

国際協力事業団

イラン・イスラム共和国
計画予算庁

イラン国

エネルギー最適利用計画調査

最終報告書

(本文Ⅲ) 97・9

国際協力事業団

304
67
MPN

LIBRARY

イラン国 エネルギー最適利用計画調査 最終報告書

Ⅲ. 工場調査結果

1997年9月

JICA LIBRARY



J 1137876(7)

財団法人省エネルギーセンター
財団法人日本エネルギー経済研究所

欽調資
JR
97-150(Ⅲ)



国際協力事業団

イラン・イスラム共和国
計画予算庁

イラン国
エネルギー最適利用計画調査
最終報告書

Ⅲ. 工場調査結果

1997年9月

財団法人省エネルギーセンター
財団法人日本エネルギー経済研究所



1137876 [7]

III 工場診断結果

目 次

1. 鉄鋼業の調査結果	
1.1 Esfahan Steel の調査結果.....	1
2. 化学工業の調査結果	
2.1 Tehran Refinery の調査結果.....	63
3. セメント工業の調査結果	
3.1 Sepahan Cement の調査結果.....	133
3.2 Tehran Cement の調査結果.....	159
3.3 Soufian Cement の調査結果.....	185
4. ガラス工場の調査結果	
4.1 Ghazvin Glass の調査結果.....	215
5. 繊維工業の調査結果	
5.1 Polyacryl Iran の調査結果.....	275
5.2 Kashan Velvet & Rayon Mills の調査結果.....	317
6. 食品工業の調査結果	
6.1 Behshahr Industry の調査結果.....	359
6.2 Karun Cane の調査結果.....	397
6.3 Abkouh Sugar の調査結果.....	415
7. 添付資料	
7.1 工場調査団員名簿.....	439
7.2 工場調査日程.....	442
7.3 測定機材一覧表.....	447

List of Tables

Table 1.1	Major Equipment
Table 1.2	Long Product Steel Production (10^6 t/y)
Table 1.3	Production in 1994 (10^3 t/y)
Table 1.4	Process Available Time Rate
Table 1.5	Yield of Main Process
Table 1.6	Energy Consumption
Table 1.7	Energy Intensity in 1994
Table 1.8	Energy Intensity by Process
Table 1.9	Comparison of Energy Intensity of Each Process
Table 1.10	Coke Oven Energy Intensity
Table 1.11	Assumed Heat Balance for Coke Oven
Table 1.12	Energy Conservation Measure for Coke Oven (Fuel)
Table 1.13	Comparison of Electricity and Steam Intensities for Coke Oven
Table 1.14	Summary of Energy Conservation Measures in Coke Oven
Table 1.15	Sinter Plant Energy Intensity
Table 1.16	Effect of Operation Factors on Sinter Yield (for Reference)
Table 1.17	Reduction of Air Leakage in Sintering Machine and Exhaust Gas Line
Table 1.18	Summary of Energy Conservation Measures in Sintering Plant
Table 1.19	Comparison of Energy Intensity in Blast Furnaces (1)
Table 1.20	Coke Ratio vs Operational Factor (for Reference)
Table 1.21	Comparison of Energy Intensity in Blast Furnaces (2)
Table 1.22	Blast Furnace Energy Intensity
Table 1.23	Assumed Hot Stove Heat Balance
Table 1.24	Energy Conservation Measures for Hot Stove (Fuel)
Table 1.25	Summary of Energy Conservation Measures in Blast Furnace
Table 1.26	Steel-Making Process Energy Intensity
Table 1.27	Summary of Energy Conservation Measures in Steel-Making Process
Table 1.28	Rolling Mill Energy Consumption
Table 1.29	Rolling Mill Production in 1994
Table 1.30	Premises in Heat Balance Calculation
Table 1.31	Heat Balance of M-500 Reheating Furnace (excluding AH)
Table 1.32	Specification of Blower
Table 1.33	Measurement Data of Blower

Table 1.34	Fuel Intensity in M-500
Table 1.35	Surface Emission Calculation (M-500 Reheating Furnace)
Table 1.36	Summary of Energy Conservation Measures in Rolling Process
Table 1.37	Comparison of Energy Intensities in Energy Plant, etc.
Table 1.38	Energy Intensity of CPP
Table 1.39	TPP Energy Intensity
Table 1.40	O ₂ Plant Energy Consumption
Table 1.41	Specification of Air Compressor
Table 1.42	Measurement Data of Air Compressors (No. 1, No. 3 and No. 4)
Table 1.43	Operation Data of O ₂ -Plant
Table 1.44	Energy Consumption of Others
Table 1.45	Specification of Pump
Table 1.46	Measurement Data of Pump
Table 1.47	Energy Distribution Loss
Table 1.48	Electricity Balance
Table 1.49	Summary of Energy Conservation Measures in Energy Utilization Facilities
Table 1.50	Summary of Proposals
Table 2.1	Production of Major Products
Table 2.2	Annual Utilities Consumption
Table 2.3	Energy Consumption
Table 2.4	Power Supply and Demand Status
Table 2.5	Load Fluctuation in at Each Substation
Table 2.6	Improvement Proposal Form
Table 2.7	Check List of Daily Operation
Table 2.8	Complexity Factor
Table 2.9	Heating Furnaces
Table 2.10	Field Measurement
Table 2.11	O ₂ Content in Exhaust Gas and Exhaust Gas Temperature
Table 2.12	Combustion Calculation
Table 2.13	Characteristics
Table 2.14	Surface Emission Calculation, 2H-101
Table 2.15	Heat Balance Calculation on Crude Oil Heater, 2H-101
Table 2.16	Heat Balance Calculation on Oil Heater, 2H-151
Table 2.17	Fuel Economy by Air Ratio Adjustment (Gas Firing)
Table 2.18	Fuel Economy by Air Preheating

Table 2.19 Estimated Fuel Saving by Air Ratio Adjustment & Air Preheating

Table 2.20 Design Base & Actual Data of Coolers

Table 2.21 Heat Recovery from Coolers

Table 2.22 Cooling Effect of CTW Flow Change

Table 2.23 Equivalent Length of Valves

Table 2.24 Heat Economy by Steam Valve Heat Insulation

Table 2.25 Exhaust Gas Heat Loss (South Plant)

Table 2.26 Fuel Economy by Air Preheating

Table 2.27 Specifications of Boiler, Turbine and Generator

Table 2.28 Test Record

Table 2.29 Large Motor Current Measurement Result

Table 2.30 Design Base & Actual Data of Pump & Control Valve

Table 2.31 Electric Power Reduction by Pump Impeller Cutting

Table 2.32 Summary of Proposals

Table 3.1.1 Major Equipment

Table 3.1.2 Production, Energy Consumption, and Energy Intensity

Table 3.1.3 Plant Operation Record

Table 3.1.4 Heat Balance (No. 2 SP Rotary Kiln)

Table 3.1.5 Electricity Consumption

Table 3.1.6 Summary of Proposals

Table 3.2.1 Production Lines

Table 3.2.2 Operation Record of Kiln No. 4

Table 3.2.3 Operation Record of Kiln No. 6

Table 3.2.4 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln)

Table 3.2.5 Rationalization of Production

Table 3.2.6 Summary of Proposal

Table 3.3.1 Major Equipment

Table 3.3.2 Production, Energy Consumption, and Energy Intensity

Table 3.3.3 Operation Record of Kiln No. 2

Table 3.3.4 Operation Record of Kiln No. 4

Table 3.3.5 Heat Balance (No. 4 SP Rotary Kiln)

Table 3.3.6 Rationalization of Production

Table 3.3.7 Electricity Consumption of Each Equipment

Table 3.3.8 Summary of Proposals

Table 4.1	Energy Prices
Table 4.2	Annual Data of Production
Table 4.3	Annual Energy Consumption
Table 4.4	Annual Energy Intensity
Table 4.5	Basic Data of Energy Heat Values
Table 4.6	Melting Energy Intensity in No. 1, No. 2, No. 3, and No. 4 Plants
Table 4.7	Operation Data on No. 2 Furnace
Table 4.8	Operation Basic Data on Each Furnace
Table 4.9	Oxygen Content in Exhaust Gas at Upper Part of Regenerator
Table 4.10	Calorific Value of Fuel
Table 4.11	Sensible Heat of Fuel
Table 4.12	Sensible Heat of Air
Table 4.13	Total Heat Input
Table 4.14	Batch Composition
Table 4.15	Calculation of kg-mol
Table 4.16	Heat Values of Transformation, Reaction, Melting, and Gas Heating
Table 4.17	Heat Value of Glass Heating
Table 4.18	Heat Value of Water Evaporation and Heating
Table 4.19	Heat Value of Batch Melting
Table 4.20	Heat Value of Raw Material Melting and Heating
Table 4.21	Volume of Exhaust Gas (Wet)
Table 4.22	Heat Loss of Exhaust Gas (Wet)
Table 4.23	Sensible Heat of Exhaust Gas at Upper Part in the Regenerator
Table 4.24	Recovery Heat Value at Regenerator and Recovery Rate
Table 4.25	Heat Loss from Wall Surface (No. 1 Furnace)
Table 4.26	Heat Loss from Wall Surface (No. 2 Furnace)
Table 4.27	Heat Loss from Wall Surface (No. 3 Furnace)
Table 4.28	Heat Loss from Wall Surface (No. 4 Furnace)
Table 4.29	Heat Loss of Coolers (Presumed Value)
Table 4.30	Summary of Heat Balance
Table 4.31	Comparison of Basic Data of Ghazvin Glass and an Excellent Factory
Table 4.32	Comparison between Ghazvin Glass and an Excellent Factory
Table 4.33	Comparison with Heat Balance Data
Table 4.34	Heat Transfer Surface Area of Checker
Table 4.35	Load of Exhaust Gas on Surface of Checker

Table 4.36	Comparison in Melting Capacity and Actual Data
Table 4.37	Glass Composition - 1
Table 4.38	Glass Composition - 2
Table 4.39	Glass Composition - 3
Table 4.40	Glass Composition - 4
Table 4.41	Measurement Result of Consumption
Table 4.42	Summary of Proposals
Table 5.1.1	Outline of Main Equipment
Table 5.1.2	Production
Table 5.1.3	Energy Consumption
Table 5.1.4	Power Consumption Ratio
Table 5.1.5	Power Generation by Gas Turbine Power Generation Facility
Table 5.1.6	Power Balance
Table 5.1.7	Energy Intensity
Table 5.1.8	Energy Intensity by Utility
Table 5.1.9	Energy Intensity by Process
Table 5.1.10	Comparison of Production Composition and Energy Intensity
Table 5.1.11	Comparison of Energy Intensity for Polyester Production
Table 5.1.12	Comparison of Energy Intensity for Acryl Production
Table 5.1.13	Heat Balance on Dowtherm Evaporator No. 1
Table 5.1.14	Estimated Heat Balance after Air Ratio Adjusting
Table 5.1.15	Gas Turbine System
Table 5.1.16	Gas Turbine Heat Balance
Table 5.1.17	Power Consumption by Chiller and Climatic Conditions
Table 5.1.18	Measurement Result of Power Consumption by Pump Motor
Table 5.1.19	Efficiency Calculation of Main Pumps
Table 5.1.20	Component Ratio by Power Consumer Function (1995)
Table 5.1.21	Summary of Proposals
Table 5.2.1	Main Equipment
Table 5.2.2	Production
Table 5.2.3	Energy Consumption
Table 5.2.4	Electricity Balance
Table 5.2.5	Diesel Engine Power Generation
Table 5.2.6	Energy Intensity (1995)
Table 5.2.7	Fuel Economy of Diesel Generation

