尺寸标注命令

通常用户要对绘制的图形进行尺寸标注。AutoCAD 系统中提供了多种尺寸标注命令，用户可根据尺寸特性，选择合适的尺寸标注命令进行尺寸标注。


(1) 线性标注与对齐标注


① 线性标注

a. 功能。标注水平、垂直和倾斜的线性尺寸。

b. 命令格式

- 下拉菜单：【标注】→【线性】。

- 图标位置：在“标注”工具条中。

- 输入命令：Dli  (Dimlinear 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令，命令行提示：

指定第一条尺寸界线原点或<选择对象>：

在上述提示中有两种选择，一是指定第一条尺寸界线原点，二是选择对象（缺省项）。

指定尺寸线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]:

各选项功能如下。

- 多行文字 (M) 与文字 (T) 选项 用于修改由系统自动测量的标注文字。
- 角度选项 确定尺寸文字放置角度。执行该选项后, 命令行提示:

指定标注文字的角度: \swarrow (输入角度)

指定尺寸线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]: (给出尺寸线位置, 即可完成尺寸标注)

指定第一条尺寸界线原点。拾取一点作为第一条尺寸界线的起点, 命令行提示:

指定第二条尺寸界线原点: (拾取第二点作为第二条尺寸界线起点)


指定尺寸线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]: (给出尺寸线位置, 即可完成尺寸标注; 也可选择其他选项, 设置尺寸标注的方式)

(2) 基线标注与连续标注

① 基线标注

a. 功能。用于多个尺寸标注使用同一条尺寸界线作为基准, 创建一系列由相同的标注原点测量出来的尺寸标注。

b. 命令格式

- 下拉菜单: **【标注】** → **【基线】**。
- 图标位置:  在“标注”工具条中。
- 输入命令: Dba \swarrow (Dimbaseline 的缩写)。

在采用基线标注形式之前, 则必须先标注出一个尺寸。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>: (拾取 C 点作为第二个尺寸的第二条尺寸界线原点, 命令行继续提示)

标注文字=20

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>: (拾取 D 点作为第三个尺寸的第二条尺寸界线原点, 命令行继续提示)


标注文字=33

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>: (按回车键确定, 结束基线尺寸标注)

② 连续标注

a. 功能。用于标注一连串的尺寸, 即每一个尺寸的第二条尺寸界线原点便是下一个尺寸的第一个尺寸界线的原点。

b. 命令格式

- 下拉菜单: **【标注】** → **【连续】**。
- 图标位置:  在“标注”工具条中。
- 输入命令: Dco \swarrow (Dimcontinue 的缩写)。

在采用连续标注形式之前, 则必须先标注出一个尺寸。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>:

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>:

指定第二条尺寸界线原点或 [放弃 (U)/选择 (S)] <选择>: (按回车键确定, 结束连续尺寸标注)


(3) 半径标注与直径标注


① 半径标注

a. 功能。用于标注圆或圆弧的半径尺寸。

b. 命令格式

• 下拉菜单: **【标注】→【半径】**。

• 图标位置:  在“标注”工具条中。

• 输入命令: **Dra**  (Dimradius 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

选择圆弧或圆: (拾取要标注尺寸的圆弧或圆)

标注文字 = (测量值)


指定尺寸线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]: (确定尺寸线位置, 即完成圆弧或圆尺寸的标注, 提示行中各选项含义与前面所述相同)

② 直径标注

a. 功能。用于标注圆或圆弧的直径尺寸。

b. 命令格式

• 下拉菜单: **【标注】→【直径】**。

• 图标位置:  在“标注”工具条中。

• 输入命令: **Ddi**  (Dimdiameter 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

选择圆或圆弧: (拾取要标注尺寸的圆或圆弧)

标注文字 = (测量值)


尺寸线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]: (确定尺寸线位置, 即完成圆或圆弧尺寸的标注, 提示行中各选项含义与前面所述相同)

(4) 角度标注

a. 功能。用于标注圆弧的中心角、两条非平行线之间的夹角或指定 3 个点所确定的夹角。

b. 命令格式

• 下拉菜单: **【标注】→【角度】**。

• 图标位置:  在“标注”工具条中。

• 输入命令: **Dan**  (Dimangular 的缩写)。

选择上述任一方式输入命令, 命令行提示:

选择圆弧、圆、直线或<指定顶点>:

c. 选项说明

• 选择圆弧 在圆弧上拾取一点, 系统会以弧线中心与弧线两端点的连线, 作为两条夹角边测量出角度值, 并以拖动方式显示尺寸标注, 命令行提示:

指定标注弧线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]: (确定弧线位置, 系统会

自动绘制一条圆弧尺寸线，并标注出圆弧的角度)

- 选择圆 在圆上拾取一点，拾取点与圆心的连线构成夹角边的第一条尺寸界线，命令行提示为：

指定角的第二个端点：(在圆上任取一点，拾取点与圆心的连线构成夹角边的第二条尺寸界线，命令行继续提示)

指定标注弧线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]：(确定弧线位置，系统会自动绘制一条圆弧尺寸线，并标注出弧的圆心角度)

- 选择直线 分别选择两非平行直线，并以拖动方式显示出尺寸标注，命令行提示：

指定标注弧线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]：(确定弧线位置，系统会自动绘制一条圆弧尺寸线，并标注出两直线间的夹角)

- 按回车键，即选定默认的“指定顶点”顶 系统会自动按三点方式绘制角度标注尺寸，命令行提示：

指定角的顶点：(指定一点作为角的顶点，命令行继续提示)

指定角的第一个端点：(指定一点作为角的第一个端点，命令行继续提示)

指定角的第二个端点：(指定一点作为角的第二个端点，命令行继续提示)

指定标注弧线位置或 [多行文字 (M)/文字 (T)/角度 (A)]：(确定弧线位置，完成角度尺寸标注)

由于篇幅所限，有关 AutoCAD2004 中的常用命令就介绍这些，如果大家掌握了上述命令的使用方法，就可以自如地绘制化工工艺流程图和简单的化工设备图了。要了解更多有关 AutoCAD2004 的使用方法，可参阅 AutoCAD2004 教程。

五、工艺流程图的绘制实例

以下以第九章设计实例一中的工艺流程为例(见书后图 9-19)说明用 AutoCAD2004 绘制工艺流程图的方法。

图 8-58 为橡胶聚合工艺流程图中的一部分，以此为例说明工艺流程图的绘制方法和步骤。

(一) 设置绘图环境

1. 创建文件

启动 AutoCAD2004，自动生成一个新图形文件。如果 AutoCAD2004 在运行中，可选择【文件】→【新建】命令，新建一个图形文件，将该新文件以“流程图”为名称保存。

2. 设置绘图界限 (Limits)

为方便作图，可设置图形界限，方法有两种。

- 下拉菜单：【格式】→【图形界限】。

- 在“命令”：提示符下输入 Limits，按空格键或回车键。

选择以上任一方法，此时命令行会出现以下提示：

指定左下角点或 [开 (on)/关 (off)] <0.000, 0.0000>：

可回车或用空格键接受其默认值。随后 AutoCAD 提示用户设置绘图界限右上角点的位置：

指定右上角点 <420.000, 297.0000>：

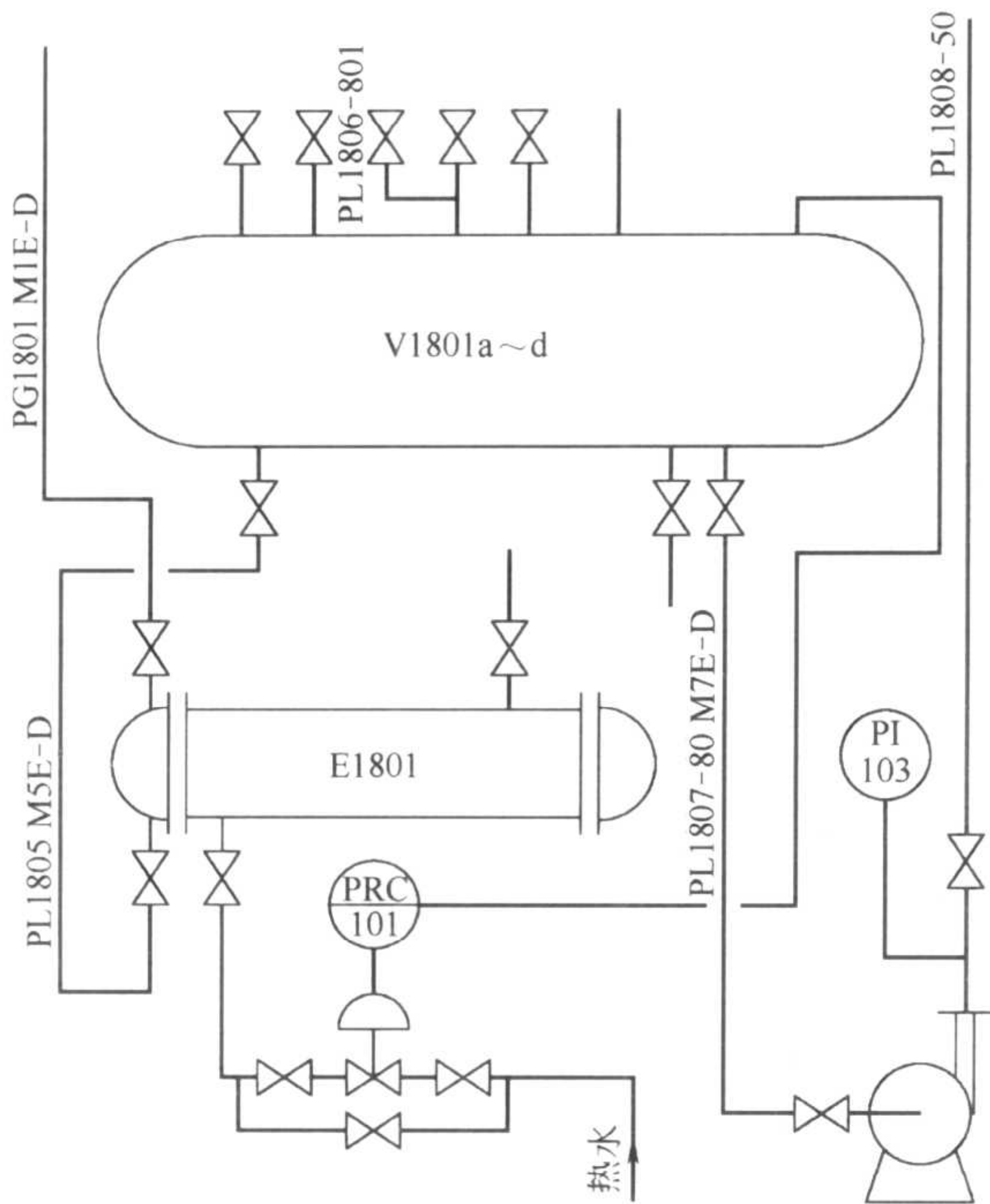


图 8-58 橡胶聚合工艺的部分工艺流程图

可以接受其默认值或输入新值以确定绘图界限的右上角位置，是否接受默认值要依据所绘图形的大小来定，如要绘制较大图形时应将右上角点的坐标定的大一些。

3. 线型设置

选择【格式】→【线型】命令，在弹出的“线型管理器”对话框中（如图 8-59 所示），如需要其他线型，单击[加载]按钮，弹出“加载或重载线型”子对话框，加载何种线型要根据所绘图形的需要而定，线型选定后，单击[确定]按钮。在本例中选择随层，不用加载其他

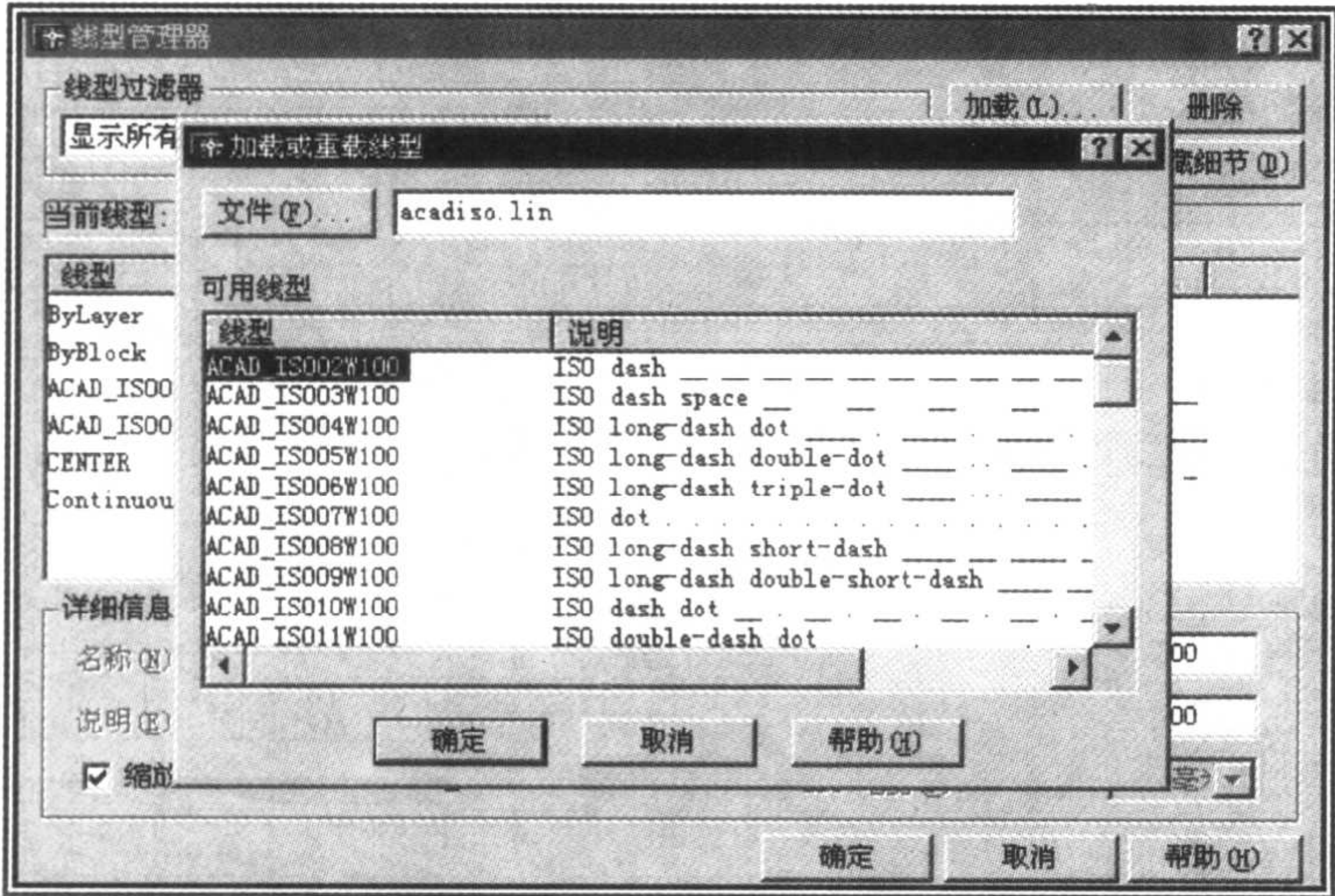


图 8-59 加载线型

线型。

4. 图层设置

选择【格式】→【图层】命令，在弹出的“图层特性管理器”对话框中，如图 8-60 所示，图层数量的设置要根据图形的复杂程度而定，以便于绘图和修改，由于工艺流程图只有简单的图线和文字标注，因此可只设一个图层，线型选择默认。

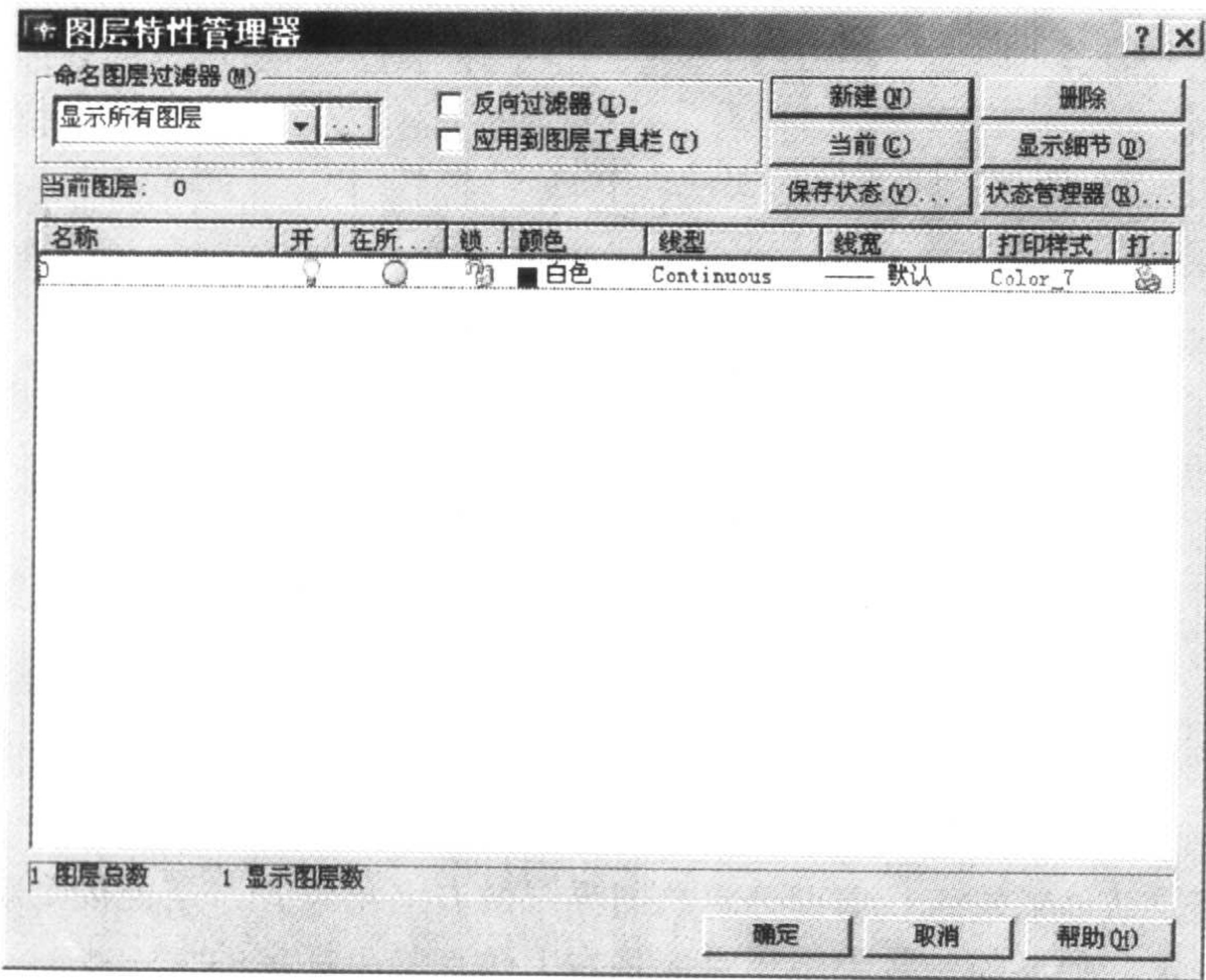


图 8-60 设置图层

5. 设置文字样式

选择【格式】→【文字样式】命令，弹出“文字样式”对话框。选择“楷体 _ GB 2312”，单击应用按钮并关闭对话框，如图 8-61 所示。

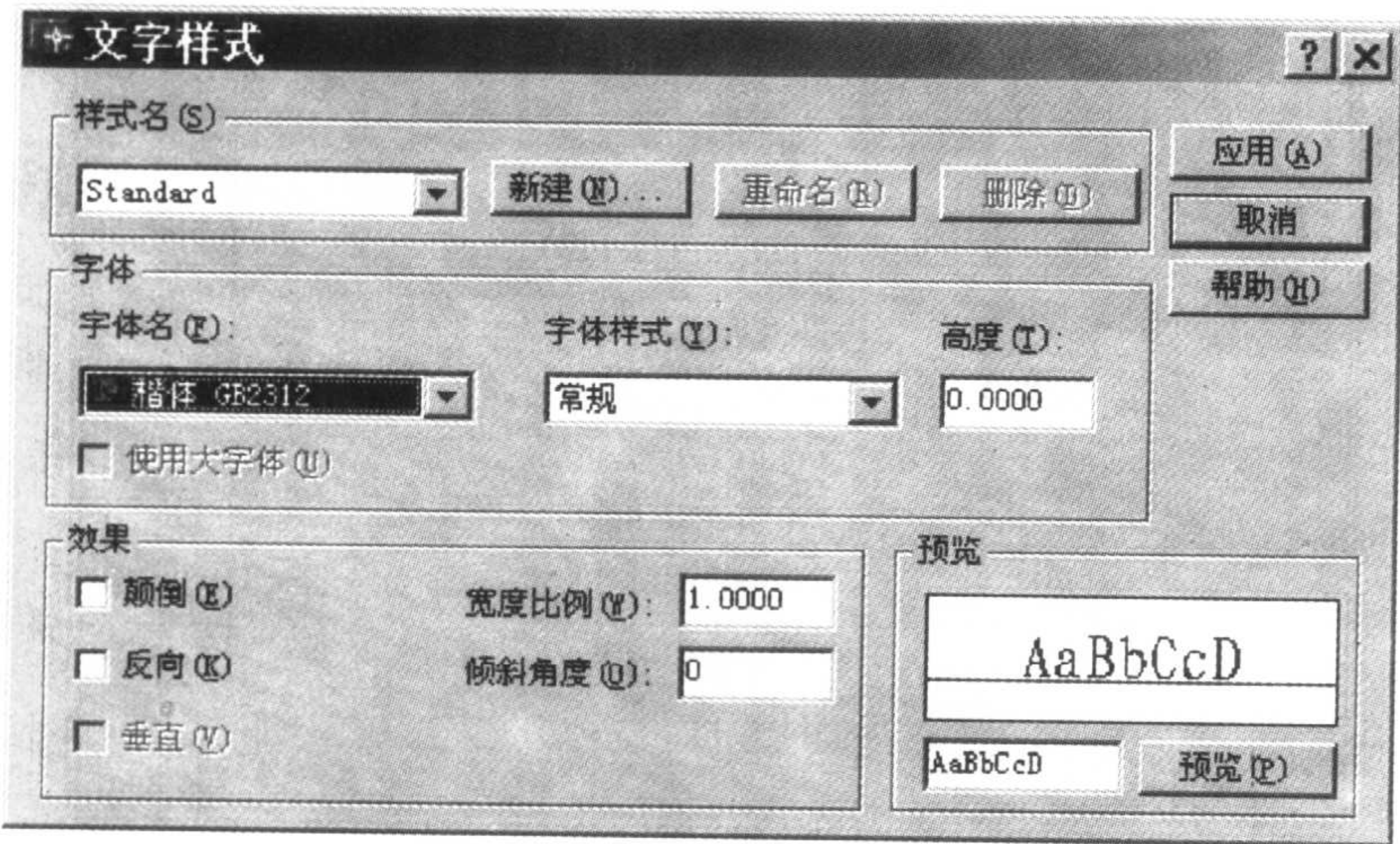


图 8-61 “文字式样”对话框

6. 设置图形单位

选择【格式】→【文字样式】命令，弹出【图形单位】对话框，该对话框的有关参数已经修改，如图 8-62 所示。单击 **确定** 按钮。

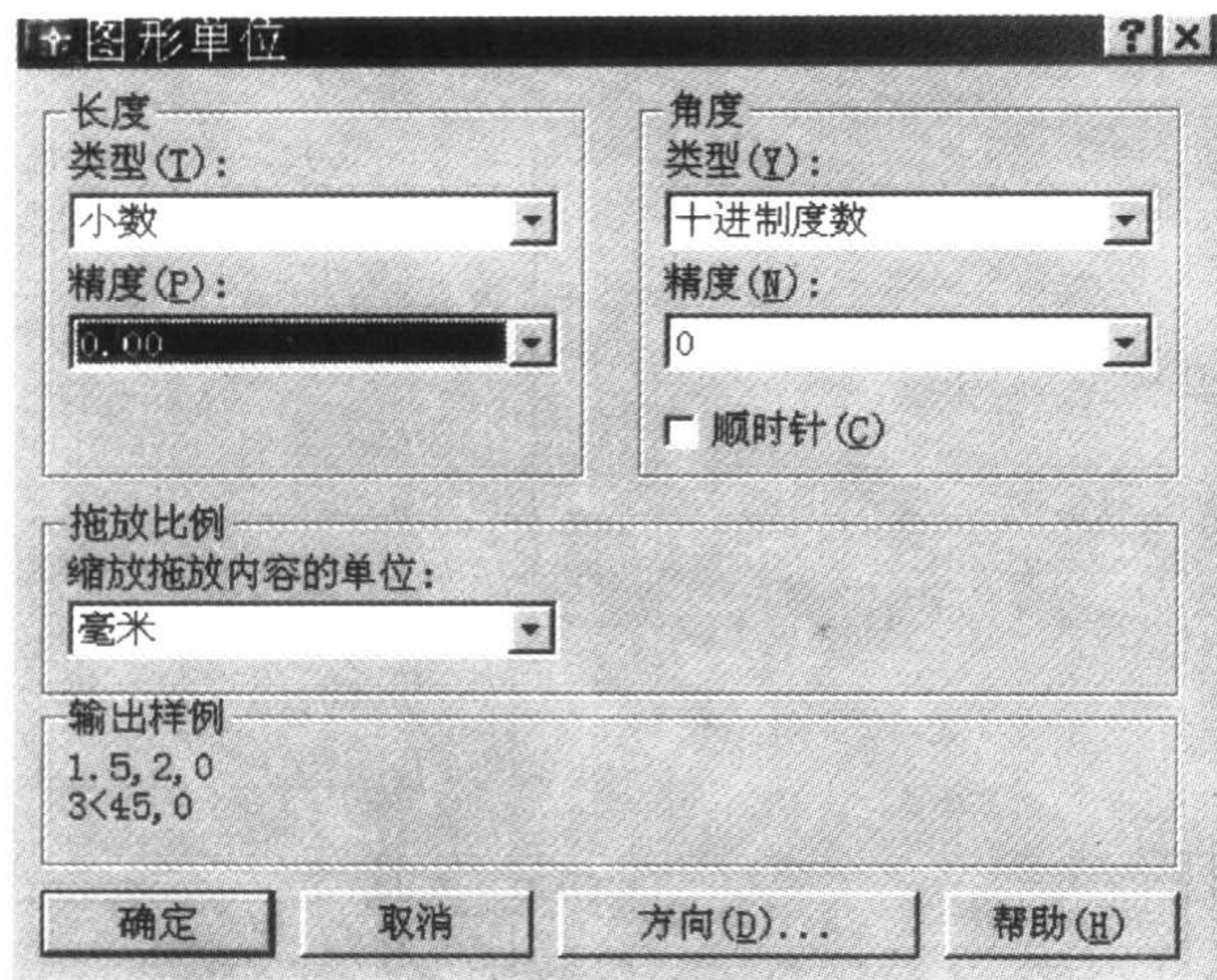


图 8-62 “图形单位”对话框

(二) 绘制流程图

绘制化工设备示意图

(1) 绘制筒体 选合适的位置分别绘制两条平行线（可先绘制一条，然后使用偏移命令），两条直线的距离分别为 24 个和 12 个图形单位，如图 8-63 所示。

(2) 绘制封头 如图 8-64 所示，封头的绘制主要是绘制简单的直线和半圆与直线的连接，用绘制直线命令和圆弧（或圆）命令即可完成。

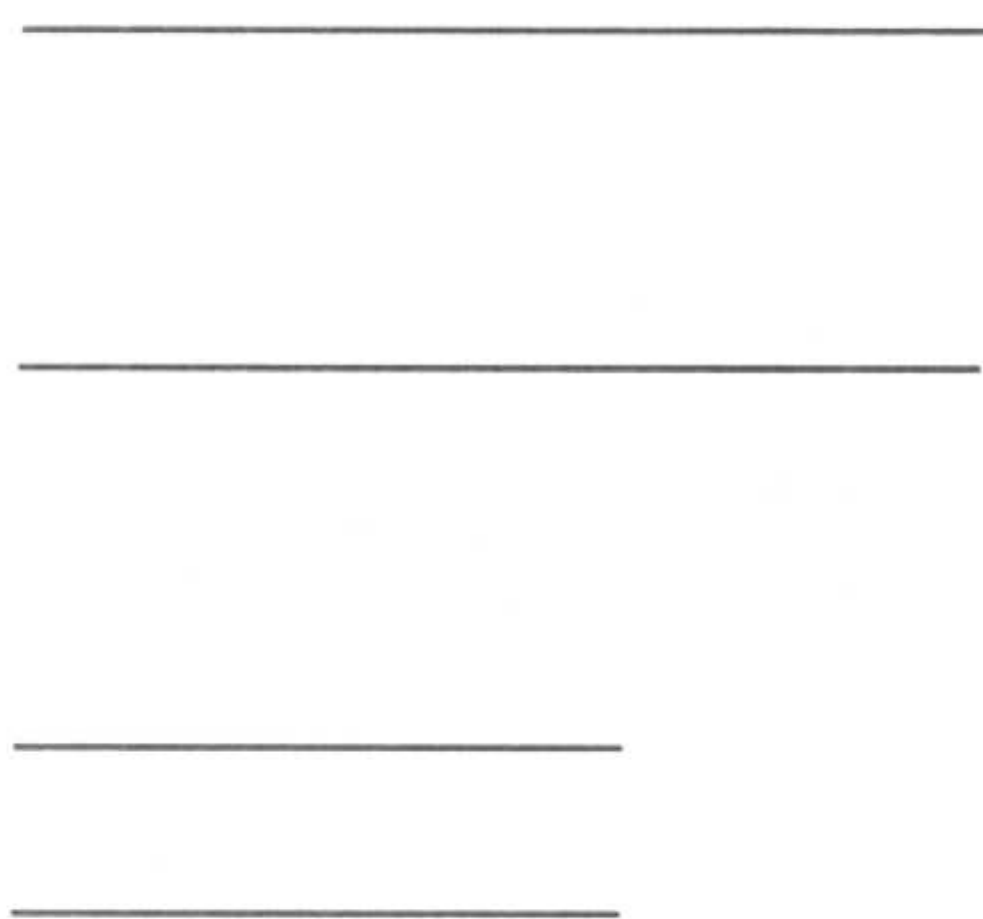


图 8-63 平行线绘制示意图

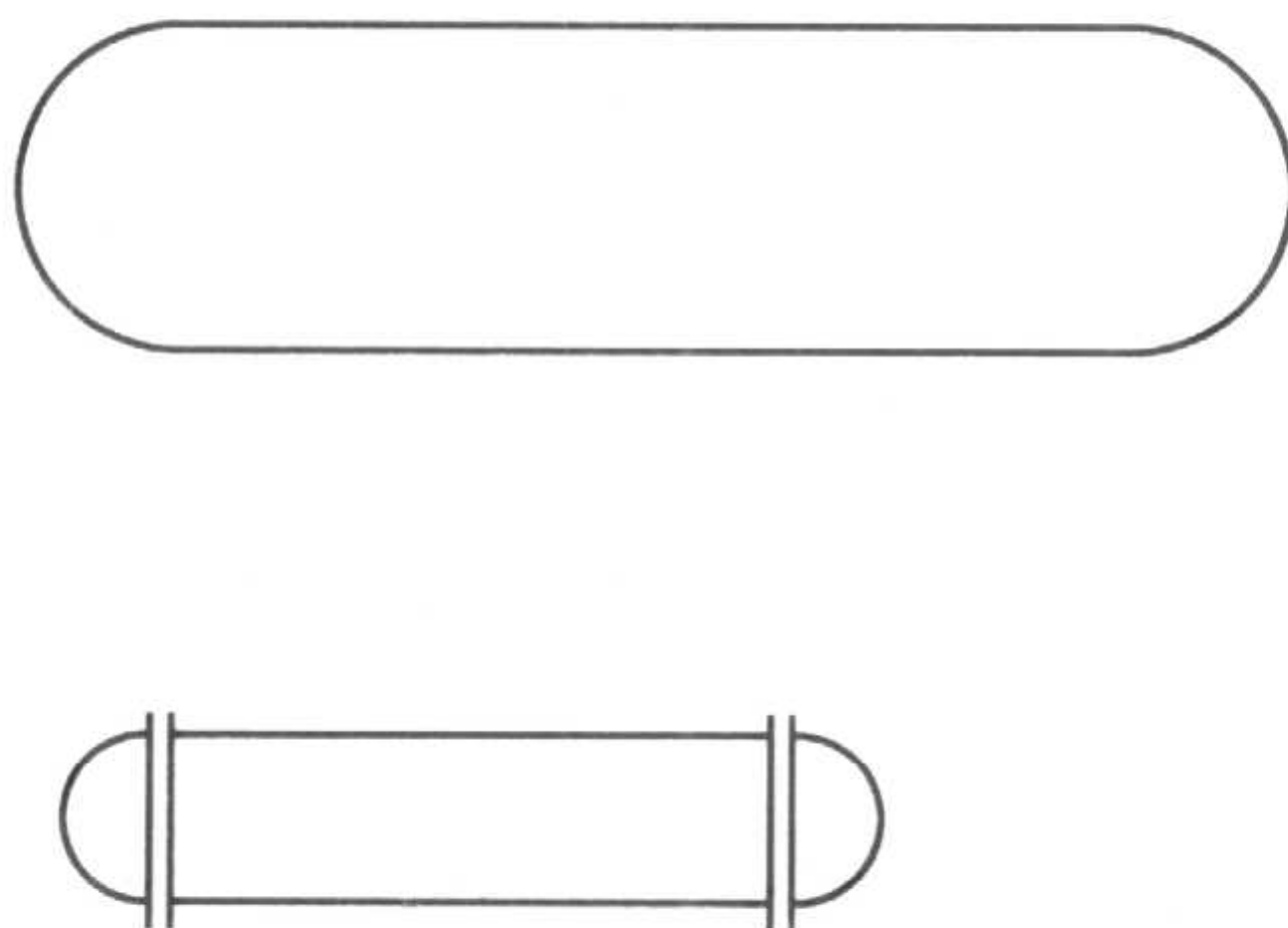


图 8-64 设备绘制示意图

(3) 绘制管线 管线的绘制，主要用直线命令。运用捕捉功能在筒体或封头上选择适当的点，绘制直线。

(4) 绘制泵与阀 阀的绘制可用直线命令，先画两条平行的短直线，然后交叉相连即可。为方便绘图可将绘制的阀定义成块（参阅有关 AutoCAD 的书籍），在需要画阀的地方插入，可以节省绘图时间提高绘图效率。如果大家不会制作块，可以用将阀复制的办法，复制到图中需要的地方。

泵的画法，先调用画圆的命令，在合适的位置画一个大小适中的圆，然后用画直线命令画与圆相连的直线，如图 8-65。

(三) 输入文本

选择【绘图】→【文字】→【单行文字】（或【多行文字】），完成文本标注。最后完成的工艺流程图如图 8-66 所示。

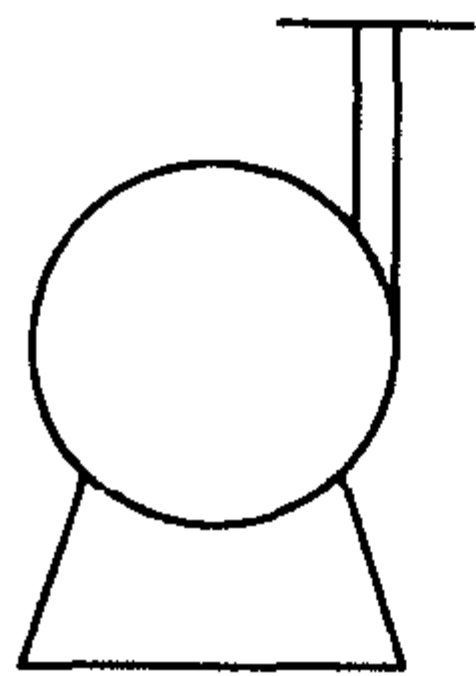


图 8-65 泵示意图绘制

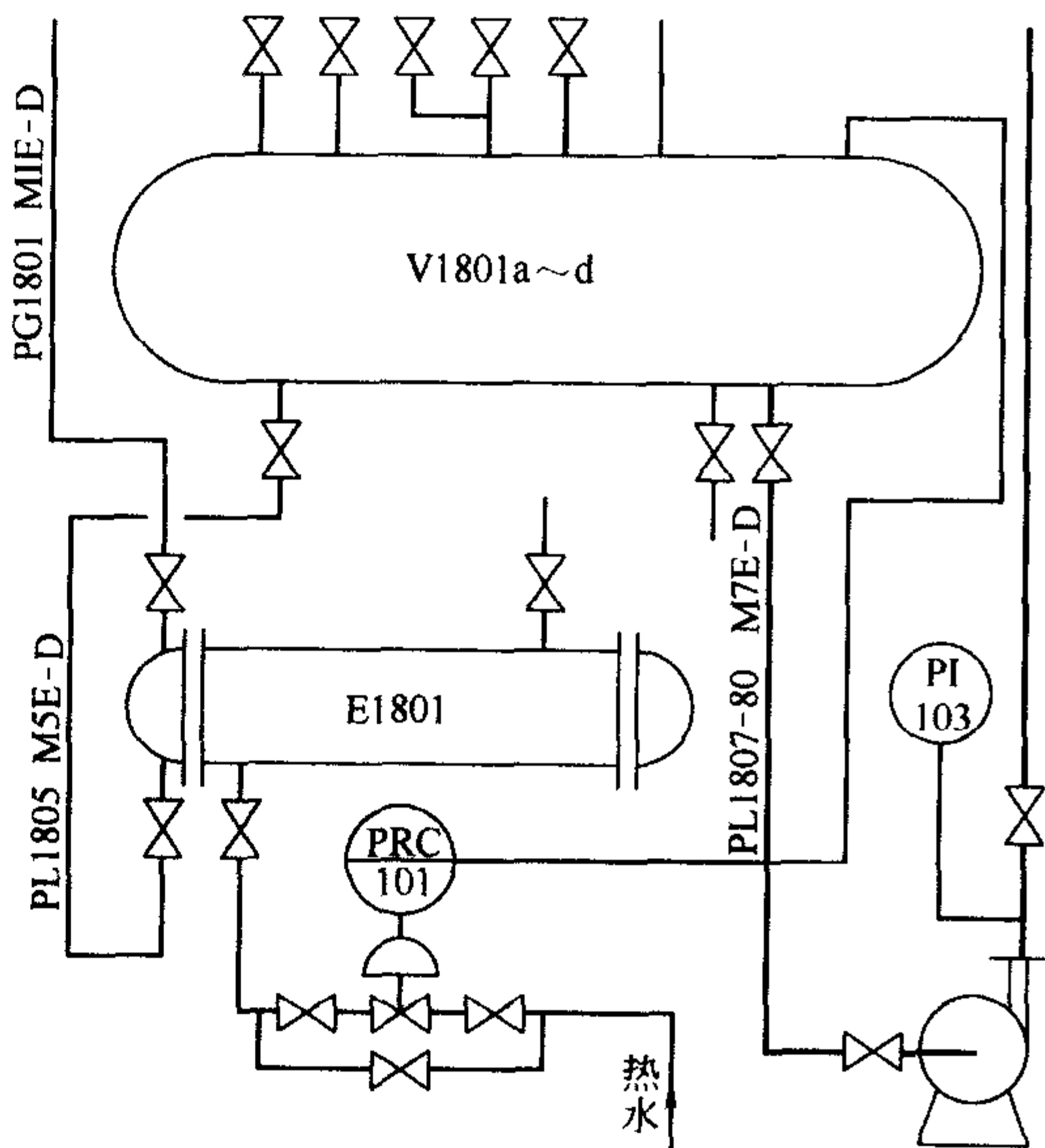


图 8-66 局部流程图绘制

六、化工设备图的绘制

化工设备图结构复杂，图中的线条变化多，比绘制化工工艺流程图难度要大的多，在这里仅就插页中第九章设计实例一中的聚合釜装配图的绘图过程和步骤做一简要介绍。

(一) 设置绘图环境

绘制化工设备图与绘制化工工艺图在绘图环境的设置上大同小异。

1. 创建文件

启动 AutoCAD2004，自动生成一个新图形文件。如果 AutoCAD2004 在运行中，可选择【文件】→【新建】命令，新建一个图形文件，将该新文件以“聚合釜”为名称保存。

2. 设置绘图界限 (Limits)

为方便作图，可设置图形界限，方法有两种。

- 下拉菜单：【格式】→【图形界限】。
- 在“命令”：提示符下输入 Limits，按空格键或回车键。

选择以上任一方法，此时命令行会出现以下提示：

指定左下角点或 [开 (on)/关 (off)] <0.0000, 0.0000>:

可回车或用空格键接受其默认值。随后 AutoCAD 提示用户设置绘图界限右上角点的位置：

指定右上角点 <841.000, 1189.0000>:

所设图形界限为 A0 图纸幅面。

3. 线型设置

选择【格式】→【线型】命令，在弹出的“线型管理器”对话框中，单击[加载]按钮，弹出“加载或重载线型”子对话框，在该对话框中选择 ACAD_ISO02W100 和 Center 两种线型，单击[确定]按钮，如图 8-67 所示。

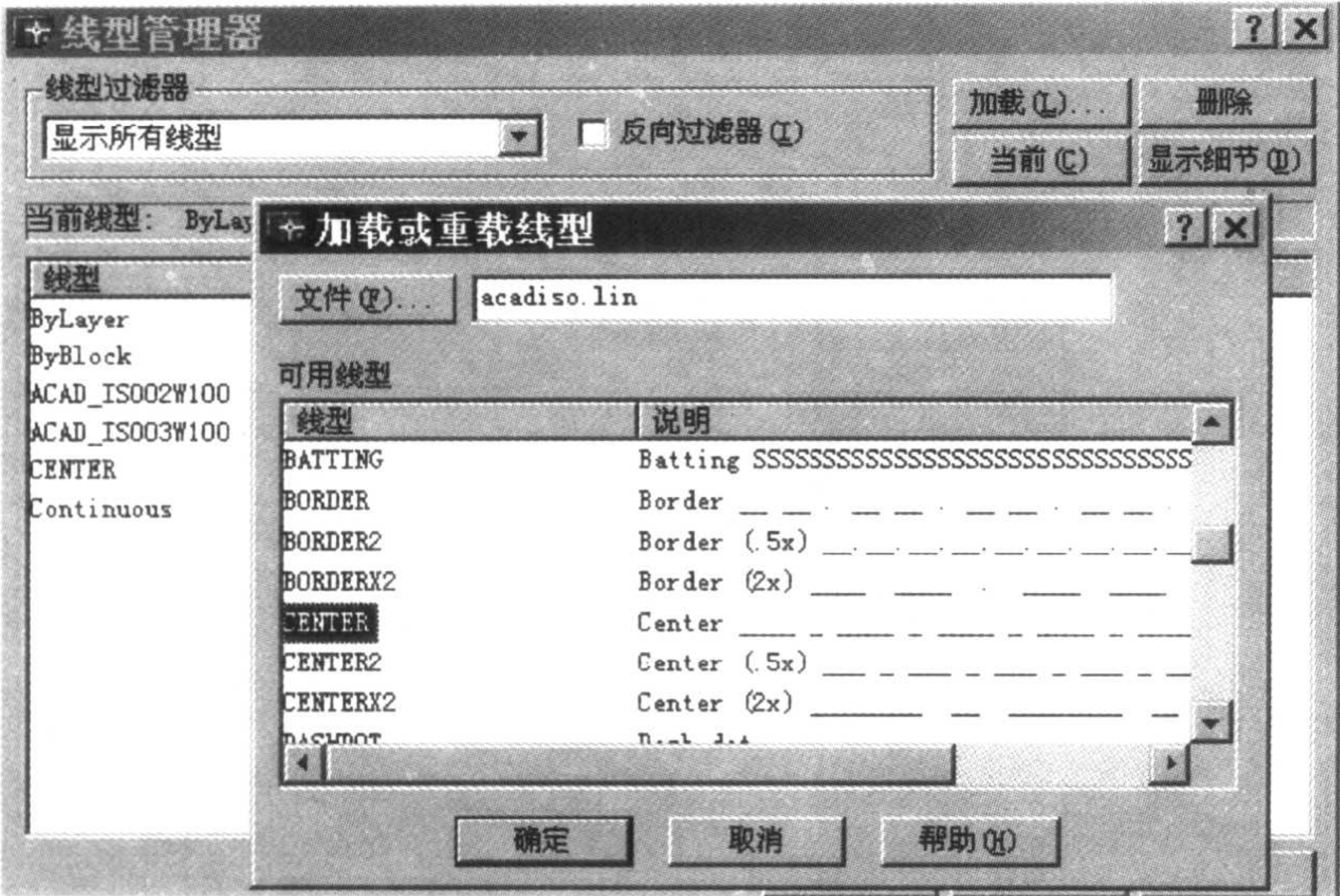


图 8-67 “线型管理器”对话框

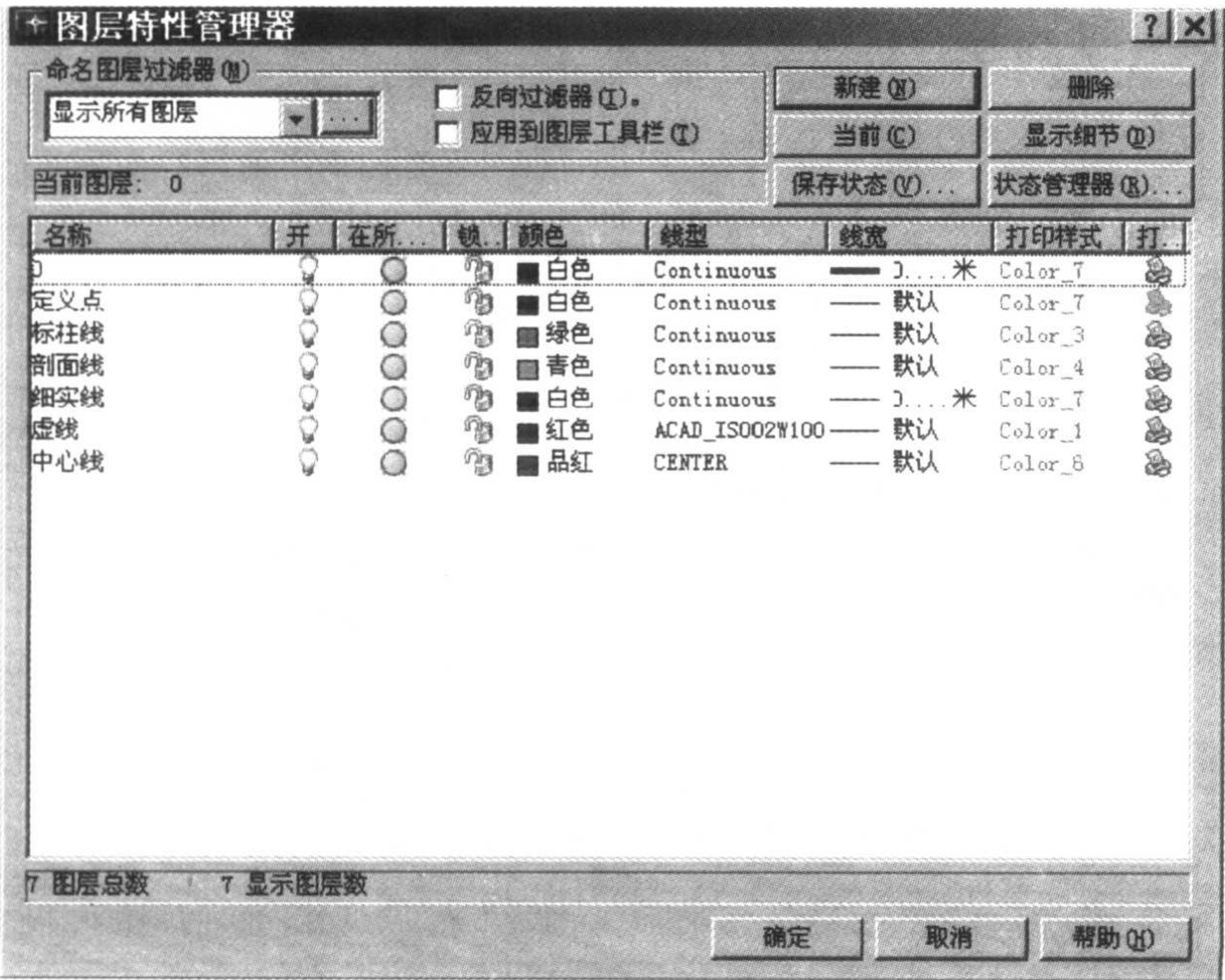


图 8-68 “图层特性管理器”对话框

4. 图层设置

选择【格式】→【图层】命令，弹出“图层特性管理器”对话框，由于化工设备图比较复杂，为便于绘图和修改，图层数量设为七层，图 8-68 所示。

5. 设置尺寸标注样式

选择【格式】→【标注样式】命令，弹出“标注样式管理器”对话框，如图 8-69 所示。

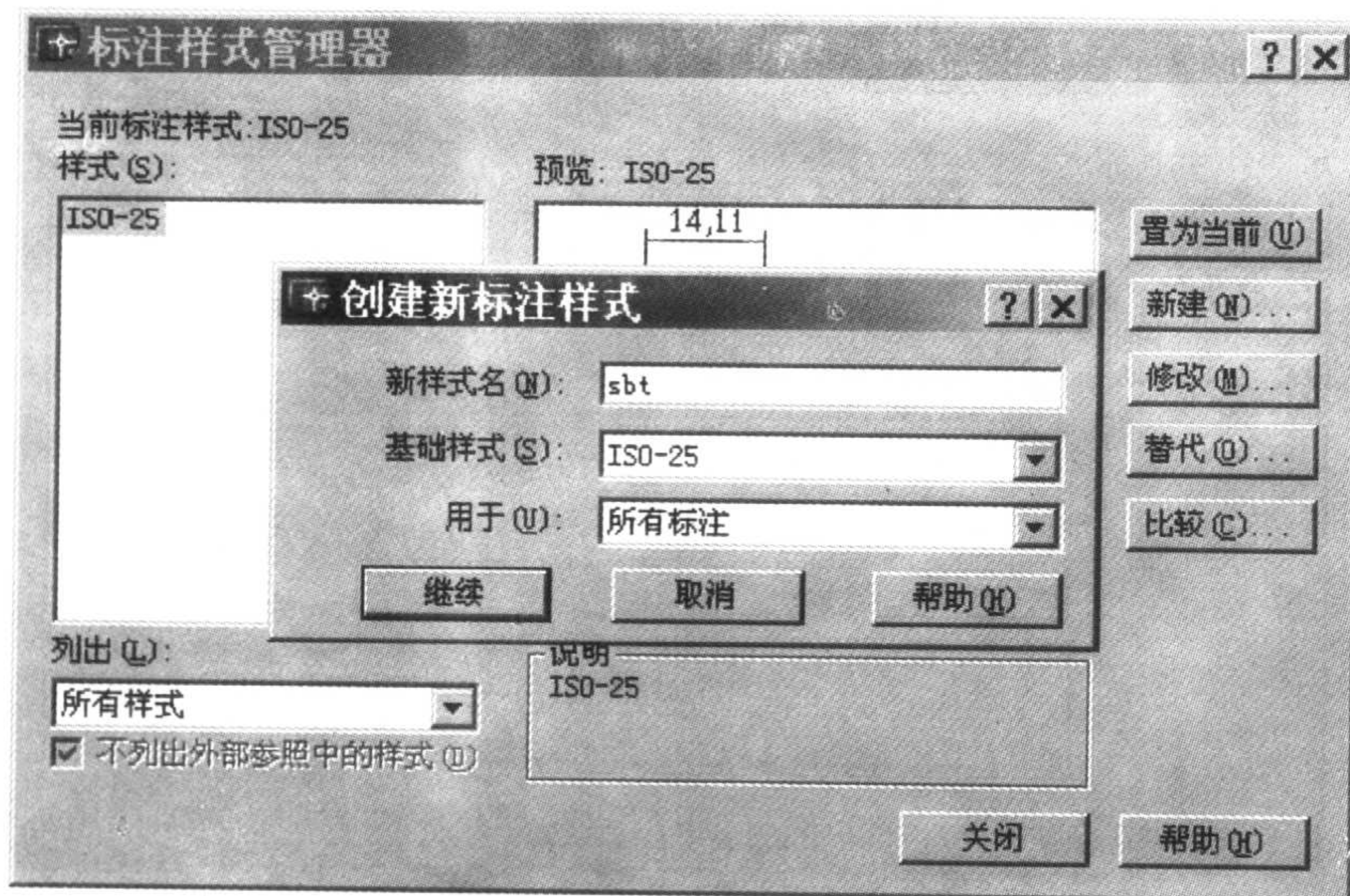


图 8-69 “标注样式管理器”对话框

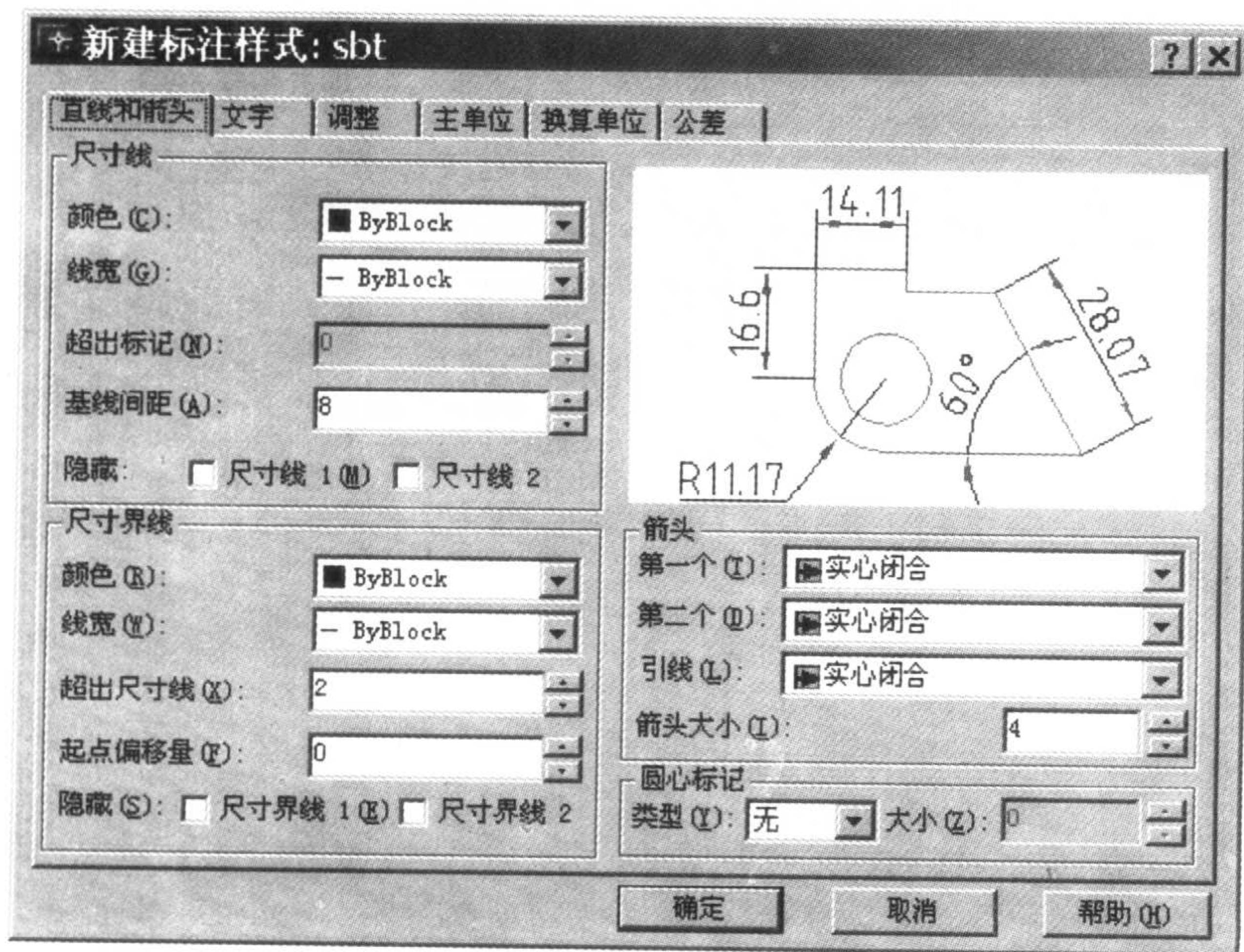


图 8-70 “直线和箭头”设置

单击[新建]按钮,在“创建新标注样式”对话框中以 sbt 为新样式名,单击[继续]按钮,弹出“新建标注样式: sbt”对话框,分别进入“直线和箭头”和“文字”选项卡,根据制图国家标准的有关规定,将“直线和箭头”设置成图 8-70 所示样式,将“文字”设置成图 8-71 所示样式,并将 sbt 样式设置为当前样式。

