

# 上海市石油学会 第一届年会论文选集

石油工程

上海市石油学会

一九八一

## 出版说明

我会于一九八〇年六月十八日至二十日召开了第一届年会。年会期间共提交论文八十七篇，分别进行了论文报告、学术讨论或书面交流。年会以后，我会对该批论文逐级审查评选，最后于学术委员会审议评定。为了使论文能够更为广泛的交流，选定其中的36篇论文，分为石油地质、石油工程、石油炼制三个分集组织出版。

此次首届年会论文选集的出版是为促进学术交流、活跃学术空气的一次尝试。我们又缺乏这方面的经验。恳切希望国内石油科技界的学者专家能不断地给予指导帮助。鼓励我会广大会员积极撰写科技论文，不断提高学术水平。

上海石油学会

1981年3月

---

# 目 录

| 论文编号 | 石油工程分集的单行本                  | 页 码   |
|------|-----------------------------|-------|
| 001  | 催化能量回收的三级分离器.....           | 2—1   |
| 002  | 球形容器的强度计算.....              | 2—13  |
| 003  | 关于牙轮钻头镶齿“过盈配合”的分析.....      | 2—21  |
| 004  | 石油钻机液力变矩器选型及液力传动系统改进措施..... | 2—39  |
| 005  | 上海部分石油化工工业炉调查情况分析.....      | 2—55  |
| 006  | 悬垂管道大跨度跨越工程的设计与计算.....      | 2—73  |
| 007  | 汽油辛烷值测定中的标准爆震强度.....        | 2—111 |
| 008  | 关于乙烯裂解炉数学模型的一种分析.....       | 2—121 |
| 009  | 引进乙烯装置能源利用分析.....           | 2—123 |
| 010  | 探讨提高上海石油机械产品质量的途径.....      | 2—133 |
| 011  | 加热炉的烟气低温硫酸腐蚀.....           | 2—141 |

---

# 催化能量回收的三级分离器

上海炼油厂 陕西化肥研究所

催化裂化再生器排放烟气, 具有很高温度 (550~650℃), 并带有一定压力 (1.7~3.0公斤/厘米<sup>2</sup>), 很有回收价值。但究竟采用何种方式回收最有利, 用烟气透平? 还是用废热锅炉? 看来采用烟气透平有利。

## 一、用透平回收烟气能量的优点

首先因为采用烟气透平直接回收成机械能, 比用废热锅炉回收热量后, 再转变成机械能要多得多。以使用D-800-32主风机, 总主风量800标米<sup>3</sup>/分装置为例, (此时装置年处理量为73万吨, 一般处理量为60万吨/年老IV型催化装置经提高操作压力和温度后都能达到此能力)。烟气重量流量为总主风流量的1.07倍, 若透平入口温度  $T_1$  为903℃ (630℃), 入口压力  $P_1$  为2.45公斤/厘米<sup>2</sup>, 出口压力  $P_2$  为1.05公斤/厘米<sup>2</sup>, 效率  $\eta$  为0.78, 透平回收功率按下式计算:

$$N = G C_p T_1 \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{-\frac{K-1}{K}} \right] \eta \quad (1)$$

此处  $N$  为透平输出轴功率,  $G$  为烟气重量流量,  $C_p$  为烟气平均定压比热,  $K$  为烟气平均比热比。算得功率为2987瓩, 此时烟气实际温降为132℃, 在同样烟气温降下, 其能量若用废热锅炉回收, 以产生低压蒸汽 (10公斤/厘米<sup>2</sup>饱和蒸汽), 约为每小时4054公斤, 只能推动579瓩蒸汽透平, (按石油气压气机驱动透平耗汽7公斤/瓩一时计算), 烟气透平回收功率是其5.2倍。即使按中型电厂热功效率0.24计算, 烟气透平回收功率比废热锅炉方式回收功率大4.17倍。

其次, 用透平回收烟气能量, 可使动力自给。再生器鼓入烧焦空气要消耗动力, 而烧焦后排出烟气可用透平回收动力。在老IV型操作条件下, 即鼓风机进口温度  $T_1'$  为0.98公斤/厘米<sup>2</sup>, 出口压力  $P_2'$  为2.6公斤/厘米<sup>2</sup>, 风机效率  $\eta'$  为0.8, 风机消耗功率按下式计算:

$$N' = G' C_p' T_1' \left[ \left( \frac{P_2'}{P_1'} \right)^{\frac{K'-1}{K'}} - 1 \right] / \eta' \quad (2)$$

此处  $N'$  为风机输入轴功率,  $G'$  为空气重量流量,  $C_p'$  为空气平均定压比热,  $K'$  为空气平均比热比。在800标米<sup>3</sup>/分总主风量下, 风机耗功2125瓩。此时烟气透平进口压力为1.7公斤/厘米<sup>2</sup> (风机出口至透平入口压降0.9公斤/厘米<sup>2</sup>), 进口温度和出口压力如前述不变, 透平回收功率1774瓩, 仅占鼓风机耗功83.5%, 满足不了动力自给。但若烟气透平进口压力提高到前面所述的2.45公斤/厘米<sup>2</sup>, 这样要求风机出口压力升高为3.35公斤/厘米<sup>2</sup> (即比透平入口压力高0.9公斤/厘米<sup>2</sup>) 进口温度和压力不变, 此时风



