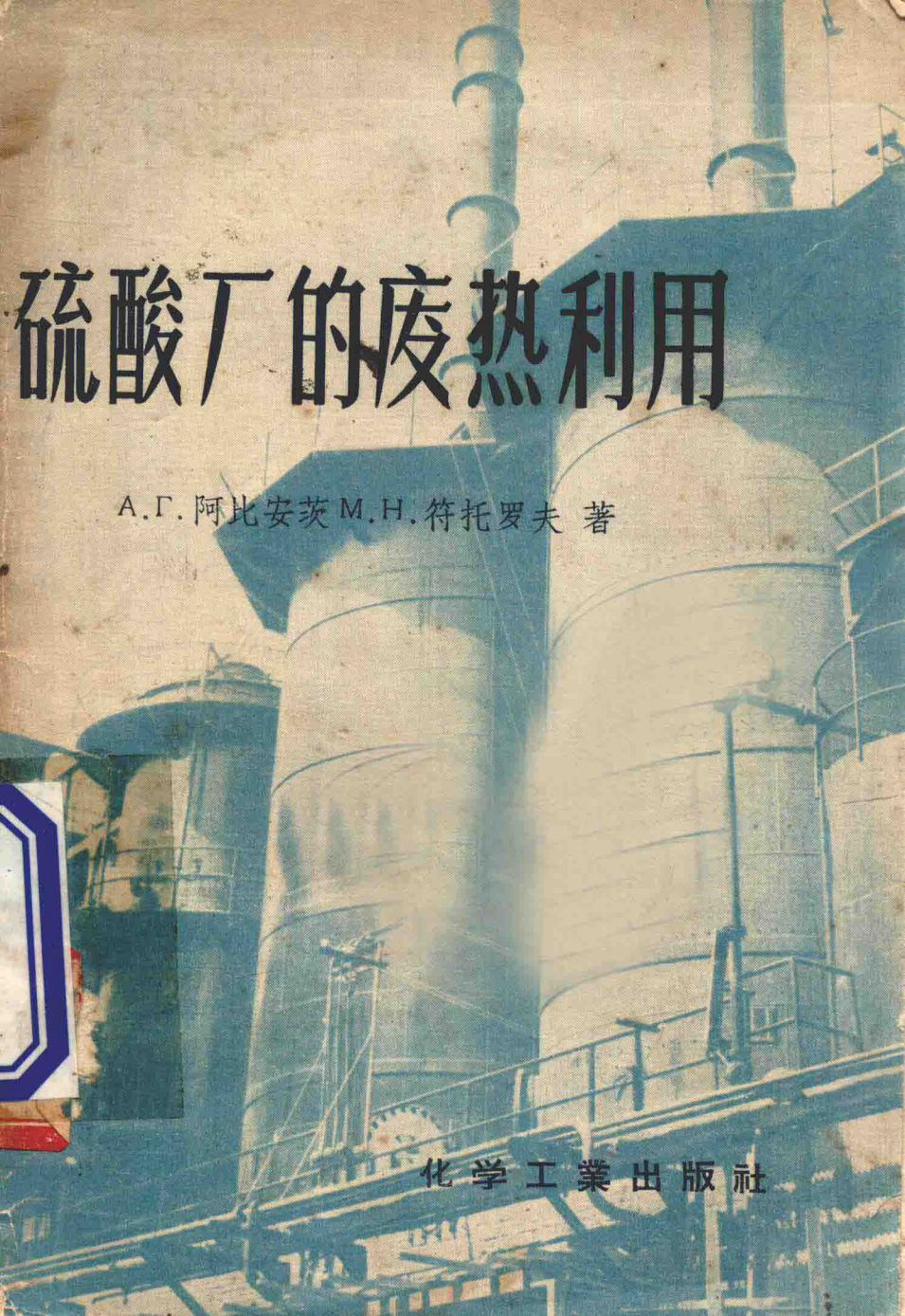


硫酸厂的废热利用



А.Г. 阿比安茨 М.Н. 符托罗夫 著

化学工业出版社

А. Г. АБИАНЦ, М. Н. ВТОРОВ
**ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ОТБРОСНОГО ТЕПЛА
СЕРНОКИСЛОТНЫХ ЗАВОДОВ**

ГОСХИМИЗДАТ (МОСКВА 1947 ЛЕНИНГРАД)