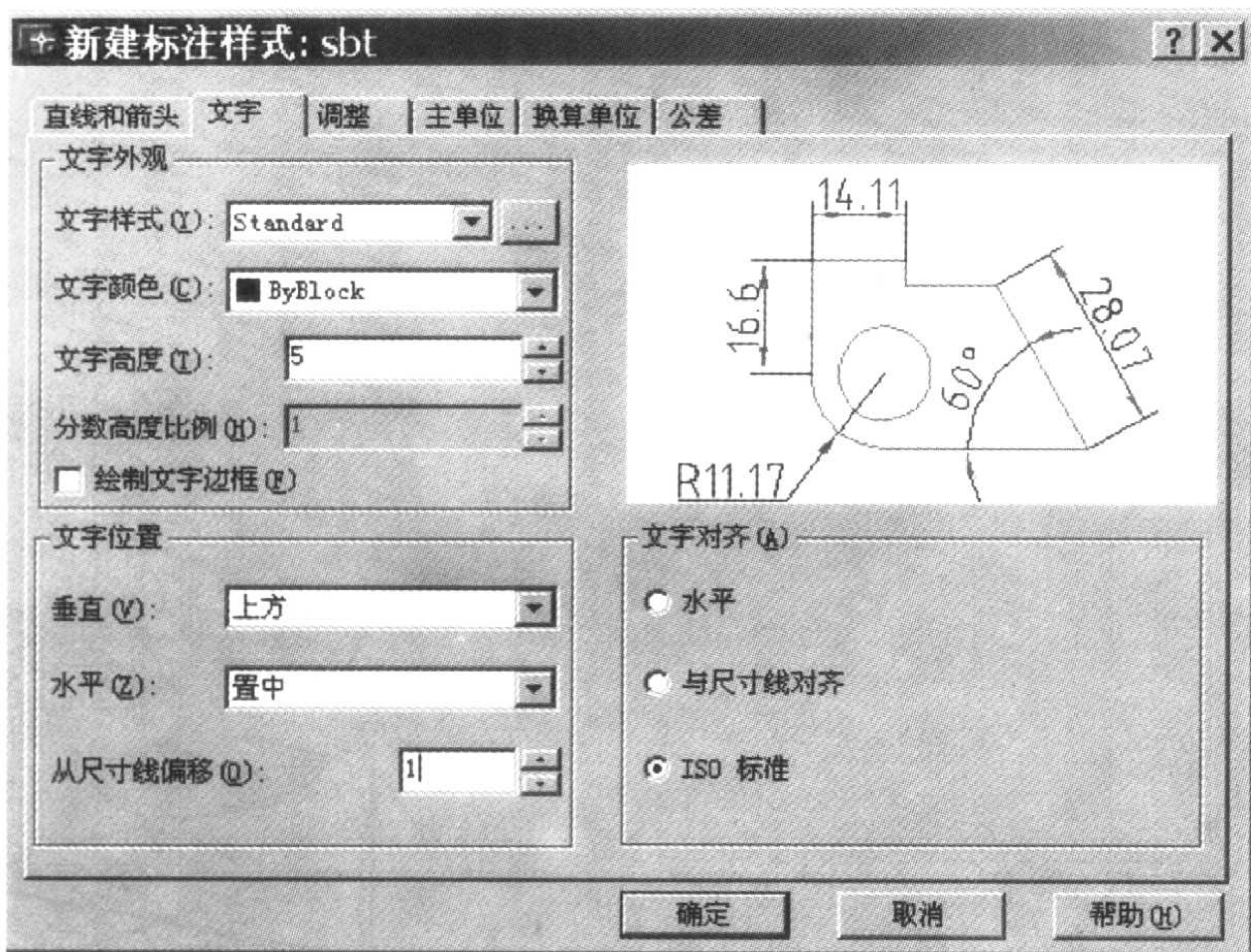


图 8-71 文字设置

“调整”和“主单位”选项卡采用默认设置。

6. 设置文字样式、设置图形单位

文字样式、图形单位的设置与化工流程中的文字样式、图形单位设置基本相同,这里不再重述。

(二) 绘制化工设备图方法与步骤

由于化工设备图较为复杂,在此仅以聚合釜的主视图为例,说明其绘图过程。

1. 绘制中心线

根据图形中,用点画线 (Center) 绘制,如图 8-72 所示。该部分图形绘制,用直线命令。

2. 绘制釜体及其他部件

用细实线、粗实线绘制,如图 8-73 所示。这部分图形绘制过程中,用到的绘图命令较多,主要是直线、圆弧、椭圆、样条曲线等常用命令。绘制过程中需要有一定的耐心。

3. 画剖面线

用图案填充命令 (见有关书籍)。

4. 尺寸标注和编写零件序号

用尺寸标注、引线标注和文本标注等命令,见图 8-74。

最后,完成的图形如图 8-75 所示。

完整的聚合釜装配图如图 9-18 所示 (见书后插页)。

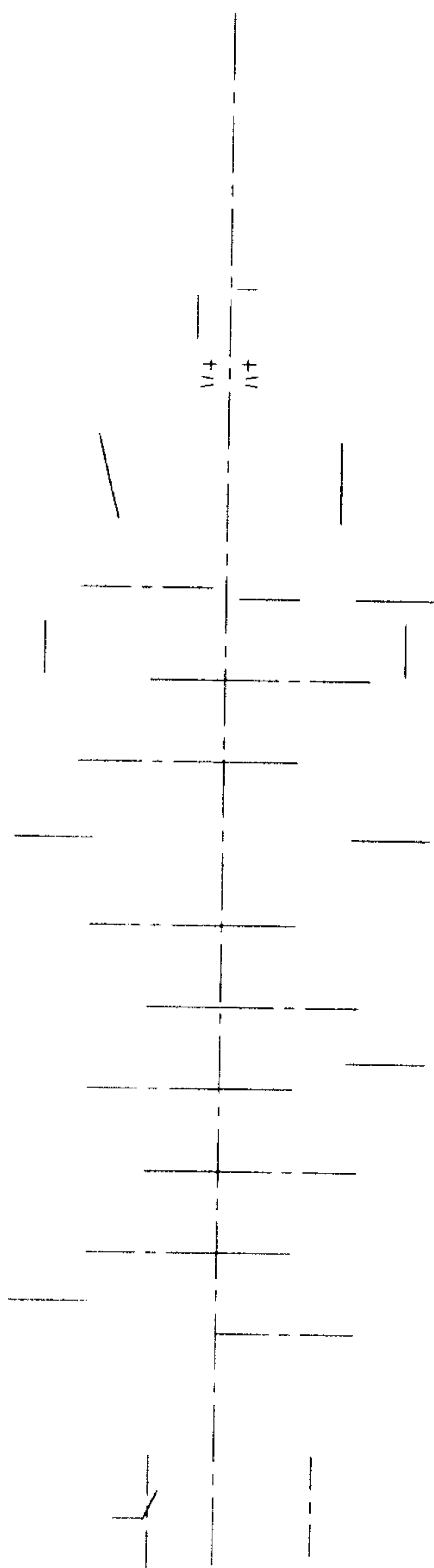


图 8-72 聚合釜装配图中心线绘制

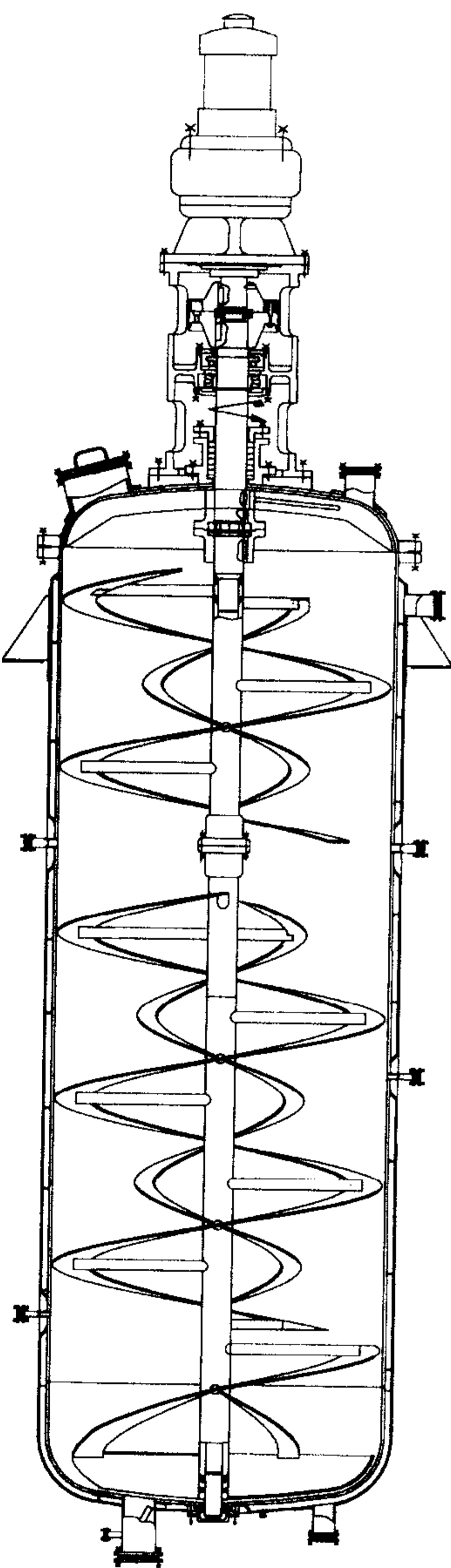


图 8-73 聚合釜装配图粗细实线绘制

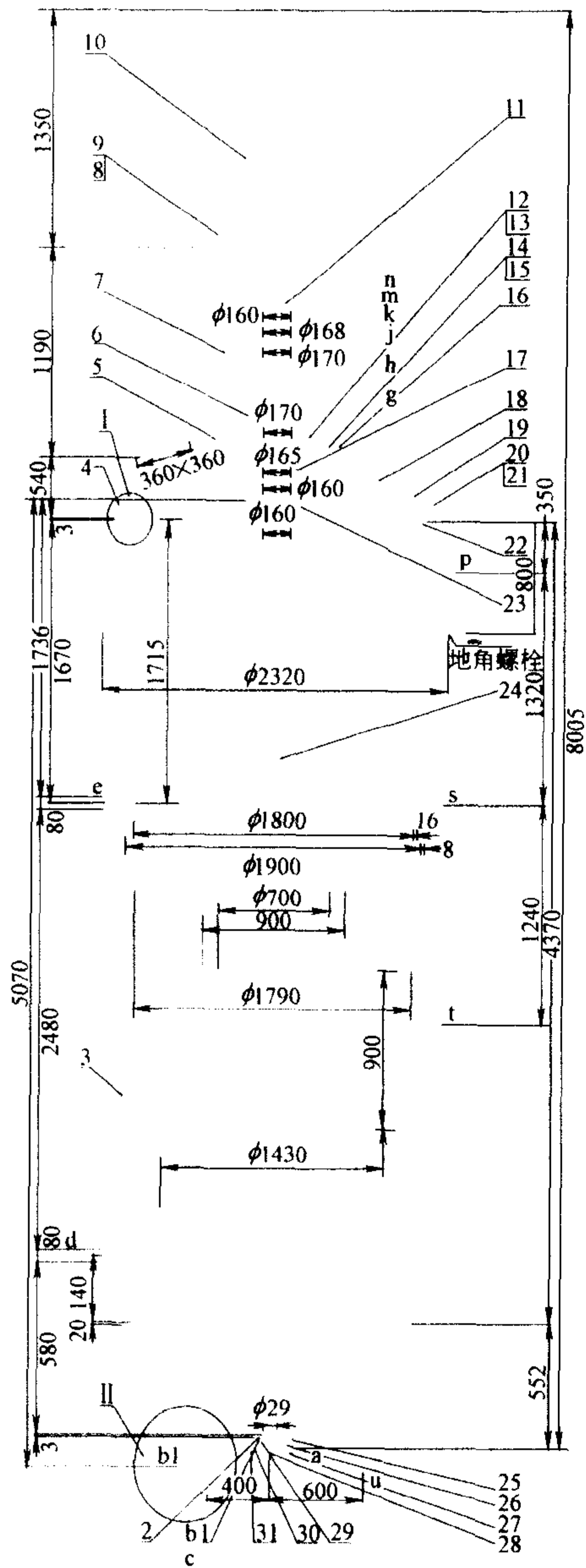


图 8-74 聚合釜装配图尺寸标注

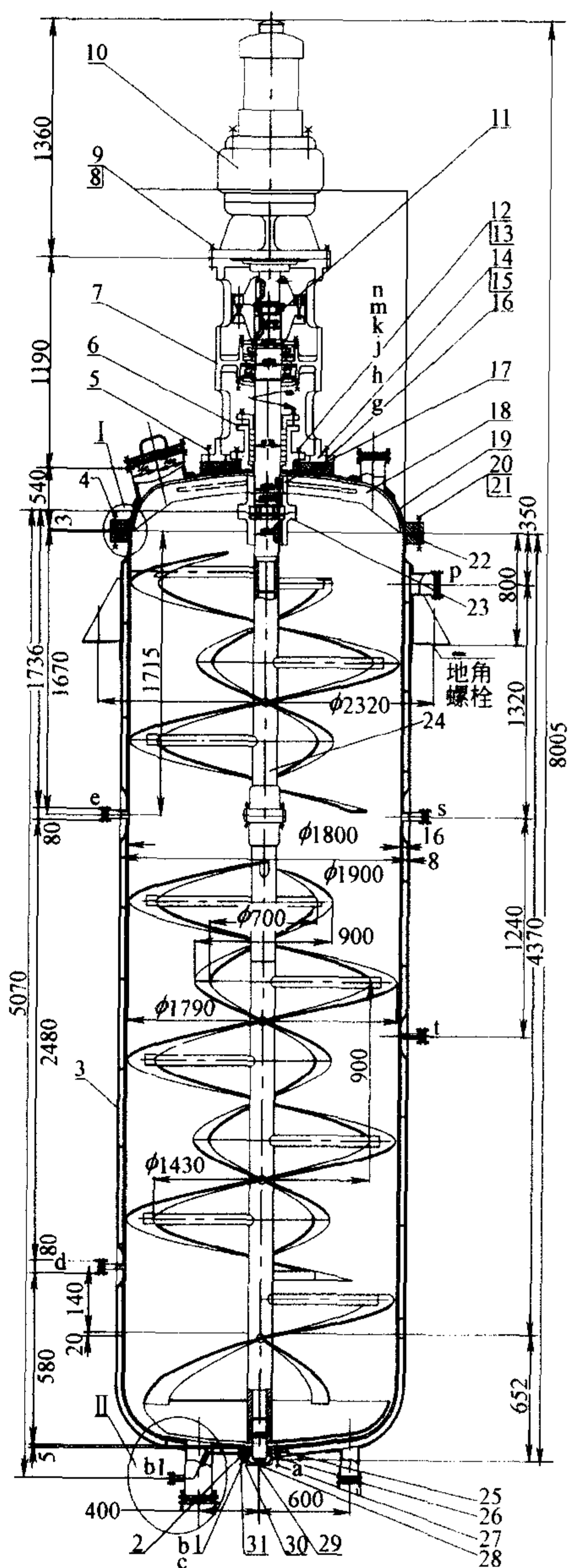


图 8-75 聚合釜装配图

第九章 设计实例

设计实例一

《年产 1.1 万吨顺丁橡胶聚合车间工艺设计》

一、概述

(一) 设计原则

1. 设计依据

依据有关部门下达的设计任务书或可行性研究报告的批文，环境影响报告书的批文，资源评价报告的批文，技术引进报告的批文，技术引进合同，设计合同，其他文件等。

对于学生的毕业设计，设计依据是专业教师下达的设计任务书。

2. 车间概况

该车间设计生产规模为年产 1.1 万吨顺丁橡胶。

主要原料：单体——丁二烯；溶剂——溶剂油；引发剂——环烷酸镍、三异丁基铝、三氟化硼乙醚络合物；终止剂——乙醇；防老剂——2,6-二叔丁基对甲苯酚（简称 264）。

生产原理：采用溶液聚合的方法，使丁二烯、溶剂、引发剂等连续釜式反应器中进行配位聚合，制得黏稠胶液，再通过水蒸气凝聚、洗胶、干燥、压块等过程获得最终产品——顺丁橡胶。

3. 工艺路线的确定

(1) 聚合方法的确定 根据产物结构，从自由基聚合、阴离子聚合、阳离子聚合、配位聚合等反应机理中确定选择出配位聚合，同时考虑配位聚合所用原料、引发剂、传热、物料输送、产物溶解、回收、操作方式等方面综合考虑选择溶液聚合实施方法。该工艺路线包括了如反应活性中心的形成过程；特殊引发剂组分的安全防护；由于溶剂的存在必然要考虑的回收、循环利用；反应的终止方式；产品防老化处理等特点。操作方式为连续操作。

(2) 单体原料路线的确定 通过比较乙炔法、乙醇法、丁烷一步脱氢法、丁烯氧化脱氢法、丁烯催化脱氢法、石油高温裂解回收法等生产方法的优缺点，结合当地情况，因地制宜地选择合适的丁烯氧化脱氢制丁二烯的原料路线。

(3) 溶剂的选择 各种溶剂对反应原料、产物及反应所用各种引发剂的溶解能力不同。从溶解度参数、体系黏度、工程上传热与搅拌、生产能力提高、回收难易、毒性大小、来源、输送等几方面对苯、甲苯、甲苯-庚烷、溶剂油等进行综合比较，确定选择溶剂油。

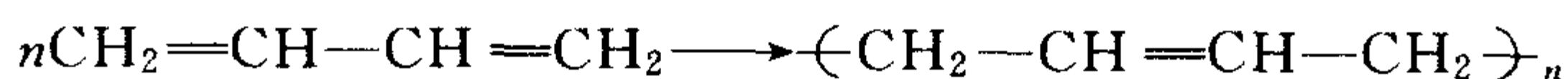
(4) 引发剂的选择 从适合顺丁橡胶生产的引发剂共性入手，如定向能力高、稳定性好、易贮存、高效、用量少、易分离及残存对产物性能无影响等，对常用的四大类型引发剂

(Li系、Ti系、Co系、Ni系)进行了比较。选择Ni系引发剂,主引发剂为环烷酸镍,助引发剂为三异丁基铝,第三组分为三氟化硼·乙醚络合物。

(5) 引发剂活性中心的形成方式——陈化方式 陈化是指为了提高引发剂活性,充分发挥各组分的作用,在聚合前事先把引发剂各组分按一定配比,在一定的条件下进行的预混合反应。国内对上述引发体系曾采用过三种陈化方式,即三元陈化、双二元陈化、稀硼单加。通过比较确定最佳方式为稀硼单加。

4. 聚合反应机理及影响反应的因素

(1) 聚合反应机理 丁二烯聚合反应机理属于连锁聚合反应,遵循配位阴离子的链引发、链增长、链终止及链转移等基元反应机理。其总反应式为:



(2) 影响反应的因素 影响聚合反应的因素主要有引发剂的陈化方式,引发剂配制浓度,引发剂用量、配比等。通过几方面的分析,最后确定比较合适配方为:镍/丁 $\leq 2.0 \times 10^{-5}$;铝/丁 $\leq 1.0 \times 10^{-4}$;硼/丁 $\leq 2.0 \times 10^{-4}$;铝/硼 > 0.25 ;醇/铝=6;铝/镍=3~8。

(3) 单体浓度 提高单体浓度,聚合反应速率增加,有利于提高产量。从传热、搅拌、物料输送等方面综合考虑单体浓度(丁浓)控制范围为10%~15%。

(4) 温度 聚合温度升高,会使反应速率加快,产物的分子量下降,但过高的温度会造成大分子产生支化,影响胶的质量。因此,一般首釜不大于95℃,末釜不大于110℃。

(5) 杂质 体系中的杂质主要有乙腈、水分、炔烃和空气中的氧等,这些杂质主要对引发剂的活性、诱导期的长短、体系的稳定性、聚合速度等产生影响,因此,要严格控制在一一定指标以下。

设计原则中还要考虑主要设备的选型。

(二) 车间组成

该车间主要由聚合工段和后处理工段组成。

聚合工段主要由罐区、计量、聚合、配制、黏度等岗位组成。后处理主要由混胶、凝聚、干燥、压块、包装等岗位组成。

设计范围包括:聚合工段至后处理工段的物料衡算、聚合过程的热量衡算、聚合工段各种设备的选型、物料流程图、带控制点工艺流程图、聚合釜装配图、平面布置图等。

车间设备采用露天与厂房内布置相结合的原则。其中罐区、凝聚采用露天布置,其他全部采用厂房内布置。

(三) 生产制度

考虑装置的大修,采用年开工时间为8000h。

全装置主要采用连续操作方式,局部采用间歇操作方式。

全装置采用五班三倒制,每班8h工作制。

二、原料、产品的物理化学性质及技术指标

(一) 原料的物理化学性质及技术指标

生产顺丁橡胶的主要原料有单体:丁二烯;溶剂:溶剂油;引发剂:环烷酸镍、三异丁基铝、三氟化硼·乙醚络合物;终止剂:乙醇;防老剂:2,6-二叔丁基-4-甲基苯酚(简称264)。其化学名称、分子式、结构式、物理化学性质、来源(原料路线确定)、用途等可以查阅《有机化工原料手册》、《有机化工原料中间体便览》、《有机化学》及有关资料等获得。

设计时各种原料的质量指标如下。

1. 丁二烯

丁二烯纯度： $\geq 99\%$ ；丁烯： $< 1\%$ ；水值： $< 20\text{mg/kg}$ ；醛酮总量： 20mg/kg ；二聚物： $< 50\text{mg/kg}$ ；乙腈：检不出。

2. 溶剂油 (C_6 油)

组分： $\text{C}_5^0 2.1\%$ 、 $\text{C}_6^0 57.8\%$ 、 $\text{C}_7^0 40.1\%$ ；馏程： $60\sim 90^\circ\text{C}$ ；碘值： $< 0.2\text{g/100g}$ ；水值： $< 20\text{mg/kg}$ 。

3. 环烷酸镍

镍含量： $> 7\%\sim 8\%$ ；水分： $< 0.1\%$ ；不皂化物：无。

4. 三异丁基铝

外观浅黄透明；无悬浮物；活性铝含量： $\geq 50\%$ 。

5. 三氟化硼乙醚络合物

BF_3 含量： $> 46\%$ ；沸点： $124.5\sim 126^\circ\text{C}$ 。

6. 终止剂

乙醇纯度： 95% ；含水： 5% ；恒沸点： 78.2°C ；密度： 810kg/m^3 。

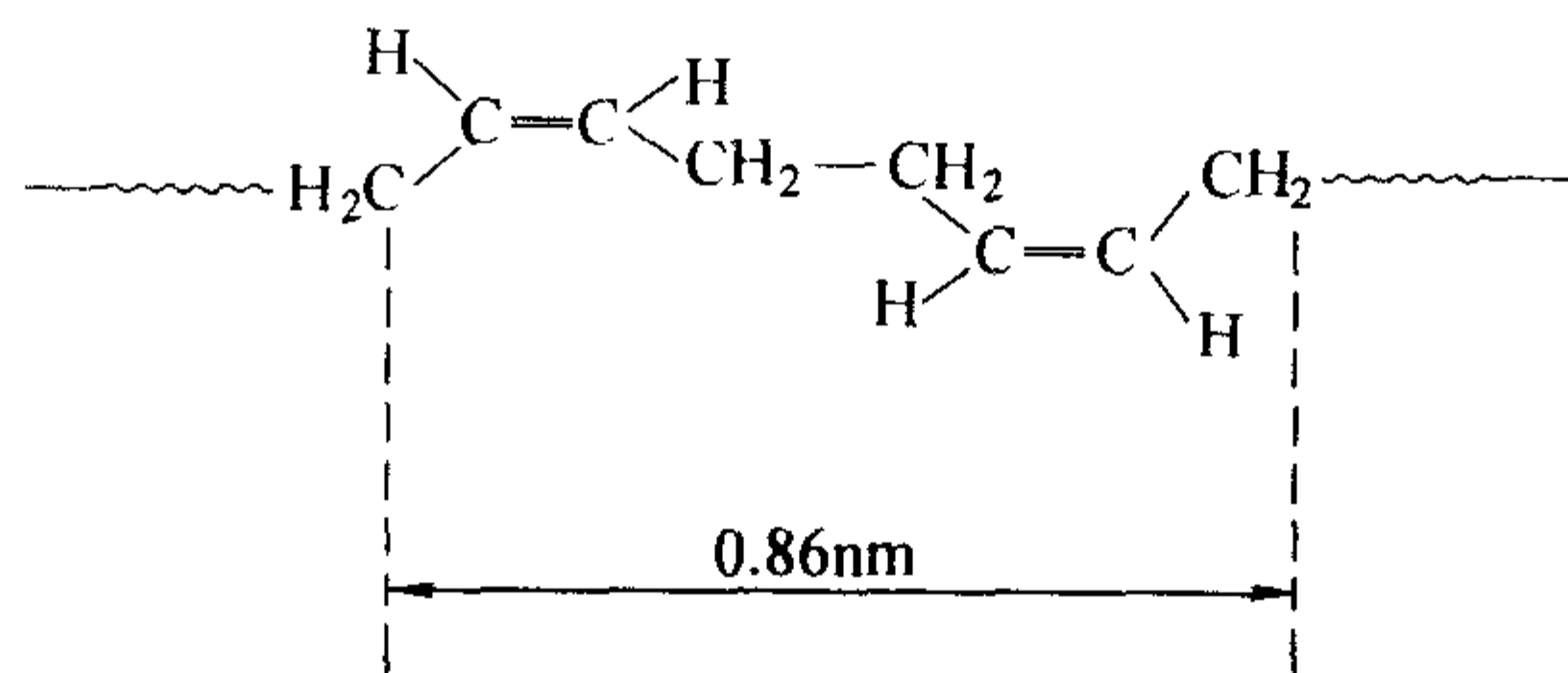
7. 防老剂

熔点： $69\sim 71^\circ\text{C}$ ；游离甲酚： $< 0.04\%$ ；灰分： $< 0.03\%$ ；油溶性：合格。

(二) 顺丁橡胶的物理化学性质及技术指标

顺丁橡胶的物理化学性质与其结构密切相关。这种结构又分为分子内结构和分子间结构（聚集态结构）。

1. 顺丁橡胶的结构



除顺式 1,4 结构外还有反式 1,4 结构和 1,2 位加成产物。利用环烷酸镍-三异丁基铝-三氟化硼乙醚络合物引发体系使丁二烯聚合后的产物中含 $96\%\sim 98\%$ 的顺式 1,4 结构，含 $1\%\sim 2\%$ 反式 1,4 结构和 $1\%\sim 2\%$ 的 1,2 结构加成物。这种以顺式 1,4 结构为主的聚合物具有分子链长，自然状态下为无规线团状；分子内存在独立双键，使大分子链的柔性大，同时易于硫化处理的特点。

由于顺式 1,4 结构含量大，使得大分子的规整性好，同时又由于分子链无取代基，造成对称性好，但因其重复结构单元之间距离大，而使顺式 1,4 结构聚丁二烯比反式 1,4 结构聚丁二烯更难于结晶。即便能结晶，其熔点也低（顺式 1,4 含量为 98.5% 的产物，熔点为 0°C ），因此，在常温下无结晶态，只以无定形形态存在。相反，反式结构产物易结晶。故此，前者是高弹性体，后者无弹性。

2. 顺丁橡胶的性能

顺丁橡胶与天然橡胶相比，具有弹性高、耐低温性好、耐磨性佳、滞后损失和生热性

小、耐挠曲性及动态性能好以及耐老化、耐永久变形性好等特点，被广泛用于轮胎加工行业。但其加工性欠佳、强度较低、抗湿滑性不好、有冷流性倾向等不足。

影响顺丁橡胶生胶性能（可塑性、加工性、外观、颜色等）的因素有聚合方法、引发剂系统、生胶的分子结构、门尼黏度、平均分子量、分子量分布、凝胶含量、灰分、挥发分等。硫化胶性能（抗张强度、300%定伸强力、伸长率、硬度、回弹性、生成热、永久变形、磨耗量等）的影响因素有门尼黏度、凝胶含量、配方和配合剂的种类、用量及加工方法等。

3. 顺丁橡胶的用途

主要用于轮胎加工行业，另外，还用于输送带、传动带、模压制品、鞋底、胶鞋及海绵胶等方面。

4. 成品胶质量指标

生产中成品胶质量指标如表 9-1。

表 9-1 成品胶质量指标

项 目		优级品	一级品	合格品
挥发分		≤0.75%	≤1.00%	≤1.30%
灰分		≤0.30%	≤0.30%	≤0.30%
生胶门尼黏度 $M_{1+4}^{100℃}$		45±5	45±5	45±7
混炼胶门尼黏度 $M_{1+4}^{100℃}$		≤68	≤73	≤73
300%定伸应力/MPa	25min	6.5~10.5	6.2~10.7	6.0~11.0
	35min	7.0~11.0	6.7~11.2	6.5~11.5
	50min	6.8~10.8	6.5~11.0	6.3~11.3
拉伸强度/MPa	35min	≥14.2	≥13.7	≥13.2
扯断伸长率	35min	≥450%	≥430%	≥430%

三、车间危险性物料主要物性

该车间危险性物料主要包括丁二烯、三异丁基铝、溶剂油、乙醇等，其主要物性如表 9-2 所示。

表 9-2 车间危险性物料主要物性

物料名称	摩尔质量	熔点/℃	沸点/℃	闪点/℃	燃点/℃	爆炸极限		国家标准	备注
						上限	下限		
丁二烯	56		-4.4						
三异丁基铝	198								
溶剂油	86	6	86						
乙醇	46		78.4						
三氟化硼乙醚络合物	142		126~142.5						

四、生产流程简述

(一) 生产流程简述

1. 聚合工段

聚合工段主要由罐区、计量、聚合、配制、黏度五个岗位组成。

罐区岗位负责贮存、收送丁二烯和溶剂油。聚合岗开车，罐区连续给聚合送溶剂油；单体丁二烯由后乙腈直接送聚合，聚合停产时，丁二烯直接送罐区。

计量岗位负责为聚合输送各种引发剂、终止剂。

配制岗位负责为聚合配制引发剂和终止剂。此外，还负责接收铝剂车间配好的三异丁基铝。

黏度监控岗位负责检测生产的结果，测试门尼黏度和转化率。

由乙腈工段来的丁二烯经流量控制阀入文氏管与溶剂油混合，再进入丁油（丁二烯与溶剂油混合物）预热器（预冷器）进行换热，控制一定的人釜温度。

引发剂镍和铝组分分别由镍计量泵和铝计量泵送出，经铝-镍文氏管混合后，与出丁油预热器（预冷器）的丁油溶液混合。

引发剂硼组分由硼计量泵送出与稀释油经文氏管混合后，在釜底与丁油混合进入首釜。

聚合釜中的丁油溶液，在一定温度和压力下，受到引发剂的作用，发生丁二烯聚合反应，生成高分子量的丁二烯聚合产物——聚丁二烯。

首釜胶液自釜顶出口出来，由釜底进入第二釜继续进行反应；再由第二釜的釜顶出口出来，由釜底进入第三釜继续进行反应；由第三釜的釜顶出口出来，进入第四釜继续进行反应；当达到一定黏度和转化率后，在第四釜的出口管线（终止釜的入口管线）与终止剂一起由釜底进入终止釜，进行终止处理；最后，胶液由终止釜顶出口出来，经胶液过滤器和压力控制阀入成品工段凝聚岗的胶液罐。

反应中换热用的冷溶剂油视情况从不同釜的顶部加入。

2. 后处理工段

后处理工段包括混胶、凝聚、洗胶、干燥、压块、包装等岗位。

混胶岗位负责接收聚合来的胶液，并将门尼黏度不同的胶液混配成优级品指标内的胶液；在胶液罐定期回收一部分丁二烯；合格胶液送往凝聚岗位。

凝聚岗位负责将门尼黏度合格的胶液进行凝聚，胶粒送洗胶岗位，溶剂油送回收工段。

洗胶岗位负责用水洗掉胶粒表面的杂质，降低胶的温度，后送往干燥岗位。

干燥岗位负责将含水 40%~60% 的胶粒，通过挤压脱水机、膨胀干燥机和干燥箱将水降到 0.75% 以下，并呈海绵状，直径为 10mm 小胶条送至压块岗位。

压块岗位负责称量压块。

包装岗位分为薄膜包装及纸袋封装入库。

被终止后的胶液进入胶液罐后，将部分未转化的丁二烯经罐顶压控调节阀、盐水冷凝冷却器，进入丁二烯贮罐，再送至丁二烯回收罐区。胶液在罐中根据门尼黏度值的高、低进行混配合格后，经过胶液泵送往凝聚岗。

合格胶液被喷到凝聚釜内，在热水、机械搅拌和蒸汽加热的作用下，进行充分凝聚形成颗粒，并蒸出溶剂油溶剂和少量丁二烯。釜顶被蒸发的气体有水蒸气、部分丁二烯和绝大部分溶剂油溶剂，气体经过两个并联的循环水冷凝冷却器，冷凝物进入油水分离器进行油水分离，溶剂油用油泵送往溶剂回收罐区，水经油水分离罐底部由液面调节阀控制排出，经二次净化分离罐排入地沟。釜底胶粒和循环热水经颗粒泵送入洗胶岗的缓冲罐，再经 1 号振动筛分离出胶粒送至洗胶罐。

在洗胶罐中，用 40~60℃ 的水对胶粒进行洗涤，经洗涤的胶粒和水由 2 号振动筛进行

分离,并将含水 40%~60%的胶粒送往挤压干燥岗。

经挤压过的胶粒含水量降到 8%~15%,切成条状进入膨胀干燥机加热、加压,达到膨胀和内蒸的目的,进一步除去胶粒中的绝大部分水分,再送入水平红外干燥箱干燥,使胶的含水量达到 0.75%以下。

干燥合格后的胶条经提升机送入自动称量秤,称量 (25kg) 压块,压好的胶块用薄膜包好,装入纸袋封口入库。

(二) 操作控制指标

1. 聚合工段操作控制指标

丁油浓度: 12~15g/100mL; 首釜温度: $<95^{\circ}\text{C}$; 末釜温度: $<100^{\circ}\text{C}$; 压力: $<0.45\text{MPa}$ 。

引发剂配方: 镍/丁二烯 $\leq 2.0 \times 10^{-5}$; 铝/丁二烯 $\leq 1.0 \times 10^{-4}$; 硼/丁二烯 $\leq 2.0 \times 10^{-4}$; 铝/硼 >0.25 ; 醇/铝 = 6; 铝/镍 = 3~8; 防老剂/丁二烯 = 0.79%~1.0%; 转化率: $>83\%$; 收率: $>95\%$; 每吨顺丁胶消耗丁二烯: 1.045t。

2. 后处理工段操作控制指标

胶液罐: 贮量罐容积的 80%; 压力 $\leq 0.1\text{MPa}$ 。

胶液泵: 压力 $\leq 0.1\text{MPa}$ 。

凝聚釜: 釜顶温度 $94\sim 98^{\circ}\text{C}$; 压力 $\leq 0.08\text{MPa}$; 釜底温度 $96\sim 101^{\circ}\text{C}$; 蒸汽压力 $>0.9\text{MPa}$; 水胶体积比 5~8; 循环水压力 $>0.15\text{MPa}$; 安全阀定压 0.1MPa ; 喷胶量 $10\sim 25\text{m}^3/\text{h}$; 循环水 pH 值 8~10; 液面 7 视镜。

分层罐: 常压 (开口); 界面为隔板高的 40%~60%; 液面为隔板高的 20%~80%。

热水罐: 液面 $>1/2$ 。

洗胶罐: 水温 $45\sim 55^{\circ}\text{C}$; 洗涤水罐液面 $>1/4$ 。

干燥岗位: 挤压机出口胶含水 8%~12%; 热风温度 $80\sim 100^{\circ}\text{C}$; 蒸汽压力 $>0.9\text{MPa}$; 循环水压力 $\leq 0.1\text{MPa}$; 干燥五段温度 175°C 。

压块岗位: 高压油压 $<25\text{MPa}$; 控制油路油压 $<1.5\text{MPa}$; 低压油压 $<5\text{MPa}$ 。

(三) 安全防护措施

1. 聚合工段

该工段使用的原料有丁二烯、溶剂油、三异丁基铝,以及少量丁烯等,根据这些原料性质,查阅《化工工艺设计手册》、《化工生产安全与防护》等,确定全车间火灾危险等级为甲级;爆炸危险场所分区为 2 区;车间建筑物属一类工业建筑。

设计中电气设备一律选用隔爆式电器设备;各设备均有接地线、跨接线等防静电设施及防雷设施;各岗位设有排风系统。此外,生产中还应注意以下问题。

① 车间内禁止使用明火;禁止穿带钉子鞋进入装置现场;禁止吸烟;禁止随意用铁器碰击设备;机动车未经许可不得进入生产区。

② 生产人员必须熟悉相关岗位消防设施的种类及存放位置,并能熟练正确使用,了解现场物料的性质。

③ 生产人员上岗必须佩带好劳动保护用品,在接触三异丁基铝和三氟化硼乙醚络合物时必须带好手套、面具及其他防护用品。三异丁基铝着火时不得用水和泡沫灭火器,应选用干粉及四氯化碳灭火剂。

④ 生产人员在生产过程中要及时检查,消除漏点。

⑤ 设备跑料、贮罐冒顶应立即采取紧急措施，切断物料来源，控制现场，通知附近使用明火单位立即停止，严禁开、停传动设备，及时回收流失物料或用蒸汽蒸煮，消除危险。

⑥ 生产设备超压时应采取紧急排空措施，必须有专人监护现场。

⑦ 在生产装置检修敲打设备时，必须使用铜制工具或在铁制工具上涂上黄干油，以免引起火花。

⑧ 生产现场禁止存放大量易燃易爆物品。

⑨ 设备开车前必须用氮气置换，聚合系统及丁二烯贮罐内氧含量小于0.2%以下，其他设备氧含量小于1%方可投料。

⑩ 各贮罐装料不得超过规定装料系数，而且要有氮气保护。常压罐保压不超过0.05MPa，受压罐保压0.4MPa。

⑪ 设备检修必须将物料倒空，并用盲板切断与其他设备的联系。清除可燃物，经车间安全员同意（开动火票），指令专人到现场监护，检修人员方可动火。管线动火可燃物含量要小于0.2%，容器动火可燃物含量小于0.1%。

⑫ 聚合釜洗胶要用蒸汽蒸煮24h以上，分析釜内可燃物小于0.2%，氧含量大于18%方可入釜清理。入釜前应检查确认电机完全停止，并有专人监护，严禁启动电机。

⑬ 槽车必须在指定地点装卸物料，装卸中汽车不准发动，使用胶管车身应有接地线，同时流量不要过大，以免产生静电，装卸现场应有专人看管。

2. 后处理工段

后处理部分所用物料主要有胶液、丁二烯、溶剂油等，性质与聚合所用物料相同，故后处理也属于易燃易爆岗位，其安全规定与聚合相同。注意事项如下。

① 胶液罐与凝聚釜在清理前要切断外连管线，切断电机，有氮气置换，并分析可燃物浓度氧含量等，合格后人员方可入内。

② 后处理的电器、转动设备多，生产人员上岗必须穿好工作服带好安全帽。所有电器设备在运转中禁止用手乱动。

③ 生产人员工作服内禁止带东西，防止落入设备内影响生产。

④ 干燥岗位因有油气逸出和滑石粉能引起呼吸道系统发炎，因此，要加强通风，排风。

⑤ 设备检修要有动火票，并有专人监护，切断电源，严禁启动。

⑥ 成品胶库禁止吸烟、使用明火，非岗位人员禁止入内，库内要经常保持卫生。

五、工艺计算与主要设备选型

（一）物料衡算

1. 计算的基础数据

年产量11000t；年开工时间8000h；每吨顺丁橡胶消耗丁二烯1.045t；总转化率85%；丁二烯浓度12~15g/100mL；丁油入釜温度 $\leq 40^{\circ}\text{C}$ ；首釜温度 $\leq 95^{\circ}\text{C}$ ；末釜温度 $\leq 110^{\circ}\text{C}$ ；聚合系统压力 $\leq 0.44\text{MPa}$ ；计量罐压力 $\leq 0.1\text{MPa}$ ；计量泵压力 $\leq 0.8\text{MPa}$ 。

设计选用配方：

镍/丁二烯 $=2.0 \times 10^{-5}$ ；铝/丁二烯 $=1.0 \times 10^{-4}$ ；硼/丁二烯 $=2.0 \times 10^{-4}$ ；铝/镍=3~8；铝/硼 >0.25 ；醇/铝=6；防老剂/丁二烯=0.79%（质量比）。

全装置总收率为95.3%，总损耗4.7%（以1.045t 100%丁二烯为基准计算收率和损耗）。损耗（包括工艺损耗和机械损耗）分配如下。

聚合挂胶等损失	1%	油水分离器水相丁二烯溶解损失	2%
聚合、凝聚的丁二烯机械泄漏损失	0.5%	包装过程中不合格品和落地料损失	0.7%
凝聚、振动筛聚丁二烯渣沫损失	0.5%		

2. 计算基准

连续反应操作过程以 kg/h 作为基准。

3. 聚合釜物料衡算

聚合釜物料衡算图如图 9-1 所示。

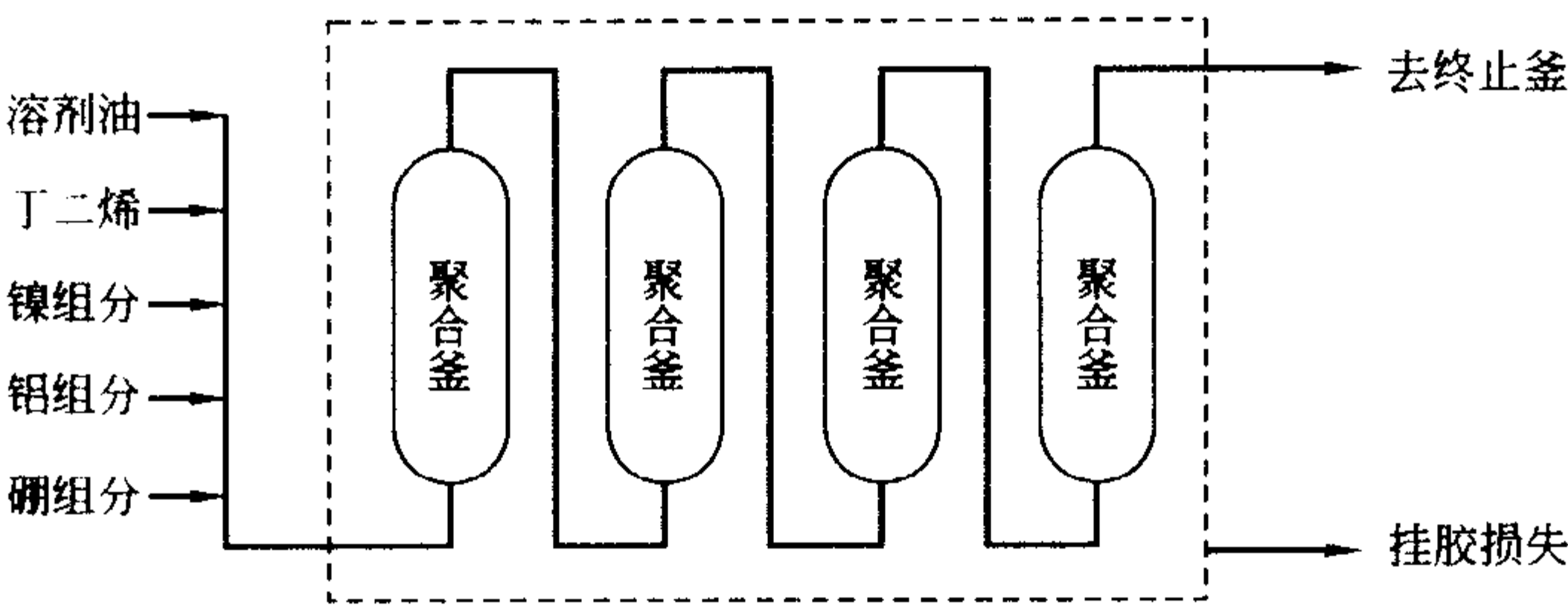


图 9-1 聚合釜物料衡算图

丁二烯系统

每小时产胶量 $11000 \times 1000 \div 8000 = 1.375 \times 10^3 \text{ kg}$

需纯度 100% 丁二烯量 $1.375 \times 10^3 \times 1.045 = 1436.875 \text{ kg}$

因有聚丁二烯，扣除 2.5% 的丁二烯损失量 $1436.875 \times (1 - 0.025) = 1400.953 \text{ kg}$

按 85% 转化率计算纯度 100% 丁二烯的需求量

$$1400.953 \div 0.85 = 1648.180 \text{ kg} = 30.522 \text{ kmol/h}$$

未反应的丁二烯量 $1648.180 - 1400.953 = 247.227 \text{ kg/h}$

从原料车间来的丁二烯纯度为 99%，其余按正丁烯计。则需要的原料量

$$1648.180 \div 0.99 = 1664.828 \text{ kg/h}$$

随原料带入的丁烯量 $1664.828 - 1648.180 = 16.648 \text{ kg/h}$

整理上述计算结果列下表。

组分	w	kg/h	t/d	t/a	m ³ /h
丁烯	1%	16.648	0.399	133.186	0.028
丁二烯	99%	1648.180	39.556	13185.441	2.658
合计	100%	1664.828	39.956	13318.627	2.686

注：丁烯的密度：596kg/m³；丁二烯密度：628kg/m³；溶剂油密度：660kg/m³。

溶剂油系统

取 [丁二烯] = 13.5g/100mol 则有 [丁二烯] = 135kg/m³

每小时进入聚合釜的丁油量 $1664.828 \div 135 = 12.332\text{m}^3$

每小时进入聚合釜的丁二烯原料量 2.686m^3

每小时进入聚合釜的溶剂油量 $12.332 - 2.686 = 9.646\text{m}^3$

$$9.646 \times 660 = 6366.36\text{kg}$$

引发剂系统

引发剂用量计算公式：引发剂用量 = 丁二烯进料量 × (引发剂/丁) × 引发剂摩尔质量

a. 环烷酸镍 $M_{\text{镍}} = 58.7\text{kg/kmol}$

$$1648.180 \div 54 \times 2.0 \times 10^{-5} \times 58.7 = 0.0358\text{kg/h}$$

$$0.0358 \div 58.7 = 0.00061\text{kmol/h}$$

商品中环烷酸镍的含量为 7.5%，故环烷酸镍的量为

$$0.0358 \div 0.075 = 0.477\text{kg/h}$$

b. 三异丁基铝 $\text{Al}(i\text{-C}_4\text{H}_9)_3$ $M_{\text{Al}(i\text{-C}_4\text{H}_9)_3} = 198\text{kg/kmol}$ $M_{\text{Al}} = 27\text{kg/kmol}$

$$1648.18 \div 54 \times 1.0 \times 10^{-4} \times 198 = 0.604\text{kg/h}$$

折合成铝的量 $0.604 \times 27 \div 198 = 0.0824\text{kg/h}$

$$0.0824 \div 27 = 0.00305\text{kmol/h}$$

c. 三氟化硼乙醚络合物 $[\text{BF}_3(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}]$

$$M_{\text{BF}_3(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}} = 142\text{kg/kmol} \quad M_{\text{B}} = 10.811\text{kg/kmol}$$

$$1648.18 \div 54 \times 2.0 \times 10^{-4} \times 142 = 0.867\text{kg/h}$$

折合成硼的量 $0.867 \times 10.811 \div 142 = 0.066\text{kg/h}$

$$0.066 \div 10.811 = 0.0061\text{kmol/h}$$

聚丁二烯系统

聚丁二烯 $1648.18 \times 0.85 = 1400.953\text{kg/h}$

挂胶损失 $1436.875 \times 0.01 = 14.369\text{kg/h}$

去终止釜干胶量 $1400.953 - 14.369 = 1386.584\text{kg/h}$

验证配方 $\frac{\text{Al}}{\text{Ni}} = \frac{0.0305}{0.00061} = 5$ 合格

$$\frac{\text{Al}}{\text{B}} = \frac{0.00305}{0.0061} = 0.5 \quad \text{合格}$$

聚合釜物料衡算列总表如下。

组 分		kg/h	t/d	t/a	w
进 料	丁烯	16.648	0.399	133.186	0.207%
	丁二烯	1648.180	39.556	13185.441	20.517%
	溶剂油	6366.36	152.792	50930.88	79.251%
	环烷酸镍	0.477	0.0114	3.816	0.006%
	三异丁基铝	0.604	0.00145	4.835	0.008%
	三氟硼乙醚络合物	0.867	0.0208	6.934	0.011%
	合计	8033.136	192.781	64265.092	100%
出 料	丁烯	16.648	0.399	133.186	0.207%
	丁二烯	247.227	5.933	1977.816	3.078%
	溶剂油	6366.36	152.792	50930.88	79.251%
	去终止釜聚丁二烯	1386.584	33.278	11092.675	17.261%
	三种引发剂	1.948	0.0476	15.585	0.025%
	挂胶损失	14.369	0.345	114.952	0.178%
	合计	8033.136	192.781	64265.092	100%

