

工业炉用换热器

Б.П.捷宾科夫 著

有色金屬工业管理局技术处編譯科 譯

66.2

冶金工业出版社

工業爐用換熱器

Б. П. 捷賓科夫 著

有色金屬工業管理局技術處翻譯科 譯

冶金工業出版社

本書系根据苏联冶金出版社出版的技术科学碩士捷
宾科夫所著“工業爐用換热器”一書譯出。

本書叙述供冶金工業和机器制造業加热爐和热处
理爐使用的换热器的構造、計算、安裝及操作的基本知
識。根据研究数据列举了有关换热器的热工学和空气
动力学的資料及其計算例題，引述了换热器的生产操作
指标，並指出最有效的操作方法。

本書供从事換热器計算、設計和操作的企業与設計
机关的工程技術人員之用，亦可供高等冶金学校和动力
学校學生之用。

本書的譯者是有色金屬工業管理局技術处翻譯科沈
曙东，校者为东北工学院冶金系冶金爐教研組主任梁宁
元教授。

Б.П.Тебеневков

РЕКУПЕРАТОРЫ ДЛЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПЕЧЕЙ

Металлургиядат (Москва 1955)

工業爐用換热器

有色金屬工業管理局技術处翻譯科 譯

編輯：陈略 設計：立里、周广 責任校对：童煦菴

1957年11月第一版 1958年9月北京第二次印刷5,000册(累計6,300册)

850×1168·1/32·186,000字·印张 $8\frac{20}{32}$ ·插頁6·定价(10) 1.60元

冶金工業出版社印刷厂印 新华書店发行 書号 0723

冶金工業出版社出版(地址：北京市灯市口甲45号)

北京市書刊出版業營業許可証出字第093号

目 录

本書所用的主要符号	5
引 言	8

第一篇 換热式預热法总論

第一章 工業爐廢气帶走的热損失	10
第二章 空气預热对爐子工作的影响	12
1. 燃料的節約	12
2. 理論燃燒溫度	16
3. 燃燒过程	20
4. 爐內的技术操作过程	21
第三章 換热器計算的热工学和空气动力学原理	22
1. 廢气的热利用率	22
2. 換热器按照其中廢气和空气流动方式的分类	24
3. 換热器的热工計算	25
4. 空气动力学阻力	43
第四章 使用預热空气(或煤气)的燃燒器及燃燒室的工作	46
1. 气体燃料	46
2. 液体燃料	49
3. 固体燃料	51
第五章 換热器構造概論	54

第二篇 金屬換热器

第一章 总論	57
1. 金屬換热器的構造	57
2. 換热器構件的構造	58
第二章 鑄鉄針狀換热器	62
1. 基本数据	62
2. 針狀換热器的構造	63
3. 針狀換热器的气密性	81
4. 針狀換热器的研究及其計算数据	87
5. 針狀換热器的生产操作数据	98
6. 針狀換热器的一般計算数据	110

7. 針狀换热器的計算例題	111
8. 小型針狀换热器	117
9. 針狀换热器的安裝特点	126
第三章 鋼鉄换热器——整体换热器	130
1. 整体换热器的構造	130
2. 整体换热器的实验数据和生产数据	138
3. 整体换热器的一般計算数据	150
4. 整体换热器的計算例題	151
5. 制造整体换热器的簡要技术条件	163
第四章 平滑鋼管换热器	164
1. 平滑管换热器的構造	164
2. 管狀换热器的一般計算数据	179
3. 平滑管换热器的計算例題	180
第五章 輻射换热器	191
第六章 其他类型的金屬换热器	195
第七章 煤气在换热器內的預热	200
第八章 换热器所用的金屬	201
第九章 安裝金屬换热器的一般見解	206
第十章 选择金屬换热器类型的比較数据与介紹	212
第十一章 金屬换热器的操作	221

第三篇 陶瓷换热器

第一章 总 論	227
第二章 陶瓷换热器的構造、操作、安裝及計算	228
1. 陶瓷换热器的構造	228
2. 陶瓷换热器的操作实践	237
3. 陶瓷换热器的安裝	240
4. 陶瓷换热器的計算	241