硫酸厂的廢热利用

虞和錫 譯 方文驥 校

化学工業出版社(北京安定門外和平北路)出版

北京市書刊出版業營業許可証出字第092号

北京市印刷一厂印刷 新华書店發行

开本: 787 × 1092 · 1/32

印張: 1 1/2

字数: 37千字

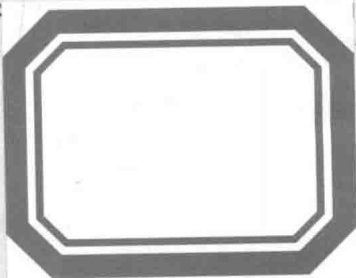
定价: (10)0.

1957年7月第1版

1958年7月第2次印刷

数: 735—1734

号: 15063.0127



目 录

I 导言	2
II 硫酸生产中的热平衡	2
III 冷却爐軸和耙臂的空氣的热量利用	6
IV 爐气热量的利用	28
V 成品塔排出酸的热量利用	36
VI 总的結論	47
参考文献	48

目 录

I 导言	2
II 硫酸生产中的热平衡	2
III 冷却爐軸和耙臂的空氣的热量利用	6
IV 爐气热量的利用	28
V 成品塔排出酸的热量利用	36
VI 总的結論	47
参考文献	48

I 导 言

在硫酸生产中放出大量的热——每燃烧 1 吨硫铁矿就能放出不少于 200 万仟卡的热。

苏联工厂每年要烧去几十万吨硫铁矿，因而有大量的热由机械焙烧炉的炉轴和耙臂中的冷却空气带出，被炉气通过炉壁和管道表面的散热作用，以及被酸的冷却水带出而损失掉。

上述的热量仅在个别工厂里被小量的利用着。冷却机械炉轴的空气所放出的热量最便于利用——供焙烧车间附近的各单位取暖，此时直接将此热空气送入使用单位，或者将热空气中搅和进较冷的空气后，送入使用单位。其实，这个问题经过详细地研究表明，运用一些并不复杂的方法就可使大量利用硫酸厂的废热具有实际的可能性。

下面列出一些相应的计算，并对解决构造问题的基本原则，加以阐述。

II 硫酸生产中的热平衡

在硫酸生产中，热量主要是从燃烧含硫原料和硫酸生成的反应中而获得。

燃烧 1 仟克硫铁矿所生成的热量： $Q = 31.24 P_{\text{硫}}$ 仟卡，式中 $P_{\text{硫}}$ ——烧去的硫占硫铁矿重量的百分数。

当 $P_{\text{硫}} = 40$ （此为用含硫 42% 硫铁矿时的实际平均值）， Q 将等于： $31.24 \times 40 = 1250$ 仟卡。

硫酸生成的反应中，每生成 1 仟克无水硫酸放出 550 仟卡热。

当将无水硫酸稀释至 76% H_2SO_4 时（在塔式系统中），每 1 仟克无水硫酸还要放出 99 仟卡的热。

每燃燒 1 仟克含硫 42% 的硫鐵礦，在塔式系統中約生成無水硫酸 1.2 仟克，而在接觸系統中約生成 1.15 仟克（包括損失）。因此，由於硫鐵礦的燃燒和酸的生成，每燃燒 1 仟克含硫 42% 的硫鐵礦所產生的熱：在塔式系統中（76% H_2SO_4 ）為 $1250 + (550 + 99) \times 1.2 = 1250 + 780 = 2030$ 仟卡；在接觸系統中（將 20% 發煙硫酸換算成無水硫酸）為 $1250 + 560 \times 1.15 \approx 1250 + 633 \approx 1883$ 仟卡。

此外，隨爐氣帶入系統中的水蒸汽冷凝時，也放出一些熱量（每仟克硫鐵礦放出 70—80 仟卡熱）當爐氣在接觸系統的壓縮機中壓縮時，也還放出熱量（每仟克硫鐵礦放出 30—50 仟卡熱）。

所放出的這些熱量都被丟棄了。

眾所周知，為了某種需要，廢熱可以直接地，或通過中間介質以熱交換的方法（主要是用這種方法）來進行利用。在這兩種情況下，為了有效地利用熱量，就要求在足夠高的溫度下，用一種具有良好導熱性的載熱體來把熱量帶出。