4. 终止釜的物料衡算图 见图 9-2。

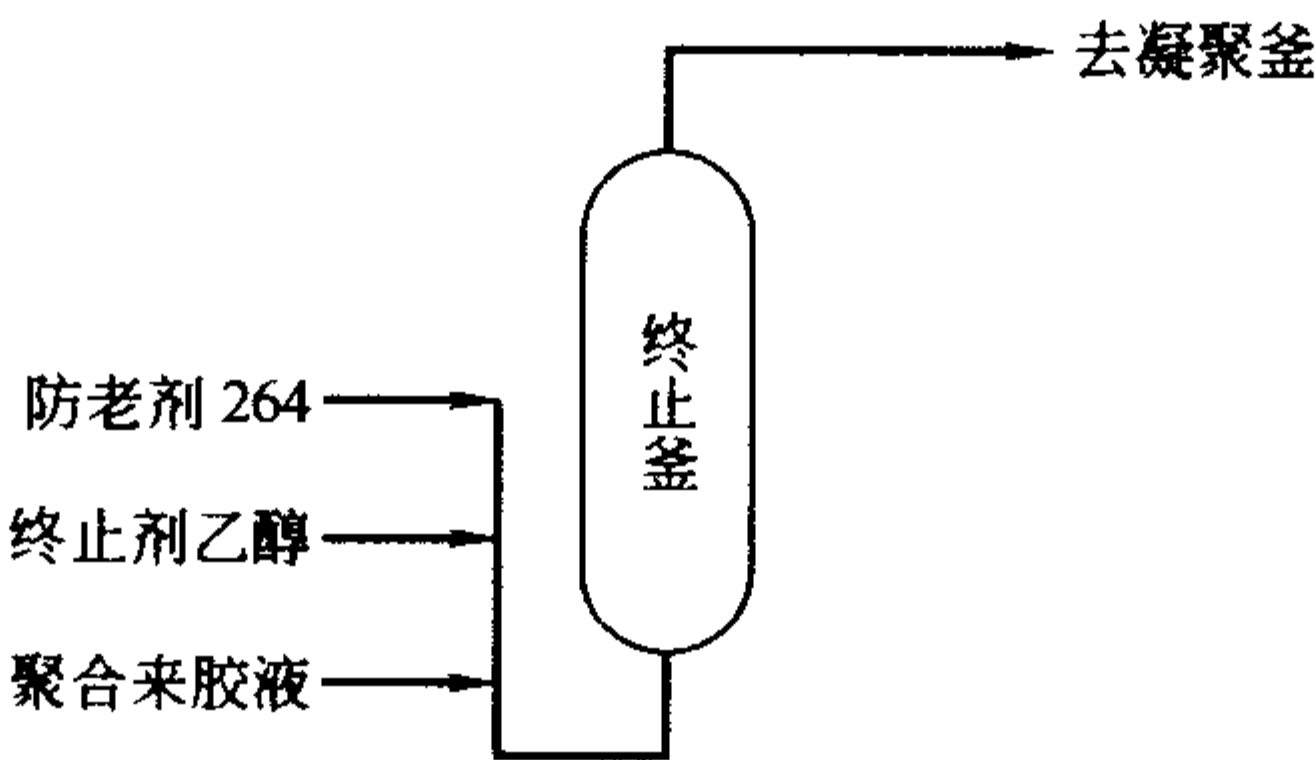


图 9-2 终止釜物料衡算图

终止剂、防老剂系统

终止剂用量计算：

乙醇用量= $\frac{100\% \text{丁二烯物质的量(铝/丁)} \times (\text{醇/铝}) \times \text{乙醇摩尔质量}}{\text{乙醇纯度} \times \text{乙醇密度}}$

$= \frac{1648.18 \times 1.0 \times 10^{-4} \times 6 \times 46}{0.95 \times 810 \times 54}$

$= 0.001095 \text{m}^3/\text{h}$

$= 0.001095 \times 810$

$= 0.887 \text{kg/h}$

其中乙醇含水 5%，其量为：0.887×0.05=0.0443kg/h

100%乙醇用量：0.887－0.0443=0.8427kg/h

防老剂用量：

取防老剂/丁二烯=0.79%，防老配制浓度为 117g/L

$1648.18 \times 0.0079 = 13.021 \text{kg/h}$

$13.021 \div 117 = 0.111 \text{m}^3/\text{h}$

随防老剂一起带入的溶剂量： $0.111 - 0.000109 = 0.1102 \text{m}^3/\text{h}$

$0.1102 \times 660 = 72.727 \text{kg}/\text{h}$

终止釜物料衡算见图 9-2。终止釜物料衡算列总表如下。

组 分		kg/h	t/d	t/a	w
进 料	胶液	8018.767	192.450	64150.136	98.9311%
	终止剂	0.8427	0.202	6.742	0.0104%
	水	0.0443	0.0011	0.355	0.0005%
	防老剂	13.021	0.312	104.165	0.161%
	带入溶剂	72.727	1.745	581.817	0.897%
	总计	8105.402	194.7101	64843.216	100%
出 料	丁烯	16.648	0.399	133.186	0.205%
	丁二烯	247.227	5.933	1977.816	3.0501%
	三种引发剂	1.948	0.0467	15.584	0.024%
	溶剂油	6439.087	154.538	51512.696	79.442%
	干胶	1386.584	33.278	11092.675	17.107%
	终止剂	0.8427	0.202	6.742	0.0104%
	水	0.0443	0.0011	0.355	0.0005%
	防老剂	13.021	0.312	104.165	0.161%
	总计	8105.402	194.7101	64643.216	100%

5. 凝聚釜物料衡算

基础数据：

- a. 终止釜物料衡算表中的出料数据；
- b. 循环水量：水/胶液=7.5（体积比）；
- c. 循环水入口温度：90℃；
- d. 表压为 0.9MPa 的水蒸气耗量：5t（水蒸气）/t（胶）；
- e. 凝聚温度：95℃；
- f. 凝聚压力（表压）：0.02MPa；
- g. 胶液入釜温度：20℃；
- h. 油水分离内，水在烃类中的饱和溶解度为 100mg/kg；溶剂油在水中的饱和溶解度为 14×10^{-6} （摩尔分数）；
- i. 溶剂油（以正己烷计）95℃时的汽化热为 316.522kJ/kg；20~95℃的平均比热容约为 2.428kJ/(kg·℃)；
- j. 95℃时丁二烯的汽化热为 131.884kJ/kg；20~95℃的平均比热容约为 2.554kJ/(kg·℃)；
- k. 丁烯（以正丁烯计）95℃时的汽化热为 254.139kJ/kg；20~95℃的平均比热容约为 2.679kJ/(kg·℃)；

- l. 经振动筛后自由水全部脱除，脱粒内含 60%，含油约为 0.5%；
- m. 干燥脱水装置使胶粒内含水和油（即挥发分）小于 0.75%；
- n. 包装入库成品胶质量指标（见表 9-1）。

注：h, i, j 数据查于《化工工艺设计手册》下册；g 查于《高聚物合成工艺设计基础》第 30 页；其余取自某操作现场数据。

凝聚釜物料衡算图见图 9-3。

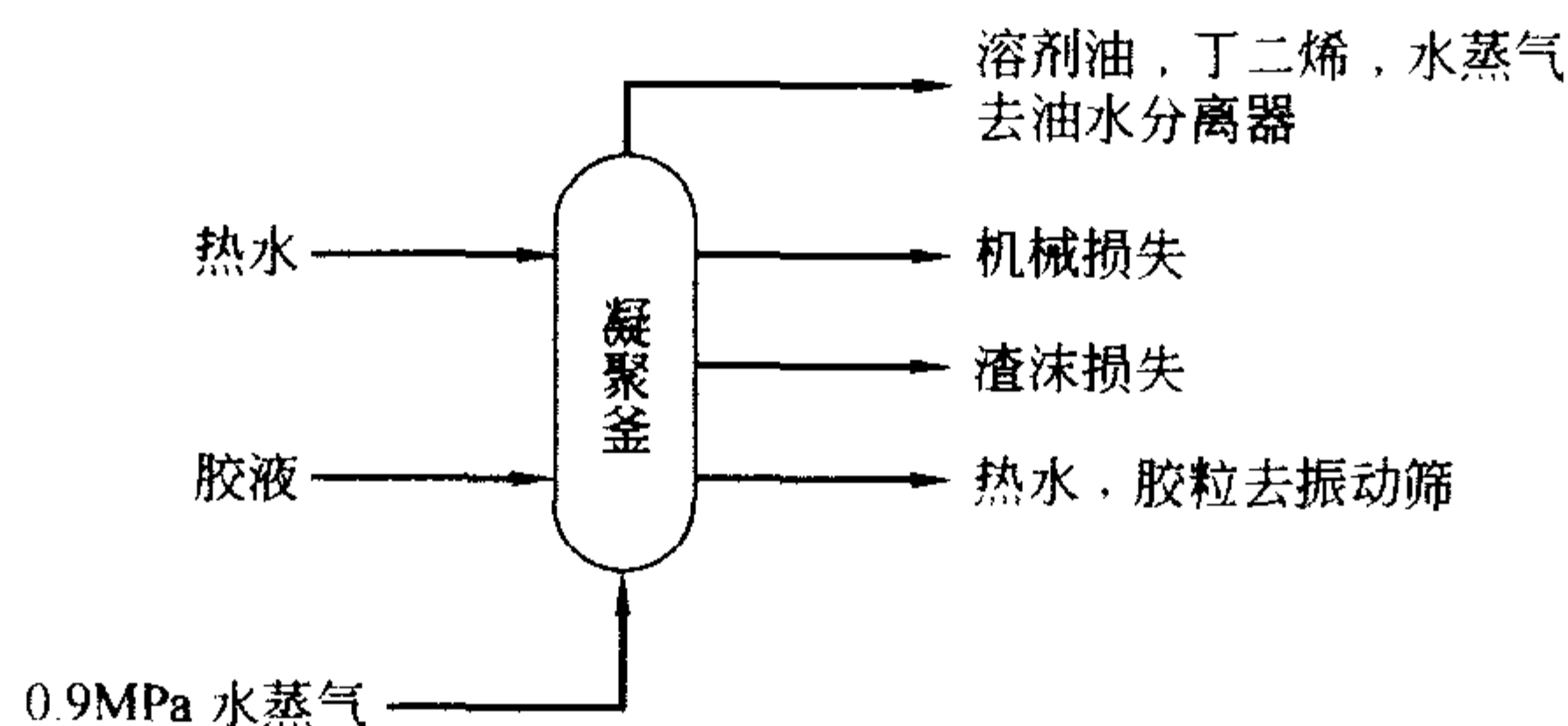


图 9-3 凝聚釜物料衡算图

(1) 循环热水量

水/胶液=7.5（体积比）

则用水量 $(12.332+0.111) \times 7.5 = 93.33 \text{ m}^3/\text{h}$

取用水量为 $93 \text{ m}^3/\text{h}$ ；即为 93 t/h 。

(2) 损失量

丁二烯机械损失 $1648.18 \times 0.005 = 8.241 \text{ kg/h}$

聚丁二烯渣沫损失 $1648.18 \times 0.005 = 8.241 \text{ kg/h}$

损失的防老剂 $13.021 \times 0.005 = 0.0651 \text{ kg/h}$

(3) 去振动筛的聚丁二烯胶粒量

聚丁二烯 $1386.584 - 8.241 = 1378.343 \text{ kg/h}$

胶粒内含防老剂 $13.021 - 0.0651 = 12.956 \text{ kg/h}$

胶粒内含油 $1386.584 \times 0.005 = 6.933 \text{ kg/h}$

胶粒内含水 $1386.584 \times 0.6 = 831.951 \text{ kg/h}$

(4) 水蒸气冷凝量

溶剂油汽化量 $6439.087 - 6.933 = 6432.044 \text{ kg/h}$

丁烯汽化量 16.648 kg/h

丁二烯汽化量 $247.227 - 8.241 = 238.986 \text{ kg/h}$

注：未扣除胶液罐中回收的丁二烯量。

查《基础化学工程》上册，第 338 页表 10 得：表压为 0.9MPa 水蒸气焓值 $\Delta H_{\text{汽}} = 2781.71 \text{ kJ/kg}$ ；第 337 页表 9 得：95℃饱和水焓值 $\Delta H_{\text{水}} = 397.75 \text{ kJ/kg}$ 。

焓差为： $\Delta H = 2781.71 - 397.75 = 2383.96 \text{ kJ/kg}$

估算水蒸气冷凝量：

① 用于溶剂油汽化

$$G_w(C_6) = \frac{6432.044 [316.522 + 2.428(95 - 20)]}{2383.96} = 1345.307 \text{ kg/h}$$

② 用于丁烯汽化

$$G_w(C_4^-)=\frac{16.648[254.139+2.679(95-20)]}{2383.96}=3.178\text{kg/h}$$

③ 用于丁二烯汽化

$$G_w(C_4^{=})=\frac{238.986[131.884+2.554(95-20)]}{2383.96}=32.423\text{kg/h}$$

④ 用于循环水从 90℃ 升温到 95℃

$$G_w=\frac{93000\times4.1868\times(95-20)}{2383.96}=816.65\text{kg/h}$$

四项之和

$$G'=G_w(C_6^o)+G_w(C_4^-)+G_w(C_4^{=})+G_w$$

$$G'=1345.307+3.178+32.423+816.65=2197.588\text{kg/h}$$

G'中有 831.951kg 包含在胶粒内，全部冷凝水与循环水一起去振动筛。

(5) 进入凝聚釜的蒸汽总量：1.375×5000=6875kg/h

去油水分离器的水蒸气量：6875-2197.558=4677.442kg/h

整理得凝聚釜物料衡算数据列表如下。

组 分		kg/h	t/d	t/d	w	
进 料	胶液	8105.402	194.529	64843.216	7.506%	
	循环水	93000	2232	744000	86.127%	
	水蒸气	6875	165	55000	6.367%	
	合计	107980.402	2591.529	863843.216	100%	
出 料	去振动筛	聚丁二烯	1378.343	33.08	11026.748	1.276%
		防老剂	12.956	0.311	103.644	0.012%
		溶剂油	6.933	0.166	55.463	0.006%
		引发剂	1.948	0.0468	15.584	0.002%
		终止剂	0.8427	0.020	6.742	0.001%
		水	95197.512	2284.741	761580.464	88.1619%
		去1号筛合计	96598.535	2318.365	772788.645	89.4589%
	去油水分离	丁烯	16.648	0.399	133.186	0.015%
		丁二烯	238.986	5.736	1911.889	0.221%
		溶剂油	6432.044	154.379	51456.352	5.957%
		水蒸气	4677.442	112.259	37419.536	4.332%
		合计	11365.12	272.763	90920.963	10.525%
	损失物料	损失丁二烯	8.241	0.198	65.928	0.008%
		损失干胶	8.241	0.198	65.928	0.008%
		损失防老剂	0.0651	0.00156	0.521	0.0001%
		合计	16.547	0.397	132.377	0.0161%
	出料合计		107980.402	2591.529	863843.216	100%

6. 缓冲槽、振动筛、洗胶罐物料衡算
物料衡算见图 9-4。

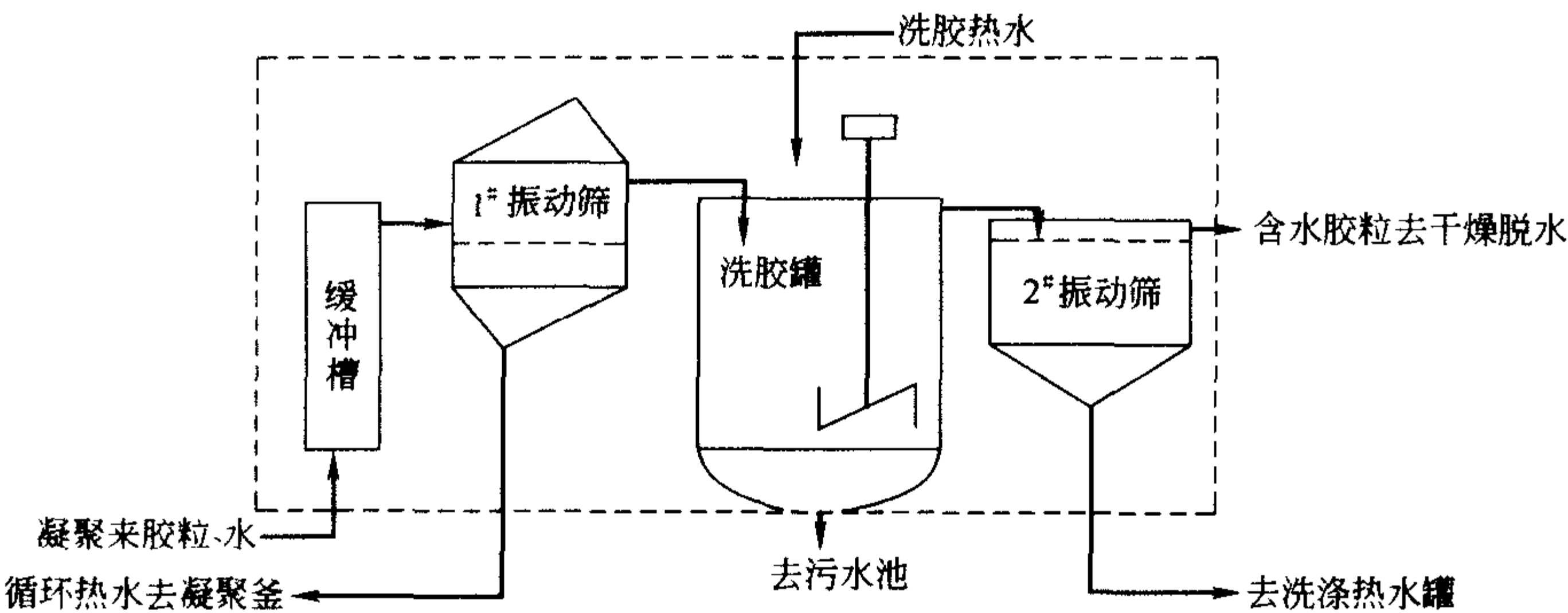


图 9-4 缓冲槽、振动筛、洗胶罐物料衡算图

进料系统

- (1) 自凝聚来胶粒和水总量 96598.535kg/h
- (2) 洗胶热水量 20m³/h，即 20000kg/h

出料系统

- (1) 去凝聚热水罐的循环热水 93000kg/h
- (2) 去洗涤热水罐的洗胶热水 20000kg/h
- (3) 去干燥脱水

聚丁二烯 1378.343kg/h 溶剂油 6.933kg/h
防老剂 12.956kg/h 水 831.951kg/h

(4) 去污水池（设引发剂与终止剂全部洗掉，不循环）

引发剂 1.948kg/h
终止剂 0.8427kg/h

水 (95197.512+20000)－(93000+20000)－831.951=1365.561kg/h

振动筛和洗胶罐物料衡算列表如下。

组 分		kg/h	t/d	t/a	w	
进 料	胶粒和水	96598.535	2318.365	772788.645	82.85%	
	洗胶水	20000	480	160000	17.15%	
	合计	116598.535	2798.365	932788.645	100%	
	去凝聚循环热水罐的水	93000	2232	744000	79.77%	
	去洗涤热水罐的水	20000	480	160000	17.15%	
出 料	去干燥脱水	聚丁二烯	1378.343	33.08	11026.748	
		防老剂	12.956	0.311	103.644	
		溶剂油	6.933	0.166	55.463	
		水	831.951	19.967	6655.605	
		合计	2230.183	53.524	17841.46	1.91%
		去污水池	引发剂	1.948	0.0467	15.584
	终止剂		0.8427	0.0202	6.742	
	水		1365.561	32.773	10948.488	
	合计		1368.3517	32.84	10946.814	1.17%
	出料总合计		116598.535	2798.365	932788.24	100%

组 分		kg/h	t/d	t/a	w	
进 料		1401.499	33.636	11211.99	100%	
出 料	不 合 格 损 失	损失聚丁二烯	11.537	0.277	0.8%	
		损失防老剂	0.115	0.0028		0.923
		损失水	0.074	0.0018		0.591
		损失溶剂油	0.012	0.0003		0.092
		合 计	11.738	0.2819		93.904
	去 包 装	聚丁二烯	1366.806	32.803	10934.448	99.2%
		防老剂	12.840	0.308	102.720	
		挥发分	10.114	0.243	80.912	
		合 计	1389.76	33.354	11118.08	
	出料合计		1401.499	33.636	11211.99	100%

校验设计任务：
从去包装干胶中扣除防老剂后的生胶量： $1389.76-12.840=1376.92\text{kg/h}$
其年产量为：11015.36t
结果稍大于所给设计任务，故设计为合格。
9. 油水分离器物料衡算
物料衡算见图 9-6。

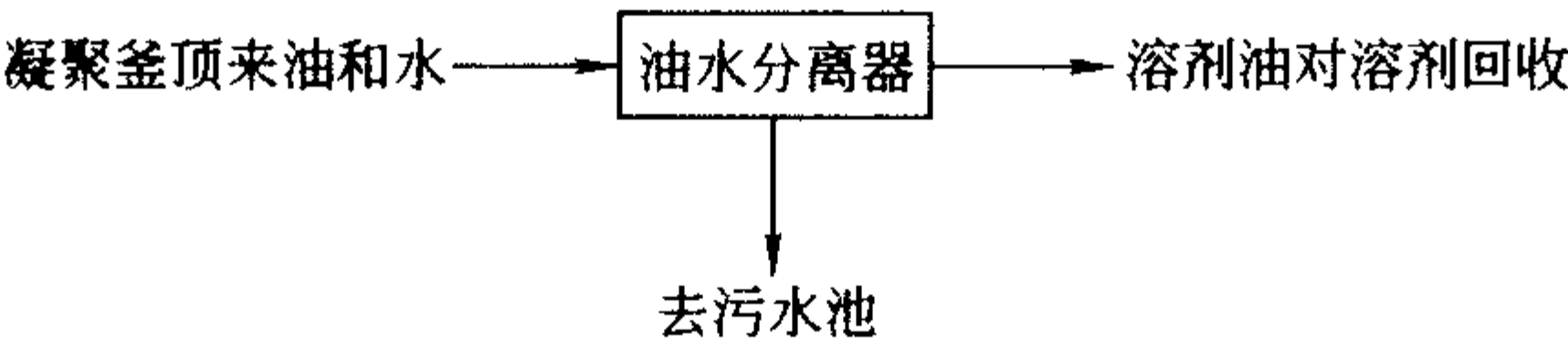


图 9-6 油水分离器物料衡算图

进料量：11365.12kg/h
出料部分
(1) 水相系统
水 $4677.442-0.662=4676.78\text{kg/h}$
丁二烯溶于水损失 $1648.180\times0.02=32.964\text{kg/h}$
溶剂在水相中的饱和溶解量 $4677.442\div18\times0.0014\times89.4=32.524\text{kg/h}$
(2) 油相系统
丁二烯 $238.986-32.964=206.022\text{kg/h}$
丁烯 16.648kg/h
溶剂油 $6432.044-32.524=6399.52\text{kg/h}$
油相中的饱和水量 $(6399.52+206.022+16.648)\times0.0001=0.662\text{kg/h}$
油水分离器物料衡算列表如下。

组 分		kg/h	t/d	t/a	w
进 料	乙烯,丁二烯,溶剂油,水	11365.12	272.763	90920.96	100%
出 料	去 回 收	溶剂油	6399.52	153.588	51196.160
		丁二烯	206.022	4.945	1648.176
		丁 烯	16.648	0.399	133.186
		水	0.662	0.016	5.299
		合 计	6622.852	158.948	52982.816
	去 污 水 池	水	4676.78	112.243	37414.240
		溶剂油	32.964	0.791	263.712
		丁二烯	32.524	0.781	260.192
		合 计	4742.268	113.815	37938.144
	出料合计		11365.12	272.763	90920.96
					100%

10. 溶剂回收部分物料衡算

基础数据

为简化处理，溶剂油的组成按 $n\text{-C}_6\text{H}_{14}$ 计算；烯烃按 C_4H_6 计；溶剂中重组分以 $n\text{-C}_8\text{H}_{18}$ 计，按溶剂油总进料量的 0.2% 计算。则溶剂回收进料组成如下表所示。

组 成	kg/h	w	M_i	kmol/h	x
$n\text{-C}_8\text{H}_{18}$	12.799	0.19%	114	0.112	0.14
$n\text{-C}_6\text{H}_{14}$	6386.721	96.44%	86	74.26	94.56
C_4H_6	222.67	3.36%	54	4.124	5.25
H_2O	0.662	0.01%	18	0.037	0.05
合 计	6622.852	100%		78.533	100

工艺要求

- 脱水塔 塔顶 含丁二烯 40%，溶剂油 60%；
塔底 不含丁二烯和水；
- 提浓塔 塔顶 含丁二烯 98%，溶剂油 2%；
塔底 含丁二烯 0.2%。

回收塔塔顶含溶剂油 99.999%。

溶剂回收部分物料衡算图如图 9-7 所示。

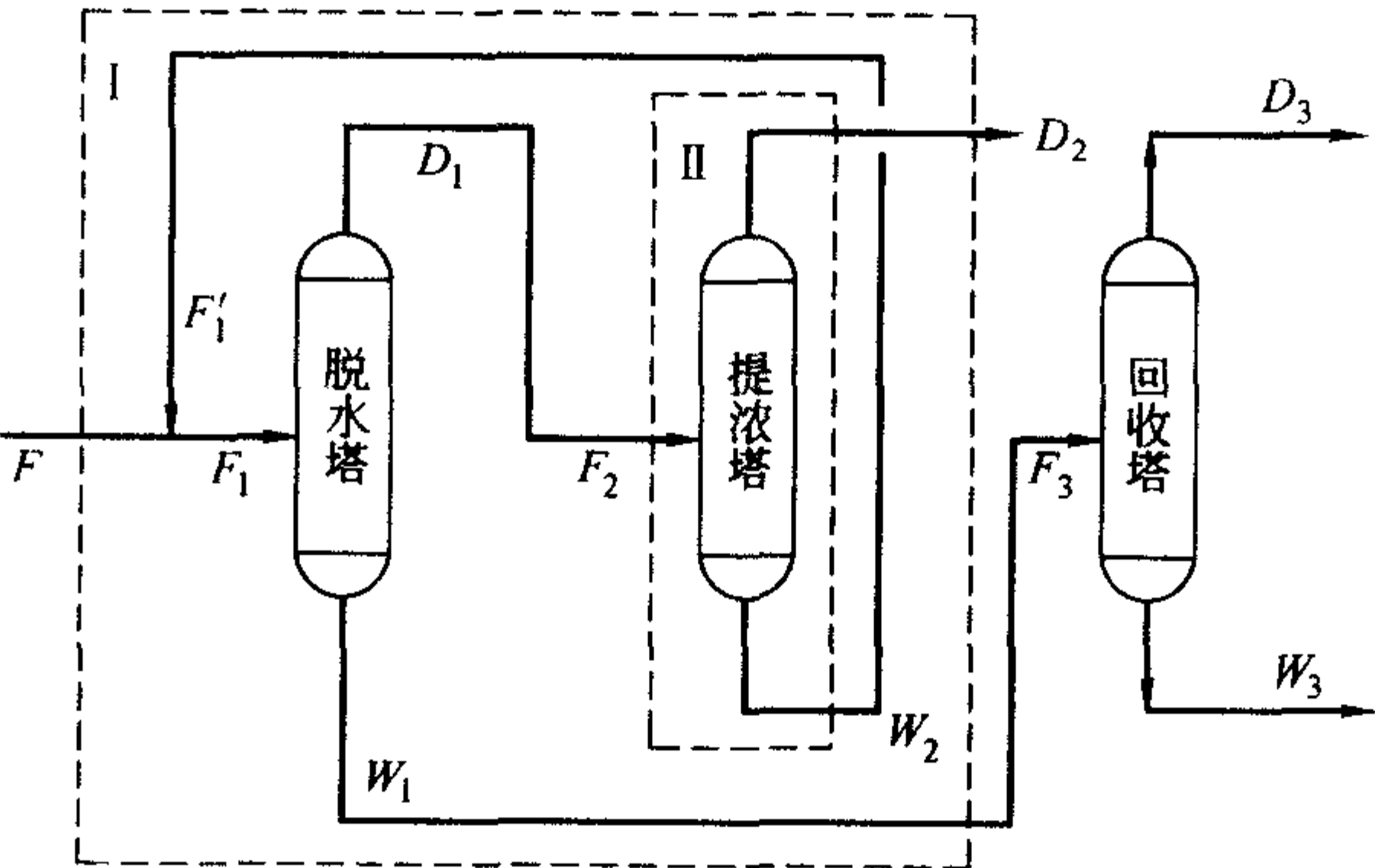


图 9-7 溶剂回收部分物料衡算图

在Ⅰ衡算范围，控制脱水塔底丁二烯馏出量为 0.2kg/h。
对丁二烯作物料衡算列式

$$\begin{cases} F=D_2+W_1 \\ FX_F=D_2X_{D_2} \end{cases}$$
$$\begin{cases} 6622.852=D_2+W_1 \\ 6622.852\times 0.0336=D_2\times 0.98 \end{cases}$$

解得：

$$\begin{cases} D_2=227.069\text{kg/h} \\ W_1=6395.783\text{kg/h} \end{cases}$$

在Ⅱ衡算范围对丁二烯作物料衡算，

$$\begin{cases} F_2=D_2+W_2 \\ F_2X_{F_2}=D_2X_{D_2}+W_2X_{W_2} \end{cases}$$
$$\begin{cases} F_2=227.069+W_2 \\ F_2\times 0.4=227.069\times 0.98+W_2\times 0.002 \end{cases}$$

解得：

$$\begin{cases} W_2=330.905\text{kg/h} \\ F_2=557.974\text{kg/h} \end{cases}$$

提浓塔和脱水塔物料衡算见表 9-3、表 9-4。

表 9-3 提浓塔物料衡算

组 分	进 料		塔 顶		塔 底	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
C ₄ H ₆	222.67	39.91%	222.528	98%	0.142	0.043%
n-C ₆ H ₁₄	334.642	59.97%	4.541	2%	330.101	99.757%
H ₂ O	0.662	0.12%	0	0	0.662	0.2%
合计	557.974	100%	227.069	100%	330.905	100%

表 9-4 脱水塔物料衡算

组 分	进 料		塔 顶		塔 底	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
C ₄ H ₆	222.812	3.204%	222.812	39.933%	0	0
H ₂ O	1.324	0.019%	1.324	0.237%	0	0
n-C ₆ H ₁₄	6716.822	96.593%	333.838	59.83%	6382.984	99.8%
n-C ₈ H ₁₈	12.799	0.184%	0	0	12.799	0.2%
合计	6953.757	100%	557.974	100%	6395.783	100%

$F_1 = F + F'_1 = 6622.852 + 330.905 = 6953.757\text{kg/h}$

以回收塔为物料衡算范围，对溶剂油进行物料衡算，衡算结果见表 9-5。

$$\begin{cases} 6395.783 = D_3 + W_3 \\ 6395.783 \times 0.998 = 0.99999 \times D_3 + 0.02 \times W_3 \end{cases}$$

解得：

$$\begin{cases} W_3 = 12.988\text{kg/h} \\ D_3 = 6382.795\text{kg/h} \end{cases}$$

表 9-5 回收塔物料平衡

组 分	进 料		塔 顶		塔 底	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
n-C ₆ H ₁₄	6382.984	99.8%	6382.795	100%	0.189	1.45%
n-C ₈ H ₁₈	12.799	0.2%	0	0	12.799	98.55%
合计	6395.783	100%	6382.795	100%	12.988	100%

(二) 热量衡算

主要对聚合釜进行热量衡算

1. 基础数据

- ① 聚合釜物料衡算数据；
- ② 聚合时间：3~5h（设计取 4h）；
- ③ 实用聚合釜台数：4 台（确定方法见设备设计）；
- ④ 聚合温度：94℃；
- ⑤ 冷却盐水：入口温度-12℃，出口温度-8℃。
- ⑥ 溶剂油组成及物性数据见表 9-6、表 9-7。

表 9-6 溶剂油组成

组 成	组 分			合 计
	n-C ₅ H ₁₂	n-C ₆ H ₁₄	n-C ₇ H ₁₆	
w _i	2.1%	57.8%	40.1%	100%
X _i	2.59%	61.54%	35.87%	100%
M _i	72	84	100	

表 9-7 溶剂油物性数据

物 性	n-C ₅ H ₁₂	n-C ₆ H ₁₄	n-C ₇ H ₁₆	溶剂油	数据来源	计算公式
密度 ρ/(kg/m ³)	549	590	620	601	《化工工艺设计手册》下,633	$\frac{1}{\rho} = \sum \frac{w_i}{\rho_i}$
比热容 c _p /(kJ/kg·℃)	3.0767	2.6204	2.4823	2.6168	《化工工艺设计手册》下,645	$c_p = \sum W_i c_{p_i}$
热导率 λ/(W/m·℃)	0.0861	0.0907	0.0989	0.0942	《化工工艺设计手册》下,680	$\lambda = \sum W_i \lambda_i$

⑦ 丁烯、丁二烯物性数据见表 9-8。

表 9-8 丁烯、丁二烯物性数据

组分	定性温度 /℃	密度 ρ /(kg/m³)	比热容 c _p /(kJ/kg·℃)	热导率 λ /(W/m·℃)	数据来 源
C ₄ H ₈	94	1010	2.0001	0.1396	化工工艺设计手册·下册,634、645、681
C ₄ H ₆	94	480	2.9721	0.08374	化工工艺设计手册·下册,634、645、681

⑧ 顺丁橡胶物性数据见表 9-9。

表 9-9 顺丁橡胶物性数据

组分	定性温度 /℃	密度 ρ /(kg/m³)	比热容 c _p /(kJ/kg·℃)	热导率 λ /(W/m·℃)	数据来 源
顺丁橡胶	94	480	2.9721	0.08374	《合成橡胶工业》第七卷,1984,69

⑨ 冷冻盐水物性数据见表 9-10。

表 9-10 冷冻盐水物性数据

组分	定性温度 /℃	密度 ρ /(kg/m³)	比热容 c _p /(kJ/kg·℃)	热导率 λ /(W/m·℃)	数据来 源
CaCl ₂	-10	1245	2.8590	0.4885	《化工手册》第 2070 页

2. 各聚合釜反应转化率确定

根据《合成橡胶工业》第七卷（1984）第 67 页“丁二烯溶液聚合的工程分析”知：丁二烯聚合属于一级反应，并且，镍催化体系油溶剂丁二烯的表观动力学反应速率常数的关联式如下：

$$k=[c\cdot]=k_p\alpha[c_0]$$
$$k_p=3.637\times10^8\exp(-4455/T)$$

式中 $[c_0]$ ——主催化剂的浓度，mol/L；
 k_p ——链增长速率常数，L/(mol·min)；
 $[c\cdot]$ ——活性链总浓度，mol/L；
 T ——反应温度，K；
 α ——催化剂利用率（94℃下， $\alpha=27\%$ ）。

另根据《基本有机化工工厂装备》知，对于一级反应，连续槽式反应器的反应转化率与反应速率常数之间的关系如下：

$$c_{AN}=\frac{c_{A0}}{(1+k\bar{\tau})^N}$$
$$x_N=1-\frac{c_{AN}}{c_{A0}}=1-\frac{1}{(1+k\bar{\tau})^N}$$

式中 c_{AN} ——第 N 台釜内反应物的浓度，mol/L；
 c_{A0} ——反应物初始浓度，mol/L；

- x_N ——第 N 台釜内反应物转化率；
- k ——聚合反应表观速率常数， min^{-1} ；
- $\bar{\tau}$ ——平均停留时间， min ；
- N ——连续槽式反应器的台数；

为了便于计算，按等温、等容处理，取总转化率 85%；4 釜串联；平均停留时间 60min；反应温度 94℃。将上式进一步整理得：

给定一个主催化剂浓度，分别求出 x_1 、 x_2 、 x_3 、 x_4 ，直至达到设计要求。

根据第八章第四节计算实例 2，取 $[c_0]=1.92\times 10^{-5}\text{mol/L}$ ，将计算结果整理得表 9-11。

表 9-11 各釜纯转化率与累积转化率

第 1 釜		第 2 釜		第 3 釜		第 4 釜	
$X_{\text{纯}}$	$X_{\text{积累}}$	$X_{\text{纯}}$	$X_{\text{积累}}$	$X_{\text{纯}}$	$X_{\text{积累}}$	$X_{\text{纯}}$	$X_{\text{积累}}$
37.81%	37.81%	23.51%	61.32%	14.62%	75.94%	9.1%	85.04%

3. 各釜物料组成及物性数据

总时料量：12.322m³/h

$36+1648.18+16.648=8031.188\text{kg/h}$

其中100%丁二烯：1648.18kg/h

丁烯：16.648kg/h

溶剂油：6366.36kg/h

根据各釜纯转化率计算出各釜的物料组成如表 9-12。

表 9-12 各釜的物料组成

物 料	第 1 釜		第 2 釜		第 3 釜		第 4 釜	
	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w	kg/h	w
溶剂油	6366.36	79.27%	6366.36	79.27%	6366.36	79.27%	6366.36	79.27%
丁烯	16.648	0.21%	16.648	0.21%	16.648	0.21%	16.648	0.21%
丁二烯	1025.00	12.67%	637.516	7.94%	396.552	4.94%	246.567	3.07%
聚丁二烯	623.177	7.76%	1010.664	12.58%	1251.628	15.58%	1401.612	17.45%

各釜物性数据计算结果如表 9-13。

表 9-13 各釜物性数据计算结果

釜号	温度/℃	组分	密度 $\rho/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	比热容 $c_p/(\text{kJ}/\text{kg}\cdot\text{℃})$	热导率 $\lambda/(\text{W}/\text{m}\cdot\text{℃})$	门尼黏度	动力黏度 $\mu/\text{Pa}\cdot\text{s}$
1	94	胶液	606.8	2.5744	0.0956	50	3.5
2	94		624.2	2.5283	0.0986	50	7.5
3	94		635.5	2.5032	0.1005	45	11.0
4	94		642.8	2.4865	0.1016	45	18.0

注：根据各釜门尼黏度和胶液浓度查《高聚物合成工艺学》确定各釜动力黏度。

4. 各釜对流传热系数 α 和传热系数 K 的计算

(1) 夹套内冷却盐水的对流传热系数 α_1 计算

基本方程式:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda Nu}{l}$$

$$Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$Re = \frac{l u \rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda}$$

式中 α_1 ——夹套对流传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

Nu ——努塞尔数;

Re ——雷诺数;

l ——传热面的特征尺寸, m;

λ ——流体的热导率, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

u ——流体的流速, m/s;

ρ ——流体的密度, kg/m^3 ;

μ ——流体的黏度, $Pa \cdot s$;

c_p ——流体的比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$;

μ_w ——流体在壁温条件下的黏度, $Pa \cdot s$

查《化工工艺设计手册》上册第 301 页表 4-14, 取冷却盐水在螺旋导流板中的流速为 1.5m/s; 根据《搅拌设备设计》第 142 页和《化工设备机械基础》第三册第 180 页有关内容, 取聚合釜夹套内螺旋导流板的几何尺寸, 如图 9-8 所示。则传热面特征尺寸为:

$$l = \frac{4 \times 500 \times 34}{2 \times (500 + 34)} = 63.67 \text{ mm} = 0.06367 \text{ m}$$

$$Pr = \frac{2.859 \times 10^3 \times 6.3 \times 10^{-3}}{0.4885} = 36.87$$

$$Re = \frac{0.06367 \times 0.8 \times 1245}{6.3 \times 10^{-3}} = 10065.924$$

由于 $0 < Pr < 100$ $Re > 10000$, 所以:

$$\alpha_1 = 0.027 \frac{\lambda}{l} Re^{0.8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

计算时取 $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \approx 0.15$

$$\alpha_1 = 0.027 \times \frac{0.0837}{0.06367} \times (10065.924)^{0.8} \times (36.87)^{\frac{1}{3}} \times 1.05 = 197.629 W/(m^2 \cdot ^\circ C)$$

因盐水在弯曲的螺旋导流板中流动, 所以要对 α_1 进行修正。查《基础化学工程》上册第 172 页修正公式为:

$$\alpha_1 = \alpha_1 \left(1 + 1.77 \frac{l}{R} \right)$$

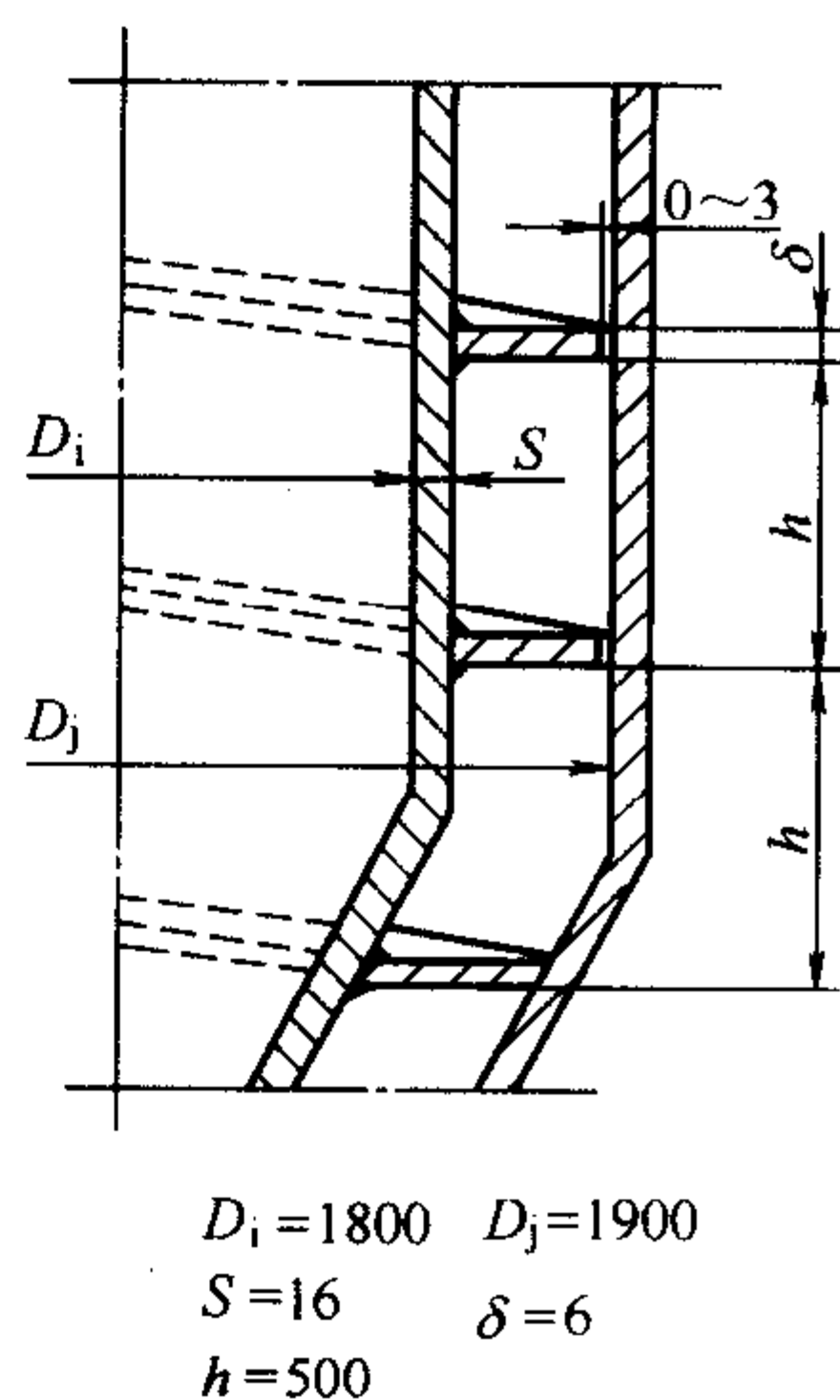


图 9-8 螺旋导流板几何尺寸

式中 R 为曲率半径，设计时取 916mm。

$$\alpha_1 = 197.629 \times \left(1 + 1.77 \times \frac{0.06367}{0.916} \right) = 221.943 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)}$$

(2) 釜内对流传热系数 α_{2i} 的计算

根据《化学工程手册》第 5 篇《搅拌与混合》第 31 页有关高黏度流体采用双螺带式搅拌槽的传热公式，即永田公式：

当 $1 < Re < 1000$ 时
$$Nu = 4.2 Re^{\frac{1}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$Re > 1000$ 时
$$Nu = 0.42 Re^{\frac{2}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

考虑叶轮与槽壁间隙大小对传热的影响时：

$$Nu = 1.75 Re^{\frac{1}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.12} \left(\frac{D-d}{D} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

$$\alpha_{2i} = \frac{\lambda}{D} Nu$$

$$Re = \frac{d^2 n \rho}{\mu} \quad \text{搅拌雷诺数}$$

式中 d ——搅拌叶轮直径，m；
 n ——搅拌转数，r/s；
 D ——聚合釜内径，m。

设计中取： $D=1.8\text{m}$ ； $d=0.95D=1.71\text{m}$ ； $n=59\text{r/min}$ 。

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 0.9$$

以 1 号釜为例计算对流传热系数 $\alpha_{1(1)}$

$$Re = \frac{d^2 n \rho}{\mu} = \frac{1.71^2 \times \frac{59}{60} \times 606.8}{3.5} = 498.51$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{2.5744 \times 10^3 \times 3.5}{0.0956} = 94251.046$$

$$\begin{aligned} \alpha_{2(1)} &= 1.75 \times \frac{0.0956}{1.8} \times (498.51)^{\frac{1}{3}} \times (94251.046)^{\frac{1}{3}} \times (0.9)^{0.2} \times \left(\frac{1.8-1.71}{1.8} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 89.08 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{°C)} \end{aligned}$$

同理，2 号、3 号、4 号釜计算结果如表 9-14 所示。

表 9-14 各釜对流给热系数计算结果

釜 号	计 算 结 果			
	Re	Pr	Nu	α_2
1	498.51	94251.046	1677.2385	89.08
2	239.31	192314.91	1666.3692	91.28
3	166.12	273982.09	1660.1194	92.69
4	102.68	440521.65	1656.6732	93.51

(3) 各釜总传热系数 K 的计算

聚合釜壁剖面图如图 9-9 所示, 由于 $\frac{D_{外}}{D_{内}}=1.02<2$, 所以按《基础化学工程》上册第 180 页式 (3-58) 计算各釜 K 值。

$$\frac{1}{K}=\frac{1}{\alpha_1}+\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\frac{\delta_3}{\lambda_3}+\frac{1}{\alpha_2}$$

以 1 号釜为例

已知:

$\alpha_1=366.946\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$; $\alpha_2=89.08\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$;
挂胶厚度 $\delta_1=0.01\text{m}$; $\lambda_1=0.1396\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$; 釜壁厚
度 $\delta_2=0.016\text{m}$, $\lambda_2=17.445\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 。

取水垢厚度 $\delta_3=0.0005\text{m}$, 查《基础化学工程》上册第 180 页表 3-9 得 25% CaCl_2 盐水的垢层系数 $\alpha_d=1395.6\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 。

$$\frac{1}{K_1}=\frac{1}{221.943}+\frac{0.01}{0.1396}+\frac{0.016}{17.445}+\frac{1}{1395.6}+\frac{1}{89.08}=0.089(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})/\text{W}$$

$$K_1=11.24\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$$

对 2 号釜、3 号釜、4 号釜而言, 取挂胶厚度为 1mm, 其他数据同上, 各釜 K 值计算结果如表 9-15 所示。

表 9-15 各釜 K 值计算结果

釜号	计 算 结 果							
	α_1	δ_1	λ_1	δ_2	λ_2	α_d	α_2	K
1	221.943	0.01	0.1396	0.016	17.445	1395.6	89.08	11.24
2	221.943	0.001	0.1396	0.016	17.445	1395.6	91.28	41.22
3	221.943	0.001	0.1396	0.016	17.445	1395.6	92.69	41.50
4	221.943	0.001	0.1396	0.016	17.445	1395.6	93.51	41.67

5. 聚合釜搅拌功率的计算

丁二烯溶液聚合生产顺丁橡胶中, 随着单体转化率的提高, 体系的动力黏度逐渐增加, 一般从几十厘泊增加到几万厘泊, 为此要从适合高黏度液体的锚式、框式、螺杆式及双螺带式等搅拌器中进行选择。目前, 国内有的生产厂家主要采用首釜为框式, 其余为双螺带式, 设计中根据 1998 年第 1 期《合成橡胶工业》“顺丁橡胶技术开发中的几个工程放大问题”中所分析的框式搅拌器, 在使用中存在因湍流程度不够而造成釜内温度上下不均及混合分散程度差的缺点, 决定全部采用双螺带式搅拌器, 搅拌转速为 59r/min, 其他几何参数如图 9-10 所示。

查《搅拌设备设计》第 59 页知, 当双螺带式搅拌器的几何参数为: $d_i/D=0.92\sim0.98$; $h/d_i=0.8\sim5.5$; $S/D=1.0$; $H/D=0.9\sim2.5$; $b/d_i=0.10$, 同时, 在层流区操作,