第四篇 换热器的絕热 252

第五篇 提高换热器利用效率的新方向 260

文 献	266
附 录	268

本書所用的主要符号

- L —通道的長度 (米)
 d —水力直徑 (亦称为換算直徑或当量直徑) (米)
 $S_{\text{ра}}$ —輻射气層的有效厚度 (米)
 δ —換热器器壁的厚度 (米)
 F —換热器的加热面 (米²)
 $F_{\text{в}}$ —換热器空气側的实际加热面 (米²)
 $F_{\text{к}}$ —換热器廢气側的实际加热面 (米²)
 f —通道的橫截面 (气流截面) 面积 (米²)
 B —爐子的燃料消耗量 (公斤/小时 或 标米³/小时)
 γ —标准状态下气体的重度 (公斤/标米³)
 ν —运动粘性系数 (米²/秒)
 α —导热系数 (米³/秒)
 μ —气体对器壁的摩擦系数
 ζ —阻力系数
 $V_{\text{в}}$ —空气的体积 (标米³/小时 或 标米³/秒)
 L_0 —燃燒 1 公斤或 1 标米³燃料所需空气的理論体积 (标米³/公斤 或 标米³/标米³)
 $L_{\text{в}}$ —燃燒 1 公斤或 1 标米³燃料所用空气的实际体积, 标准状态 (标米³/公斤 或 标米³/标米³)
 $V_{\text{к}}$ —廢气的体积 (标米³/小时 或 标米³/秒)
 $V_{\text{н}}$ —在一定空气过剩系数下燃燒 1 公斤或 1 标米³燃料时的廢气体积 (标米³/公斤 或 标米³/标米³)
 n —空气过剩系数
 $Q_{\text{Р}}$ —工作燃料的低發热量 (仟卡/公斤 或 仟卡/标米³)
 $\eta_{\text{нрр}}$ —高温效率
 $C_{\text{в}}$ —空气的体积热容量 (仟卡/标米³·°C)
 $C_{\text{к}}$ —廢气的热容量 (仟卡/标米³·°C)
 $q'_{\text{в}}$ —进入換热器前空气的热含量 (仟卡/小时)
 $q''_{\text{в}}$ —空气自換热器排出时的小时热含量 (仟卡/小时)
 $i_{\text{в}}$ —1 标米³空气的热含量 (仟卡/标米³)

q'_n —进入换热器前废气的热含量 (仟卡/小时)

q''_n —废气自换热器排出时的热含量 (仟卡/小时)

i_n —1 标米³废气的热含量 (仟卡/标米³)

t —废气的出炉温度 (°C)

t'_n —空气进换热器时的温度 (°C)

t''_n —空气出换热器时的温度 (°C)

t'_n —废气进换热器时的温度 (°C)

t''_n —废气出换热器时的温度 (°C)

t_{c1} —换热器器壁的温度 (°C)

T —气流的绝对温度 (°K)

τ_{cp} —温度差的对数平均值 (°C)

K —传热系数 (仟卡/米²·小时·°C)

λ —导热系数 (仟卡/米·小时·°C)

α_B —换热器器壁对被加热空气(或煤气)的给热系数(仟卡/米²·小时·°C)

α_1 —废气对换热器器壁的给热系数 (仟卡/米²·小时·°C)

α_{λ}^{con} —废气对换热器器壁的对流给热系数 (仟卡/米²·小时·°C)

α_{λ}^{ya} —废气对换热器器壁的辐射给热系数 (仟卡/米²·小时·°C)

ϵ_{CO_2} —二氧化碳的辐射黑度

ϵ_{H_2O} —水蒸汽的辐射黑度

P_{CO_2} —二氧化碳的分压 (大气压)

P_{H_2O} —水蒸汽的分压 (大气压)

w_a —标准状态下空气的速度 (标米/秒)

w_n —废气的速度 (标米/秒)

h_{TP} —由于气体在通道壁上的摩擦而造成的压头损失 (毫米水柱)

h_n —局部阻力造成的压头损失 (毫米水柱)

h_{geom} —几何压头 (毫米水柱)

Re —雷诺规范数 $\left(Re = \frac{wd}{\nu} \right)$

Nu —努谢尔特规范数 $\left(Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \right)$

Pe —别克列规范数 $\left(Pe = \frac{wd}{a} \right)$

Pr —普蘭特規範數 $\left(Pr = \frac{\nu}{\alpha} \right)$

W_p —工作燃料的含水量 (%)

W_{rp} —燃料中吸附水的含量 (%)

ρ —氣體的密度 $\left(\frac{\gamma}{g} \text{公斤} \cdot \text{秒}^2 / \text{米}^3 \right)$