机耗功为2779瓩。前面已算过烟气透平回收功率为2987瓩，是主风机耗功的107.5%，自给有余。所以用烟气透平回收能量，在工艺条件许可范围内适当提高操作压力、温度，使回收功率大于消耗功率，动力可在装置内部自循环而有盈余。

第三，这种能量回收方式在石油化工和冶金工业中有其典型性，可推广应用到其他类似过程中，只要是用空气帮助燃烧或其他氧化反应的过程，均可在工艺过程许可范围内，改变操作条件，适当提高压力、温度，使尾气回收功率大于鼓入空气消耗功率，使动力自给。例如冶金工业中高炉炼铁，化学工业中氨氧化等等。

## 二、三级分离器的关键性及其选型

虽然用透平回收烟气能量有很多优点，但要实现它，必须烟气中催化剂细粉含量和粒度在一定限度以下，以保证透平叶片寿命，国外一般要求催化剂细粉含量 $0.2\text{克}/\text{标米}^3$ 左右，大于10微米颗粒占3%左右(1)。再生器两级内旋风尚不能达到此要求，国外试验初期，未设置三级分离器，透平叶片只能使用几天效率就开始下降，几星期后就报废了(2)。我们75年和77年两次中试，第一次是75年8~9月，透平连续运转670小时，当时再生器内旋风操作较正常，出口烟气含催化剂细粉 $1.5\text{—}2\text{克}/\text{标米}^3$ ，经旋流式三级分离器后，进透平气含催化剂细粉为 $0.2\text{克}/\text{标米}^3$ 左右，停车检查，叶片看不出有磨损痕迹，渗硼叶片，渗层厚度仅为20微米，棱角都没有磨去，仍可以划玻璃。第二次是77年5—8月，透平连续运转2000小时。当时再生器催化剂跑损较严重，出口烟气催化剂细粉含量 $4\sim 6\text{克}/\text{标米}^3$ 最高曾达 $9\text{克}/\text{标米}^3$ ，经旋流式三级分离器后，进透平烟气含催化剂细粉约为 $0.5\text{克}/\text{标米}^3$ ，停车检查，动叶看得出磨损痕迹，每片失重 $0.5\text{克}$ 左右，估计其寿命虽然仍可达一年半以上，但较第一次中试叶片看不出磨损是有较大差别(3)。所以采用烟气透平回收能量，在两级内旋风正常操作下，三级分离器是关键性设备。

选择何种型式用作三级分离器，国外多数采用美国壳牌公司开发的多管式(4)，个别也有采用高效普通旋风(5)，国内石油二厂和炼油设计研究院采用多管式，九江炼油厂美国进口装置采用Buell型普通旋风。我们找到西德西门子公司开发的旋流式分离器虽未见其用于催化裂化能量回收三级分离器上，但据报导其效率特别高，大大高于普通旋风，比多管式也高，不过其二次风是用干气体的(6)。我们确定采用此种旋流式作为三级分离器，不过一、二次风都用同样含催化剂细粉的烟气导入。

## 三、旋流分离器原理初步分析

旋流式分离器与普通旋风不大一样(见图1)，气体分两路进入圆筒形分离器；下部中心经分布在稳流体周围的导向叶片旋转向上进的叫一次风，上部顶端靠壁或侧面经割向向下喷嘴导入的称二次风，二次风旋转向下，把自身所含的细粉分离到器壁带入灰仓，同时也把一次风分离出的细粉带入灰仓。二次风下旋到达一次风进口外部的挡灰圈细粉经挡灰圈与筒体之间环隙下入灰仓，二次风折回向心旋转向下，到一次风进口与同向旋转的一次风汇合，一起旋转向下，此时一次风所含细粉分离到靠壁旋转向下的二次风让其带下，净化后气体经顶部出口挡圈排出。