- Table 5.2.8 Comparison of Energy Intensity
- Table 5.2.9 Pneuma Waste Generated on Spinning Machine
- Table 5.2.10 Measured Values of Temperature and Humidity in the Spinning Process
- Table 5.2.11 Standard Temperature and Humidity for Each Process
- Table 5.2.12 Operation Control Items in the Spinning Process
- Table 5.2.13 Air Conditioner Setting Condition
- Table 5.2.14 Summary of Estimated Effects by Waste Heat Recovery
- Table 5.2.15 Exhaust Gas Temperature and Oxygen Concentration in Exhaust Gas of Rayon Plant No. 1 Boiler and Velvet Plant No. 5 Boiler
- Table 5.2.16 Assumed Number of Bare Valves
- Table 5.2.17 Calculated Heat Emission from Bare Valve Surface
- Table 5.2.18 Power Measurement Result of Air Compressor at Velvet Plant and Trial Calculation for Improvement Plan
- Table 5.2.19 Summary of Proposals
- Table 6.1.1 Major Equipment of No.2 Plant
- Table 6.1.2 Production
- Table 6.1.3 Energy Consumption
- Table 6.1.4 Electric Power Balance (1995)
- Table 6.1.5 Measurement Results of Electric Power Balance (11 August 1996)
- Table 6.1.6 Annual Private Power Generation and Annual Utilization Factor
- Table 6.1.7 Electricity, Natural Gas, Steam and Water Intensity
- Table 6.1.8 Steam Consumption and Steam Intensity
- Table 6.1.9 Energy Intensity by Process in a Japanese Oil Refinery
- Table 6.1.10 Heat Emission from Power Plant
- Table 6.1.11 Relationship between Barometric Condenser Cooling Water Temperature and Ejector Steam Amount
- Table 6.1.12 Steam Temperature on Turbine Output Power
- Table 6.1.13 Data for Boiler Heat Balance Calculation (Boiler No.5)
- Table 6.1.14 Boiler Heat Balance (net heat value based) (Boiler No. 5)
- Table 6.1.15 Boiler Heat Balance (net heat value based) (Boiler No. 11)
- Table 6.1.16 Exhaust Heat Analysis (No. 4 Engine)
- Table 6.1.17 Measurement Result of Electric Power for Well Pump and Calculation Result of Pump Efficiency
- Table 6.1.18 Measurement Result of Electric Power for Large Pump Motor
- Table 6.1.19 Measurement Result of Filling Substation Transformers

Table 6.1.20	Summary of Proposals Energy price and investment cost are based on those in Japan.
Table 6.2.1	Major Equipment
Table 6.2.2	Production
Table 6.2.3	Energy Consumption
Table 6.2.4	Energy Allotment by Process
Table 6.2.5	Comparison of Energy Intensities
Table 6.2.6	Comparisons of Operating Conditions between Refineries
Table 6.2.7	No. 2 Boiler Heat Balance (net heat value based)
Table 6.2.8	No. 3 Boiler Heat Balance (net heat value bases)
Table 6.2.9	Summary of Proposals
Table 6.3.1	Major Equipment
Table 6.3.2	Production
Table 6.3.3	Energy Consumption
Table 6.3.4	Fuel Oil and Electricity Intensity
Table 6.3.5	Power Supply and Demand Situation
Table 6.3.6	Comparison of Energy Intensities
Table 6.3.7	Assumed Number of Bare Valves
Table 6.3.8	Calculated Heat Emission from Bare Valve Surface
Table 6.3.9	Equivalent Length of Valves
Table 6.3.10	Steam Storage in Pressurized Steam Tank
Table 6.3.11	Steam Accumulator Simulation
Table 6.3.12	Summary of Proposals

List of Figures

- Figure 1.1 Production Process Flow Diagram
- Figure 1.2 Plant Layout
- Figure 1.3 One Line Diagram
- Figure 1.4 Energy Flow
- Figure 1.5 Schematic Diagram of M-500 Reheating Furnace
- Figure 1.6 Oxygen, CO₂, & Temperature, M-500 Furnace
- Figure 1.7 Relationship between Fuel Intensity and Rolling Speed
- Figure 1.8 Fuel Economy by Air Ratio Adjustment (M-500 Fuel Gas)
(Exhaust Gas 1,100 °C Burner Air 400 °C)
- Figure 1.9 Measured Data of CPP No. 3 Boiler
- Figure 1.10 Measured Data of TPP Boilers
- Figure 2.1 Block Flow
- Figure 2.2 Plant Layout
- Figure 2.3 One Line Diagram
- Figure 2.4 Energy Flow
- Figure 2.5 Steam System
- Figure 2.6 Operation Target Management Chart
- Figure 2.7 Complexity Factor vs. Efficiency of Energy Consumption
- Figure 2.8 Air Ratio/Oxygen Content
- Figure 2.9 Measured Data for Crude Oil Heater 2H-101
- Figure 2.10 Surface Temperature of Crude Oil Heater 2H-101 by Infrared Visual Display
- Figure 2.11 Measured Data for Oil Heater 2H-151
- Figure 2.12 Measured Data for Hydrogen Generator 2H-801
- Figure 2.13 Exhaust Gas Loss - North Plant Gas Firing
- Figure 2.14 Temperature Profile of Vacuum Overhead Coolers
- Figure 2.15 Steam Pipe Heat Insulation (An Example)
- Figure 2.16 Measured Data for Boiler A/South Plant
- Figure 2.17 Turbine Performance Record
- Figure 2.18 Electric Power Conservation by CV Opening
- Figure 2.19 Improvement of Flare Loss Control
- Figure 3.1.1 Process Flow
- Figure 3.1.2 Plant Layout
- Figure 3.1.3 One Line Diagram

- Figure 3.1.4 Production and Energy Intensity
- Figure 3.1.5 Monthly Production by Process
- Figure 3.1.6 Monthly Energy Intensity
- Figure 3.1.7 Departmental Electricity Consumption
- Figure 3.1.8 Gas Flow (Kiln No. 4)
- Figure 3.1.9 Operation Record of Electricity Consumption
- Figure 3.1.10 Electricity Maximum Demand of Everyday
- Figure 3.2.1 Plant Layout
- Figure 3.2.2 One Line Diagram
- Figure 3.2.3 Monthly Production of Kiln No. 4
- Figure 3.2.4 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 4
- Figure 3.2.5 Monthly Production of Kiln No. 6
- Figure 3.2.6 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 6
- Figure 3.2.7 Gas Flow (Kiln No. 4)
- Figure 3.3.1 Process Flow of Units 1 to 3
- Figure 3.3.2 Process Flow of Unit 4
- Figure 3.3.3 Plant Layout
- Figure 3.3.4 One Line Diagram
- Figure 3.3.5 Production and Energy Intensity
- Figure 3.3.6 Monthly Production of Kiln No. 2
- Figure 3.3.7 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 2
- Figure 3.3.8 Monthly Production of Kiln No. 4
- Figure 3.3.9 Monthly Energy Intensity of Kiln No. 4
- Figure 3.3.10 Gas Flow
- Figure 3.3.11 Operation Record of Electricity Consumption
- Figure 4.1 Plant Layout
- Figure 4.2 One Line Diagram
- Figure 4.3 Annual Production
- Figure 4.4 Annual Heavy Oil and Natural Gas Consumption
- Figure 4.5 Annual Electricity Consumption
- Figure 4.6 Trend of Energy Intensity per Product
- Figure 4.7 Daily Operation Data on No. 1 Plant (May 1996)
- Figure 4.8 Daily Operation Data on No. 2 Plant (May 1996)
- Figure 4.9 Daily Operation Data on No. 3 Plant (May 1996)
- Figure 4.10 Daily Operation Data on No. 4 Plant (April 1996)

- Figure 4.11 Trend of Fuel Intensity
- Figure 4.12 Oil Flow Rate and M.T. - 4P Temperature and Regenerator Outlet Temperature
- Figure 4.13 Air Preheating Temperature and Exhaust Gas Temperatures at Upper and Lower Parts of Regenerator
- Figure 4.14 Calculation of Average Real Temperature of Exhaust Gas and Consumption Air at Upper Part of Regenerator
- Figure 4.15 Oxygen Content in Exhaust Gas under Stack
- Figure 4.16 Operation Data on No. 1 Furnace
- Figure 4.17 Operation Data on No. 2 Furnace
- Figure 4.18 Operation Data on No. 3 Furnace (Bronze color)
- Figure 4.19 Temperature Distribution Curve
- Figure 4.20 Average Specific Heat of Exhaust Gas (W.G.) and Air
- Figure 4.21 Flow of Heat Balance at Ghazvin Glass Furnace
- Figure 4.22 Flow of Heat Balance at Japanese Sheet Glass Furnace
- Figure 4.23 Grain Size Distribution of Silica Sand
- Figure 4.24 Relationship between Intensity of Heavy Oil and Size of Melting Furnace in Sheet Glass
- Figure 4.25 Voltage and Current of City Power
- Figure 5.1.1 Process Flow
- Figure 5.1.2 Plant Layout
- Figure 5.1.3 One Line Diagram
- Figure 5.1.4 Energy Flow
- Figure 5.1.5 Dowtherm Evaporator Measurement
- Figure 5.1.6 Exhaust Gas Measurement for Gas Turbine No. 2
- Figure 5.1.7 Combustion Temperature and Efficiency
- Figure 5.1.8 Suction Temperature and Net Output Power
- Figure 5.1.9 Concept of Outside Air Cold Heat Utilization
- Figure 5.1.10 Biologically Oriented Overall Waste Water Treatment System
- Figure 5.2.1 Process Flow
- Figure 5.2.2 Plant Layout
- Figure 5.2.3 One Line Diagram
- Figure 5.2.4 Heat Energy Flow
- Figure 5.2.5 Steam Flow and Feed Water Flow
- Figure 5.2.6 Electricity Intensity of Spinning Mill (an example)
- Figure 5.2.7 Electricity Intensity for a Weaving Factory (an example)