γ —重度 (公斤/米³)

g —重力加速度 (米/秒²)

引 言

冶金工業和機器製造業的加熱爐和熱處理爐是國內燃料的主要消費者之一，而且它們通常都是消耗最優質的燃料：重油、煤氣及煙煤。在絕大多數情況下，工業爐工作時的熱效率極低，一般不超過 20—30%，也就是說，其熱效率比現代蒸汽鍋爐設備低 $\frac{2}{3}$ — $\frac{3}{4}$ 。工業爐熱效率之所以低，主要是由於廢氣帶走的热量很大，有時竟達爐子熱收入的 50—65%。

提高爐子熱效率從而節約燃料的較好方法是將燃燒燃料所需的空氣以及煤氣在換熱器內預熱，使廢氣所含的部分热量返回爐內。

空氣的預熱不僅能保證節約燃料，而且能提高燃料燃燒產物的溫度，從而加速了金屬在爐內的加熱過程並擴大了利用低發熱量本地燃料的可能性。因此，那些爐膛溫度很高而又需採用高發热量燃料的爐子在裝備了換熱器以後，就能在不降低生產率和不惡化加熱的技術操作條件的情況下採用質量較低的本地燃料。

陶瓷換熱器和金屬換熱器在工業上均有使用，由於后者比前者具有一系列的重大優點，因此近年來在工業上的應用愈來愈廣。

如果說近八至十年以來在改進陶瓷換熱器方面几乎是毫無新的成就，那末同一時期內在新型金屬換熱器的設計和研究方面以及掌握工廠的成批生產方面，却進行了很多工作。現在工業爐上已經使用着數量相當多的型式各有不同的金屬換熱器：針狀換熱器、整體換熱器（Термоблок）及管狀換熱器等等，國內某些工廠（蘇聯黑色冶金工業部所屬烏法列工廠 [Уфалейский завод]，重型機器製造工業部所屬庫薩工廠 [Кусинский завод]，冶金及化工企業建築部所屬哈爾科夫工廠 [Харьковский завод]）都已經掌握了大批生產針狀換熱器構件的技术。陶瓷換熱器的應

用範圍日益縮減，現在几乎只是在加熱技術操作條件須將空氣預熱到 $500-700^{\circ}\text{C}$ 以上的情况下才予採用，因為在這種情況下使用由耐熱鋼和耐氧化鋼（окалиностойкая сталь）所製成的金屬換熱器往往還不夠經濟。

本書敘述了現在工業爐所採用的換熱器的構造，列舉了計算換熱器及關於如何正確地設計和安裝換熱器所需的資料，並指出了操作換熱器的最有效的方法。

為使資料切合實用，本書列舉了最常用的換熱器的計算例題，而構造方面則在許多情況下都是用換熱器最重要部分的草圖來加以說明的。

第一篇 換熱式預熱法總論

第一章 工業爐廢氣帶走的热量損失

工業爐多半是在高溫下（高溫度位）工作的熱工設備。在熱處理爐內，為進行熱處理而加熱的金屬的加熱溫度一般為 800—1000°C（回火爐除外），而爐膛內廢氣的溫度則為 850—1050°C。在加熱爐內，金屬在軋制、鍛造及沖壓以前的加熱溫度一般為 1100—1250°C，而爐膛內廢氣的溫度則為 1200—1450°C。除了間歇（指溫度）操作的爐子以外，在室狀爐內，廢氣的出口溫度與金屬加熱的最終溫度相近。在連續（指廢氣的流動）操作的爐子內，被加熱的金屬與被冷卻的廢氣作相向運動，廢氣的出口溫度略低於上述數值，但對於連續式（直通式）熱處理爐而言大約為 500—700°C 左右，對於連續式加熱爐而言約為 700—1100°C。

大體來說，最常用的工業爐的熱工情況可用表 1 的數據來說明。

表 1

冶金工業和機器製造業中最常用的工業爐的熱工特性

爐 子 的 類 型	爐膛溫度 (°C)	熱的有效 利 用 率 (%)	廢氣的平 均 出 口 溫 度 (°C)	廢氣帶 走 的 熱 損 失 (%)
均熱爐.....	1300—1400	20—30	1250—1350	55—60
連續式軋制爐.....	1300—1450	30—40	700—1100	30—45
室狀鍛造爐.....	1300—1450	10—15	1100—1200	55—65
室狀熱處理爐.....	850—1050	15—20	800—950	35—50
連續式熱處理爐.....	850—1000	25—35	500—700	25—35