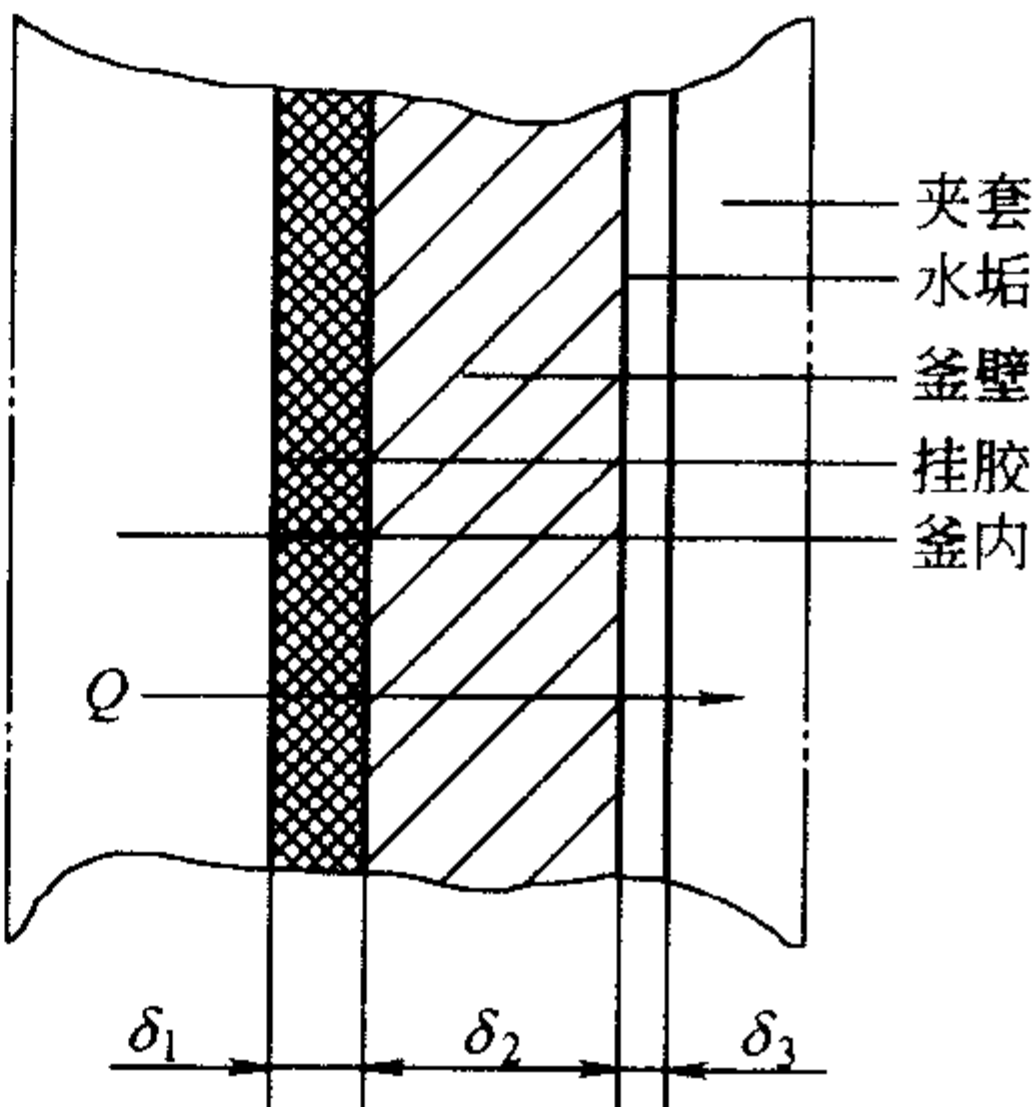
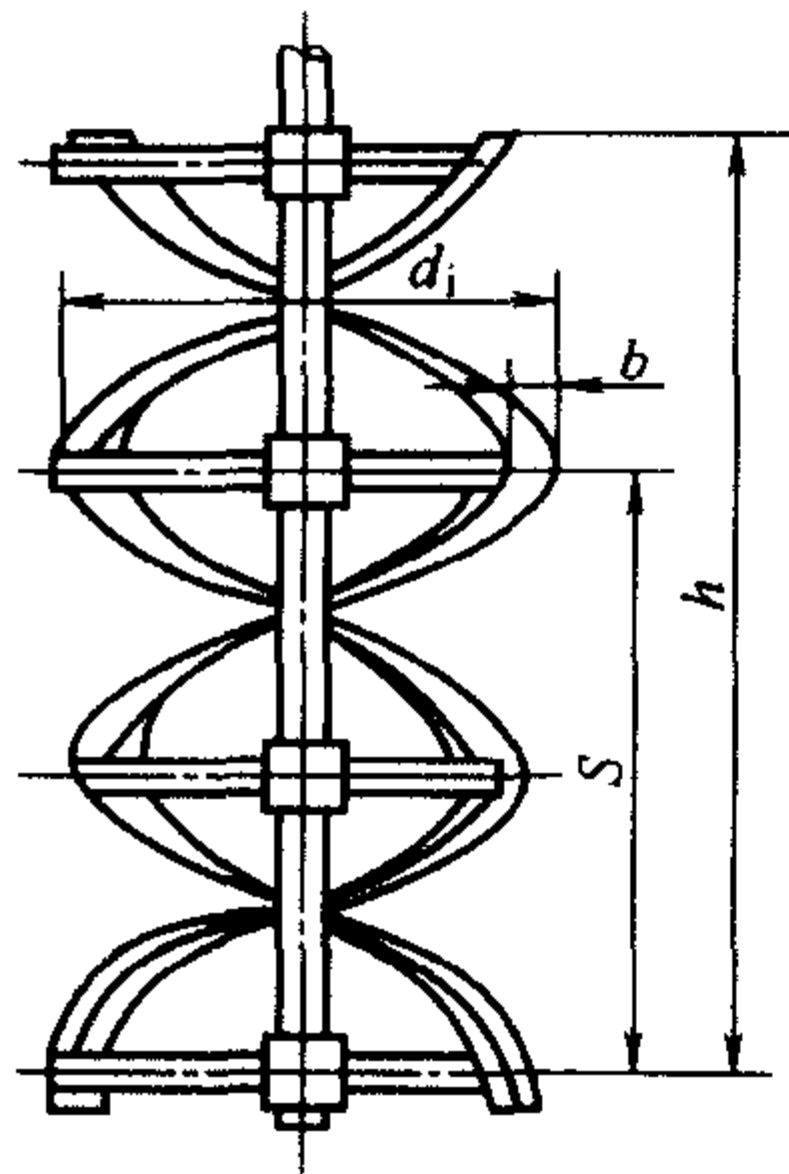


图 9-9 聚合釜壁剖面



$$d_i/D=0.95$$

$$h/D=2.3$$

$$S/D=1.0$$

$$b/D=0.10$$

图 9-10 双螺旋式搅拌器

其功率特征数为

$$N_P = 340 \left(\frac{h}{d_i} \right) (Re)^{-1.0}$$

$$\text{当 } Re > 100 \text{ 时 } N_P = 7.0 \left(\frac{h}{d_i} \right) (Re)^{-0.33}$$

由前面计算结果可知, 各釜的 Re 值均大于 100, 所以设计采用后面关系式进行计算, 然后再按下式求出搅拌功率。

$$P = \frac{N_P}{102g} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_i^5$$

查《搅拌设备设计》第 161 页知, 电机功率为 $P_a = \frac{P + P_m}{\eta}$

采用机械密封时 $P_m = P_{\text{填}} (10\% \sim 15\%)$

式中 H ——聚合釜筒体高度, m;

D ——聚合釜筒体内径, m;

h ——搅拌器搅拌叶总高度, m;

d_i ——搅拌叶外径, m;

S ——搅拌叶螺距, m;

b ——搅拌叶宽度, m;

Re ——搅拌雷诺数;

N_P ——搅拌功率特征数;

P ——搅拌功率, kW;

ρ ——液体密度, kg/m^3 ;

n ——搅拌转速, r/s ;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

P_a ——电机功率, kW;

P_m ——轴密封系统摩擦损失功率, kW;

η ——机械传动效率, (一般 $\eta = 0.95 \sim 0.98$);

$P_{\text{填}}$ ——填料密封系统摩擦损失功率, kW。

以 1 号釜为例进行计算

设计中取 $\left(\frac{h}{d_i} \right) = 2.3$; $P_{\text{填}} = 0.1P$; $P_m = 0.15P_{\text{填}}$; $\eta = 0.95$ 。则:

$$N_P = 7.0 \times 2.3 \times (498.51)^{-0.33} = 2.073$$

$$P = \frac{2.073}{102 \times 9.81} \times 606.8 \times \left(\frac{59}{60} \right)^3 \times (1.71)^5 = 17.48 \text{ kW}$$

$$P_a = \frac{17.48 \times (1 + 0.015)}{0.95} = 18.686 \text{ kW}$$

同理可求其他各釜的 P 和 P_a 见表 9-16。

表 9-16 各釜的 P 和 P_a

釜号	Re	N_P	P/kW	P_a/kW
1	4981.51	2.073	17.48	18.676
2	239.31	2.641	22.904	24.47
3	166.12	2.979	26.303	28.10
4	112.68	3.492	31.186	33.32

取其中最大的电机功率，同时考虑 1.65 的备用系数，则实际电机功率为 55kW。

6. 热量衡算

(1) 计算基准 热流量基准：kJ/h；基准温度：0℃。

(2) 总热量衡算图如图 9-11。

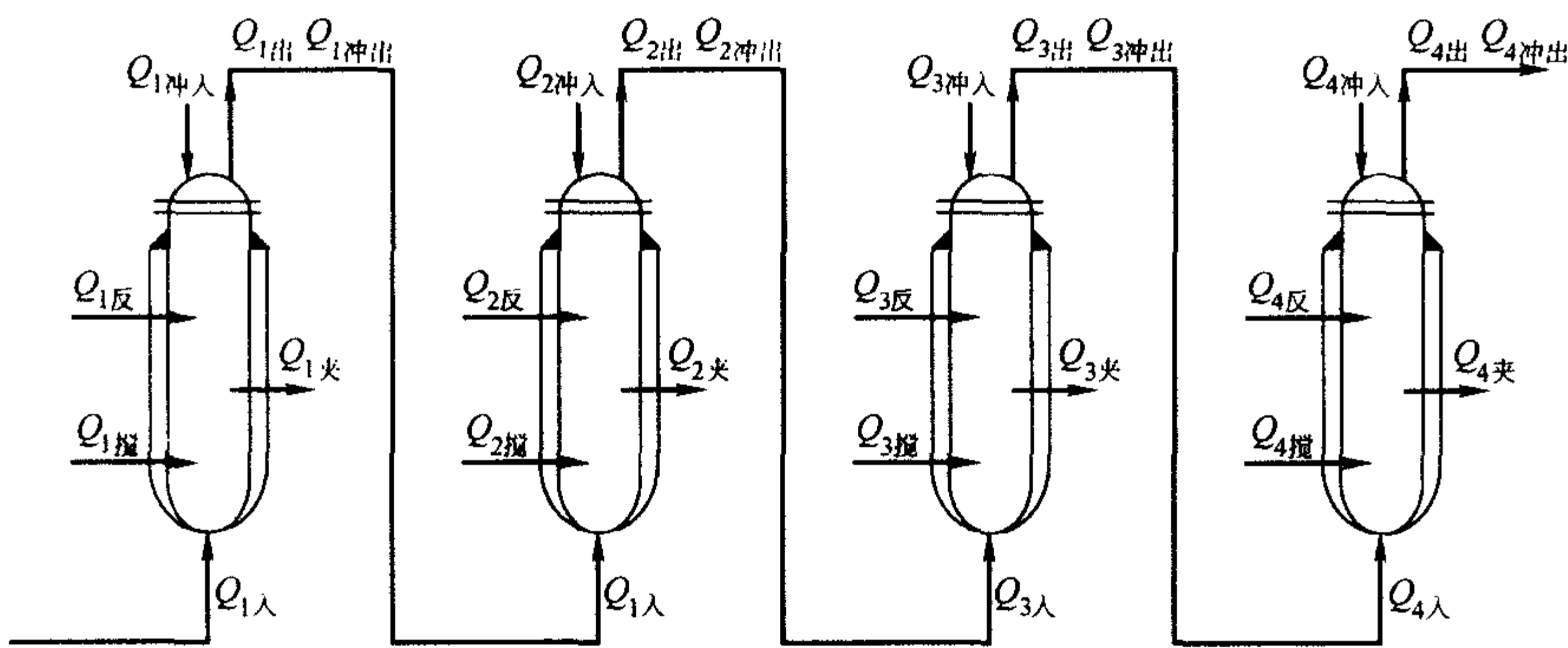


图 9-11 总热量衡算图

(3) 各釜热量衡算关系式

1 号釜 $Q_{1入} + Q_{1反} + Q_{1搅} + Q_{1冲入} = Q_{1出} + Q_{1冲出} + Q_{1夹}$
2 号釜 $Q_{2入} + Q_{2反} + Q_{2搅} + Q_{2冲入} = Q_{2出} + Q_{2冲出} + Q_{2夹}$
3 号釜 $Q_{3入} + Q_{3反} + Q_{3搅} + Q_{3冲入} = Q_{3出} + Q_{3冲出} + Q_{3夹}$
4 号釜 $Q_{4入} + Q_{4反} + Q_{4搅} + Q_{4冲入} = Q_{4出} + Q_{4冲出} + Q_{4夹}$

(4) 搅拌热

搅拌热与胶液黏度大小有关。黏度大，搅拌热大。设计中取 1 号釜电机功率的 70%、2 号釜电机功率的 75%、3 号釜电机功率的 80% 及 4 号釜电机功率的 85% 用于形成搅拌热。

(5) 各釜热量衡算

1 号釜热量衡算 对 1 号釜进行热量衡算，目的是确定进料温度。

$$\begin{aligned} Q_{1入} &= Gc_pT_1 \\ &= 8031.039 \times 2.2604 \times T_1 = 18153.361T_1 \text{ kJ/h} \\ Q_{1反} &= xG(C_4H_6)\Delta H_{反} \\ &= 0.3781 \times 1648.180 \times 1381.38 = 860844.05 \text{ kJ/h} \\ Q_{1搅} &= 55 \times 0.70 \times 3600 = 138600 \text{ kJ/h} \\ Q_{1冲入} &= 0 \text{ (首釜不冲冷油)} \end{aligned}$$

$Q_{1\text{夹}} = 0$ (因为首釜挂胶严重, 传热系数较小, 故不用夹套移热)

$$\begin{aligned} Q_{1\text{出}} &= G(T_2 - T_1)c_p \\ &= 8033.136 \times 2.5744 \times (94 - 0) = 1943967.5 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$Q_{1\text{冲出}} = 0$$

由 1 号釜热量平衡关系式知: $Q_{1\text{入}} = Q_{1\text{出}} - (Q_{1\text{反}} + Q_{1\text{搅}})$

$$18153.361 T_1 = 1943967.5 - (860844.05 + 138600)$$

解得: $T_1 = 52^\circ\text{C}$

2 号釜热量衡算 对 2 号釜进行热量衡算, 目的是确定冲冷油量。

$$Q_{2\text{入}} = Q_{1\text{出}} = 1943967.5 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{2\text{反}} = 0.2351 \times 1648.18 \times 1381.38 = 535266.96 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{2\text{搅}} = 55 \times 0.75 \times 3600 = 148500 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{2\text{冲入}} = 0 \quad (T_{2\text{冲}} = 0)$$

$$Q_{2\text{出}} = Q_{2\text{入}}$$

$$Q_{2\text{夹}} = K_2 A_2 \Delta t_{m2}$$

已知: 冷却盐水 $t_{\text{进}} = -12^\circ\text{C}$, $t_{\text{出}} = -8^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t_1 = T - t_{\text{进}} = 94 - (-12) = 106^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T - t_{\text{出}} = 94 - (-8) = 102^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = \frac{106}{102} = 1.04 < 2$$

$$\Delta t_m = \frac{106 + 102}{2} = 104^\circ\text{C}$$

$$K_2 = 41.22 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

取 $A_2 = 27 \text{ m}^2$

则 $Q_{2\text{夹}} = 41.22 \times 27 \times 104 \times 3.6 = 416684.74 \text{ kJ/h}$

由热量平衡关系式知: $Q_{2\text{冲出}} = Q_{2\text{反}} + Q_{2\text{搅}} - Q_{2\text{夹}}$

$$Q_{2\text{冲出}} = 535266.96 + 148500 - 416684.74 = 267082.22 \text{ kJ/h}$$

$$\text{冷抽余油用量: } G_{2\text{冲}} = \frac{267082.22}{2.5744 \times (94 - 0)} = 1103.67 \text{ kg/h}$$

$$\text{冷却盐水用量: } G_{2\text{盐}} = \frac{416684.74}{2.859 \times (-8 + 12)} = 36436.23 \text{ kg/h}$$

3 号釜热量衡算 对 3 号釜进行热量衡算, 目的是确定冷冲油量

$$Q_{3入} = Q_{2出} + Q_{2冲出} = Q_{3出} = 2211049.7\text{kJ/h}$$
$$Q_{3反} = 0.1462 \times 1648.18 \times 1381.38 = 332862.73\text{kJ/h}$$
$$Q_{3搅} = 55 \times 0.80 \times 3600 = 158400\text{kJ/h}$$
$$Q_{3夹} = 41.50 \times 27 \times 104 \times 3.6 = 419515.2\text{kJ/h}$$
$$Q_{3冲入} = 0 \quad (T_{3冲} = 0)$$

由热量平衡关系式知： $Q_{3冲出} = Q_{3反} + Q_{3搅} - Q_{3夹}$
 $Q_{3冲出} = 332862.73 + 158400 - 419515.2 = 71747.53\text{kJ/h}$

冷抽余油用量： $G_{3冲} = \frac{71747.53}{2.5744 \times (94 - 0)} = 296.49\text{kg/h}$
冷却盐水用量： $G_{3盐} = \frac{419515.53}{2.859 \times (-8 + 12)} = 36683.764\text{kg/h}$

4 号釜热量衡算

$$Q_{4入} = Q_{3出} + Q_{3冲出} = Q_{4出} = 2282797.3\text{kJ/h}$$
$$Q_{4反} = 0.091 \times 1648.18 \times 1381.38 = 207185.42\text{kJ/h}$$
$$Q_{4搅} = 55 \times 0.85 \times 3600 = 168300\text{kJ/h}$$
$$Q_{4夹} = 41.67 \times 27 \times 104 \times 3.6 = 421233.7\text{kJ/h}$$
$$Q_{4冲入} = 0 \quad (T_{2冲} = 0)$$

由热量平衡关系式知： $Q_{4冲出} = Q_{4反} + Q_{4搅} - Q_{4夹}$
 $Q_{4冲出} = 207185.42 + 168300 - 421233.7 = -45748.28\text{kJ/h}$

负数表示 4 号釜可不冲冷油，只采用夹套即可满足传热要求。因此，要重新确定夹套的传热负荷与冷却盐水的用量。

$$Q_{4夹} = Q_{4反} + Q_{4搅}$$
$$Q_{4夹} = 207185.42 + 168300 = 375485.42\text{kJ/h}$$

冷却盐水用量： $Q_{4盐} = \frac{375485.42}{2.859 \times (-8 + 12)} = 32833.632\text{kg/h}$

(6) 1~4 号釜热量衡算总结果 列表 9-17。

表 9-17 1~4 号釜总热量衡算

项 目	1 号釜	2 号釜	3 号釜	4 号釜
V_R/m^3	12	12	12	12
$T/^\circ\text{C}$	94	94	94	94
$\bar{\tau}/\text{min}$	60	60	60	60
$X_{纯}$	37.81%	23.51%	14.62%	9.01%
$w(\text{冲油前})$	7.76%	12.58%	15.56%	17.45%
$w(\text{冲油后})$	7.76%	11.06%	13.27%	14.72%
$K/(\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	11.24	41.22	41.50	41.67

续表

项 目	1 号釜	2 号釜	3 号釜	4 号釜
A/m^2	27	27	27	27
$\Delta t_m/^\circ C$	104	104	104	104
$Q_A/(kJ/h)$	18153.361T1	1943967.5	2211049.7	2282797.3
$Q_{搅}/(kJ/h)$	138600	148500	158400	168300
$Q_{反}/(kJ/h)$	860844.05	535266.96	332862.73	207185.42
$Q_{出}/(kJ/h)$	1943967.5	1943967.5	2211049.7	2220223.8
$Q_{冲出}/(kJ/h)$	0	267082.22	71747.53	0
$Q_{夹}/(kJ/h)$	0	416684.74	419515.2	375485.42
$G_{冲}/(kg/h)$	0	1103.67	296.49	0
$G_{盐}/(kg/h)$	0	36436.23	36683.764	32833.632

(三) 设备计算及选型

1. 聚合釜计算

(1) 基础数据 设计温度：釜内 120℃，釜外（夹套）-12℃；设计压力：釜内 1.0MPa，釜外（夹套）0.4MPa；

工艺要求容积：12m³；采用满釜连续操作；材质为 1Cr18Ni9Ti；其他数据同前。

(2) 聚合釜容积确定 按 4h 聚合时间确定聚合总容积

$$V_{总} = \frac{11000}{0.135 \times 0.85 \times \frac{8000}{4}} = 47.9m^3$$

需 12m³ 聚合釜台数

$$\frac{47.9}{12} = 3.99 \text{ 台}$$

圆整为 4 台，考虑 1.2 的备用系数，则需 12m³ 聚合釜 5 台。

(3) 聚合釜筒体直径与筒体高度确定

因反应体系的黏度较大，故解决好传热问题非常重要。查《聚合物合成设计基础》第 78 页知，一般釜的高径比在 1~3 之间，高径比大，有利于传热，但不利于搅拌。设计中综

合考虑取高径比为 2.4。如图 9-12 所示，高径比 $\gamma = \frac{H}{D_i}$

① 聚合釜筒体直径确定 设计中初选 $V_{封} = 1m^3$ ，按下式估算聚合釜的筒体直径：

$$D_i = \sqrt[3]{\frac{4(V - V_{封})}{\pi \gamma}}$$

式中 D_i ——聚合釜直径，m；
 V ——聚合釜容积，m³；
 $V_{封}$ ——聚合釜封头容积，m³；
 π ——圆周率；

γ ——高径比。

$$D_i = \sqrt[3]{\frac{4 \times (12 - 1)}{3.14 \times 2.4}} \approx 1.801 \text{m}$$

圆整取 $D_i = 1.8 \text{m}$ 。

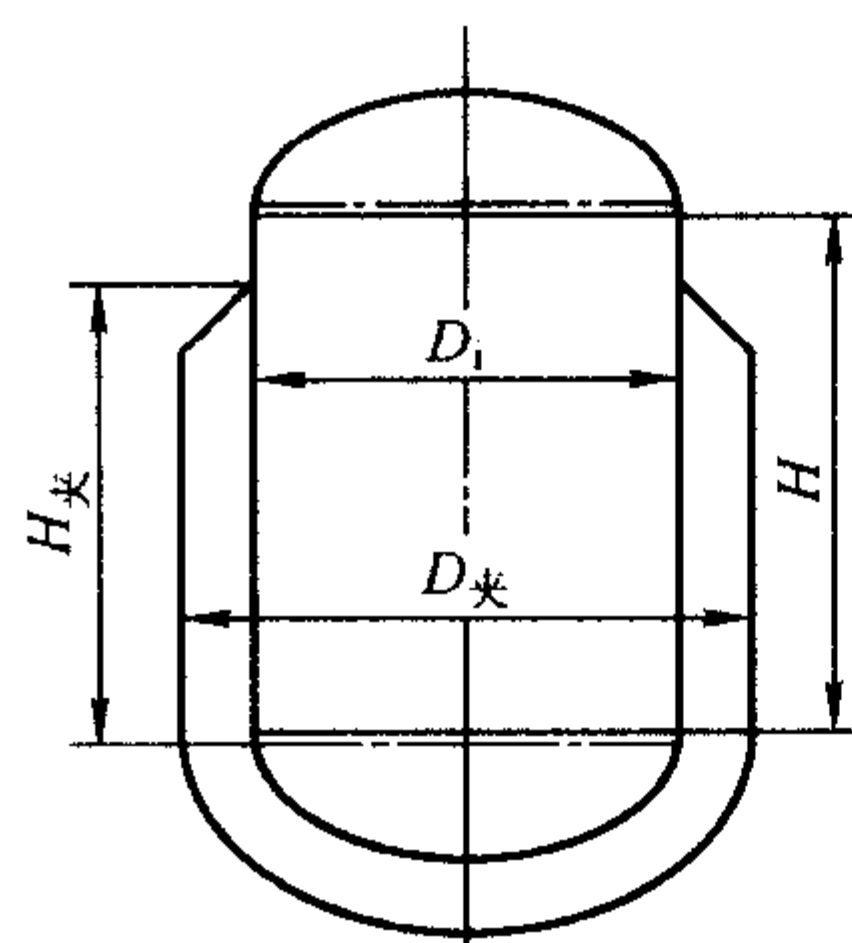


图 9-12 聚合釜筒体简图

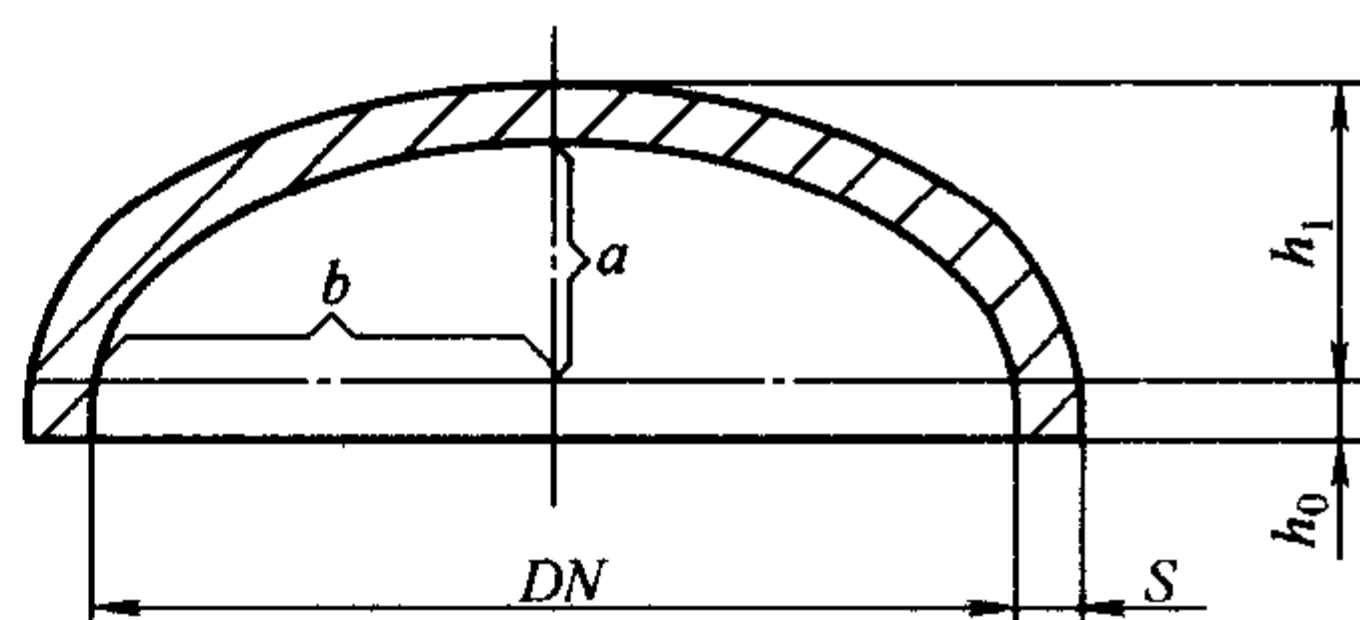


图 9-13 聚合釜封头简图

② 封头容积及直边高度确定 封头选用椭圆形封头，结构如图 9-13 所示。

根据筒体直径查《化工设备机械基础》第三册第 230 页及《化工设备标准手册》第四卷第 10 页得有关数据如下：

$$h_1 = 450 \text{mm}; h_0 = 40 \text{mm}; A_{\text{内}} = 3.73 \text{m}^2;$$

$$V_{\text{封}} = 0.864 \text{m}^3; m_{\text{封}} = 479 \text{kg} (S = 16 \text{mm})$$

③ 筒体高度确定

由 $D_i = 1800 \text{mm}$ 查《化工设备机械基础》附表 1-1 得每米筒体的体积 V_1 、面积 A_1 和质量 m_1 ： $V_1 = 2.545 \text{m}^3$ ； $A_1 = 5.66 \text{m}^2$ ；当 $S = 16 \text{mm}$ 时， $m_1 = 716 \text{kg}$ 。

根据公式 $H = \frac{V - V_{\text{封}}}{V_1}$ 得

$$H = \frac{12 - 0.864}{2.545} = 4.376 \text{m}$$

取 $H = 4.4 \text{m}$

$$V_{\text{实}} = 4.4 \times 2.545 + 0.866 = 12.064 \text{m}^3$$

考虑搅拌器等所占的容积，实际有效容积 V 约 12m^3 。

$$\text{实际高径比 } \gamma_{\text{实}} = \frac{H}{D_i} = \frac{4.4}{1.8} \approx 2.44$$

(4) 夹套直径及高度确定

① 夹套直径确定 查《化工设备机械基础》第 180 页表 25-3 知： D_i 在 $700 \sim 1800 \text{mm}$ 之间时，夹套直径为

$$D_j = D_i + 100$$

因 $D_i = 1800\text{mm}$, 得:

$$D_j = 1800 + 100 = 1900\text{mm}$$

夹套封头采用椭圆形封头, 直径采用与夹套筒体相同的直径, 其他有关尺寸数据按前面介绍方法查得: $h'_{0\text{封}} = 40\text{mm}$; $h'_{1\text{封}} = 475\text{mm}$; $A'_{\text{封}} = 4.14\text{m}^2$; $V'_{\text{封}} = 1.01\text{m}^3$; $m'_{\text{封}} = 397\text{kg}$ ($S = 8\text{mm}$); 每米夹套所具有的体积 $V'_{1\text{夹}}$ 、面积 $A'_{1\text{夹}}$ 和质量 $m'_{1\text{夹}}$ 为 $V'_{1\text{夹}} = 2.806\text{m}^3$; $A'_{1\text{夹}} = 5.97\text{m}^2$; $m'_{1\text{夹}} = 558\text{kg}$ ($S = 8\text{mm}$)。

② 夹套高度确定 夹套越高, 传热面越大, 但过高会影响封头的装卸。如图 9-14 和图 9-15 所示, 选用乙型平焊法兰, 其基本尺寸可由《化工设备标准手册》第四卷第 358 页查得, 总质量为 1184.6kg 。

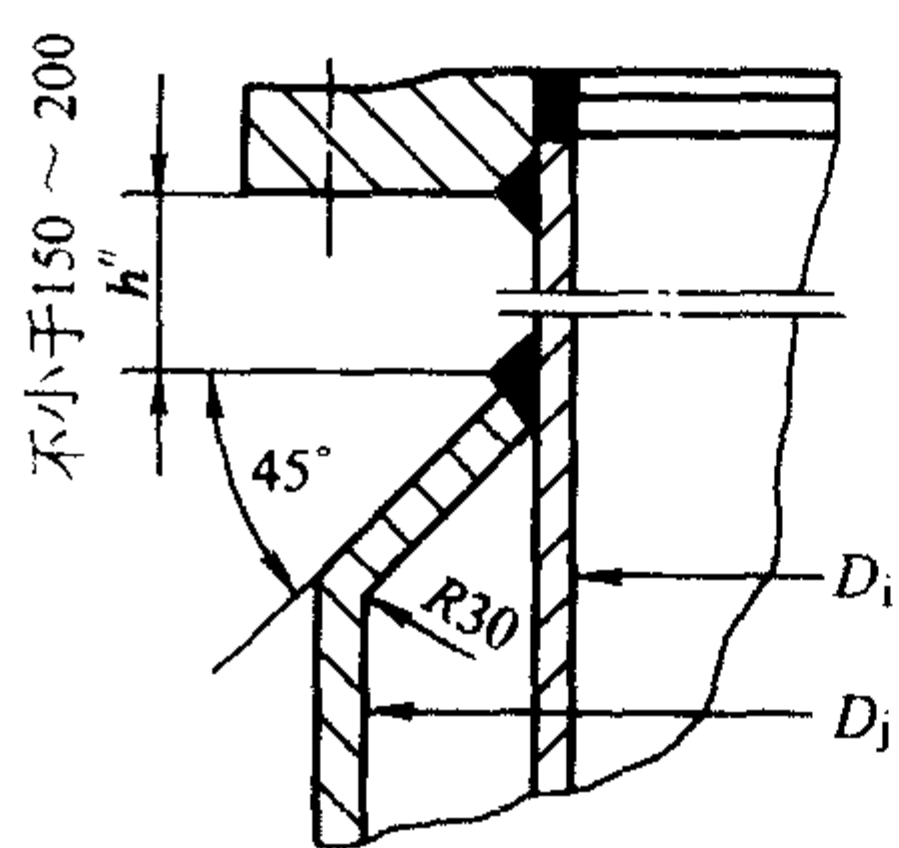


图 9-14 夹套安装高度

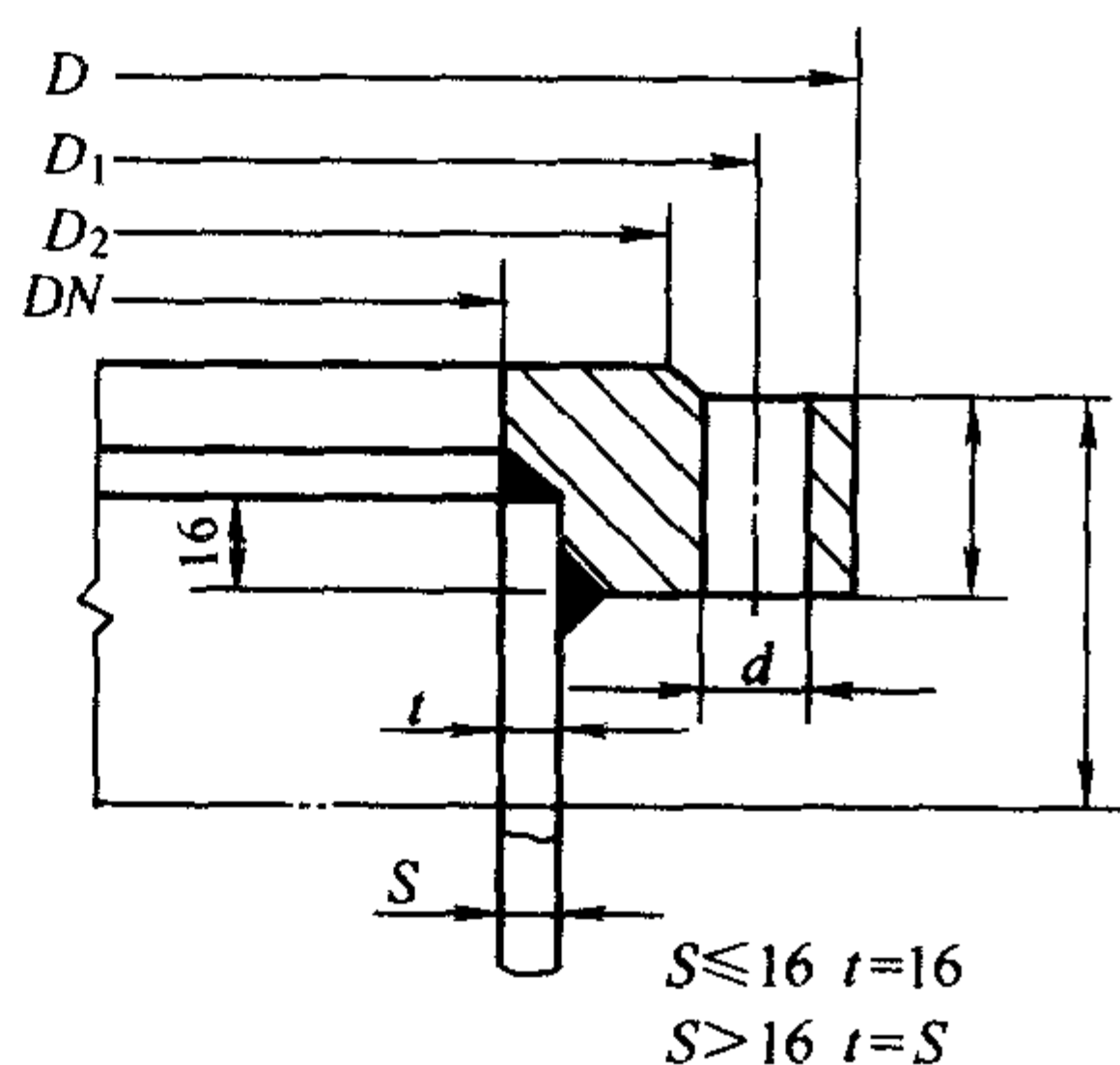


图 9-15 法兰几何尺寸

取 $h'' = 150\text{mm}$, 则:

$$H_{\text{夹}} = 4.4 - (0.15 + 0.016) = 4.234\text{m}$$

校核传热面积

$$A = A_{\text{封}} + A_{\text{筒}} = 3.73 + 5.56 \times 4.234 = 27.3\text{m}^2$$

传热面积可满足工艺要求。

③ 夹套内螺旋导流板确定 根据《搅拌设备设计》第 142 页和《化工设备机械基础》第三册第 180 页中的内容进行选择。螺旋导流板几何尺寸如图 9-8 所示。

(5) 聚合釜筒体壁厚确定

根据 $D_i = 1800\text{mm}$, $p = 1.0\text{MPa}$, $p_{\text{夹}} = 0.4\text{MPa}$, $\gamma = 2.44$ 查《化工设备机械基础》第三册第 181 页表 25-4 知, 壁厚应在 $16 \sim 18\text{mm}$ 之间, 本设计取壁厚 $S = 16\text{mm}$ 。

(6) 聚合釜封头壁厚确定

设计中选用标准椭圆封头, 其壁厚计算公式

$$S = \frac{pD_i}{2[\sigma]\phi - 0.5p} + C$$

$$C = C_1 + C_2 + C_3$$

$$C_3 = 0.11(S_0 + C_2)$$

式中 S ——标准椭圆封头的壁厚, mm;

D_i ——封头内直径, mm;

C ——封头壁厚附加量, mm;

C_1 ——钢板负偏差, mm;

C_2 ——腐蚀余量, mm;

C_3 ——封头热加压成型时壁厚减薄量, mm;

S_0 ——计算壁厚, mm;

p ——设计压力, MPa;

$[\sigma]^t$ ——设计温度时的许用应力, MPa;

ϕ ——焊缝系数, 若为整块钢板制造, 则 $\phi=1$ 。

查《化工机械基础》第 362 页表 23-6, 取 $C_1=0.8\text{mm}$; $C_2=2\text{mm}$ 。再查表 23-5, 取 $\phi=0.7$ 。查第 361 页表 23-3, 取 $[\sigma]^t=133\text{MPa}$ 。

壁厚计算结果

$$S = \frac{1.0 \times 1800}{2 \times 133 \times 0.7 - 0.5 \times 1.0} + 0.8 + 3.07 = 13.56\text{mm}$$

取与筒体相同的壁厚, 即 16mm。

(7) 夹套筒体与封头壁厚确定

夹套选用钢材为 16MnR, 其使用温度范围为 $-20 \sim 475^\circ\text{C}$ 。

筒体壁厚计算公式

$$S = \frac{pD_i}{2[\sigma]^t\phi - p} + C$$

查《化工机械基础》第 360 页表 23-2 得 $[\sigma]^t=173\text{MPa}$; 查第 362 页表 23-6, 取 $C_1=0.8\text{mm}$; $C_2=2\text{mm}$; 查表 23-5, 取 $\phi=0.7$ 。代入上式计算得:

$$S = \frac{0.4 \times 1900}{2 \times 173 \times 0.7 - 0.4} + 2.8 = 5.94\text{mm}$$

夹套封头计算

$$C_3 = 0.11(S_0 + C_2) = 0.11 \times (3.14 + 2) = 0.57\text{mm}$$

$$S = \frac{0.4 \times 1900}{2 \times 173 \times 0.7 - 0.5 \times 0.4} + 3.37 = 6.51\text{mm}$$

取夹套壁厚为 8mm。

(8) 聚合釜质量估算

$$m_{\text{筒}} = 4.4 \times 716 = 3150.4\text{kg}$$

$$m_{\text{封}} = 2 \times 479 = 958\text{kg}$$

$$m_{\text{法兰}} = 1184.6\text{kg}$$

$$m_{\text{夹}} = 4.182 \times 558 = 2333.56\text{kg}$$

$$m_{\text{夹封}} = 397\text{kg}$$

釜质量

$$m_{\text{釜}} = m_{\text{筒}} + m_{\text{封}} + m_{\text{法兰}} + m_{\text{夹}} = 8023.56\text{kg}$$

(9) 搅拌器的确定

① 搅拌器形式 采用双螺带式搅拌器, 依据结构参数见热量衡算部分。

② 搅拌器轴径确定 根据电机功率 55kW 和搅拌转速 59r/min, 查《搅拌设备设计》表 5-11 初选轴径 $d' = 113\text{mm}$, 再查表 5-9 知, 材质为 1Cr18Ni9Ti 时轴的变换系数为 1.07~1.27, 实取 1.20 时,

$$\text{轴径} \quad d'' = 113 \times 1.20 = 135.6\text{mm}$$

考虑轴上开有若干键槽等, d'' 应增加 25%, 则:

$$d = 135.6 \times (1 + 0.25) = 169.5\text{mm}$$

取轴径为 170mm。

③ 减速机的选择 根据《化工工艺设计手册》上册第 972 页表 9-13, 选单级减速 X 系列行星摆线针轮减速机。型号: XLD55-11, 传动比 1:17。配套电机: X11YB280M-6; 功率: 55kW; 电压 380V; 电流 104.4A; 转速: 980r/min; F 级绝缘; 质量 750kg。

(10) 各物料进、出管管径确定

① 釜底、釜顶进、出料管直径确定 根据式 (5-1) 进行计算, 由物料衡算知 $q_v = 12.332\text{m}^3/\text{h}$; 参照《化工工艺设计手册》第二版第 338 页表 15-17, 并综合考虑系统黏度情况, 取 $u = 0.2\text{m/s}$ 。则:

$$d_i = \sqrt{\frac{4 \times 12.332}{3600 \times 3.14 \times 0.2}} = 0.148\text{m}$$

圆整取 150mm, 材质 1Cr18Ni9Ti。则实际流速为 0.19m/s。同理其他管径确定如下。

② 冲冷油入口直径 取 50mm, 材质 1Cr18Ni9Ti。

③ 氮气入口直径 取 40mm, 材质 1Cr18Ni9Ti。

④ 终止剂入口直径确定 取 25mm, 材质 1Cr18Ni9Ti。

⑤ 盐水出入口直径 取 150mm 16Mn。

⑥ 人孔、热电偶孔、采样孔等直径的确定 参照有关资料分别确定为:

人孔: 350mm×500mm; 热电偶孔: $\phi 25\text{mm}$; 采样孔: $\phi 25\text{mm}$; 放空孔: $\phi 40\text{mm}$; 温包孔: $\phi 25\text{mm}$ 。

2. 终止釜的设计

选用与聚合釜相同结构、相同尺寸的釜 1 台。停留时间按 1h 考虑。

3. 凝聚釜的确定

选用凝聚釜 1 台。 $\phi 2800\text{mm} \times 6500\text{mm}$ 釜 1 个; $V = 50\text{m}^3$ 。气相停留时间为 0.75min; 液相停留时间 18.51min。

4. 油水分离器

几何尺寸如图 9-16 所示。设计时主要校核水相与油相的停留时间。

水相停留时间 87min; 油相停留时间 38.73min。

5. 热水罐

取 $\phi 2600\text{mm} \times 9000\text{mm}$; $V = 50\text{m}^3$ 热水罐 1 个。热水停留时间 26min。

6. 胶液罐

取 4 个 $\phi 4000\text{mm} \times 12000\text{mm}$ 、容积为 145m^3 胶液罐, 装料系数为 0.8。

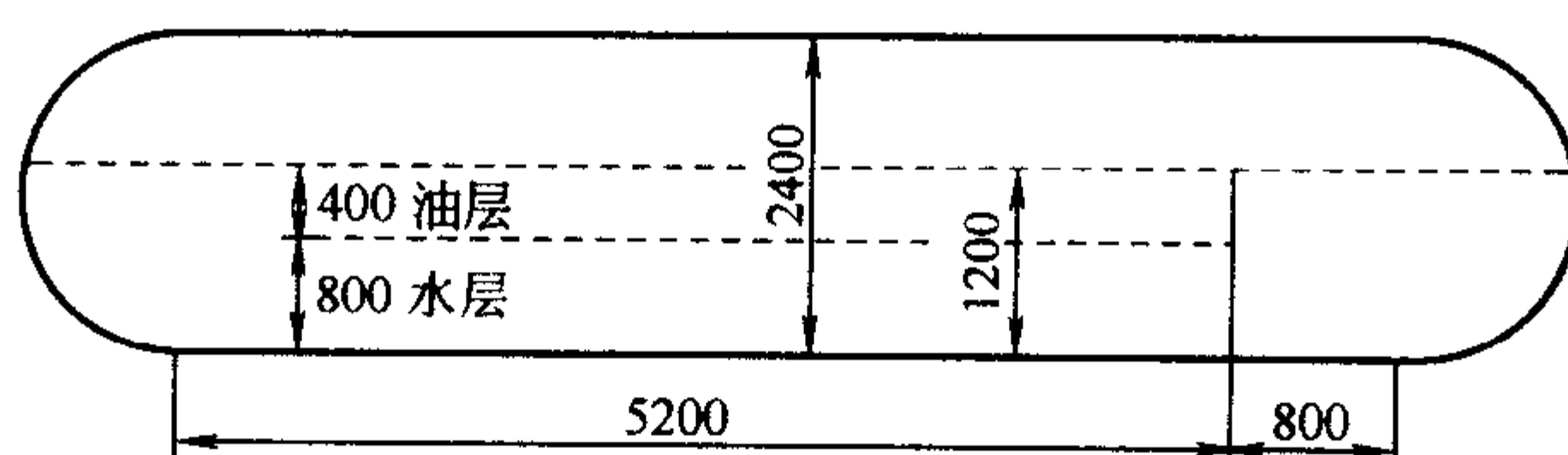


图 9-16 油水分离器几何尺寸

7. 引发剂配制系统设备确定

各种引发剂配比和单位时间加入量汇总如下表。

引发剂种类	配 比	加入量/(kg/h)	稀释剂加入量/(L/h)	合计
环烷酸镍	镍/丁二烯= 2.0×10^{-5}	0.477	100	100
三异丁基铝	铝/丁二烯= 1.0×10^{-4}	0.604		
三氟化硼乙醚络合物	硼/丁二烯= 2.0×10^{-4}	0.867		
防老剂	丁二烯量的 0.79%	13.021		
终止剂	醇/铝=6	0.8427	111	

(1) 浓环烷酸镍配制釜

配制时间：50h 配制 1 次。

取 $\phi 1400\text{mm} \times 1600\text{mm} \times 8\text{mm}$, $V=2.5\text{m}^3$ 釜 1 台。装料系数为 0.76。

(2) 稀环烷酸镍配制釜

取 $\phi 1800\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=6.0\text{m}^3$ 釜 1 台, 其装料系数为 0.8。

(3) 终止剂、防老剂配制釜确定

选 $\phi 1800\text{mm} \times 2200\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=7\text{m}^3$ 釜 1 台。其装料系数为 0.8。

(4) 贮罐确定

① 三异丁基铝贮罐 选 $\phi 1400\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 8\text{mm}$, $V=4.0\text{m}^3$ 贮罐 1 个。

② 硼剂贮罐 选 $\phi 500\text{mm} \times 1700\text{mm} \times 3\text{mm}$, $V=0.35\text{m}^3$ 贮罐 1 个, 装料系数为 0.8。

③ 乙醇贮罐 选 $\phi 1800\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=6.0\text{m}^3$ 。

④ 溶剂贮罐 选 $\phi 1800\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=6.0\text{m}^3$ 。

⑤ 镍剂贮罐 选 $\phi 1800\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=6.0\text{m}^3$ 。

⑥ 终止剂、防老剂贮罐 选 $\phi 1800\text{mm} \times 1800\text{mm} \times 12\text{mm}$, $V=6.0\text{m}^3$ 。

⑦ 计量罐

铝剂计量罐：选 $\phi 500\text{mm} \times 2000\text{mm} \times 6\text{mm}$, $V=0.4\text{m}^3$ 计量罐 1 个。

镍剂计量罐：选 $\phi 500\text{mm} \times 2000\text{mm} \times 6\text{mm}$, $V=0.4\text{m}^3$ 计量罐 1 个。

终止剂、防老剂计量罐：选 $\phi 800\text{mm} \times 1600\text{mm} \times 6\text{mm}$, $V=1.0\text{m}^3$ 计量罐 1 个。

硼剂计量罐：选 $\phi 80\text{mm} \times 2000\text{mm} \times 4.5\text{mm}$, $V=0.01\text{m}^3$ 计量罐 1 个。

8. 换热器的选择

(1) 丁油进料预热器、预冷器

① 预热器

根据表压为 0.9MPa 查《基础化学工程》第 328 页得加热蒸汽的物性数据：

温度	179℃	热导率	0.327W/(m·℃)
比体积	0.1985m³/kg	黏度	1.54×10 ⁻⁹ Pa·s
密度	5.037kg/m³	汽液焓差	2022.26kJ/h
比热容	2.7083kJ/(kg·℃)		

根据丁油基础数据，组成：79％溶剂油，21％丁二烯（包括少量丁烯）；取进口温度35℃、出口温度70℃；定性温度为52.5℃，查《化工工艺设计手册》下册有关图表，得定性温度下的丁二烯物性数据并整理见表9-18。

表 9-18 定性温度（52.5℃）下丁二烯物性数据

物 性	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₆ H ₁₄	<i>n</i> -C ₇ H ₁₆	溶剂油	C ₄ H ₆	丁油
<i>M</i> _i	72	86	100	90.1	54	
<i>w</i> _i	2.1％	57.8％	40.1％	79％	21％	
<i>x</i> _i	2.65％	60.97％	36.38％	69.27％	30.73％	
<i>c_p</i> /(kJ/kg·℃)	2.6163	2.3944	2.3358	2.3756	2.5451	2.3957
<i>ρ</i> /(kg·m³)	595	630	656	639.4	580	625.94
<i>λ</i> /(W/m·℃)	0.1012	0.1058	0.1128	0.1085	0.0977	0.1062
<i>μ</i> /Pa·s	1.8×10 ⁻⁴	2.4×10 ⁻⁴	288×10 ⁻⁴	2.5×10 ⁻⁴	1.3×10 ⁻⁴	2.2×10 ⁻⁴

预热器热负荷 8031.188×2.3957×(70－35)=673411.1kJ/h

水蒸气用量 673411.1÷2022.26=333kg/h

根据工艺条件，选用固定管板式换热器，丁油走管程，蒸汽走壳程。

平均温差
$$\Delta t_m = \frac{(179-35)-(179-70)}{\ln \frac{179-35}{179-70}} = 125.69^{\circ}\text{C}$$

根据管程动力黏度查《化工原理课程设计》第16页表1-1，取传热系数*K*为600W/(m²·℃)，则：

$$A = \frac{673411.1}{600 \times 125.69} = 8.9\text{m}^2$$

根据《化工工艺设计手册》上册第119页表3-9和表3-10，选用G159I—25—3固定管板式换热器，基本参数如下：

外壳直径 <i>D</i>	159mm	管子外径 <i>d</i> ₀	25mm
公称压力	0.25Pa	管子总数 <i>N</i>	13
公称面积 <i>A</i>	3m²	管程数	1
管子排列方法	三角	壳程数	1
管长 <i>l</i>	3m	管程通道截面积	0.0045m²

按传热面确定需要设备台数为

$\frac{8.9}{3}=2.97$ 台

考虑 20% 的备用系数，圆整取 4 台换热器进行串联使用。各种校核略。

② 预冷器

取丁油进口温度 35℃，出口温度 0℃，则定性温度为

$T=\frac{35+0}{2}=17.5^{\circ}\text{C}$

冷却盐水进口温度 -12℃，出口温度 -8℃，则定性温度为：

$T=\frac{(-12)+(-8)}{2}=-10^{\circ}\text{C}$

查《化工工艺设计手册》下册第 633 页图 19-63；第 645 页图 19-73；第 658 页图 19-81；第 680 页图 19-100 得定性温度下丁油的物性数据如表 9-19。

表 9-19 定性温度（17.5℃）下丁油物性数据

物 性	组 成					
	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₆ H ₁₄	<i>n</i> -C ₇ H ₁₆	溶剂油	C ₄ H ₆	丁油
<i>M_i</i>	72	86	100	90.1	54	
<i>w_i</i>	2.1%	57.8%	40.1%	79%	21%	
<i>x_i</i>	2.65%	60.97%	36.38%	69.27%	30.73%	
<i>c_p</i> /(kJ/kg·℃)	2.4697	2.3860	2.2604	2.3374	2.3358	2.3371
<i>ρ</i> /(kg/m ³)	614	648	672	657	630	651
<i>λ</i> /(W/m·℃)	0.1093	0.1128	0.1186	0.1151	0.1168	0.1155
<i>μ</i> /Pa·s	2.1×10 ⁻⁴	2.8×10 ⁻⁴	3.6×10 ⁻⁴	3.1×10 ⁻⁴	1.8×10 ⁻⁴	2.7×10 ⁻⁴

查《化工工艺设计手册》得定性温度下冷却盐水的物性数据如下。

比热容 *c_p* 2.8590kJ/(kg·℃) 热导率 *λ* 0.4885W/(m·℃)

密度 *ρ* 1245kg/m³ 动力黏度 *μ* 6.15×10⁻³Pa·s

热负荷 8031.188×2.3371×(35-0)=656939.13kJ/h

每小时冷却盐水用量： $m_{\text{盐}}=\frac{656939.13}{2.8590\times(-8+12)}=57444.835\text{kg}$

根据工艺条件，选用浮头式列管换热器。确定丁油走壳程，冷却盐水走管程。

平均温差： $\Delta t_m=\frac{[35-(-8)]-[0-(-12)]}{\ln\frac{35-(-8)}{0-(-12)}}=24.3^{\circ}\text{C}$

根据管程冷却盐水动力黏度查《化工原理课程设计》第 16 页表 1-1，取传热系数 *K* 为 350W/(m²·℃)，传热面积为

$A=\frac{656939.13}{350\times24.3}=77.24\text{m}^2$

根据传热面积查《化工工艺设计手册》下册第 145 页表 3-26 选择 FLB600—85—25—4

浮头式冷凝器，结构参数查第 131 页表 3-19 确定如下。

公称直径	600mm	换热管长度 l	6000mm	管中心距	32mm
换热面积	90m ²	换热管规格	φ25mm×2.5mm	挡板间距	300mm
公称压力	2.5MPa	排管数	194 根	管程流道面积	305cm ²
管程数	2 管程	排列方式	正方形旋转 45°	材质	1Cr18Ni9Ti