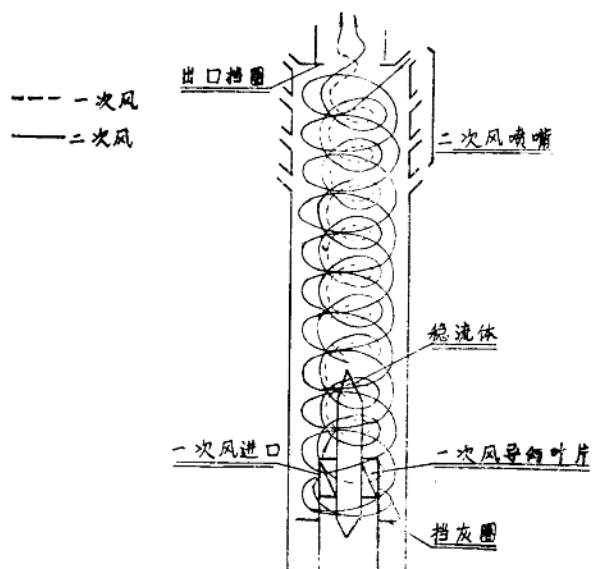


图 1 旋流分离的原理

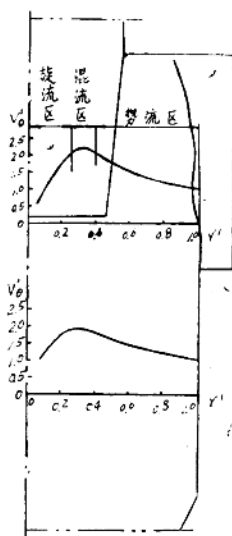


图 2 普通旋风切向速度分布

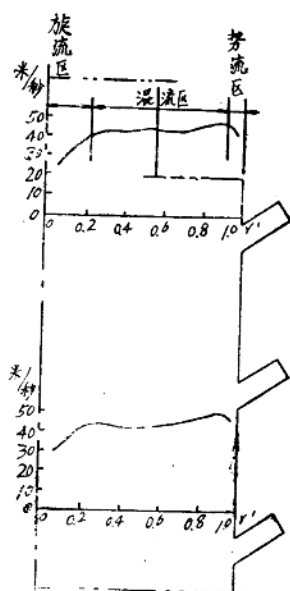


图 3 旋流分离器切向速度分布

力学研究所已为我们 $\phi 200$ 模型测定了流场，但数据尚未整理公布，不便采用。

旋流分离器比普通旋风分离器分离效率高的原因,首先从流场测定结果来分析(见图2、3),旋风和旋流分离器切向速度分布,中心旋流区(或称强制涡流),像刚体旋转,切向速度 $V_\theta$ 与半径 $r$ 成正比,即

$$V_\theta = \omega r \quad (3)$$

$\omega$ 为旋转角速度,那末向心加速度 $a$ 为

$$a = -\frac{V_\theta^2}{r} = -\omega^2 r \quad (4)$$

惯性分离作用与向心加速度成正比,因此随 $r$ 增大而线性增加。外层势流区(或称自由涡流),由于是势流,旋度为零。取圆柱坐标系 $r$ 、 $\theta$ 、 $Z$ ,是正交坐标系,所以各分量也应为零,即

$$\frac{1}{r} \frac{\partial v_z}{\partial \theta} - \frac{\partial v_\theta}{\partial Z} = 0 \quad (r \text{方向即径向}) \quad (5)$$

$$\frac{\partial v_r}{\partial Z} - \frac{\partial v_z}{\partial r} = 0 \quad (\theta \text{方向即切向}) \quad (6)$$

$$\frac{1}{r} \left[ \frac{\partial(rv_\theta)}{\partial r} - \frac{\partial v_r}{\partial \theta} \right] = 0 \quad (Z \text{方向即轴向}) \quad (7)$$

$V_r$ 、 $V_\theta$ 、 $V_z$ 为径向、切向、轴向速度分量,是轴对称流动,关于 $\theta$ 求导数项应为零,从旋度约径向和轴向分量

$$\text{得} \quad \frac{\partial v_\theta}{\partial Z} = 0 \quad (8)$$

$$\text{和} \quad \frac{1}{r} \frac{\partial(rv_\theta)}{\partial r} = 0 \quad (9)$$

$$\text{所以} \quad rv_\theta = c \quad (\text{常数}) \quad (10)$$

$$v_\theta = \frac{c}{r} \quad (11)$$

其向心加速度

$$a = -\frac{v_\theta^2}{r} = -\frac{c^2}{r^3} \quad (12)$$

与其成正比的惯性分离作用随 $r$ 增大而很快减小。两者过渡区域称为混流区,其分离作用最强。流场测定结果,普通旋风的混流区较狭,而旋流分离器,势流区较靠壁,混流区比普通旋风扩宽很多,因此可提高分离效率。

另外,由Bloor等人对普通旋风切向速度分布进行理论分析(10):认为是轴对称流动,确定切向速度的微分方程为

$$\begin{aligned} \rho \frac{v_r}{r} \frac{\partial}{\partial r}(rv_\theta) + \rho v_z \frac{\partial v_\theta}{\partial Z} &= \frac{\partial}{\partial r} \left[ \mu \left( \frac{\partial v_\theta}{\partial r} - \frac{v_\theta}{r} \right) \right] \\ + \frac{2\mu}{r} \left( \frac{\partial v_\theta}{\partial r} - \frac{v_\theta}{r} \right) &+ \frac{\partial}{\partial Z} \left( \mu \frac{\partial v_\theta}{\partial Z} \right) \end{aligned} \quad (13)$$