在表 1 中列出廢气从爐內帶走的热量（以廢气显热形式被帶走），它可按式計算：

$$q_{\pi} = V_{\pi} c_{\pi} t \text{ 仟卡/小时,} \quad (1)$$

式中 V_{π} ——从爐內排出的廢气的体积（标米³/小时）；

c_{π} ——气体的热容量（仟卡/标米³·°C）；

t ——出爐廢气的溫度（°C）。

从式（1）可知，廢气帶走的热量可借减少其体积与降低其溫度而减少。廢气的体积可借降低燃料燃燒时的空气过剩系数，和减少通过爐門等的不严密处从四周大气吸入爐內的空气量来减少。从爐內排出的廢气的溫度常借利用廢气来預热金屬（連續式加热爐）的办法来降低。理論上这种方法可大大降低廢气的溫度。但是用这种方法来提高廢气內所含热量的利用程度，会使爐子的投資和操作費用显著增加，因此根据技术經濟的观点而規定有一个范围，超出这个范围以外降低廢气的溫度是不适宜的。在这个范围内，廢气的出口溫度还是相当高的（見表 1）。

除了以廢气显热的形式而損失的热量以外，尚有比較大量的热系由於化学不完全燃燒而損失掉的，此时在廢气中含有可燃物質——主要是一氧化碳。当爐子用貧（低發热量）煤气加热时，这种損失会格外增大。

在理論空气量的情况下，干廢气中含有 1%CO 就会造成如下的热損失（以燃料的高發热量的百分比計）〔6〕。

烟煤.....	3.17—3.20
重油.....	2.85
焦爐煤气.....	2.50
發生爐煤气.....	3.71
高爐煤气.....	5.00

因此，廢气中只要含有百分之几的一氧化碳就会造成極大的热損失。

降低廢气中一氧化碳含量的方法是采用能使煤气（或重油）与空气混合完善的燃燒器或噴嘴，並对燃料和空气的供应进行自

动調節。

第二章 空气預热对爐子工作的影响

1. 燃料的节约

在换热器內加热的空气系送入爐內供燃料燃燒之用，因此空气的显热被帶入爐內，並降低燃料的消耗。

燃料节约量与其發热量及爐子和换热器工作的不同溫度条件之間的关系可按式計算：

$$P = \eta \frac{\frac{i_2}{i_1} 100}{1 - \frac{i_2}{i_1} (1 - \eta)}, \quad (2)$$

式中 P ——燃料节约量（佔爐子用冷空气工作时燃料消耗量的%）；

i_1 ——燃燒室內 1 标米³ 廢气的热含量（ i_1 的数值可將燃料的發热量除以燃燒 1 公斤固体或液体燃料或 1 标米³ 煤气时所生成的廢气的数量而求得），（仟卡/标米³）；

i_2 ——1 标米³ 廢气出爐时的热含量（仟卡/标米³）；

η ——預热空气的热含量与廢气的热含量之比。

將有换热器和無换热器的爐子的热平衡进行比較，很容易推出这个公式。

η 值有时称为蓄热比。它可用下式計算：

$$\eta = \frac{L_n i_n}{V_n i_x}, \quad (3)$$

式中 L_n 和 V_n ——1 公斤固体或液体燃料或 1 标米³ 气体燃料所需的空气和产生的廢气的体积；

i_n 和 i_x ——1 标米³ 热空气和 1 标米³ 廢气的热含量。

燃燒 1 公斤或 1 标米³ 燃料所需空气的体积可按式計算：

$$L_n = L_0 \eta, \quad (4)$$

而廢氣的體積則可按式計算：

$$V_n = L_n + \Delta V, \quad (5)$$

式中 L_n ——在一定空氣過剩係數下空氣的體積（標米³/公斤或標米³/標米³）；

V_n ——在一定空氣過剩係數下廢氣的體積（標米³/公斤或標米³/標米³）；

L_0 和 ΔV ——根據表 2 中所給出的 С.Г. 特羅依布 (Тройб) 的公式 [6] 計算。

圖 1—5 所示是爐子用煤氣、重油、烟煤及褐煤加熱時空氣在換熱器內預熱的情況下燃料的節約曲綫圖。圖上指出，當空氣預熱到 300—350°C 時（這在非合金鋼的金屬換熱器中就可達到），一般加熱爐 ($t_{\text{к}} = 1200^\circ\text{C}$) 的燃料節約量為：燃燒煤氣和重油時達 20—25%，燃燒發熱量低的煤時則為 35%。在室狀熱處理爐內，將空氣預熱到 300—350°C 就能節約燃料 15—20%。根據圖上的數據可知，燃料節約量隨着燃料發熱量的降低而增加；這指出了使用劣質燃料時空氣預熱的特殊重要性。