校核 K 值：

管程 α_1

$$V = \frac{57444.835}{1245} = 46.14 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\mu = \frac{46.14}{3600 \times 0.0305} = 0.4202 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{0.02 \times 0.4202 \times 1245}{6.15 \times 10^{-3}} = 1701.3$$

$$Pr = \frac{2.859 \times 10^3 \times 6.15 \times 10^{-3}}{0.4885} = 36$$

由于 $Re < 2100$ ，所以需按《基础化学工程》第 177 页表 3-8 强制对流情况进行计算。

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= 1.86 \frac{\lambda}{l} \left[(Re)(Pr)^{\frac{1}{3}} \frac{L}{l} \right]^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= \frac{1.86 \times 0.4885}{0.02} \left[1702.3 \times (36)^{\frac{1}{3}} \times \frac{6}{0.02} \right]^{\frac{1}{3}} \times 1.05 = 5677.8 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)} \end{aligned}$$

壳程 α_2

由《基础化学工程》第 176 页知，对于圆缺挡板用下式计算 α_2 。

$$\alpha_2 = 1.72 \frac{\lambda}{d_0} l^{0.6} (Re)^{0.6} (Pr)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

式中

$$l = \frac{D^2 - nd^2}{D^2 + nd^2} = \frac{0.6^2 - 194 \times 0.025^2}{0.6^2 + 194 \times 0.025^2} = 0.499 \text{ m}$$

$$f_1 = hD \left(1 - \frac{d_0}{t} \right) = 0.3 \times 0.6 \times \left(1 - \frac{0.025}{0.032} \right) = 0.0394 \text{ m}^2$$

$$f_2 = \frac{\pi}{4} (D^2 - nd_0^2) h = \frac{3.14}{4} \times (0.6^2 - 194 \times 0.025^2) \times 0.3 = 0.0562 \text{ m}^2$$

$$f_m = \sqrt{f_1 f_2} = \sqrt{0.0394 \times 0.0562} = 0.0471 \text{ m}^2$$

$$\mu_m = \frac{V}{f_m} = \frac{12.332}{0.0471 \times 3600} = 0.073 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{\mu_m d_0 \rho}{\mu} = \frac{0.073 \times 0.025 \times 651}{2.7 \times 10^{-4}} = 4400.3$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{2.3371 \times 10^3 \times 2.7 \times 10^{-4}}{0.1155} = 5.5$$

$$\text{取} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0.95$$

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= 1.72 \times \frac{0.1155}{0.025} \times 0.499^{0.6} \times 4400.3^{0.6} \times 5.5^{\frac{1}{3}} \times 0.95 \\ &= 1347.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

根据《化工原理课程设计》第30页表1-10, 取管内污垢热阻为 $0.000264(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{W}$; 取管外污垢热阻为 $0.001056(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{W}$ 。

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{5677.8} + 0.000264 + \frac{0.0025}{17.445} + 0.001056 + \frac{1}{1347.8} = 0.0024(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{W}$$

$$K = 419.9 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

传热系数 K 的贮备系数 η

$$\eta = \frac{K - K_0}{K_0} \times 100\% = \frac{419.9 - 350}{350} \times 100\% = 20\%$$

校核 K 可满足要求。其他校核略。

(2) 丁二烯升压器

选用浮头式冷凝器 1 台, 型号 FA-400-20-40-4, 蒸汽走壳程, 丁二烯走管程。选择过程略。

(3) 冲油预冷器

选用浮头式冷凝器 1 台, 型号 FLB-400-15-25-4, 油走壳程, 冷冻盐水走管程。选择过程略。

(4) 溶剂油冷凝冷却器

选用浮头式冷凝器 2 台, 并联使用, 型号 FLA-1100-425-25-4, 油走壳程, 冷冻盐水走管程。选择过程略。

(5) 溶剂油升压器

选用浮头式冷凝器 1 台, 型号 FA-325-10-40-2, 蒸汽走壳程, 溶剂油走管程。选择过程略。

9. 泵的选择 (以溶剂油泵的选择为例)

(1) 基础数据

输送介质: 溶剂油 (组成 $2.1\% n\text{-C}_5\text{H}_{12}$; $57\% n\text{-C}_6\text{H}_{14}$; $40.1\% n\text{-C}_7\text{H}_{16}$)

操作温度: 20°C

贮罐液面压力: 0.02MPa ; 聚合釜液面压力: 0.45MPa

流量: $14\text{m}^3/\text{h}$

入口液面至泵中心距离: 4.5m ; 出口液面至泵中心距离: 6.5m

吸入管管长: 20m (管径 $\phi 89\text{mm} \times 3.5\text{mm}$; 闸阀 1 个; 止回阀 1 个; 三通 2 个; 90° 弯头 5 个)

排出管管长: 120m (管径 $\phi 76\text{mm} \times 3\text{mm}$; 闸阀 5 个; 止回阀 1 个; 换热器 2 个; 出口变径 1 个; 三通 2 个; 90° 弯头 10 个)

输送条件（20℃）下的物性数据（见表 9-20）。

表 9-20 溶剂油 20℃ 下的物性数据

物 性	组 成			
	$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	$n\text{-C}_6\text{H}_{14}$	$n\text{-C}_7\text{H}_{16}$	溶剂油
M_i	72	86	100	90.1
w_i	2.1%	57.8%	40.1%	
x_i	2.65%	60.97%	36.38%	
蒸气压/MPa	0.056	0.018	0.005	0.0143
$\rho/(\text{kg}/\text{m}^3)$	628	660	685	669
$\mu/\text{Pa}\cdot\text{s}$	2.34×10^{-4}	3.25×10^{-4}	5.0×10^{-4}	3.86×10^{-4}

(2) 确定流量与扬程

流量（考虑 1.2 倍的安全系数）

$$V=14\times 1.2=16.8\text{m}^3/\text{h}$$

以泵中心线为基准，在贮罐液面与聚合釜液面之间列柏努利方程式为

$$H=Z_2-Z_1+\frac{u_1^2-u_2^2}{2g}+\frac{p_2-p_1}{\rho g}+\sum H_f$$

式中 $\sum H_f=\sum H_{f\lambda}+\sum H_{f\text{出}}$

①
$$\sum H_{f\lambda}=\left(\lambda\frac{l}{d}+\sum\zeta\right)\frac{u_{\text{f}}^2}{2g}$$

$$u_{\lambda}=\frac{4\times 14}{3600\times 0.082^2\times 3.14}=0.737\text{m}/\text{s}$$

$$Re=\frac{0.082\times 0.737\times 669}{3.86\times 10^{-4}}=104700>4000\text{为湍流}$$

查《化工原理》上册第 45 页表 1-1，取 $\epsilon=0.25\text{mm}$ ，则 $\frac{\epsilon}{d}=0.003$ ；再查第 46 页图 1-31 得： $\lambda=0.028$ 。查第 53 页表 1-3 得：

三通： $\zeta=1.3$ ；闸阀全开： $\zeta=0.17$ ；止回阀全开： $\zeta=2$ ， $\zeta_{\lambda}=0.5$ ；90°弯头： $\zeta=0.75\times 5=3.75$

$$\sum H_{f\lambda}=\left(0.028\times\frac{20}{0.082}+1.3+0.17+2+3.75\right)\times\frac{0.737^2}{2\times 9.81}=0.389\text{m(液柱)}$$

②
$$\sum H_{f\text{出}}=\sum H_{f\text{出管}}+\sum H_{f\text{接}}$$

$$\sum H_{f\text{出管}}=\left(\lambda\frac{l}{d}+\sum\zeta\right)\frac{u_{\text{f}}^2}{2g}$$

$$u_{\text{出}}=\frac{4\times 14}{3600\times 0.07^2\times 3.14}=1.01\text{m}/\text{s}$$

$$Re = \frac{0.082 \times 1.01 \times 669}{3.86 \times 10^{-4}} = 143540.36 > 4000 \text{ 为湍流}$$

查《化工原理》上册第 45 页表 1-1, 取 $\epsilon = 0.25\text{mm}$, 则 $\frac{\epsilon}{d} = 0.00357$; 再查第 46 页图 1-3 得 $\lambda = 0.029$ 。查第 53 页表 1-3 得:

三通: $\zeta = 1.3 \times 2 = 2.6$; 闸阀 1/2 开: $\zeta = 4.5 \times 5 = 22.5$; 止回阀全开: $\zeta = 2$; 90°弯头: $\zeta = 0.75 \times 10 = 7.5$, $\zeta_{\text{出}} = 1.0$

$$\sum H_{\text{出管}} = \left(0.029 \times \frac{120}{0.07} + 2.6 + 22.5 + 2 + 7.5 + 1 \right) \times \frac{1.01^2}{2 \times 9.81} = 4.435\text{m(液柱)}$$

查《化工原理》上册第 240 页可知, 换热器的压降范围在 10.3~101.3kPa, 设计取 50kPa, 则两台压降为 100kPa。

$$\sum H_{\text{换}} = \frac{100 \times 10^3}{669 \times 9.81} = 15.24\text{m(液柱)}$$

$$\sum H_{\text{出}} = \sum H_{\text{出管}} + \sum H_{\text{换}} = 15.24 + 4.435 = 19.675\text{m(液柱)}$$

$$H = (6.5 - 4.5) + \frac{(0.45 - 0.02) \times 10^6}{669 \times 9.81} + 19.675 = 87.2\text{m(液柱)}$$

若考虑 1.1 的安全系数, 则扬程为 96m 液柱。

(3) 选泵

根据输送物料的流量、扬程及性质, 确定选择 Y 形油泵。具体型号查《化工工艺设计手册》上册第 798 页表 7-11, 确定为 65Y-100×2A 型。有关性能如下。

流量	23m ³ /h	效率	41%	叶轮出口宽度	6.5mm
扬程	175m	允许气蚀余量	2.8m	泵重	280kg
转数	2950r/min	叶轮直径	270mm		

(4) 选电机

配套电机功率 40kW; 轴功率 26.7kW。

(5) 几何安装高度的确定

根据《化工原理》上册第 105 页式 (2-7b), 其几何安装高度计算公式。

$$H_g = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - \Delta h - H_{f,0-1}$$

$$\text{带入相应数据得 } H_g = \frac{(0.02 - 0.0143) \times 10^6}{669 \times 9.81} - 2.8 - 0.389 = -2.32\text{m}$$

即泵应安装在贮罐液面 2.32m 以下。

溶剂油泵总台数 2 台 (正常生产 1 台, 备用 1 台)。其他各泵的选择过程与溶剂油泵基本相同。型号与主要性能参数见设备一览表。

10. 其他设备选择

其他设备的选择过程略, 结果见各设备表。

六、原材料、动力消耗定额及消耗量

原材料消耗定额及消耗量 (部分) 如表 9-21 所示。

表 9-21 聚合部分原材料消耗定额及消耗量一览表

原材料名称	规格	计量单位	每吨胶消耗定额	原材料名称	规格	计量单位	每吨胶消耗定额
丁二烯	100%	t	1.045	三氟化硼乙醚络合物		kg	0.87
溶剂油	60~90℃	t	0.15	工业乙醇		kg	13
环烷酸镍		kg	0.24	防老剂		kg	0.85
三异丁基铝		kg	0.44				

七、生产控制分析

聚合工段主要控制指标见表 9-22。

表 9-22 聚合工段主要控制指标

物料名称	采样地点	分析项目	控制指标	分析时间
丁二烯	丁二烯总管线	组成 水值 杂质 胺值	>99% <20mg/kg 乙腈检不出 <1mg/kg	每班一次 每班一次
溶剂油	溶剂油总管	水值 碘值	<20mg/kg <0.2mg/100g	
浓镍	浓镍高位槽	浓度		
稀镍	镍配制槽	浓度	(1.0±0.05)g/L	
稀铝		浓度		
防老剂	配制釜	浓度		
丁油	丁油管线	水值 丁浓	<20mg/kg 12~15g/L	
胶液	末釜出口	胶含量 转化率	≥100g/L ≥83%	
胶液	首釜出口 末釜出口	门尼黏度 门尼黏度	50 45	

成品胶质量控制指标见表 9-1。

八、定员

车间各班采用五班三倒制，连续生产，每班 8h。各工段定员根据生产需要定岗定编。一般包括各岗位的人数（生产工人、辅助工人、管理人员、轮休人员）操作班次等。聚合工段定员见表 9-23。其他岗位定员略。

表 9-23 聚合工段定员

序号	岗位名称	生产工人		辅助工人		管理人员	操作班次	轮休人员	合计
		每班定员	技术等级	每班定员	技术等级				
1	罐区岗	2	初级			2	5	2	47
2	配制计量	2	中级					2	
3	聚合岗	3	中高级					3	
合计		9				2	2	9	55

九、三废治理

车间三废排量及组成如表 9-24 所示。

表 9-24 车间三废排量及组成

名称	t/℃	p/Pa	排出点	排放量			组成及含量	国家排放标准	处理意见	备注
				单位	正常	最大				
废水			聚合总下水				B、F、Ni		生化处理后排放	
			挤压机排水				B、F、Ni			
			洗胶罐排水				B、F、Ni			
			油水分离罐				B、油			
废气			脱水回油罐				C ₄ ⁼⁼ 、C ₅ 、C ₆		送火炬燃烧	
			脱液罐排气				C ₄ ⁼⁼			
废渣			铝渣				溶剂油、铝		污泥焚烧	
			废胶				网状结构凝胶			

十、其他

除了以上项目外还要考虑产品成本估算、自动控制，并进行概算。最后，分析设计中还存在的问题及解决意见。

十一、设计说明书的附图和附录

(一) 附图

- 聚合及后处理物料流程图（图 9-17 见书后插页）
- 聚合釜装配图（图 9-18 见书后插页）
- 聚合工段带控制点工艺流程图（图 9-19 见书后插页）
- 聚合工段平面布置图（略）

(二) 附表

- 冷换设备见表 9-25
- 机泵类见表 9-26
- 反应釜见表 9-27
- 容器见表 9-28

表 9-27 反应釜

工程名称			操作条件			反 应 器			编制	年 月 日		库 号		第 页 共 页		备 注			
										设计项目	设计阶段	主要介质	温度 /℃				压力 /MPa	材料	厚度 /mm
流程编号	名 称	主要规格 /mm	溶剂	温度	压力	材料	容积 /m ³	附 件	数量	质量 /kg	单价 /元	复用或设计	图纸库号	材料	厚度 /mm				
R1801	浓镍配制釜	φ1000×1600×8	溶剂	常温	0.1	碳钢	2.2	涡轮、涡轮减速机 浆式搅拌机 配套电机 BJQ2-52-4 10kW	1										
R1802	稀镍配制釜	φ1800×1800×12	溶剂	常温	0.1	碳钢	6.0	涡轮、涡轮减速机 浆式搅拌机 配套电机 BJQ2-52-4 10kW	1										
R1803	终止剂配制釜	φ1800×1800×12	溶剂	常温	0.1	碳钢	6.0	涡轮、涡轮减速机 浆式搅拌机 配套电机 BJQ2-52-4 10kW	1										
R1804a~e	聚合釜	φ1800×4400×16	胶液	94	0.35	1Cr18Ni9Ti	12	行星摆线针轮 减速机 XLD55-11 双螺旋带式搅拌机 59r/min 配套电机 BJQ2-92-8 55kW	5										
R1805	终止釜	φ1800×4400×16	胶液	94	0.35	1Cr18Ni9Ti	12	行星摆线针轮 减速机 XLD55-11 双螺旋带式搅拌机 59r/min 配套电机 BJQ2-92-8 55kW	1										
R1901	凝聚釜	φ2800×6500×12	胶液水	95	0.08	碳钢	50	立式直齿二级减速机 三层浆式搅拌机 79r/min 配套电机 BJQ2-91-6 55kW	1										
R1902	洗胶罐	φ2400×2500×8	水、胶粒			碳钢	11.5	立式	1										

表 9-28 容器 (不包括溶剂回收)

流程位号	名称	台数	型式	操作条件			体积流量 (m ³ /h)	装料 系数	线速度 (m/s)	停留时间/min 或 贮存时间/天	规格		备注
				介质	温度/℃	压力(绝) /MPa					内径×长度×壁厚 /mm×mm×mm	容积 /m ³	
V18001a~g	丁二烯储罐	7	卧式	C ₄ =	常温	0.15		0.80		960	2800×10000×18	60	碳钢
V1802a~d	溶剂油储罐	4	卧式	C ₈ , C ₆ , C ₇	常温	0.12		0.85		480	3000×12000×14	85	碳钢
V1803	乙醇储罐	1	立式	乙醇	常温	0.15		0.80			1800×1800×8	6	碳钢
V1804	稀镍储罐	1	立式	Ni 剂、溶剂油	常温	0.15		0.80			1800×1800×12	6	碳钢
V1805	铝剂储罐	1	立式	Al 剂	常温	0.15		0.80		5 天	1400×1800×8	4	碳钢
V1806	硼剂储罐	1	立式	硼剂	常温	0.15		0.80			500×1700×3	0.35	1Cr18Ni9Ti
V1807	溶剂油储罐	1	立式	溶剂油	常温	0.15		0.80			1800×1800×12	6	碳钢
V1808	终止剂储罐	1	立式	乙醇	常温			0.80			800×1600×6	1	碳钢
V1809	稀镍计量罐	1	立式	Ni 剂、溶剂油	常温	0.15		0.80		180	500×2000×6	0.4	碳钢
V1810	铝剂计量罐	1	立式	Al 剂	常温	0.15		0.80		600	500×2000×6	0.4	碳钢
V1811	硼剂计量罐	1	立式	硼剂	常温	0.15		0.80		600	80×2000×4.5	0.01	1Cr18Ni9Ti
V1812	终止剂计量罐	1	立式	乙醇	常温	0.15		0.80		360	800×1600×6	1	碳钢
V1813	废胶罐	1	卧式	胶液	90	0.35		0.80			1000×2000×16	2	1Cr18Ni9Ti
V1901a~d	胶液储罐	4	立式	胶液	常温	0.1		0.80		480	4000×12000×18	145	碳钢
V1902	油水分离罐	1	卧式	油、水		常压		0.80			2400×8000×18	40	碳钢
V1903	热水罐	1	卧式	水	90	常压		0.80			2600×8600×8	50	碳钢
V1904	洗涤水罐	1	卧式	水		常压		0.80			1400×4000×8	7	碳钢

十二、设计参考资料

- 1 大连工学院, 北京化工学院, 石油六厂, 胜利化工厂合编. 顺丁橡胶生产. 北京: 化学工业出版社, 1978
- 2 张洋主编. 高聚物合成工艺设计基础. 北京: 化学工业出版社, 1983
- 3 化工工艺设计手册. 上、下. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1994
- 4 赵德仁编. 高聚物合成工艺学. 北京: 化学工业出版社, 1983
- 5 黄葆同, 欧阳均编. 络合催化聚合合成橡胶. 北京: 科学出版社, 1981
- 6 华东化工学院编. 基础化学工程. 上. 上海: 上海科学出版社, 1979
- 7 天津大学编. 基础有机化学工程. 北京: 人民教育出版社, 1978
- 8 裘元焘编. 基本有机化工过程及设备. 北京: 化学工业出版社, 1981
- 9 冯新德编. 高分子合成化学. 北京: 科学出版社, 1979
- 10 天津大学, 华东化工学院合编. 有机化学. 北京: 人民教育出版社, 1979
- 11 辽宁情报站编. 有机化工原料及中间体便览. 上. 1980
- 12 沈阳化工学院学生毕业设计. 顺丁橡胶生产工艺设计. 1988
- 13 合成橡胶工业 (合订). 合成橡胶工业, 1988
- 14 化学工程手册 24. 化学反应工程. 北京: 化学工业出版社, 1986
- 15 化学工程手册 5. 搅拌与混合. 北京: 化学工业出版社, 1985
- 16 化学工程手册 7. 传热. 北京: 化学工业出版社, 1986
- 17 化工设备机械基础. 第三册. 北京: 化学工业出版社, 1978
- 18 韩叶象编. 化工机械基础. 北京: 化学工业出版社, 1990
- 19 陈已棠编. 化工设备设计全书. 搅拌设备设计. 上海: 上海科学出版社, 1985
- 20 化工设备标准手册. 第三卷. 金属化工设备. 第一册. 型式、参数及技术条件. 北京: 中国标准出版社, 1987
- 21 化工设备标准手册. 第六卷. 化工机械. 第三册. 减速机. 北京: 中国标准出版社, 1987
- 22 化工设备标准手册. 第四卷. 金属化工设备. 零部件. 北京: 中国标准出版社, 1987
- 23 机械产品目录. 第二十册. 防爆电机电器. 北京: 机械工业出版社, 1986
- 24 机械产品目录. 第十九册. 中小型电机. 北京: 机械工业出版社, 1985
- 25 王振中编. 化工原理. 上、下. 北京: 化学工业出版社, 1985

设计实例二

《年产 30 万吨合成氨厂的工艺设计》

一、说明书 (略)

包括合成氨的生产历史及发展趋势, 生产原理及流程选择等。

二、工艺计算

本设计的工艺流程示意图如图 9-20 所示。

(一) 部分物料衡算

1. 合成氨消耗定额的计算

(1) 计算依据

① 原料气组成见表 9-29。

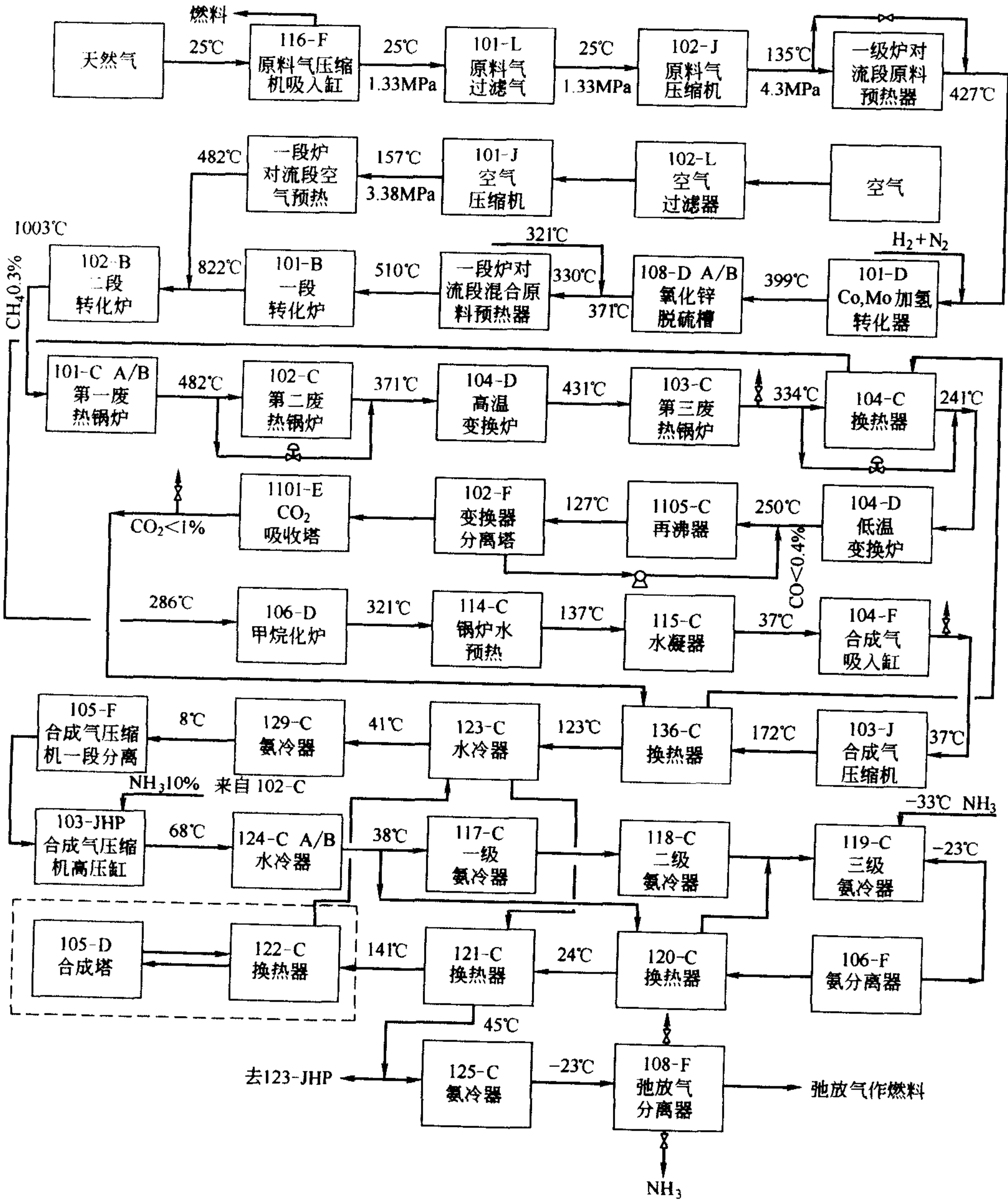


图 9-20 合成氨工艺流程示意图

表 9-29 原料气组成

组分	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	N ₂	H ₂	CO ₂	合计
摩尔分数/%	83.20	10.00	5.16	1.19	0.11	0.23	0.10	0.01	100.00

② 空气组成见表 9-30。

表 9-30 空气组成

组分	N ₂	O ₂	Ar	合计
体积分数/%	78	21	1	100

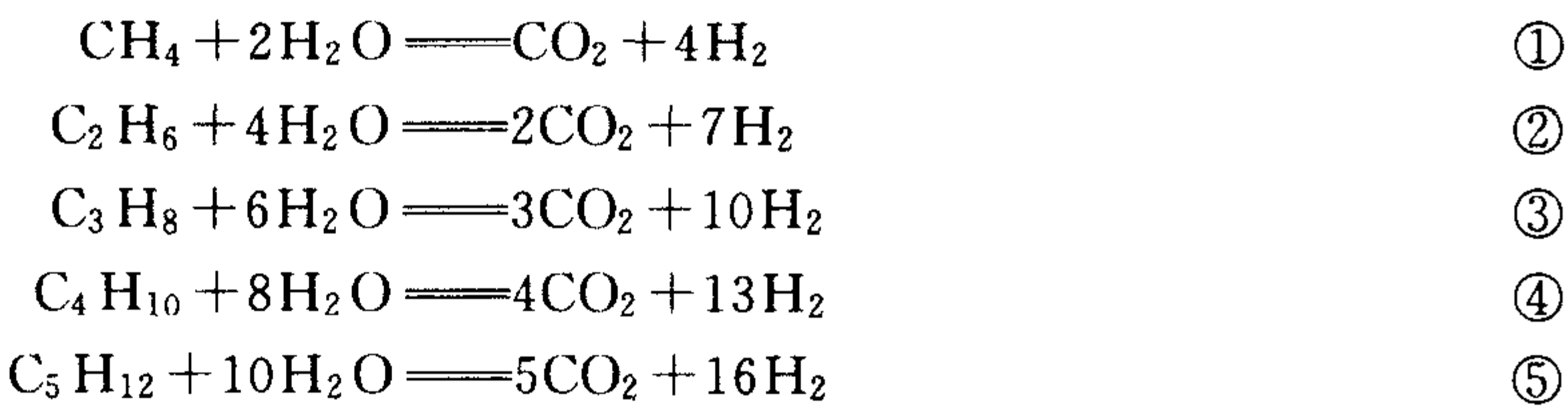
③ 进合成系统新鲜气组成见表 9-31。

表 9-31 进合成系统新鲜气组成

组分	CH ₄	N ₂	O ₂	Ar	合计
摩尔分数/%	0.899	24.672	74.113	0.316	100.00

④ 取一段入口的水碳比为 3.5。

⑤ 设各种烷烃按下列各式反应全部转化为 CO₂ 和 H₂。



⑥ 设空气中的氧按下式全部反应生成 H₂O。



⑦ 设 CO₂ 吸收塔出口 CO₂ 含量为 0.1%（干基），此 CO₂ 在甲烷化炉中按下式反应生成 CH₄。



⑧ 设生产 1t 氨所消耗新鲜气为 2900m³（标准）。

(2) 计算

① 生产 1t 氨需原料气、空气、水蒸气量及 CO₂ 回收量

以 100m³（标准）新鲜气为基准，设所需原料气量为 xm³（标准），空气量为 ym³（标准）。

N₂ 平衡

$$0.0023x + 0.78y = 24.672$$

(A)

H₂ 平衡 1m³（标准）原料气中，潜在的 H₂ 为：

$$4 \times 0.8320 + 7 \times 0.10 + 10 \times 0.0516 + 13 \times 0.0119 + 16 \times 0.0011 + 0.001$$
$$= 4.7173\text{m}^3 \text{（标准）H}_2 / 1\text{m}^3 \text{（标准）天然气}$$

由上反应式⑦知 1mol CH₄ 需消耗 4mol H₂，同时在二段炉中，由上反应式⑥知 1mol O₂ 消耗掉 2mol H₂，所以

$$4.7173x - 2 \times 0.21y = 74.113 + 0.899 \times 4$$

整理后得：

$$4.7173x - 0.42y = 77.709$$

(B)

(A) + (B) 式得：

$$4.7196x + 0.36y = 102.381$$

$$x = 21.6927 - 0.0763y \text{ 代入 (A) 式得：}$$

$$0.0023(21.6927 - 0.0763y) + 0.78y = 24.672$$

解得： $x=19.2843$
 $y=31.5739$

每吨氨需原料气量

$$\begin{aligned} 19.2843 \times 2900/100 &= 559.2447 \text{ m}^3 \text{ (标准) 天然气/t (NH}_3\text{)} \\ &= 24.9663 \text{ kmol/t (NH}_3\text{)} \\ &= 1040.2625 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

空气需要量

$$\begin{aligned} 31.5739 \times 2900/100 &= 915.6431 \text{ m}^3 \text{ (标准)/t (NH}_3\text{)} \\ &= 40.8769 \text{ kmol/t (NH}_3\text{)} \\ &= 1703.2052 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

水蒸气需求量

天然气的总碳指数为：

$$\begin{aligned} \Sigma C &= (1 \times 83.20 + 2 \times 10.00 + 3 \times 5.16 + 4 \times 1.19 + 5 \times 0.11) \div 100 \\ &= 1.2399 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 24.9663 \times 1.2399 \times 3.5 &= 108.3450 \text{ kmol/t (NH}_3\text{)} \\ &= 1950.2101 \text{ kg/t (NH}_3\text{)} \\ &= 4514.3752 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

即水蒸气需要量为 4514.3752 kmol/h。

CO₂ 回收量

$$\begin{aligned} 559.2447 \times (1.2399 + 0.0001) - 2900 \times 0.00899 \\ &= 667.3924 \text{ m}^3 \text{ (标准)/t (NH}_3\text{)} \\ &= 29.7943 \text{ kmol/t (NH}_3\text{)} \\ &= 1241.4294 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

按日产千吨氨计每小时消耗试剂原料量见表 9-32。

表 9-32 按日产千吨氨计每小时消耗试剂原料量

物料	原料气	工艺空气	水蒸气	CO ₂ 回收
消耗/(kmol/h)	1040.2625	1703.2052	4514.3752	1241.4294

② 循环氢气量的计算 如图 9-21 所示。

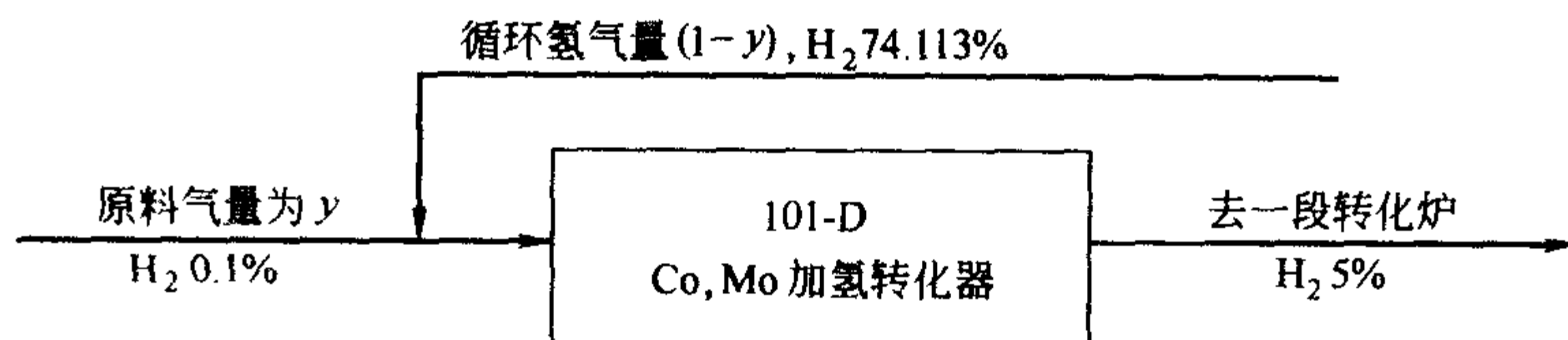


图 9-21 循环氢气量计算图

H₂ 的平衡方程 $0.001y + 0.74113 \times (1-y) = 1.0 \times 0.05$

解得 $y=0.9338$ $1-y=0.0662$

可知 0.9338 kmol 原料气加氢转化需要循环气为 0.0662 kmol，则每吨 NH₃ 需循环气量为：

$$\begin{aligned} 24.9663 \times 0.0662 \div 0.9338 &= 1.7699 \text{ kmol/t (NH}_3\text{)} \\ &= 73.7475 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

出转化器气体量为：

$1040.2625+73.7475=1114.0100\text{kmol/h}$

出转化器气体总碳数为：

$\Sigma C=(77.7517+2\times 9.3380+3\times 4.8184+4\times 1.1112+5\times 0.1027)\div 100$
 $=1.1584$

而水碳比为 3.5

故水蒸气量为： $1114.0100\times 1.1584\times 3.5=4516.6421\text{kmol/h}$

加氢转化器气体流量及组成见表 9-33。

表 9-33 进出 Co, Mo 加氢转化器气体流量及组成

组分	进加氢转化器天然气量			进加氢转化器循环气量			出加氢转化器总气体量		
	摩尔分数/%	kmol/h	kg/h	摩尔分数/%	kmol/h	kg/h	摩尔分数/%	kmol/h	kg/h
CH ₄	83.20	865.4984	13847.9744	0.899	0.6630	10.608	77.7517	866.1617	13858.5872
C ₂ H ₆	10.00	104.0263	3120.7890				9.3380	104.0263	3120.7890
C ₃ H ₈	5.16	53.6775	2361.8100				4.8184	53.6775	2361.8100
C ₄ H ₁₀	1.19	12.3791	717.9878				1.1112	12.3791	717.9878
C ₅ H ₁₂	0.11	1.1443	82.3896				0.1027	1.1443	82.3896
N ₂	0.23	2.3926	66.9928	24.672	18.1950	509.460	1.8481	20.5880	576.4640
H ₂	0.1	1.0403	2.0806	74.113	54.6565	109.313	4.9997	55.6972	111.3944
CO ₂	0.01	0.1040	4.5760				0.0093	0.1040	4.5760
Ar				0.316	0.2330	9.320	0.0209	0.2328	9.3120
合计	100.00	1040.2625	20204.6002	100.000	73.7475	638.701	100.00	1114.0100	20843.3100

进一段转化炉气体总量为：

$1114.0100+4516.6421=5630.6521\text{kmol/h}$

2. 一段转化炉物料衡算

(1) 计算依据

① 进一段转化炉气体组成见表 9-34。

表 9-34 进一段转化炉气体组成

组分	CH ₄	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	N ₂	H ₂	CO ₂	Ar	合计
摩尔分数/%	77.7517	9.3380	4.8184	1.1112	0.1027	1.8481	4.9997	0.0093	0.0209	100.00

② 进一段转化炉气体总量为 5630.6521kmol/h。

③ 水碳比为 3.5。

④ 一段转化炉出口压力为 3.09MPa（表压），温度为 822℃，转化气中 CH₄ 含量为 9.7%。

⑤ 在出口温度下，CO 转化反应达到平衡即气体组成满足：

$$k_p=\frac{p_{CO_2}\cdot p_{H_2}}{p_{CO}\cdot p_{H_2O}}=\frac{n_{CO_2}\cdot n_{H_2}}{n_{CO}\cdot n_{H_2O}}$$

查设计参考资料 1 得知当 $t=822^{\circ}\text{C}$ 时, $k_p=0.94135$ 。

(2) 计算

① 一段转化炉出口气体量的计算

设 n_{CO} 、 n_{CO_2} 、 n_{H_2} 分别表示转化炉出口气中 CO 、 CO_2 、 H_2 的物质的量。 $n_{\text{H}_2\text{O}}$ 表示反应掉的蒸汽的物质的量, V 表示干气的物质的量。

$$\begin{aligned} \text{C 平衡} \quad 866.1617 + 2 \times 104.0263 + 3 \times 53.6775 + 4 \times 12.3791 + 5 \times 1.1443 + 0.1040 \\ = n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + 0.097V \end{aligned}$$

$$\text{整理得:} \quad 1290.5887 = n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + 0.097V \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 \text{ 平衡} \quad 2 \times 866.1617 + 3 \times 104.0263 + 4 \times 53.6775 + 5 \times 12.3791 + \\ 6 \times 1.1443 + 55.6972 + 4516.6421 = n_{\text{H}_2} + 2 \times 0.097V + (4516.6421 - n'_{\text{H}_2\text{O}}) \end{aligned}$$

$$\text{整理得:} \quad 2383.5708 = n_{\text{H}_2} + 0.194V - n'_{\text{H}_2\text{O}} \quad (2)$$

$$\text{O}_2 \text{ 平衡} \quad 0.1040 + 0.5 \times 4516.6421 = 0.5 \times 4516.6421 - 0.5n'_{\text{H}_2\text{O}} + 0.5n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2}$$

$$\text{整理得:} \quad 0.2080 = n_{\text{CO}} + 2n_{\text{CO}_2} - n'_{\text{H}_2\text{O}} \quad (3)$$

$$\text{总干气量为:} \quad V = n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + 0.097V + n_{\text{H}_2} + n_{\text{N}_2} + n_{\text{Ar}}$$

$$\text{整理得:} \quad V = n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + 0.097V + n_{\text{H}_2} + 20.8208 \quad (4)$$

$$\text{④} - \text{①} \text{ 得} \quad n_{\text{H}_2} = V - 1311.4095 \quad (5)$$

$$\text{⑤} + \text{②} \text{ 得} \quad n'_{\text{H}_2\text{O}} = 1.194V - 3694.9803 \quad (6)$$

$$\text{①} - \text{③} \text{ 得} \quad n'_{\text{H}_2\text{O}} - n_{\text{CO}_2} + 0.097V = 1290.3807 \quad (7)$$

$$\text{⑥} \text{ 代入 } \text{⑦} \text{ 得} \quad n_{\text{CO}_2} = 1.291V - 4985.3610 \quad (8)$$

$$\text{①} \times 2 - \text{③} \text{ 代入 } \text{⑥} \text{ 得} \quad n_{\text{CO}} = 6275.9497 - 1.388V \quad (9)$$

出一段转化炉工艺蒸汽量为

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 4516.6421 - n'_{\text{H}_2\text{O}} = 8211.6224 - 1.194V \quad (10)$$

因为

$$k_p = \frac{n_{\text{CO}_2} \cdot n_{\text{H}_2}}{n_{\text{CO}} \cdot n_{\text{H}_2\text{O}}} = 0.94135$$

所以

$$\frac{(1.291V - 4985.3610) \cdot (V - 1311.4095)}{(6275.9497 - 1.388V) \cdot (8211.6224 - 1.194V)} = 0.94135$$

$$\text{整理} \quad V^2 - 41360.3374V + 155999707.4 = 0$$

$$\text{解得} \quad V = 4209.2018 \text{ kmol/h}$$

将 V 值分别代入⑤⑥⑧⑨⑩式解得

$$n_{\text{H}_2} = 2897.7923 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 1330.8067 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{CO}_2} = 448.7186 \text{ kmol/h}$$

$$n'_{\text{H}_2\text{O}} = 3185.8354 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{CH}_4} = 408.2926 \text{ kmol/h}$$

$$n_{\text{CO}} = 433.5776 \text{ kmol/h}$$

$$\sum n_{\text{湿}} = 3185.8354 + 4209.2018 = 7395.0372 \text{ kmol/h}$$

② 一段转化炉平衡温距的计算

$$k_{p\text{CH}_4} = \frac{p_{\text{CO}} \cdot p_{\text{H}_2}^3}{p_{\text{CH}_4} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{n_{\text{CO}} \cdot n_{\text{H}_2}^3}{n_{\text{CH}_4} \cdot n_{\text{H}_2\text{O}}} \left(\frac{p}{\sum n_{\text{湿}}} \right)^2$$

$$= \frac{433.5776 \times 2897.7923^3}{408.2926 \times 3185.8354} \left(\frac{30.8867}{7395.0372} \right)^2$$
$$= 141.4934$$

查设计参考资料 1 得 $t=790.8^{\circ}\text{C}$ ，故得平衡温距 $\Delta t=822-790.8=31.2^{\circ}\text{C}$ 。

③ 一段转化炉理论氢空速的计算

一段转化炉进出物料平衡表见表 9-35。

表 9-35 一段转化炉进出物料平衡

组分	进一段转化炉气体量			出一段转化炉气体量		
	摩尔分数/%(干)	kmol/h	kg/h	摩尔分数/%(干)	kmol/h	kg/h
CH ₄	77.7517	866.1617	13858.5872	9.7000	408.2926	6532.6816
C ₂	9.3380	104.0263	3120.7890			
C ₃	4.8184	53.6775	2361.8100			
C ₄	1.1112	12.3791	717.9878			
C ₅	0.1027	1.1443	82.3896			
N ₂	1.8481	20.5880	576.464	0.4891	20.5880	576.464
H ₂	4.9997	55.6972	111.3944	68.8442	2897.7923	5795.5846
CO ₂	0.0093	0.1040	4.5760	10.6604	448.7186	19743.6184
CO				10.3007	433.5776	12140.1728
Ar	0.0209	0.2328	9.3120	0.0056	0.2328	9.3120
Σ干气	100.0000	1114.0100	20843.3100	100.0000	4209.2018	44797.8334
H ₂ O		4516.6421	81299.5578		3185.8354	57345.0372
Σ湿气		5630.6521	102142.8678		7395.0372	102142.8706

取一段转化炉触媒填装量为 15.2m³，以 100kPa、15.56℃为计算基准。

$$V_{\text{SP}} = \frac{n_{\text{H}_2} + n_{\text{CO}} + 4n_{\text{CH}_4}}{V_{\text{R}}} \times \frac{T}{T_0} \times 22.4$$
$$= \frac{2897.7923 + 433.5776 + 4 \times 408.2926}{15.2} \times \frac{273.15 + 15.56}{273.15} \times 22.4$$
$$= 7732.9302\text{h}^{-1}$$

3. 二段转化炉物料衡算

(1) 计算依据

出口 CH₄ 含量为 0.33%，出口温度为 1003℃；出口压力为 3.06MPa（表）；补充蒸汽为空气量的 10%。

(2) 计算

① 二段转化炉出口气体量的计算

由前计算知加入二段转化炉的空气量为：1703.2052kmol/h，补充蒸汽量为：170.3205kmol/h

C 平衡

$$1290.5887 = n_{\text{CO}_2} + n_{\text{CO}} + 0.0033V$$

①

H₂ 平衡

$$2897.7923 + 408.2926 \times 2 + 3185.8354 + 170.3205$$
$$= n_{\text{H}_2} + 2 \times 0.0033V + 3185.8354 + 170.3205 - n'_{\text{H}_2\text{O}}$$

整理得: $3714.3775 = n_{H_2} + 0.0066V - n'_{H_2O}$ ②

O₂ 平衡 $0.5 \times 433.5776 + 448.7186 + 0.5 \times (3185.8354 + 17.3205) + 0.21 \times 1703.2052 =$

$$n_{CO_2} + 0.5n_{CO} + 0.5 \times (3185.8354 + 170.3205) - 0.5n'_{H_2O}$$

整理得: $2046.3610 = n_{CO} + 2n_{CO_2} - n'_{H_2O}$ ③

出二段转化炉气体量 $V = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{H_2} + n_{N_2} + n_{Ar} + n_{CH_4}$

$$V = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{H_2} + 20.5880 + 0.2328 + 0.79 \times 1703.2052 + 0.0033V$$

整理得: $V = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{H_2} + 0.0033V + 1366.3529$ ④

设在出口条件下, CO 转化反应达平衡, 查设计参考资料 1 得 $k_{pCO} = 0.566135$

$$k_{pCO} = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}} = \frac{n_{CO_2} \cdot n_{H_2}}{n_{CO} \cdot n_{H_2O}} \quad ⑤$$

①—④得 $V = n_{H_2} + 2656.9416$ ⑥

将⑥代入②整理得

$$n'_{H_2O} = 1.0066n_{H_2} - 3696.8417 \quad ⑦$$

③—①得 $755.7723 = n_{CO_2} - n'_{H_2O} - 0.0033V$ ⑧

将⑥⑦代入⑧整理得

$$n_{CO_2} = 1.0099n_{H_2} - 2932.3015 \quad ⑨$$

将⑦、⑨代入③式整理得

$$n_{CO} = 4214.1223 - 1.0132n_{H_2} \quad ⑩$$

出二段转化炉工艺蒸汽量为:

$$\begin{aligned} n_{H_2O} &= 3185.8354 + 170.3205 - n'_{H_2O} \\ &= 7052.9976 - 1.0066n_{H_2} \end{aligned} \quad ⑪$$

将⑨、⑩、⑪代入⑤整理得

$$\begin{aligned} k_{pCO} &= \frac{(1.0099n_{H_2} - 2932.3015) \cdot n_{H_2}}{(4214.1223 - 1.0132n_{H_2}) \cdot (7052.9976 - 1.0066n_{H_2})} \\ &= 0.566135 \end{aligned}$$

整理得: $n_{H_2}^2 + 8126.7328n_{H_2} - 38905278.95 = 0$

解得 $n_{H_2} = 3380.8411 \text{ kmol/h}$, 将 n_{H_2} 值分别代入⑦、⑨、⑩、⑪式得:

$$n_{CO} = 788.6541 \text{ kmol/h}$$

$$n_{CO_2} = 482.0099 \text{ kmol/h}$$

$$n_{H_2O} = 3648.9429 \text{ kmol/h}$$

$$n'_{H_2O} = -293.6870 \text{ kmol/h}$$

空气所带入的各组分量为:

$$n_{O_2} = 0.21 \times 1703.2052 = 357.6731 \text{ kmol/h}$$

$$n_{N_2} = 0.78 \times 1703.2052 = 1328.5001 \text{ kmol/h}$$

$$n_{Ar} = 0.01 \times 1703.2052 = 17.0321 \text{ kmol/h}$$

二段转化炉出口干气总量

$$\begin{aligned} V &= n_{H_2} + 2656.9416 = 3380.8411 + 2656.9416 \\ &= 6037.7827 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

甲烷含量为 $n_{CH_4}=0.0033\times 6037.7827=19.9247\text{kmol/h}$

② 二段转化炉平衡温距的计算

二段炉出口压力（表）为 3.06MPa，当地大气压取 98.66kPa。

压力校正：

$$\begin{aligned}k_{pCH_4} &= \frac{n_{CO} \cdot n_{H_2}^3}{n_{CH_4} \cdot n_{H_2O}} \left(\frac{p}{\sum n_{湿}} \right)^2 \\&= \frac{788.6541 \times (3380.8411)^3}{19.9247 \times 3648.9429} \times \left(\frac{30.6}{9686.7256} \right)^2 \\&= 4182.0172\end{aligned}$$

查设计参考资料 1 得知 $k_{pCH_4}=4182.0172$ 对应 $t=954.04^{\circ}\text{C}$ ，故平衡温差

$$\Delta t=1003-954.04=48.96^{\circ}\text{C}$$

③ 二段转化炉理论氢空速的计算

二段转化炉装填触媒体积 $V_R=33.4\text{m}^3$ 以 0.1MPa、60F°（15.56℃）为基准。

$$\begin{aligned}V_{SP} &= \frac{n_{H_2} + n_{CO} + 4n_{CH_4}}{V_R} \times \frac{T}{T_0} \times 22.4 \\&= \frac{3380.8411 + 788.6541 + 4 \times 19.9247}{33.4} \times \frac{273.15 + 15.56}{273.15} \times 22.4 \\&= 3012.0895\text{h}^{-1}\end{aligned}$$

二段转化炉进出物料衡算见表 9-36。

表 9-36 二段转化炉进出物料衡算

组分	进入二段转化炉气体量			出二段转化炉气体量		
	kmol/h	kg/h	摩尔分数/%(干)	kmol/h	kg/h	摩尔分数/%(干)
H ₂	2897.7923	5795.5846	49.0121	3380.8411	6761.6822	55.9947
N ₂	1349.0881	37774.4668	22.8179	1349.0881	37774.4668	22.3441
Ar	17.2649	690.5960	0.2920	17.2649	690.5960	0.2859
CO	433.5776	12140.1728	7.3333	788.6541	22082.3148	13.0620
CO ₂	448.7186	19743.6184	7.5894	482.0099	21208.4356	7.9832
O ₂	357.6731	11445.5392	6.0495			
CH ₄	408.2926	6532.6816	6.9058	19.9247	318.7952	0.3300
H ₂ O	3356.1559	60410.8062		3648.9429	65680.9722	
合计	9268.5631	154533.4656				
Σ干气			100.00	6037.7827	88836.2906	100.00
Σ湿气				9686.7256	154517.2628	

4. 高温变换炉物料衡算

(1) 计算依据

高温变换炉出口 CO 含量为 3%，出口干气量为 $V\text{kmol/h}$ ，变换反应方程式为：



(2) 计算

$$V = \text{入口干气量} + \text{变换掉的 CO 量}$$

= 6037.7827 + (788.6541 - 0.03V)
= 6627.6085kmol/h

① 变换掉的 CO 量:

$n'_{CO} = 788.6541 - 0.03 \times 6627.6085$
 $= 589.8258\text{kmol/h}$
 $= 16515.1237\text{kg/h}$

② 在高温度换炉出口处 CO 量:

$n_{CO} = 0.03V = 0.03 \times 6627.6085 = 198.8283\text{kmol/h}$

③ 高温变换炉出口处水蒸气量:

由变换反应知变换 1mol CO 需耗 1mol 水:

所以

$n_{H_2O} = 3648.9429 - 589.8258$
 $= 3059.1171\text{kmol/h}$
 $= 55064.1078\text{kg/h}$

④ 变换出口 CO₂, H₂ 量:

变换 1mol CO 生成 1mol CO₂ 和 H₂, 故

$n_{CO_2} = 482.0099 + 589.8258$
 $= 1071.8357\text{kmol/h} = 47160.7708\text{kg/h}$
 $n_{H_2} = 3380.8411 + 589.8258$
 $= 3970.6669\text{kmol/h} = 7941.3338\text{kg/h}$

高温变换炉出口气体量见表 9-37。

表 9-37 高温变换炉出口气体量

组 分	摩尔分数/%(干基)	kmol/h	kg/h
H ₂	59.9110	3970.6669	7941.3338
N ₂	20.3556	1349.0881	37774.4668
Ar	0.2605	17.2649	690.5960
CO	3.0000	198.8283	5567.1924
CO ₂	16.1723	1071.8357	47160.7708
CH ₄	0.3006	19.9247	318.7952
Σ干气	100.0000	6627.6085	99453.1537
H ₂ O		3059.1171	55064.1078
Σ湿气		9686.7256	154516.2628

5. 低温变换炉物料衡算

(1) 计算依据

设低温变换炉出口 CO 含量为 0.348%，出口干气为 Vkmol/h

(2) 计算

① 变换掉的 CO 量为:

$n'_{CO} = n_{CO} - 0.00348V = 198.8283 - 0.00348V$
 $V = \text{入口干气} - n'_{CO}$

= 6627.6085+198.8283-0.00348V

解得：V= 6802.7632kmol/h

n'co=198.8283-0.00348×6802.7632
=175.1547kmol/h

② 低温变换炉出口处 CO、H₂、CO₂、H₂O 的量

nco=0.00384V=0.00384×6802.7632
=23.6736kmol/h

由反应式 CO+H₂O==CO₂+H₂ 知变换 1molCO 需消耗 1mol H₂O，同时生成 1mol CO₂ 和 1molH₂，

故 nH₂O=3059.1171-175.1547=2883.9624kmol/h
nco₂=1071.8357+175.1547=1246.9904kmol/h
nH₂=3970.6669+175.1547=4145.8216kmol/h