其中  $\rho$  为流体密度,  $\mu$  为粘度。从他们对锥形旋风不可压缩无粘性流的理论分析, 得到

$$v_r = -B \frac{r^2}{E^2} \quad (14)$$

其中  $B$  为常数。代入(13)和前面分析, 外层势流  $V_\theta$  不依赖于  $Z$ , 方程简化为

$$-\rho B \frac{r^{\frac{1}{2}}}{z^2} \frac{d}{dr}(rv_\theta) = \frac{\partial}{\partial r} \left[ \mu \left( \frac{dv_\theta}{dr} - \frac{v_\theta}{r} \right) \right] + 2 \frac{\mu}{r} \left( \frac{dv_\theta}{dr} - \frac{v_\theta}{r} \right) \quad (15)$$

从方程(15)可以看出,  $\mu$  必须具有下列形式

$$\mu = \frac{f(r)}{z^2} \quad (16)$$

代入(15)化为常微分方程

$$-\rho B r^{\frac{1}{2}} \frac{d}{dr}(rv_\theta) = \frac{d}{dr} \left[ f(r) \left( \frac{dv_\theta}{dr} - \frac{v_\theta}{r} \right) \right] + \frac{2f(r)}{r} \left( \frac{dv_\theta}{dr} - \frac{v_\theta}{r} \right) \quad (17)$$

以  $r = r_0 r'$ ,  $v_\theta = v_{\theta 0} v'_\theta$  将(17)化为无量纲形式:

$$\begin{aligned} -L r'^{\frac{1}{2}} \frac{d}{dr'}(v'_\theta r') &= \frac{d}{dr'} \left[ g(r') \left( \frac{dv'_\theta}{dr'} - \frac{v'_\theta}{r'} \right) \right] \\ &+ \frac{2g(r')}{r'} \left( \frac{dv'_\theta}{dr'} - \frac{v'_\theta}{r'} \right) \end{aligned} \quad (18)$$

无量纲参数

$$L = \frac{\rho B r_0^{\frac{5}{2}}}{\mu t} \quad (19)$$

$$f(r) = \mu t g(r') \quad (20)$$

其中  $\mu t$  为湍流特征粘度,

边界条件为  $v'_\theta = 0$ , 当  $r' = 0$

$$v'_\theta = 1, \text{ 当 } r' = 1 \quad \dots\dots\dots (a)$$

假定  $g(r')$  取最简单型式为常数1, 方程(18)简化为

$$-L r'^{\frac{1}{2}} \frac{d}{dr'}(v'_\theta r') = \frac{d}{dr'} \left[ \frac{1}{r'} \frac{d}{dr'}(v'_\theta r') \right] \quad (22)$$

式(22)经二次积分得

$$v'_\theta = \frac{1}{r'} \frac{\gamma\left(\frac{4}{5}, \frac{2}{5} L r'^{\frac{5}{2}}\right)}{\gamma\left(\frac{4}{5}, \frac{2}{5} L\right)} \quad (23)$$

$\gamma(n, x)$  为不完全伽玛函数。式(23)结果示于图4中, 可以看出与 Kelsall's 测定结果相符(11), 也与力学所测定结果相似。由于  $V'_\theta$  是无量纲量, 有量纲的切向速度  $V_\theta$  将正比于入口切向速度  $V_{\theta 0}$ , 因此分离作用将随入口切向速度增大而提高。但普通旋风由旋

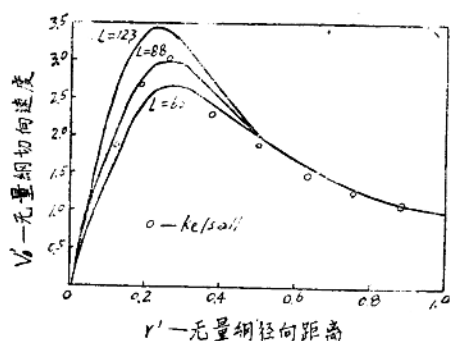


图 4 Bloor理论分析结果 (10)

涡形成的负压区，因入口切向速度增大而下伸，引起收入灰仓的细粉返混，反而降低效率，所以进口切向速度限于40米/秒以下。下流分离器由于部中心有一次风通入和设置挡灰圈，把旋涡源稳定在稳流体上，防止旋涡形成的负压区下伸所引起的二次返混，二次风喷入速度可提高很多，一般为60~100米/秒，因而分离效率也高得多。至于是什么原因引起旋流分离器混流区扩展有待进一步研究。所以目前旋流分离器的结构尺寸还只能通过实验来确定。

#### 四、 $\phi 200$ 模试结果

对旋流式分离器我们进行了 $\phi 200$ 模试和 $\phi 1000$ 冷试，从试验结果来看，与西德西门子子公司结果比较符合(6)、(7)，我们 $\phi 200$ 模试数据列在下面，设备条件除特别注明部分外均为：

- (1) 筒体高度（从一次风出口到出口挡圈距离）880毫米，（老）。
- (2) 八只 $\phi 12.4$ 毫米顶部喷嘴，倾角 $40^\circ$ ，切向。
- (3) 一次风导叶出气角 $20^\circ$ ，叶片分布和重迭较好。
- (4) 一次风进口内径90毫米，稳流体 $\phi 40$ 毫米。
- (5) 出口挡圈孔径90毫米。
- (6) 挡灰圈 $\phi 180$ 毫米。