- Figure 5.2.8 Standard Control Moisture Content of In-process Product in Each Spinning Process
- Figure 5.2.9 Saturation Efficiency by Spray Direction
- Figure 5.2.10 Configuration of Air Conditioner
- Figure 5.2.11 Recovery of Flash Steam
- Figure 5.2.12 Concept of Waste Heat Recovery Flow Sheet
- Figure 5.2.13 Heat Balance of Cogeneration
- Figure 5.2.14 Insulation Thickness and Heat Emission, an Example
- Figure 6.1.1 Process Flow
- Figure 6.1.2 Plant Layout
- Figure 6.1.3 One Line Diagram
- Figure 6.1.4 Electricity Intensity
- Figure 6.1.5 Energy Flow
- Figure 6.1.6 Surface Temperature of Steam Pipe by Infrared Visual Display
- Figure 6.1.7 Insulation Thickness and Heat Emission (An example)
- Figure 6.1.8 Vapor Pressure of Organic Compounds (Esters)
- Figure 6.1.9 Vapor Pressure of Organic Compounds
(Hydrocarbon, Chlorinated Hydrocarbon and Organic Silicon Compound)
- Figure 6.1.10 Spray Cooling for Barometric Condenser Coolant
- Figure 6.1.11 Hydrogenation Equipment
- Figure 6.1.12 Steam Line for Boiler No. 5
- Figure 6.1.13 Boiler No. 11 for Process Steam
- Figure 6.1.14 Diesel Generators
- Figure 6.1.15 Simplified Flow Diagram and Measurement of Diesel No. 4
- Figure 6.1.16 Water Line for Diesel No. 4
- Figure 6.1.17 Fuel and Exhaust Gas Flow for Diesel No. 4
- Figure 6.2.1 Process Flow
- Figure 6.2.2 Plant Layout
- Figure 6.2.3 One Line Diagram
- Figure 6.2.4 Energy Flow
- Figure 6.2.5 Automatic Control System Diagram
- Figure 6.3.1 Process Flow
- Figure 6.3.2 Plant Layout
- Figure 6.3.3 One Line Diagram
- Table 6.3.2 Production

- Figure 6.3.4 Energy Flow**
- Figure 6.3.5 Material Flow of Boiling Pan (Case 1)**
- Figure 6.3.6 Material Flow of Boiling Pan (Case 2)**
- Figure 6.3.7 Material Flow of Boiling Pan (Case 3)**
- Figure 6.3.8 Automatic Control System Diagram**
- Figure 6.3.9 Insulation Thickness & Heat Emission, an Example**
- Figure 6.3.10 Steam Accumulator System**

III 工場診断結果

1. 鉄鋼業の調査結果

1. 鉄鋼業の調査結果

1.1 Esfahan Steel の調査結果

1.1.1 工場の概要

(1) 工場名

Esfahan Steel Company

(2) 工場所在地

Km 45 - Shahrekord Road, Esfahan

(3) 従業員数

11,600 名

(4) 主要製品

棒鋼（丸鋼，平鋼，角鋼，異形丸鋼）形鋼（I 形鋼，溝形鋼，山形鋼）
および軌条

(5) 生産能力

製品 1,900,000 t/y

(6) プロセス概要

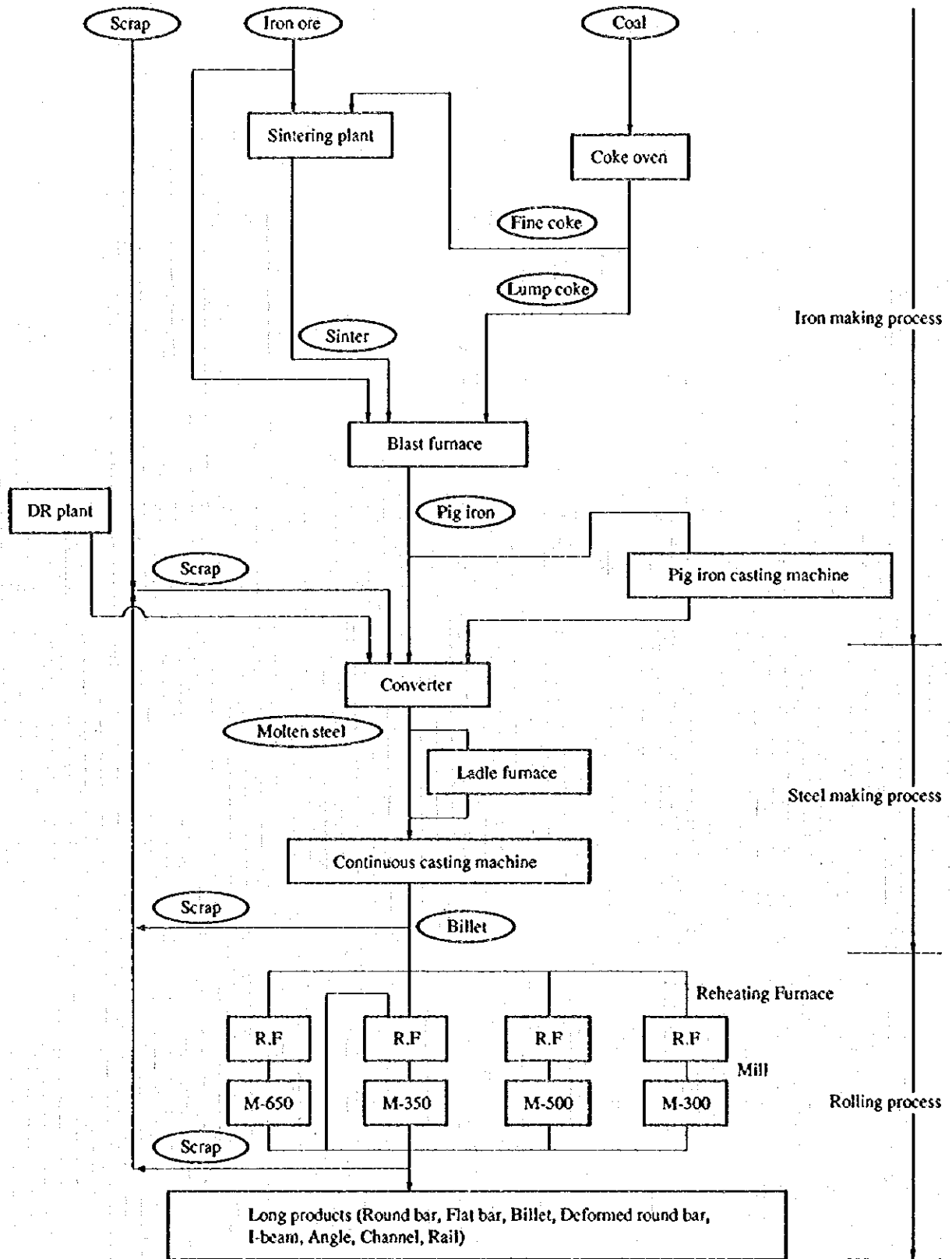
Esfahan Steel は、高炉 2 基 (1033 m², 2000 m³), 転炉 3 基 (130 t/ch) および条鋼圧延機 4 基を持ち、棒鋼，形鋼および軌条を生産する鉄鋼一貫製鉄所である。その製造工程図を Figure 1.1 に示す。

この製鉄所は、コークス炉および高炉がフル操業しており、製鉄工程の能力が下工程より劣るので DR (Direct reduction) プラントを建設中である。

(7) 工場の沿革

1966 年 1 月に製鉄所建設に関する契約を旧ソ連（現ロシア共和国）と結び、1972 年に年産 550,000 t の製品生産能力を持つ鉄鋼一貫製鉄所（第 1 期工事）

Figure 1.1 Production Process Flow Diagram



が完成した。引きつづき旧ソ連と契約し、1988年に第2期工事を完成させ、製鉄所の製品生産能力は公称1,900,000tになり、1989年には1,900,000t/y生産を達成した。

現在、転炉および連铸設備をリプレースして、生産能力を増強中である。

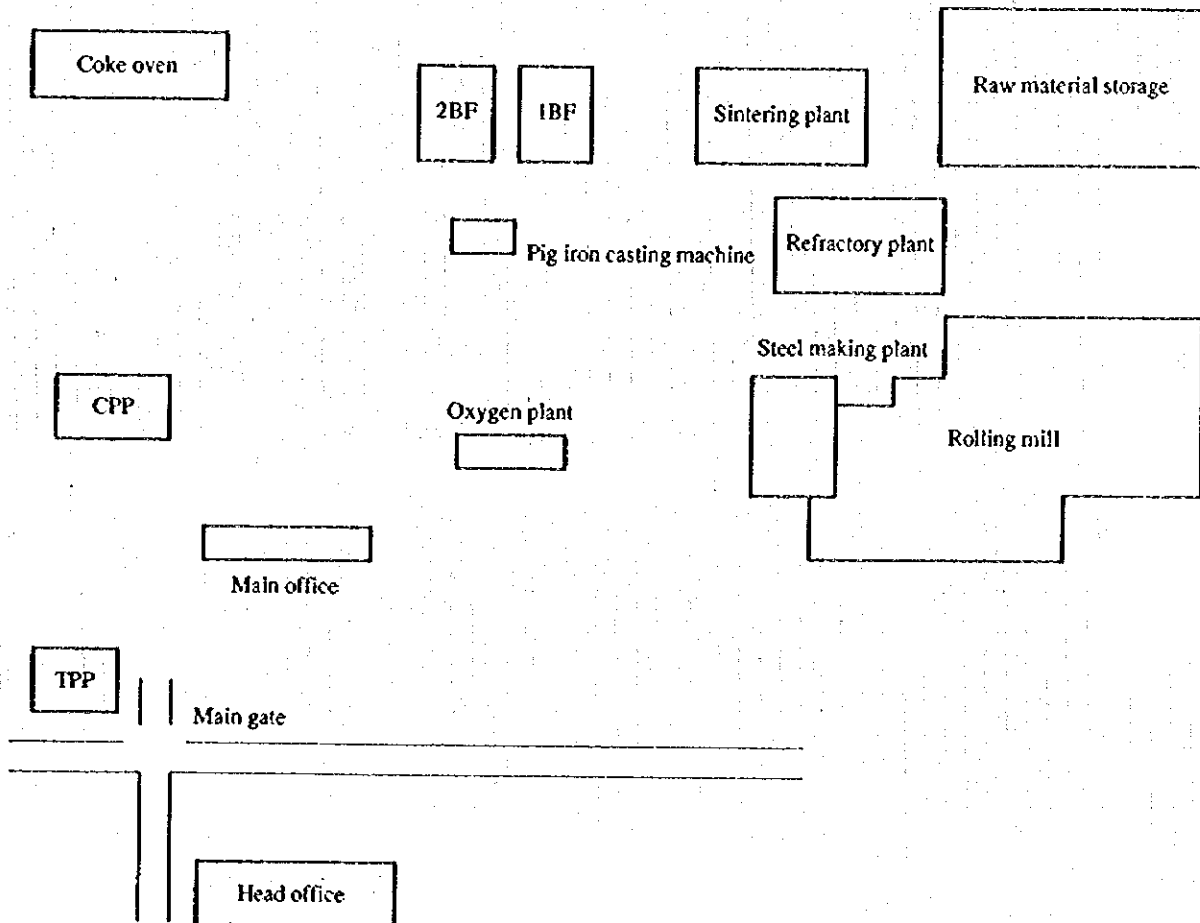
省エネルギーの面では転炉の排熱ボイラおよび連铸設備が導入されているが、操業改善や設備改善が行われていないので、粗鋼トン当たり原単位が悪いレベルに止まっている。