低温变换炉出口气体量及组成见表 9-38。

表 9-38 低温变换炉出口气体量及组成

组 分	摩尔分数/%(干基)	kmol/h	kg/h
H ₂	60.9432	4145.8216	8291.6432
N ₂	19.8315	1349.0881	37774.4668
Ar	0.2538	17.2649	690.5960
CO	0.3480	23.6736	662.8608
CO ₂	18.3306	1246.9904	54867.5776
CH ₄	0.2929	19.9247	318.7925
Σ干气	100.0000	6802.7632	102605.9396
H ₂ O		2883.9624	51911.3232
Σ湿气		9686.7256	154516.2628

(二) 部分热量衡算

1. 转化炉热量衡算

(1) 一段转化炉热量衡算

① 一段转化炉辐射段热负荷

热量衡算以统一基准焓为计算基准，数据查自设计参考资料 2，基准温度取 25℃。

一段转化炉入口气、出口气、上升管出口气统一基准焓分别见表 9-39，表 9-40，表 9-41。

表 9-39 一段转化炉入口气统一基准焓 (510℃)

组 分	kmol/h	h _i /(kcal/kmol) ^①	H _i /(×10 ⁻⁶ kcal/h)
CH ₄	866.1617	-12218.6	-10.583283
C ₂	104.0263	-10764.0	-1.119739
C ₃	53.6775	-11192.2	-0.600769
C ₄	12.3791	-12335.2	-0.152699
C ₅	1.1443	-13051.6	-0.014935

续表

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})^\text{①}$	$H_i/(\times 10^{-6} \text{kcal/h})$
N ₂	20.5880	3469.2	0.071424
H ₂	55.6972	3394.8	0.189081
CO ₂	0.1040	-88804.2	-0.009236
Ar	0.2328	2409.6	0.000561
Σ干气	1114.0100		-12.219595
H ₂ O	4516.6421	-53633.0	-242.241066
Σ湿气	5630.6521		-254.460661

① 1cal=4.1868J。

表 9-40 一段转化炉出口气统一基准焓 (822℃)

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/(\times 10^{-6} \text{kcal/h})$
N ₂	20.5880	5876.2	0.120979
H ₂	2897.7923	5635.6	16.330798
CO	433.5776	-20476.1	-8.877978
CO ₂	448.7186	-84812.2	-38.056812
CH ₄	408.2926	-7054.2	-2.880178
Ar	0.2328	3959.6	0.000922
Σ干气	4209.2018		-33.362261
H ₂ O	3185.8354	-50610.8	-161.237678
Σ湿气	7395.0372		-194.599939

表 9-41 一段转化炉上升管出口统一基准焓 (856℃)

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/(\times 10^{-6} \text{kcal/h})$
N ₂	20.5880	6145.9	0.126532
H ₂	2897.7923	5884.2	17.051189
CO	433.5776	-20202.4	-8.759308
CO ₂	448.7186	-84360.6	-37.854170
CH ₄	408.2926	-6436.9	-2.628139
Ar	0.2328	4128.8	0.000961
Σ干气	4209.2018		-32.062935
H ₂ O	3185.8354	-50266.6	-160.141114
Σ湿气	7395.0372		-192.204049

① 一段炉转化管热负荷

$$\begin{aligned} Q_{\text{转管}} &= \sum H_{\text{出}} - \sum H_{\text{入}} \\ &= -194.599939 - (-254.460661) \\ &= 59.860722 \times 10^6 \text{kcal/h} \end{aligned}$$

=2.5064×10⁸kJ/h

⑪ 一段炉上升管的热负荷

$$Q_{\text{上升管}} = \sum H_{\text{出}} - \sum H_{\text{入}}$$
$$= -192.204049 - (-194.599939)$$
$$= 2.395890 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$
$$= 1.0032 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

⑫ 一段炉辐射段总热负荷

$$Q_{\text{辐射}} = Q_{\text{转管}} + Q_{\text{上升管}}$$
$$= 59.860722 + 2.395890$$
$$= 62.256612 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$
$$= 2.6067 \times 10^8 \text{ kJ/h}$$

② 一段炉辐射段混合燃料用量计算及热量平衡

① 计算依据

混合燃料气辐射段温度为 105℃，设辐射段混合燃料组成为天然气 60%，弛放气为 40%，均为体积分数（弛放气组成及混合燃料组成及低热值分别见表 9-42，表 9-43）。

表 9-42 弛放气组成

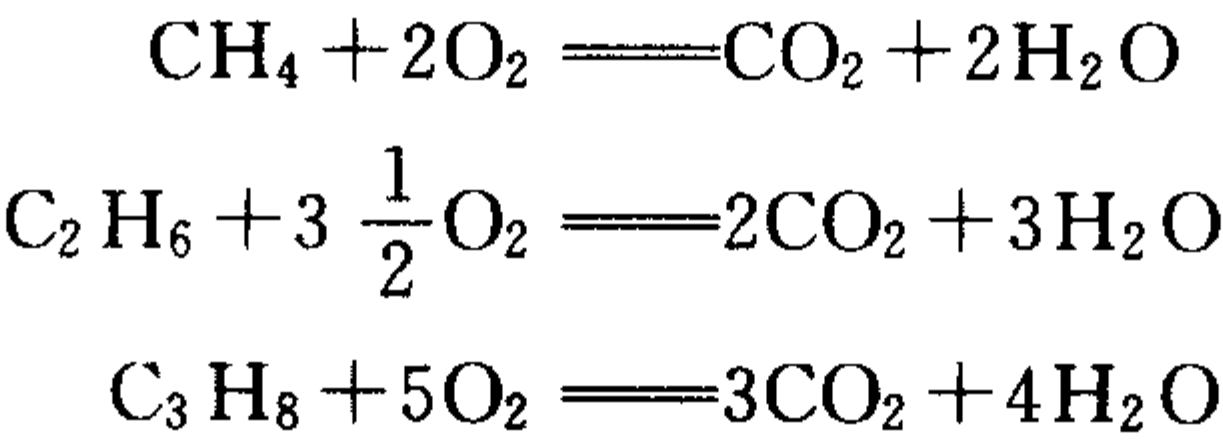
组 分	kmol/h	质量分数/%	组 分	kmol/h	质量分数/%
N ₂	88.8	0.201133	NH ₃	11.5	0.026047
H ₂	266.2	0.602945	CH ₄	58.4	0.132276
Ar	16.6	0.037599	合计	441.5	1.000000

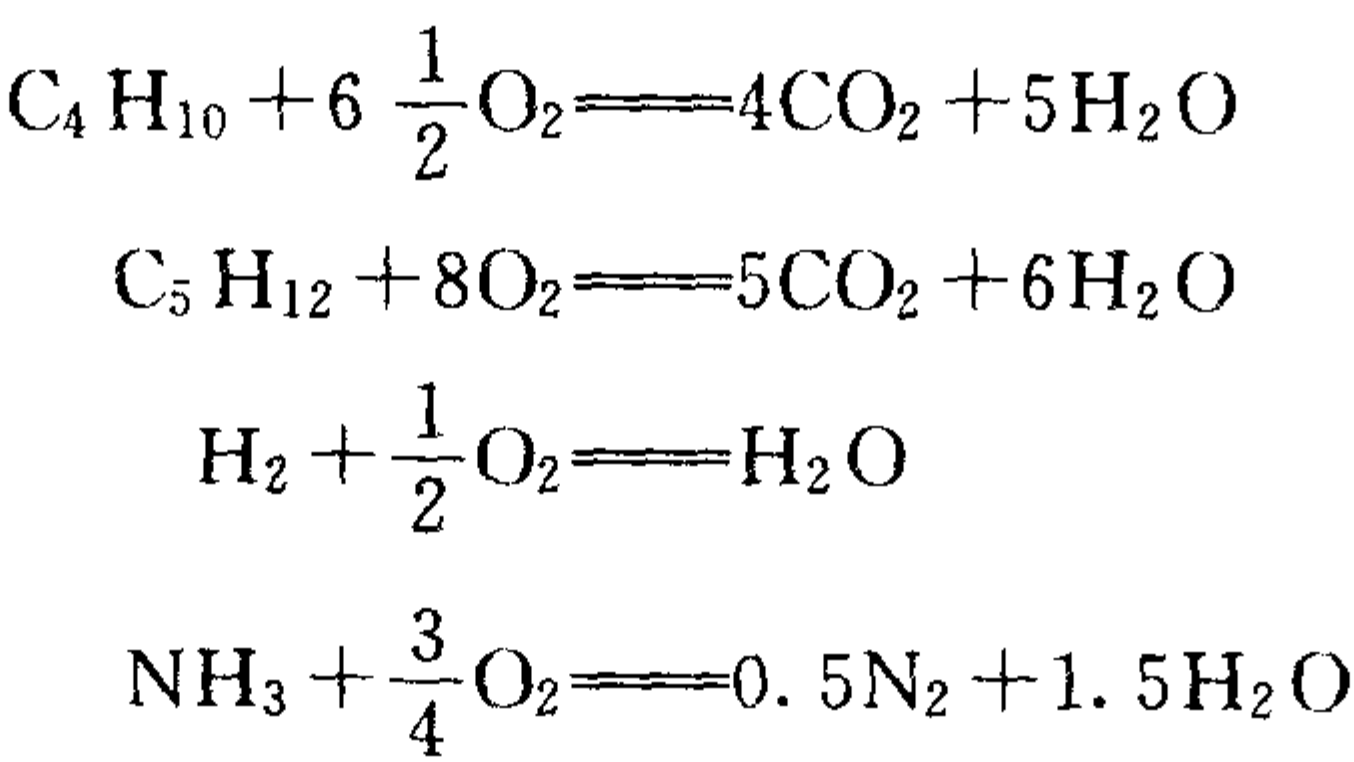
表 9-43 混合燃料组成及低热值

组 分	y _i	混合气低热值		y _i Q _i (低)
		kcal/kg	kcal/kmol	kcal
CH ₄	0.55210	11970	192029.92	106021.64
C ₂	0.06000	11300	339784.22	20387.05
C ₃	0.030960	11050	487263.01	15085.66
C ₄	0.007140	10900	633540.70	4523.48
C ₅	0.000660	10850	782825.33	516.66
N ₂	0.081833			
H ₂	0.241778	28557	57565.20	13918.00
CO ₂	0.000060			
Ar	0.015040			
NH ₃	0.010419		75656.00	788.26
总计	1.000000			161240.75

③ 混合物燃烧计算

燃烧反应：





混合燃料理化耗氧量计算，见表 9-44。

表 9-44 混合燃料理化耗氧量计算

组分	摩尔分数/%	理论耗 O ₂ /kmol	燃烧产物/kmol		
			CO ₂	H ₂ O	N ₂
CH ₄	0.552110	1.104220	0.552110	1.104220	
C ₂	0.060000	0.210000	0.120000	0.180000	
C ₃	0.030960	0.154800	0.092880	0.123840	
C ₄	0.007140	0.046410	0.028560	0.035700	
C ₅	0.000660	0.005280	0.003300	0.003960	
H ₂	0.241778	0.120889		0.241778	
NH ₃	0.010419	0.007814		0.015629	0.005210
合计		1.649413	0.796850	1.705127	0.005210

燃烧 1kmol 混合燃料空气耗量：

理论空气耗量

$$n_{理} = \frac{1.649413}{0.21}$$

$$= 7.854348\text{kmol/kmol (混合物料)}$$

实际空气耗量取空气过剩系数为 1.15，所以

$$n_{实} = 7.854348 \times 1.15 = 9.032500\text{kmol/kmol (混燃)}$$

干空气中各组分量：

$$n_{\text{O}_2} = 9.032500 \times 0.21 = 1.896825\text{kmol/kmol (混燃)}$$

$$n_{\text{N}_2} = 9.032500 \times 0.78 = 7.045350\text{kmol/kmol (混燃)}$$

$$n_{\text{Ar}} = 9.032500 \times 0.01 = 0.090325\text{kmol/kmol (混燃)}$$

空气带入水蒸气量：

入口温度 30℃，空气的相对湿度 70%，大气压力 98.66kPa 的条件下，水蒸气饱和分压（绝）为 0.004325MPa

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0.7 \times 0.04325}{1.006 - 0.7 \times 0.04325} \times 9.0325$$

$$= 0.280262\text{kmol/kmol (混燃)}$$

烟气组成见表 9-45。

表 9-45 烟气组成

组分	物质的量/[kmol/kmol(混燃)]	y _i	组分	物质的量/[kmol/kmol(混燃)]	y _i
O ₂	0.247412	0.024097	Ar	0.105365	0.010262
CO ₂	0.796910	0.077615	H ₂ O	1.985389	0.193367
N ₂	7.132393	0.694659	合计	10.267469	1.000000

混合燃料燃烧气组成:

$$n_{O_2}=1.896825-1.649413=0.247412\text{kmol/kmol (混燃)}$$
$$n_{CO_2}=0.000060+0.796850=0.796910\text{kmol/kmol (混燃)}$$
$$n_{N_2}=7.045350+0.00521+0.081833=7.132393\text{kmol/kmol (混燃)}$$
$$n_{Ar}=0.01504+0.090325=0.105365\text{kmol/kmol (混燃)}$$
$$n_{H_2O}=1.705127+0.280262=1.985389\text{kmol/kmol (混燃)}$$

烟气平均比热容见表 9-46。

表 9-46 烟气平均比热容

组 分	y_i	$c_{pi}(0\sim1043^{\circ}\text{C})/(\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C})$	$c_{pv}(0\sim252^{\circ}\text{C})/(\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C})$
O ₂	0.024297	7.8858	7.2272
CO ₂	0.077615	11.8417	9.8464
N ₂	0.694659	7.4915	6.9716
Ar	0.010262	4.9611	4.9851
H ₂ O	0.193367	9.2502	8.1480

$$c_{p\text{烟气}}(0\sim1043^{\circ}\text{C})=\sum y_i c_{pi}$$
$$=0.024097\times7.8858+0.077615\times11.8417+0.694659\times7.4915+$$
$$0.010262\times4.9611+0.193367\times9.2502$$
$$=8.152750\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C}$$
$$=34.1358\text{kJ/kmol}\cdot^{\circ}\text{C}$$

$$c_{p\text{烟气}}(0\sim252^{\circ}\text{C})=\sum y_i c_{pi}$$
$$=0.024097\times7.2272+0.077615\times9.8464+0.694659\times6.9716+$$
$$0.010262\times4.9851+0.193367\times8.1480$$
$$=7.407978\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C}$$
$$=31.0172\text{kJ/kmol}\cdot^{\circ}\text{C}$$

计算结果汇总见表 9-47。

表 9-47 计算结果汇总

温度/ $^{\circ}\text{C}$	0~252	0~1043
$c_p/(\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C})$	7.4080	8.1528
$c_p/(\text{kJ/kmol}\cdot^{\circ}\text{C})$	31.0172	34.1358

混合燃料平均比热容如表 9-48 所示。

表 9-48 混合燃料平均比热容 (0~105℃)

组 分	y_i	$c_p/(\text{kcal/kmol}\cdot^{\circ}\text{C})$	$y_i c_{pi}$
CH ₄	0.552110	8.8438	4.882750
C ₂	0.060000	13.4445	0.806670
C ₃	0.030960	18.8335	0.583085
C ₄	0.007140	25.2805	0.180503

续表

组 分	y_i	$c_p/(\text{kcal/kmol} \cdot ^\circ\text{C})$	$y_i c_{pi}$
C ₅	0.000660	34.0093	0.022446
H ₂	0.241778	6.9210	1.673346
NH ₃	0.010419	9.0004	0.093775
O ₂	0.000000		
Ar	0.015040	4.9750	0.074824
N ₂	0.081833	6.8540	0.560883
CO ₂	0.000060	9.3665	0.000562
合计	1.000000		8.878844

一段炉辐射热平衡

辐射段收入热量：

$$\sum Q_{\text{入}} = Q_1 (\text{燃烧热}) + Q_2 (\text{混合燃料带入热}) + Q_3 (\text{空气带入热})$$

辐射段支出热量：

$$\sum Q_{\text{出}} = Q'_1 (\text{热负荷}) + Q'_2 (\text{烟气带走热量}) + Q'_3 (\text{热损失})$$

设混合燃料消耗量为 x kmol/h，则：

$$Q_1 = Q_{\text{低热值}} x = 161240.75x$$

$$Q_2 = c_p (105^\circ\text{C}) \times \Delta t \times x$$
$$= 8.87884 \times 105x = 932.278200x$$

$$Q_3 = Q_{\text{空气带入热}} + Q_{\text{空气中水蒸气带入量}}$$
$$= 9.0325 \times c_{p,30^\circ\text{C空气}} \times 30 + 0.280262x \times c_{p,30^\circ\text{C H}_2\text{O}} \times 30$$
$$= 9.0325x \times 6.844 \times 30 + 0.280262x \times 7.798 \times 30$$
$$= 1920.117392x$$

$$Q'_1 = 62256612 \text{ kcal/h (由前计算知)}$$
$$= 2.6067 \times 10^8 \text{ kJ/h}$$

$$Q'_2 = 10.267469x \times c_{p,1043^\circ\text{C}} \times 1043$$
$$= 10.267469x \times 8.152750 \times 1043$$
$$= 87307.55653x$$

$$Q'_3 = \text{总进入热的 } 2\%$$

$$\sum Q_{\text{入}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 161240.75x + 932.27862x + 1920.117392x$$
$$= 164093.1456x$$

$$\sum Q_{\text{出}} = Q'_1 + Q'_2 + Q'_3 = 62256612 + 90589.41945x$$
$$\sum Q_{\text{入}} = \sum Q_{\text{出}}$$

所以

$$164093.1456x = 62256612 + 90589.41945x$$

解得

$$x = 846.9858 \text{ kmol/h}$$

其中天然气

$$846.9858 \times 0.6 = 508.1915 \text{ kmol/h}$$

弛放气

$$846.9858 \times 0.4 = 338.7943 \text{ kmol/h}$$

辐射段热量平衡见表 9-49。

表 9-49 辐射段热量平衡

输 入			输 出		
项目	$1 \times 10^{-6} \text{ kcal/h}$	kJ/h	项目	$1 \times 10^{-6} \text{ kcal/h}$	kJ/h
燃烧热	136.5686	5.7181×10^8	炉管热负荷	62.2566	2.6067×10^8
燃料带入热	0.7896	3.3062×10^6	烟气带出热	73.9483	3.0962×10^8
空气带入热	1.6263	6.8094×10^6	热损失	2.7796	1.1639×10^7
总计	138.9845	5.8193×10^8	总计	138.9846	5.8193×10^8

(2) 二段转化炉热量衡算

① 计算依据

进口温度 822℃，出口温度 1003℃；822℃一段转化气统一基准焓，由前计算知， $H = -194.599939 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ 。

② 计算

① 482℃空气统一基准焓见表 9-50。

② 二段炉出口气统一基准焓（1003℃）见表 9-51。

表 9-50 482℃空气统一基准焓

组 分	kmol/h	$h_i / (\text{kcal/kmol})$	$H_i / \times 10^{-6} (\text{kcal/h})$
O ₂	357.6731	3425.72	1.225288
N ₂	1328.5001	3259.72	4.330538
Ar	17.0321	2269.72	0.038658
H ₂ O	170.3205	-53891.24	-9.178783
合计	1873.5258		-3.584299

表 9-51 二段炉出口气统一基准焓（1003℃）

组 分	kmol/h	$h_i / (\text{kcal/kmol})$	$H_i / \times 10^{-6} (\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	7329.48	9.888114
H ₂	3380.8411	6973.50	23.576295
CO	788.6541	-19002.22	-14.986179
CO ₂	482.0099	-92373.90	-44.525134
CH ₄	19.9247	-3655.20	-0.072829
Ar	17.2649	4858.88	0.083888
H ₂ O	3648.9429	-48741.20	-177.853856
合计	9686.7256		-203.889701

③ 由二段炉热平衡求得热损失

$$\begin{aligned} Q_{\text{损失}} &= \sum H_{\text{入}} - \sum H_{\text{出}} \\ &= (-194.599939 - 3.584299) - (-203.889701) \\ &= 5.705463 \times 10^6 \text{ kcal/h} \\ &= 2.3889 \times 10^7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

热损失为入口焓的百分比：

$$\frac{5.705463}{198.184238}=2.9\%$$

2. 废热锅炉 101-C (A/B)，102-C 热负荷计算

(1) 废热锅炉 101-C (A/B) 的热负荷计算

① 由前计算得知，第一废热锅炉 101-C (A/B) 入口气统一基准焓为： $H(1003^{\circ}\text{C})=-203.889701\times 10^6\text{kcal/h}$

② 101-C (A/B) 出口气统一基准焓 (482°C) 见表 9-52。

表 9-52 101-C (A/B) 出口气统一基准焓 (482°C)

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/\times 10^{-6}(\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	3259.72	4.397649
H ₂	3380.8411	3197.28	10.809496
CO	788.6541	-23130.08	-18.241632
CO ₂	482.0099	-89143.72	-42.968156
CH ₄	19.9247	-12628.92	-0.251627
Ar	17.2649	2269.72	0.039186
Σ干气	6037.7827		-46.215084
H ₂ O	3648.9429	-53891.24	-196.646058
Σ湿气	9686.7256		-242.861142

101-C (A/B) 热负荷

$$\begin{aligned} Q &= H_{482^{\circ}\text{C}} - H_{1003^{\circ}\text{C}} \\ &= -242.861142 - (-203.889701) \\ &= -38.971441 \times 10^6 \text{kcal/h} \\ &= -1.6317 \times 10^8 \text{kJ/h} \end{aligned}$$

(2) 102-C 热负荷的计算 102-C 出口统一基准焓 (371°C) 见表 9-53。

表 9-53 102-C 出口统一基准焓 (371°C)

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/\times 10^{-6}(\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	2440.30	3.292180
H ₂	3380.8411	2416.42	8.169532
CO	788.6541	-23959.60	-18.895837
CO ₂	482.0099	-90454.66	-43.600042
CH ₄	19.9247	-14165.80	-0.282249
Ar	17.2649	1719.16	0.029681
Σ干气	6037.7827		-51.286735
H ₂ O	3648.9429	-54893.52	-200.303320
Σ湿气	9686.7256		-251.590055

102-C 热负荷

$$\begin{aligned} Q &= H_{371^{\circ}\text{C}} - H_{482^{\circ}\text{C}} \\ &= -251.590055 - (-242.861142) \end{aligned}$$

$$= -8.728913 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$
$$= -3.6548 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

3. 变换炉热量衡算

(1) 高温变换炉热量衡算

高变炉入口统一基准焓，由前计算知：

$$H_{371^\circ\text{C}} = -251.590055 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

高变炉出口气统一基准焓（1432℃）见表 9-54。

表 9-54 高变炉出口气统一基准焓（432℃）

组 分	kmol/h	$h_i / (\text{kcal/kmol})$	$H_i / \times 10^{-6} (\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	2888.16	3.896382
H ₂	3970.6669	2845.28	11.297659
CO	198.8283	-23506.28	-4.673714
CO ₂	1071.8357	-89741.76	-96.406647
CH ₄	19.9247	-13340.12	-0.265798
Ar	17.2649	2021.72	0.034905
Σ干气	6627.6085		-86.117213
H ₂ O	3059.1171	-54347.36	-166.254938
Σ湿气	9686.7256		-252.372151

高变炉热损失取平均温度下的反应热的 10%。

平均温度
$$t = \frac{371 + 432}{2} = 401.5^\circ\text{C} = 674.65\text{K}$$

查设计参考资料 1 得知该温度下反应热效应为：

$$-\Delta H = 9115.0935 \text{ kcal/h}$$

高变炉反应热
$$Q_{\text{反}} = -\Delta H \cdot n'_{\text{CO}} = 9115.0935 \times 589.8258 = 5376317.316 \text{ kcal/h}$$
$$= 2.2511 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{\text{损}} = 5376317.316 \times 0.1 = 537631.7316 \text{ kcal/h} = 2.2511 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

高变炉热平衡

$$\Sigma H_{\text{入}} = -251.590055 \times 10^6 \text{ kcal/h} = -1.0534 \times 10^9 \text{ kJ/h}$$

$$\Sigma H_{\text{出}} = H_{\text{出}} + Q_{\text{损}} = -252.372151 + 0.537632$$
$$= -251.834519 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$
$$= -1.0544 \times 10^9 \text{ kJ/h}$$

相对误差
$$= \frac{H_{\text{入}} - H_{\text{出}}}{H_{\text{入}}} \times 100\%$$
$$= \frac{-251.590055 - (-251.834519)}{-251.590055} \times 100\%$$
$$= 0.0097\%$$

(2) 低温变换炉热量衡算

低变炉入口统一基准焓（241℃）见表 9-55。

表 9-55 低变炉入口统一基准焓（241℃）

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/\times 10^{-6}(\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	1504.1	2.029163
H ₂	3970.6669	1508.2	5.988560
CO	198.8283	-24906.3	-4.952077
CO ₂	1071.8357	-91904.6	-98.506631
CH ₄	19.9247	-15763.6	-0.314085
Ar	17.2649	1072.4	0.018515
Σ干气	6627.6085		-95.736555
H ₂ O	3059.1171	-56024.1	-171.384282
Σ湿气	9686.7256		-267.120837

热平衡：

热损失取平均温度下反应热的 10%计算

平均温度
$$t=\frac{241+254}{2}=247.5^{\circ}\text{C}=520.65\text{K}$$

反应热效应为：

$$-\Delta H=9475.1018\text{kcal/h}$$

低变炉出口气统一基准焓（254℃）见表 9-56。

表 9-56 低变炉出口气统一基准焓（254℃）

组 分	kmol/h	$h_i/(\text{kcal/kmol})$	$H_i/\times 10^{-6}(\text{kcal/h})$
N ₂	1349.0881	1596.64	2.154008
H ₂	4145.8216	1598.92	6.628837
CO	23.6736	-24813.04	-0.587414
CO ₂	1246.9904	-91765.16	-114.430274
CH ₄	19.9247	-15615.56	-0.311135
Ar	17.2649	1137.84	0.019645
Σ干气	6802.7632		-106.526333
H ₂ O	2883.9624	-55913.60	-161.252720
Σ湿气	9686.7256		-267.779053

$$\begin{aligned} Q_{\text{反}} &= -\Delta H \cdot n'_{\text{CO}} = 9475.1018 \times 175.1547 = 1659608.613\text{kcal/h} \\ &= 6.9489 \times 10^6 \text{kJ/h} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{损}} = 1.659609 \times 0.1 = 0.165961 \times 10^6 \text{kcal/h}$$

高温变换炉热平衡：

$$\begin{aligned} \Sigma H_{\text{入}} &= -267.120837 \times 10^6 \text{kcal/h} \\ &= -1.1184 \times 10^9 \text{kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\sum H_{\text{出}} &= H_{\text{出}} + Q_{\text{损}} = -267.779053 + 0.165961 \\ &= -267.613092 \times 10^6 \text{ kcal/h} = -1.1219 \times 10^9 \text{ kJ/h} \\ \text{相对误差} &= \frac{H_{\text{入}} - H_{\text{出}}}{H_{\text{入}}} \times 100\% \\ &= \frac{-267.120837 - (-267.613092)}{-267.120837} \times 100\% \\ &= 0.1843\%\end{aligned}$$

三、设计图纸

工艺流程图（略）
设备布置图（略）
典型设备图（略）

四、设计参考资料

1 石油化学工业设计院. 氮肥工艺设计手册. 北京: 石油化学工业出版社, 1977
2 陈五平. 无机化工工艺学. 北京: 化学工业出版社, 1979
3 原西德工程师协会. 水和水蒸气热力学性质表. 西安热力研究所译. 北京: 水利电力出版社, 1974
4 天津大学化工原理教研室编. 化工原理. 第2版. 天津: 天津科学技术出版社, 1990
5 大连工学院编. 合成氨生产工艺. 北京: 石油化学工业出版社, 1980
6 上海化学工业局设计室. 3千吨合成氨厂工艺和设备计算. 北京: 化学工业出版社, 1979
7 于遵宏, 朱炳辰. 大型合成氨厂工艺过程分析. 北京: 中国石化出版社, 1993

设计实例三
《年产6万吨丙烯精制塔的工艺设计》

一、说明书（略）

内容包括：丙烯生产概况简述，设计方案的确证与论证，工艺流程图及流程说明，工艺设计计算结果汇总，附属设备选用一览表，工艺管线接管尺寸汇总表，设计结果评价，参考资料等。

二、丙烯精制塔的工艺计算

（一）原始数据

原始数据见表 9-57。

表 9-57 原始数据

物料名称	进料组成(质量分数/%)	塔顶组成(质量分数/%)	塔釜组成(质量分数/%)
丙烯	92.75	99.6	<15.2
丙烷	7.05	0.4	
丁烷	0.20	0	

操作压力 $p=1.74\text{MPa}$ （表压）。
年生产能力 60000t 丙烯。
丙烯精馏塔工艺流程简图如图 9-22 所示。

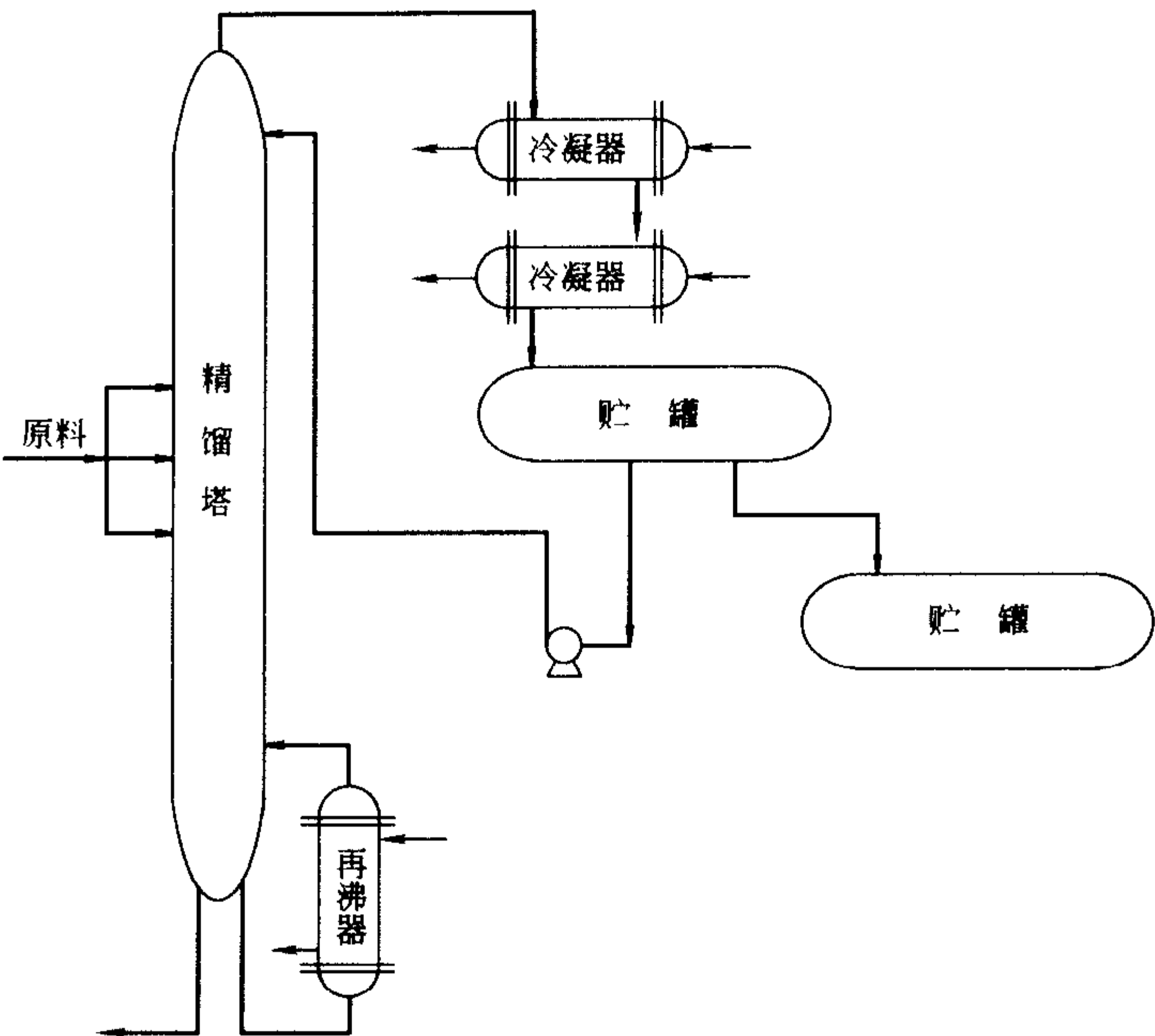


图 9-22 丙烯精馏塔工艺流程简图

(二) 物料衡算

1. 关键组分

按多组分精馏确定关键组分；挥发度高的丙烯作为轻关键组分在塔顶分出；挥发度低的丙烷作为重关键组分在塔底分出。

2. 计算每小时塔顶产量，每年的操作时间按 8000h 计算。

由题目给定 $60000000/8000=7500\text{kg/h}$

3. 计算塔釜质量组成

设计比丙烷重的全部在塔底，比丙烷轻的全部在塔顶。

以 100kg/h 进料为基准，进行物料衡算见表 9-58。

表 9-58 物料衡算

项 目 组 分	进料量/(kg/h)	馏出液量/(kg/h)	釜液量/(kg/h)
丙烯	92.75	$0.996D$	$0.152W$
丙烷	7.05	$0.004D$	$7.05-0.004D$
丁烷	0.2	0	0.2
共计	100	D	$7.25-0.004D+0.152W$

$$F=D+W$$

$$\begin{cases} \frac{0.152W}{7.25-0.004D+0.152W}=15.2\% \\ 100=D+W \end{cases}$$

或

$$\begin{cases} 92.75=0.996D+0.152W \\ 100=D+W \end{cases}$$

解得：
$$W=8.1161\text{kg/h}$$
$$D=100-8.1161=91.8839\text{kg/h}$$

丙烷
$$x_{\text{WC}_3\text{H}_8}=\frac{7.05-0.004D}{7.25-0.004D+0.152W}=82.34\%$$

丁烷
$$x_{\text{WC}_4\text{H}_{10}}=\frac{0.2}{7.25-0.004D+0.152W}=2.46\%$$

式中 F ——原料液流量，kg/h；
 D ——塔顶产品（馏出液）流量，kg/h；
 W ——塔底产品（釜残液）流量，kg/h；
 x_w ——釜液中各组分的质量分数。

4. 将质量分数换算成摩尔分数

按下式计算：

$$x_A=\frac{x_{\text{WA}}/M_A}{x_{\text{WA}}/M_A+x_{\text{WB}}/M_B+x_{\text{WC}}/M_C}$$

式中 x_A ——液相中 A 组分的摩尔分数；
 $M_A、M_B、M_C$ ——A、B、C 组分的摩尔质量，kg/kmol；
 $x_{\text{WA}}、x_{\text{WB}}、x_{\text{WC}}$ ——液相中 A、B、C 组分的质量分数。
各组分的相对分子质量见表 9-59。

表 9-59 各组分的相对分子质量

组 分 \ 项 目	分 子 式	相 对 分 子 质 量
丙 烯	C_3H_6	42.08
丙 烷	C_3H_8	44.09
丁 烷	C_4H_{10}	58.12

计算举例：
丙烯进料摩尔组成：

$$x_{\text{FC}_3\text{H}_6}=\frac{0.9275/42.08}{0.9275/42.08+0.0705/44.09+0.002/58.12}=0.9310$$

同理，计算得各组分的摩尔分数如表 9-60 所示。

表 9-60 各组分的摩尔分数

组 分 \ 项 目	进 料	塔 顶 产 品	塔 釜 液
丙 烯	0.9310	0.9962	0.1591
丙 烷	0.0675	0.0038	0.8223
丁 烷	0.0015	0	0.0186
共 计	1.0000	1.0000	1.0000

5. 计算进料量和塔底产品量

$$\begin{cases} F=D+W \\ F \cdot x_F=D \cdot x_D+W \cdot x_w \end{cases}$$

因为
$$D=7500\text{kg/h}$$

所以

$$\begin{cases} F=7500+W \\ F\times 0.9310=7500\times 0.9962+W\times 0.1591 \end{cases}$$

解得

$$\begin{aligned} W &= 633.5017\text{kg/h} \\ F &= 7500 + 633.5017 = 8133.5017\text{kg/h} \end{aligned}$$

式中 x_F ——原料液中易挥发组分的质量分数；
 x_D ——馏出液中易挥发组分的质量分数；
 x_W ——釜残液中易挥发组分的质量分数。

6. 物料衡算计算结果见表 9-61。

表 9-61 物料衡算

组 分		C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	共 计
相对分子质量		42.08	44.09	58.12	
进 料	kg/h	7543.8228	573.4119	16.2670	8133.5017
	质量分数/%	92.75	7.05	0.2	100
	kmol/h	179.2694	12.9975	0.2883	192.5552
	摩尔分数/%	93.10	6.75	0.15	100
塔 顶	kg/h	7470	30	0	7500
	质量分数/%	99.6	0.4	0	100
	kmol/h	177.5224	0.6772	0	178.1996
	摩尔分数/%	99.62	0.38	0	100
塔 釜	kg/h	96.2923	521.6253	15.5841	633.5017
	质量分数/%	15.2	82.34	2.46	100
	kmol/h	2.2891	11.8309	0.2627	14.3827
	摩尔分数/%	15.91	82.23	1.86	100

(三) 塔温的确定

1. 确定进料温度

操作压力为 $p=1.84\text{MPa}$ (绝对压力)。

假设：泡点进料，温度为 45°C ，依 T 、 p 查设计参考资料 1，图 1-35 得到平衡常数 k 值。

因为 $\sum k_i x_i = 0.99222 \approx 1$

所以 确定进料温度为 45°C ，进料组成的 $k_i x_i$ 值见表 9-62。

表 9-62 进料组成的 $k_i x_i$ 值

进 料	x_i	k_i	$k_i x_i$
C ₃ H ₆	0.9310	1.0	0.9310
C ₃ H ₈	0.0675	0.9	0.06075
C ₄ H ₁₀	0.0015	0.31	0.000465
共 计	1.0000	2.21	0.99222

注： $k_i = y_i / x_i$ ，计算时要应用试差法，即先假设泡点温度，根据已知的压力和所设的温度，求出平衡常数，再校核 $\sum y_i$ 是否等于 1。若是，即表示所设的泡点温度正确，否则应另设温度，重复上述计算直至 $\sum y_i \approx 1$ 为止，此时的温度即为所求。

2. 确定塔顶温度

假设：塔顶露点温度为 44℃，同理查设计参考资料 1，图 1-35 得 k 值。
塔顶物料组成的 y_i/k_i 值见表 9-63。

表 9-63 塔顶物料组成的 y_i/k_i 值

塔 顶 物 料	$x_i \approx y_i$	k_i	$\frac{y_i}{k_i} = \frac{x_i}{k_i}$
C ₃ H ₆	0.9962	0.98	1.016531
C ₃ H ₈	0.0038	0.88	0.004318
C ₄ H ₁₀	0	0.30	0
共 计	1.0000	2.16	1.020849

因为 $\sum \frac{y_i}{k_i} = 1.0208948 \approx 1$

所以 确定塔顶温度为 44℃，塔顶物料组成的 y_i/k_i 值见表 9-63。

3. 确定塔釜温度

假设：塔釜温度为 52℃，查设计参考资料 1，图 1-35 得 k 值。

因为 $\sum k_i x_i = 1.053076$ 误差超过 2%，说明假设的温度过高。

再假设：塔釜温度为 51℃，查设计参考资料 1，图 1-35 得 k 值。

因为 $\sum k_i x_i = 1.007002 \approx 1$

所以 确定塔釜温度为 51℃，计算过程数据见表 9-64、表 9-65。

表 9-64 塔釜温度计算过程数据（一）

塔釜物料	x_i	k_i	$k_i x_i$
C ₃ H ₆	0.1591	1.15	0.182965
C ₃ H ₈	0.8223	1.05	0.863415
C ₄ H ₁₀	0.0186	0.36	0.006696
共计	1.0000	2.56	1.053076

表 9-65 塔釜温度计算过程数据（二）

塔釜物料	x_i	k_i	$k_i x_i$
C ₃ H ₆	0.1591	1.12	0.178192
C ₃ H ₈	0.8223	1.00	0.822300
C ₄ H ₁₀	0.0186	0.35	0.006510
共计	1.0000	2.47	1.007002

（四）塔板数的计算

1. 最小回流比的计算

（1）求相对挥发度 α_{ij}

查设计参考资料 6，66 页式（7-18）

$$\alpha_{ij} = \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{y_j}{x_j}} = \frac{k_i}{k_j}$$

计算举例：

丙烯

$$k_{44^\circ\text{C}} = 0.98 \quad k_{51^\circ\text{C}} = 1.12$$

$$k_i = \sqrt{k_{44^\circ\text{C}} k_{51^\circ\text{C}}} = \sqrt{0.98 \times 1.12} = 1.0477$$

丁烷

$$k_{44^\circ\text{C}} = 0.30 \quad k_{51^\circ\text{C}} = 0.35$$

$$k_j = \sqrt{k_{44^\circ\text{C}} k_{51^\circ\text{C}}} = \sqrt{0.30 \times 0.35} = 0.3240$$

其相对挥发度为

$$\alpha_{ij} = \frac{k_i}{k_j} = \frac{1.0477}{0.3240} = 3.2336$$

相对挥发度见表 9-66。

表 9-66 相对挥发度

组 分	$k_{44℃}$	$k_{51℃}$	$\sqrt{k_{44℃} k_{51℃}}$	α_{ij}
丙 烯	0.98	1.12	1.0477	3.2336
丙 烷	0.88	1.00	0.9381	2.8954
丁 烷	0.30	0.35	0.3240	1

(2) 求 θ 值

查设计参考资料 6, 87 页式 (7-39)

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - \delta$$

式中 α_i ——组分 i 对某一参考组分的相对挥发度。可取塔顶、塔釜的几何平均值或用进料泡点温度下的相对挥发度；

x_i ——进料混合物中组分 i 的摩尔分数；

δ ——进料的液相分率；

θ ——满足上式的根。

因为泡点进料，故 $\delta=1.0$

则有
$$\frac{3.2336 \times 0.9310}{3.2336 - \theta} + \frac{2.8954 \times 0.0675}{2.8954 - \theta} + \frac{0.0015 \times 1}{1 - \theta} = 1 - 1 = 0$$

整理得
$$3.2074\theta^2 - 12.5636\theta + 9.3626 = 0$$

解得
$$\theta = 2.9160 \text{ (1.00104 舍去)}$$

(3) 求最小回流比

查设计参考资料 6, 87 页式 (7-40)

$$\sum \frac{\alpha_{ij} x_{Di}}{\alpha_{ij} - \theta} = R_{\min} + 1$$

$$\begin{aligned} R_{\min} &= \sum \frac{\alpha_{ij} \times x_{Di}}{\alpha_{ij} - \theta} - 1 \\ &= \frac{3.2336 \times 0.9962}{3.2336 - 2.9160} + \frac{2.8954 \times 0.0038}{2.8954 - 2.9160} - 1 \\ &= 8.6086 \end{aligned}$$

式中 R_{\min} ——最小回流比；

x_{Di} ——馏出液中组分 i 的摩尔分数。

2. 计算最少理论板数

塔顶丙烯-丙烷的相对挥发度

$$\alpha_D = \frac{0.98}{0.88} = 1.1136$$

塔釜丙烯-丙烷的相对挥发度

$$\alpha_W = \frac{1.12}{1.00} = 1.12$$

$$\alpha_{\text{平均}} = \sqrt{\alpha_D \alpha_W} = \sqrt{1.1136 \times 1.12} = 1.1168$$

查设计参考资料 6, 90 页式 (7-42)

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_l}{x_h} \right)_D \left(\frac{x_h}{x_l} \right)_W \right]}{\lg \alpha_{\text{平均}}}$$

$$N_{min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{0.9962}{0.0038} \right) \left(\frac{0.8223}{0.1591} \right) \right]}{\lg 1.1168} - 1 = 63.6533 \text{ 块}$$

式中 $\alpha_{平均}$ ——塔顶、塔底温度下相对挥发度的几何平均值；
下标 l、h——分别代表轻、重关键组分；
 N_{min} ——最少理论板数。

3. 塔板数和实际回流比的确定

取回流比 $R=15$

由 $\frac{R-R_{min}}{R+1}=0.3995$ 查设计参考资料 2，107 页吉利兰关联图得 $\frac{N-N_{min}}{N+1}=0.31$

解得实际塔板数 $N=92.70$

其余实际塔板数的确定见表 9-67。

表 9-67 实际塔板数的确定

R	$\frac{R-R_{min}}{R+1}$	$\frac{N-N_{min}}{N+1}$	N_T	R	$\frac{R-R_{min}}{R+1}$	$\frac{N-N_{min}}{N+1}$	N
13	0.3137	0.38	103.28	15	0.3995	0.31	92.70
14	0.3594	0.35	98.47	15.5	0.4177	0.30	91.36
14.5	0.3801	0.32	94.08	16	0.4379	0.28	88.80

由上表可见，当 $R=14.5\sim15$ 之间时塔板数变化为最慢，所以 $N_T=94.08$ 块。

取实际塔板数 $N=100$ 块

计算板效率，查设计参考资料 2，109 页式 (6-53)

$$E_T = \frac{N_T}{N} = \frac{94.08}{100} = 94.08\%$$

式中 E_T ——塔板效率；
 N_T ——理论塔板数，块；
 N ——实际塔板数，块。

(五) 确定进料位置

依据设计参考资料 6，90 页式 (7-43)

泡点进料：

$$\begin{cases} \lg \frac{N_r}{N_s} = 0.206 \lg \left[\frac{W}{D} \frac{x_{Fh}}{x_{Fl}} \left(\frac{x_{wl}}{x_{Dh}} \right)^2 \right] \\ N_r + N_s = 100 \end{cases}$$

解得 $N_s = 38.01$ 块 $N_r = 61.99$ 块

式中 N_r ——精馏段塔板数，块；
 N_s ——提馏段塔板数，块。

所以 进料位置为从塔顶数 62 块塔板进料。

(六) 全塔热量衡算

1. 冷凝器的热量衡算

按设计参考资料 6，31 页式 (6-27)

$$Q_P = (R+1)(H_{VD} - H_{LD})D$$
$$H_{VD} = \sum y_i H_{Vi} + (\Delta H_{混合})_V$$

$$H_{LD} = \sum x_i H_{Li} + (\Delta H_{\text{混合}})_L$$

式中 Q_P ——冷凝器的热负荷, kcal/h;

H_{VD} ——每千克塔顶蒸汽的焓, kcal/kg;

H_{LD} ——每千克塔顶液产品的焓, kcal/kg;

H_{Vi} ——每千克气相纯组分 i 的焓, kcal/kg;

H_{Li} ——每千克液相纯组分 i 的焓, kcal/kg;

$\Delta H_{\text{混合}}$ ——混合热。

$$(\Delta H_{\text{混合}})_V = 0 \quad (\Delta H_{\text{混合}})_L = 0$$

查设计参考资料 11, 158~159 页图 10-4, 图 10-5 得

丙烯

$$H_{Vi} = 168.5 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{Li} = 99.5 \text{ kcal/kg}$$

丙烷

$$H_{Vi} = 100.5 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{Li} = 29 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{VP} = 168.5 \times 0.9962 + 100.5 \times 0.0038 = 168.2416 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{LP} = 99.5 \times 0.9962 + 29 \times 0.0038 = 99.2321 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_P = (R+1)D(H_{VD} - H_{LD}) = (14.5+1) \times 7500 \times (168.2416 - 99.2321)$$

$$= 8022354.375 \text{ kcal/h}$$

$$= 3.3590 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

式中 H_{VP} ——每千克由冷凝器上升蒸汽的焓, kcal/kg;

H_{LP} ——每千克冷凝液的焓, kcal/kg。

2. 再沸器的热量衡算

依据设计参考资料 6, 32 页式 (6-30), 再沸器热损失忽略不计, 得

$$\begin{aligned} Q_W &= V' H_{VW} + W H_{LW} - L' H_{L'm} \\ &= V' (H_{VW} - H_{LW}) \end{aligned}$$

式中 Q_W ——再沸器的热负荷, kcal/h;

V' ——提馏段上升蒸气的量, kg/h;

L' ——提馏段下降液体的量, kg/h;

H_{VW} ——每千克由再沸器上升的蒸汽焓, kcal/kg;

H_{LW} ——每千克釜液的焓, kcal/kg;

$H_{L'm}$ ——每千克在提馏段底层塔板 m 上的液体焓, kcal/kg。

查设计参考资料 11, 158~160 页图 10-4, 图 10-5, 图 10-6,

丙烯

$$H_{Vi} = 168.5 \text{ kcal/kg} \quad H_{Li} = 99.5 \text{ kcal/kg}$$

丙烷

$$H_{Vi} = 102 \text{ kcal/kg} \quad H_{Li} = 34 \text{ kcal/kg}$$

丁烷

$$H_{Vi} = 110.5 \text{ kcal/kg} \quad H_{Li} = 30.5 \text{ kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} H_{VW} &= 168.5 \times 0.1591 + 102 \times 0.8223 + 110.5 \times 0.0186 \\ &= 112.7383 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{LW} &= 99.5 \times 0.1591 + 34 \times 0.8223 + 30.5 \times 0.0186 \\ &= 44.3560 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$Q_W = (R+1)D(112.7383 - 44.3560)$$

$$= 7949442.375 \text{ kcal/h}$$

$$= 3.3284 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

3. 全塔热量衡算

依据设计参考资料 6, 33 页式 (6-32)

$$Q_w + FH_F = DH_{LD} + WH_{LW} + Q_P + Q_{损}$$

式中 $Q_{损}$ ——热量损失, kcal/h;

H_F ——每千克进料的焓, kcal/kg。

丙烯 $H_{Vi} = 168.5 \text{ kcal/kg}$ $H_{Li} = 99.5 \text{ kcal/kg}$

丙烷 $H_{Vi} = 100.5 \text{ kcal/kg}$ $H_{Li} = 29 \text{ kcal/kg}$

丁烷 $H_{Vi} = 108 \text{ kcal/kg}$ $H_{Li} = 26 \text{ kcal/kg}$

$$H_F = 99.5 \times 0.9310 + 29 \times 0.0675 + 26 \times 0.0015 = 94.6310 \text{ kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{左边} &= Q_w + FH_F \\ &= 7949442.375 + 94.6310 \times 8133.5017 \\ &= 8.7 \times 10^6 \text{ kcal/h} \\ &= 3.64 \times 10^7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{右边} &= DH_{LD} + WH_{LW} + Q_D \\ &= 7500 \times 99.2321 + 633.5017 \times 44.3560 + 8022354.375 \\ &= 8.7 \times 10^6 \text{ kcal/h} \\ &= 3.64 \times 10^7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

所以, 左边=右边。

(七) 板间距离的选定和塔径的确定

1. 计算混合液塔顶、塔釜、进料的密度及气体的密度

(1) 液体的密度

查设计参考资料 11, 25~26 页图, 得 45℃、44℃、51℃下纯组分的密度, 见表 9-68。

按设计参考资料 11, 10 页式 (2-17) 计算

$$\frac{1}{\rho_{mL}} = \sum x_i \frac{1}{\rho_i}$$

式中 ρ_{mL} ——液体平均密度, kg/m³。

计算举例: 塔顶温度 44℃,

$$\begin{aligned} \frac{1}{\rho_{mL}} &= 0.9962 \times \frac{1}{477} + 0.0038 \times \frac{1}{462} \\ \rho_{mL} &= 476.9412 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

表 9-68 液体密度

组 分	密度(44℃)/(kg/m ³)	密度(45℃)/(kg/m ³)	密度(51℃)/(kg/m ³)
C ₃ H ₆	477	475	460
C ₃ H ₈	462	460	449
C ₄ H ₁₀	0	551	549

液体平均密度见表 9-69。

表 9-69 液体平均密度

项 目	44℃	45℃	51℃
液体平均密度/(kg/m ³)	476.9412	474.0546	452.2528

(2) 气体的密度

查设计参考资料 11, 10 页, 得公式:

$$\rho_{mV} = \frac{pM}{ZRT}$$

式中 ρ_{mV} ——气体平均密度, kg/m^3 ;
 p ——操作压力, Pa ;
 Z ——压缩因子, 由对比温度和对比压力查图而得;
 M ——平均相对分子质量;
 T ——操作温度, K ;
 R ——通用气体常数。