##### 1、关于出口挡圈孔径：

| 出口挡圈孔径(毫米) | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>注(1) % | 设备条件改变 |
|------------|--------------------------|----------|-------------|----------------|--------|
| 90         | 390                      | 59       | 560         | 93.7           | 未改变    |
| 85         | 390                      | 59       | 544         | 93.4           |        |
| 80         | 386                      | 58.5     | 543         | 93.2           |        |

以 $\phi 90$ （即 $0.45D$ ， $D$ 为筒体直径即200毫米）较好。

注(1) 分离效率采用加入粉尘和收下粉尘称重法测定，

$$\text{即 } \eta_{\text{分}} = \frac{W_{\text{收}}}{W_{\text{加}}}, \quad \text{此处 } \eta_{\text{分}} \text{——分离效率,}$$

$W_{\text{加}}$ ——加入粉尘重量，  $W_{\text{收}}$ ——收入粉尘重量。

因为催化剂细粉很容易吸水，所以都是在烘干情况下称重。

2. 挡灰圈外径:

| 挡灰圈外径<br>毫米 | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                                                                   |
|-------------|--------------------------|------------|-------------|-----------|--------------------------------------------------------------------------|
| 180         | 393                      | 59.3       | 579         | 93        | (2) 二只顶喷加六只<br>侧喷 $\phi 12.4$ , 倾角 $40^\circ$ ,<br>割向 $60^\circ$ , 螺距160 |
| 185         | 390                      | 59         | 560         | 92.7      |                                                                          |
| 190         | 393                      | 59.3       | 556         | 92.3      |                                                                          |

以0.9D较好。

3. 二次喷咀倾角:

| 二次喷嘴<br>倾 角 | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                                                                   |
|-------------|--------------------------|------------|-------------|-----------|--------------------------------------------------------------------------|
| $40^\circ$  | 499                      | 49.9       | 540         | 90.1      | (2) 二只顶喷加八只侧<br>喷 $\phi 11$ , 螺距130<br>(3) 一次风导叶出气角<br>$20^\circ$ , 重迭较差 |
| $30^\circ$  | 499                      | 49.9       | 540         | 90.0      |                                                                          |
|             |                          |            |             |           |                                                                          |

倾角 $40^\circ$ 与 $30^\circ$ 差不多。

4. 二次喷咀水平投影与径向夹角:

| 喷嘴投影<br>方向    | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变 |
|---------------|--------------------------|------------|-------------|-----------|--------|
| $66^\circ$ 割向 | 393                      | 59.3       | 562         | 93.6      | 未改变    |
| $90^\circ$ 切向 | 393                      | 59.3       | 574         | 93.5      |        |

切向与 $66^\circ$ 割向均可。

5. 一次风导向叶片出气角:

| 导叶出气角      | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                                       |
|------------|--------------------------|------------|-------------|-----------|----------------------------------------------|
| $20^\circ$ | 458                      | 69         | 560         | 94.7      | (2) 八只 $\phi 15.2$ 顶喷<br>倾角 $40^\circ$<br>切向 |
| $32^\circ$ | 480                      | 68.7       | 602         | 93.9      |                                              |

出气角 $20^\circ$ 较 $32^\circ$ 为好。

6. 一次风进口内径:

| 一次风进口<br>内径毫米 | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                                 |
|---------------|--------------------------|------------|-------------|-----------|----------------------------------------|
| 90            | 458                      | 69         | 585         | 95.1      | (2) 八只 $\phi 15.2$ 顶喷<br>倾角 $40^\circ$ |
| 80            | 449                      | 68.4       | 560         | 93.8      | 切向                                     |

以0.45D为好。

7. 二次风比例西门子公司确定为三分之一左右, 可能由于其二次风是采用净化气体, 二次风百分比不宜再提高, 否则污气处理量要减少。我们一、二次风都用待处理污气, 二次比例提高不影响处理量, 试验结果说明, 二次风50%比40%好, 60%又比50%好, 数据如下:

| 总 风 量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风比例<br>% | 总 压 降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设 备 条 件 改 变  |
|----------------------------|------------|---------------|-----------|--------------|
| 580                        | 37.8       | 510           | 90.2      | (1) 筒高817(老) |
| 464                        | 50.3       | 547           | 92.0      |              |
| 400                        | 60         | 570           | 93.2      |              |
| 400                        | 40         | 307           | 88.7      |              |

8. 由于提高了二次风百分比, 二次风喷嘴直径的优惠尺寸, 也与西门子公司不一致, 他们以八只0.055D为佳, 我们试验结果, 八只0.076D比十六只0.055D好, 但二只0.152D比八只0.076D差了, 数据列在下表:

| 二 次 风 喷 咀                              | 总 风 量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二 次 风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变       |
|----------------------------------------|----------------------------|------------|-------------|-----------|--------------|
| 八只 $\phi 15.2$ 顶喷倾<br>角 $40^\circ$ 切向  | 458                        | 69         | 568         | 94.2      | (1) 筒高880(新) |
| 十六只 $\phi 11$ 顶喷倾<br>角 $40^\circ$ 切向   | 458                        | 69         | 586         | 93.6      |              |
| 一只 $\phi 30.4$ 侧顶喷<br>倾角 $40^\circ$ 割向 | 451                        | 68.5       | 552         | 93.5      |              |

