

Figure 7.7 Trend of Production per Kiln

(3) エネルギー消費原単位及びコスト

Figure 7.8 は、過去10年間の世界各国のセメント産業におけるエネルギー原単位の傾向を示している。グラフには進んだ国として日本およびそれに次ぐ韓国、下位2国としてのアメリカ及びイギリス、その他として幾つかの欧州諸国が含まれている。ハンガリーの統計によれば、アメリカ及びイギリスに追いつかれていることを示しているが、2000年までの予測では改善が見込まれている。

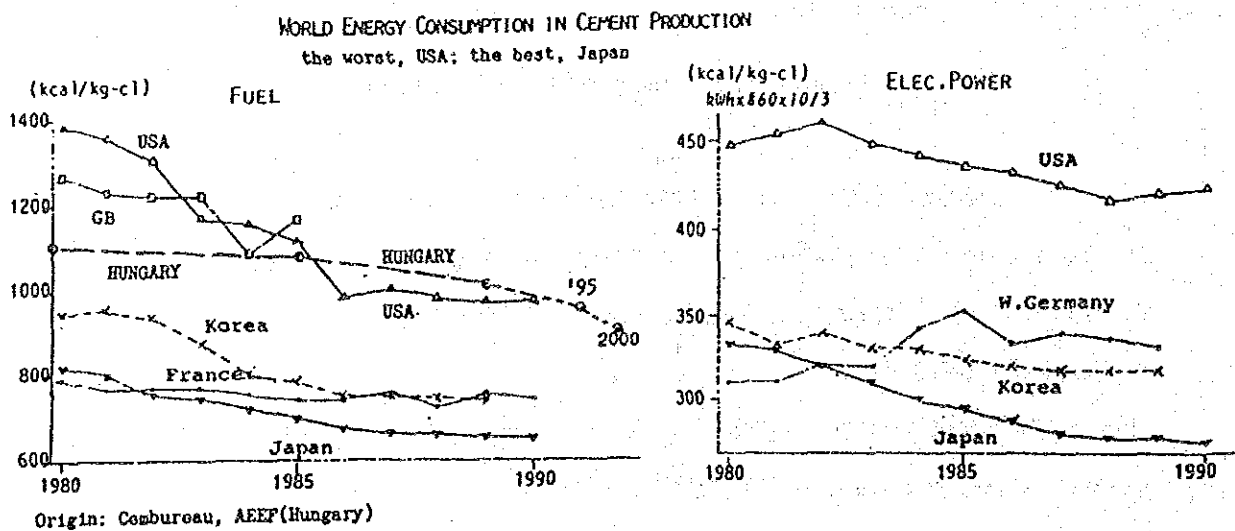


Figure 7.8 World Energy Consumption In Cement Production

日本のセメント生産コストは1980年代に劇的な低下を示している。1980年代前半には多数の工場設備改造を進めた効果が現れており、1980年代後半では円/ドルの為替レートの影響が顕著になっている。

Figure 7.9 は、20年前及び現在の日本におけるセメント産業でのエネルギー消費の構成を示す。この図では、上下に原料調整、クリンカ焼成、仕上げ粉砕（セメント）の工程別構成を、左右に燃料、電力の構成を表している。電力は発電効率を30%としてカロリー換算した。

Figure 7.10 は、セメント製造コストの構成比推移を示す。

エネルギーの種類別には、燃料の節約は著しく進んだが、電力の節減割合は低い。仕上げ粉砕に進歩が見られないことが目につくが、近い将来に改善の可能性はある。

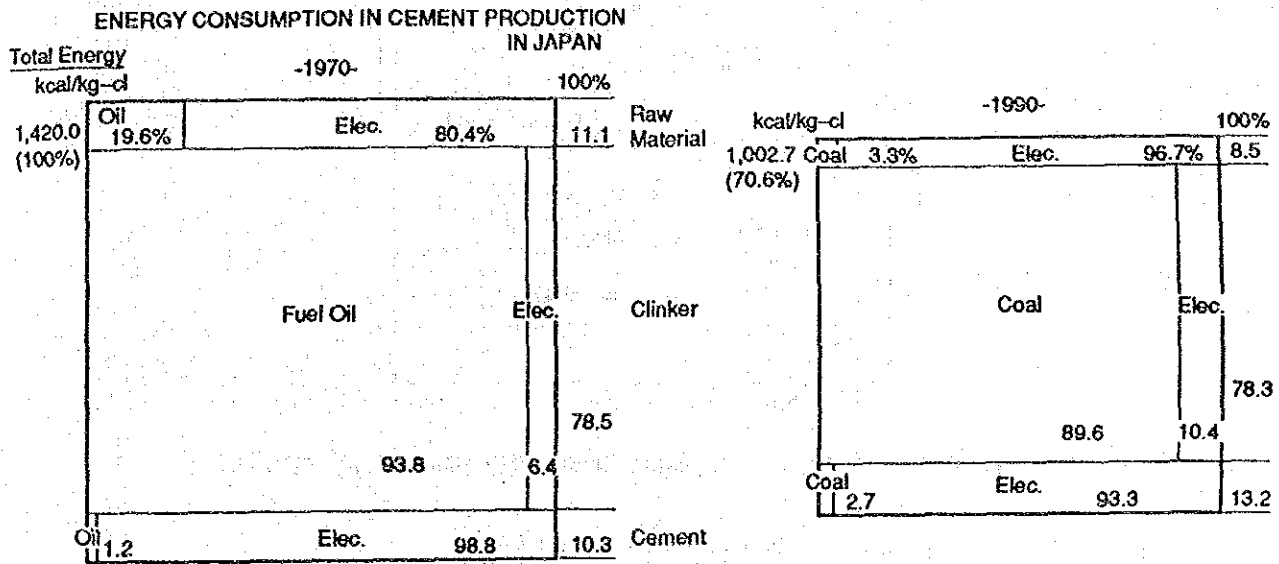


Figure 7.9 Energy Consumption in Japanese Cement Industry

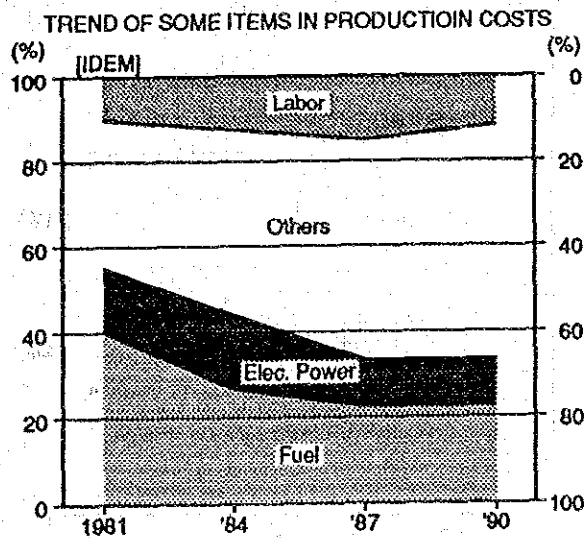


Figure 7.10 Composition of cement production cost

Figure 7.11 は工程別の電力原単位の改善推移を示し、Figure 7.12はエネルギー消費全体に占める電力比率を示したものである。

1975年から原料粉碎にローラー粉碎機が採用され始め、普及してきた。仕上げ粉碎にも1980年代後半からローラー粉碎機及びロールプレスが一部で使用され始めた。

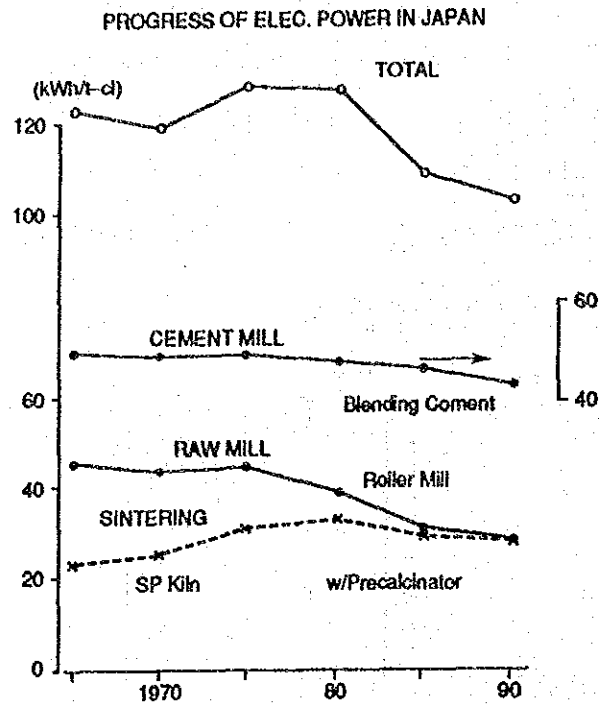


Figure 7.11 Progress of electric energy unit consumption

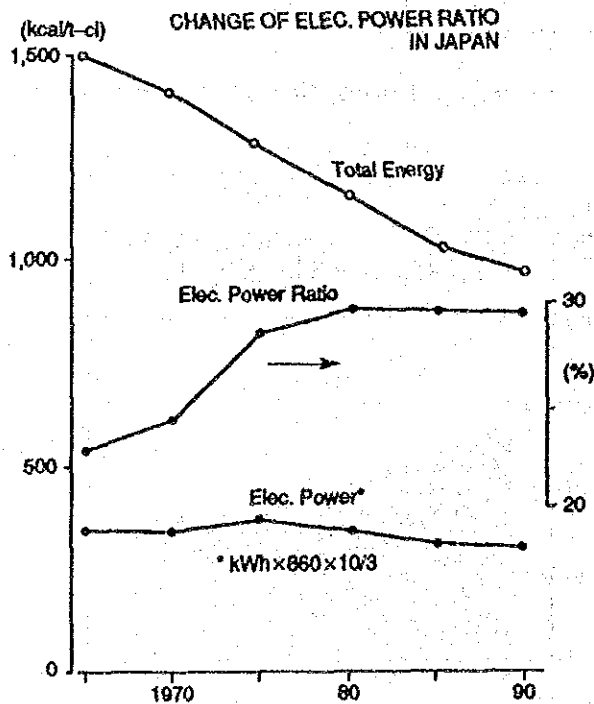


Figure 7.12 Ratio of electric energy in energy consumption

参考までに、セメント生産の労働生産性の推移を次のFigure 7.13に示した。労働生産性の向上については、労働コストの著しい増加のため1960年代から強力に推進されてきており、生産性はこの25年間に5倍以上に上昇した。

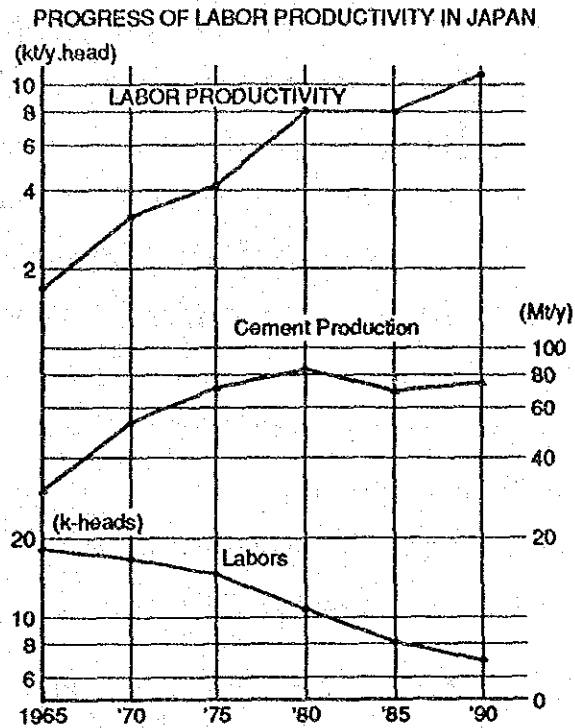


Figure 7.13 Progress of labor productivity in the production of cement

## 7.2 エネルギー使用の合理化

### (1) 基礎的な考慮点

セメント産業は資本集約型、エネルギー集約型であるが、需要の周期的変動、低価格、輸入品との競合、高いエネルギー・コスト、環境規制など種々の問題に直面しており、効率改善とコスト削減という圧力を受けてきている。

ポルトランド・セメントの製造のエネルギー効率は高いが、エネルギー・コストは直接コストの40%以上を占めている。1970年代における燃料コストの急激な高騰により、セメント業界は、プリヒーター、プリカルサイナの設置、燃料の石炭転換を含む新工場の建設や工場近代化計画を推進した。最近のセメント製造における省エネルギー設備開発は、主として日本とヨーロッパで行われている。

しかし、低利益と高い資本コストは、環境基準を満たし、エネルギー効率と生産性を改善するための近代化投資の妨げとなっている。

Table 7.2 は、Table 7.1、Figure 7.2 から導き出したもので、セメント産業における省エネルギー対策の基本を示すものである。究極的に必要な熱量は

$$\text{Reaction Heat (1,712)} + \text{Radiation Loss (837)} = 2,549 \text{ kJ/kg}$$

のみである。

Table 7.2 Fundamentals of energy saving measures

	Enthalpy	Temp	Characteristics	Countermeasures
Needed Heat	kJ/kg-cl	°C		
Reaction Heat	1,712		Definite	
Secondary Air	963	800	Temp: the higher the better	Cooler Operation
Heat Loss				
Radiation	837	100-350		Insulation Coating
Exhaust Gas	963	400	Gas quantity: the less the better	Prevention of Air Infiltration
Exhaust Air	460	350	Air quantity: the less the better	Cooler Operation
Clinker	126	150	Temp: nearly definite	

炉のシステムにおいてエネルギー節減の主な対象となるのは、燃焼排ガスと排空気による損失、冷却後のクリンカ顕熱及び炉体放射熱である。

エネルギー損失量の多寡は、プロセスと運転操作によって変わる。ここでいうプロセスには装置及びシステムが含まれ、また運転操作とはシャットダウンの頻度や空気漏れのような不注意によるミスを意味する。

新しく建設する場合は、投資額により最適なプロセスを採用することが可能であるが、改造する場合には、「費用対利益」に応じてプロセスや機器を選択したり、改造点の優先順位を検討しなければならない。このため、プロセスを緻密に研究したり、専門家の意見を聞くことが大切である。

プロセスを十分に理解した上で適切な方法を決定すれば運転操作は最良となるので、常に新しい技術を専門書などにより研究すべきである。また、安全についてはもとより、品質管理、製造コスト及び省エネルギーについて、一般従業員の意識の向上を図ることも肝心なことである。それぞれのプロジェクト毎に、よきリーダーの下に編成されたタスク・フォースにおける全員一致の活動が問題解決に役立つ。

## (2) 原料調整

### a. スラリーの脱水 (Wet or Semi-wet Lepol process の場合)

ヨーロッパでは、フィルタープレスが広く使われるようになり、約20%まで脱水して、直接にキルンあるいはグレート式プリヒーターに装入される。

スラリー・シンナーは界面活性剤を用いて、スラリーの水分を例えば30%から24%に減少する。

### b. ローラー粉砕機

ローラー粉砕機はコンパクトで、必要な動力も少なく、運転も静かで、設備費も少ない。また完全に自動制御になっている。

Table 7.3 にローラー粉砕機とボール粉砕機の比較を示す。

**Table 7.3 Comparison of Roller mill and Ball Mill**

Conditions	Roller Mill	Ball Mill
Maximum feedstock size (in.)	2 to 5	0.25 to 0.75
Maximum moisture content for grinding (%)	15 (*)	7
Roller wear cost (% of ball cost)	60	100

(\*) Roller mill can dry and grind material of any moisture content

c. 高効率分級器

種々の高効率システムが使用されている。原料粉砕用専門には Figure 7.14 に示す三菱デュアル・セパレータ (MDS) が開発された。分離が良好で運転も容易で、エネルギー消費は10%、設備費も10%少ないと報告されている。小野田セメントにより開発された O-Sepa は1979年から日本で運転され、エネルギー消費が 8 ~ 20% 減少すると報告されている。

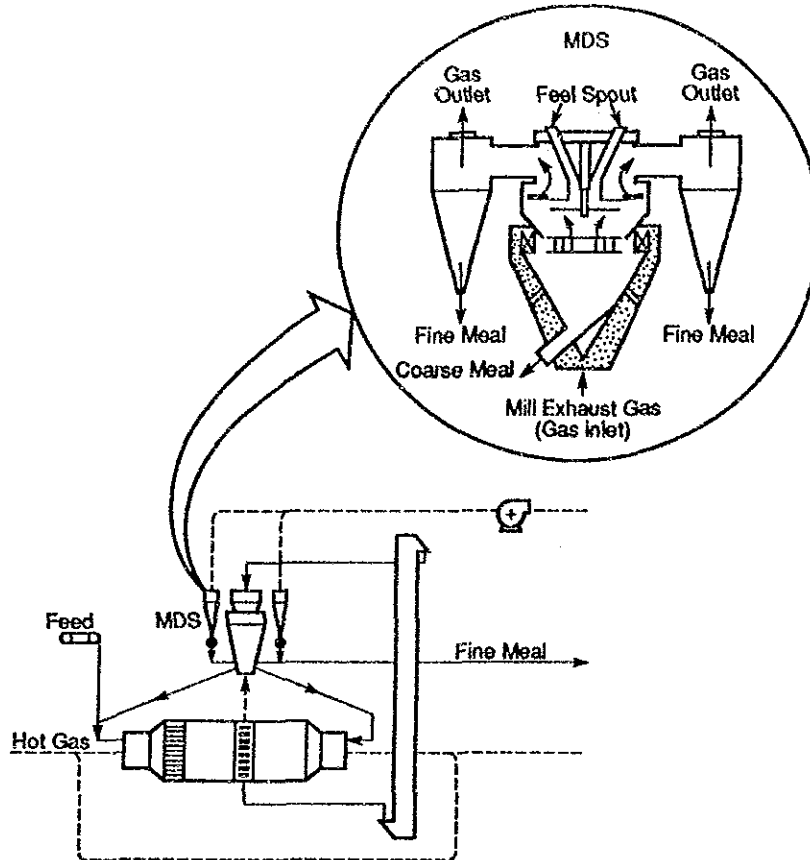


Figure 7.14 Mitsubishi dual separator (MDS)

d. 粉砕媒体と粉砕機の内張り

粉砕媒体の運動パターンは粉砕の効率に大きい影響を与える。<sup>17)</sup>これは下記の要因により左右されるが、最初の3つの要因により修正できる。

- 内張りの形と表面状態。
- 粉砕用媒体のサイズ分布。
- 粉砕機の負荷パーセント。
- 材料の粉砕に対する抵抗。

- 供給材料の水分含有量。

Table 7.4 は、ボール・ミルの摩耗に影響する要因を定性的に示すものである。

**Table 7.4 Factors which affect wear to a ball mill**

Large wear	Small wear
Wet pulverization	Dry pulverization
High temperature pulverization	Low temperature pulverization
Corrosive material	Inactive material
Hard material	Soft material
Large supply rate	Small supply rate
Low pulverization level	High pulverization level
Large diameter pulverizer	Small diameter pulverizer
High revolution	Low revolution
Large pulverizing media	Small pulverizing media
Hard pulverizing media	Soft pulverizing media

e. 個別粉碎

原料の粒子サイズの分布は、焼成エネルギーに重要な役割を果たす。一般的には、原料がより細かく粉碎されるにしたがって、焼成に必要な温度が低くなるか、あるいは高温での反応時間が短くなると言われている。

試験室での実験によると、粘土が細かいほどクリンカになりやすいこと、石灰石と粘土は別々に粉碎する方がよいことが示された。

(3) 焼成—クリンカ製造

a. 湿式法の乾式法への転換 (Wet or Semi-wet Lepol process の場合)

- 1) 湿式キルンを直接に乾式ロングキルンに転換
- 2) 湿式キルンの長さを短縮し、プリヒーター付きキルンに転換
- 3) 湿式キルンの長さを短縮し、プリカルサイナ付きキルンに転換

Table 7.5 は、これらの熱バランスの比較を示す。



**Table 7.5 Comparison of heat balance between wet process and dry processes of good efficiency**

	Wet	Dry		
		Long Kiln	Suspension Preheater	Precalciner
<b>Heat Supplied</b>				
Fuel	5.414	3.941	2.901	2.730
Raw Mix	0.072	0.048	0.048	0.048
Air	0.014	0.043	—	—
<b>Total</b>	<b>5.500</b>	<b>4.032</b>	<b>2.949</b>	<b>2.778</b>
<b>Heat Required</b>				
Clinker Formation	1.523	1.523	1.523	1.523
Clinker Sensible	0.040	0.056	0.072	0.086
Excess Air	0.137	0.308	0.390	0.350
Water Evaporation	2.206	0.022	0.022	0.022
Exhaust Gas	0.694	1.339	0.631	0.572
Dust	—	0.200	0.022	0.011
Radiat'n Convect'n	0.900	0.584	0.289	0.214
<b>Total</b>	<b>5.500</b>	<b>4.032</b>	<b>2.949</b>	<b>2.778</b>

(MBtu/ton-clinker) (quoted from PCA 1975)

クリンカ製造については、別の要因にも注目しなくてはならない。例えば、改造投資額、生産能力や操作安定性の増加などである。とりわけ、操作の安定性は品質、生産量、設備利用率、耐火物寿命、生産コスト、要員数などにとって重要な要因である。