從熱平衡（表 1）所列举的廢熱看來，能在很大程度上滿足上述要求的有下列幾項熱：

1) 由冷卻機械爐爐軸的空氣帶出的熱量，此空氣在排出時溫度為 $150—200^{\circ}C$ 或更高些。

2) 爐氣從焙燒爐帶出的熱量，其出爐溫度為 $500—1000^{\circ}C$ 。

3) 由接觸裝置放出的溫度約為 $200^{\circ}C$ 的氣體的熱量（此熱量傳給接觸系統的三氧化硫冷卻器）。

4) 冷卻水所帶走的熱量，這主要是指用來冷卻成品塔塔酸而具有 $100^{\circ}C$ 或更高溫度的這一部分水的熱量。

這些項目中，能夠直接利用的，也就是能直接送往需熱場所而加以利用的熱量，只有空氣和冷卻水的熱量。熱空氣可用於取暖，用於鍋爐和爐子的燃燒室及干燥器中等。而部分冷卻水的熱

硫酸生产中的热平衡(以燃烧1吨硫铁矿计)

表 1

收 入 热		支 出 热			
项 目	仟 卡	机 械 焙 烧 爐		粉 矿 焙 烧 爐	
		项 目	仟 卡	项 目	仟 卡
I. 在 塔 式 系 統 中					
1. 硫铁矿燃烧热	1 250 000	1. 矿渣帶出	85 000	1. 矿渣帶出	100 000
2. H_2SO_4 的生成热	660 000	2. 爐軸冷却空气帶出	250 000	2. 爐的散热	340 000
3. 稀釋無水硫酸至76% H_2SO_4 的热	120 000	3. 爐的散热	325 000	3. 气体管道的散 热(由爐到塔)	450 000
4. 水蒸汽冷凝热 (估計)	70 000	4. 气体管道的散热 (由爐到塔)	300 000	4. 廢气帶出	40 000
		5. 廢气帶出 (由爐到塔)	30 000	5. 塔和冷却器的 散热以及成品 酸帶出	160 000
		6. 塔和冷却器的 散热以及成品 酸帶出	160 000		
		7. 冷却水帶出	950 000	6. 冷却水帶出	1 000 000
合 計	2 100 000	合 計	2 100 000	合 計	2 100 000
			100.0		100.0

II. 在格尔烈斯哥夫-拜耶尔(Герресгоф-Байер)接触系統中

1. 硫铁矿燃烧热	1 250 000	1 矿渣帶出	80 000	4.0	1. 矿渣帶出	90 000	4.5
2. 20%發烟硫酸生成热	633 000	2. 空气帶出	240 000	12.0	2. 爐的散热	320 000	16.0
3. 爐气在压縮机中压縮时所放出的热 (估計)	40 000	3. 爐的散热	290 000	14.5	3. 气体管道的散热 (由爐到湿式精制)	400 000	20.0
4. 水蒸汽冷凝热 (估計)	77 000	4. 气体管道的散热 (由爐到湿式精制)	260 000	13.0	4. 湿式精制系統帶出	400 000	20.0
		5. 湿式精制系統帶出	340 000	17.0	5. 在三氧化硫冷却器中被水帶出	180 000	9.0
		6. 在三氧化硫冷却器中被水帶出	180 000	9.0			
		7. 在淋酒式冷却器中被水帶出	400 000	20.0	6. 在淋酒式冷却器中被水帶出	400 000	20.0
		8. 廢气帶出	45 000	2.25	7. 廢气帶出	45 000	2.25
		9. 接触裝置和吸收塔的散热以及成品酸帶出	165 000	8.25	8. 接触裝置和吸收塔的散热以及成品酸帶出	165 000	8.25
合 計	2 000 000	合 計	2 000 000	100.0	合 計	2 000 000	100.0

① 包括了在爐頂層上干燥硫铁矿所消耗的热——每燃去 1 仟克硫铁矿約消耗 25 仟卡热。

量也可用来取暖及作为热水供应。然而，要直接把空气加以利用，是受到限制的，因为长距离输送空气是不经济的（输送设备庞大，在输送到需热场所的途中损失大量的热）。冷却水的利用，也由于其温度较低和含有大量杂质而受到限制。