圖 1—5 在繪制時，採用空氣預熱中最常用的空氣過剩係數，即對於煤氣 $n = 1.05$ ，對於重油 $n = 1.1$ ，對於烟煤 $n = 1.3$ 。如果燃燒器或燃燒室採用較大的空氣過剩係數，但工作並不太完善時，空氣預熱的意義顯著增大，因為空氣過剩係數提高時燃料節約量劇烈增加。圖 6 所示是在不同空氣過剩係數下燃燒重油時燃料的節約量數據。圖 6 表明，如果把空氣預熱到 350°C，把空氣過剩係數提高到 20%（從 $n = 1.0$ 提高到 $n = 1.2$ ），那末室狀熱處理爐 ($t_{\text{к}} = 800^\circ\text{C}$) 的燃料節約量會提高 5%，或比原節約量提高 33%，室狀高溫爐 ($t_{\text{к}} = 1400^\circ\text{C}$) 的燃料節約量提高 14%，或比原節約量提高 62%。

應該指出，空氣預熱時的燃料節約量實際上略高於按公式 (2) 所求得的，因為該式並未計及採用預熱空氣而產生的其他許多現象，例如燃料燃燒質量的提高、廢氣內一氧化碳的減少以及灰分內（用固體燃料時）可燃物含量的降低。

表 2

燃料燃燒的近似計算式

燃 料	干空氣的理論需要量 L_0 (標米 ³ /公斤)	燃 料	廢氣體積與空氣消耗量之差 ΔV (標米 ³ /公斤)
植物代用品, 木柴和 泥煤	$L_0 = \frac{1.07}{1000} Q_p + 0.007 W_p - 0.06$	植物代用品、木柴、 泥煤及煙煤 ($A_p < 16\%$)	$\Delta V = 1.15 - \frac{0.12}{1000} C_p$
		褐煤 ($A_p < 16\%$)	$\Delta V = 1.02 - \frac{0.11}{1000} C_p$
		褐煤和煙煤 ($A_p = 16-30\%$)	$\Delta V = 0.97 - \frac{0.11}{1000} C_p$
褐煤和煙煤、無煙煤 及液體燃料 (C_p < 7000 仟卡/公斤)	$L_0 = \frac{1.10}{1000} Q_p + 0.007 W_p - \Delta L$, 對於無煙煤和焦炭 $\Delta L = 0$, 而對於其他燃料 $\Delta L = +0.06$	煤 ($A_p > 30\%$), 無 煙煤及焦炭	$\Delta V = 0.4 - \frac{0.036}{1000} Q_p + 0.0124 (W_p - W_{rp})$ 對於褐煤 $W_{rp} = 8\%$ 對於煙煤 $W_{rp} = 0\%$ 對於焦炭 $W_{rp} = 12\%$ 其他 $W_{rp} = w_p$
		液體燃料 ($C_p > 7000$ 仟卡/公斤)	$\Delta V = \frac{0.12}{100} C_p - 0.48 + 0.0124 (W_p - W_{rp})$ 對於重油 $W_{rp} = 2\%$ 其他 $W_{rp} = W_p$