ロータリーキルン前半の焼成過程において炭酸ガスの生成反応に伴って発生する原料のフラッシュ現象を抑制することにより操業の安定性が高まる。プリカルサイナの場合はロータリーキルン内で生ずる脱炭酸反応はごく少ない。

b. キルンの放射損失と空気の侵入

かなりの量の熱がロータリーキルンのシェル、特に燃焼部の近くの部分から失われる。放射熱の損失は、キルンに入る熱の8%から15%に達する場合もある。この熱損失は耐火断熱型耐火物の使用により削減できる。耐火物は熱、摩擦運動、熱衝撃、化学侵食に耐えて設備の寿命を延長し、効率を上げる働きをする。キルンの内張りに使用されるアルミナ70%の煉瓦は、約0.75の熱伝導率(K係数)を有する。熱損失を削減する1つの方法としては、けいそう土ブロック煉瓦(約0.18の熱伝導率)をアルミナ70%の煉瓦の裏に挿入す

る方法がある。<sup>3)</sup>

外気からの空気の侵入は、キルンから誘引ファン (IDF) の間で、キルンの両端やサイクロン・プリヒーターの多数のシール部で起こり、その量はスリットのサイズと、燃焼ガスと外気間の圧力差によって変わる。

放射熱損失と侵入空気損失は合わせると、焼成工程の入熱の約20%に相当する。

#### c. キルン新制御法

プラント制御は相互に関連する多数の変動因子の安定化のみでなく、運転効率の向上、生産コストの削減、生産能力の強化も目的とするようになってきている。セメント工場の制御システムでは次の点を考慮しなくてはならない。

- ① 燃料原単位、クリンカ冷却時の熱回収、粉碎工程電力の面での経済的処理。
- ② 生産速度、重要性順のプロセスネックの探索と識別の必要性。
- ③ キルン燃焼帯の温度制御、クーラー排出温度、キルン排気ガスの分析、集塵機の温度。
- ④ 遊離石灰、化学組成、クリンカ密度、キルンの温度プロフィールと直接に関連する燃焼帯温度。
- ⑤ 化学組成、原料供給速度、粒子サイズの分布、ダストのリサイクル、空気流量を含むプロセスの安定化

1960年代からキルンの制御用にコンピュータが導入されたが、当初の制御システムは数学モデルの欠陥や、センサの信頼性不足から十分な成果が得られなかった。現在は第2世代の自動キルン制御システムが使用されている。これらの中には、ファジー・ロジックキルン制御システムがある。システムの制御プログラムは、本質的には熟練者のキルン運転法をファジー・ロジックを利用してコンピュータ化したものである。プログラムは

IF [条件]..... THEN [制御処置]

という一般的な形態をとる。

ファジー・コントローラでは、キルン排気中の窒素酸化物のレベルとクーラーから出るクリンカの容重の統計的相関関係に基づいて、燃焼条件が最適化されているかが監視される。その他のパラメータ、例えば、プリヒーターからの排ガスの温度や可燃分と酸素濃度などが定常的なチェックに使用される。条件が最適でない場合は、誘引ファンの吸引量か、あるいは燃料供給量のいずれかが調節される。キルンの速度と原料供給速度は一定に保たれる。

#### d. 炉内部効率向上

##### (1) 低圧損サイクロン

FLSにより開発された低圧損で小型の新型サイクロンには次のような特徴がある。

- ① 出口／サイクロン直径の比が大きい。
- ② 中心パイプが比較的短い。
- ③ 入口のオーバーハングが大きい。

84年に初めてスペインで実用化された。運転データによると、プリヒータの圧損は230 mmAqと低く、排ガス温度が310℃と低いため、熱消費量も3056 kJ/kg-clと少ない。<sup>4)</sup>

##### (2) 燃料の燃焼システム：

セメント工場ではしばしば見られる問題点にはバーナの調整不良、不完全燃焼による一酸化炭素生成、空気比過大がある。

キルン排ガス中の酸素濃度を2%から1%に下げた結果、約4%の省エネルギーになったという試験結果が報告されている。

新しく開発されたバーナでは、炎は安定かつ高温で、完全燃焼が可能で、炎の形状も優れている。最近になって、ようやく燃焼効率を上げるためにはバーナの設計ならびにキルンとの適合の重要性が認められるようになった。

##### (3) クリンカクーラー

セメント工場の熱損失の中でもう1つ大きいのは、クリンカクーラーからの熱損失である。クリンカクーラーは熱回収率60%から70%で運転されるため、最高520KJ/kg-clが損失となる。そのため、伝熱効率を高め、キルンの一次エネルギー消費を削減する努力が行われている。

「よい熱回収装置は悪いクーラーで、よいクーラーは悪い熱回収装置」という古い格言にしたがって、熱回収率を高めるとともにクリンカをできるだけ冷却するため、熱回収部と最終冷却部を切り離し、冷却を2段にしているクリンカクーラーもある。

文献によると、クーラーの排気系統に熱交換器を付加し、大気汚染の軽減を図っている例がある。Lone Star社のSanta Cruz工場(カリフォルニア州)では、クーラー排気系を閉回路にすることによって、熱回収量が5,020 MJ/h増加したと報告している。<sup>5)その他、クーラーシステムの種々の改善が以下の文献で論じられている。<sup>5)6)7)8)</sup></sup>

#### (4) 仕上げ粉砕

##### a. ローラー粉砕機

1987年以前には、この種のセメント粉砕機はPfeiffer（西ドイツ）と小野田—神戸製鋼（OK粉砕機：日本）でしか開発されていなかった。後者によると、仕上げ粉砕で消費される電力は20%から30%節約できると報告されている。

また、ローラ粉砕機では粉砕の間にセメントの温度を低温に保つことができるため、セメントクーラを必要とせず、省エネルギー、設備費減になるという利点もある。

##### b. 高圧ロールプレス

このプレスはツインロールでできており、各ロールにはそれぞれ駆動装置が備わっている。水圧装置により、ロール間のギャップと圧力は一定に保たれる。このプレスは、従来からあるミルの前に取り付けられる。クリンカの結晶構造はプレス内で破碎され、微粒化と粒度調整は従来のミルで行われる。

この粉砕は圧縮力により行われるが、この力により粒子中に生ずる歪は、剪断力で生ずる歪の5倍も大きい。その結果、クリンカ塊の粉砕に用いられると、90 $\mu$ 以下が30%の粒度まで大部分が粉砕される。生産量は20%~40%増加し、エネルギー消費原単位は10%~20%減少する。

##### c. 高効率分級器

高能率の分級器には新型の渦気流空気分級器が含まれる。この分級器は、旧式の分級器と比べて、少ない電力消費と少ない資本コストで、高い分離効率を達成することができる。

side-draft型分級器の中では、O-SEPA（小野田セメント）が世界中に広く普及し、好成績を挙げている。日本では、O-SEPAは1979年以来運転されており、エネルギー消費原単位が8%~20%減少している。セメント粉砕用の他に、O-SEPAはスラグ粉砕用のボールミルにも使われている。

d. 粉砕助剤

粉砕助剤は有機化合物で、クリンカあるいは粉砕媒体の界面活性剤として作用する。これらの添加剤は、微細化した材料の分散を助け、凝塊の形成を防ぐ。粉砕助剤は、製品の粉砕度あるいは粉砕速度の増加をはかる目的で使用される。セメント産業でよく使用される添加剤は、エタノールアミンと多価アルコールである。(Table 7.6)

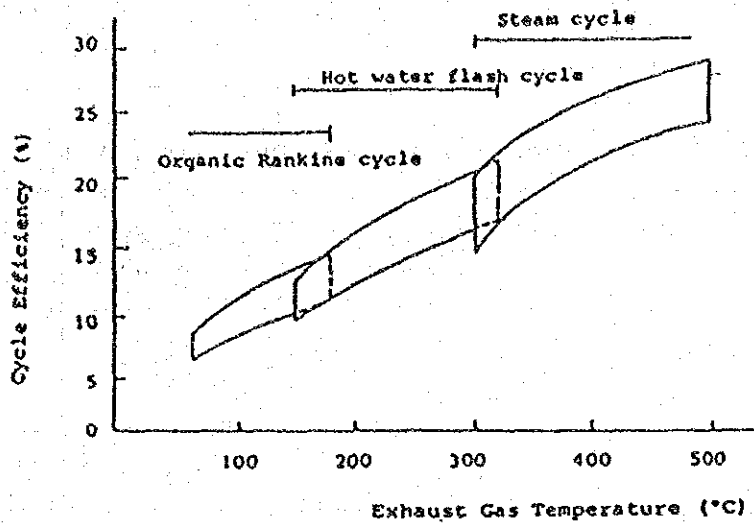
**Table 7.6 Additives used in Cement Industry Grinding Operations  
(adapted from Hartley, Priestly and Wick 1978)**

Additive	% Added	Grinding Rate Factor
Water	0.04	1.3
Phenol & Polyphenol	0.01	—
Acetone	0.2	1.37
Sulfonic Acids	0.06	1.3
Sodium Stearate	0.15	1.2
Naphthenic Acid	0.1	1.33
Carbon Black	0.08	1.3

$$\text{Grinding Rate Factor} = \frac{\text{New surface produced with additive}}{\text{New surface produced without additive}}$$

(5) 新式の排熱利用発電

以前は乾式キルンの600~1000℃の排ガスの熱を排熱ボイラーで回収し、スチームは発電用あるいは工場のユーティリティー用に使用することが行われた。その後、技術の進歩により、Figure 7.15のようにより低温のガスあるいは空気が発電用に利用できるようになってきた。



**Figure 7.15 Relation between exhaust gas temperature and cycle efficiency**

前述のように、キルンシステムにおける最大の熱損失は、キルン排ガスとクーラー排気の顕熱である。もちろん、これらの排熱は一部だが主に原料または燃料の乾燥用に回収利用されているが、比較的低温のガスまたは空気の顕熱を発電に用いることにより、最大限に利用できる。この新技術は世界的にはまだ数少ないが、日本ではすでに若干の例があり、いずれも非常に成功している。Figure 7.15に示されているように、有機媒体ランキン・サイクルよりも熱水フラッシュサイクルが適している。

この種設備には多額の投資と技術員の配置を必要とするが、日本の場合には電力価格が世界中で最も高いため（約13¥/kWh、Demand Charge 3¥/kWh、Energy Charge 10¥/kWh）投資に対する利益率はかなり高い。投資は2～3年で回収でき、その後はセメント生産に消費する電力の約3分の1がただになることが期待できる。

Table 7.7に、日本の排熱利用発電の実施状況を示す。

**Table 7.7 Achievements of exhaust heat power generation in Japan (1989)**

	Total	Dry System	with Generator
Number of Kiln	80	69	31
Production (t/h)	11,840	11,300	5,870
(%)	100	95	50
Generator (kW)			190,410
(kWh/t-cl)			32.5

上の数字とは別に、一般的に経済性を考察する場合にはTable 7.8および以下の数字を参考にするとよい。

**Table 7.8 Power Gain from medium sized plant**

	Temperature (°C)		Enthalpy Gain kJ/kg-cl	Power Gain kWh/t-cl
	Inlet	Outlet		
Exhaust Gas (from Kiln)	400	230 (*)	410	25
Exhaust Air (from Cooler)	350	110	314	10
<b>Total</b>			<b>724</b>	<b>35</b>

In case of energy consumption of 3767 kJ/kg-cl

(\*) This temperature is available for drying of material

日本における建設費は次の通りである。このなかにはボイラー、タービン、発電機およびその1/3から1/4の費用がかかる既存設備の改造費が含まれている。規模とコストの間には0.6乗則が成立する。

発電容量	単 価
10 MW	1,900 \$/kW
20 MW	1,500 \$/kW

この種の設備は日本以外では台湾のみに存在するだけである。台湾では、政府が新設工場にはこの種発電設備の設置を義務付けする規制を制定したためである。

## (6) 燃料価格と燃料転換

### a. 燃料転換

Figure 7.16によると、ハンガリーにおけるエネルギー価格が1980年代後半より上昇し、1990/91年には国際価格への接近を図って急上昇している。

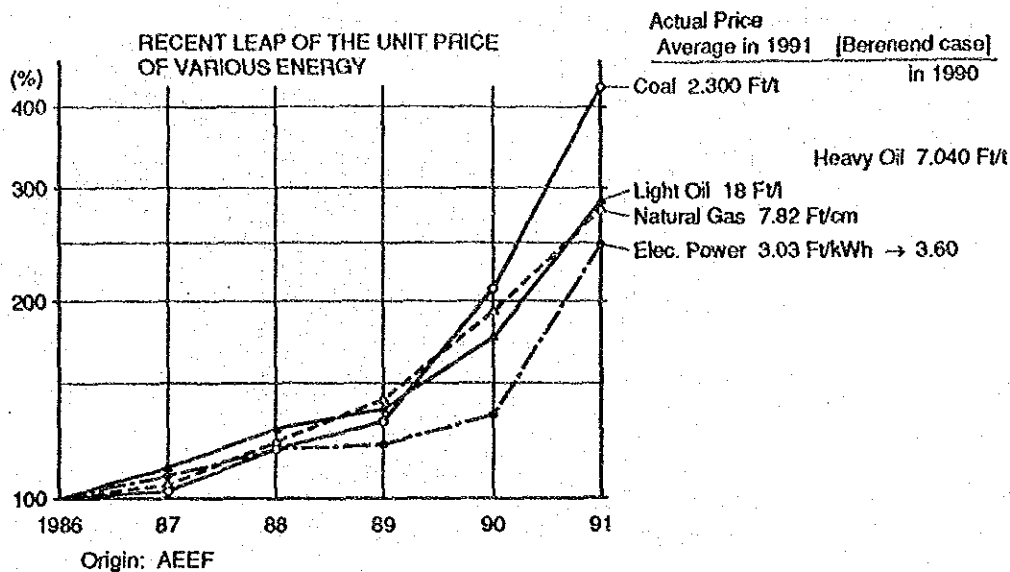


Figure 7.16 Recent rise of energy unit prices in Hungary

ヨーロッパには大量の石炭資源があり、これについては詳細に調査すべきである。原則として、取扱い易く品質の良い燃料は比較的高価で、低品質で取扱いにくい燃料は低価格で入手できる。実際、世界的に燃料価格は、ガス、液体燃料、固体燃料の順に下がっている。従来の安定供給に慣れて、近傍の安価な資源を利用できる機会を逃すことは避けたい。現在のガスは液体あるいは固体へ、現在の液体は固体への転換について研究することが勧められる。

ハンガリー国内の石炭資源が少ないのは残念だが、より大量に存在する褐炭に注意を向けるべきである。幸いなことに、すでにドイツでは大量の褐炭使用についての経済的、技術的基盤が確立している。

褐炭使用にあたっては、最初に、供給者側とユーザ間でプロジェクトを組織することが重要である。セメント産業にとっては大口ユーザ、例えば発電所などと何らかの形で提携し、価格、供給安定、輸送、出荷、貯蔵、技術情報交換などの協力組織を樹立することが望ましい。

Figure 7.17 と Table 7.9 は、ハンガリーにおけるエネルギー資源の分布と火力発電所の燃料構成を示す。



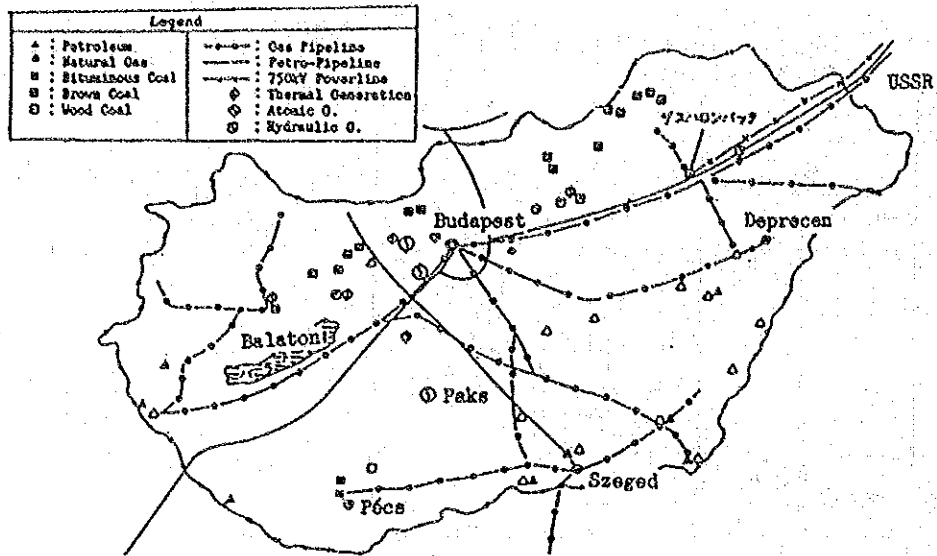


Figure 7.17 Distribution of energy resources in Hungary

Table 7.9 Fuel used at thermal power plants in Hungary [%]

	1970	1980	1985	1989
Bituminous Coal	9.6	6.9	5.3	7.3
Brown Coal	13.3	27.2	26.8	32.7
Wood Coal	12.8	17.1	16.5	15.5
Petroleum	19	13.9	21.2	8.9
Natural Gas	15.2	34.8	30.2	35.6

Origin: "Statistical Pocket Book of Hungary"

日本では、水力以外のエネルギーのほとんど全てを外国からの輸入に依存しているため、価格は国際価格に連動して変動する。したがって、経営者は燃料価格には非常に敏感で、高価格が長期にわたって継続すると予測される場合は、速やかに対策が取られる。その良い例がセメント産業における2度の燃料転換で、その様子が Figure 7.18 に示されている。1970年代末には、90%以上の転換が競争原理に基づいて、従来よりはるかに少ない2年という短期間にほとんど完全に転換が行われている。

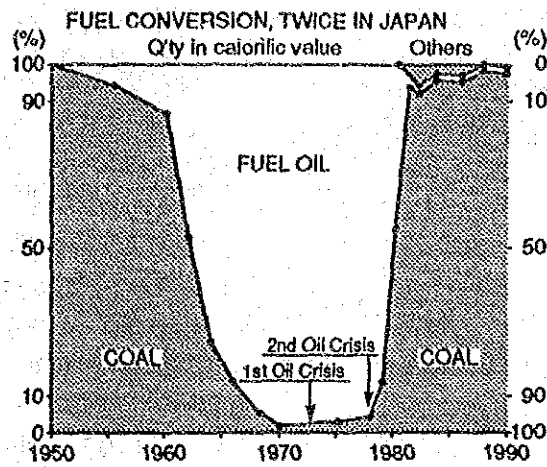


Figure 7.18 Conversion of fuel in the cement industry in Japan

b. 廃棄物利用

廃棄物を燃料として利用することは、1)無駄に捨てられたかも知れない物を生産に利用できること、2)セメント工場に著しいコスト節約をもたらす、という意義がある。

ロータリーキルンの燃焼帯では高温が必要とされ、通常、少なくとも燃料の一部が高級燃料であることを必要とするが、プリカルサイナーがあればより多くの低級燃料を使用できる。

廃棄物には、品質の均一性や供給安定性についての懸念や、技術上の情報や経験が少ない工場と近辺地区の合意を必要とするという問題がある。

米国における燃料価格の比較を Table 7.10 に示す。

Table 7.10 Relative Costs of Fuels Used at Genstar's Redding Plant

Fuel	Relative Cost	Energy Content (kcal/kg)
Coal	1.0	7,100
Gas	2.5	570 /cu.ft
Rice Hulls	0.9	3,400
Wood Chips	0.7	4,100
Coke	0.6	8,300
Rubber Tires	0.6	7,800

(Segal 1984)

(1) 石油コークス

石油コークスは石油産業から豊富に供給され、安価であるが、やや燃焼性が悪い。英国、ノルウェー、日本などで使用されている。

(2) 都市廃棄物

英国 Blue Circle Cement 工場や独 Wettekindt 工場で使用されている。

(3) 籾殻や木材廃棄物

米国の実施例では籾殻と石炭を混焼した時に、灰分含有量が高いためリング形成の問題が発生している。

(4) タイヤ

セメント工場用燃料としてタイヤが最初に日本で使用され、現在は世界中で使われるようになっている。

(5) 有害廃棄物

ノルウェーの Norcem 工場は、1981年に有害廃棄物の燃焼試験を開始した。これには廃油、芳香族化合物、塩素化有機化合物、PCB、タール、重質有機化合物が含まれる。試験によると、これらの廃棄物は99.99999%燃焼され、ダスト放出がわずかに増加する場合もあるが、製品セメントの品質には影響しないことが示された。

(6) 廃油

米国 Giant Portland 工場では、炭化水素重合工程からの廃棄物と燃料油の混合物を使用した。燃料を過熱するとコークス化してバーナーオリフィスを閉塞し、機械的な清掃が必要となった。

(7) 汚水スラッジ

水処理工場で大量に発生する汚泥を、機械脱水および加熱乾燥により、水分を96%から5%~25%に減らし、4段プリヒーターに吹き込まれた。キルンの運転、大気汚染あるいはクリンカの品質にはなんら問題がなかった。

Table 7.11 に、セメント生産において燃料として使用できると考えられる種々の廃棄物を分類して示す。

**Table 7.11 Types of refuse considered to be usable as fuel  
in the production of cement <sup>21)</sup>**

Type	Example	Fuel Value (kcal/kg)
Brittle, Low Ash Content	Charcoal fines	5,000 - 7,000
	Rubber Char	5,000 - 7,000
	Petroleum Coke	6,200 - 7,500
	Brown or Lignite Coals (30% moisture)	4,000 - 4,500
Brittle, High Ash Content	Colliery minestone, shale or washery tailings	500 - 4,000
	High Carbon pulverized fly ash from coal-fired power stations	1,000
	Oil shales	500 - 2,500
Tough, Non-brittle Large Size	Domestic refuse, Municipal garbage	1,500 - 2,500
	Oil Palm shells (8% moisture)	4,800
	Peat (10% moisture)	4,000 - 4,500
	Vehicle rubber tires	5,000 - 7,000
	Acid battery cases	
Wood chips	3,000	
Tough, Non-brittle Small Size Low density	Rice husks	3,500
	Saw dust	3,000
	Chopped straw	3,500
Fluid	Waste oils, oil refining residuals, waste organic chemicals, acid tars	5,000-10,000
Primary Fuel	Bituminous Coal (typical)	6,100