除了直接利用空气的热量外，假如采用如水这类所通用的载热体（加热至 $90-100^{\circ}\text{C}$ 以上）来将废热——冷却炉轴空气的热量、炉气热量、酸的热量——转送给用户，或为了更有价值起见，可用具有足够压力的蒸汽来作载热体，以将上述废热转给用户，这样就更有可能来利用废热和消费废热了。

下面我们对这些可能性加以研究。

III 冷却炉轴和耙臂的空气的热量利用

苏联硫酸工厂中使用着几种不同形式的机械炉：古姆博耳特式（Гумбольдт），卢尔加式（Лурга），格尔烈斯哥夫式（Геррестгоф），Г 式和 BX3 式炉。其中 BX3 式炉是现代应用最广泛的一种。在各种炉子中，空气冷却的原理都是相同的，只是通过炉轴和耙臂的冷却空气量有所不同。空气从车间内或从车间外吸入。根据这个以及当地的气候条件的不同，空气的初温可能处于 -30°C （或比 -30°C 更低）到 $+30^{\circ}\text{C}$ （或比 $+30^{\circ}\text{C}$ 更高）的范围内。由炉轴放出的空气温度取决于炉的生产能力（每昼夜所燃去的含硫原料量）。生产能力也和炉的作业强度及所燃烧的原料的质量有关。例如，在 BX3 式炉中，当每昼夜烧去含硫 42% 的标准湿度的硫铁矿 28 吨，每小时送入初温为 0°C 的空气 6000 仟克时，若取燃烧 1 吨硫铁矿冷却空气所带走的热量为 250000 仟卡（表 1），则可算出每小时空气所带走的热量和出口空气的温度：

$$\frac{250000 \times 28}{24} = 291700 \text{ 仟卡}$$

$$\frac{291700}{0.24 \times 6000} = 202^{\circ}\text{C}$$

如上指出，冷却机械爐爐軸的空氣的热量，可直接利用于鍋爐和爐子的燃燒室、干燥器中和空氣取暖等。下面我們对每种可能性来加以討論。

1. 將热空氣利用于鍋爐或爐子的燃燒室中，这仅在由于利用廢热所获得的經濟利益，不致于被輸送空氣所需付出的成本价格而抵消时，才是合适的。这可用下列的不等式来表示：

$$\frac{Q}{Q+q}n(A+a) \leq nA.$$

由此得出：

$$Aq > aQ.$$

式中：Q——在未利用空氣热量时，燃燒 1 仟克燃料的热值；

$Q+q$ ——在利用空氣热量时，燃燒 1 仟克燃料的热值、(q ——利用热空氣来燃燒时，燃燒 1 仟克燃料所需的空氣帶入的热量)；

n ——当燃燒室中未利用空氣廢热时每年燒去的燃料量；

$\frac{Q}{Q+q}n$ ——当燃燒室中利用空氣廢热时每年燒去的燃料量；

A ——在未計入輸送空氣所耗費的价格时每仟克送到燃燒室后的燃料的价格。

$A+a$ ——系已計入輸送空氣所耗費的价格时每仟克送到燃燒室后的燃料的价格。

实际上 Q 与 A 經常是已知的，而 a 与 q 的数值可以通过計算来决定。这样， a 值系根据輸送空氣所耗的电能費用、輸送系統的修理費用和維持費用、以及輸送系統的固定資產（設備）折旧費等所决定的。 q 等于需热場所的廢空氣所含的热量与未利用

廢空气时送入燃燒室中的空气所含的热量之差。因此：

$$\alpha = \frac{\frac{\alpha Q}{\gamma} H E}{3600 \times 102 \eta} + \frac{p l B}{100 \eta} \quad (1)$$

$$q = \alpha Q c (t_u - \Delta t_u - t_o) \quad (2)$$

式中：

α ——在燃燒时，为获得 1 仟卡热所需要的温度为 0°C 的空气量；当燃燒室中空气的过剩系数 $\alpha_r = 1.4 - 1.5$ 时，空气量不論对那种燃料都約等于 0.002 仟克。