9. 优惠筒体高度西门子公司为3D, 我们为4D左右, 数据如下所列:

| 筒体高度<br>毫米 | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                  |
|------------|--------------------------|----------|-------------|-----------|-------------------------|
| 1008       | 400                      | 60       | 530         | 92.0      | (2)一次风导叶出气角<br>20°, 重迭差 |
| 817        | 400                      | 60       | 570         | 93.2      |                         |
| 700        | 400                      | 60       | 570         | 92.1      |                         |

10. 另外对粗糙筒壁（用有机玻璃锯屑粘在筒壁造成）和光滑筒壁作了对比试验，结果如下：

| 粗、光情况        | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变               |
|--------------|--------------------------|----------|-------------|-----------|----------------------|
| 全段光滑         | 393                      | 59.3     | 560         | 92.2      | (2) 二只顶喷加八只侧喷        |
| 上段粗糙<br>下段光滑 | 397                      | 59.7     | 536         | 92.3      | φ11倾角40°螺距130        |
| 全段粗糙         | 397                      | 59.7     | 517         | 89.8      | (3) 一次风导叶出气角20°, 重迭差 |

上段筒壁粗糙，即侧面喷咀区域粗糙对效率无影响；下段筒壁粗糙，即包括挡灰圈附近，降低效率显著。

11. 关于筒体椭圆度影响，没有特为做试验，但后来新加工筒体椭圆度较大，与老筒体数据作对比：

| 筒体椭圆度   | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                  |
|---------|--------------------------|----------|-------------|-----------|-------------------------|
| 3.3%(新) | 458                      | 69       | 568         | 94.2      | (2)八只φ15.2顶喷<br>倾角40°切向 |
| 2.2%(老) | 458                      | 69       | 560         | 94.7      |                         |

看来椭圆度太大，效率有所下降。

以上试验所用粉尘，都是同一批经球磨机磨细后的微球型硅铝催化剂，十分微细的粉尘都没有扬析，所以极细粉末含量较多，而D型库尔特计数器只能测定大于1微米颗粒（注2），只好将能完全测定粒度的滑石粉试验结果与其作一对比：

（注2）粒度测定采用从英国进口的工业用D型库尔特计数器 Coulter Counter Model D1141 made by Coulter Electronics Limited in Englon. 其原理是分散在电解液中的颗粒，随着电解液通过微孔管的微孔。微孔两侧电解液中各浸有一个铂电极在两电极间加有恒定电流，流经通过微孔的电解液。电解液的电阻集中在微孔上，当有颗粒伴随电解液通过微孔时，微孔中一部分电解液空间被颗粒占据，使电解液电流通道变小，电阻增大，恒定电流两端电极上的电压升高，即产生电压脉冲。此电压脉冲的大小，与电阻增大成正比，也就是与颗粒占据微孔中电解液空间的体积成正比。所以可以根据电压脉冲大小确定颗粒体积大小，电压脉冲数确定颗粒数粒度分布就可计算出来了。详见参考文献(3)中间试验技术总结。

| 粉 样   | 总风量<br>米 <sup>3</sup> /时 | 二次风<br>% | 总压降<br>毫米水柱 | 分离效率<br>% | 设备条件改变                                   |
|-------|--------------------------|----------|-------------|-----------|------------------------------------------|
| 磨细催化剂 | 458                      | 69       | 560         | 94.7      | (2)八只 $\phi 15.2$ 顶喷<br>倾角 $40^\circ$ 切向 |
| 滑石粉   | 449                      | 68.4     | 556         | 98.9      |                                          |

所用滑石粉粒度为:

| >36.6<br>微米 | 36.6~18.3<br>微米 | 18.3~9.32<br>微米 | 9.32~4.71<br>微米 | 4.71~2.42<br>微米 | 2.42~1.35<br>微米 | <1.35<br>微米 |
|-------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-------------|
| 0           | 16.9%           | 41.4%           | 25.5%           | 10.6%           | 4.2%            | 1.4%        |

参照西门子公司试验结果和我们自己 $\phi 1000$ 冷试,我们 $\phi 1000$ 热态中间试验用旋流式三级分离器的结构尺寸如图5所示。热态中试结果为:分离效率85~90%,出口细粉含量