(8) 混合セメント

混合セメントは、ポーランドセメントのクリンカと添加物を混合粉砕するか、あるいは別々に粉砕してから混合して作られる。添加物の焼成エネルギーが不要なので、クリンカのトン当たりでは省エネルギーにはならないが、セメントのトン当たりでは、大きな省エネルギーになる。したがって、混合セメントは廃棄物処理と省エネルギーという社会的なニーズに合致するものである。

一般に西欧の先進国や東欧では、種々の混合セメントが使われている。次の Table 7.12 と Figure 7.19 は、ヨーロッパにおける現在の状況を示すものである。

この場合も各国の規格を詳細に調査することは重要である。

Table 7.12 Current situations of mixed cement

a) Blast-Furnace Cement		b) Regulation of Cement Additives	
Czechoslovakia	63%	20%	Czechoslovakia
Poland	40%		Poland
Rumania	35%		France
Russia	27%	15%	Austria
W. Germany	23%	10%	Greece
E. Germany	18%		Spain
Belgium	18%	1%	W. Germany
France	10%	0.5%	E. Germany
Italy	9%		

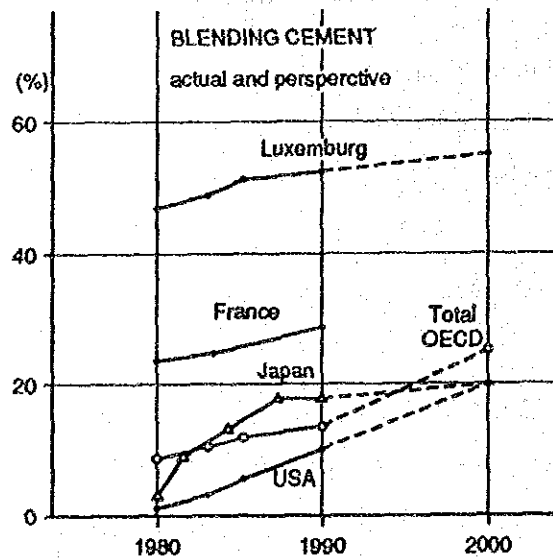


Figure 7.19 Current situations of mixed cement

添加物としては、産業廃棄物や副産物（例えば、石炭燃焼発電所からのフライアッシュ、粒状のガラス化した高炉スラグ）、セメント炉のダスト、天然のポゾランなどがある。

#### ① フライアッシュ

フライアッシュは発電所などの微粉炭燃焼設備の集塵機で得られるもので、主に  $\text{SiO}_2$ 、 $\text{Al}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Fe}_2\text{O}_3$  から成る。これは細かく粉砕すれば、特に何も処理しないでセメントに混合できる。

#### ② 高炉スラグ

高炉のスラグは、潜在的な反応性を十分に発揮させるため、急冷ガラス化などの処理を必要とする。高炉スラグは、ポルトランドセメントのクリンカよりも粉砕がむずかしいという傾向がある。高炉スラグをクリンカと一緒に粉砕するよりも、別々に粉砕してから混合する方が、より均一で、強度の高い製品ができるという報告がある。(PCA、1975)

#### ③ キルンダスト

セメント工場では、できるだけ多くのキルンダストを炉に戻すようにしている。キルンダストは、キルン供給原料と類似した成分を有するが、アルカリ、塩化物、硫酸塩の量は通常かなり高く、このため、キルンへのリサイクルには限度がある。(生産ポルトランドセメント1トン当たり、ダスト約0.14トン)。

また、セメントに混合する場合は、アルカリ凝集反応を抑制するため、キルンダストとフライアッシュの混合物を使うよう提案されている。

#### ④ 天然のポゾラン

軽石、火山灰、トッフア、膨張頁岩などの天然ポゾランは、本来火山活動に由来するものである。通常は乾燥する必要はないが、ほとんどの場合、混合前に粉砕する必要がある。ポゾランによっては（沸石、粘土、頁岩）、使用前に仮焼する必要があり、魅力的とはいえない。

### (9) 規 制

セメント産業における規制には、大気汚染、水質汚染および騒音に対する環境保護とセメント製品の規格に関するものがある。

大気汚染については、ダストばかりでなく硫黄酸化物 ( $\text{SO}_x$ ) と窒素酸化物 ( $\text{NO}_x$ ) につい

ての規制がある。幸いなことに、セメントの炉システムは、アルカリに関しては少々問題があるが、硫酸化合物については非常に優れた吸収装置になっている。窒素酸化物に関しては、良質のセメントを造るには高温の燃焼ガスを必要とし、窒素酸化物の生成を抑制することとは相反する。窒素酸化物を抑えるために、例えばボイラーでは2段燃焼法が開発された。NSP (Precalciner) システムも典型的な2段燃焼であり、窒素酸化物の生成が少ない。厳しい窒素酸化物の規制に対処するには、NSPは必須のシステムである。

製品規格に関しては、セメント産業は常に社会の要求の変化と技術の進歩に留意し、これらに適合するよう修正する努力を怠ってはならないが、規格の適正化により、エネルギー節減を図れる可能性がある。

例えばセメント中のアルカリについては、アルカリ凝集反応によりコンクリート表面に亀裂を生じるため、厳しい規格が定められることがあるが、この場合はキルンダストの一部を廃棄したり、高アルカリ原料を使用する SP kiln ではバイパス・システムを使用しなければならなくなる。排ガスの10%をバイパスすると、200 MJ/tほどエネルギー消費が増加すると推定される。したがって、アルカリ規格を特殊なセメントに限るか、緩和すればエネルギー効率の改善が期待できる。

また、米国では初期強度の大きいセメントが好まれる傾向にあるが、日本の通常のセメントが平均して約3,000 cm<sup>2</sup>/g - Blaine であるのに対し、米国では3,600~3,800 cm<sup>2</sup>/g - Blaine に粉碎され、仕上げ粉碎に約20%も多い電力を消費している。<sup>2)</sup>

規格の改訂には需要者の理解を得る必要があるが、不必要に過剰な制限や、現状の技術水準に合わない規格については協会や学術機関を通じて修正を図ることが望ましい。

#### (10) 各種省エネルギー対策の効果

各種省エネルギー対策の効果および実施例を2つの文献から引用して Table 7.13、Table 7.14 に示す。

Table 7.13 Estimates of the Energy-Conservation Potential of Current Technologies

Process Area	Ref. 9		Potential Impact(c)	Ref. 10
	% of Primary Energy Use(a)	State of (b) Development		Ref. No. in the next table
• Raw Material Preparation:				
1. Slurry Dewatering	1.3	Proven	Moderate	11
2. Roller Mills	9.3	Proven	Moderate	
3. High-Efficiency Classifiers	0.4	New	Moderate	
4. Grinding Media and Mill Liners	NA(d)	Developing	Low	12
5. Differential Grinding	0.7	Developing	-	
• Pyroprocessing:				
1. Wet/Dry Conversion	1)	3.6	Proven	-
	2)	16.6	Proven	Significant
	3)	20.0	Proven	Significant
2. Kiln Radiation and Air Filtration	5.1	Developing	Moderate	15, 16
3. Advanced Kiln Control	2.3	Developing	-	
4. Kiln Internal Efficiency Enhancement	2.1	Proven	Moderate	
• Finish Grinding:				
1. Roller Mills	1.1	New	Low	17, 18
2. Roll Press	2.4	Developing	Moderate	
3. High-Efficiency Classifiers	1.5	New	Moderate	
4. Grinding Aids	NA	Proven	Low	
• Waste Materials Utilization:				
1. Refuse-Derived Fuels(e)	3.6	Developing	Displace high-grade fuels	19
2. Blended Cements(e)	16.9	Developing		
• Waste Heat Utilization:				
1. Power generation	2.4-2.9	Developing	Moderate	20

(a) Elec. power consumption is converted with not 860 but 2625 kcal/kWh into the primary fuel savings.

(b) Proven: fully commercialized, New: newly demonstrated, Developing: under active investigation.

(c) Low: 0-10%, Moderate: 10-25%, Significant: 25-100%

(d) NA: not available

(e) Based on 20% substitution of a waste material for conventional fuel or cement.



**Table 7.14 Examples of Recently Implemented Energy Conservation Measures In the Cement Industry**

<u>Measure</u>	<u>Ref. (#)</u>	<u>Company/Plant</u>	<u>Impacts</u>
Grooved classifying liners and chromium-alloy cast ball charge for cement mill	12	Blue Circle-Atlantic/Rovens, NY	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 28% power savings</li> <li>• 27% production increase</li> <li>• Liner life increase</li> </ul>
High-efficiency separator for finish grinding	17	Lehigh Portland/Mason City, IA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 26% power savings</li> <li>• 30% capacity increase</li> </ul>
Roller mill for raw grinding replacing air-swept tube mill	11	. Not Available	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 24% power savings</li> </ul>
High-efficiency classifier for finish grinding	18	Keystone Cement/Bath, PA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 25-30% energy savings</li> <li>• 70% production increase</li> </ul>
25 MW cogeneration with 2-waste heat boilers and a coal-fired CFB boiler	19	Calmat/Colton, CA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Supplies all plant power needs</li> <li>• 62% savings in 10-fan power (used to cool kiln exhaust before filters)</li> </ul>
Automatic computer kiln control using fuzzy logic	15	Ash Grove West/Durkee, OR	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 3-4% fuel savings</li> <li>• 50% improvement in refractory life</li> </ul>
Conversion of conventional suspension preheater to full precalcining system	13	Calmat/Rillito, AZ	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 13% fuel rate reduction</li> <li>• 29% capacity increase</li> </ul>
Dry-precalciner plant (2700 tpd) replacing old wet process plant	14	Davenport/Davenport, IA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 3.3 MMBtu/ton clinker fuel use</li> <li>• 125 kWh/ton cement power use</li> </ul>
Precalciner with feed recirculation	23	Commercial plant test by Fuller Co.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 2-8% energy savings depending on recirculation rate</li> </ul>
Long-dry kiln improvements: Increase chains, semi-direct coal firing, install lifters, 1-stage preheater, increase kiln speed 3		• Not Available	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 23% fuel savings</li> <li>• 45% production increase</li> </ul>
Kiln and precalciner excess - air supply control based on analysis of CO, NO and SO <sub>2</sub> in the exhaust	16	Ash Grove/Louisville, NE	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reduction in fuel use</li> <li>• Production increase</li> </ul>
Rice hulls, wood chips and rubber tyres as supplementary kiln fuel	20	Calaveros/Redding, CA	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 50% coal savings</li> </ul>

## References

- 1) Labahn, O. and B. Kohlhaas, Cement Engineers' Handbook, Bauverlag GMBH, (1983)
- 2) R.E. McIvor,  
"Effects of Speed and Liner Configuration on Ball Mill Performance."  
Mining Engineering, June 1983
- 3) N.W. Biege, "Peck' Away at Rotary Kiln Inefficiencies",  
World Cement, Dec. (1986), p.441
- 4) O.L. Jepsen and P.B. Nielsen,  
"New Cyclone Design Improves Pyroprocessing Economics",  
Proceedings of the 29th IEEE Cement Industry Technical Conference,  
San Francisco, California, May 1987
- 5) G. Fisher and G. Unland,  
"Upgrading Your Pyroprocessing System For Profitable Operation in Today's Market", ibid
- 6) W. Ruhland and K. von Wedel, "Air Jets Cool Clinker on Grate",  
Rock Products, October 1985
- 7) H. Herchenbach, "Cooler Operation: Key to Stable Kiln Conditions and Good Clinker Quality",  
Proceedings of the 21st International Cement Seminar,  
Maclean-Hunter Publishing Corp., Chicago, Illinois, 1985
- 8) T.R. Nilsson, B. Sinner and O.A. Volden,  
"Optimized Production and Energy Conservation",  
IEEE Transactions on Industry Applications, Vol. 1A-22, No. 3, May/June 1986
- 9) "POTENTIAL FOR ENERGY CONSERVATION IN THE CEMENT INDUSTRY",  
B.A. Garret-Price, Feb. 1985
- 10) "THE US CEMENT INDUSTRY: AN ENERGY PERSPECTIVE S.R.Venkateswaran, and H.E.  
Lowitt, May 1988
- 11) R.S. Muhta, "Roller Mills vs. Tube Mills" Rock Products, Aug. 1984, p43
- 12) E.C. Irwin & M.F. Zoller, "Grooved Liners Cut Energy Cost",  
Rock Products, Jun. 1985, p.43
- 13) L.A. Karls, "Upgrading Existing Preheater Systems for Energy Conservation and Increased  
Capacity"  
Proceedings of the 29th IEEE Cement Industry Technical Conference,  
San Francisco, California, May 1987

- 14) H.E. Steuch, "Problems and Solutions in Setting UP a Cement Plant"  
Proceedings of the 21st International Cement Seminar,  
Maclean-Hunter Publishing Corp., Chicago, Illinois, 1985
- 15) S.E. Sheridan, "Automatic Kiln Control at Oregon Portland Cement Company's Durkee Plant  
Utilizing Fuzzy Logic"  
IEEE Transactions on Industry Applications, Vol. 1A-20, No. 3, May/June, 1984, pp542
- 16) E.R. Manswn, "The Use of Carbon Monoxide and Other Gases for Process Control"  
IEEE Transactions on Industry Applications, Vol. 1A-22, No. 2, Mar/Apr. 1986, p.338
- 17) C.D. Kellet, "Lehigh's Experiences with a High Efficiency Separator"  
Proceedings of the 21st International Cement Seminar,  
Maclean-Hunter Publishing Corp., Chicago, Illinois, 1985
- 18) R.H. Foust, "Experiences with the High Efficiency SD Classifier" ibid
- 19) "U.S.'s largest commercial CFB burns cleanly in California",  
Power, Oct. 1986, p. 43
- 20) R. Segal, "Kiln Fuel: Rice Hulls, Waste Oil"  
Rock Products, Apr. 1984, p.42
- 21) M.C. "Landfill Gas as a Viable Alternative Energy Source", World Cement, March, 1985
- 22) Portland Cement Association, "Energy Conservation Potential in the Cement Industry", Federal  
Energy Administrations, Washington D.C. 1975
- 23) A.J. Kreisberg "Recirculation improves Flash Calciner Efficiency"  
Proceedings of the 29th IEEE Cement Industry Technical Conference, San Francisco, California,  
May 1987

## 8. 鉄鋼工業の省エネルギー



## 8. 鉄鋼の熱間圧延加熱炉

鉄鋼の製造工程を Figure 8.1 に示したが、加熱炉はその中間工程の分塊工場で粗圧延された鋼片、または連続鋳造された鋼片を最終製品に圧延するため、その目的に応じた温度に再加熱する炉である。

炉を大別すると、バッチ炉と連続式に分けられるが、ここでは厚板、薄板及び条鋼用の連続炉に限定する。

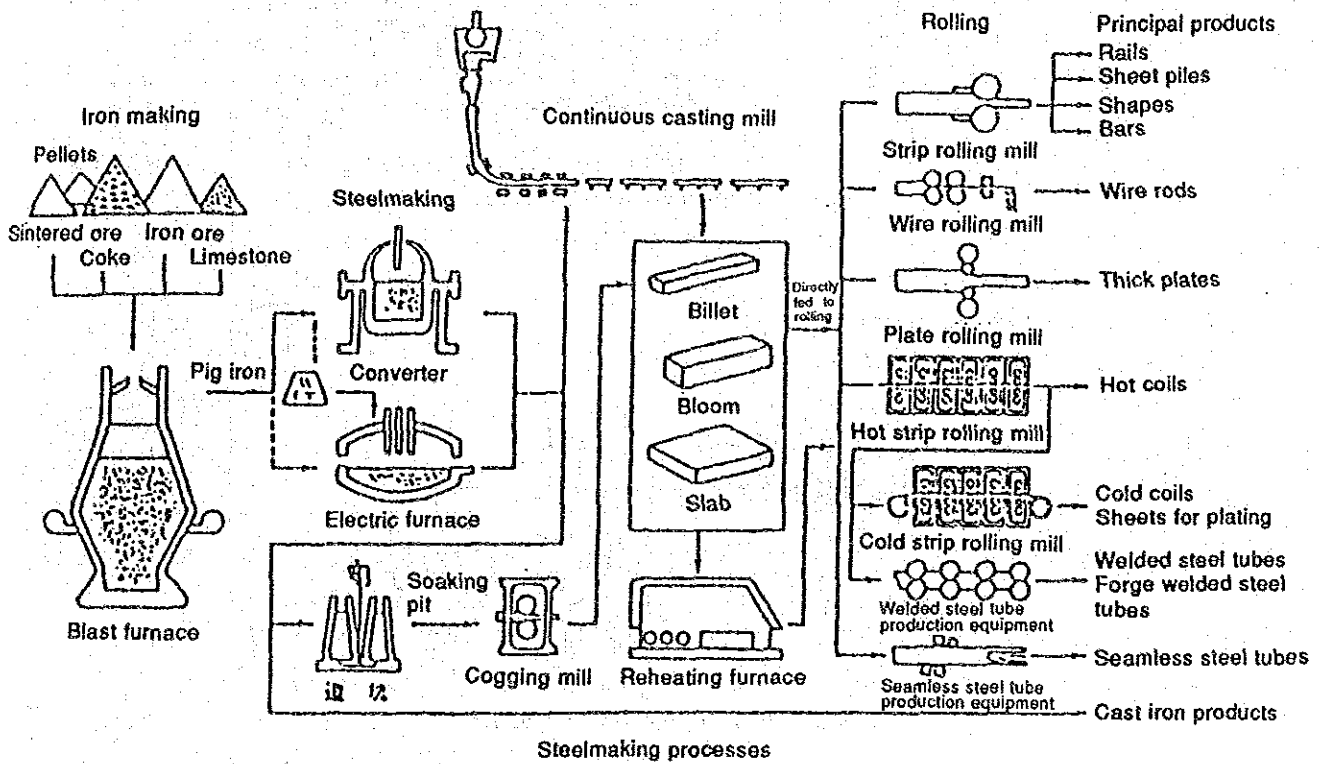


Figure 8.1 Manufacturing process of Iron & steel

## 8.1 炉の形式

連続加熱炉の形式としては、プッシャ炉とウォーキングビーム炉があり、その代表的な炉の概略図を Figure 8.2に、両者の比較を Table 8.1に示す。

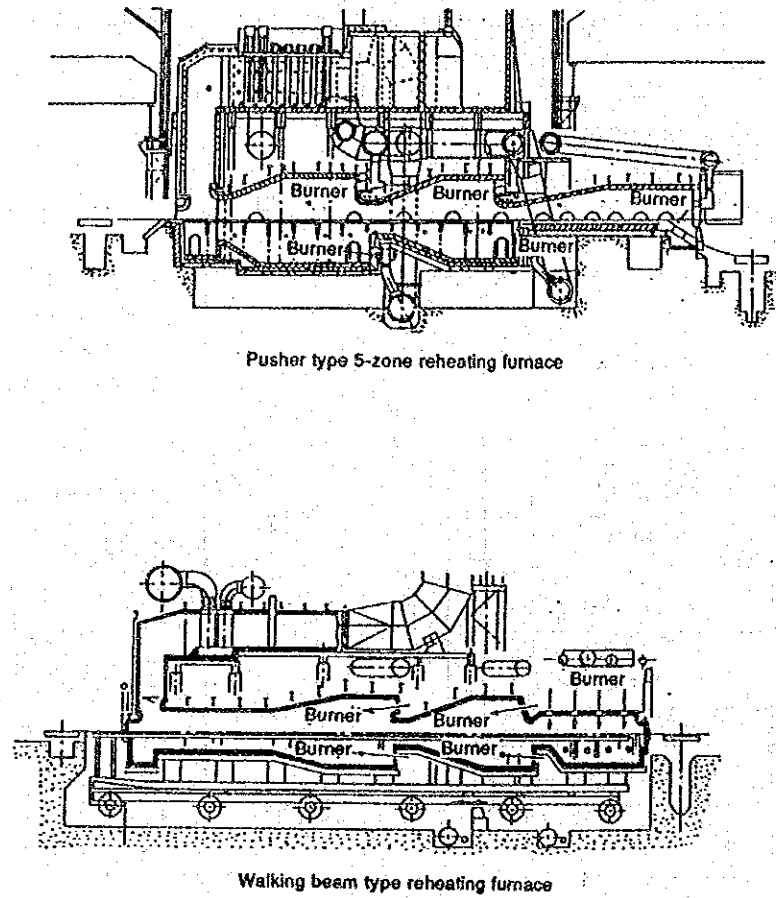


Figure 8.2 Typical section view of pusher type & walking-beam type

**Table 8.1 Comparison of pusher furnace & walking-beam furnace**

	<b>Pusher furnace (PF)</b>	<b>Walking-beam furnace (WBF)</b>
<b>Application</b>	1. Mass production	1. Mass production 2. Slabs of deformed sections to which PF is not applicable, and for quality products
<b>Slab carrying method</b>	The slab is pushed in with a pusher from the charge side and is caused to move as sliding forward on the water-cooled skid.	The slab on the water-cooled fixed beam is carried by the water-cooled moving beam, which makes back-forth motions.
<b>Advantage</b>	1. Equipment cost is less than that of WBF. 2. Cooling water loss heat is less than that of WBF.	1. There is no restriction in the furnace length. 2. Skid mark is minor, and no scratches are produced. 3. The furnace can be easily emptied because the slabs in the furnace can be freely carried by the own power. 4. Slabs can be carried in suitable intervals.
<b>Disadvantage</b>	1. Skid mark and scratches are easily produced. 2. Buckling of slabs tends to occur in the furnace and there are restrictions in the furnace length. 3. Charge of slabs of extremely different thickness levels cannot be made. 4. It is hard to empty the furnace. 5. The frequency of maintenance of the soaking hearth is large.	1. The equipment cost is higher than that of PF. 2. As the number of skids is large, the cooling water loss is larger than that of PF.