αQ ——燃燒 1 仟克燃料所需的 0°C 空气量，以仟克計。

γ ——在由机械爐爐軸到需热場所沿途的平均温度下，所輸送的空气的比重。因此，

$\frac{\alpha Q}{\gamma}$ 即为每燃燒 1 仟克燃料所輸送的空气的体积，以立方米計；

$H = K R l + \Sigma \xi \frac{w^2}{2g} \gamma$ ——輸送空气的压头損失，以毫米水柱計；

(R ——标准状态下的空气在每米空气管道中的摩擦阻力； K ——考虑实际空气温度与标准状态所差異的系数，即：

$\frac{556}{536 + t}$ ； l ——空气管道的全長，以米計；

w ——空气的綫速度^①，米/秒； g ——重力加速度，等于 9.62 米/秒²； $\Sigma \xi$ ——空气管道中局部阻力的总和系数)；

η ——电机鼓風机的效率，等于 0.45—0.5；

① 原文为“容积速度”似为“綫速度”之誤。——譯者註。

E ——每仟瓦电能的价格，盧布；

B ——空气輸送系統的设备价格（以每米空气管道長計），以盧布計；

p ——修理、操作和折旧扣除的百分率，%；

n ——每年消耗的燃料，仟克；

c ——1仟克空气的热容，每 1°C 等于0.24仟卡；

t_n ——爐軸放出的被利用廢空气的温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

Δt_n ——在由爐軸到需热場所途中，被利用的空气的温度降， $^{\circ}\text{C}$ ；

t_o ——在未利用空气廢热时，送入燃燒室的冷空气的温度， $^{\circ}\text{C}$ ；

如上所述，通常 t_n 为 $150-200^{\circ}\text{C}$ ； t_n 的全年平均值可取 175°C 。 t_o 一般可取 25°C （如空气不經過省煤器而进入）。輸送途中的空气的平均温度定为 $140-150^{\circ}\text{C}$ 是不会有太大誤差的。分別可計算得：

$$\gamma \approx 0.84 = 0.7 \times 1.2 \text{ 和 } K = \frac{556}{536 + 145} \approx 0.82$$

上式可写成：

$$H = 0.82 Rl + 0.7 \Sigma \xi \frac{w^2}{2g} \times 1.2$$

即將此 H 值簡化成为比較方便的形式，以利于按标准状态用表来进行所需空气管道的計算。

Δt_n 是取决于空气管道表面的热損失及此管内流过的空气相应冷却的热平衡，即由方程式

$$\pi D l k \left(\frac{2t_n - \Delta t_n}{2} - t_{\text{周圍空气}} \right) = 3600 \frac{\pi D^2}{4} w \gamma c \Delta t_n$$

$$\text{則} \quad \Delta t_n = \frac{2lk(t_n - t_{\text{周圍空氣}})}{1800 \times w \gamma c D + lR} \quad (3)$$

式中: k ——管內空氣通過管壁對外界空氣的導熱係數(仟卡/平方米·小時·°C);

$t_{\text{周圍空氣}}$ ——周圍空氣的溫度(在露天下空氣的全年平均溫度可取 0°C, 而在室內則為 +25°C);

$\frac{2t_n - \Delta t_n}{2}$ ——由起點到需用場所途中所輸送空氣的平均溫度
(此溫度可取為 145°C, 見前);

D ——空氣管道的直徑, 米(為上述目的, 一般為 0.5—1.2 米之間);

對於上列的管徑來說, 空氣最經濟的流速(w)是在 8—16 米/秒之間; 管徑較小者接近最低值, 而管徑較大者近於最大值。空氣管外的風速可取為 4 米/秒(為蘇聯大部分地區的全年平均值); 室內空氣的流動速度近於 0.25 米/秒。在這樣的空氣流動速度下, 當空氣管道四周絕熱良好時, 導熱係數 k 值在室外平均為 3.5 仟卡/平方米·小時·°C, 在室內平均為 2.5 仟卡/平方米·小時·°C。

按方程式(3)求得 Δt_n , 並用方程式(1)和(2)計算出 a 和 q , 這樣就有了具體計算不等式 $Aq > aQ$ 的全部數據, 因此就可以求得由機械爐爐軸出來的空氣, 經過輸送一定距離以後, 而應用到燃燒室中時的經濟效果; 同時也可求得所得到的經濟效果的數值。為了取得一些有關輸送空氣的最大距離, 以及可能獲得的效果的具體概念, 舉出下列計算示例。