计算举例: 塔顶

对比温度 $T_r = \frac{T}{\sum y_i T_{ci}} = \frac{317.15}{364.9186} = 0.8691$

对比压力 $p_r = \frac{p}{\sum y_i p_{ci}} = \frac{18.4}{45.3546} = 0.4057$

式中 T_c ——临界温度, K ;
 p_c ——临界压力, Pa 。

由 T_r 、 P_r 查设计参考资料 11, 附图 (2-3) 得 $Z=0.690$

$$\rho_{mV} = \frac{pM}{ZRT} = \frac{42.0876 \times 18.4}{0.690 \times 0.08205 \times 317.15} = 43.1300 \text{kg}/\text{m}^3$$

同理, 求得塔釜 $\rho_{mV}=47.1895\text{kg}/\text{m}^3$

各组分的物性常数见表 9-70。

表 9-70 各组分的物性常数

组 分	摩尔分数	临界温度 T_0/K	临界压力 p_c	$y_i T_i$	$y_i p_{ci}$	$y_i M_i$
丙 烯	0.9962	364.90	45.37	363.5134	45.1976	41.9201
丙 烷	0.0038	369.80	41.32	1.4052	0.1570	0.1675
丁 烷	0	425	37.46	0	0	0
共 计	1.0000			364.9186	45.3546	42.0876

2. 求液体及气体的体积流量

$$V=L+D; L=RD$$

所以 $V = (R+1)D$
 $=15.5 \times 178.1996$
 $=2762.0938\text{kmol}/\text{h}$

因为 $\delta=1.0$

所以 $V=V'$ (依据恒摩尔流假定, 精、提馏段上升气体的摩尔流量相等)
 $L'=V'+W=2762.0938 + 14.3876=2776.4814\text{kmol}/\text{h}$
 $L=RD=14.5 \times 178.1996 =2583.8942\text{kmol}/\text{h}$

式中 V 、 V' ——精馏塔内精、提馏段上升蒸气的流量, kmol/h ;
 L 、 L' ——精馏塔内精、提馏段下降液体的流量, kmol/h 。

转换为质量流量

$$V=2762.0938\times 42.087638=116250.0040\text{kg/h}$$
$$V'=2762.0938\times 42.239735=116670.1102\text{kg/h}$$
$$L=2583.8942\times 42.087638=108750.0037\text{kg/h}$$
$$L'=2776.4814\times 42.239735=117277.8386\text{kg/h}$$

转换为体积流量

$$V=116250.0040/43.1300=2695.3398\text{m}^3/\text{h}=0.7487\text{m}^3/\text{s}$$
$$V'=116670.1102/47.1895=2472.3744\text{m}^3/\text{h}=0.6868\text{m}^3/\text{s}$$
$$L=108750.0037/476.9421=228.0155\text{m}^3/\text{h}=0.06334\text{m}^3/\text{s}$$
$$L'=117277.8386/452.2528=259.3192\text{m}^3/\text{h}=0.0720\text{m}^3/\text{s}$$

计算结果汇总见表 9-71。

表 9-71 精馏段、提馏段上升蒸气及下降液体量

项目	kg/h	m ³ /h	m ³ /s	项目	kg/h	m ³ /h	m ³ /s
V	116250.0040	2695.3398	0.7487	V'	116670.1102	2472.3744	0.6868
L	108750.0037	228.0155	0.0633	L'	117277.8386	259.3192	0.0720

3. 初选板间距及塔径的估算

(1) 计算塔径

查设计参考资料 6，148 页表 9-4，依据流量初选塔径 2.4m，板间距为 500mm。

根据公式：

$$C=\frac{0.055\times \sqrt{gH_T}}{1+2\times \frac{L_S}{V_S}\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}}}$$

式中 C——负荷系数；

H_T ——塔板间距，m；

L_S ——下降液体的体积流量，m³/s；

V_S ——上升蒸气的体积流量，m³/s；

ρ_L ——液相密度，kg/m³；

ρ_V ——气相密度，kg/m³；

g ——重力加速度，m/s²。

精馏段

$$C=\frac{0.055\times \sqrt{9.81\times 0.5}}{1+2\times \frac{0.06334}{0.7487}\sqrt{\frac{476.9412}{43.1300}}}=0.0780$$

$$u_{\max}=C\sqrt{\frac{\rho_L-\rho_V}{\rho_V}}=0.0780\times \sqrt{\frac{476.9412-43.1300}{43.1300}}=0.2472\text{m/s}$$

式中 u_{\max} ——最大空塔气速，m/s。

实际气速

$$u=(0.6\sim 0.8)u_{\max} \quad \text{取 } u=0.65u_{\max}$$

所以

$$u=0.65\times 0.2472=0.1607\text{m/s}$$

$$D=\sqrt{\frac{V}{0.785u}}=\sqrt{\frac{0.7487}{0.785\times 0.1607}}=2.4362\text{m}$$

式中 D——塔径，m。

提馏段

$$C = \frac{0.055 \times \sqrt{9.81 \times 0.5}}{1 + 2 \times \frac{0.0720}{0.6868} \sqrt{\frac{452.2528}{47.1895}}} = 0.0739$$

$$u_{\max} = 0.0739 \times \sqrt{\frac{452.2528 - 47.1895}{47.1895}} = 0.2170 \text{ m/s}$$

所以

$$u = 0.65 \times 0.2170 = 0.1407 \text{ m/s}$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785u}} = \sqrt{\frac{0.6868}{0.785 \times 0.1407}} = 2.494 \text{ m}$$

取塔径 D 为 2.8m。

(2) 计算实际空塔气速 u_K

$$u_K = \frac{V_s}{0.785D^2}$$

精馏段

$$u_K = \frac{0.7487}{0.785 \times 2.8^2} = 0.1217 \text{ m/s}$$

提馏段

$$u_K = \frac{0.6868}{0.785 \times 2.8^2} = 0.1116 \text{ m/s}$$

(八) 浮阀塔塔板结构尺寸确定

1. 塔板布置

(1) 浮阀型式：选择 F1 型重阀，阀片厚度 $\delta = 2 \text{ mm}$ ，阀质量为 33g， $H = 11.5 \text{ mm}$ ， $L = 15.5 \text{ mm}$ ， $\phi 39 \text{ mm}$ ，浮阀最大开度 8.5mm，最小开度 2.5mm。

(2) 溢流型式：当直径大于 2.2m 时，采用双溢流塔板，浮阀排列采用三角形叉排方式。

(3) 求阀孔气速

根据阀孔动能因数

$$F_0 = u_0 \sqrt{\rho_V} = 9 \sim 12 \quad \text{取 } F_0 = 10$$

$$u_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho_V}}$$

式中 F_0 ——气体通过阀孔时的动能因数；

u_0 ——气体通过阀孔时的速度，m/s。

精馏段阀孔气速

$$u_0 = \frac{10}{\sqrt{43.1300}} = 1.5227 \text{ m/s}$$

提馏段阀孔气速

$$u_0 = \frac{10}{\sqrt{47.1895}} = 1.4557 \text{ m/s}$$

(4) 确定浮阀数及开孔率

根据

$$N = \frac{V_s}{u_0 \times 0.785 d_0^2}$$

式中 N ——阀孔数，个；

d_0 ——阀孔直径， $d_0 = 0.039 \text{ m}$ 。

精馏段

$$N=\frac{0.7487}{1.5227\times0.785\times0.039^2}=411.8078\text{ 个}$$

提馏段

$$N=\frac{0.6868}{1.4557\times0.785\times0.039^2}=395.1478\text{ 个}$$

查设计参考资料 10，120 页表 4-5 得双溢流型塔板结构参数，见表 9-72。

表 9-72 双溢流型塔板结构参数

塔径 D /mm	塔截面积 A_T /mm ²	板间距 H_T /mm	弓型降液管			降液管截 面积 A_f /m ²	A_f/A_T	L_w/D
			降管长度 L_w /mm	降管宽度 W_d /mm	降管宽度 W'_d /mm			
2800	6.1580	500	1752	308	280	0.7389	12	0.626

查设计参考资料 4，603 页得到浮阀数见表 9-73。

表 9-73 浮阀数

塔 径	$(A_f/A_T)/\%$	浮 阀 总 数
		$t=80$
2800	12	448

所以确定用 448 个浮阀。

开孔率 Φ

$$\Phi=\frac{d_0^2 \cdot N}{D^2} \times 100\% = \frac{0.039^2 \times 448}{2.8^2} \times 100\% = 8.6\% < 10\%$$

对于加压塔 Φ 应小于 10%，故满足要求。

2. 溢流堰及降液管设计计算

塔盘为双溢流塔板，溢流堰为弓型，降液管为弓型。

(1) 计算停留时间

按设计参考资料 2，196 页式 (7-14) 计算

$$\tau=\frac{A_f \cdot H_T}{L_s} \geq 3 \sim 5s$$

$$A_f=0.7389 \quad L_s=0.06334\text{m}^3/\text{s}$$

精馏段

$$\tau=\frac{A_f \cdot H_T}{L_s/2}=\frac{0.7389 \times 0.5}{0.06334/2}=11.6\text{s} > 5\text{s}$$

提馏段

$$\tau=\frac{0.7389 \times 0.5}{0.0720/2}=10.2\text{s} > 5\text{s}$$

式中 τ ——液体在降液管内的停留时间，s；

A_f ——降液管的截面积，m²。

液体在降液管内的停留时间不应小于 3~5s，计算结果均满足要求。

(2) 降液管底隙高度 h_0 计算

根据设计参考资料 2，197 页式 (7-16)

$$h_0=\frac{L}{L_w u_{OL}}$$

式中 L_w ——弓型降液管出口堰长度，m；

u_{OL} ——降液管底隙液体流速，m/s。

其中 $L=L_s/2$ (因为双溢流) $L_w=0.626 \times 2.8=1.7528\text{m}$

$$u_{OL}=0.07\sim 0.25\text{m/s}, \text{取 } 0.2\text{m/s}$$

精馏段

$$h_0 = \frac{0.06334/2}{0.2 \times 1.7528} = 0.09034\text{m}$$

提馏段

$$h_0 = \frac{0.0720/2}{0.2 \times 1.7528} = 0.1027\text{m}$$

根据设计参考资料 1 取 $h_0=50\text{mm}$ 。

(3) 计算溢流堰上液层高度 h_{ow}

采用平堰, 根据设计参考资料 2, 195 页式 (7-10)

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_h}{L_w} \right)^{2/3} \quad \text{取 } E=1.0$$

式中 E ——液流收缩系数;

L_h ——塔内液体流量, m^3/h 。

精馏段

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{228.0155/2}{1.7528} \right)^{2/3} = 0.0459\text{m}$$

提馏段

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} \left(\frac{259.3192}{1.7528} \right)^{2/3} = 0.0500\text{m}$$

取出口堰高 $h_w=50\text{mm}$

根据设计参考资料 2, 194 页式 (7-9) 板上液层高度 $h_L=h_w+h_{ow}$

精馏段

$$h_L = 45.9 + 50 = 95.9\text{mm}$$

提馏段

$$h_L = 50.0 + 50 = 100.0\text{mm}$$

取 $h_L=100\text{mm}$ 。

(九) 水利学计算

1. 塔板总压力降的计算

根据设计参考资料 2, 201 页式 (7-23)

$$h_P = h_C + h_l + h_\sigma \quad (\text{m 液柱})$$

式中 h_P ——塔板总压力降, Pa;

h_C ——干板压力降, Pa;

h_l ——板上清液层阻力, Pa;

h_σ ——表面张力的压力降, Pa。

(1) 干板压降 h_C : 对于 F1 型重阀, 根据设计参考资料 2, 201 页式 (7-25)

$$\text{全开前:} \quad h_C = 0.7 \frac{33}{A_1} u_0^{0.175} \frac{1}{\rho_L} = 19.9 \frac{u_0^{0.175}}{\rho_L}$$

式中 A_1 ——干板压降系数。

精馏段

$$h_C = 0.7 \times \frac{33}{A_1} \times 1.5227^{0.175} \times \frac{1}{476.9412} = 19.9 \times \frac{1.5227^{0.175}}{476.9412} \\ = 0.0449 \quad (\text{m 液柱})$$

提馏段

$$h_C = 19.9 \times \frac{1.4557^{0.175}}{452.2528} = 0.0469 \quad (\text{m 液柱})$$

全开后:

$$h_C = 5.37 \frac{u_0^2}{2g} \times \frac{\rho_V}{\rho_L}$$

$$\text{精馏段} \quad h_C = 5.37 \frac{1.5227^2}{2 \times 9.81} \times \frac{43.1300}{476.9412} = 0.0574 \text{ (m 液柱)}$$

$$\text{提馏段} \quad h_C = 5.37 \frac{1.4557^2}{2 \times 9.81} \times \frac{47.1895}{452.2528} = 0.0605 \text{ (m 液柱)}$$

取两者较大的值 $h_C = 0.0574$ (m 液柱), $h'_C = 0.0605$ (m 液柱)。

(2) 板上清液层阻力, 根据设计参考资料 2, 201 页式 (7-26)

$$h_l = 0.4h_w + h_{ow}$$

$$\text{精馏段} \quad h_l = 0.4 \times 0.05 + 0.0459 = 0.0659 \text{ (m 液柱)}$$

$$\text{提馏段} \quad h_l = 0.4 \times 0.05 + 0.0500 = 0.0700 \text{ (m 液柱)}$$

(3) 忽略表面张力的压力降 $h_\sigma = 0$

故气体通过塔板的压力降:

$$\text{精馏段} \quad h_P = 0.0574 + 0.0659 = 0.1233 \text{ (m 液柱)}$$

$$\text{提馏段} \quad h_P = 0.0605 + 0.0700 = 0.1305 \text{ (m 液柱)}$$

2. 雾沫夹带

(1) 根据设计参考资料 2, 202 页式 (7-33)、式 (7-34)

泛点率

$$F_1 = \frac{100C_V + 136L_s Z}{C_{AF} \cdot A_a} \times 100\%$$

或

$$F_1 = \frac{100C_V}{0.78A_T C_{AF}} \times 100\%$$

式中 F_1 ——泛点率;

C_V ——气相负荷, m^3/s ;

Z ——溢流的流程长度, m;

C_{AF} ——气相负荷系数;

A_T ——塔的截面积, m^2 ;

A_a ——鼓泡区面积, m^2 。

其中

$$\text{气相负荷 } C_V = V \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$$

$$\text{精馏段} \quad C_V = 0.7487 \sqrt{\frac{43.1300}{476.9412 - 43.1300}} = 0.2361 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{提馏段} \quad C_V = 0.6868 \sqrt{\frac{47.1895}{452.2528 - 47.1895}} = 0.2344 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{溢流的流程长度 } Z = D - 2W_d - W'_d = 2.8 - 2 \times 0.308 - 0.280 = 1.904 \text{ m}$$

$$\text{鼓泡区面积 } A_a = A_T - 2A_f = 6.1580 - 2 \times 0.7389 = 4.6802 \text{ m}^2$$

查图得最大气相负荷系数精馏段: $C_{AF0} = 0.122$ 提馏段: $C'_{AF0} = 0.120$

不同物系的系数因数为 1.0

所以气相负荷系数精馏段: $C_{AF} = 0.122 \times 1.0 = 0.122$

提馏段: $C'_{AF} = 0.120 \times 1.0 = 0.120$

将所有参数代入, 得:

$$\text{精馏段} \quad F_1 = \frac{100 \times 0.2361 + 136 \times 0.06334 \times 1.904}{0.122 \times 4.6802} \times 100\% = 70.03\%$$

$$F_1 = \frac{100 \times 0.2361}{0.122 \times 6.1580 \times 0.78} \times 100\% = 40.29\%$$

提馏段
$$F_1 = \frac{100 \times 0.2344 + 136 \times 0.0720 \times 1.904}{0.120 \times 4.6802} \times 100\% = 74.93\%$$

$$F_1 = \frac{100 \times 0.2334}{0.120 \times 6.1580 \times 0.78} \times 100\% = 40.67\%$$

取大值 $F_1 = 70.03\%$ 及 $F_1 = 74.93\%$ ，对于大塔，均满足 $F_1 < 80\% \sim 82\%$ 。

(2) 用夹带量经验式：

$$e = \frac{A(0.052h_L - 1.72)}{H_T^\beta \varphi^2} \left(\frac{u}{\epsilon m} \right)^{3.7}$$

式中 e ——雾沫夹带量，对于一般大塔，其值应在 10% 以下；

A 、 β ——当 $H_T \geq 400\text{mm}$ 时， $A = 0.159$ ， $\beta = 0.95$ ，

当 $H_T < 400\text{mm}$ 时， $A = 9.48 \times 10^7$ ， $\beta = 4.3$ ；

φ ——系数，对于浮阀塔 $\varphi = 0.6 \sim 0.8$ ；

ϵ ——开孔区截面积占塔总截面积的比率， $\epsilon = A_P/A_T$ ；

μ ——气体流速， m/s ；

m ——气液物性影响参数，根据设计参考资料 2，203 页式 (7-37)

$$m = 5.63 \times 10^{-5} \left(\frac{\sigma}{\rho_V} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\mu_V} \right)^{0.425}$$

μ_V ——气体黏度， $\text{kg} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ ；

σ ——液体表面张力， dyn/cm 。

① 计算液体表面张力

由设计参考资料 11，65 页查表面张力见表 9-74。

计算液体平均表面张力

$$\sigma_m = \sum \sigma_i x_i$$

式中 σ_m ——表面张力， dyn/cm 。

44℃时
$$\begin{aligned} \sigma_m &= 4.8 \times 0.9962 + 4.6 \times 0.0038 \\ &= 4.79924 \text{ dyn/cm} \end{aligned}$$

51℃时
$$\begin{aligned} \sigma_m &= 4.1 \times 0.1591 + 3.9 \times 0.8223 + 8.7 \times 0.0186 \\ &= 4.0211 \text{ dyn/cm} \end{aligned}$$

② 计算气体黏度

依据设计参考资料 11，43 页式 (3-5)

$$\mu_m = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{M_i}}{\sum y_i \sqrt{M_i}}$$

各组分气体的黏度见表 9-75。

表 9-74 液体的表面张力

表面张力	$\sigma_i(44^\circ\text{C})$	$\sigma_i(51^\circ\text{C})$
组分	$/(\text{dyn}/\text{cm})^\text{①}$	$/(\text{dyn}/\text{cm})$
丙烯	4.8	4.1
丙烷	4.6	3.9
丁烷		8.7

① $1 \text{ dyn}/\text{cm} = 1 \times 10^{-3} \text{ N}/\text{m}$ 。

表 9-75 各组分气体的黏度

单位：微泊 (μP)		
温度	44℃	51℃
组分		
丙烯	92.0	94
丙烷	85.0	87
丁烷		81

计算气体的平均黏度:

$$44^{\circ}\text{C时} \quad \mu_{mV} = \frac{0.9962 \times \sqrt{42.08} \times 92 + 0.0038 \times \sqrt{44.09} \times 85}{0.9962 \times \sqrt{42.08} + 0.0038 \times \sqrt{44.09}} = 91.9727 \mu\text{P}$$

$$= 0.9375 \times 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{s/m}^2$$

$$51^{\circ}\text{C时} \quad \mu_{mV} = \frac{0.1591 \times \sqrt{42.08} \times 94 + 0.8223 \sqrt{44.09} \times 87 + 0.0186 \sqrt{58.12} \times 81}{0.1591 \sqrt{42.08} + 0.8223 \sqrt{44.09} + 0.0186 \sqrt{58.12}}$$

$$= 87.9608 \mu\text{P}$$

$$= 0.8966 \times 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{s/m}^2$$

44℃时

$$m = 5.63 \times 10^{-5} \left(\frac{4.79924}{43.1300} \right)^{0.295} \times \left(\frac{476.9412 - 43.1300}{0.9375 \times 10^{-6}} \right)^{0.425} = 0.1418$$

51℃时

$$m = 5.63 \times 10^{-5} \left(\frac{4.0211}{47.1895} \right)^{0.295} \times \left(\frac{452.2528 - 47.1895}{0.8966 \times 10^{-6}} \right)^{0.425} = 0.1298$$

③ 计算开孔区截面积占塔总截面积的百分率

$$A_p = 2 \left(x \sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi}{180^\circ} r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right) - 2 \left(x_1 \sqrt{r^2 - x_1^2} + \frac{\pi}{180^\circ} r^2 \sin^{-1} \frac{x_1}{r} \right)$$

$$x = \frac{D}{2} - (W_d + W_s)$$

式中 A_p ——开孔区面积, m^2 。

取破沫区宽度 $W_s = 80\text{mm}$, 边缘区宽度 $W_c = 60\text{mm}$

$$x = \frac{2.8}{2} - (0.308 + 0.08) = 1.012\text{m}$$

$$x_1 = \frac{1}{2} W_d + W_s = \frac{1}{2} \times 0.308 + 0.08 = 0.234\text{m}$$

$$r = \frac{1}{2} \times 2.8 - W_c = 1.4 - 0.06 = 1.34\text{m}$$

$$A_p = 2 \left(1.012 \sqrt{1.34^2 - 1.012^2} + \frac{\pi}{180^\circ} \times 1.34^2 \sin^{-1} \frac{1.012}{1.34} \right)$$

$$- 2 \left(0.234 \sqrt{1.34^2 - 0.234^2} + \frac{\pi}{180^\circ} \times 1.34^2 \sin^{-1} \frac{0.234}{1.34} \right)$$

$$= 4.8502 - 1.2475$$

$$= 3.6027\text{m}^2$$

$$\epsilon = A_p / A_T = 0.5850$$

将以上数据代入

精馏段

$$e = \frac{0.159(0.052 \times 95.9 - 1.72)}{500^{0.95} \times 0.7^2} \left(\frac{0.1217}{0.5850 \times 0.1418} \right)^{3.7}$$

$$= 1.1945\% < 10\%$$

提馏段

$$e = \frac{0.159(0.052 \times 100.0 - 1.72)}{500^{0.95} \times 0.7^2} \left(\frac{0.1116}{0.5850 \times 0.1298} \right)^{3.7}$$

$$= 1.2809\% < 10\%$$

均满足要求。

3. 淹塔情况校核

根据设计参考资料 2, 202 页式 (7-31)

$$H_d = h_p + h_L + h_d$$

式中 h_d ——液体流过降液管的阻力, m 液柱;

h_p ——塔板压力降, m 液柱;

H_d ——降液管内清液层高度, m 液柱。

无进口堰

$$h_d = 0.153 \times \left(\frac{L_s}{L_w h_0} \right)^2$$

精馏段

$$h_d = 0.153 \times \left(\frac{0.06334/2}{1.7528 \times 0.05} \right)^2 = 0.01998 \text{ m}$$

提馏段

$$h_d = 0.153 \times \left(\frac{0.0720/2}{1.7528 \times 0.05} \right)^2 = 0.0258 \text{ m}$$

精馏段

$$H_d = 0.1233 + 0.0959 + 0.01998 = 0.2392 \text{ m}$$

提馏段

$$H_d = 0.1305 + 0.0100 + 0.0258 = 0.2563 \text{ m}$$

$$H_d \leq 0.4 \sim 0.6 (H_T + h_w)$$

取

$$H_d \leq 0.5 (H_T + h_w) = 0.275 \text{ m}$$

所以

$$H_d < 0.5 (H_T + h_w) \text{ 满足要求。}$$

(十) 浮阀塔的负荷性能图

1. 雾沫夹带线

取雾沫夹带 $e = 10\%$

按夹带量经验式计算

$$10\% = \frac{0.159(0.052h_L - 1.72)}{500^{0.95} \times 0.7^2} \times \left(\frac{u_{\text{上}}}{0.5850 \times 0.1418} \right)^{3.7}$$

精馏段

$$u_{\text{上}} = \left(\frac{0.01128}{0.052h_L - 1.72} \right)^{1/3.7}$$

提馏段

$$u_{\text{上}} = \left(\frac{0.008136}{0.052h_L - 1.72} \right)^{1/3.7}$$

计算举例:

假设 $L_s = 0.02 \text{ m}^3/\text{s}$

$$L_h = 72 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \times \left(\frac{L_h}{L_w} \right)^{2/3}$$

$$= 2.84 \times 10^{-3} \times \left(\frac{72}{2 \times 1.7528} \right)^{2/3} = 21.30 \text{ mm}$$

$$u_{\text{上}} = \left(\frac{0.01128}{0.052 \times 71.30 - 1.72} \right)^{1/3.7} = 0.2472 \text{ m/s}$$

$$V_s = \frac{\pi D^2 u_{\text{上}}}{4} = 0.785 \times 2.8^2 \times 0.2472 = 1.5211 \text{ m}^3/\text{s}$$

在操作范围内任取若干个 L_s 值, 依式计算出相应的 V_s 值, 列于表 9-76 中。

表 9-76 雾沫夹带线不同 L_s 值对应的 V_s 值

名称	项目	1	2	3	4	5	6
精馏段	$L_s/(\text{m}^3/\text{s})$	0	0.02	0.04	0.06	0.08	0.10
	$L_h/(\text{m}^3/\text{h})$	0	72.00	144.00	216.00	288.00	360.00
	h_{ow}/mm	0	21.30	33.81	44.30	53.67	62.28

续表

名称	项目	1	2	3	4	5	6
精馏段	H_L/mm	50	71.30	83.81	94.30	103.67	112.28
	$u_L/(\text{m/s})$	0.3080	0.2472	0.2289	0.2176	0.2094	0.2030
	$V_S/(\text{m}^3/\text{s})$	1.8596	1.5211	1.4090	1.3392	1.2887	1.2492
提馏段	$L_S/(\text{m}^3/\text{s})$	0	0.02	0.04	0.06	0.08	0.10
	$L_h/(\text{m}^3/\text{h})$	0	72.00	144.00	216.00	288.00	360.00
	h_{OW}/mm	0	21.30	33.81	44.30	53.67	62.28
	H_L/mm	50	71.30	83.81	94.30	103.67	112.28
	$u_L/(\text{m/s})$	0.2820	0.2263	0.2100	0.1992	0.1917	0.1858
	$V_S/(\text{m}^3/\text{s})$	1.7355	1.3925	1.2899	1.2260	1.1798	1.1436

2. 液泛线

取
液泛时

$$H_d=0.5(H_T+h_w)=0.275$$
$$H_d=h_p+h_L+h_d$$
$$=h_C+h_l+h_L+h_d$$
$$=(h_w+h_{ow})+h_C+(0.4h_w+h_{ow})+h_d$$
$$=1.4\times0.05+2\times2.84\times10^{-3}E\left(\frac{L_h/2}{1.7528}\right)^{2/3}+$$
$$5.37\times\frac{u_0^2}{2\times9.81}\cdot\frac{\rho_V}{\rho_L}+0.153\left(\frac{L_S/2}{L_w h_0}\right)^2$$

精馏段

提馏段

计算举例：假设

计算出

$$L_S=0.02\text{m/s}\quad L_h=72\text{m}^3/\text{h}$$
$$u_0=2.5458\text{m/s}$$
$$V_S=\frac{\pi}{4}d_0^2N_{\text{fl}}=1.3617\text{m}^3/\text{s}$$

在操作范围内任取若干个 L_S 值，依式计算出相应的 V_S 值，列于表 9-77 中。

表 9-77 液泛线不同 L_S 值对应的 V_S 值

名称	项目	1	2	3	4	5	6
精馏段	$L_S/(\text{m}^3/\text{s})$	0	0.02	0.04	0.06	0.08	0.10
	$L_h/(\text{m}^3/\text{h})$	0	72.00	144.00	216.00	288.00	360.00
	$u_0/(\text{m/s})$	2.8779	2.5458	2.2866	1.9945	1.6303	1.1126
	$V_S/(\text{m}^3/\text{s})$	1.5394	1.3617	1.2231	1.0669	0.8721	0.5952
提馏段	$L_S/(\text{m}^3/\text{s})$	0	0.02	0.04	0.06	0.08	0.10
	$L_h/(\text{m}^3/\text{h})$	0	72.00	144.00	216.00	288.00	360.00
	$u_0/(\text{m/s})$	2.6792	2.3700	2.1287	1.8568	1.5177	1.0319
	$V_S/(\text{m}^3/\text{s})$	1.4331	1.2677	1.1387	0.9932	0.8119	0.5520

3. 降液管超负荷线

按设计参考资料 2, 196 页式 (7-14)

$$L_{\max} = \frac{A_f \cdot H_T}{\tau_{\text{小}}}$$

式中 $\tau_{\text{小}}$ ——液体在降液管保留时间, s。

以 4s 作为液体在降液管中停留时间的下限, 则:

$$L_{\max} = \frac{0.7389 \times 0.5}{4} = 9.23 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

4. 泄露线

根据设计参考资料 6, 157 页表 9-6 取 $F_{0\min} = 5$ 作为规定气体最小负荷的标准, 则:

$$u_{0\min} = \frac{F_{0\min}}{\sqrt{\rho_v}}$$

精馏段

$$u_{0\min} = \frac{5}{\sqrt{43.1300}} = 0.7613 \text{ m/s}$$

$$V_{\min} = \frac{\pi}{4} d_0^2 N u_{0\min} = 0.3807 \text{ m}^3/\text{s}$$

提馏段

$$u_{0\min} = \frac{5}{\sqrt{47.1895}} = 0.7279 \text{ m/s}$$

$$V_{\min} = \frac{\pi}{4} d_0^2 N u_{0\min} = 0.9640 \text{ m}^3/\text{s}$$

5. 液相下限线

设最小液量时, 平堰上的液量层厚度为 6mm。由设计参考资料 2, 195 页式 (7-10)

$$h_{ow\min} = 0.006 = 2.84 \times 10^{-3} E \left(\frac{L_{\min}}{L_w} \right)^{2/3}$$

式中 E ——液流收缩系数, 一般取 1.0。

$$L_{\min} = \left(\frac{0.006}{2.84 \times 10^{-3}} \right)^{3/2} \times 2 \times 1.7528 = 10.7649 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$= 0.00299 \text{ m}^3/\text{s}$$

6. 操作点

精馏段

$$\frac{V}{L} = \frac{0.7487}{0.06334} = 11.8203$$

提馏段

$$\frac{V'}{L'} = \frac{0.6968}{0.0720} = 9.5389$$

在回流比不变的操作条件下, 作出负荷性能图 9-23 和图 9-24, 并作出操作线, 计算操作弹性。

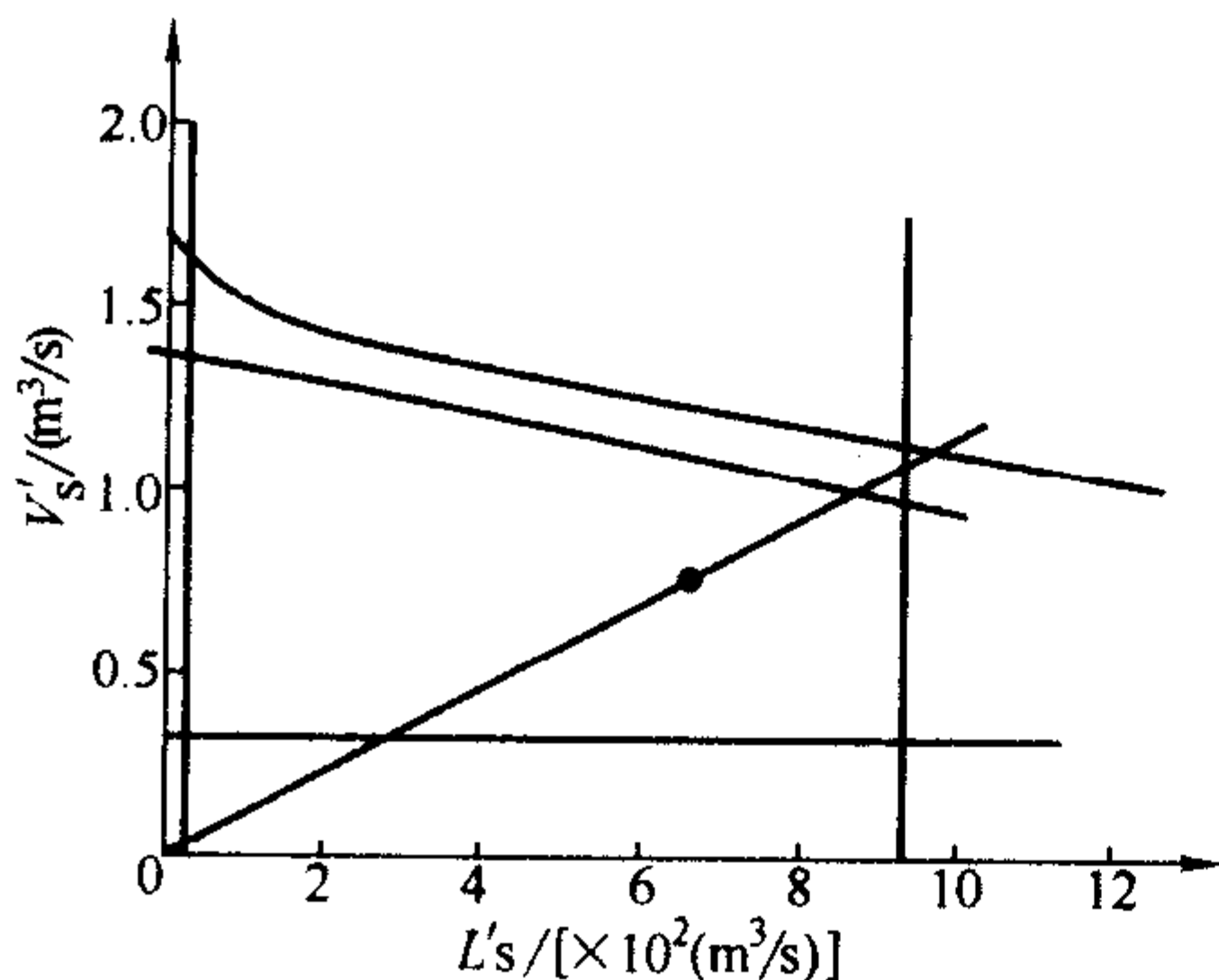


图 9-23 提馏段操作性能图

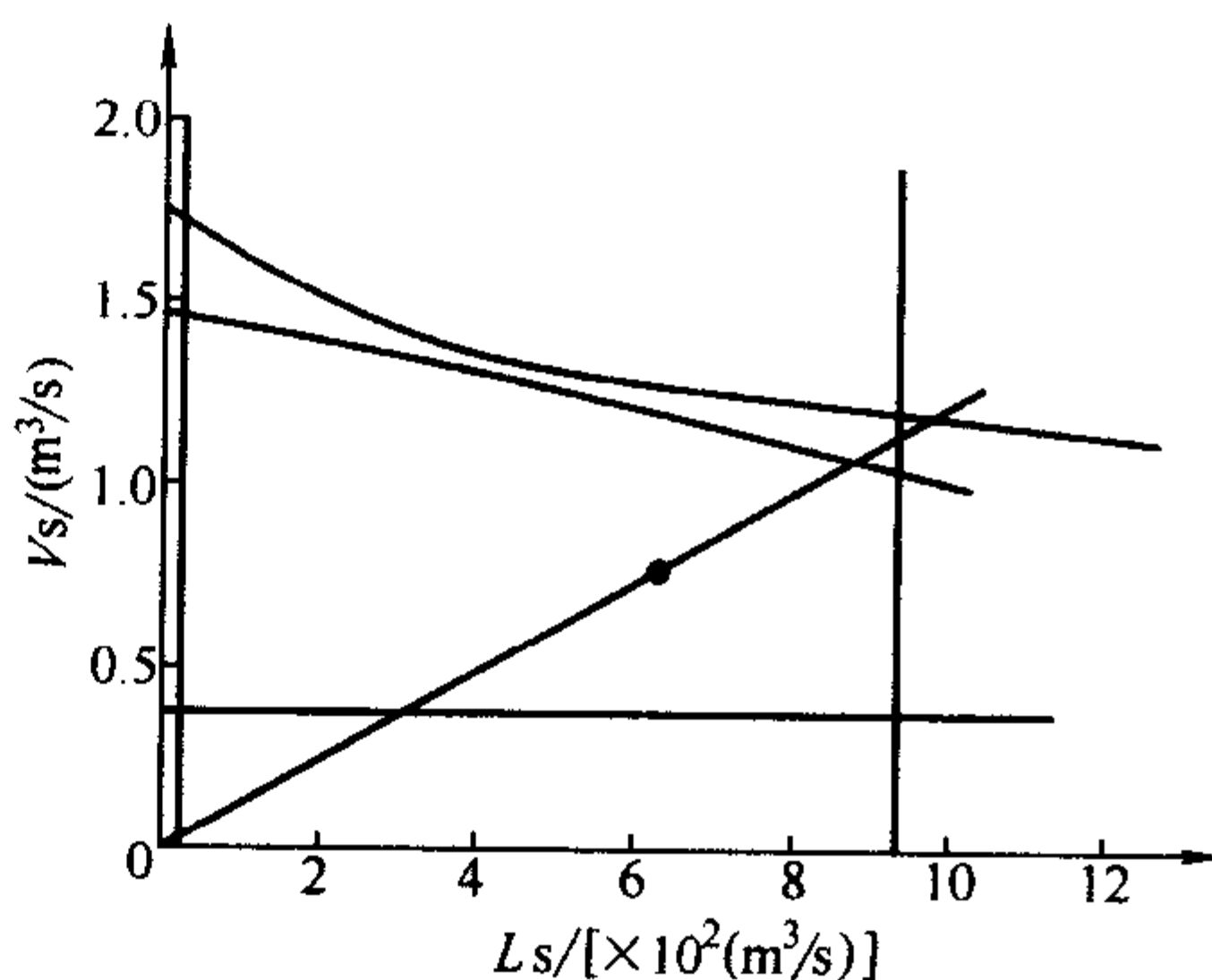


图 9-24 精馏段操作性能图

精馏段 操作弹性 $= \frac{V_{\max}}{V_{\min}} = \frac{1.05}{0.38} = 2.76$

提馏段 操作弹性 $= \frac{V_{\max}}{V_{\min}} = \frac{0.95}{0.36} = 2.64$

(十一) 塔的附属设备计算

1. 再沸器的计算

由前计算 $Q_W = 7949442.375 \text{ kcal/h} = 3.3284 \times 10^7 \text{ kJ/h}$

(1) 热负荷的计算

$$Q = (100 + 5)\% Q_W = 1.05 Q_W = 8346914.494 \text{ kcal/h} = 3.4949 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

(2) 传热面积

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(80 - 51) - (60 - 51)}{\ln \frac{29}{9}} = 17.093 \text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot K} = \frac{8346914.494}{590 \times 17.093} = 827.6670 \text{ m}^2$$

式中 K ——总传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

(3) 水量计算 $Q = W c_p (T_1 - T_2)$

$$T_1 = 80 + 273 = 353 \text{ K} \quad T_2 = 60 + 273 = 333 \text{ K}$$

$$W = \frac{Q}{c_p (T_1 - T_2)} = \frac{8346914.494}{1 \times (80 - 60)} = 417345.7247 \text{ kg/h}$$

2. 塔顶冷凝器的计算

由前计算 $Q_P = 8022354.375 \text{ kcal/h} = 3.3590 \times 10^7 \text{ kJ/h}$

(1) 热负荷计算

$$Q = 1.05 Q_P = 8423472.094 \text{ kcal/h} = 3.5269 \times 10^7 \text{ kJ/h}$$

(2) 传热面积的确定

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}} = \frac{14 - 8}{\ln \frac{14}{8}} = 10.722 \text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{\Delta t_m \cdot K} = \frac{8423472.094}{500 \times 10.722} = 1571.2502 \text{ m}^2$$

(3) 水量计算

$$Q = W c_p (t_2 - t_1)$$

$$W = \frac{Q}{c_p (t_2 - t_1)} = \frac{8423472.094}{0.997 \times (36 - 30)} = 1408136.425 \text{ kg/h}$$

3. 确定塔体各接管及材料

(1) 蒸汽管

$$V_S = \frac{\pi}{4} d^2 u$$

式中 d ——塔顶蒸汽出口管直径, mm;

u ——气体速度, m/s。

查设计参考资料 6, 183 页, 常压下 $u = 10 \sim 40 \text{ m/s}$, 取 30 m/s , 按加压下操作, 依设计参考资料 6, 184 页式 (9-52) 计算:

$$u_p = \frac{u}{\sqrt{p}} = \frac{30}{\sqrt{17.4}} = 7.19195 \text{ m/s}$$

式中 u_p ——加压下气体速度，m/s。

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u_p}} = \sqrt{\frac{0.7487}{0.785 \times 7.19195}} = 364 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 400mm，查设计参考资料 8，132 页外径 426mm，壁厚 9mm。

(2) 回流管

查设计参考资料 6，183 页，由泵输送 $u = 1 \sim 2 \text{ m/s}$ ，取 $u = 1.5 \text{ m/s}$ ， $L_s = 0.6334 \text{ m}^3/\text{s}$

$$d = \sqrt{\frac{L_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{0.06334}{0.785 \times 1.5}} = 231.9 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 250mm，外径 273mm，壁厚 8mm。

(3) 进料管

查设计参考资料 6，183 页， $u = 0.5 \sim 1 \text{ m/s}$ ，取 $u = 0.7 \text{ m/s}$ ，

$$V_s = \frac{8133.5017}{3600 \times 474.0546} = 0.004766 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{0.004766}{0.785 \times 0.7}} = 93.13 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 100mm，外径 108mm，壁厚 4mm。

(4) 塔釜液出口

查设计参考资料 6，183 页， $u = 0.5 \sim 1 \text{ m/s}$ ，取 $u = 0.7 \text{ m/s}$ ，

$$V_s = W = \frac{6333.5017}{3600 \times 452.2528} = 0.00039 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{0.00039}{0.785 \times 0.7}} = 26.64 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 32mm，外径 38mm，壁厚 3.5mm。

(5) 进入再沸器的气液混合液入口

按参考资料 6，184 页取 $u = 0.8 \text{ m/s}$ ，

$$d = \sqrt{\frac{L'_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{0.0720}{0.785 \times 0.8}} = 339 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 350mm，外径 377mm，壁厚 9mm。

(6) 再沸器进入塔内管口直径

$V' = 0.6868 \text{ m}^3/\text{s}$ 选择卧式再沸器汽化率 50%

$$V'_\lambda = \frac{0.6868}{0.5} = 1.3736 \text{ m}^3/\text{s}$$

查设计参考资料 6，183 页 $u = 10 \sim 30 \text{ m/s}$ 取 20 m/s ，

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{1.3736}{0.785 \times 20}} = 295.8 \text{ mm}$$

选公称直径 (D_g) 300mm, 外径 325mm, 壁厚 8mm。
计算结果汇总见表 9-78。

表 9-78 接管尺寸汇总

项目	公称直径 D_g /mm	外径 $D_{外}$ /mm	接管壁厚 /mm	项目	公称直径 D_g /mm	外径 $D_{外}$ /mm	接管壁厚 /mm
塔顶蒸汽出口	400	420	9	塔釜液体出口	32	38	3.5
回流管	250	273	8	再沸器入口	350	377	9
进料管	100	108	4	再沸器出口	300	325	8

设计结果汇总见表 9-79。

表 9-79 设计结果汇总

项 目		指 标	项 目		指 标
设计压力(表压)/(kg/cm ²)		22.62	塔径/mm		2800
设计温度/℃		51	塔板	型式	双溢流浮阀板
操作压力(表压)/(kg/cm ²)		17.4		层数	100
操作温度/℃	塔顶	44		进料位置	62
	进料	45		板间距/mm	500
	塔釜	51		板效率	93%
操作介质		丙烯、丙烷、丁烷	气体塔板压降 /(m 液柱)	精馏段	0.1233
回流比		14.5		提馏段	0.1305
液体密度 /(kg/m ³)	塔顶	476.9412	降液管液 面高度/m	精馏段	0.2392
	进料	474.0546		提馏段	0.2563
	塔釜	452.2528	堰高/mm		50
	塔顶	43.1300	板上清液 层高度/mm	精馏段	95.9
	塔釜	47.1895		提馏段	100.0
液体表面张力 /(dyn/cm)	塔顶	4.79924	降液管下端与液盘间距/mm		50
	塔釜	4.0211			
气体黏度 c_p	塔顶	87.9608	浮阀	型号	F1 型
	塔釜	91.9727		浮阀数	448
气体负荷/(m ³ /s)	塔顶	0.7487	塔釜热负荷/(kcal/h)		8.7×10 ⁶
	塔釜	0.6868	塔顶冷凝器热面积/m ²		1571.2502
液体负荷/(m ³ /s)	塔顶	0.06334	塔釜再沸器热面积/m ²		827.6670
	塔釜	0.0720			

三、设计图纸

工艺流程图 (略)
设备布置图 (略)
塔的装置图 (略)

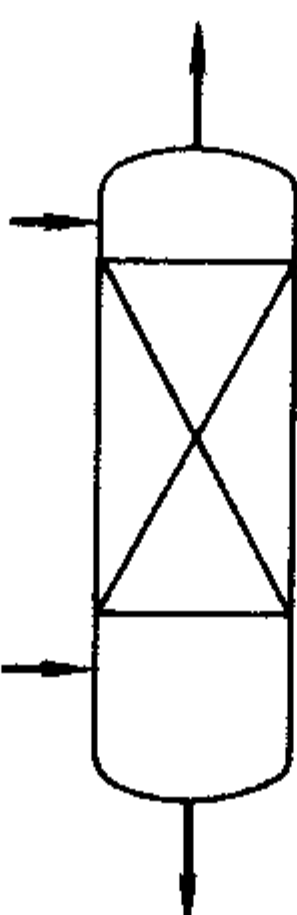

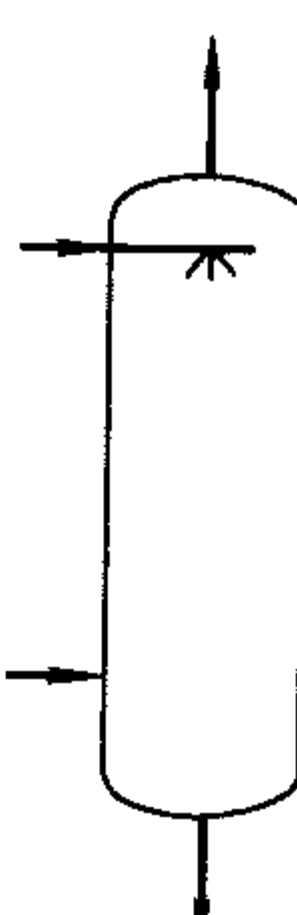
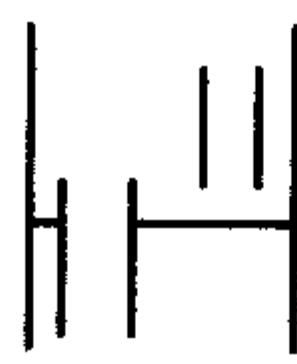

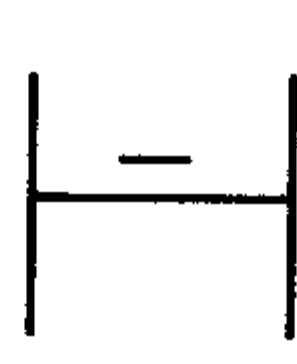
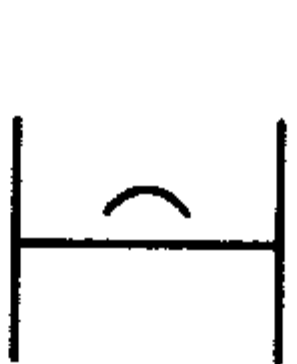


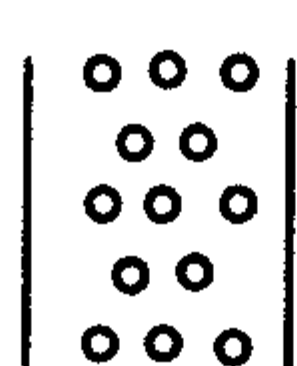
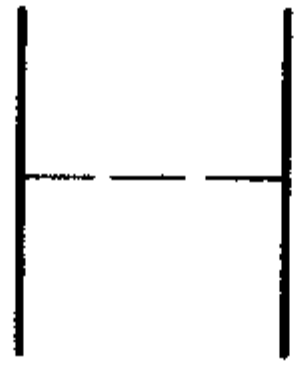

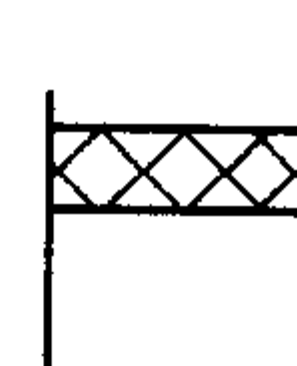
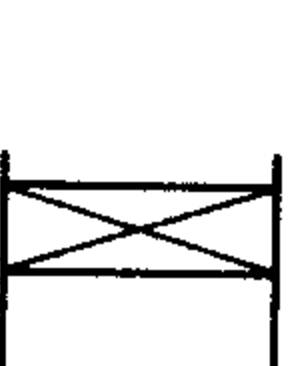

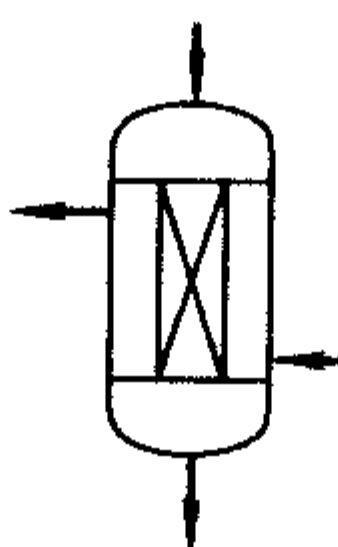
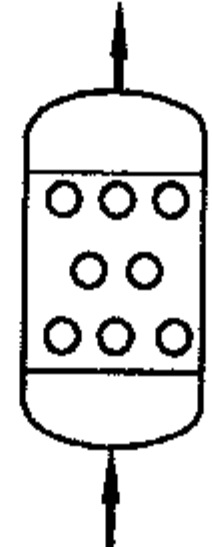
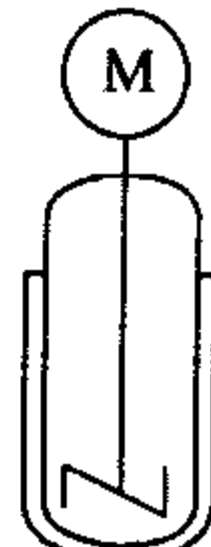
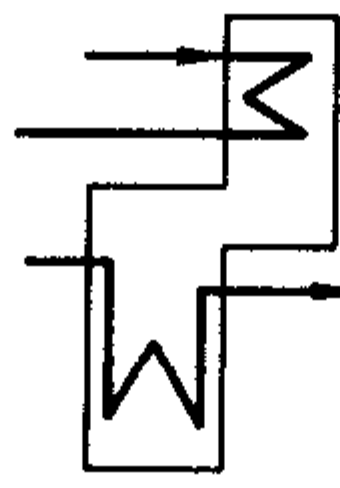
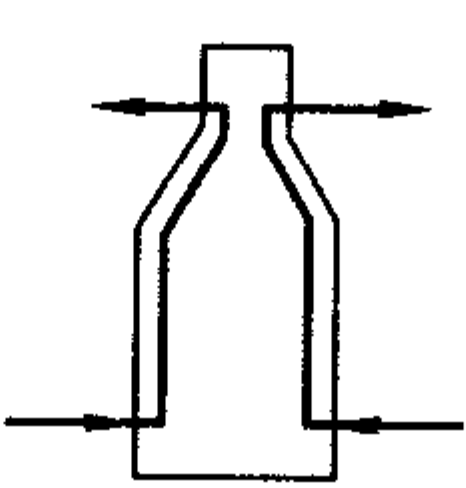
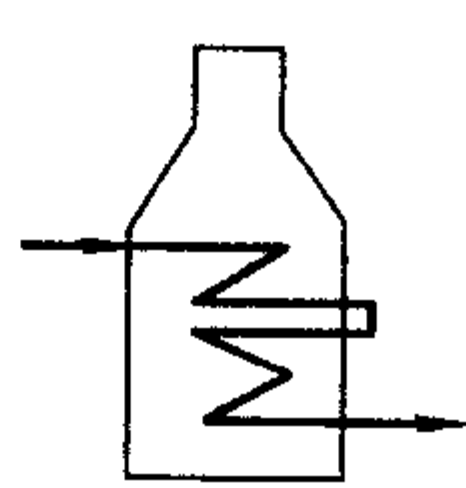
四、设计参考资料