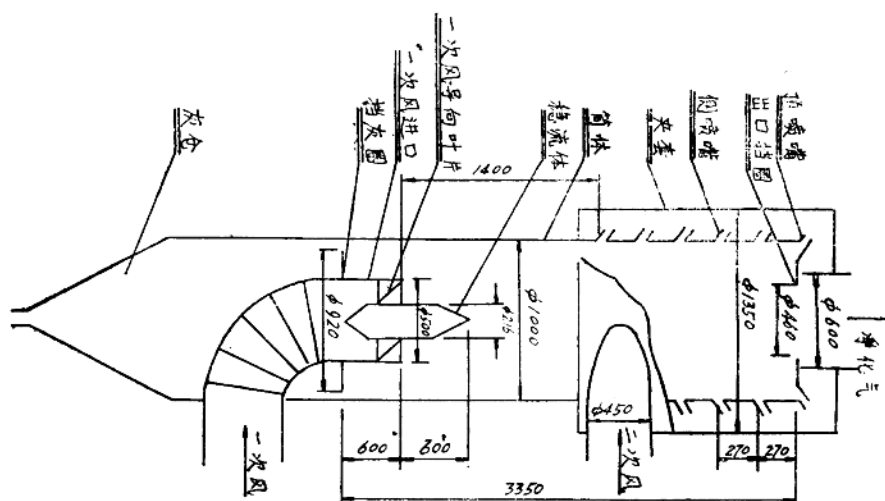


图 5  $\phi 1000$ 旋流分离器主要尺寸

随进口含量而变,在进口细粉含量 $1.5\sim 2.0$ 克/标米<sup>3</sup>时,出口细粉含量 $0.2$ 克/标米<sup>3</sup>左右;出口细粉粒度大于 $10$ 微米小于 $5\%$ ;并且总风量从 $12000$ 米<sup>3</sup>/时变到 $20000$ 米<sup>3</sup>/时,对分离效率影响不大,因此有较大操作弹性。这些结果说明基本上能满足用烟气透平回收能量的要求(3)。

## 五、初步结论和今后打算

旋流分离器用作催化能量回收三级分离器在国内外还是首次,从我们 $\phi 200$ 模试, $\phi 1000$ 冷试和 $\phi 1000$ 热态中试,旋流式分离器用作催化裂化再生器烟气的三级分离器是成功的,并从实地试验和定性的理论分析可以看出分离效率比普通旋风为高。

旋流分离器虽已放大到 $\phi 1000$ , 这样大小的分离器配合60万吨/年催化装置需要四只并联, 尚易排列, 若用于120万吨/年催化装置就要八只并联, 从高温热补偿排列来考虑, 八只较难安排, 否则占地面积太大, 因此旋流分离器需要进一步放大。另外要进一步改进结构, 提高分离效率, 应对其分离机理作深入研究。并且为什么旋流分离器与普通旋风切向速度分布形状不一样? 是由于引入一次风? 是因为二次风由一定分布喷嘴引入? 还是下部仍是园筒形的原故所造成? 没有完全搞清楚。应对旋流分离器加或不加一次风, 不同二次风喷嘴分布情况进行流场测定, 也应对多管式单管, 扩散型旋风等进行流场测定, 能进一步掌握影响切向速度分布的因素。旋流分离器二次风线速究竟可提到多高? 普通旋风进口线速是否确实限制在40米/秒以下? 筒体加长能否提高进口线速? 应对不同长度长园筒形的分离器进行流场测试及其负压区下伸情况的观察和测定, 同时从理论上用边界层的影响来分析此种情况。

#### 参考文献:

- (1) Oil Gas J, Vol.70, No.51, P.61 (Dec.18, 1972)
- (2) 国外炼油及天然气加工技术水平调查之三——催化裂化, 第44页, 1974年。
- (3) 催化裂化三级分离器及烟气透平中间试验技术总结, 上海炼油厂, 1977年11月
- (4) 燃化科技资料, 1973年第2期第1页。
- (5) 燃化科技资料, 1974年第5期第36页。
- (6) Staub, Bd.23, Nr.11, S.501 (Nov.1963)。
- (7) Energie und Technik, Bd.18, Nr.6, S.228 (Juni, 1966)
- (8) 力学学报, 1978年第3期第183页
- (9) Keramische Zeitschrift, Bd.20, Nr.8, S.479 (1968)
- (10) Trans Instn chem Engrs, Vol.53, P.1 (1975)
- (11) Trans Instn Chem Engrs Vol.30, P.87 (1952)



# 球形容器的强度计算

上海医药设计院 竺基梅

球形容器的强度计算,过去国内 JB 标准制订时,是按日本的计算方法,其方法比较简单,也比较粗略。但 JB 标准制订后也就一直沿用此法,自从引进法国三十万吨/年合成氨装置中  $8000\text{m}^3$  的氨球后,其计算方法在理论上较有依据,考虑问题也比较周全,所以目前国内大都倾向于法国的计算方法。虽然法国的计算方法较日本的计算方法是前进了一步,但对球形容器的强度计算,尚有问题没有考虑或考虑不够周密的地方。本文除介绍法国计算方法与日本计算方法的不同点外,对尚未考虑和没有很好解决的问题提出初步看法。

## 一、法国与日本的计算方法比较

### 1. 球壳的强度计算:

日本的计算方法只考虑球壳承受设计压力和水压试验的应力,并考虑球壳在支柱处的局部应力等三方面的应力计算,但法国的计算中还考虑下列三种情况:

#### ① 球壳的负压稳定计算:

一般说球形容器的刚性是比较大的,日本和国内过去都没有考虑这个问题。但对大型的球形容器,一般承受压力比较低,而  $S/D$  值很小,因此对承受负压就比较敏感了。如法国引进的氨球罐,其允许负压只有  $0.16\text{kg}/\text{cm}^2$ , 这值是很小的。如果温度过低或排放过速就值得注意了。

② 考虑球内液体达到半球时,即液面在球中心时,对赤道带将引起压应力,相当负压的作用,因此亦应加考虑。

③ 水压试验时,当水装到半球时,同样对赤道带会引起压应力,亦须进行校核。因此在法国计算方法中,对球壳须考虑六种状态,各求出下列五种状态下的球壳厚度,取其大值,再进行局部应力的校核。五种状态的厚度为:

$S_1$  ~ 操作压力下球壳所需厚度(包括液柱压力)。

$S_2$  ~ 负压所需厚度。

$S_3$  ~ 水压试验时所需厚度。

$S_4$  ~ 操作时液面达到半球时所需厚度。

$S_5$  ~ 水压试验时水达到半球时所需厚度。

赤道带厚度取  $S_1 \sim S_5$  中之大值,非赤道带则取  $S_1 \sim S_3$  中之大值。

### 2. 支柱和拉杆等强度计算:

日本的计算方法中只考虑静载荷、风载和地震载荷三者对支柱引起的垂直载荷。在

法国的计算中除考虑上述三种载荷外尚须考虑下述载荷:

①考虑支柱由于基础变化,安装时的受力不均匀性所引起的相邻支柱的不同压缩变形量,法国规定相邻支柱允许压缩变形量为1mm。如一个支柱压缩量较小时,则两边相邻支柱将增加载荷,如载荷称之为 $Q_s$ , $Q_s$ 即为相邻支柱压缩变形差为1mm时所引起的附加载荷。我们计算了120~8000m<sup>3</sup>的球形容器,情况如下:

在容积<5000m<sup>3</sup>时,支柱尺寸按管子规格要增大一档。在5000~8000m<sup>3</sup>时,支柱直径不变,但厚度亦需相应增加。因此 $Q_s$ 对支柱的影响不小,必须注意。

②考虑球壳在受压后的膨胀变形对支柱强度的影响:

在球壳膨胀变形为 $\Delta R$ 时,支柱顶端亦产生相同的弯曲变形,则支柱附加上二个弯矩(如图一):

a. 偏心载荷弯矩:

$$M_1 = \Delta R \cdot P_{\text{imax}}$$

$P_{\text{imax}}$ ~为支柱最大垂直载荷

$\Delta R$ ~为球壳变形量

b. 使支柱产生弯曲变形的弯矩:

$$M_2 = 6 \cdot \Delta R \cdot EI/L^2$$

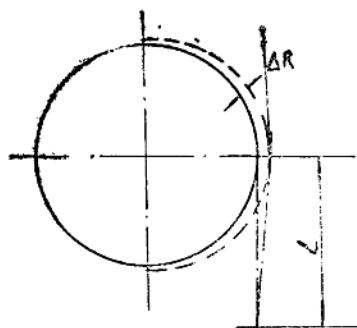
$E$ ~支柱弹性模数

$I$ ~支柱惯性矩

则 $M_2$ 与支柱的惯性矩 $I$ 成正比,支柱越大 $M_2$ 越大, $M_2$ 大支柱就要大,所以 $M_2$ 对支柱尺寸产生较大影响。根据我们对120~8000m<sup>3</sup>球形容器的计算,容积在≤2000m<sup>3</sup>时,其影响与 $Q_s$ 相似,差一档管子规格。在5000和8000m<sup>3</sup>时,远较 $Q_s$ 影响为大,现将 $Q_s$ 和 $(M_1 + M_2)$ 对支柱影响情况列于下:

| 容 积                | $Q_s \neq 0, (M_1 + M_2) \neq 0$ | $Q_s = 0$ | $(M_1 + M_2) = 0$ | $Q_s = 0, (M_1 + M_2) = 0$ |
|--------------------|----------------------------------|-----------|-------------------|----------------------------|
| 2000m <sup>3</sup> | φ480×9                           | φ377×9    | φ377×9            | φ377×9                     |
| 5000m <sup>3</sup> | φ950×12                          | φ950×11   | φ850×10           | φ850×10                    |
| 8000m <sup>3</sup> | φ1600×12                         | φ950×12   | φ850×11           | φ850×10                    |

其中 $Q_s = 0, (M_1 + M_2) = 0$ 即为日本的计算方法。 $Q_s \neq 0, (M_1 + M_2) \neq 0$ 即为法国计算方法,其支柱尺寸则相差就大了,而且容积越大,相差越大。作者认为 $Q_s$ 和 $(M_1 + M_2)$ 是需要考虑的。这样支柱的荷载有下列几种(见图二):



图一