## 8.2 燃 焼

### (1) バ ー ナ

加熱炉に使用する燃料は、重質重油ならびに天然ガス、Cガス（コークス炉ガス）及びMガス（コークス炉ガスと高炉ガス等の製鉄所副生ガスの混合ガス）である。

重油用には、高圧の圧縮空気あるいは水蒸気を霧化媒体とする二流体式バーナが用いられる。この形式のバーナには、

- ①バーナ先端部で高速の霧化媒体により重油を微粒化させる外部混気式
- ②バーナ内の混気室で重油と空気または水蒸気を混合し、これをノズルから噴き出す内部混気式

がある。

ガス用には、

- ①ガスと空気をバーナ外部で混合して燃焼させる外部混合式
- ②ガスを一次と二次に分け、一次ガスは中心部の孔径の大きいノズルから、二次ガスはその外周の孔径の小さいノズルから噴出させ、一次と二次のガス流量比を変化させることにより火炎長さを調節できるバリエブルフレイム式
- ③バーナ内部で、強い旋回流によりガスと空気の混合を促進してバーナポート内で燃焼をほぼ完了させ、ポートからの放射伝熱によって加熱するルーフバーナ

がある。

これらバーナの概略図を Figure 8.3～8.7に示す。

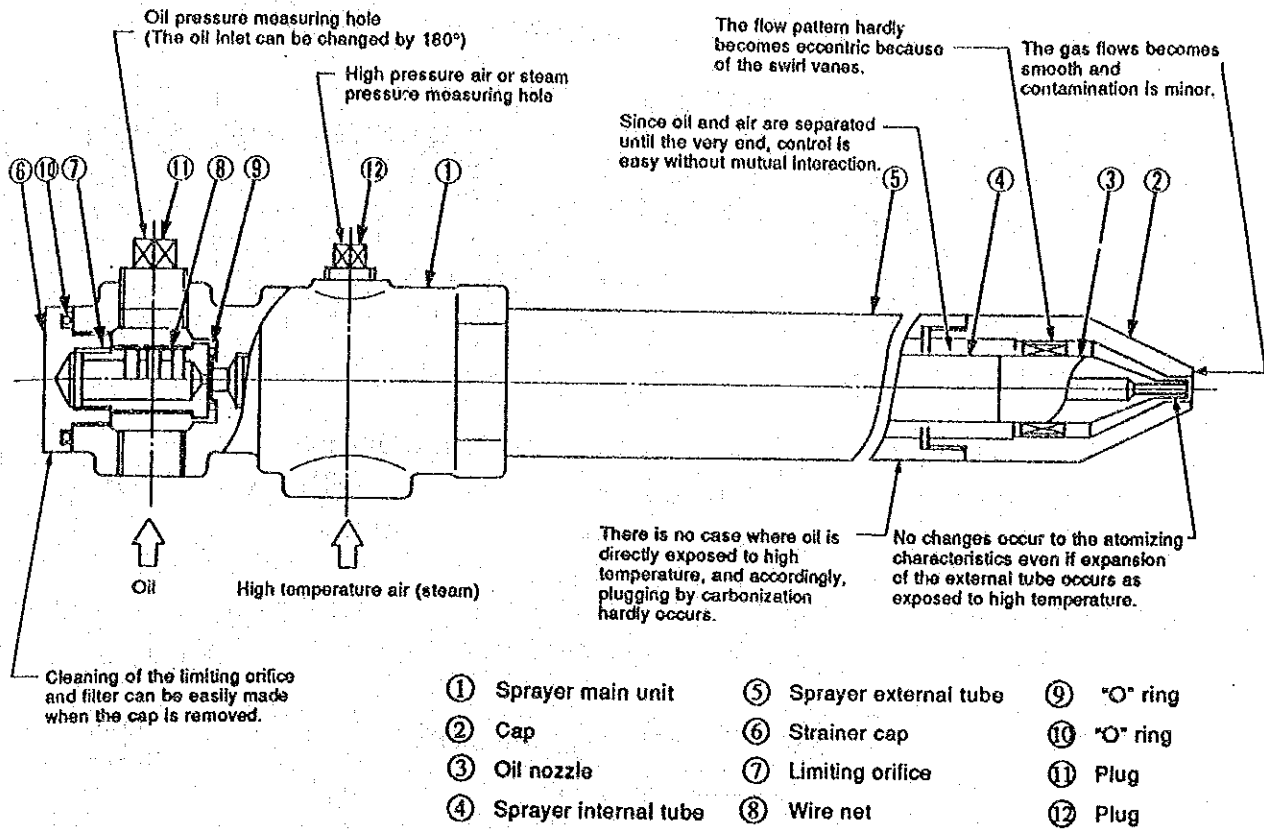


Figure 8.3 View of external mixing oil burner

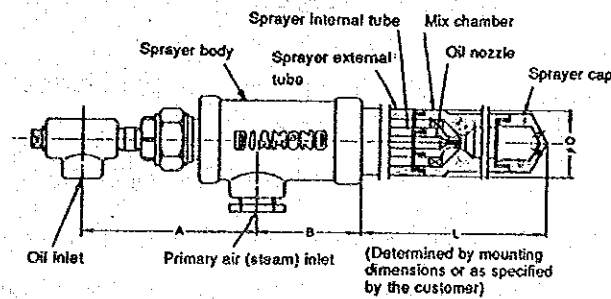


Figure 8.4 View of Internal mixing oil burner

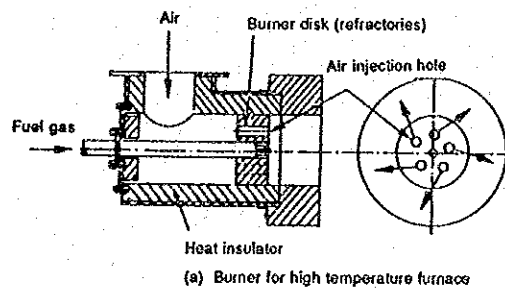


Figure 8.5 View of external mixing gas burner

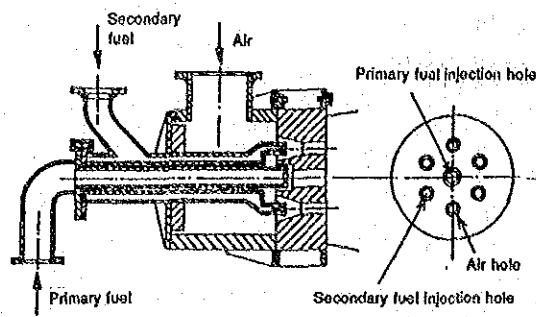


Figure 8.6 View of internal mixing gas burner

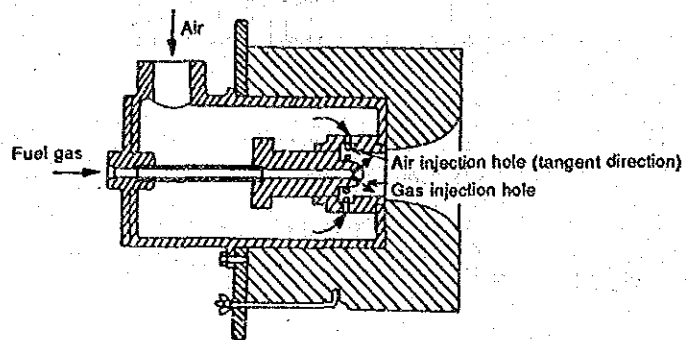



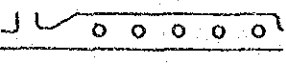
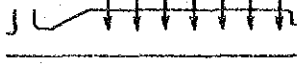
Figure 8.7 View of roof gas burner

(2) バーナの配置

炉に対するバーナの配置は、炉の加熱特性上非常に重要で、基本的には軸流燃焼、サイド燃焼及びルーフ燃焼の3方式に分類される。

各方式の特性比較を Table 8.2に示す。

**Table 8.2 Comparison of combustion method (1/2)**

Item	Axial flow combustion	Side combustion	Roof combustion
Burner position			
Fuel	Fuel oil, C-gas, M-gas, natural gas	Fuel oil, C-gas, M-gas, natural gas	Fuel oil, C-gas, M-gas, natural gas
Burner type	External mixing type	External mixing type or variable flame burner	Roof burner
Flame form	Long flame	Short flame (variable flame)	Completion of combustion in ports
Combustion rate controllability	Broad control range	Narrow control range Thinning control is needed in correspondence to the combustion rate.	Relatively broad control range
Heating load	May be large with large capacity burner	May be large with large capacity burner	Not very large with small capacity burner
Restrictions by furnace internal dimensions	There are restrictions in the length per zone in the longitudinal direction.	There are restrictions in the widthwise direction.	None in particular. But lower combustion is not permitted.
Flow of combustion gas in the furnace	Flows without unnaturalness in the longitudinal direction.	Drift tends to occur because there is an angle between the burner direction and the longitudinal direction.	There is no unnaturalness in the flow because combustion is almost entirely completed in burner tiles.

**Table 8.2 Comparison of combustion method (2/2)**

Item	Axial flow combustion	Side combustion	Roof combustion
Mounting of burners	Nose section is required, and the furnace structure is complicated.	The furnace structure is simple.	The furnace structure is simple. But the piping is complicated because the number of burners is large.
Heat pattern	Equalization of the temperature in the width-wise direction is easy. The temperature drops in the longitudinal direction. The temperature at the nose section drops.	Equalization of the temperature in the width-wise direction is inferior. Equalization of the temperature drops in the longitudinal direction is easy.	Equalization of the temperature is easy in both of the width-wise direction and the longitudinal direction.
Workability	Relatively good. But no good at the periphery of the lower burners because of high temperature environment.	The working environment is good.	The workability is inferior because the number of burners is large and because of high temperature environment.

### 8.3 炉内伝熱

#### (1) 伝熱機構

Figure 8.8は、燃焼ガスにより炉内の鋼片を加熱する場合の熱の流れを示したものである。鋼片は、燃焼ガスの無輝炎放射、輝炎放射及び対流ならびに炉内壁の固体放射により、熱が伝えられる。鋼片内部については、熱伝導により表面より内部へ熱が伝えられる。

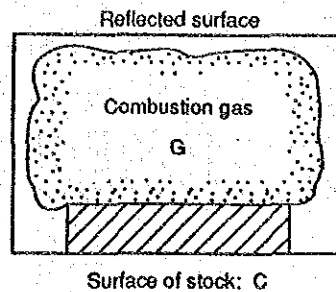


Figure 8.8 Heat transfer of within furnace

加熱炉では、ほとんどが放射による伝熱と見做しても良いので、鋼片の受熱量

$q$  [kJ/(m<sup>2</sup>・h)] はステファン・ボルツマンの法則から次式で表示される。

$$q = 4.88 \times \phi_{CG} \times [ \{ (t_g + 273)/100 \}^4 - \{ (t_s + 273)/100 \}^4 ] \quad \text{----- (8-1)}$$

- ただし、 $\phi_{CG}$  ; 総括熱吸収率
- $t_g$  ; 燃焼ガス温度 [°C]
- $t_s$  ; 鋼片表面温度 [°C]

上式で示した総括熱吸収率  $\phi_{CG}$  は、各種の放射伝熱、すなわちガス放射、炉壁放射などを一括したものであり、系内の各面と鋼片の受熱面間の角関係及び炉壁面、燃焼ガスの放射率に関係している。

Figure 8.9のような場合の  $\phi_{CG}$  は、次の計算式により求められる。このモデルでは、系内の各温度はそれぞれ均一であることを前提としている。

$$\frac{1}{\phi_{CG}} = \frac{1}{F_{CG}} + \left( \frac{1}{\epsilon_C} - 1 \right) \quad \text{----- (8-2)}$$

$$F_{CG} = \epsilon_G \left( \frac{S_G}{S_T} \right) \left[ 1 + \left( \frac{S_R}{S_C} \right) / \left\{ 1 + \frac{\epsilon_G}{(S_T/S_C) - \epsilon_G} \left( \frac{1}{F_{RC}} \right) \right\} \right] \quad \text{----- (8-3)}$$

ここに、

$S$  ; ガス表面積 [m<sup>2</sup>]

$S_R$  ; 反射面々積 [m<sup>2</sup>]

$S_C$  ; 受熱面々積 [m<sup>2</sup>]

$S_T$  ;  $S_T = S_R + S_C$  [m<sup>2</sup>]

$\epsilon_C$ 、 $\epsilon_G$  ; 受熱面及びガスの放射率

$F_{RC}$  ; R面よりC面を見る角関係

$F_{CG}$  ; 燃焼ガスの放射率と反射面の反射を考慮に入れた受熱面から燃焼ガスへの放射の係数

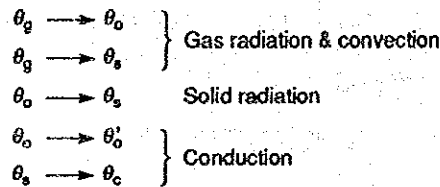
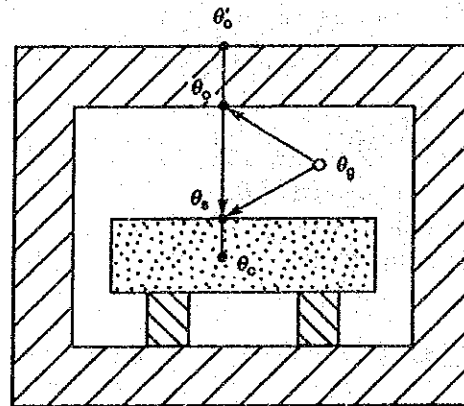


Figure 8.9 Mathematical model of heat transfer within furnace

連続加熱炉では、炉幅方向のある一つの断面をとってみれば、各部の温度はそれぞれ同一であるのでその断面内では変化しないが、炉長方向では炉内燃焼ガス温度、炉内壁温度、鋼片表面温度及び角関係が変わるので、当然鋼片位置により $\phi_{CG}$ が変わる。したがって、炉長方向にいくつかの区間に分割して、その区間での $\phi_{CG}$ を求める必要がある。 $\phi_{CG}$ を計算することにより、炉形が適切であるかどうかの判断資料とすることが出来るが、実炉ではFigure 8.8のような単純なモデルにはならないので非常に面倒な計算になる。実用的には、実炉の温度測定値をもとに $\phi_{CG}$ を算出する。

算出にあたっては、

- ① 炉内ガス温度または炉内雰囲気温度
- ② 加熱鋼片の表面温度
- ③ 加熱鋼片の内部温度

を測定し、実測した昇温曲線を数ゾーンに分割して、次式を用いて計算する。

$$\phi_{CG} = \rho \times \Delta x (\Delta H / \Delta t) / [4.88 \times \{ (t_s + 273) / 100 \}^4 - \{ (t_e + 273) / 100 \}^4 ] \dots\dots (8-4)$$

ここに、

- $\rho$  ; 鋼片の比重量 [kg/m<sup>3</sup>]
- $\Delta x$  ; 鋼片の厚さ [m]
- $\Delta H$  ; 鋼片含熱量のゾーン内増分 [kJ/kg]
- $\Delta t$  ; ゾーン内の加熱時間 [h]
- $t_e$  ; ゾーン入口及び出口の炉内温度平均値 [°C]
- $t_s$  ; ゾーン入口及び出口の鋼片温度平均値 [°C]

数種類の実炉における各帯の  $\phi_{CG}$  計算値を参考として Table 8.3 に示したが、測温方法、算出方法の違いによりかなりのバラツキがある。なお、この値は重油燃料の場合であるので、その輝炎放射を考慮すれば、ガス焚の場合では各ゾーンで 0.1 程度少ないと思われる。

Table 8.3  $\phi_{CG}$  of each zones

Preheating zone	Heating zone	Soaking zone
0.65 ~ 0.85	0.6 ~ 0.8	0.3 ~ 0.5

## (2) 伝熱計算

物体を加熱、冷却する場合の伝熱過渡現象を理論的に把握する方法として、熱伝導微分方程式を差分方程式に変換して数値計算を行なう方法が広く利用されている。差分近似による数値計算法では、種々の形状の物体を複雑な境界条件のもとで解くことができ、さらに物体の物性値も温度の関数として変化させることが可能であり、伝熱計算に対する要求をほとんど満たしてくれる。

### A) 熱伝導微分方程式

非定常熱伝導の偏微分方程式は次式で表される。

$$\frac{\partial H}{\partial \theta} = \frac{k_d}{\rho} \left( \frac{\partial^2 \phi}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \phi}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \phi}{\partial z^2} \right) + \frac{Q I}{\rho} \dots\dots (8-5)$$

ここに、

- H ; 含熱量
- k ; 熱伝導率
- $\theta$  ; 時間
- $\rho$  ; 密度



$$\phi ; \text{変換温度}, \quad \phi = \int_{t_d}^t \frac{k}{k_d} dt$$

t ; 温度

QI ; 内部発生熱

添字 d は基準値 (通常 0 °C) を意味する

## B) 熱伝導差分方程式による計算法

a) 内部発生熱のない場合の差分方程式の例として、直交 2 次元の場合を Table 8.4 に示す。

b)  $Q_{xy}$  は境界表面の熱負荷を表し、次の計算法があるが、放射伝熱量は温度の 4 乗に比例するので、加熱 (冷却) 中の温度推移を正確に求めるには  $Q_{xy}$  は (8-6) 式で求めたほうが良い。

① ステファーン・ボルツマンの法則を用いる方法

$$Q_{xy} = 4.88 \phi_{cc} [ \{ (t_g + 273) / 100 \}^4 - \{ (t_s + 273) / 100 \}^4 ] + \alpha_c (t_g - t_s) \dots \dots \dots (8-6)$$

② 平均熱伝達係数を用いる方法

$$Q_{xy} = (\alpha_r + \alpha_c) (t_g - t_s) \dots \dots \dots (8-7)$$

ここに、 $\phi_{cc}$  は炉内総括熱吸収率

$t_g, t_s$  は燃焼ガス温度及び鋼片表面温度 [°C]

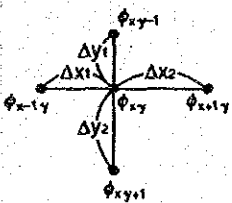
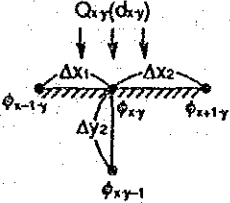
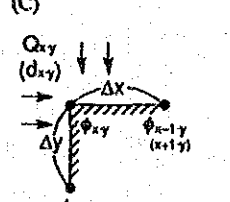
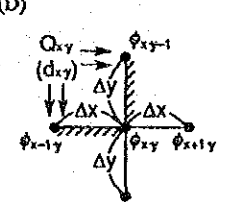
$\alpha_r, \alpha_c$  は放射熱伝達係数及び対流熱伝達係数 [kJ/(m<sup>2</sup>·h·°C)]

c) 主な鋼種の物性値 (平均比熱、含熱量、熱伝導率、変換温度) を Table 8.5 に示す。

d) 分割数は、加熱炉のように鋼材表面の熱伝達係数が 840~1,670 [kJ/(m<sup>2</sup>·h·°C)] 程度の場合、4~6 以上にすることが望ましい。x,y 方向には正方形ネットワークを用いた方が計算精度も良く、計算式も簡単である。

e) 分割時間  $\Delta t$  は、分割制限時間の 80~90 [%] で、アウトプットされたデータが処理しやすいような時間を選ぶ。

**Table 8.4 Difference equation of heat conduction  
(Rectangular coordinates of two-dimension)**

<p>(A) Internal point</p> <p>(B) Surface point (face)</p> <p style="padding-left: 40px;">Face x</p> <p style="padding-left: 40px;">Face y</p>	$H_{x,y}' = H_{x,y} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta x_1)(\Delta x_2)((\Delta x_1) + (\Delta x_2))} \{ (\Delta x_1) \phi_{x+1,y} + (\Delta x_2) \phi_{x-1,y} - [(\Delta x_1) + (\Delta x_2)] \phi_{x,y} \}$ $+ \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta y_1)(\Delta y_2)((\Delta y_1) + (\Delta y_2))} \{ (\Delta y_1) \phi_{x,y+1} + (\Delta y_2) \phi_{x,y-1} - [(\Delta y_1) + (\Delta y_2)] \phi_{x,y} \}$ $H_{x,y}' = H_{x,y} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta x)^2} \left\{ \phi_{x-1,y} + \frac{Q_{x,y}(\Delta x)}{k_d} - Q_{x,y} \right\}$ $+ \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta y_1)(\Delta y_2)((\Delta y_1) + (\Delta y_2))} \{ (\Delta y_1) \phi_{x,y+1} + (\Delta y_2) \phi_{x,y-1} - [(\Delta y_1) + (\Delta y_2)] \phi_{x,y} \}$ $H_{x,y}' = H_{x,y} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta x_1)(\Delta x_2)((\Delta x_1) + (\Delta x_2))} \{ (\Delta x_1) \phi_{x+1,y} + (\Delta x_2) \phi_{x-1,y} - [(\Delta x_1) + (\Delta x_2)] \phi_{x,y} \}$ $+ \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta y)^2} \left\{ \phi_{x-1,y} + \frac{Q_{x,y}(\Delta y)}{k_d} - Q_{x,y} \right\}$				
<p>(C) Convex angle</p> <p>(D) Concave angle</p>	$H_{x,y}' = H_{x,y} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta x)^2} \left\{ \phi_{x-1,y} + \frac{Q_{x,y}(\Delta x)}{k_d} - \phi_{x,y} \right\} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{\rho(\Delta y)^2} \left\{ \phi_{x-1,y} + \frac{Q_{x,y}(\Delta y)}{k_d} - \phi_{x,y} \right\}$ $H_{x,y}' = H_{x,y} + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{3 \cdot \rho(\Delta x)^2} \left[ \phi_{x-1,y} + 2\phi_{x+1,y} + \frac{Q_{x,y}(\Delta x)}{k_d} - 3\phi_{x,y} \right] + \frac{2 \cdot k_d \cdot \Delta t}{3 \cdot \rho(\Delta y)^2} \left[ \phi_{x,y-1} + 2\phi_{x,y+1} + \frac{Q_{x,y}(\Delta y)}{k_d} - 3\phi_{x,y} \right]$				
<p>Division state</p>	<div style="display: flex; justify-content: space-around;"> <div style="text-align: center;"> <p>(A)</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>(B)</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>(C)</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>(D)</p>  </div> </div>				
<p>Division time</p>	<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 50%; text-align: center;">Internal point</th> <th style="width: 50%; text-align: center;">Surface point</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: center;"> <math display="block">\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x_1)(\Delta x_2)} + \frac{1}{(\Delta y_1)(\Delta y_2)} \right]}</math> </td> <td style="text-align: center;"> <math display="block">\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} + \frac{1}{(\Delta y)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} \right]}</math> </td> </tr> </tbody> </table>	Internal point	Surface point	$\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x_1)(\Delta x_2)} + \frac{1}{(\Delta y_1)(\Delta y_2)} \right]}$	$\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} + \frac{1}{(\Delta y)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} \right]}$
Internal point	Surface point				
$\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x_1)(\Delta x_2)} + \frac{1}{(\Delta y_1)(\Delta y_2)} \right]}$	$\Delta t \leq \frac{1}{2a \left[ \frac{1}{(\Delta x)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} + \frac{1}{(\Delta y)^2 + \frac{d_{xy}}{k_d}} \right]}$				

Note: The maximum value in the heating temperature range was used as thermal diffusion rate  $\alpha = k/\rho \cdot c$  in the division time calculation formula.