調査を実施した1995年と1996年は、高炉改修中により通常の生産状況ではなかったため、1994年のデータを使用した。

(8) 工場配置図

工場配置図を Figure 1.2 に示す。

Figure 1.2 Plant Layout



(9) 電力単線結線図

電力単線結線図を Figure 1.3 に示す。

(10) 主要設備の概要

この一貫製鉄所は旧ソ連の技術・設備を導入しており、主要設備の概要を Table 1.1 に示す。

a. 焼結プラント

ソ連製 75 m² の焼結機 3 基から成り、生産能力は 2,516,000 t/y である。1994 年の（稼働日における）生産率は 1.46 t/(h・m²) であった。設備は老朽化しているものの、よく設備保全の努力がなされている。

b. コークス炉

ソ連製コークス炉が 2 炉団あり、計 130 門で構成されており、生産能力はコークス 1,150,000 t/y である。1994 年の稼働率は 138.8 % と高水準で、操業は順調であるがドアよりのガス漏れがひどい。

c. 高炉

ソ連製の高炉 2 基で構成され、炉内容積は 2 基合計 3,033 m³ で能力は 1,925,000 t/y である。1994 年の生産量は平均 5,235 t/d、稼働日当たり 5,417 t/d であるので、出鉄比は 1.79 t/m³・d（稼働日平均）となっていて、炉頂圧が低い高炉としては立派な成績である。

石炭の 40 % は輸入炭である上、コークス炉の能力との関係でコークスが不足するので、国内産の安価な天然ガスを大量に吹き込んで鉄を増産している。

鉄鉱石は全量国内産である。

Figure 1.3 One Line Diagram

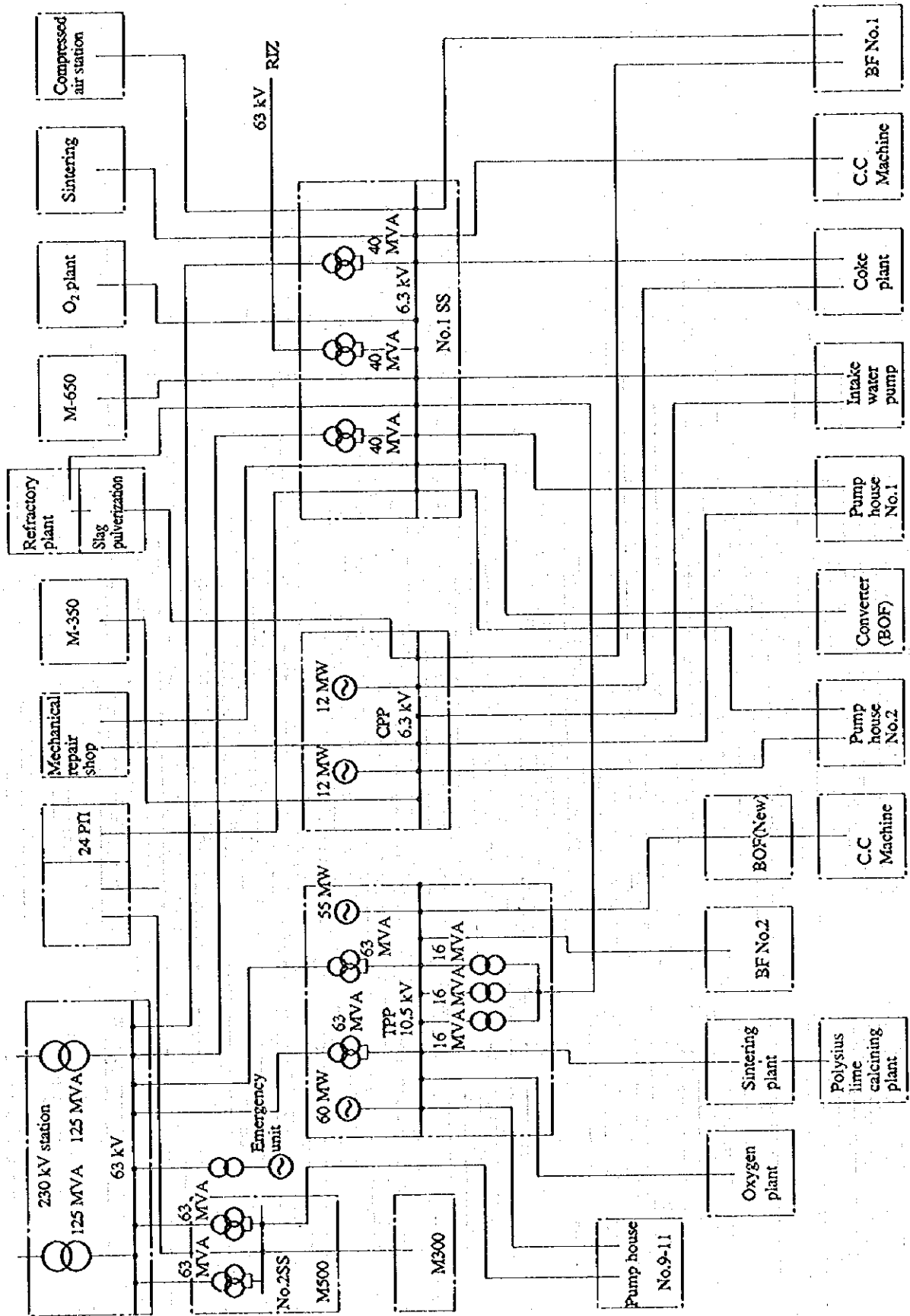


Table 1.1 Major Equipment

Name	Number	Specifications
Sinter plant	3	75 m ²
Coke oven	2	total 130 cells, 22 t/oven
Blast furnace	2	1,033 m ³ , 2,000 m ³
Converter	3	130 t/ch, 2/3 operation
Continuous caster	7	total 2,500,000 t/y
Reheating furnace	4	90 t/h, 60 t/h, 200 t/h, 200 t/h
Rolling mill	4	Bar mill 650,500,300 Bar and wire rod mill 350
Thermal power plant	3 boilers	100 kg/cm ² , 540 °C, total 2 generators, 115 MW
Central power plant	4 boilers	40 kg/cm ² , 440 °C, 4-blast blower, total 2 generators, 24 MW
Oxygen plant	6	11,000 m ³ O ₂ /h
Main transformer	2	125/150 MVA, 230 kV

d. 転炉および連続鋳造設備 (CC)

ソ連製の転炉 3 基、連鋳機 4 基が建設されたが、その後転炉本体は日本の技術で 130 t/ch にリプレース完了し、連鋳機はイタリアの技術でリプレース中で近代化が進行している。1 日の出鋼回数は 51 回、故障や休転工事による高炉休風もほとんどなく順調な生産を行っている。CC 生産能力は 2,500,000 t/y である。

e. 圧延

ソ連製のミルが 4 基 (M-500, M-300, M-650, M-350) あり、年間生産能力は 2,150,000 t/y で生産は順調である。

主要製品は I ビーム、チャンネルなどの形鋼および棒鋼である。

加熱炉は、各ミルに 1 基ずつ設置されており、M-500 および M-300 用加熱炉はウォーキングビームタイプ、M-650 および M-350 はプッシャータイプである。能力は、M-500 が 900,000 t/y、M-300 が 700,000 t/y、M-650 が 750,000 t/y および M-350 が 320,000 t/y である。

CC 生産能力の関係で、5.5~16 φの棒鋼を生産する M-350 は、M-650 が生産したピレットを使用している。

f. 発電および高炉送風設備

製鉄所で使用する電力の 85 %は Thermal power plant (TPP) および

Central power plant (CPP)で発電され、残りは外部より購入している。TPPは高温高圧の蒸気条件を採用した発電専用プラントである。

CPPは発電および高炉送風設備で構成され、ここには転炉で副生する 40 kg/cm²(G) 蒸気を過熱する蒸気加熱器が設置されている。

g. 工場電気設備

常時は購入電力 2 系統と自家発電所 2 箇所から電力が供給されている。このほか非常用発電設備としてガスタービン発電設備を保有している。

Figure 1.3 の電力単線結線図に示すように購入電力の 1 系統は 230 kV 2 回線 (Nasac Abad) で供給され、125 MVA 変圧器で 63 kV に降圧し、63 kV 2 回線で受電するほかの 1 系統 (Riz) と No. 1SS の 6.3 kV 母線で並列されている。自家発電所は 10.5 kV で発電する TPP (Thermal Power Plant) と 6.3 kV で発電する CPP (Central Power Plant) とがあり、TPP では 60 MW 発電機 1 台、55 MW 発電機 1 台、CPP では 12 MW 発電機 2 台により電力供給を行っている。製鉄所内の各プラントには TPP の発電電力は 10.5 kV で、CPP の発電電力および No. 1SS 経由の購入電力は 6.3 kV で供給されている。10.5 kV 系と 6.3 kV 系とは TPP の 16 MVA 変圧器 3 台を介して接続されている。

(11) エネルギー価格

Coal : 55~60 US\$/t

Natural Gas : 20 Rial/m³_N

Oil : 20 Rial/kg

Electric Power : 50 Rial/kWh (購入)

Electric Power : 40 Rial/kWh (自家発電)

BFG : 3 Rial/m³_N

COG : 8 Rial/m³_N

1 US\$ = 3,000 Rial (1996.6)

(12) 調査期間

a. 事前調査 1995 年 10 月 2 日, 3 日

b. 本調査 1996 年 6 月 22 日~26 日

(13) 調査員

a. JICA チーム

総括	福島演雄
プロセス管理技術	丸山征一郎
熱管理技術	小西二郎
熱管理技術	教馬謙二
電気管理技術	白井千雄
エネルギー政策	有働紳也 (事前調査)
経済評価	加藤茂昭 (事前調査)

b. PBO チーム

Energy conservation	Mr. Mazhari
Energy conservation	Mr. Akhavan (事前調査)
Micro level energy management	Mr. Mianji (事前調査)
Macro level energy management	Mr. Azizi
Instrumentation	Mr. Shayesteh
Advisory Committee	Mr. Alavizadeh (事前調査)