全廠鍋爐每年燒去發熱量為 2800 仟卡(Q)的莫斯科近郊煤 100000 噸(n), 而該鍋爐並未按裝空氣省煤器。燃料燃燒所需的空氣是在平均溫度 25°C(t_0)下由鍋爐房進入鍋爐的。同時在操作的各焙燒爐爐軸放出的空氣量共為 50000 仟克/小時, 其出口的

平均温度为 175°C (t_n)。运到爐前的燃料价格是 50 盧布/吨 (A)；电力价格为 20 哥比/仟瓦小时 (E)。在鍋爐房和硫酸車間焙燒工段之間，按置空气管綫的最短綫路中，通过露天的长度为 400 米 (l_1)，通过室内的为 50 米 (l_2)。

如果鍋爐每年使用 360 天，燃燒燃料每小时所需消耗的空气量为：

$$L = \frac{\alpha Q n}{24 \times 360} = \frac{0.002 \times 2800 \times 10^8}{24 \times 360} \approx 64800 \text{ 仟克。}$$

因此，在这样情况下，所消耗的空气量大于由硫酸車間机械爐爐軸出来能供給的空气量。

現在計算一下，爐軸放出的空气所能燃燒的燃料量（莫斯科近郊煤）。設不可避免的空气的漏洩損失为 20%，則得：

$$n = \frac{24 \times 360 \times 0.8 \times 50000}{0.002 \times 2800} = 62000000 \text{ 仟克/年。}$$

每小爐軸放出可利用的空气量为 0.8×50000 仟克，在温度为 145°C 时，等于 $\frac{0.8 \times 50000}{0.84} \approx 47600$ 立方米当选定管子直径 D 为 1100 毫米时，則从計算空气管道的表中找得： $w=13.8$ 米/秒， $R=0.134$ 毫米水柱和 $\frac{w^2}{2g} \cdot 1.2 = 11.60$ 毫米水柱。根据所拟定的空气管綫所經過的路綫，可假設 $\Sigma \xi = 8$ （包括三通，弯头，閘門等）。

估計（設想） $P=15$ 和 $B=350$ 盧布（包括了鼓風机、电动机、全部已按裝好并絕热的空气管道，以及所有建筑工程的价格）。

由方程式(1)(2)和(3)求得： $\Delta t_n = 81^{\circ}\text{C}$ ； $a=0.0013$ 盧布/仟克； $q=96.7$ 仟卡/仟克； $Aq=0.05 \times 96.7=4.835$ ； $\alpha Q=0.0013 \times 2800=3.64$ 。

因此，由于 $Aq - aQ > 1$ ，則可收到極其良好的經濟效果。

可算得节省下来的价值：

換算成标准燃料时为：

$$\frac{2800 \times \eta}{7000 \times 10^3} \left(1 - \frac{Q}{Q+q} \right) = 918 \text{ 吨/年}$$

以錢数計

$$A_{\pi} - \frac{Q_{\pi}(A+a)}{Q+q} = 62 \times 10^3 \left(50 - \frac{2800 \times 51.3}{2896.7} \right) =$$

$$= 25500 \text{ 盧布/年}$$

总共投資为：

$$B_l = 350 \times 450 = 157500 \text{ 盧布}$$

从上述概算中可看出，假定某燃燒室需用大量的空气，而輸送空气的管綫又能良好地絕热和密閉；那么，即使輸送空气的距离相当長（达 0.5 仟米或更远些）及电能价格也較昂貴时（达 20 哥比/仟瓦小时或再貴些），把空气送入燃料室中使用，在經濟上仍然是合算的。此时，最好是使空气在管道中在正压下流动。

2. 热空气既可在火力干燥器，亦可在蒸汽空气干燥器中加以利用，在前一种情况下可直接节省燃料，后一种情况可节省蒸汽。

火力干燥器的經濟計算，是完全和上列把空气利用于鍋爐和爐子的燃燒室中时的計算一样。这时不管是將空气送到干燥器的燃燒室去燃燒燃料，或者是送去摻和混合室中的煙道气，都是完全一样。

蒸汽空气干燥器可采用下列的計算原則和步驟：

1) 为确定全年的平均气候条件而計算进入干燥器的空气温度：

$$t_n - \Delta t_n = t_n - \left[\frac{2(t_n - t'_{\text{周圍空氣}})l_1 k_1}{k_1 l_1 + 1800 \times w D \gamma c} + \frac{2(t_n - t''_{\text{周圍空氣}})l_2 k_2}{k_2 l_2 + 1800 \times w D \gamma c} \right]$$