Table 8.5 Physical properties of some steel

Temperature °C	Mean specific heat [kJ/kg°C]			Temperature [°C]	Accumulated calorific value [kJ/kg]				Coefficient of heat transmission [kJ/mh°C]				Conversion temperature [°C]			
	Rimmed steel 0.06%C	Mild steel 0.23%C	Medium carbon steel 0.4%C		18-8 stainless steel	Rimmed steel 0.06%C	Mild steel 0.23%C	Medium carbon steel 0.4%C	18-8 stainless steel	Rimmed steel 0.06%C	Mild steel 0.23%C	Medium carbon steel 0.4%C	18-8 stainless steel	Rimmed steel 0.06%C	Mild steel 0.23%C	Medium carbon steel 0.4%C
0 - 50	0.469	0.469	0.469	0.494	0.0	0.0	0.0	0.0	235.3	186.7	186.7	57.4	0.0	0.0	0.0	0.0
50 - 100	0.486	0.486	0.486	0.511	23.4	23.4	23.4	24.7	226.1	185.5	185.5	57.4	49.0	49.8	49.8	50.0
100 - 150	0.502	0.502	0.502	0.528	47.7	47.7	47.7	50.2	216.9	181.7	181.7	58.6	96.1	99.0	99.1	100.5
150 - 200	0.519	0.519	0.519	0.536	72.8	72.8	72.8	76.6	208.1	179.2	179.2	60.3	141.2	147.3	147.5	152.4
200 - 250	0.536	0.536	0.536	0.536	98.8	98.8	98.4	103.4	200.5	175.0	173.3	62.0	184.7	194.7	194.7	205.7
250 - 300	0.553	0.553	0.553	0.553	125.6	125.6	124.8	130.2	191.3	167.5	168.7	63.2	226.3	240.7	240.5	260.2
300 - 350	0.569	0.578	0.569	0.553	153.2	153.2	152.4	157.8	183.8	159.9	164.1	66.2	266.1	284.4	285.1	316.6
350 - 400	0.594	0.594	0.586	0.569	181.7	182.1	180.9	185.5	175.0	157.0	159.9	69.5	304.3	326.8	328.5	375.7
400 - 450	0.628	0.628	0.611	0.586	211.4	211.8	210.2	213.9	167.5	153.6	150.7	72.4	340.7	368.4	370.1	437.6
450 - 500	0.662	0.662	0.653	0.594	242.8	243.2	240.7	243.2	156.6	147.8	144.9	75.4	375.1	408.8	409.6	502.0
500 - 550	0.703	0.703	0.687	0.628	276.3	276.3	273.4	273.0	147.8	141.5	137.3	78.3	407.4	447.5	447.4	569.0
550 - 600	0.754	0.754	0.712	0.653	311.1	311.5	307.7	304.3	141.5	135.6	129.8	82.9	438.2	484.6	483.2	639.2
600 - 650	0.804	0.787	0.728	0.628	348.8	348.8	343.3	337.0	135.6	128.1	122.2	85.8	467.6	520.0	516.9	712.8
650 - 700	0.862	0.846	0.770	0.628	389.0	388.1	379.7	368.4	129.8	122.2	116.0	88.8	495.8	553.5	548.8	788.9
700 - 750	1.105	1.432	1.383	0.620	432.1	430.4	418.3	399.8	122.2	114.7	108.4	92.1	522.6	585.2	578.9	867.7
750 - 800	0.871	0.954	0.620	0.645	487.3	502.0	497.4	430.8	114.7	102.6	98.0	95.0	547.8	614.3	606.5	949.3
800 - 850	0.804	0.737	0.511	0.645	530.9	549.7	528.4	463.1	108.4	93.4	88.8	96.3	571.5	640.5	631.5	1027.7
850 - 900	0.837	0.645	0.544	0.645	571.1	586.6	553.9	495.3	99.6	93.4	88.8	95.0	593.6	655.5	655.3	1161.1
900 - 950	0.662	0.653	0.628	0.645	612.9	618.8	581.1	527.5	98.0	95.0	92.1	96.3	614.6	690.7	679.5	1395.5
950 - 1000	0.670	0.645	0.620	0.653	646.0	651.5	612.5	560.0	98.0	96.3	93.4	99.6	635.4	716.4	704.3	1549.9
1000 - 1050	0.670	0.653	0.636	0.653	679.5	683.7	643.5	592.4	99.6	98.0	96.3	100.9	656.4	742.4	729.7	1723.3
1050 - 1100	0.670	0.645	0.628	0.662	716.4	717.2	675.3	625.1	100.9	100.9	98.0	102.6	677.7	769.0	755.7	1909.9
1100 - 1150	0.670	0.662	0.645	0.670	746.5	748.6	706.7	638.2	102.6	102.6	100.9	103.8	699.3	796.2	782.5	2102.9
1150 - 1200	0.670	0.662	0.653	0.670	780.0	781.7	739.0	691.6	105.5	105.5	103.8	105.5	721.4	824.1	809.8	2302.2
1200 - 1250	0.670	0.678	0.670	0.678	813.5	814.8	771.6	725.2	107.2	107.2	107.2	107.2	744.0	852.6	838.0	2507.9
1250 - 1300	0.670	0.687	0.687	0.678	847.0	805.1	759.1	759.1	108.8	108.8	110.5	108.8	767.0	881.5	867.2	2719.0
1300 - 1350	0.670	0.695	0.703	0.678	880.5	883.0	839.4	793.0	110.5	110.5	113.9	110.5	790.3	910.9	897.2	2934.6
1350 - 1400	0.670	0.703	0.720	0.678	914.0	917.7	874.6	826.9	112.2	112.2	117.2	112.2	814.0	940.7	928.1	3152.7
1400 - 1450	0.670	0.712	0.737	0.678	947.5	952.9	910.6	860.8	113.9	113.9	120.5	113.9	838.0	971.0	960.0	3376.3
					981.0	988.5	947.5	894.7	115.6	115.6	123.9	115.6	862.4	1001.7	992.7	3601.0
					7.871	7.859	7.854	7.916								

## 8.4 熱勘定

熱勘定は加熱炉の能力、効率の判定、操業基準の改良及び設備改善の指針を決定するために行なわれる手法である。加熱炉のおよその熱効率は、燃料原単位から簡単に求めることが出来るが、操業基準の改良及び設備改善を検討するには熱勘定で得られた測定データとその結果によらねばならない。

次に、日本工業規格に準拠した熱勘定方式の概要を説明する。

### 8.4.1 熱勘定基準

- a. 熱勘定を実施する期間は1交替の間が望ましいが、少なくとも炉内鋼片量の2倍の鋼片を連続して装入するのに相当する期間が必要で、実施期間中には加熱炉及び圧延側のトラブルによる定常的加熱の中断があつてはならない。
- b. 熱勘定は、装入鋼材1[t]あたりに行なう。
- c. 熱勘定は、使用時の燃料の低発熱量をとる。
- d. 熱勘定の基準温度は、原則として外気温度とする。
- e. 熱勘定は、原則として1炉毎に行なう。この場合、予熱装置を含める。
- f. 予熱装置の内部における熱の授受は、循環熱として別個に表示する。

### 8.4.2 測定事項

- a. 試験年月日及び試験担当者
- b. 天候、気圧、外気温度、室温及び関係湿度
- c. 燃料の各帯別使用量、圧力、温度、成分及び低発熱量
- d. 霧化剤の種類、各帯別使用量、圧力及び温度
- e. 2次空気の各帯別使用量、圧力及び予熱前後の温度
- f. 冷却水の使用量、入口、出口各温度及び圧力
- g. 燃焼ガスの炉じり、予熱装置入口、出口各温度及び成分
- h. 加熱鋼材の寸法、重量、全装入トン数、装入、抽出温度、焼き減り量及び平均在炉時間
- i. 炉内圧力
- j. 炉帯各部の表面温度（可能な限り測定する）

### 8.4.3 測定方法

#### (1) 燃料

##### a. 燃料使用量の測定

① 気体燃料流量は加熱炉の近くで差圧式流量計で測定し、圧力、温度等により補正する。

② 液体燃料流量はタンク又は体積式流量計で測定し、比重を乗じて重量に換算する。

##### b. 燃料の圧力及び温度の測定

燃焼装置前で測定する。

#### (2) 霧化剤

##### a. 霧化剤の量の測定

差圧式流量計で測定し、原則として圧力、温度等により補正する。

##### b. 霧化剤の圧力及び温度の測定

燃焼装置前で測定する。測定できない場合は概算値を用いる。この場合は、その旨を付記する。

#### (3) 燃焼用空気

##### a. 空気量の測定

空気量はオリフィスまたはピトー管等で測定するか、燃料及び燃焼ガスの組成から算出する。

##### b. 空気温度の測定

予熱装置の入口及び出口で測定する。

##### c. 空気中の湿度の測定

通風式乾湿温度計により室内の相対湿度を決定して、絶対湿度を算定する。

#### (4) 冷却水

##### a. 冷却水の温度の測定

冷却水の温度は、炉入口及び出口で測定する。

##### b. 冷却水の量の測定

冷却水の量は、炉入口及び出口で測定する。

#### (5) 燃焼ガス

##### a. 燃焼ガス温度の測定

燃焼ガス温度は、炉じり部、予熱装置入口、出口で測定する。ガス温度は各通路断面のガスの平均温度を測定するように努める。ことに炉じり部においては装入口からの侵入の影響のない箇所を選ぶべきである。

b. 燃焼ガスの試料採取及び分析

試料の採取位置は、燃焼ガス温度の測定箇所と同位置で行なう。

(6) 加熱鋼材

a. 加熱鋼材の重量

加熱鋼材の重量は原則としてはかりを用い、熱勘定実施期間内の装入鋼材質量をもって加熱鋼材の重量とみなす。開始時と終了時において、在炉鋼材重量が大きく変わった場合は、その量を補正する。

b. 装入鋼材の温度

熱鋼材の場合は、表面温度等からその平均温度を推定する。

c. 抽出鋼材の温度

抽出鋼材の温度は炉内で抽出直前に表面温度を測定して、その平均温度を推定する。

d. 焼き減り量

試験用鋼材の装入前の重量及び抽出後のスケールの除去された重量を実測し、その減量から焼き減り量を求める。または、スケールの厚みと表面積及びスケールの分析値から算定する。

(7) 炉内圧力

炉内圧力計のある場合はその読みをとる。この場合、圧力計の位置を付記する。圧力計のない場合は、各帯について0線を観察で求める。

(8) 炉体各部表面温度

炉体表面温度は表面温度計で測定する。

(9) 測定間隔

各測定値の測定間隔は記録計によるもの以外は一定時間間隔ごとに行なう。その間隔は、操業または各測定値の変動により決めるべきであるが、一般的には変動の少ない場合には30 [分]、変動の多い場合には10~15 [分] とする。

#### 8.4.4 試験前の準備

(1) 時期の計画

連続加熱炉の能力は、圧延能力との関連性もあるので、測定は圧延作業が熱勘定の目的と合致する時期をねらうようにする。ただし、新設または改造直後は炉壁、炉床への蓄熱損失があるから、その熱の流れが定常になってから行なうようにすべきである。

(2) 炉体の状態検査

炉体各部を検査して、その測定がどんな炉体状態で行なわれたかを記録しておく。

### (3) 補機類の整備

燃焼装置、通風装置、自動制御装置その他の補機類をあらかじめ検査し、測定中に故障の起こらないように注意する。

### (4) 測定器具の整備

必要な測定器具はあらかじめ検査し、補正を正確にして所定の位置に配置する。

### (5) 測定員の配置

測定員はあらかじめ部署を定めて配置し、できれば試験前に予備試験を行ない、定時刻から直ちに正確に測定できるように準備する。

## 8.4.5 計 算

熱勘定の目的と合致する時間区分に分ち、項目毎の各測定値の平均値を求め、鋼材 1 [t] あたりについて計算する。

#### (1) 空気予熱器を含める場合

##### A) 入熱

##### a. 燃料の発熱量 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり燃料使用量 [kg/t or Nm}^3/\text{t}] \times \text{発熱量 [kJ/kg or kJ/Nm}^3] \text{----- (8-8)}$$

##### b. 燃料の顕熱 (他の熱源によって予熱される場合) [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり燃料使用量 [kg/t or Nm}^3/\text{t}] \\ \times \text{燃料の平均比熱 [kJ/(kg} \cdot \text{}^\circ\text{C) or kJ/(Nm}^3 \cdot \text{}^\circ\text{C)]} \times (\text{燃料の温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \text{----- (8-9)}$$

重油の比熱は、1.88 [kJ/(kg·°C)] とし、気体燃料の場合はその組成から計算する。

##### c. 空気の顕熱 (他の熱源によって予熱される場合) [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり空気量 [Nm}^3/\text{t}] \times \text{空気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{}^\circ\text{C)]} \\ \times (\text{空気の温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \text{----- (8-10)}$$

① 燃料 1 [kg] または 1 [Nm<sup>3</sup>] あたりの空気量を燃料及び燃焼ガスの組成から計算で出す場合は、次の式による。

$$\text{燃料 1 [kg or Nm}^3\text{] あたりの空気量 [Nm}^3\text{]} = (\text{理論空気量}) \times (\text{空気比}) \text{----- (8-11)}$$

② Theoretical air volume; $A_0$	
Liquid fuel [Nm <sup>3</sup> /kg]	Gaseous fuel [Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> ]
$A_0 = 8.89 \times C + 26.7 \times H - 3.33(O-S)$ (8-12)	$A_0 = 2.38 \times (H_2 + CO) - 4.76 \times O_2 + 9.52$ $\times CH_4 + 14.29 \times C_2H_4 + 35.80 \times C_6H_6$ (8-13)

③ Air ratio $m = 1 / [1 - 3.76 \times \{([O_2] - [O_0]) / ([N_2] - [N_2 \cdot D])\}]$ (8-14)	
Liquid fuel [Nm <sup>3</sup> /kg]	Gaseous fuel [Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> ]
$D = ([CO] + [CO_2]) / (1.87 \times C)$ (8-15)	$D = ([CO] + [CO_2]) / (CO + CO_2 + CH_4 + 2$ $\times C_2H_4 + 6 \times C_6H_6)$ (8-16)

ここに、

C, H, O, S, ; 重油中の炭素、水素、酸素、硫黄 [kg/kg]

H<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> ; 気体燃料中の水素、一酸化炭素、酸素、メタン、  
エチレン、ベンゼン [Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>]

[CO], [CO<sub>2</sub>], [O<sub>2</sub>], [N<sub>2</sub>] ; 排ガス 1 Nm<sup>3</sup> 中の一酸化炭素、炭酸ガス、酸素、窒素含有量  
[Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>]

[O<sub>0</sub>] ; 排ガス 1 Nm<sup>3</sup> 中の未燃分、[CO]を完全燃焼させるに要する理論  
酸素量 [Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup>]。 [O<sub>0</sub>] = 1/2 [CO]

D ; 排ガス 1 Nm<sup>3</sup> に相当する燃料量

d. 霧化剤の顕熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり霧化剤の量 [kg/t]} \times (\text{霧化剤の使用状態におけるエンタルピー} \\ \text{[kJ/kg]} - \text{霧化剤の外気温度におけるエンタルピー [kJ/kg]}) \dots\dots\dots(8-17)$$

e. 装入鋼材の含熱量 [kJ/t]

$$= 1000 \text{ [kg]} \times (\text{鋼材の装入平均温度における含熱量 [kJ/kg]} - \text{鋼材の外気温度における} \\ \text{含熱量 [kJ/kg]}) \dots\dots\dots(8-18)$$

f. スケールの生成熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり焼き減り Fe 量 [kg/t]} \times \text{スケールの生成熱 [kJ/kg, Fe]} \\ \dots\dots\dots(8-19)$$

① スケール生成熱 [kJ/kg, Fe]

$$= \{\text{FeO の生成熱 [kJ/kg]} \times 0.777 \times \text{FeO}[\%] + \text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ の生成熱 [kJ/kg]} \times 0.700 \times \text{Fe}_2\text{O}_3$$



$$[\%] + \text{Fe}_3\text{O}_4 \text{の生成熱} [\text{kJ}/\text{kg}] \times 0.724 \times \text{Fe}_3\text{O}_4 [\%] \div T \cdot \text{Fe} [\%] \quad \text{-----} (8-20)$$

Oxidizing reaction heat [kJ/kg·Fe]		
FeO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>
4,814	7,317	6,668

ただし、スケールの分析を行わない場合は、5,588 [kJ/kg·Fe] とすることができる。

B) 出 熱

a. 抽出鋼材の含熱量 [kJ/t]

$$= (1000[\text{kg}] - \text{焼き減り Fe 量} [\text{kg}/\text{t}]) \times (\text{鋼材の抽出平均温度における含熱量} [\text{kJ}/\text{kg}] - \text{鋼材の外気温度における含熱量} [\text{kJ}/\text{kg}]) \quad \text{-----} (8-21)$$

b. スケールの顯熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり焼き減り量} [\text{kg}/\text{t}] \times 100 / T \cdot \text{Fe} [\%] \times \text{スケールの平均比熱} [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})] \times (\text{抽出表面温度} [^\circ\text{C}] - \text{外気温度} [^\circ\text{C}]) \quad \text{-----} (8-22)$$

ただし、スケールの比熱は0.900 [kJ/kg·°C] とすることができる。

また、スケールの分析を行わない場合は T·Fe=75.5 [%] とすることができる。

c. 空気予熱器後の乾排ガスの顯熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器後の乾排ガス量} [\text{Nm}^3/\text{t}] \times \text{乾排ガス平均比熱} [\text{kJ}/(\text{Nm}^3 \cdot ^\circ\text{C})] \times (\text{空気予熱器出口の排ガス温度} [^\circ\text{C}] - \text{外気温度} [^\circ\text{C}]) \quad \text{-----} (8-23)$$

①燃料 1 [kg] または 1 [Nm<sup>3</sup>] あたりの排ガス量 [Nm<sup>3</sup>] を燃料及び燃焼ガスの組成から計算で出す場合は、次の式による。

$$\text{排ガス量} [\text{Nm}^3] = \text{理論排ガス量} + (\text{空気比} - 1) \times \text{理論空気} \quad \text{-----} (8-24)$$

② Exhaust gas volume ; G <sub>0</sub>	
Liquid fuel [Nm <sup>3</sup> /kg]	Gaseous fuel [Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> ]
$G_0 = 8.89 \times C + 21.1 \times H - 2.63 \times O + 3.33 \times S + 0.8 \times N \quad (8-25)$	$G_0 = \text{CO}_2 + \text{N}_2 + 1.88 \times \text{H}_2 + 2.88 \times \text{CO} + 8.52 \times \text{CH}_4 + 13.28 \times \text{C}_2\text{H}_4 + 34.30 \times \text{C}_6\text{H}_6 - 3.76 \times \text{O}_2 \quad (8-26)$

d. 空気予熱器後の排ガス中の水蒸気の保有熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器後の排ガス中の水蒸気量 [Nm}^3/\text{t]} \\ \times \text{水蒸気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{°C)]} \times (\text{排ガス温度 [°C]} - \text{外気温度 [°C]}) \\ + 2,512 \times \text{霧化用蒸気量 [kg/t 鋼材]} \quad \text{----- (8-27)}$$

$$\text{① 排ガス中の水蒸気量 [Nm}^3/\text{kg or Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ 燃料]} = \text{燃料の燃焼生成水蒸気量} \\ + \text{空気中の水分量 [Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ 空気]} \times A_0 \times m \\ + \text{霧化用蒸気量 [kg/kg. 燃料]} \times 22.4/18 \quad \text{----- (8-28)}$$