(14) 面接者

Mr. S. M. Tahaie	Senior Energy Manager (事前調査)
Mr. M. M. Sadeghi	Energy Manager (事前調査)
Mr. J. Hashemijou	Power Plant Manager
Mr. H. Ghanony	Electrical Energy Manager (事前調査)
Mr. H. Bateni	Deputy of Electrical Energy Manager (事前調査)
Mr. M. A. Tabaie	Head of Networking & Sub-stations
Mr. M. Rafiazadeh	Deputy of Power Plant Manager (事前調査)
Mr. M. Latify	Expert Economist (事前調査)
Mr. M. R. Farghadani	Deputy Manager Director
Mr. S. Motamen	Product Senior Manager
Mr. H. Fakhari	Manager of Technical Department

Mr. M. R. Khosravi Rad	Engineer of Technical Department
Mr. H. Z. Motallebi Pour	Engineer of Steel Making Department
Mr. M. Yazdan Panah	Engineer of Power Plant
Mr. H. Baluchesto	Manager of Sinter Plant
Mr. H. Aslani	Manager of Economic Department
Mr. M. Derakhshani	Manager of Blast Furnace
Mr. Asnaashari	Deputy of Water Treatment Department
Mr. Maherani	
Mr. Chorbani	Expert of Economist
Mr. Sadri	Deputy of Rolling Mill Department

1.1.2 エネルギー消費の状況

(1) 生産量, エネルギー消費量

a. 生産量

公称製品生産能力年産 1,900,000 t の製鉄所であるが, おおむね順調な生産を行っている。Table 1.2 に製品生産量の推移を示し, Table 1.3 に 1994 年の主要製品の生産量を示す。

Table 1.2 Long Product Steel Production (10⁶ t/y)

	1991	1992	1993	1994
Production	2.2	2.1	1.95	1.91

b. 稼働率

Table 1.4 に主要設備の稼働率を示すが標準的レベルにあると考えられる。焼結設備の稼働率がやや低い, オペレーション上の理由で停止している時間が多い。

高炉は日本の平均 (98.6 %) と比べれば見劣りするが, 炉頂圧および出鉄比を考慮するとあまり悪いレベルではない。

Table 1.3 Production in 1994 (10³ t/y)

Products	Production
Coke	1,033
Sinter	2,368
Pig iron	1,911
Molten steel	1,945
Bloom, billet	1,881
Rolling product	
I-beam	936
Bar	703
Billet	229
Channel	28
Angle and rail	13
Sub total	1,909

Table 1.4 Process Available Time Rate

Name	Non Working Time A	Non Working Time B	Non Working Time C	Available Time Rate
Sinter plant	4,583 h	2,553 h	2,030 h	92.3 %
Blast furnace	591	1	590	96.6 %
Rolling mill				
650	2,490	1,734	756	91.4 %
350	1,164	53	1,111	87.3 %
500	2,795	1,858	937	89.3 %
300	2,914	2,064	850	90.3 %
Total	9,363	5,709	3,654	89.6 %

Note: Non working time A : B + C

Non working time B : by operational reason

Non working time C : by trouble or maintenance

$$\text{Available time rate} = 1 - \frac{\text{Non working time C}}{\text{Calendar day} \times 24 \times \text{machine number}}$$

c. 歩留

歩留を Table 1.5 に示す。調査期間内にデータを完全に収集できなかったが、製鋼歩留は 89.7 %、圧延歩留は 93~94 % であり、改善の余地が残っている。

Table 1.5 Yield of Main Process

Converter	89.7 % Molten steel/(pig iron + scrap)
Rolling mill	94.0 % (Design), 93 ~ 94 % (Estimated)
M-350	92.9 % (Deformed round bar)

d. エネルギー消費量

Table 1.6 にエネルギー消費量およびエネルギー原単位の推移を、Table 1.7 に 1994 年のエネルギー消費量および粗鋼トン当たりエネルギー原単位を示す。

Table 1.6 Energy Consumption

	Unit	1990	1991	1992	1993	1994
Coal	10 ³ t	1,161	1,421	1,391	1,317	1,417
Natural gas	10 ⁶ m ³	599	696	643	710	705
Diesel oil	10 ⁶ L	1,872	2,658		2,184	2,182
Fuel oil	kL				20,301	
Electricity	GWh	872	1,053	1,093	1,052	1,108
In-house generation	GWh	1,161	989	920	852	914

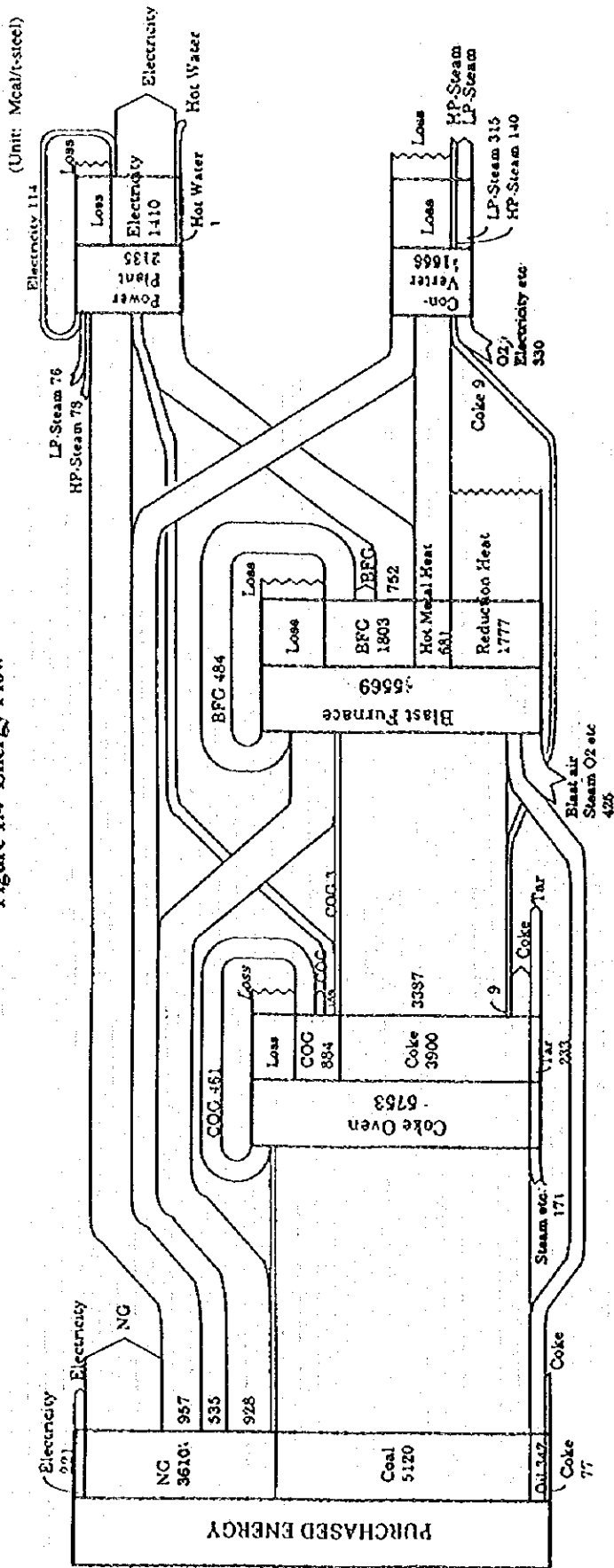
Table 1.7 Energy Intensity in 1994

Name	Quantity	Calorific Value	Calorie	Unit Consumption
Coal	1,301.4 × 10 ³ ton	7,400 kcal/kg	9,630 Tcal	5,119.9 Mcal/t-steel
Coke	20.5 × 10 ³ ton	7,100 kcal/kg	146	77.4
Tar	-48.9 × 10 ³ ton	8,800 kcal/kg	-430	-228.7
Oil	71.4 × 10 ³ kL	9,000 kcal/L	643	341.8
Electricity	169.8 × 10 ⁶ kWh	2,450 kcal/kWh	416	221.1
Natural gas	707.9 × 10 ⁶ m ³ _N	9,593 kcal/m ³ _N	6,791	3,610.3
Total			17,196 Tcal	9,141.8 Mcal/t-steel

(2) エネルギーフローおよび工程別正味エネルギー原単位

Figure 1.4 にエネルギーフロー、Table 1.8 に工程別正味エネルギー原単位を示す。

Figure 1.4 Energy Flow



Energy Intensity	Energy Consumption										Net: (Consumption) - (Production)				Equivalent Net Heat Value
	Coke Oven	Sintering Plant	Blast Furnace	Converter + CC	Calcining + Dolomite	Rolling Process	CPP TPP GT	O ₂ Plant Air Consumption	Others Including Water Plant	Energy Distribution Loss	Production	Loss	Loss	Loss	
Electricity	221	49	131	144	26	235	115	436	209	13	2,450 kcal/tWh				
Blast Air	0						-1,190								
O ₂	0						-220								
Air	0							-294	19					175 kcal/m ³	
NG	3,610							-54	35					175 kcal/m ³	
COC	0		67	46	328	69	956		46					9,593 kcal/m ³	
BFG	0						159							4,091 kcal/m ³	
Tar	-229						752							1,026 kcal/m ³	
Steam	0	122	32	5	4	6	153	12	120					8,800 kcal/kg	
Coal	5,120													7,400 kcal/kg	
Cokes	77		567	9										7,100 kcal/kg	
Oil	342		342											9,000 kcal/l	
Hot Water	0														
Heat difference	9,142	633	763	420	380	1,200	724	100	533					620	
Net	100%	6.9%	8.4%	4.6%	4.2%	13.1%	7.9%	1.1%	5.8%					6.8%	
Indices	1-product/t-steel	0.6919	1.2591	1.0000	0.1267	0.9631	(0.3754 MW/t)	(0.2089 km ³ /t)	1.0000					1.0000	

Table 1.8 Energy Intensity by Process

	Energy Intensity/t-steel	Energy Intensity/t-product
Coke oven	633 Mcal/t-steel	915 Mcal/t-coal
Sinter plant	765 Mcal/t-steel	608 Mcal/t-sinter
Blast furnace	3,766 Mcal/t-steel	3,708 Mcal/t-pig
Steel making	420 Mcal/t-steel	420 Mcal/t-steel
Calcining + Dolomite	380 Mcal/t-steel	3,000 Mcal/t-product
Rolling mill	1,200 Mcal/t-steel	1,259 Mcal/t-long product
CPP	455 Mcal/t-steel	5,432 kcal/kWh
TPP	262 Mcal/t-steel	3,152 kcal/kWh
GT-Generation	7.2 Mcal/t-steel	4,650 kcal/kWh
O ₂ + Air compressor	100 Mcal/t-steel	
Others	533 Mcal/t-steel	
Loss	620 Mcal/t-steel	
Total	9,142 Mcal/t-steel	

製鉄所の各プロセスでは、エネルギーを発生（あるいは副生ともいう）したり、消費しているのので、消費エネルギー量から発生エネルギー量を引きプロセスの生産量で割った値を、各プロセスの正味エネルギー原単位と定義する。