2)干燥器的空气在一定起始温度 t_c 下, 計算所能节省的蒸气:

a) 如 $t_n - \Delta t_n < t_c$, 則还需把空气补充加热, 这样节省的蒸气

$$\text{为 } \mathcal{Q}_{\pi} = \frac{0.24 \times L(t_n - \Delta t_n - t_{\text{周圍空氣}})}{540} \text{ 仟克/小时;}$$

6) 如 $t_n - \Delta t_n \geq t_c$ 則

$$\mathcal{Q}_{\pi} = \frac{0.24 \times L(t_c - t_{\text{周圍空氣}})}{540} \text{ 仟克/小时;}$$

3) 送風系統全年操作費用的計算;

$$P = \frac{\frac{L}{\gamma} \left(k R l + \Sigma \xi \frac{w^2}{2g} \gamma \right) Z E}{3600 \times 102 \times \eta} + \frac{p F l}{100}$$

式中: Z ——干燥器每年操作的时数。

4) 当至于干燥器的蒸汽价格为 A 盧布/吨时, 只有在下列情况下, 由爐軸把空气送入干燥器在經濟上才是合算的。

$$\frac{A \mathcal{Q}_{\pi} Z}{1000} > P$$

3. 关于把爐軸中放出的热空气經長途輸送后直接用以取暖是否合适的問題, 須与采用蒸汽时相比較 (如有蒸汽); 或是与把廢热傳給水再把热水送去供取暖的这一种方法相比較, 視其是否經濟与合算来决定。这个可用下列計算說明。

設取暖所需空气量是 30000 仟克/小时, (在 145°C 下是 355000 立方米/小时), 当 $l_1 + l_2 = 200 + 50 = 250$ 米和計算所用的温度为: 室外 -30°C , 室內 $+15^{\circ}\text{C}$ 。由于考虑到冬季的風力較大取系数为 1.2, 当 $D = 1025$ 毫米和 $w = 12$ 米/秒时, 按方程式 (3) 可得:

$$\Delta t_n = \frac{2 \times 3.5 \times (175 + 30) \times 1.2}{1800 \times 12 \times 0.85 \times 0.24 \times 1.025 + 3.5 \times 200} \times 200 +$$

$$+ \frac{2 \times 2.5 \times (175 - 25)}{1800 \times 12 \times 0.85 \times 0.24 \times 1.025 + 2.5 \times 50} \times$$

$$\times 50 \approx 66 + 7 = 73^\circ\text{C}$$

經取暖后，廢空气的温度为 15°C ，因此，所利用的热量為：

$$w = 0.24 \times 30000(175 - 73 - 15) = 626400 \text{ 仟卡/小时}$$

其利用系数為：

$$K_n = \frac{t_n - (\Delta t_n + t_{\text{室内}})}{t_n} = \frac{175 - 88}{175} = 0.5$$

式中： $t_{\text{室内}}$ ——取暖室的温度， $^\circ\text{C}$ 。

当無室外的空气管道时($l_1=0$)， K_n 最大，則上例中 $K_n = \frac{175 - (7 + 15)}{175} = 0.88$ (一般 K_n 可达到 $0.85-0.9$)。

当 $l_1=500$ 米时， K_n 將等于零，因为所有的热量都在輸送途中損失掉了。

为了得到与上列同样的热量，所需的 标准蒸汽 (考虑到有 10% 的损失) 為：

$$\frac{1.1 \times 626400}{540} \approx 1300 \text{ 仟克/小时，当蒸汽压力为 4 个绝对气}$$

压时，輸送蒸汽必須用直径为 4'' 的煙道管，而返回的 冷凝水需用 3'' 管。

如利用由爐軸放出的空气来加热循环水时，例如，水的温度升高为 $100 - 60 = 40^\circ\text{C}$ ，并假定空气被冷却到与把空气直接用于取暖时的温度一样，即冷却到 $175 - 88 = 87^\circ\text{C}$ 时，則为了輸送同

样的热量 (考虑管道損失为 6%)，只要 $\frac{1.06 \times 626400}{40} = 16600$ 立升/小时的循环水量就可以了，这时需要的管道直径是 $3\frac{1}{2}$ ''。