續表 2

燃 料	干空气的理论需要量 L_0 (标米 ³ /公斤)	燃 料	废气体积与废气消耗量之差 ΔV (标米 ³ /公斤)
高爐 (煉焦) 煤氣	$L_0 = \frac{0.80}{1000} Q_H$	高爐煤氣	$\Delta V = 0.97 - \frac{0.13}{1000} Q_H$
發生爐煤氣 (蒸氣空 氣的發生爐煤氣和 水煤氣和木炭高爐 煤氣)	$L_0 = \frac{0.85}{1000} Q_H + \Delta L$ 對 $Q_H > 1350$ 仟卡/標米 ³ 的煤氣 $\Delta L = +0.03$	蒸氣空氣發生爐煤氣 和木炭高爐煤氣	$\Delta V = 0.93 - \frac{0.13}{1000} Q_H$
	對 $Q_H = 1250 - 1350$ 仟卡/標米 ³ 的煤氣 $\Delta L = 0$ 對 $Q_H < 1250$ 仟卡/標米 ³ 的煤氣 $\Delta L = -0.01$	水煤氣	$\Delta V = 1.01 - \frac{0.13}{1000} Q_H$
煉焦煤氣	$L_0 = \frac{1.075}{1000} Q_H - 0.25$	煉焦煤氣	$\Delta V = 0.68 + a \frac{Q_H - 4000}{1000}$ $Q_H > 4000$ 仟卡/標米 ³ 時, $a = +0.06$ $Q_H < 4000$ 仟卡/標米 ³ 時, $a = -0.10$
天然煤氣	$L_0 = \frac{1.105}{1000} Q_H + \Delta L$ $Q_H < 10000$ 仟卡/標米 ³ 時, $\Delta L = +0.02$ $Q_H > 10000$ 仟卡/標米 ³ 時, $\Delta L = 0$	天然煤氣	$Q_H < 8250$ 仟卡/標米 ³ 時, $\Delta V = 1.0$ $Q_H > 8250$ 仟卡/標米 ³ 時, $\Delta V = 0.38 + \frac{0.075}{1000} Q_H$

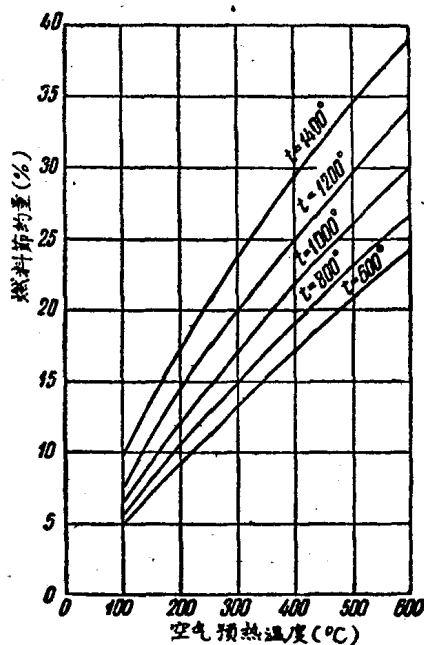


圖 1 当空气过剩系数 $n=1.05$, 用焦爐煤气($Q_R^p=4500$ 仟卡/标米³)加热的爐子在空气預热时燃料的节约量与廢气溫度(t)之間的关系

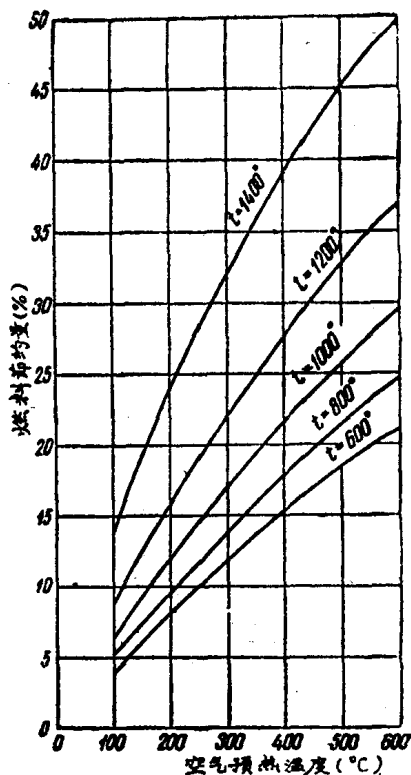


圖 2 当空气过剩系数 $n=1.05$, 用發生爐煤气($Q_R^p=1350$ 仟卡/标米³)加热的爐子在空气預热时燃料的节约量与廢气溫度(t)之間的关系

2. 理論燃燒溫度

用低發热量燃料加热的高溫加热爐, 其装备换热器的主要目的也可以不是为了节约燃料, 而是为了提高燃燒溫度。

燃料的理論燃燒溫度可按下式計算:

$$t_{\text{теор}} = \frac{Q_R^p + nL_0 c_a t_a}{V_0 c_d}, \quad (6)$$

式中 $t_{\text{теор}}$ —— 燃料的理論燃燒溫度;

Q_R^p —— 工作燃料的低發热量 (仟卡/公斤 或 仟卡/标米³);