1994年の製鉄所の正味エネルギー原単位は、9,142 Mcal/t-crude steelであり、日本の一貫製鉄所の1.6倍のエネルギーを消費している。生産量、設備稼働率および歩留のデータは悪くないのに、エネルギー原単位がここまで悪いのは意外であるが、次の要因が考えられる。

- 高炉は増産指向が強すぎるため、高い燃料比で操業せざるを得ず、正味消費エネルギー原単位が悪い。
- 転炉は排熱回収しているものの、鍋やタンディッシュなどの保熱乾燥などに大量の燃料を使用しているため、エネルギー原単位が悪い。
- 圧延加熱炉の燃料原単位が悪すぎる。
- エネルギー損失を最小にするには工程間の生産調整が必要であるが、これが行われていない。

例えば、生産計画と同時にエネルギーの配給計画をつくり、BFGなどが最大限に利用できるように、各ラインの稼働スケジュールを調整すべきである。

- 副生ガスの変動を吸収するバッファー設備が少ない（例えば、火力発電所（TPP）はBFGをボイラ負荷の25%しか燃焼できない）ためBFGが余剰になったとき放散せざるを得ない。

1.1.3 エネルギー管理の状況

(1) 省エネルギー目標の設定

今回の診断時には、残念ながらエネルギー原単位改善数値目標の設定状況聞き出すことができなかった。

イランは重油・天然ガス・電力など国産エネルギー価格がきわめて安いので、省エネルギーに対する関心は薄いのではと思っていたが、企業トップをはじめ現場の監督者まで関心が高いのに驚いた。

各プラントを訪れたときの質疑においても彼等の省エネルギーに対する意見やエネルギー原単位のレベルについてのコメントを求められる、あるいは日本の原単位を尋ねられることが多かった。

診断中における企業トップや社員の省エネルギーに対する取組みが真剣であるので、少なくとも省エネルギー委員会のマクロ目標（例えば、5年間で省エネルギー5%達成）は設定されているのではないかと思われる。

(2) 組織的な活動

省エネルギー委員会の活動内容について聞いたところ次の回答があり、まだ発表できる成果は上がっていないということであった。

省エネルギー委員会

・活動状況：月1回開催し、各プラントのエネルギー消費状況をチェックする。

・目標(Target)：

- 1) 省エネルギーの国際水準に近づける
- 2) 技術改善により省エネルギーを推進する
- 3) メンテナンス改善による効率向上を通じて省エネルギーを図る
- 4) プロセスの改善を通じて省エネルギーを図る
- 5) 電力デマンド管理強化によるコスト低減

会社のトップは省エネルギーの重要性を認識し、国際水準に近づけるといふ明確な目標を持っている。しかし、製鉄各プロセスの操業技術および各プロセスの改善を補佐するエネルギー診断技術に関する海外情報が不足しているので、省エネルギー目標達成に向かってどうアプローチすればよいか、まよっている

のではないかとと思われる。

一貫製鉄所はエネルギーも統合されているので、組織的に省エネルギーを推進していくことが大切で、トップが明確な方針を示し、全従業員が省エネルギーに関心を持って行動するように全社的な運動を展開する必要がある。

省エネルギー委員会はその核となり、製鉄所の方針を全従業員に徹底させることはいうまでもないが、部門間にまたがる省エネルギーの問題点および各部門に共通する省エネルギーの問題点を解決するために、実務者レベルのプロジェクトチームを編成して検討させ、その結果を省エネルギー委員会に報告させ、職制を通じて実行に移すなどの方法をとるべきである。

また、プロセスごとの操業改善や設備改善を進めるには、プロセスの実態を把握するため、エネルギーの面から測定や解析を行い、プロセスエンジニアに適切な情報を提供する必要がある。このための専門家が少なくとも4～5名は必要と思われるので、各プロセスのエンジニアを1名ずつ集め、実務を通じ専門家として養成するよう提言する。

(3) データに基づく管理

“データ”はあらゆる活動のベースになるものである。エネルギーの消費実績または消費実態を“データ”として定量化し、計画値と比較し異常があれば原因を究明して処置を施すとともに、エネルギー原単位改善のための情報として活用するシステムができ上がっているとき、データに基づくエネルギー管理が行われているといえる。

当製鉄所ではいろいろな種類のエネルギーが使われているが、日報として、各プロセスごとに記録され、月ごとに集計されて各プロセス（各部門）の管理者に提出されている。

原単位に変動差があるとき、各プロセスにおいて、原因の究明が行われている様子はうかがえるものの、せつかくのデータがエネルギー原単位の改善には生かされていないように見受けられる。

集められたデータを原単位の改善まで結びつけるには一部の人のみを知るだけでなく、関係者に知らせ、あるいは現場運転員に原単位グラフを毎日示し、なぜ原単位が変化したのか運転員が考え、その対策をすぐとることができるように（つまり全員参加の省エネルギー活動ができるように）する必要がある。

(4) 従業員の教育

エネルギー消費は人の行動により影響されることが多いので、運転員に正しい作業方法・基準を教え、それを守らせる必要がある。また操業改善や設備改善を進めるためには、基礎的な知識からプロセスの概要、主要機器の構造・機能などの中級程度の知識や、問題解決のためのアプローチ方法、QC手法などいろいろな教育が必要である。

当製鉄所の各プロセス作業長の問題意識、情報把握力は優れたものがあり、プロセス操業にかかわる教育はそれ相当に行われていると推測される。

一方、各プロセスの運転員に対する省エネルギー教育は、エネルギーの使われ方から判断してまだ行われていないのではないかとと思われる。

(5) 設備管理

どのプラントもよく清掃されているし、スチーム漏れ、保温の欠落はあまりなく、古い割によく整備されている印象を受けた。

能力一杯の生産に加え予備品が入手しにくい環境などを考慮すると、設備の故障率も悪くなく設備管理状況は良い。残念なのは、例えば TPP (火力発電所) の BFG 量のように、設計上ボイラ 1 缶当たり $80,000 \text{ m}^3/\text{h}$ の BFG が使用できるはずなのに、実際は $40,000 \text{ m}^3/\text{h}$ しか燃焼できない (たぶん据付当初からであろう) など、改善すべき点がそのまま放置されていることで、少なくとも設計値に近づけるよう各プロセスで設備管理 (含む改善) を行えば、エネルギー原単位はもっと良くなるものと思われる。

1.1.4 エネルギー使用上の問題点と対策

(1) 日本の新鋭製鉄所との比較

a. 粗鋼エネルギー原単位 (Energy intensity per ton of crude steel)

Esfahan Steel (以降 "Esfahan" という) の粗鋼エネルギー原単位は $9,142 \text{ Mcal/t}$ で、日本の製鉄所に比べ 1.6 倍のエネルギーを消費している。

日本の場合、各プロセスのエネルギー原単位が良いので、製鉄所で発生する副生ガス (COG, BFG および LDG) を利用して電力・燃料のほとんどを自給している。

一方、Esfahan は高炉の燃料比が高いにもかかわらず各プロセスのエネルギー

原単位が悪いため、燃料の不足分を天然ガスとして多量に購入しており、燃料の 50 % を自給しているのみである。

b. 各プロセスの正味エネルギー原単位

日本の代表的な製鉄所（以降は“JNSW”という）と Esfahan の各プロセスごとの正味エネルギー原単位を比較した結果を Table 1.9 に示す。

Table 1.9 Comparison of Energy Intensity of Each Process

Process	Product	(PI)	Esfahan		JNSW	
			Energy intensity (E)	PI × E	Energy intensity (E)	PI × E
			Mcal/t-p	Mcal/t-s	Mcal/t-p	Mcal/t-s
Coke oven	(Coal) t	0.6919	916	633	543	376
Sinter plant	Sinter t	1.2591	608	765	378	476
Blast furnace	Pig iron t	1.0157	3,708	3,766	3,082	3,130
Steel-making	Crude steel t	1.0000	420	420	30	30
Rolling mill	Rolling product t	0.9531	1,259	1,200	617	588
CPP	Power and blast MWh	0.1693	2,685	455	596	101
TPP	Power output MWh	0.4029	650	262	-284	-114
GT-Generation	Power output MWh	0.0032	2,231	7	-	7
O ₂ + Air comp.	O ₂ product 10 ³ m ³ _N	0.2089	479	100	-83	-17
Calcinig dolomite	(Crude steel) t	1.0000	380	380	-	380
Others	(Crude steel) t	1.0000	533	533	538	538
Loss	(Crude steel) t	1.0000	620	620	133	133
Total	Crude steel t	1.0000	-	9,142	-	5,628
Corrections by converter yield		-	-	base	-	-133
Total		-	-	9,142 Mcal/t-crude steel	-	5,495 Mcal/t-crude steel

Note 1: PI = Production ton of each process/crude steel ton

2: Corrections by converter yield are made as follows.

$$(376 + 476 + 3,130) \times (92.7 - 89.7) / 89.7 = 133$$

3: 92.7 is converter yield of Japan and 89.7 is that of Esfahan, at same hot metal ratio.

c. 粗鋼エネルギー原単位による比較について

Table 1.9 において JNSW の粗鋼トン当たり正味エネルギー原単位を計算するに当たっては、各工程の生産比率が Esfahan と同じと仮定して、 $\sum (PI) \times (E)$ を求め、転炉歩留の影響分を修正した。

このように同じ製品を生産するという前提条件で、双方あるいは前年度 / 今年度の比較を行う場合問題はないが、各工程の製品構成の異なる 2 つの製鉄所の粗鋼エネルギー原単位を比較する時は、少なくとも次の項目を補正して比較すべきである。

- ・ 転炉の溶銑比
- ・ コークス購入比率
- ・ シンター購入比率
- ・ 2 次圧延品 / 1 次圧延品

(2) 各プロセスの問題点と対策

次に各プロセスごとに JNSW のエネルギー原単位と対比しながら、問題点、改善案(または対策)を述べる。

なお、ガイドライン編に原単位低減の方法、操業改善や設備改善の事例と成果を載せているので参考にしていきたい。

a. コークスプラント (含むパイプロダクトプラント)

コークスプラントのエネルギー原単位を、JNSW と比較した結果を Table 1.10 に示す。

この表より Esfahan と JNSW の間に 373 Mcal/t-coal の原単位差があることがわかるが、その差は次の 3 点に絞られる。

燃料原単位差	97 Mcal/t
電力 + 蒸気原単位差	111 Mcal/t
<u>排熱回収量差</u>	<u>165 Mcal/t</u>
計	373 Mcal/t

1) 燃料原単位差の解析とその対策

Esfahan の原単位は日本における石油ショック前の水準と類似しているもので、日本で行った改善を実施すればよいことは容易に推定できる。今回の診断に当たっては、改善効果の大きいもの、あるいは原単位が通常のレベルと余りにも離れているものを優先的に測定するようにしたため、コークス炉は測定対象からはずしたのでコークス炉の測定データ (排ガス中酸素濃度測定など) はない。しかし、現状の原単位がわかったので、Table

Table 1.10 Coke Oven Energy Intensity

			Esfahan	JNSW
Consumed energy	Coal	Mcal/t-coal	7,400	7,400
	Fuel	Mcal/t-coal	667	570
	Electricity	Mcal/t-coal	71	91
	Steam	Mcal/t-coal	176	45
	Others		2	2
	Subtotal		8,316	8,108
Generated energy	Coke	Mcal/t-coal	5,637	5,137
	COG	Mcal/t-coal	1,278	1,471
	Tar	Mcal/t-coal	336	306
	L. Oil	Mcal/t-coal		98
	Steam	Mcal/t-coal	-	156
	CDQ gas	Mcal/t-coal	-	9
	Sub total		7,251	7,177
Heat difference			-149	-388
Energy intensity		Mcal/t-coal	916	543

Note: Heat difference is calculated by coke oven heat balance as follows.