② Combustion generated steam weight of fuel	
Liquid fuel [Nm <sup>3</sup> /kg fuel]	Gaseous fuel [Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup> fuel]
Mf = 11.2 × H + 1.25 × W (8-29)	Mf = H <sub>2</sub> + 2 × CH <sub>4</sub> + 2 × C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> + 3 × C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> (8-30)

ここに、W；燃料中の水分量 [kg/kg]

$$\text{③ 空気中の水分量 [Nm}^3/\text{Nm}^3 \text{ 空気]} = 0.622 \times \phi \times P_s / (101.325 - \phi \times P_s) \times 29/18 \quad \text{----- (8-31)}$$

ここに、

$\phi$  ； 相対湿度

$P_s$  ； 気温における飽和蒸気圧力 [kPa]

e. 不完全燃焼ガスによる損失熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器後の乾排ガス量 [Nm}^3/\text{t]} \times \text{排ガス中の CO [Nm}^3/\text{Nm}^3] \\ \times 12,640 \text{ [kJ/Nm}^3] \quad \text{----- (8-32)}$$

f. 冷却水の持ち去る熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり冷却水量 [kg/t]} \times (\text{出口温度 [°C]} - \text{入口温度 [°C]}) \times 4.187 \text{ [kJ/(kg} \cdot \text{°C)]} \quad \text{----- (8-33)}$$

g. その他の損失熱 [kJ/t]

以上の入熱の合計と、出熱の合計との熱量差とする。

h. 空気予熱器で回収した熱 [kJ/t]

$$= \text{鋼材 1 t あたり予熱空気量 [Nm}^3/\text{t]} \times \text{予熱空気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{°C)]} \\ \times (\text{予熱器出口空気温度 [°C]} - \text{予熱器入口空気温度 [°C]}) \quad \text{----- (8-34)}$$

(2) 炉本体のみの場合

(1)の計算のうちの空気の顕熱、空気予熱器後の乾排ガスの顕熱及び空気予熱器後の排ガス中

の水蒸気の保有熱を次に示す計算に置き換えて行なう。

A) 入 熱

c. 予熱空気の顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり予熱空気量 [Nm}^3/\text{t}] \times \text{予熱空気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{)]} \\ &\quad \times (\text{バーナ前の予熱空気の温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \dots\dots\dots(8-35) \end{aligned}$$

B) 出 熱

c. 炉じりの乾排ガスの顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり炉じりの乾排ガス量 [Nm}^3/\text{t}] \times \text{乾排ガス平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{)]} \\ &\quad \times (\text{炉じりの排ガス温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \dots\dots\dots(8-36) \end{aligned}$$

d. 炉じりの排ガス中の水蒸気の保有熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり炉じりの排ガス中の水蒸気量 [Nm}^3/\text{t}] \\ &\quad \times \text{水蒸気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{)]} \\ &\quad \times (\text{炉じり排ガス温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) + 2,512 \times \text{霧化用蒸気量 [kg/t.鋼材]} \\ &\dots\dots\dots(8-37) \end{aligned}$$

e. その他の損失熱 [kJ/t]

以上の入熱の合計と、出熱の合計との熱量差とする。

(3) 空気予熱器のみの場合

A) 入 熱

a. 空気予熱器入口の空気の顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気量 [Nm}^3/\text{t}] \times \text{空気予熱器入口空気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{)]} \\ &\quad \times (\text{空気予熱器入口の空気温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \dots\dots\dots(8-38) \end{aligned}$$

b. 空気予熱器入口の乾排ガスの顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器入口の乾排ガス量 [Nm}^3/\text{t}] \times \text{空気予熱器入口乾排ガス} \\ &\quad \text{平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{)]} \times (\text{空気予熱器入口の排ガス温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \\ &\dots\dots\dots(8-39) \end{aligned}$$

c. 空気予熱器入口の排ガス中水蒸気の保有熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器入口の排ガス中の水蒸気量 [Nm}^3/\text{t}] \\ &\quad \times \text{空気予熱器入口水蒸気の平均比熱 [kJ/Nm}^3 \cdot \text{C}^\circ\text{]} \\ &\quad \times (\text{空気予熱器入口排ガス温度 [}^\circ\text{C]} - \text{外気温度 [}^\circ\text{C]}) \\ &\quad + 2,512 \times \text{霧化用蒸気量 [kg/t.鋼材]} \dots\dots\dots(8-40) \end{aligned}$$

B) 出 熱

a. 空気予熱器出口の空気の顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気量 [Nm}^3/\text{t]} \times \text{空気予熱器出口空気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{°C)]} \\ &\quad \times (\text{空気予熱器出口の空気温度 [°C]} - \text{外気温度 [°C]}) \quad \text{----- (8-41)} \end{aligned}$$

b. 空気予熱器出口の乾排ガスの顕熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器出口の乾排ガス量 [Nm}^3/\text{t]} \\ &\quad \times \text{空気予熱器出口乾排ガス平均比熱 [J/(Nm}^3 \cdot \text{°C)]} \\ &\quad \times (\text{空気予熱器出口の排ガス温度 [°C]} - \text{外気温度 [°C]}) \quad \text{----- (8-42)} \end{aligned}$$

c. 空気予熱器出口の排ガス中の水蒸気の保有熱 [kJ/t]

$$\begin{aligned} &= \text{鋼材 1 t あたり空気予熱器出口の排ガス中の水蒸気量 [Nm}^3/\text{t]} \\ &\quad \times \text{空気予熱器出口水蒸気の平均比熱 [kJ/(Nm}^3 \cdot \text{°C)]} \\ &\quad \times (\text{空気予熱器出口排ガス温度 [°C]} - \text{外気温度 [°C]}) \\ &\quad + 2,512 \times \text{霧化用蒸気量 [ kg/t.鋼材]} \quad \text{----- (8-43)} \end{aligned}$$

d. その他の損失熱 [kJ/t] 以上の入熱の合計と、出熱の合計との熱量差とする。

8.4.7 試験結果の表示

Table 8.6 Specifications of the furnace (1/2)

1	Plant name		
2	Process name		
3	Furnace number		
4	Furnace type		
5	Charging slab	Material	
6		Size	L[mm] × W[mm] × t[mm]
7		Weight	[kg]
8	Product		
9	Manufacturer name		
10	Installation year		
11	Nominal capacity		[t/h]
12	Furnace dimension		L[m] × W[m] × H[m]
13	Effective length & width		L[m] × W[m]

Table 8.6 Specifications of the furnace (2/2)

14	Nominal heating load		[kg/(m <sup>2</sup> ·h)]	
15	Kind of fuel & net calorific value		[kJ/kg or kJ/Nm <sup>3</sup> ]	
16	Burner type capacity & numbers	Upper zone	Soaking	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
17			Heating	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
18			Preheating	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
19		Lower zone	Soaking	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
20			Heating	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
21			Preheating	[1 or Nm <sup>3</sup> ] ×
22	Fan capacity		[m <sup>3</sup> /min] × [mbar] × [kW]	
23	Stack size		top/bottom D[m] × H[m]	
24	Recuperator	Type		
25		Heating pipe area [m <sup>2</sup> ]		
26		Material		
27	Skid pipe or Walking beam	Numbers		
28		Size [mm]		
29		Insulation		
30	Instrumentation			
31	Improvement history			
32	Operating situation	Operating methods [shift/day]		
33		Operating time [h/shift]		
34		Operating days [day/year]		

Table 8.7 Measuring data of furnace with recuperator (1/3)

1	Measuring time						
2	Ambient temperature [°C]			Relative humidity [%]			
3	Fuel	Kind					
4		Flow rate & ratio	Upper zone	Soaking zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
5				Heating zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
6				Preheating zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
7			Lower zone	Soaking zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
8				Heating zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
9				Preheating zone	[kg or Nm <sup>3</sup> /h]		
11			Total			[kg or Nm <sup>3</sup> /h]	
12			Pressure				[mbar]
13			Temperature				[°C]
14		Composition				[%]	
15	Net calorific value				[kJ/Nm <sup>3</sup> or kJ/kg]		
16	2nd air	Flow rate	Upper zone	Soaking zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
17				Heating zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
18				Preheating zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
19			Lower zone	Soaking zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
20				Heating zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
21				Preheating zone	[Nm <sup>3</sup> /h]		
22			Total			[Nm <sup>3</sup> /h]	

**Table 8.7 Measuring data of furnace with recuperator (2/3)**

23	2nd air	Pressure	Recuperator	Inlet				[mbar]
24				Outlet				[mbar]
25		Temperature	Recuperator	Inlet				[°C]
26				Outlet				[°C]
27	Cooling water	Flow rate					[kg/h]	
28		Temperature	Inlet				[°C]	
29			Outlet				[°C]	
30	Waste gas	Temperature	Before recuperator					[°C]
31			After recuperator					[°C]
32		Pressure	Before recuperator					[mbar]
33			After recuperator					[mbar]
34		Composition	Soaking zone		CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	CO [%]	
35			Before recuperator		CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	CO [%]	
36	After recuperator		CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	CO [%]			
37	Charged slab	Size	L [m] ×		W[mm] ×	t[mm]		
38		Weight						[kg]
39		Total weight of charged slab						[t]
40		Temperature	Charge					[°C]
41			Discharge					[°C]
42		Decreased weight of slab by oxidization						[kg/t]



**Table 8.7 Measuring data of furnace with recuperator (3/3)**

43	Furnace temp.	Upper zone	Soaking	[°C]
45			Heating	[°C]
46			Preheating	[°C]
47		Lower zone	Soaking	[°C]
48			Heating	[°C]
49			Preheating	[°C]
50	Furnace pressure			[mbar]
51	Surface temperature of wall			[°C]

**Table 8.8 Heat balance sheet of furnace with recuperator**

HEAT INPUT			
Item		$\times 10^3$ kJ/t	%
1	Heat of fuel combustion		
2	Sensible heat of fuel		
3	Sensible heat of air		
4	Sensible heat of charged slab		
5	Heat of scale formation		
6	Recovered Heat by recuperator	( )	( )
Total			
HEAT OUTPUT			
Item		$\times 10^3$ kJ/t	%
7	Sensible heat of discharged slab		
8	Sensible heat of scale		
9	Sensible heat of exhaust gas		
10	Heat loss by incomplete combustion		
11	Heat loss of cooling water		
12	Heat loss from furnace wall and others		
Total			

Overall heat efficiency of furnace  $\eta_1$

$$\eta_1 = \frac{[(7) - (4)]}{[(1) + (2) + (3) + (5)]} \times 100 \quad (8-44)$$

Table 8.9 Heat balance sheet of furnace proper

HEAT INPUT			
Item		$\times 10^3$ kJ/t	%
1	Heat of fuel combustion		
2	Sensible heat of fuel		
3	Sensible heat of air		
4	Sensible heat of charged slab		
5	Heat of scale formation		
Total			
HEAT OUTPUT			
Item		$\times 10^3$ kJ/t	%
6	Sensible heat of discharged slab		
7	Sensible heat of scale		
8	Sensible heat of exhaust gas		
9	Heat loss of cooling water		
10	Heat loss from furnace wall and others		
Total			

Heat efficiency of furnace proper  $\eta_2$

$$\eta_2 = \frac{[(6) - (4)]}{[(1) + (2) + (3) + (5)]} \times 100$$

(8-45)

**Table 8.10 Heat balance sheet of recuperator**

<b>HEAT INPUT</b>			
<b>Item</b>		<b>× 10<sup>3</sup> kJ/t</b>	<b>%</b>
1	Sensible heat of inlet air		
2	Sensible heat of inlet waste gas		
<b>Total</b>			
<b>HEAT OUTPUT</b>			
<b>Item</b>		<b>× 10<sup>3</sup> kJ/t</b>	<b>%</b>
3	Sensible heat of outlet air		
4	Sensible heat of outlet waste gas		
5	Heat loss from recupe. wall & others		
<b>Total</b>			

Heat recovery by recuperator  $\eta_3$

$$\eta_3 = \{(3) - (1) / (2)\} \times 100 \quad (8-46)$$

Heat conversion efficiency of recuperator  $\eta_4$

$$\eta_4 = [(3) / \{(2) - (4)\}] \times 100 \quad (8-47)$$

## 8.5 省エネルギー対策と効果

加熱炉における省エネルギー対策一覧を Figure 8.10 に示し、各対策内容については項目ごとに説明する。

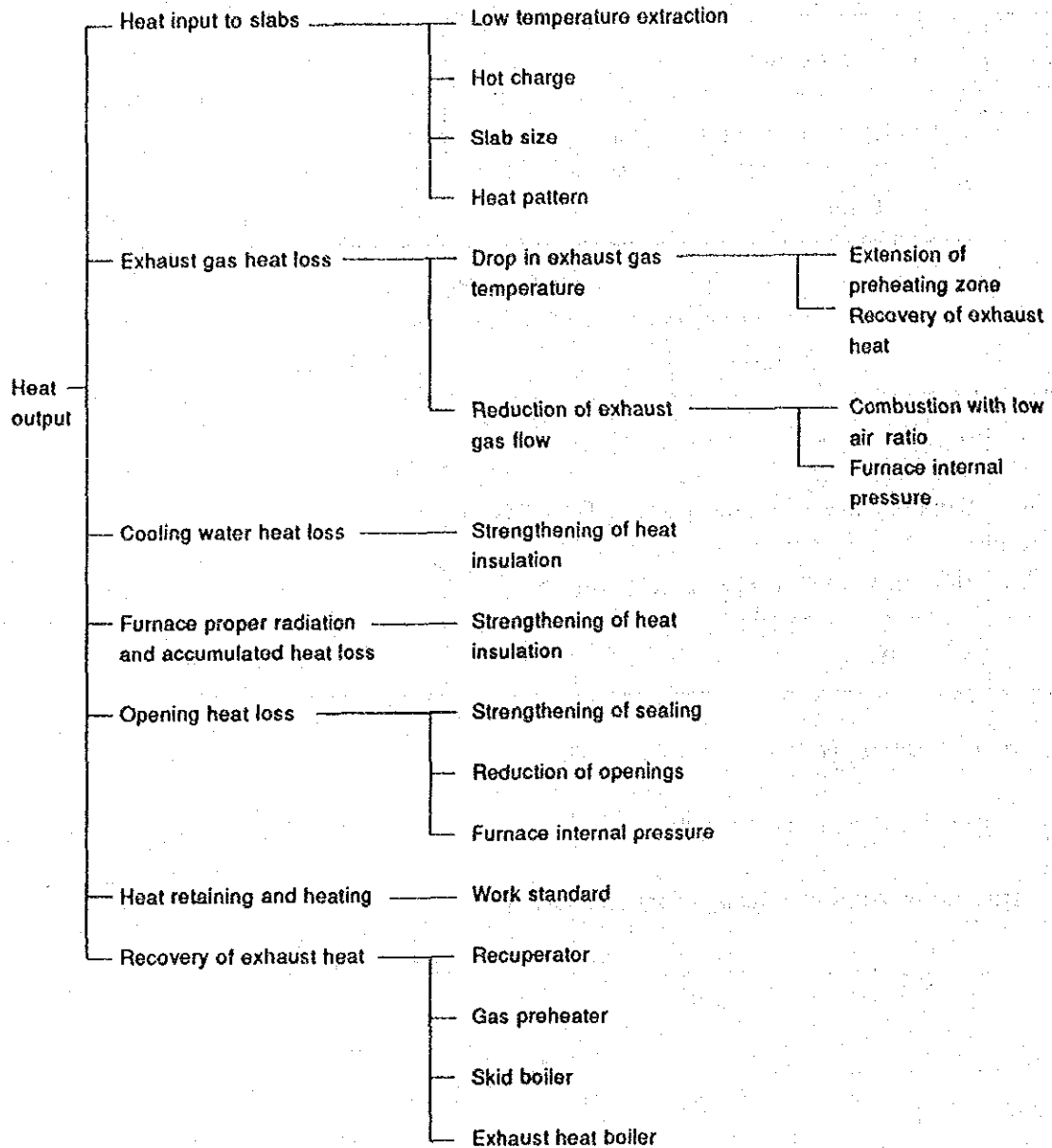


Figure 8.10 Energy saving measures at reheating furnaces

### 8.5.1 鋼片の受熱量

#### A) 低温抽出

スラブの抽出温度は出来る限り低温で抽出することが望ましい。しかしこの対策を採用するにあたっては、①圧延負荷増による圧延機消費電力量、②圧延能力、③ロール強度、圧延

機モータ等の設備強度、④疵、製品寸法精度及び圧延仕上り温度等の品質に及ぼす問題点のチェックが必要である。

低温抽出の効果は、抽出温度1250 [°C] を1220 [°C] に下げると $96 \times 10^3$  [kJ/t]の省エネルギーになる。一方、低温抽出により圧延機消費電力が増えるが、トータルエネルギー原単位（燃料原単位と電力原単位の合計）は Figure 8.10に示すように減少する。

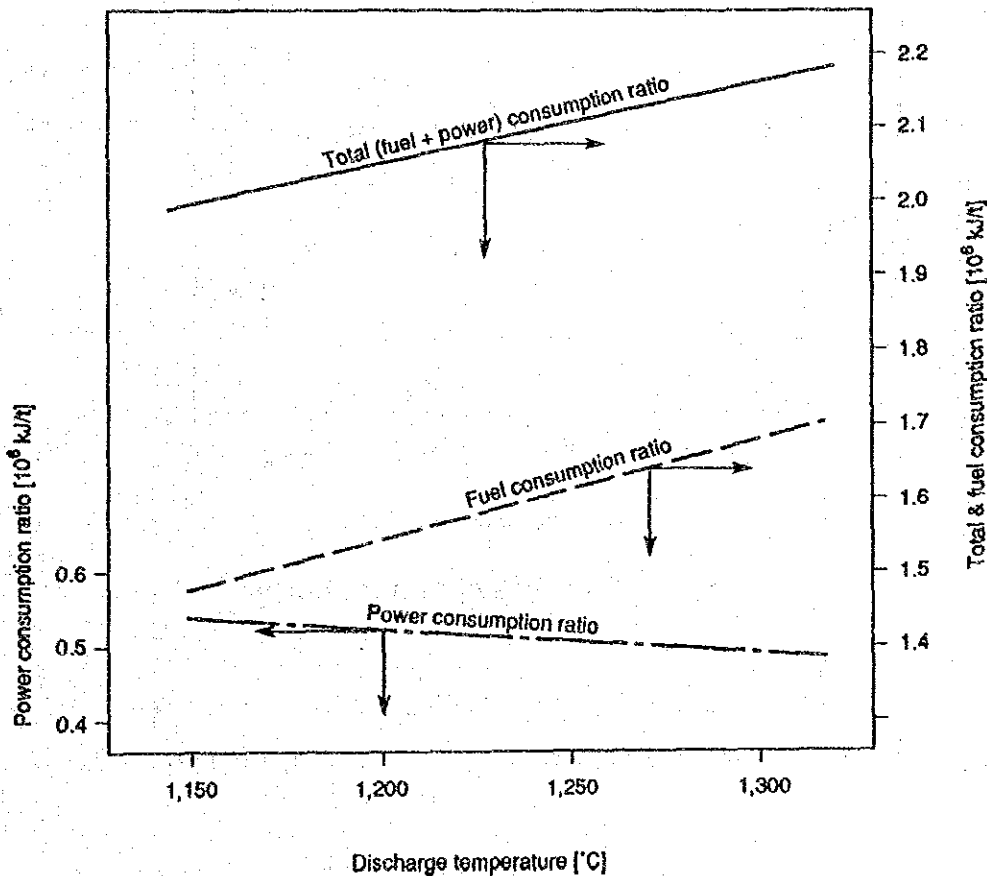
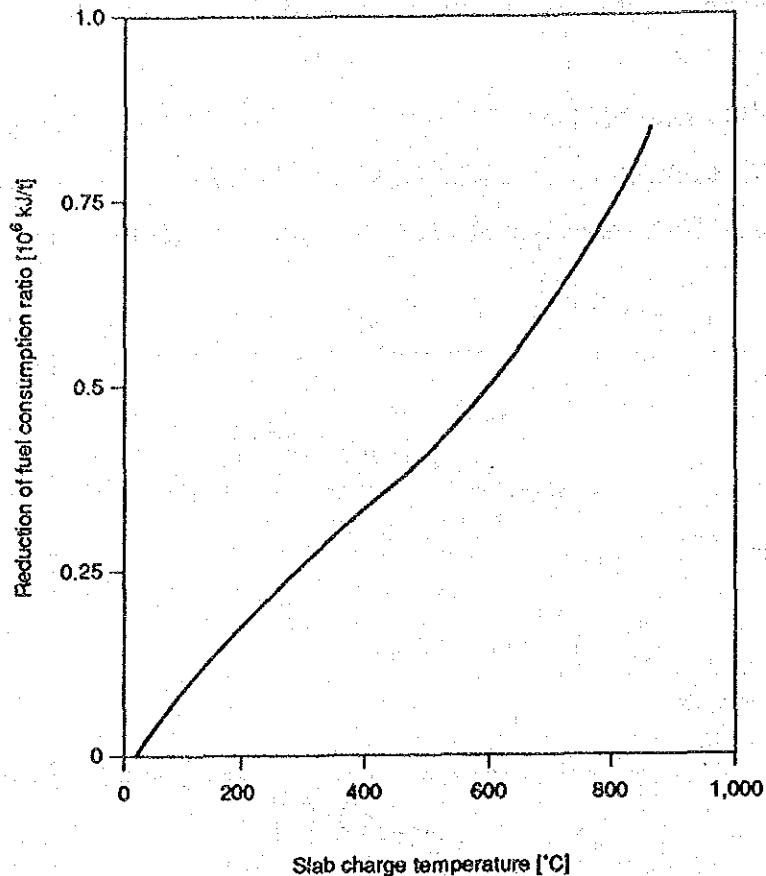