1 天津大学化工原理教研室编. 化工原理 (下). 第 2 版. 天津: 天津科学技术出版社, 1990



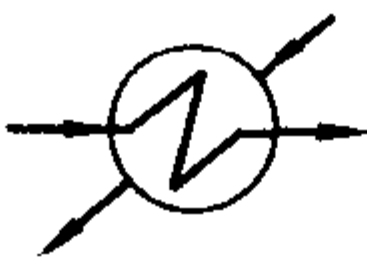
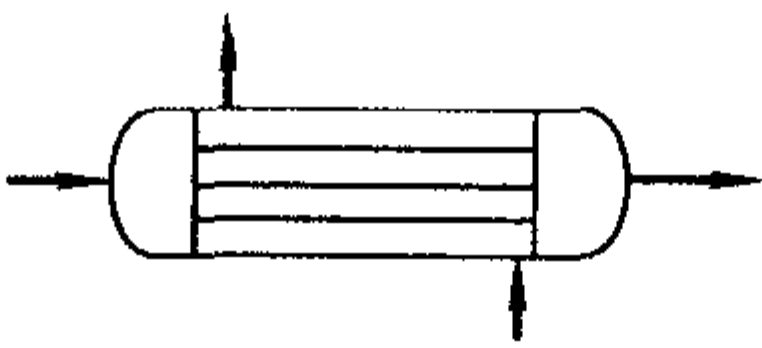
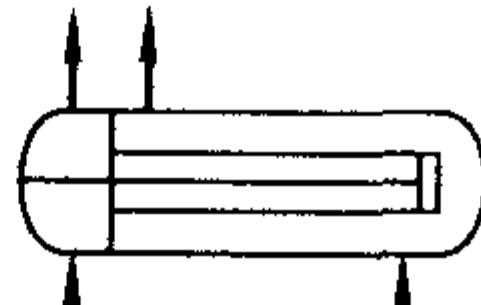
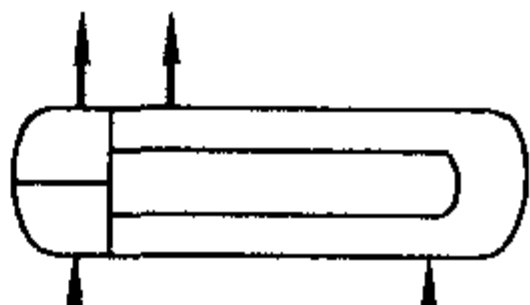
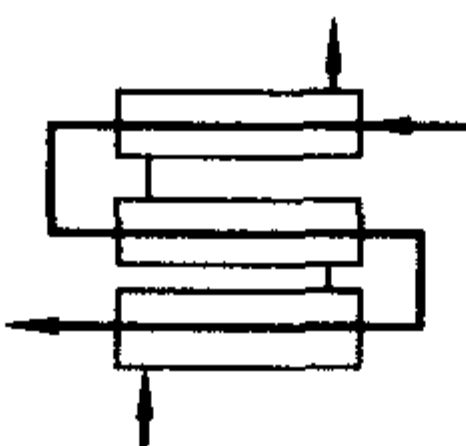
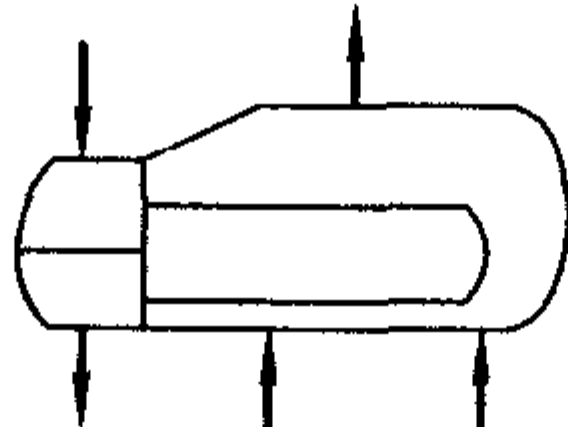
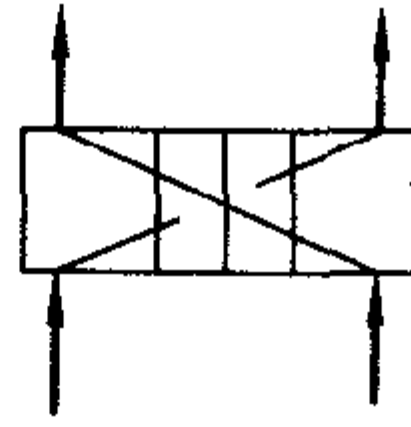
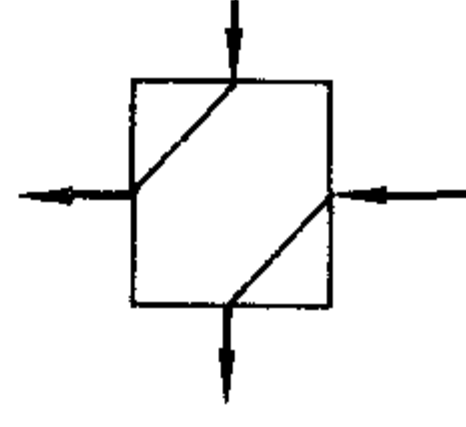
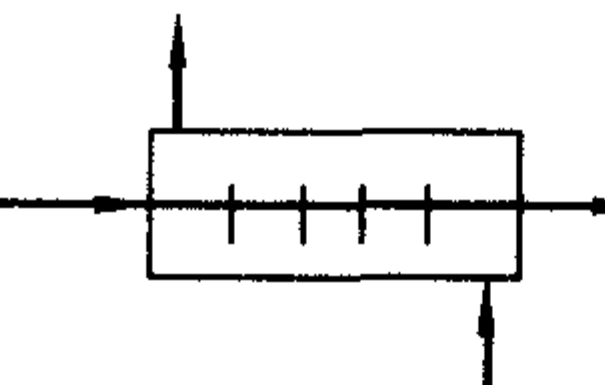
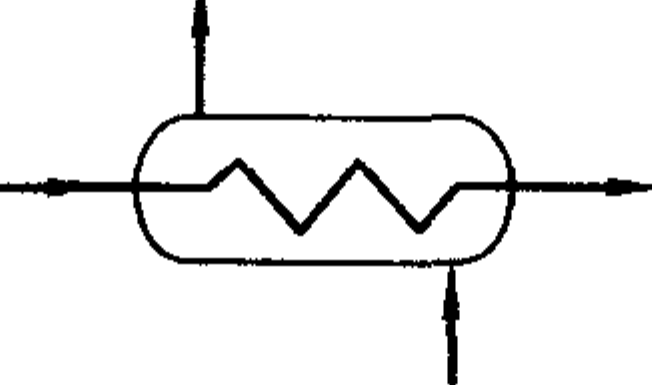
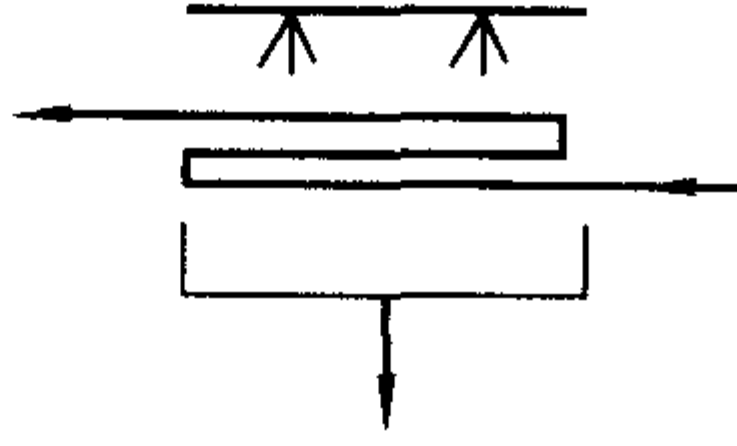
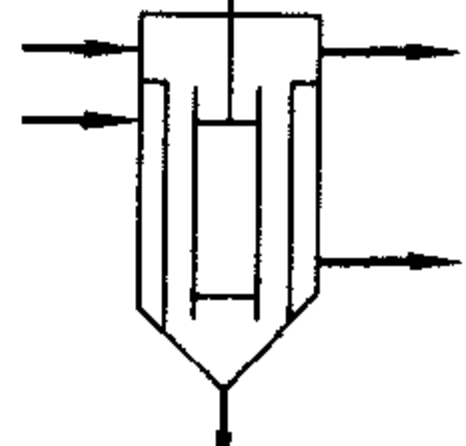
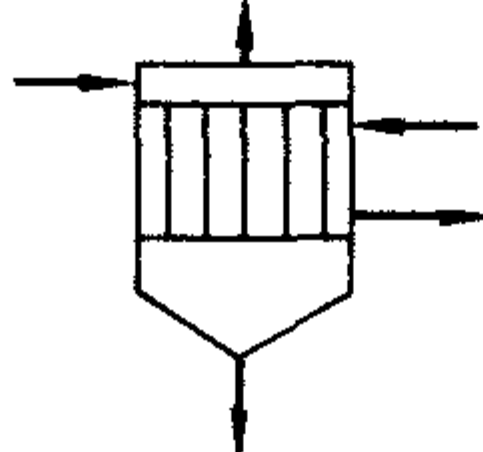
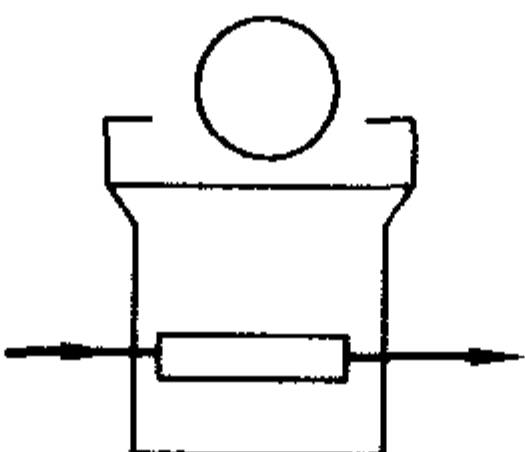
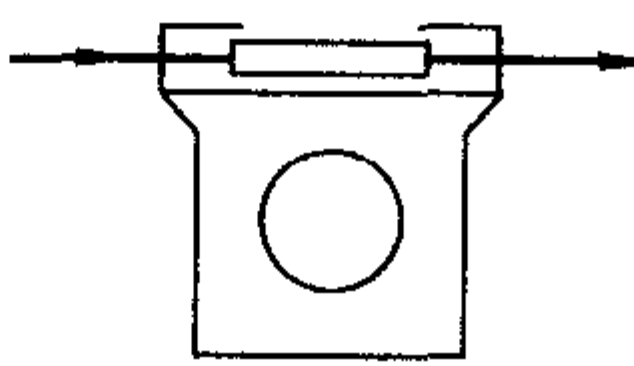
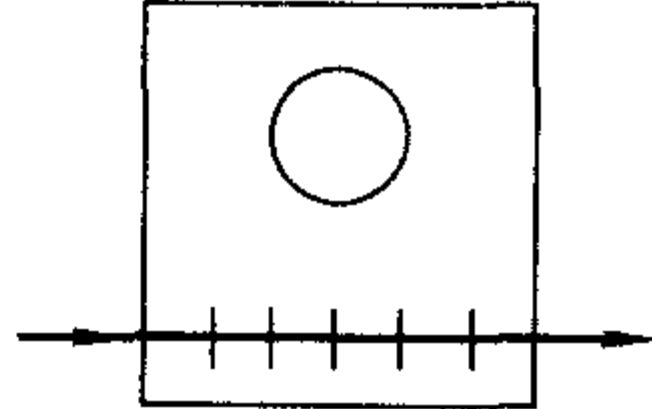
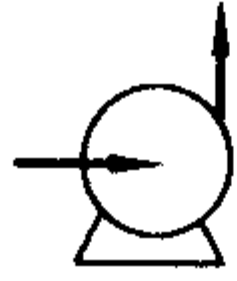

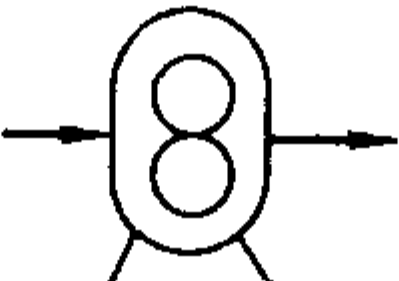
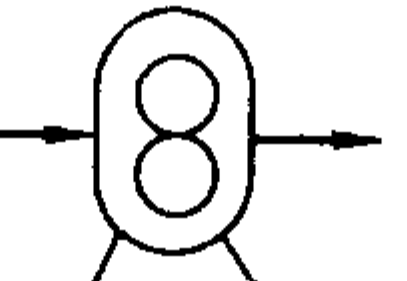
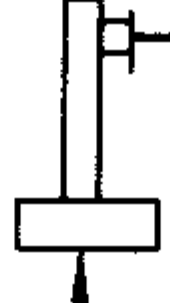
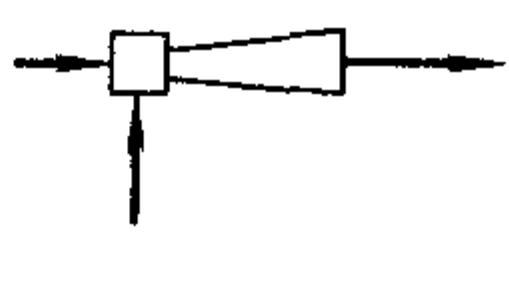
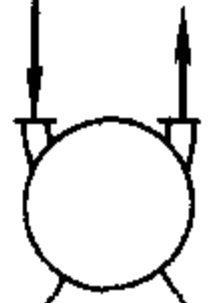
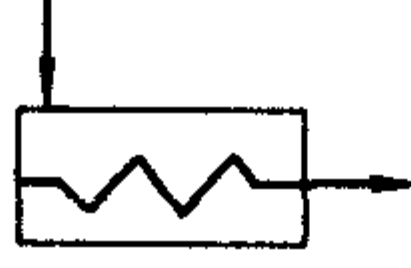
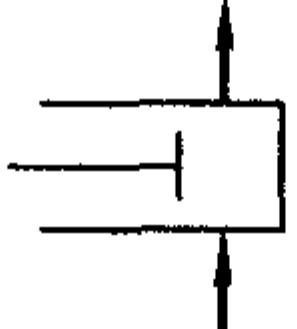
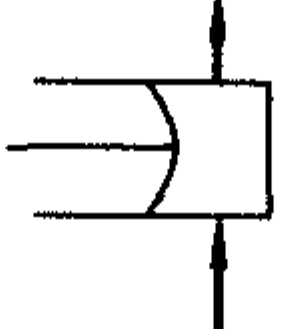
- 2 上海化工学院. 基础化学工程 (中). 上海: 上海科学技术出版社, 1978
- 3 石油化工规划设计院. 塔的工艺设计. 北京: 石油化学工业出版社, 1977
- 4 化工设备手册编写组. 金属设备. 上海: 上海人民出版社, 1975
- 5 中国石化集团. 化工工艺设计手册 (上、下). 第 2 版. 北京: 化学工业出版社, 1994
- 6 天津大学. 基本有机化学工程 (中). 北京: 人民教育出版社, 1978
- 7 韩叶象. 化工机械基础. 第 2 版. 上海: 高等教育出版社, 1990
- 8 北京化工研究院. 浮阀塔. 北京: 燃料化学工业出版社, 1975
- 9 东北大学编写组. 机械零件设计手册 (上). 北京: 冶金工业出版社, 1975
- 10 燃化部第六化工设计院. 气液传质设备设计. 北京: 燃料化学工业出版社, 1978
- 11 燃化部第五化工设计院. 轻碳氢化合物数据手册 (第一册). 北京: 燃料化学工业出版社, 1980

附 录

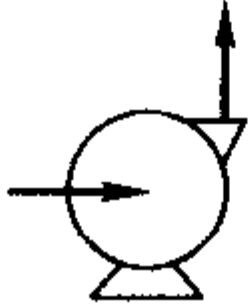
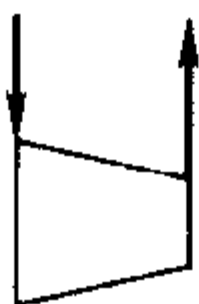
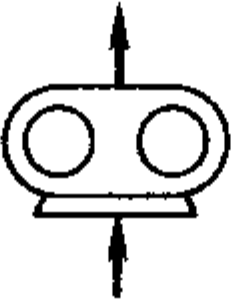
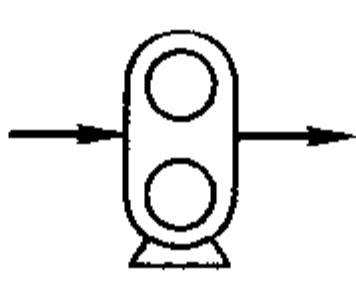
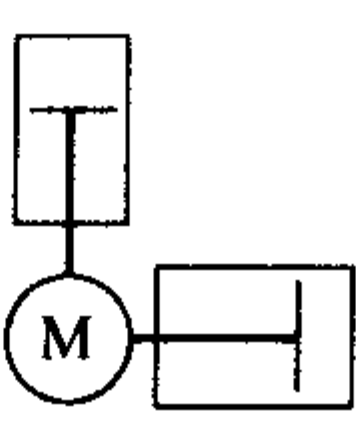
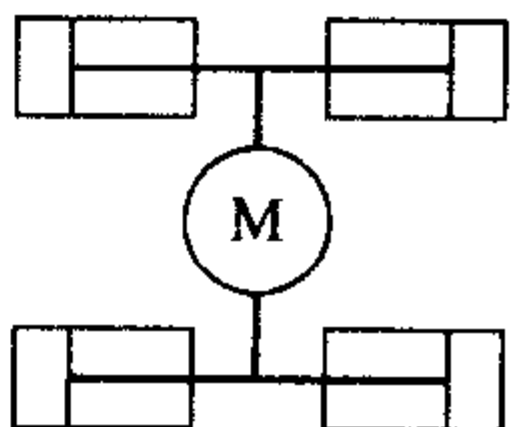
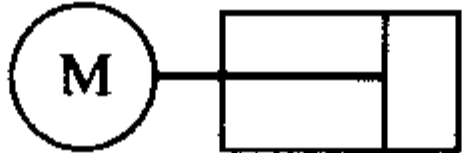

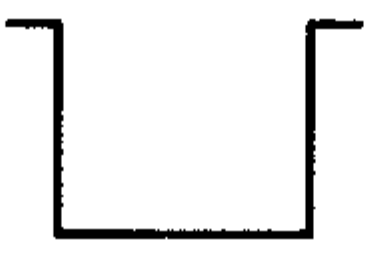

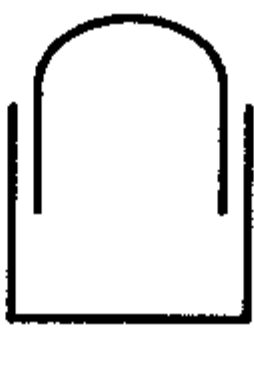
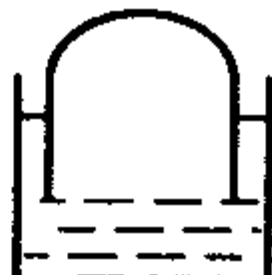
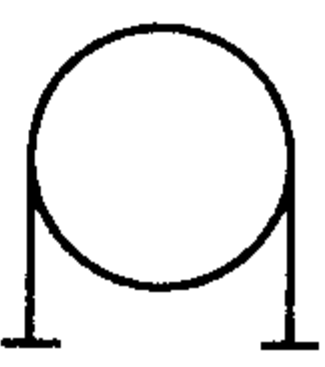
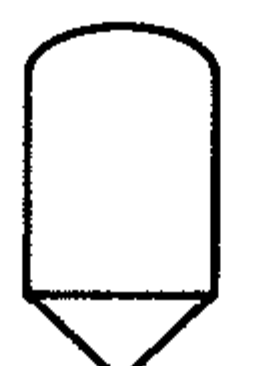
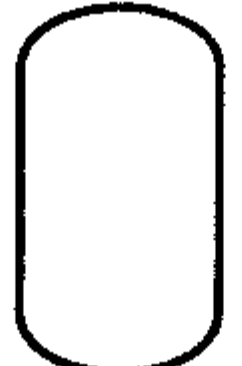
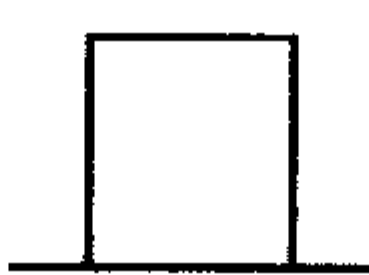


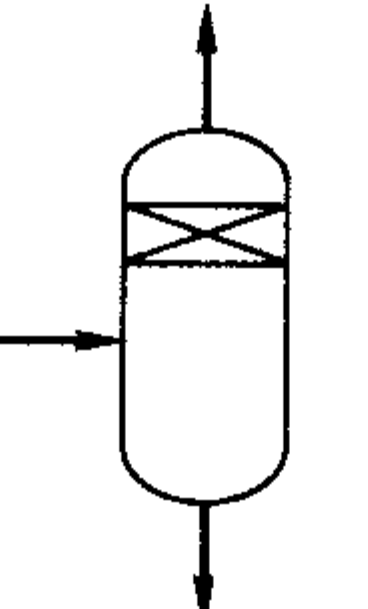
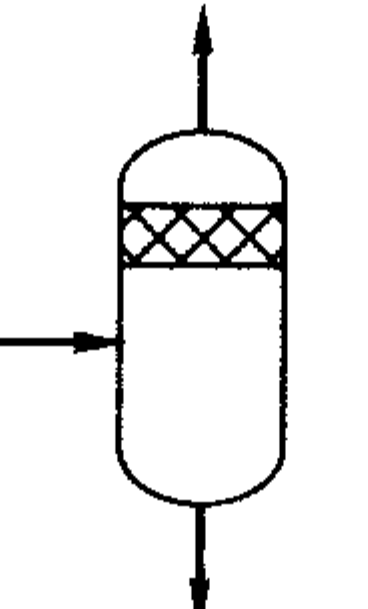
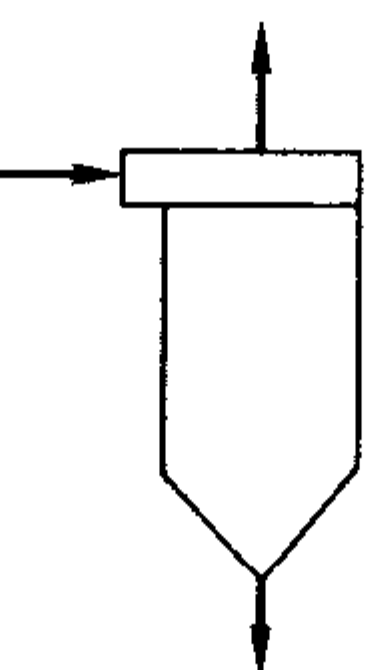
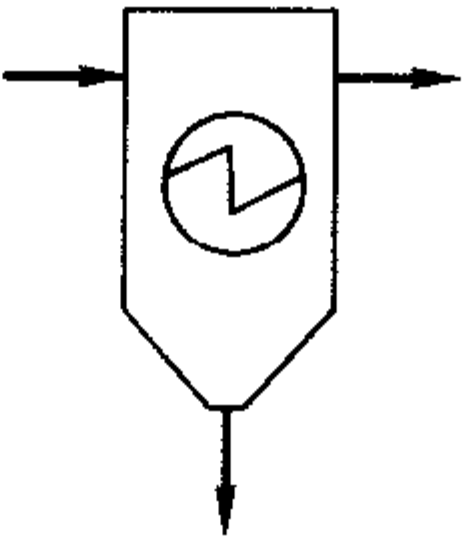
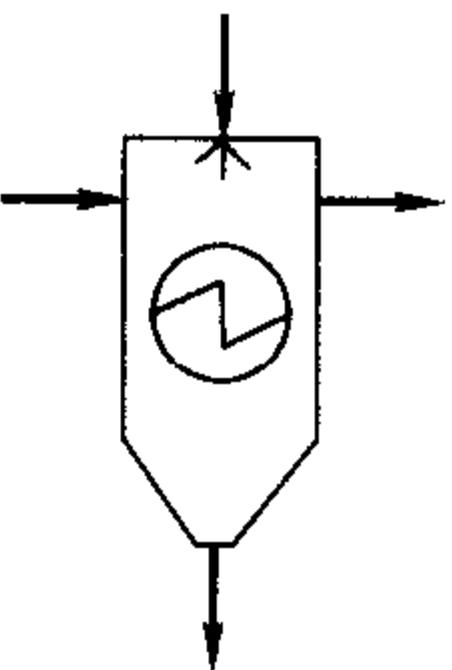
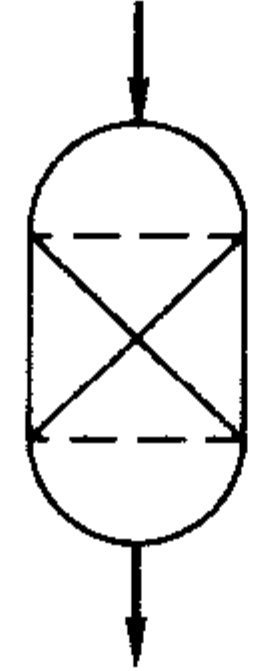
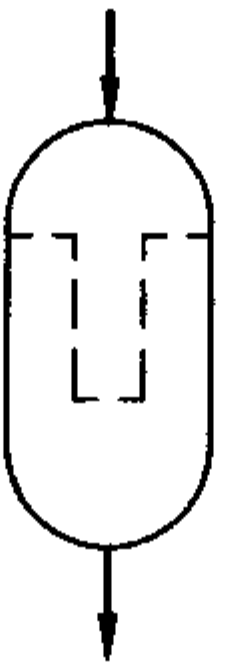
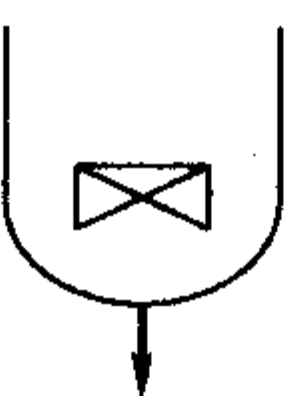
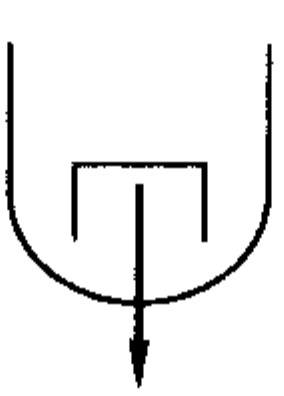
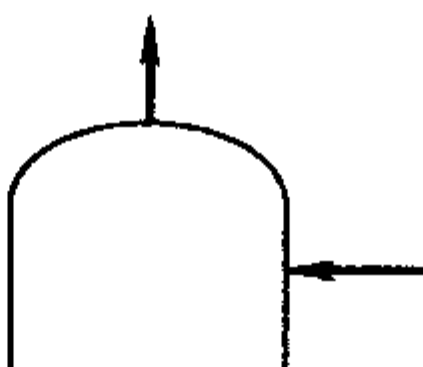


一、工艺设备图例 (HG 20519.31—92)

类别	代号	图 例
塔	T	<div></div> <div>填料塔</div> <div></div> <div>板式塔</div> <div></div> <div>喷洒塔</div>
塔内件		<div></div> <div>降液管</div> <div></div> <div>受液盘</div> <div></div> <div>浮阀塔塔板</div> <div></div> <div>泡罩塔塔板</div> <div></div> <div>格筛板</div> <div></div> <div>升气管</div> <div></div> <div>湍球塔</div> <div></div> <div>筛板塔塔板</div> <div></div> <div>分配(分布)器、喷淋器</div> <div></div> <div>(丝网)除沫层</div> <div></div> <div>填料除沫层</div>
反应器	R	<div></div> <div>固定床反应器</div> <div></div> <div>列管式反应器</div> <div></div> <div>流化床反应器</div> <div></div> <div>反应釜(带搅拌、夹套)</div>
工业炉	F	<div></div> <div>箱式炉</div> <div></div> <div>圆筒炉</div> <div></div> <div>圆筒炉</div>

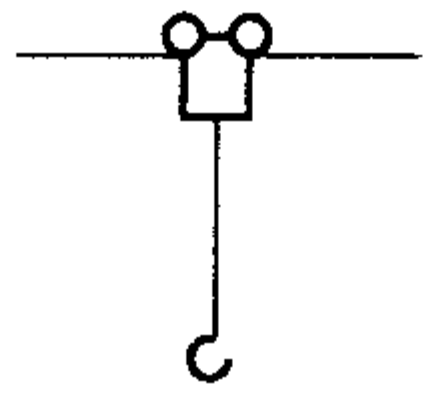
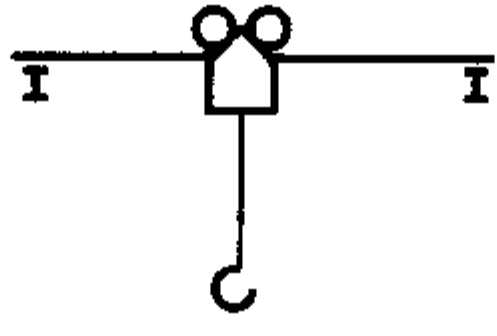
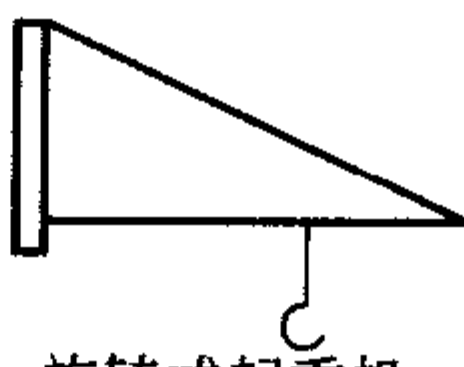
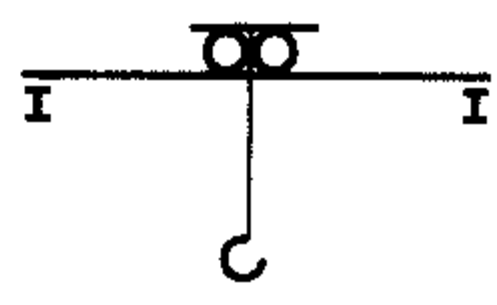
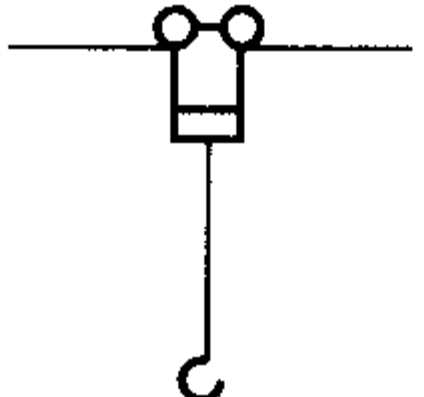
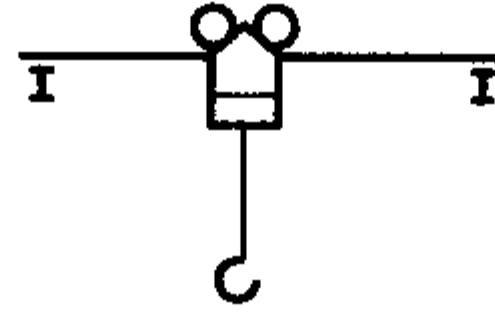
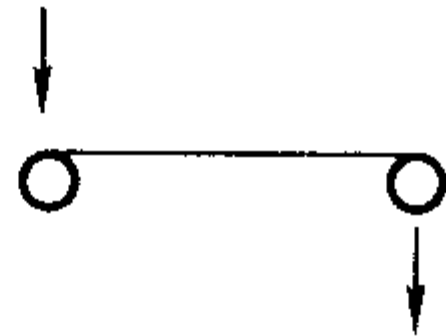
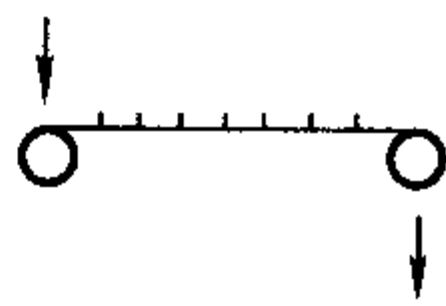


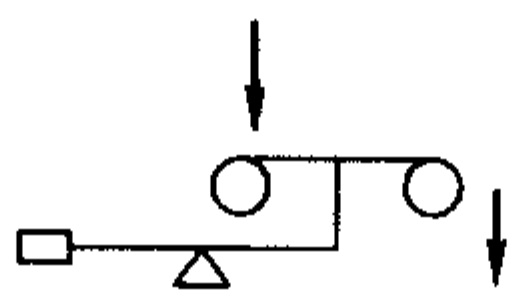
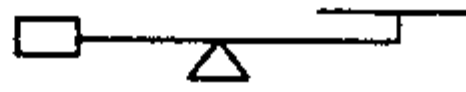
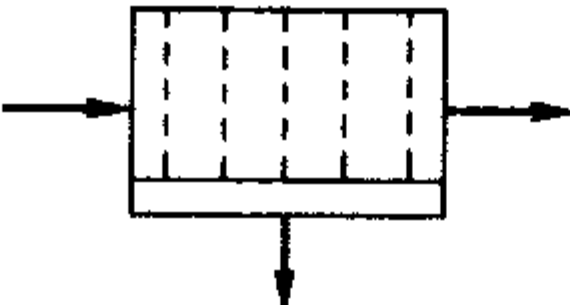
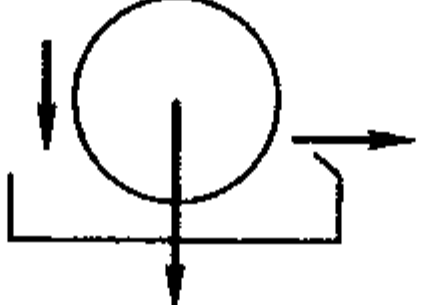
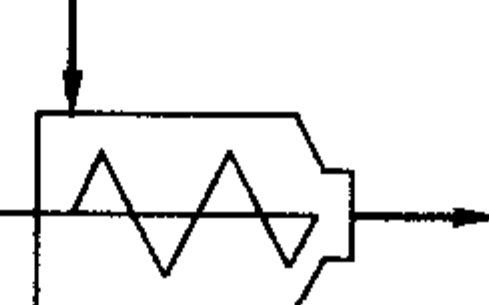
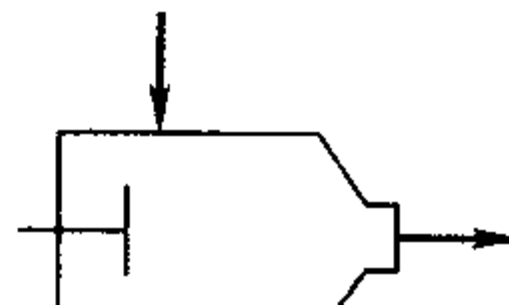
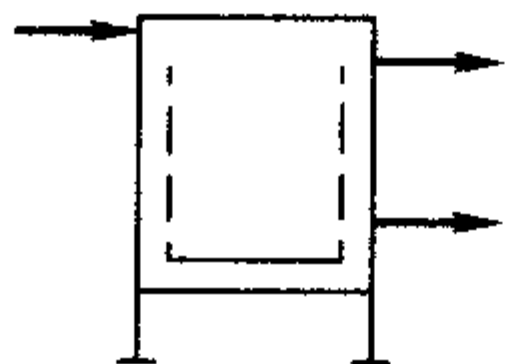
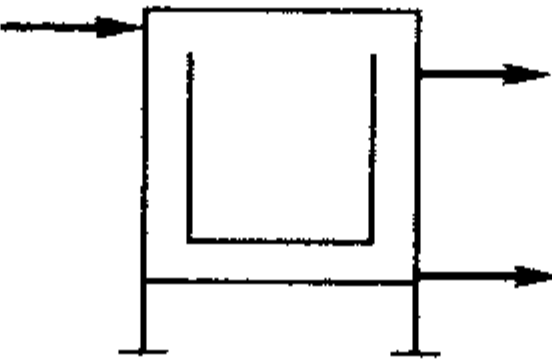
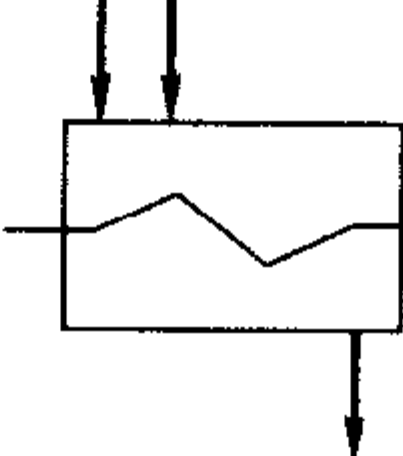
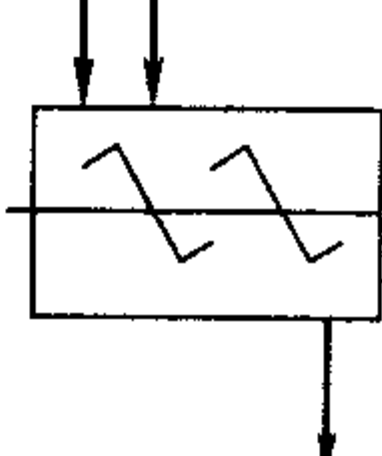
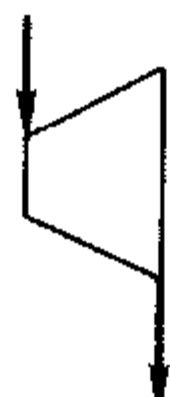
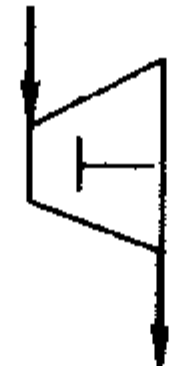




续表

类别	代号	图 例
火炬烟囱	S	<div><p>烟囱</p><p>火炬</p></div>
换热器	E	<div><div><p>换热器(简图)</p></div><div><p>固定管板式列管换热器</p></div><div><p>U形管式换热器</p></div><div><p>浮头式列管换热器</p></div><div><p>套管式换热器</p></div><div><p>釜式换热器</p></div><div><p>板式换热器</p></div><div><p>螺旋板式换热器</p></div><div><p>翅片管换热器</p></div><div><p>蛇管式(盘管式)换热器</p></div><div><p>喷淋式冷却器</p></div><div><p>刮板式薄膜蒸发器</p></div><div><p>列管式(薄膜)蒸发器</p></div><div><p>抽风式空冷器</p></div><div><p>送风式空冷器</p></div><div><p>带风扇的翅片管式换热器</p></div></div>
泵	P	<div><div><p>离心泵</p></div><div><p>水环式真空泵</p></div><div><p>旋转泵</p></div><div><p>齿轮泵</p></div><div><p>液下泵</p></div><div><p>喷射泵</p></div><div><p>旋涡泵</p></div><div><p>螺杆泵</p></div><div><p>往复泵</p></div><div><p>隔膜泵</p></div></div>

续表

类别	代号	图 例
压缩机	C	 鼓风机  离心式压缩机  (卧式)  (立式) 旋转式压缩机  二段往复式压缩机(L形)  四段往复式压缩机  往复式压缩机
容器	V	 锥顶罐  (地下, 半地下)  浮顶罐  干式气柜  湿式气柜  球罐  圆顶锥底容器  圆形封头容器  平顶容器  卧式容器  卧式容器  填料除沫分离器  丝网除沫分离器  旋风分离器  干式电除尘器  湿式电除尘器  固定床过滤器  带滤筒的过滤器
设备内件、附件		 防涡流器  插入管式防涡流器  防冲板  加热或冷却部件  搅拌器

续表

类别	代号	图 例
起重运输机械	L	    <p>手拉葫芦(带小车) 单梁起重机(手动) 旋转式起重机 悬臂式起重机 吊钩桥式起重机</p>
		    <p>电动葫芦 单梁起重机(电动) 带式输送机 刮板输送机</p>
		  <p>斗式提升机 手推车</p>
称量机械	W	  <p>带式定量给料秤 地上衡</p>
其他机械	M	    <p>压滤机 转鼓式(转盘式)过滤机 螺杆压力机 挤压机</p>
		    <p>有孔壳体离心机 无孔壳体离心机 揉合机 混合机</p>
动力机	MESD	      <p>离心式膨胀机、透平机 活塞式膨胀机 电动机 内燃机、燃气机 汽轮机 其他动力机</p>

二、被测变量及仪表功能字母组合示例

被测 变量 仪表 功能	温度	温差	压力 或 真空	压差	流量	流量 比率	物位	分析	密度	位置	数量 或 件数	速度 或 频率	多变量	黏度	重量 或力	未分 类的 变量
检出元件	TE		PE		FE		LE	AE	DE	ZE	QE	SE		VE	WE	XE
变送	TT	TdT	PT	PdT	FT		LT	AT	DT	ZT	QT	ST		VT	WT	XT
指示	TI	TdI	PI	PdI	FI	FfI	LI	AI	DI	ZI	QI	SI		VI	WI	XI
扫描指示	TJI	TdJI	PJI	PdJI	FJI	FfJI	LJI	AJI	DJI	ZJI	QJI	SJI	UJI	VJI	WJI	XJI
扫描指示、报警	TJIA	TdJIA	PJIA	PdJIA	FJIA	FfJIA	LJIA	AJIA	DJIA	ZJIA	QJIA	SJIA	UJIA	VJIA	WJIA	XJIA
指示、变送	TIT	TdIT	PIT	PdIT	FIT	FfIT	LIT	AIT	DIT	ZIT	QIT	SIT		VIT	WIT	XIT
指示、控制	TIC	TdIC	PIC	PdIC	FIC	FfIC	LIC	AIC	DIC	ZIC	QIC	SIC		VIC	WIC	XIC
指示、报警	TIA	TdIA	PIA	PdIA	FIA	FfIA	LIA	AIA	DIA	ZIA	QIA	SIA		VIA	WIA	XIA
指示、联锁、报警	TISA	PdISA	PISA	PdISA	FISA	FfISA	LISA	AISA	DISA	ZISA	QISA	SISA		VISA	WISA	XISA
指示、开关	TIS	TdIS	PIS	PdIS	FIS	FfIS	LIS	AIS	DIS	ZIS	QIS	SIS		VIS	WIS	XIS
指示、积算					FIQ						QIQ				WIQ	XIQ
指示、自动-手动操作	TIK	TdIK	PIK	PdIK	FIK	FfIK	LIK	AIK	DIK	ZIK	QIK	SIK		VIK	WIK	XIK
指示、自力式控制阀	TICV	IdICV	PICV	PdICV	FICV		LICV					SICV			WICV	XICV
记录	TR	TdR	PR	PdR	FR	FfR	LR	AR	DR	ZR	QR	SR		VR	WR	XR
扫描记录	TJR	TdJR	PJR	PdJR	FJR	FfJR	LJR	AJR	DJR	ZJR	QJR	SJR	UJR	VJR	WJR	XJR
扫描记录、报警	TJRA	TdJRA	PJRA	PdJRA	FJRA	FfRA	LJRA	AJRA	DIRA	ZJRA	QJRA	SJRA	UJRA	VJRA	WJRA	XJRA
记录、控制	TRC	TdRC	PRC	PdRC	FRC	FfRC	LRC	ARC	DRC	ZRC	QRC	SRC		VRC	WRC	XRC
记录、报警	TRA	TdRA	PRA	PdRA	FRA	FfRA	LRA	ARA	DRA	ZRA	QRA	SRA		VRA	WRA	XRA
记录、联锁、报警	TRSA	TdRSA	RSA	PdRSA	FRSA	FfRSA	LRSA	ARSA	DRSA	ZRSA	QRSA	SRSA		VRSA	WRSA	XRSA
记录、开关	TRS	TdRS	PRS	PdRS	FRS	FfRS	LRS	ARS	DRS	ZRS	QRS	SRS		VRS	WRS	XRS
记录、积算					FRQ						QRQ				WRQ	XRQ
控制	TC	TdD	PC	PdC	FC	FfC	LC	AC	DC	ZC	QC	SC		VC	WC	XC
控制、变送	TCT	TdCT	PCT	PdCT	FCT		LCT	ACT	DCT	ZCT	QCT	SCT		VCT	WCT	XCT
自力式控制阀	TCV	TdCV	PCV	PdCV	FCV		LCV					SCV			WCV	XCV
报警	TA	TdA	PA	PdA	FA	FfA	LA	AA	DA	ZA	QA	SA	UA	VA	WA	XA
联锁、报警	TSA	TdSA	PSA	PdSA	FSA	FfSA	LSA	ASA	DSA	ZSA	QSA	SSA	USA	VSA	WSA	XSA
积算指示					FqI (FQ)						QqI (QQ)				WqI (WQ)	XqI (XQ)
开关	TS	TdS	PS	PdS	FS	FfS	LS	AS	DS	ZS	QS	SS		VS	WS	XS
指示灯	TL	TdL	PL	PdL	FL	FfL	LL	AL	DL	ZL	QL	SL		VL	WL	XL
多功能	TU	TdU	PU	PdU	FU	FfU	LU	AU	DU	ZU	QU	SU	UU	VU	WU	XU

续表

被测 变量 仪表 功能	温度	温差	压力 或 真空	压差	流量	流量 比率	物位	分析	密度	位置	数量 或 件数	速度 或 频率	多变量	黏度	重量 或力	未分 类的 变量
阀、挡板	TV	TdV	PV	PdV	FV	FfV	LV	AV	DV	ZV	QV	SV		VV	WV	XV
未分类 的功能	TX	TdX	PX	PdX	FX	FfX	LX	AX	DX	ZX	QX	SX	UX	VX	WX	XX
继动器 或计算器	TY	TdY	PY	PdY	FY	FfY	LY	AY	DY	ZY	QY	SY	UY	VY	WY	XY
其 他	TW	带有套管的测 温接头		FqA	流量积算报警			CJR	电导率扫描 记录			MR	水分或湿度记录			
				FqY	流量积算继动 器或计算器			CIA	电导率指示、 报警			MIC	水分或湿度指示控制			
	HS	手动开关		BE	火焰检出元件			CIS	电导率指示、 开关			MRC	水分或湿度记录控制			
	HIC	带指示的手动 操作器		BS	火焰检出开关			KI	时间或时间程 序指示			QqIS	数量或件数积算指 示、开关			
	PP	压力或真空测 压接头		BA	火焰报警			KIC	时间程序指示 控制			QqSA	数量或件数积算联 锁、报警			
	PfI	压缩比指示		CI	电导率指示			MT	水分或湿度 变送			QqX	数量或件数积算未分 类的功能			
	FO	限流孔板		CE	电导率检出 元件			MI	水分或湿度 指示			WqT	重量积算变送			

参 考 文 献

- 1 侯文顺, 张柏钦. 化工工艺设计概论. 北京: 化学工业出版社, 1995
- 2 张洋. 高聚物合成工艺设计基础. 北京: 化学工业出版社, 1983
- 3 中央广播电视大学化工(含轻工)类毕业设计指导书编写组. 化工(含轻工)类毕业设计指导书. 北京: 中央广播电大出版社, 1986
- 4 华东化工学院机械制图教研组. 化工制图. 北京: 高等教育出版社, 1986
- 5 丁洁等. 化工工艺设计. 上海: 科学技术出版社, 1989
- 6 赵国方编. 化工工艺设计概论. 北京: 原子能出版社, 1990
- 7 国家医药管理局上海医药设计院. 化工工艺设计手册(上、下册). 北京: 化学工业出版社, 1989
- 8 国家医药管理局上海医药设计院. 化工工艺设计手册(上、下册). 修订版. 北京: 化学工业出版社, 1996
- 9 侯文顺. 高聚物生产技术. 北京: 化学工业出版社, 2003
- 10 侯文顺. 化工设计概论. 北京: 化学工业出版社, 1999
- 11 胡建生等. AutoCAD2004 中文版绘图及应用教程. 北京: 机械工业出版社, 2004

[G e n e r a l I n f o r m a t i o n]

书名 = 《教育部高职高专规划教材 化工设计概论 （第2版）》

SS号 = 9 7 8 5 4 6

作者 = 侯文顺

下载位置 = <http://Khg.5read.com/7162C07103C017408D2F0CAD54EF1308141E1AB6D62EC2907CCC33E3DE51DC5E58F8E2C3DD0920B44D856F26/>

前言

目录
绪论

- 一、化工设计的意义和作用
- 二、化工设计的特点
- 三、化工设计的发展趋势

第一章 化工设计程序和内容

第一节 化工设计程序

- 一、编制设计任务书
- 二、初步设计
- 三、施工图设计
- 四、现场施工中的设计代表工作

第二节 化工生产车间工艺设计内容

- 一、生产方法的选择
- 二、工艺流程设计
- 三、工艺计算
- 四、车间布置设计
- 五、化工管路设计
- 六、提供设计条件
- 七、编制概算书及设计文件

第二章 车间工艺流程设计

第一节 生产方法的选择

第二节 工艺流程设计

- 一、工艺流程设计的内容
- 二、工艺流程设计方法

第三节 工艺流程图的绘制

- 一、生产工艺流程草图
- 二、物料流程图
- 三、带控制点的工艺流程图

第四节 典型设备的控制方案

- 一、泵的流量控制方案
- 二、换热器的温度控制方案
- 三、精馏塔的控制方案

第三章 工艺计算

第一节 物料衡算

- 一、物料衡算的方法和步骤
- 二、连续过程的物料衡算
- 三、间歇过程的物料衡算
- 四、循环过程的物料衡算
- 五、计算举例

第二节 热量衡算

- 一、热量衡算的目的和任务
- 二、单元设备的热量衡算
- 三、系统热量平衡计算

第三节 典型设备工艺设计与选型

- 一、设备设计与选型的基本要求
- 二、设备设计的基本内容
- 三、设备材料的选择
- 四、编制设备及装配图一览表

第四章 车间布置设计

第一节 车间平面布置

- 一、车间平面布置的内容与原则
- 二、车间平面布置的方法

第二节 车间设备布置

- 一、设备布置的内容与原则
- 二、车间设备布置的方法及步骤
- 三、典型设备的布置

第三节 设备布置图

	一、设备布置图的内容
	二、设备布置图的绘制步骤
	三、设备布置图的绘制方法
第五章	化工管路布置设计
第一节	管路布置设计的内容和工作程序
	一、管路布置设计的内容
	二、管路布置设计的工作程序
第二节	管子、管件与阀门
	一、公称通径与公称压力
	二、管子材料与常用管子
	三、管路连接方法
	四、阀门的选择
第三节	管路计算
	一、管子规格的确定
	二、管路压力降的计算
	三、管路热补偿计算
第四节	管路布置的原则和方法
	一、管路布置设计的主要原则
	二、管路支架
	三、典型设备的管路布置
第五节	管路布置图
	一、管路布置图的作用与内容
	二、管路布置图的绘制步骤
	三、管路布置图的绘制方法
第六节	管路保温与管路标志
	一、保温材料
	二、管路保温措施
	三、管路标志
第六章	工艺设计与非工艺设计的关系
第一节	工艺设计与非工艺设计的相互关系
	一、非工艺专业设计的范围
	二、工艺设计与非工艺设计的相互关系
第二节	工艺专业向非工艺专业提供的设计条件
	一、土建设计条件
	二、非定型设备设计条件
	三、自动控制设计条件
	四、电气设计条件
	五、采暖通风设计条件
	六、热工设计条件
	七、供排水设计条件
第七章	设计说明书和概算的编制
第一节	初步设计阶段的设计说明书编制
	一、初步设计阶段的设计说明书编制
	二、施工图设计文件的编制
第二节	设计概算的编制
	一、概算的内容和分类
	二、概算的编制依据和方法
	三、技术经济指标的综合分析
第八章	计算机在设计中的应用
第一节	物性数据检索
	一、化工物性数据库简介
	二、纯物质物性检索
	三、纯物质物性推算
	四、化学物质结构代码简介
第二节	模拟计算
	一、过程模拟简介
	二、物料衡算的计算机解题
第三节	设备计算

- 一、工艺计算
- 二、设备强度设计计算简介
- 第四节 AutoCAD在化工设计中的应用
 - 一、AutoCAD基础知识
 - 二、命令、数据的输入方法
 - 三、基本绘图与编辑命令
 - 四、绘图环境的设置、文本标注、尺寸标注
 - 五、工艺流程图的绘制实例
 - 六、化工设备图的绘制

第九章 设计实例

- 设计实例一《年产1.1万吨顺丁橡胶聚合车间工艺设计》
- 设计实例二《年产30万吨合成氨厂的工艺设计》
- 设计实例三《年产6万吨丙烯精制塔的工艺设计》

附录

- 一、工艺设备图例（HG 20519.31—92）
- 二、被测变量及仪表功能字母组合示例

参考文献