Heat Balance			Mass Balance		
Input	Coal	7,400 kcal/kg	Input	Coal	1,000 kg/t
Output	Coke	5,637	Output	Coke	792
	COG	1,278		COG (0.483 × 312)	151
	Tar	336		Tar (1.0 × 38.2)	38
	Light oil			Light oil	
		7,251			981
Difference		149	Difference		19

1.11 のとおり想定ヒートバランスをつくり、改善を行った時ヒートバランスがどのように変わるか試算して改善効果を推定した。その結果を Table 1.12 に示す。

Esfahan のコークス炉は稼働率が 140 % に近いので、稼働率 115 % の炉 (oven) に比べ燃料原単位は 30 Mcal/t 高くなるが COG 専焼という有利性もあり、操業努力により原単位低減が可能である。例えば、燃焼空気比調整と同時に燃焼室温度分布が一定になるように調整し、炉温のばらつき

Table 1.11 Assumed Heat Balance for Coke Oven

Operation data		Assumed heat balance		Mcal/t-coal
Fuel intensity	668 Mcal/t-coal	Heat input	Fuel combustion heat	668
Coke generation	794 kg/t-coal		Sensible heat of charged coal	7
Gas generation	312 m ³ _N /t-coal		Sensible heat of moisture in charged coal	3
Water content in coal	10 %		Fuel sensible heat	2
Fuel calorific value	4,100 kcal/m ³ _N		Sensible heat of combustion air	9
			Subtotal	689
		Heat output	Hot coke sensible heat	314
			Tar and light oil sensible heat	20
			Sensible heat of generated gas (COG)	99
			Sensible heat of moisture in COG	38
			Evaporation heat of moisture in COG	79
			Furnace body radiation heat	85
			Subtotal	689
				Mcal/t-coal

Table 1.12 Energy Conservation Measures for Coke Oven (Fuel)

Energy Conservation Measures	Assumed Operation Condition						Fuel Intensity		Effect
	Exhaust Gas Temperature (°C)	O ₂ Content in Exhaust Gas (%)	Hot Coke Temperature (°C)	Generated Gas Temperature (°C)	Moisture in Coal (%)	Furnace Body Radiation Heat (Mcal/t-coal)	Fuel Intensity (Mcal/t-coal)		
Current situation	250	6.4	1,100	800	10	85	668	base	
Optimization of combustion air ratio (Operation improvement)	230	3.0	1,100	800	10	85	649	19	
Optimization of coking temperature (Operation improvement)	200	3.0	1,050	780	10	76	608	41	
Coal moisture control equipment	170	3.0	1,000	750	6	70	540	68	
Total								128	

をなくし、火落ち時間のばらつきを少なくする（炉温、および燃焼用空気比適正化）。火落ち時間のばらつきが少なくなり、しかも押出機のトラブルなどが減少し炭化時間（Carbonization time）のばらつきが小さくなれば、置時間を短くできるので燃焼室温度を下げ（乾留温度の適正化）燃料原単位を下げることが可能である。

石炭調湿装置は約 10,000,000 ドルの投資が必要であるが、燃料原単位の低減だけでなく、増産が 5~7 % 期待できるので増産対策として提言する。

2) 電力および蒸気原単位差の解析とその対策

Esfahan は、電力原単位だけをチェックすると 29 kWh/t-coal であり、

JNSW に見劣りしない (JNSW には公害防止用電力が含まれている)。しかし、蒸気原単位は 176 Mcal/t で JNSW の 45 Mcal/t に比べてあまりにも悪い。

そこで、40 kg/cm²(G) 440 °C系の蒸気が背圧タービンに使われていることを考慮し、これを電力原単位に加えると Table 1.13 のようになる。

Table 1.13 Comparison of Electricity and Steam Intensity for Coke Oven

	Esfahan	JNSW
Electric power	71 Mcal/t-coal	91 Mcal/t
Electric power + High-pressure steam	161 Mcal/t-coal	91 Mcal/t
Low-pressure steam	86 Mcal/t-coal	45 Mcal/t

結局、蒸気の使われ方が適切でないことが原単位差となって表れていると考えられる。いいかえれば、コークスプラントの「蒸気の使用合理化」が必要である。

蒸気の使用合理化のテーマ例として例示すると、

- ・背圧タービンの排気をプロセス蒸気として有効に活用するように、操業基準を見直す、または設備改善をする。
- ・40 kg/cm²(G) 440 °C系の放熱損失、ドレン損失などを調べ改善する。
- ・10 kg/cm²(G) 系の蒸気管の放熱損失、ドレン損失などを調べ改善する。(トラップの吹きっばなしがないかなどを調べる)
- ・加熱温度の見直し
- ・コークスプラント内の排熱を回収するか、排水/補給水の熱交換器を設置するなどにより蒸気を削減する。

など、の対策が考えられ、これらの改善効果は経験的に蒸気使用量の 30 % (53 Mcal/t) 程度になるものと予想される。

3) 排熱回収

エネルギー回収の差は CDQ 設備の有無であることはいうまでもない。

4) 対策案のまとめ

コークスプラントにおける省エネルギー対策を、Table 1.14 にまとめる。

Table 1.14 Summary of Energy Conservation Measures in Coke Oven

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving								Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity							
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%					
Optimization of combustion air ratio	19	2,717	46.2	2.3	-	-	-	46.2	0	0	○	
Optimization of coking temperature	41	5,863	99.7	4.9	-	-	-	99.7	200	2.0	○	
Review of the steam utilization method	53	7,580	128.9	6.3	-	-	-	128.9	0	0	○	
Introduction of moisture controlling facilities**	68	9,725	165.3	8.1	-	-	-	165.3	1,000	6.0	○	
Introduction of CDQ	(165)	(23,597)	(401.2)	(19.6)	-	-	-	(401.2)	(5,000)	(12.5)	×	
Total	181	25,885	440.0	21.4	-	-	-	440.0	1,200	2.7		
				1.4**								

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving								Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity							
		F.oil kL/y	N.gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%				
Optimization of combustion air ratio	19	2,717	2,549	314	2.3	-	-	314	0	0	○	
Optimization of coking temperature	41	5,863	5,501	677	4.9	-	-	677	3,500	5.2	○	
Review of the steam utilization method	53	7,580	7,111	875	6.3	-	-	875	0	0	○	
Introduction of moisture controlling facilities**	(68)	(9,725)	(9,124)	(1,122)	(8.1)	-	-	(1,122)	(17,500)	(15.6)	In the future	
Introduction of CDQ	(165)	(23,597)	(22,138)	(2,723)	(19.6)	-	-	(2,723)	(87,500)	(32.1)	×	
Total	113	16,160	15,161	1,866	13.2	-	-	1,866	3,500	1.9		
					0.9**							

Remarks: The items not to be recommended are not included in the total column.

Saving ratio: saving ratio for energy consumption in a coke oven

(Fuel: 1,098,492.3 Gcal/y, Electricity: 37,619.6 MWh/y)

*1 Effects by the introduction of a moisture control facility do not include the effect of coke production increase.

*2 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,222.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y) by the entire Esfahan Steel.

Fuel oil (F.oil) price in Japan: 17,000 yen/kL

Energy price on Iran Rial base:

Natural Gas (N.gas): 123 Rial/m³_N

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: F.oil: 9,000 kcal/kL, N.gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³_N

Investment cost is based on that in Japan.

The coal moisture controlling system, also contributing to the coke production increase, is worth while to be invested. This system needs such heat source of 50 Mcal/t as steam etc. However, since the coke oven consumes a large amount of steam, we assume that some portion of it can be effectively used for the system or the waste heat within the coke oven can be recovered. Therefore, we do not add up the additional energy.

調湿炭設備はコークス増産にも寄与するので、投資に値する案件である。なお、調湿炭設備は蒸気などを熱源として 50 Mcal/t を必要とするが、コークスプラントでは大量の蒸気を使用しているため、この一部を有効利用するかまたはコークスプラント内の排熱を回収できると考え増分エネルギーを加えていない。

一方、CDQ は投資採算性が悪くエネルギーバランス上も、Esfahan Steel に対しては、提言できる案件ではない。

b. 焼結プラント

焼結プラントのエネルギー原単位を、JNSW と比較した結果を Table 1.15 に示す（焼結プラントのヒートバランス例はガイドライン編 Figure 4.4 参照）。この比較表より Esfahan と JNSW の間の原単位差は 228 Mcal/t で、次の 4 点が主な相違点である。ガイドライン編の Figure 4.5 に日本における原単位改善例を示しているが、コークス原単位が 5 年間に 67 kg/t から 42 kg/t まで下がっている。

石油危機前は、日本の焼結プラントのコークス原単位は現状の Esfahan と同じであったことがわかる。

コークス原単位差	142 Mcal/t (20 kg/t)
電力原単位差	14 Mcal/t (6 kWh/t)
燃料等原単位差	45 Mcal/t
排熱回収量差	27 Mcal/t
計	228 Mcal/t

1) コークス原単位差

Esfahan の焼結機有効面積は 75 m² と小型なので、電力原単位比較では大型に比べて不利である。しかし、公害防止設備がわずかであるという点を考慮すると、JNSW より良くて当然と思われるが、若干悪くなっている。Esfahan の問題は焼結鉱の層厚が薄いことであり、焼結層の通気性を改善し、層厚を少なくとも 400 mm（目標 500 mm）まで厚くすれば焼結歩留が向上する。Esfahan の排風機の性能曲線が入手できなかったため、どの程度能力（揚程および軸動力）に余裕があるか不明である。しかし、同規模の

Table 1.15 Sintering Plant Energy Intensity

			Esfahan	JNSW	Remarks
Consumed energy	Coke	Mcal/t	450 (63.4 kg/t)	308 (43.4 kg/t)	
	Electricity	Mcal/t	104 (42.4 kWh/t)	90 (36.6 kWh/t)	
	Fuel	Mcal/t	53	6	
	Others	Mcal/t	-	2	Air and steam
	Subtotal		607	406	
Generated energy	Steam	Mcal/t	-	27	
	Electricity	Mcal/t	-	-	
	Others	Mcal/t	-	-	
	Subtotal	Mcal/t	0	27	
Energy Intensity (Mcal/t)			607	379	