Figure 8.10 Relation of discharged temperature & total energy

B) ホットチャージ

連铸工程後の鋼片温度は900~1100 [°C] で、この顕熱を有効に使うことは燃料原単位低減に大きな効果があり、その効果を Figure 8.11に示す。

このためには、連铸工程での疵発生防止技術、工程管理システムの向上、連铸工場と圧延工場間搬送時の温度降下防止技術等の向上により、鋼片を熱片のまま加熱炉に装入することが望ましい。搬送時の温度降下を防止するためには、断熱構造の鋼片収納ボックスを載せた台車で輸送するとともに、搬送時間の短縮に留意する。止むを得ず熱片をスラブヤードに1時的に保管するときは、保温ボックスを設置してこれに収容し、鋼片の温度降下を防止す



**Figure 8.11 Effect of hot charge**

る。保温ボックスは、軽量で熱伝導率の小さい断熱材、例えばセラミックファイバで内張りした鋼製容器で、上部は熱片の出し入れができるように移動可能な構造をもった容器である。

ホットチャージで注意すべきことは、熱片と冷片の混在装入を避けることである。混在して装入した場合は、冷片をベースにした加熱が行なわれるために、ホットチャージのメリットがなくなるだけでなく、熱片はオーバヒートされる。したがって、冷片と熱片の両方を装入する場合は、冷片は出来るだけ量のまとまったロットにし、熱片は同程度の温度の鋼片をまとめて装入するか、連铸工場より搬送されてきた熱片を直接装入するようにする。いずれも相当量のロットにまとめ、交互に装入して加熱する。

### C) 鋼片サイズ

厚さの著しく異なる鋼片を混在して装入した時には、炉内における加熱は厚い鋼片を基準にして行なわれるので、薄い鋼片はオーバヒートするのみならず、プッシュ炉ではバックリングを起こす恐れがある。

したがって、厚さの揃った鋼片は量をまとめて装入し、厚さの異なる鋼片を装入する時

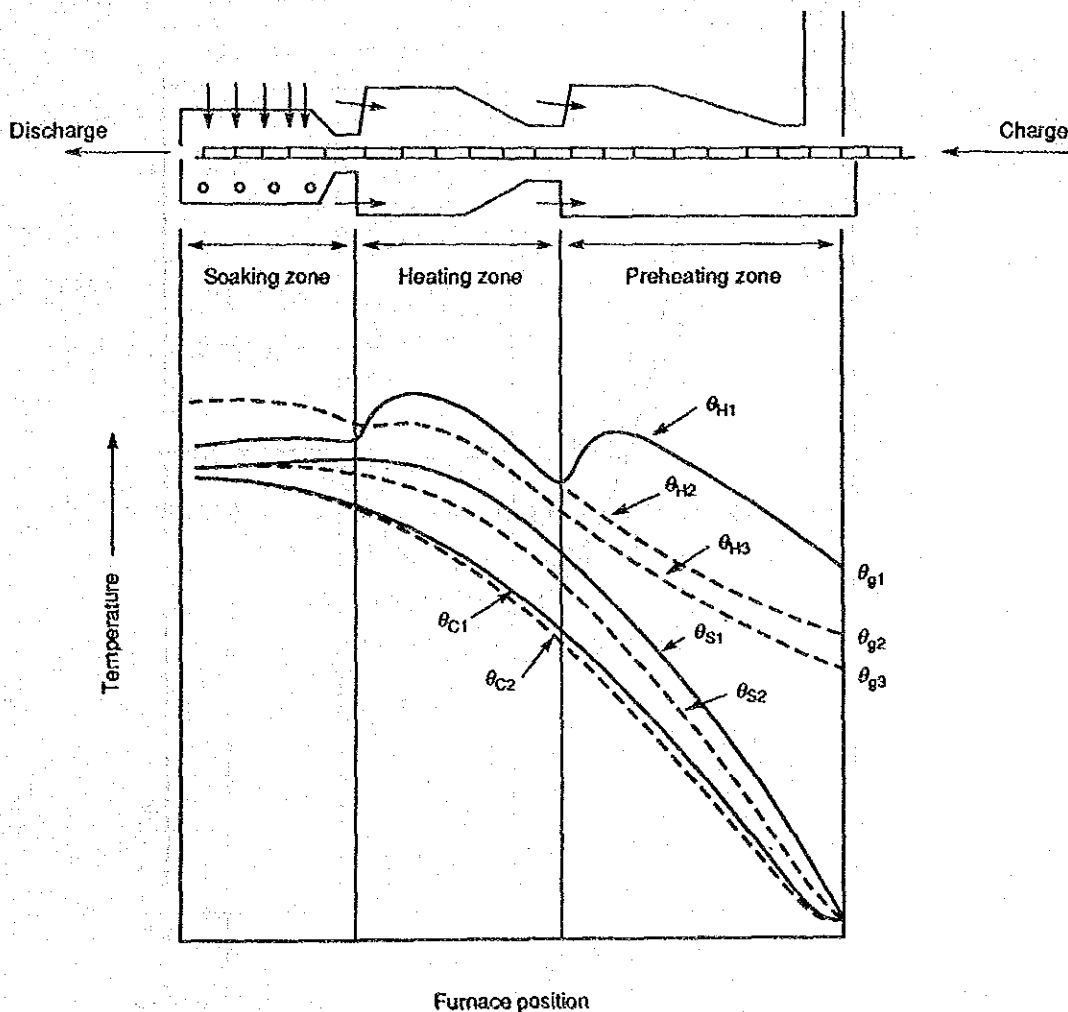
は、厚さの変化が出来るだけ小さくなるように装入計画を組むことが望ましい。

また、炉幅利用率（鋼片の長さ／炉内幅）は炉内鋼片の受熱面積に関連するので、燃料原単位と加熱能力に影響を及ぼす。したがって、長さの短い鋼片を2列装入する場合には、炉幅利用率が大きくなるような鋼片の組合せにより省エネルギーを図るべきである。

D) ヒートパターン

加熱負荷の変化に対応して、最適のヒートパターンを採ることは省エネルギー上極めて重要なことである。

加熱負荷が減少した場合は、鋼片の在炉時間が長くなるので鋼片の位置面積、単位時間当たりの受熱量が少なくても鋼片を所定の温度に加熱することが出来るので、予熱帯で積極的



- $\theta_{H1}, \theta_{H2}, \theta_{H3}$ ; Heat pattern
- $\theta_{S1}, \theta_{S2}$ ; Slab surface temp.
- $\theta_{C1}, \theta_{C2}$ ; Slab center temp.
- $\theta_{g1}, \theta_{g2}, \theta_{g3}$ ; Furnace tail waste gas temp.
- 1; Nominal load, 2, 3; Light load

Figure 8.12 Suitable heat pattern for heating load



に加熱する必要性は薄れる。したがって、加熱負荷の減少にともない予熱帯の燃料流量の削減、あるいはバーナの消火により、加熱帯での加熱に重点を置いた燃料配分にヒートパターンを変える。さらに負荷が減った時は、抽出側での急速加熱を行なうために、均熱帯でも積極的な加熱を行なうヒートパターンを採用する。これにより排ガス温度が低下して、排ガス熱損出が減少する。

加熱負荷の変化に対するヒートパターンの変化を Figure 8.12 に、加熱負荷と熱量原単位の関係を図 8.13 に示した。

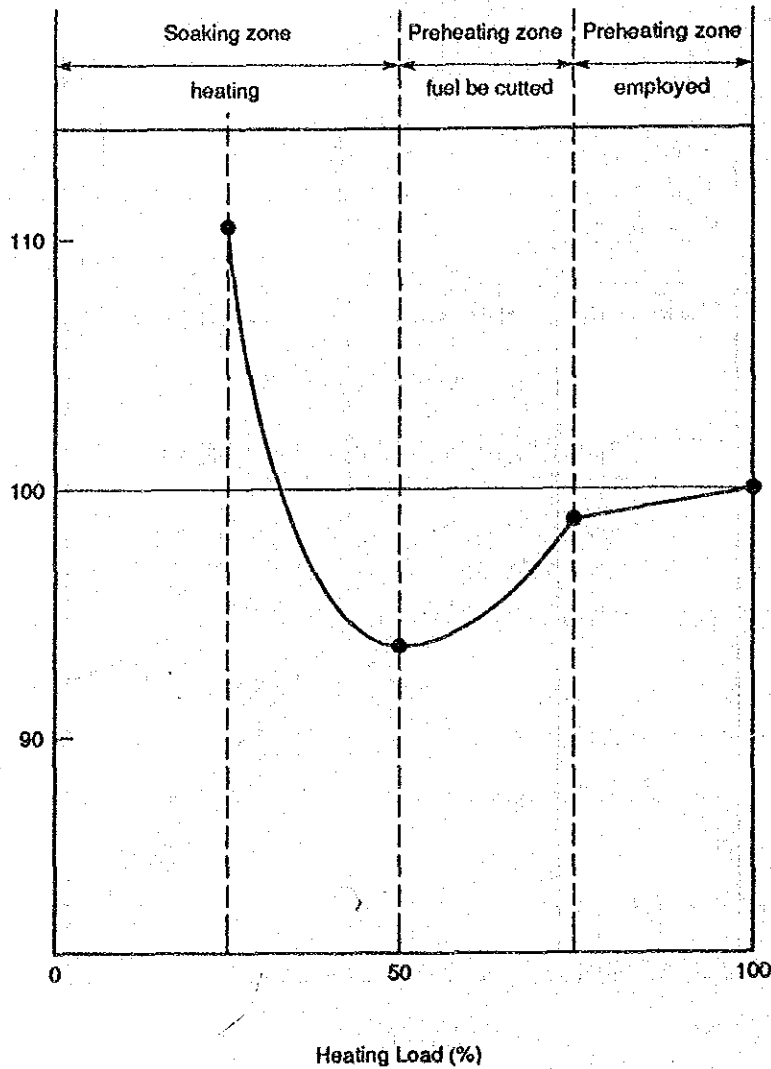


Figure 8.13 Heating load vs fuel consumption ratio

## 8.5.2 排ガス損失熱

### A) 予熱帯の延長

予熱帯の延長は、燃焼ガスと炉内鋼片との伝熱域が増加するため、排ガス温度が低くなり、特に炉床負荷の高い炉では省エネルギー効果が大きい。

予熱帯延長の効果の一例として、炉長と燃料原単位の関係を図8.14に、炉長と排ガス温度及び予熱空気温度の関係を図8.15に示す。

しかし炉長の延長により、冷却水熱損失と炉体放散熱損失が増加するので、延長部分が長くなるに従って省エネルギー効果が減少し、投資の回収年数も長くなるので、実施に際しては厳密な検討が必要である。

### B) 排熱回収

#### a. 空気予熱器

空気予熱器は燃焼用空気温度を高温にし、排ガス温度を下げる機能を持つ。燃焼用空気温度が高くなるにしたがい、火炎温度が上昇してヒートパターンが改善され、炉尻排ガス温度も低下する。

空気予熱による燃料節減率  $R$  [%] は次式によって計算できる。

$$R = \left\{ \frac{P}{F - Q + P} \right\} \times 100 \quad \text{-----(8-48)}$$

ここに、

$F$  ; 燃料の発熱量 [kJ/kg or kJ/Nm<sup>3</sup>. 燃料]

$P$  ; 予熱空気の持ち込む熱量 [kJ/kg or kJ/Nm<sup>3</sup>. 燃料]

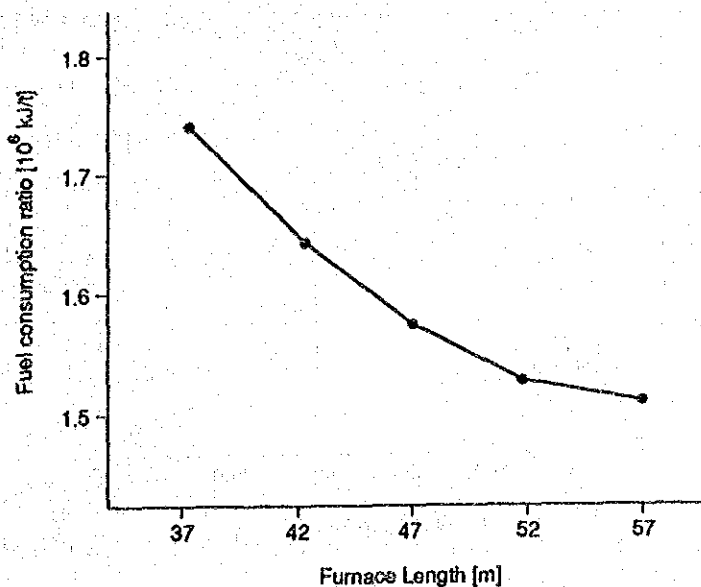


Figure 8.14 Furnace length vs fuel consumption ratio

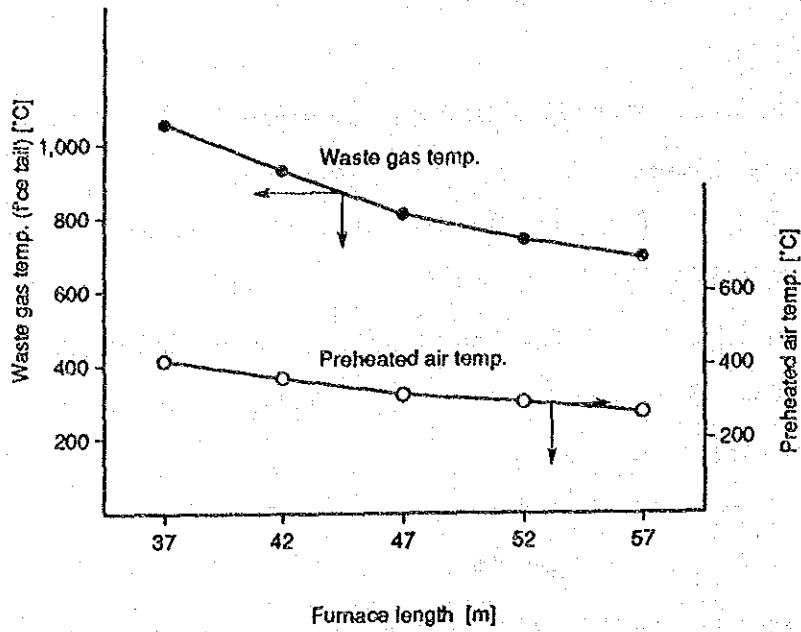


Figure 8.15 Furnace length vs temp. of waste gas & preheated air

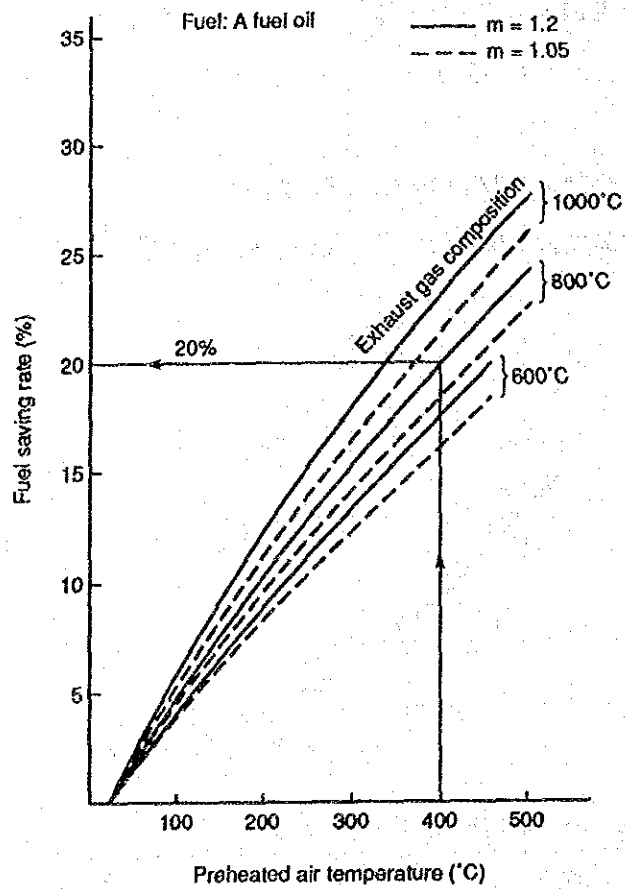


Figure 8.16 Preheated air temperature vs fuel saving ratio

Q ; 燃焼ガスの持ち去る熱量 [kJ/kg or kJ/Nm<sup>3</sup>. 燃料]

1例として、重油の場合の空気予熱による燃料節減率を Figure 8.16 に示す。

また、空気予熱器は使用時間の経過とともに、ガス側伝熱面の付着物等の汚れにより熱貫流率が低下するので、機会あるごとに伝熱面を清掃する必要がある。

清掃方法としては、

- ①ワイヤブラシと圧縮空気を用いる方法、
- ②ノズルより高圧水を噴射して清浄する方法

等がある。いずれの方法にも1長1短があり、①は作業性は良いが、完全な清掃が出来ないし、②は清掃は十分に行なわれるが、洗浄水の処理が面倒で手間がかかる。

高圧水噴射による清掃効果の実績例を Table 8.11 に示す。

Table 8.11 Effect of recuperator cleaning

	Preheated air temp. [%]	Heat recovery rate [%]	Pressure drop of waste gas [mbar]
Before cleaning	240	27.0	2.65
After cleaning	380	44.5	0.88

b. 排熱ボイラ

空気予熱器後の排ガス温度がまだ高いときには、空気予熱器の後に排熱ボイラを設置して水蒸気を回収する。重油を燃料とする時は、重油の加熱用およびバーナでの霧化用に使用出来るので、加熱炉の省エネルギーに貢献する。しかし、ガスを燃料とする場合は水蒸気を必要としないので、工場内の水蒸気供給には貢献するが加熱炉自体の省エネルギーには結びつかない。したがって、水蒸気回収のメリットが小さい時には次項でのべるガス予熱器を検討すべきである。

排熱ボイラを設置する場合、排ガス抵抗が増加するので煙突、排風機の通風能力の検討が必要である。

c. ガス予熱器

空気予熱器後の排ガス温度がまだ高いときには、空気予熱器の後に燃料ガス予熱用の熱交換器を増設して、燃料ガスを数100 [°C] に予熱することが行われる。この場合も火炎温度が上昇してヒートパターンが改善され、炉尻排ガス温度も低下する。

ただし、熱交換器内で漏洩があると、燃料ガスと排ガスが混合して爆発の危険を生じるので、液体熱媒体を介して熱交換するなどの注意が必要である。

C) 低空気比燃焼

燃焼空気の空気比を低減することは、燃焼ガス量が減るのみならず火炎温度が上昇するので、炉内伝熱効果が向上して排ガス温度も低くなり、省エネルギー効果が著しい。

また、低空気比燃焼により燃焼ガス中の $O_2$ 濃度が低くなるので、鋼片の焼き減りも少なくなる。

適正な空気比は次の通りで、重油を燃焼した時の空気比改善による効果の1例を Table 8.12 に示す。

重油燃焼の場合 1.1 ~1.2

燃料ガスの場合 1.05 ~1.1

Table 8.12 Fuel saving ratio for Improving air ratio

(fuel: heavy oil, saving ratio; [%])

Waste gas Temperature (°C)	Air ratio before Improvement	Air ratio after Improvement			
		1.30	1.20	1.10	1.00
700	1.40	3.76	7.27	10.5	13.5
	1.30		3.65	7.01	10.1
	1.20			3.48	6.74
	1.10				3.38
900	1.40	5.94	11.3	16.0	20.2
	1.30		5.66	10.7	15.2
	1.20			5.29	10.1
	1.10				5.06
1,000	1.40	9.43	17.3	23.8	29.4
	1.30		8.67	15.9	22.1
	1.20			7.91	14.7
	1.10				7.36
1,300	1.40	15.7	27.2	35.9	42.7
	1.30		13.7	23.9	32.1
	1.20			11.9	21.3
	1.10				10.7

## D) 炉内圧

炉内の圧力が大気圧より高い場合には、炉内の燃焼ガスは炉の扉その他の開口部から外部に噴出する。反対に大気圧より低ければ開口部から外気を吸い込んで、炉内の高温状態にある鋼片と炉内ガスを冷却するのみならず、排ガス量が増加するので排ガス損出熱が増える。

炉内圧が操業に及ぼすデメリットを考えた場合、負圧操業時のデメリットの方が大きいので、加熱炉の炉内圧は常に正圧を維持するよう煙道のダンパで制御する。

炉内圧は通常均熱帯で測定し、ハースラインでの圧力が大気圧より若干高い0.02~0.04 [mbar]にするが、ハースラインより低い位置に開口部がある場合にはその箇所からの外気の吸い込みを防止するため、炉内圧を高く設定する。

炉内圧の検出位置がハースラインに設けられていない場合、例えば天井に設置されている場合には、ハースラインと検出端の高さの差による燃焼ガスの浮力の影響を考慮しなければならない。均熱帯の炉内ガス温度が1300 [℃]、外気温度が20 [℃]とすると、高さ1 [m]当たりの浮力は0.1 [mbar]であるので、この浮力に相当する圧力を適正ハースライン圧力にプラスした圧力を、天井検出端の設定値にする。

炉内圧にともなう開口部からの炉内ガスの吹き出しによる損失熱量は次式で求められる。

$$Q = \alpha \times A \times 44,670 \times \{273/(273+t)\}^{1/2} \times \Delta P^{1/2} \times C \times (t-t_r) \quad \text{-----}(8-49)$$

ただし、

Q ; 損失熱量 [kJ/h]

$\alpha$  ; 開口部の形による係数で、摩擦係数を f とすれば

$$\alpha = 1/(1+f)$$

炉壁の厚さが開口部径の0.5~2.5倍のとき0.5

A ; 開口部面積 [m<sup>2</sup>]

$\Delta P$  ; 炉内圧 [mbar]

C ; 炉内ガスの比熱 [kJ/(Nm<sup>3</sup>·℃)]

t ; 放炎ガス温度 [℃]

t<sub>r</sub> ; 外気温度 [℃]

### 8.5.3 冷却水損失熱

加熱炉の損失熱のなかで、冷却水損失熱は排ガス損失熱に次いで多く、この損失熱を少なくすることは省エネルギーに大きな効果がある。

冷却水は、扉、扉枠、炉壁のリンテル等にも使用されているが、ここでは使用量の大部分を占めるスキッド及びウオーキングビームについて述べる。

A) スキッドの断熱強化

冷却水損失熱はスキッドの断熱材の厚みを増すほど低減する。その関係をFigure 8.17に示す。しかし、厚さを増すことは施工性、保全面及び鋼片裏面の加熱への影響等で限界がある。そのため、1層断熱に代わるものとして2層断熱が採用されている。

Figure 8.18 に管径140 [mm] の場合の1層断熱と2層断熱の比較を、Figure 8.19 に2層断熱材の厚さは一定で、内層の断熱材の厚さを変えた場合の効果を示す。

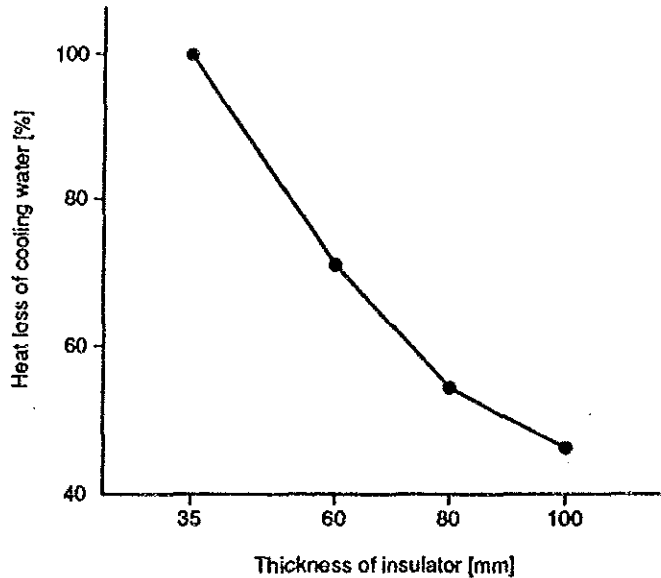


Figure 8.17 Heat loss of cooling water vs Insulating thickness

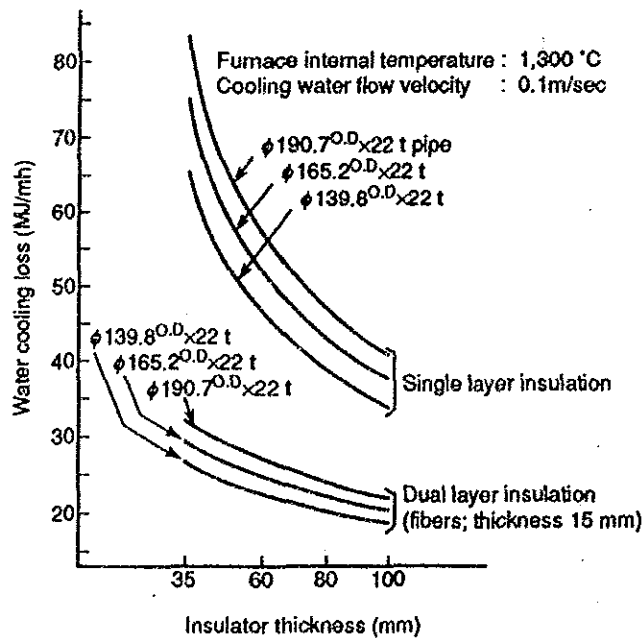


Figure 8.18 Comparison of 1-layer Insulating & 2-layer Insulating

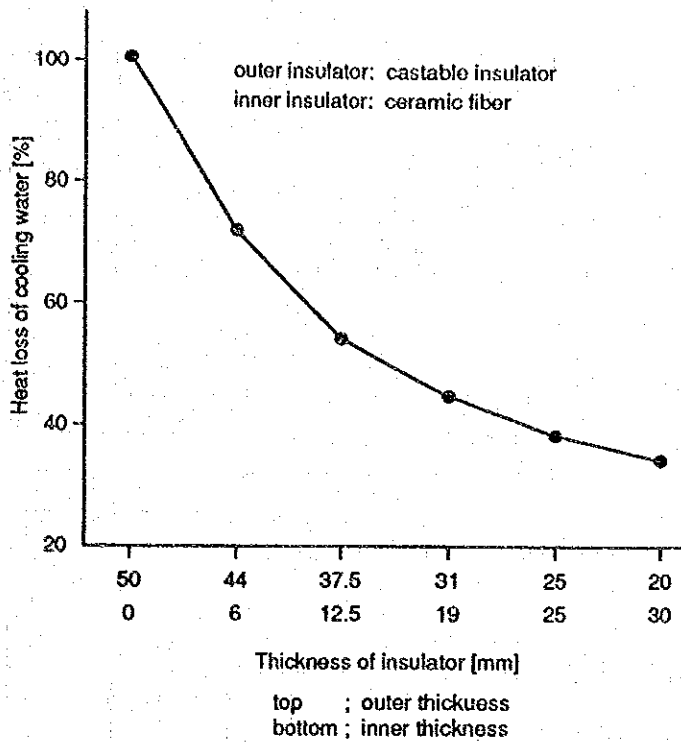


Figure 8.19 Heat loss vs inner layer thickness

B) 水温の管理

冷却水の出口温度は出来る限り高くすることが望ましいが、冷却水管内のスケールの生成による詰まりを防止するため50℃を上限にして水温を管理し、水量の低減を図る。

8.5.4 炉体放散熱及び蓄熱損失熱

炉体からの熱損失には炉壁を通して流れる放散損失と、炉壁に蓄えられる蓄熱損失がある。放散損失熱量及び蓄熱損失熱量は次式によって求められる。

① 放散損失熱量

定常状態では  $Q_1 = Q_2$  ..... (8-50)

$Q_1 = \lambda_1 / l_1 (t_i - t_1) = \lambda_2 / l_2 (t_1 - t_2) = \lambda_3 / l_3 (t_2 - t_0)$  ..... (8-51)

$Q_2 = (h_c + h_r) (t_0 - t_a)$  ..... (8-52)

ただし、

$Q_1$  ; 伝熱量 [kJ/(m<sup>2</sup>·h)]

$Q_2$  ; 放散熱量 [kJ/(m<sup>2</sup>·h)]

$t_i$  ; 内壁温度 [℃]

$t_1, t_2$  ; 境界温度 [℃]



$t_0$  ; 外壁温度 [°C]

$t_a$  ; 外気温度 [°C]

$\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$  ; 炉材の平均温度における熱伝導率 [kJ/(m·h·°C)]

$l_1, l_2, l_3$  ; 炉材の厚さ [m]

$h_c$  ; 外壁面の対流伝熱係数 [kJ/(m<sup>2</sup>·h·°C)]

$h_r$  ; 外壁面の放射伝熱係数 [kJ/(m<sup>2</sup>·h·°C)]

② 蓄熱損失熱量

$$H = l_1 \times \rho_1 \times C_1 \times \{(t_1 + t_1)/2 - t_{s1}\} + l_2 \times \rho_2 \times C_2 \times \{(t_1 + t_2)/2 - t_{s2}\} \\ + l_3 \times \rho_3 \times C_3 \times \{(t_2 + t_0)/2 - t_{s3}\}$$

.....(8-53)

ただし、

$H$  ; 蓄熱損失熱量 [kJ/m<sup>2</sup>]

$\rho_1, \rho_2, \rho_3$  ; 炉材密度 [kg/m<sup>3</sup>]

$C_1, C_2, C_3$  ; 炉材比熱 [kJ/(kg·°C)]

$t_{s1}, t_{s2}, t_{s3}$  ; 炉壁の加熱前温度 [°C]

したがって、炉壁からの放散損失熱量及び蓄熱損失熱量を低減するには、熱伝導率と熱容量の小さい断熱材を効果的に組み合わせた炉壁構成をする。

Figure 8.20 に、炉温900 [°C]、炉温1100 [°C]、炉温1300 [°C]における各種断熱材を組み合わせた時の放散熱量と蓄熱量の計算例を示す。実際の加熱炉では、炉壁を貫流する熱量の他に目地、亀裂、金物等からの放散が加わるので、この計算値より多くなると考えられる。

表より明らかなように、セラミックファイバは断熱性に優れているばかりでなく蓄熱量も小さい。また、セラミックファイバを既設炉の内壁に貼りつけるファイバベニアリングを施行するだけで、大幅な放散熱量の低減を図ることが出来る。

なお、断熱を強化することにより耐火物の温度が上昇するが、耐火物は一般に温度上昇にともなって強度が低下するので、温度条件に応じた耐火物の選定が重要である。選定を誤ると炉体寿命の低下、特に天井ではアンカー煉瓦と吊り金物の強度低下を招くので、耐熱性を十分考慮した施工法を採用する必要がある。

● Furnace inside wall temperature: 900 [°C]

Fresh air temperature: 25°C, blackness: 0.85

Furnace wall composition Furnace wall thickness: 344 [mm]	344		344		344		175			394												
	230	114	230	114	230	114	50	75	50	50	230	114										
	Refractories BK32		Insulating refractories B1		Insulating refractories B5		Insulating refractories LBK20		Insulating refractories B1		Ceramic fiber A for 1260°C		Ceramic fiber A for 1000°C		Ceramic fiber B for 1260°C		Refractories BK32		Insulating refractories B1			
	104		90		67		74		66													
Radiated calorific value: Q [kJ/m <sup>2</sup> h]	3,634		2,252		1,591		1,947			2,575												
Accumulated calorific value: [kJ/m <sup>2</sup> ]	382,297		142,309		84,531		12,058			298,016												
Continuous operation 6000 h/y	Radiated calorific value [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	21,805		13,515		9,546		11,681			15,449											
	Ratio [%]	100		61.8		56.6		63.6			72.6											
* Batch operation 40 w/y	Total heat loss [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	31,100		15,491		10,304		8,951			23,124											
	Ratio [%]	100		53.6		44.5		29.1			88.4											

● Furnace inside wall temperature: 1100 [°C]

Fresh air temperature: 25°C, blackness: 0.85

Furnace wall composition Furnace wall thickness: 344 [mm]	344		344		344		200			394												
	230	114	230	114	230	114	50	100	50	50	230	114										
	Refractories BK34		Insulating refractories B2		Insulating refractories B5		Insulating refractories B1		Insulating refractories B1		Ceramic fiber A for 1260°C		Ceramic fiber A for 1000°C		Ceramic fiber B for 1400°C		Refractories BK32		Insulating refractories B2			
	126		97		90		87		100													
Radiated calorific value: Q [kJ/m <sup>2</sup> h]	4,974		3,228		2,834		2,608			3,961												
Accumulated calorific value: [kJ/m <sup>2</sup> ]	468,210		200,966		154,577		17,208			405,533												
Continuous operation 6000 h/y	Radiated calorific value [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	29,844		19,368		17,007		15,650			23,764											
	Ratio [%]	100		64.9		57.0		52.4			79.6											
* Batch operation 40 w/y	Total heat loss [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	40,365		22,081		18,514		12,037			33,327											
	Ratio [%]	100		54.7		45.9		29.8			82.4											

Figure 8.20 Wall construction vs heat loss from wall & storage heat (1/3)

● Furnace inside wall temperature: 1100 [°C]

Fresh air temperature: 25°C, blackness: 0.85

Furnace wall composition						
Radiated calorific value: Q [kJ/m²h]		3,605	2,227	2,309	2,294	2,617
Accumulated calorific value: [kJ/m²]		533,314	253,469	190,290	19,636	487,595
Continuous operation 6000 h/y	Radiated calorific value [10³kJ/m²y]	21,629	13,364	12,234	13,766	15,700
	Ratio [%]	100	61.8	56.6	63.6	72.6
* Batch operation 40 w/y	Total heat loss [10³kJ/m²y]	37,015	19,829	16,483	10,768	30,886
	Ratio [%]	100	53.6	41.5	29.1	83.4

● Furnace inside wall temperature: 1300 [°C]

Fresh air temperature: 25°C, blackness: 0.85

Furnace wall composition						
Radiated calorific value: Q [kJ/m²h]		6,921	4,974	4,136	3,379	5,589
Accumulated calorific value: [kJ/m²]		511,108	579,914	240,950	45,971	480,519
Continuous operation 6000 h/y	Radiated calorific value [10³kJ/m²y]	41,525	29,844	24,819	20,272	33,536
	Ratio [%]	100	71.9	59.8	48.8	80.8
* Batch operation 40 w/y	Total heat loss [10³kJ/m²y]	52,151	44,832	27,633	16,583	43,534
	Ratio [%]	100	86.0	53.0	31.7	83.5

Figure 8.20 Wall construction vs heat loss from wall & storage heat (2/3)

Furnace inside wall temperature: 1300 [°C]

Fresh air temperature: 25°C, blackness: 0.85

Furnace wall composition		460	460	460	261	310
Furnace wall thickness: 460 [mm]		230+230	230+114+114	230+230	6.75+230+50	50+230+230
		Refractories BK35 Insulating refractories B4	Refractories BK35 Insulating refractories B1 Insulating refractories B1	Insulating refractories LK30 Insulating refractories B2	Refractories coating Ceramic fiber B for 1400°C Insulating refractories B4 Insulating board	Ceramic fiber B for 1600°C Refractories BK35 Insulating refractories B4
Radiated calorific value: Q [kJ/m <sup>2</sup> h]		4,605	4,124	2,956	3,107	3,986
Accumulated calorific value: [kJ/m <sup>2</sup> ]		633,002	647,614	301,073	178,609	579,202
Continuous operation 6000 h/y	Radiated calorific value [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	27,633	43,844	24,903	18,640	23,940
	Ratio [%]	100	89.5	64.2	67.5	86.6
* Batch operation 40 w/y	Total heat loss [10 <sup>3</sup> kJ/m <sup>2</sup> y]	45,356	43,844	24,903	20,658	40,524
	Ratio [%]	100	96.7	54.9	45.5	89.4

Figure 8.20 Wall construction vs heat loss from wall & storage heat (3/3)

### 8.5.5 開口部損失熱

#### A) シール強化

炉の開口部よりの放炎あるいは外気の侵入を防止するためには、開口部の扉の設置及び扉の完全なシールが必要で、特に負圧になりがちな炉下部の開口部には十分注意する必要がある。

装入扉部は装入鋼片の幅寸法及び厚さが一定でないので、扉を完全に締め切ることが出来ず、常に扉及び炉側壁と装入鋼片との間には隙間が残る。この開口部を出来るだけ小さくする方法に、Figure 8.21 に示す補助扉を設けた親子式扉への改造がある。また、鋼片の抽出に

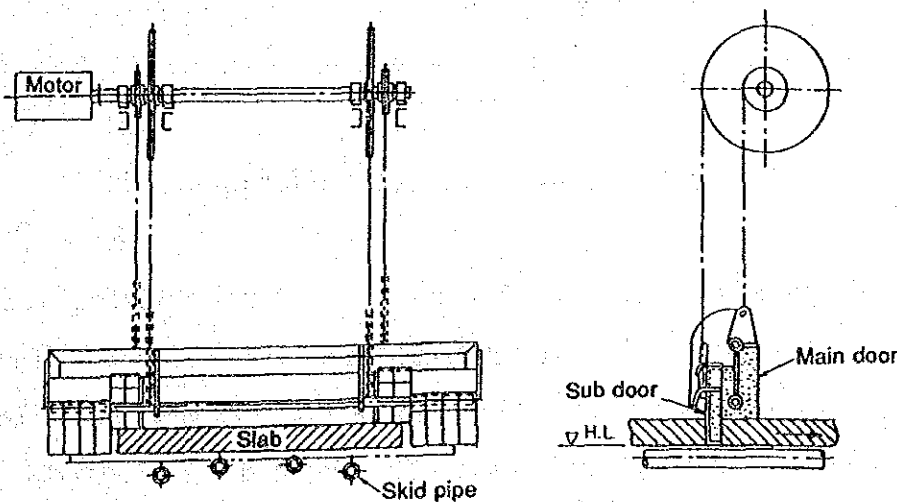


Figure 8.21 Furnace end door with sub-door

エキストラクタを用いる炉の抽出端でもエキストラクタ・アームの開口部をシールするために、親子式扉の採用が望ましい。

B) 開口部の減少

炉の開口部からは放炎がない場合でも、炉内壁からの放射と炉内ガスの放射があるので、開口部の設置は最小限度に止め、不要の開口部は耐火物で埋めるようにする。開口部よりの放射損失熱は、次式と Figure 8.22 で求められる。

$$Q = 4.88 \times \sigma \times A \times \{(t + 273)/100\}^4 \quad \text{----- (8-54)}$$

ただし、

Q ; 放射熱損失 [kJ/h]

t ; 炉内温度 [°C]

A ; 開口部面積 [m<sup>2</sup>]

σ ; 全放射に対する係数

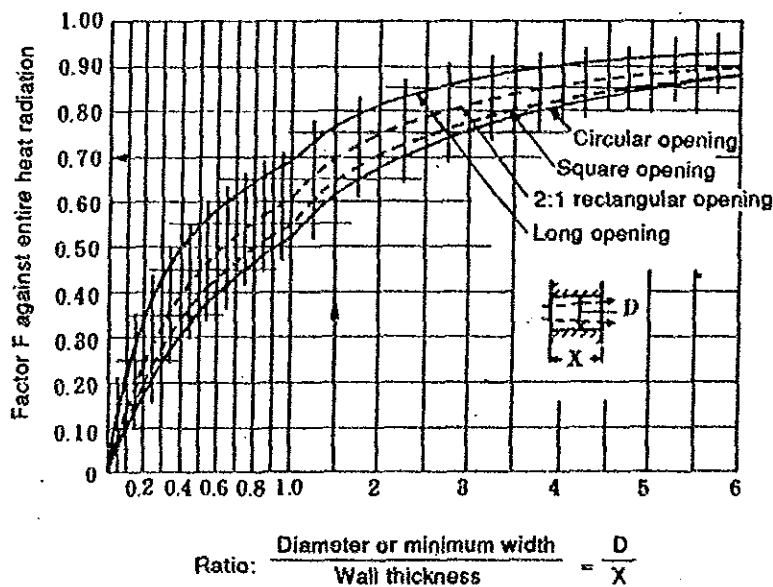


Figure 8.22 Correction factor; F for open hole

8.5.6 保熱及び昇熱

圧延ラインが休止した時に、通常の加熱操業のヒートパターンのみで保熱することは、オーバヒート、バーニング、スケールの増加等鋼片品質への悪影響、排ガス熱損失の増大等も面で好ましくない。圧延休止時間に対応して炉内温度を変えなければならない。

短時間休止の場合は、保熱に入る前の炉の熱的状態を維持し、復旧時には短時間で通常の状態に戻せるような保熱を行う。ヒートパターン設定の1例を Table 8.13 に示す。

Table 8.13 Example of heat pattern in temp. holding

Holding time	10 ~ 19'	20 ~ 39'	40 ~ 79'
Soaking zone	-30 [°C]	-50 [°C]	-80 [°C]
Heating zone (upper)	-40 [°C]	-70 [°C]	-100 [°C]
Heating zone (lower)	-40 [°C]	-60 [°C]	-100 [°C]
Preheating zone (upper)	-40 [°C]	Fuel cut	Fuel cut
Preheating zone (lower)	Fuel cut	Fuel cut	Fuel cut

長時間保熱の場合には、操業再開時の昇熱時間内で均熱帯温度の復帰が行なえる範囲内で極力低温にし、加熱帯温度も800 [°C] 程度まで下げる。

さらに休止時間が長くなる場合には全ゾーンを消火し、装入扉、抽出扉及び煙道ダンパを全閉にする。

昇熱時には、耐火物のスポーリングを考慮して変態点までは50 [°C/h] 程度の速度で昇熱する。

### 8.5.7 排熱回収

- A) 空気予熱器 (既述)
- B) 排熱ボイラ (既述)
- C) ガス予熱器 (既述)
- D) スキッドボイラ (ホットクーリングシステム)

スキッドまたはウォーキングビームの冷却に純水を使用して、蒸気回収を行なう。

### 8.5.8 計 装

鋼片の適切な加熱状態を維持して省エネルギー操業を行なうには、常に燃焼状況、各ゾーンの燃料流量、炉内の各部温度、炉内圧等を監視し、調整をしなければならないが、これらの状態を定量的に判断するには作業員の目視観察のみでは不可能のことである。また、操業の変化により加熱状態が変化した時には、定められた目標値維持のため各操作量の再調整を行なうが、変化の量と速度を判断して安定かつ迅速に調整することは相当の熟練と継続的な調整作業が要求され、普通の作業員には非常に無理な要求になる。したがって、測定及び制