焼結プラントにおいて焼結層の通気性を改善させ、焼結機内で均一な焼成が行われるようアクションをとった結果、排風機の余裕内で層厚を 300 mm から 450 mm 以上に厚くできた実績がある。通気性を改善する手段としては、原料のミニペレット化、原料の偏折装入あるいは平均粒子径を増加させる手段として CaO の配合などが考えられる。

焼結歩留に影響する因子とその効果の実例を Table 1.16 に示す。

Table 1.16 Effect of Operation Factors on Sinter Yield (for reference)

Flame front speed	+ 1.0 mm/min	: - 1.8 %
CaO + 0.5 (SiO ₂ - MgO) - 2.5 Al ₂ O ₃	+ 1.0 %	: + 3.0 %
Combined water	+ 1.0 %	: - 2.0 %
Mean size of raw mix	+ 0.1 %	: + 0.4 %
CaO	+ 1 kg/t-s	: + 0.2 %
Bed height	+ 10 mm	: + 0.4 %
Carbon contents	+ 1 kg/t-s	: + 0.5 %

この表によれば、300 mm から 480 mm までアップすることにより、歩留は 7.2 % 向上するので、コークス比は 5.9 kg/t (42 Mcal/t) 改善される。同様に電力原単位は 11 Mcal/t 改善される可能性はあるが、通風抵抗の増加によるモータ消費電力増加の可能性があるので電力原単位は変化しないものとした。

コークスの原単位は、 $142 - 42 = 100$ Mcal/t の差がまだ残っているが、焼成に使用する CaO 量や、高炉ガス（カーボンを含んでいる）の添加など、低コークス比を指向する操業および設備の改善努力の差によるものと推定される。

2) 電力原単位

Esfahan の焼結機の排ガス中酸素濃度は 15.8 % あり、これは焼結機の漏風量が 42 % であることを示す。主排風機は余分の空気を吸込み、電力原単位を悪くしている。漏風防止により大幅に電力原単位を改善できる。焼結機のパレット本体間、サイドウォール、シールバー、デッドプレートおよび排気ダクト破孔からの漏風防止により、排ガス中酸素濃度を 14 % に低下させると、漏風量は 22 % になり、主排風機電力原単位は 7 Mcal/t 改善される。漏風量削減による電力原単位の改善は Table 1.17 に示す。

電力原単位は、 $14 - 7 = 7$ Mcal/t の差は残っているが、主排風機の効率、歩留の差によるものと推定される。

3) 燃料原単位

これは JNSW がスリットバーナのような Direct ignition burner を使用して、均一に効率よくコークスに点火しているからであり、Esfahan もこの方式を採用するよう提言する。

4) 排熱回収差

Esfahan では、下工程（2 次圧延）がなく蒸気の利用先がないので、焼結工場の焼結機またはクーラの排ガス中の熱から蒸気を回収することは推奨しない。電力で回収することは可能であるが、焼結ベッド面積 75 m^2 クラスでは経済的に採算がとれないので、提言できない。

Table 1.17 Reduction of Air Leakage in Sintering Machine and Exhaust Gas Line

1) Operation condition

Item	Figure	Remarks
Production rate	1.3 t/h·m ²	Assumed data
Production	2,340 t/d	
Suction volume of blower	7,500 m ³ /min	Assumed data
Total static pressure of blower	-1,100 mmAq	
Static efficiency of blower	0.7	
Power of blower	1,926 kW	
Power intensity of blower	19.8 kWh/t	Measured data
O ₂ content in exhaust gas	15.8 %	

2) Relationship of O₂ content in exhaust gas and air leakage ratio

	O ₂ Content	Air Leakage Ratio
Esfahan steel	15.8 %	42 %
JNSW	12.5 to 14.0 %	5 to 22 %
Pot test in Japan	12 %	0 %

Note 1: Air leakage ratio = ((O₂ content) - 12) / (21 - 12) × 100

Note 2: Pot test in Japan: Pot test of sintering process in a laboratory shows 12 % of O₂ content in exhaust gas without air leakage.

3) Improvement of power intensity

	Existing	After Improved	Difference
O ₂ content in exhaust gas	15.8 %	14 %	1.8 %
Air leakage ratio	42 %	22 %	20 %
Suction volume	7,500 m ³ /min	6,444 m ³ /min	1,056 m ³ /min
Power of blower	1,926 kW	1,655 kW	271 kW
Power intensity	19.8 kWh/t	16.8 kWh/t	3.0 kWh/t

5) 対策案のまとめ

焼結プラントにおける省エネルギー対策案を Table 1.18 にまとめる。

Table 1.18 Summary of Energy Conservation Measures in Sintering Plant

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving							Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity						
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%				
Yield increase	42	10,927	185.8	8.3	-	-	-	185.8	100	0.5	○
Replacement with a high-efficiency burner	47	12,230	207.9	9.3	-	-	-	207.9	200	1.0	○
Development of a low-coke operation technology	100	26,022	442.4	19.7	-	-	-	442.4	300	0.7	○
Prevention of leak air	7	-	-	-	7,104	71.0	7.1	71.0	30	0.4	○
Steam recovery by waste heat	(27)	(7,026)	(119.4)	(5.4)	-	-	-	(119.4)	(1,300)	(10.9)	×
Total	196	49,181	836.1	37.5	7,104	71.0	7.1	907.1	630	0.7	
				2.7**			4.2**				

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving							Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity						
		F.oil kL/y	N.gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y				
Yield increase	42	10,927	10,252	1,261	8.3	-	-	1,262	1,750	1.4	○
Replacement with a high-efficiency burner	47	12,230	11,474	1,411	9.3	-	-	1,411	3,500	2.5	○
Development of a low-coke operation technology	100	26,022	24,413	3,003	19.7	-	-	3,003	5,250	1.8	○
Prevention of leak air	7	-	-	-	7,104	710	7.1	710	525	0.7	○
Steam recovery by waste heat	(27)	(7,026)	(6,592)	(811)	(5.4)	-	-	(811)	(22,750)	(28.1)	×
Total	196	49,181	46,139	5,675	37.5	7,104	710	7.1	6,385	10,500	1.6
					2.7**			4.2**			

Remarks: The items not to be recommended are not included in the total column.

Saving ratio: Saving ratio for energy consumption in a sintering plant (Fuel: 1,192,541 Gcal/y, Electricity: 100,575 MWh/y)

*1 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,222.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y) by the entire Esfahan Steel.

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas (N.gas): 123 Rial/m³

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL, N.gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³

Investment cost is based on that in Japan.

c. 高炉

1) 新鋭高炉との単純比較

まず、単純に高炉のエネルギー原単位を比較すると Table 1.19 のようになる。

Table 1.19 Comparison of Energy Intensity in Blast Furnaces (1)

	Esfahan	JNSW
Fuel ratio	Approx. 602 kg/t	450 ~ 550 kg/t
Net energy intensity	3,708 Mcal/t	2,906 ~ 3,226 Mcal/t
Difference	802 ~ 482 Mcal/t-pig	

つまり、482~802 Mcal/t という大きな差が生じていることが分かる。

なお、日本では工場全体のエネルギーバランスを考慮して、高炉の燃料比を調整しているため、高炉の燃料比が高い製鉄所があり、上記のような燃料比の幅が存在している。

高炉は、エネルギー効率の高いプラントであり、高炉のエネルギー原単位（正味エネルギー原単位）は高炉の燃料比に比例するので、高炉のエネルギー原単位を下げるには、高炉の燃料比を下げるのが一番効果がある（ガイドライン編 Figure 4.11 参照）。一方、高炉の燃料比の大部分を占めるコークス比は Table 1.20 に示すようにいろいろな要因で変化するので、与えられた条件下（例えば出銑量、原料、コークス強度など）で操業対象となる高炉のプロフィールや諸特性を考慮して、最適な操業計画（例えば、送風温度、炉頂圧、吹込酸素量、吹込天然ガス量、送風量、燃料比など）を作り上げる必要がある。

Table 1.20 Coke Ratio vs Operational Factor (for reference)

Si	+ 0.1 %	: + 6.0 kg/t
Slag ratio	+ 1 kg/t	: + 0.2 kg/t
Sinter ratio	+ 1 %	: - 0.6 kg/t
Pellet ratio	+ 1 %	: - 0.5 kg/t
Coke ash	+ 1 %	: + 4.2 kg/t
Blast moisture	+ 1 g/m ³ _N	: + 0.5 kg/t
Blast temperature	+ 10 °C	: - 1.0 kg/t
Gas utilization	+ 1 %	: - 6.0 kg/t
Top gas pressure	+ 0.2 kg/cm ²	: - 3.0 kg/t
Hot metal temperature	- 10 °C	: - 0.5 kg/t

2) Esfahan の高炉の操業ターゲット : 増産と省エネルギー

Esfahan の高炉は炉頂圧を考慮しても燃料比が異常に高いため、高炉の正

味エネルギー原単位が新鋭高炉に比べ 316 Mcal/t 余分にエネルギーを消費していることは、ガイドライン編 Figure 4.11 から推定できる。

Esfahan 高炉は増産のため燃料比を高くせざるを得ない状態となっているが、燃料比を上げすぎると炉内温度が高くなり炉況が不安定になり、かえって増産に支障が生じる。したがって、できるだけ低い燃料比で操業するように、操業努力と設備改善を重ねることは増産および省エネルギー（特にコークス比減）の面から好ましい。

溶銑成分、スラグ成分および原料事情などがヒアリングできなかつたので、どこまで燃料比を下げられるかを想定するのが困難である。しかし、スラグ比が 300 kg/t であること、現状のガス利用率がきわめて低いこと (38.2%) を考慮すると、少くとも燃料比は 50 kg/t は下がりそうである。コークス比は、Table 1.20 に示すパラメータにより変動するので、原料成分を考慮しながらムーバブルアーマーなどにより装入物分布の均一化をはかることにより、ガスの利用率を向上させ、溶銑中の Si を下げるための操業努力や設備改善を進めれば、燃料比が 50 kg/t 程度下がり、高炉のエネルギー原単位は改善され、増産も期待できる。

3) エネルギー削減可能量

燃料比 550 kg/t-pig で新鋭高炉が操業したとすると、エネルギー原単位は 3,226 Mcal/t まで上昇する。したがって、Esfahan の高炉との差は 482 Mcal/t と考えられる。

Table 1.21 Comparison of Energy Intensity in Blast Furnaces (2)

	Esfahan	JNSW
Fuel ratio	Approx. 602 kg/t	550 kg/t
Net energy intensity	3,708 Mcal/t	3,226 Mcal/t
Difference	482 Mcal/t-pig	

一方、602 kg/t の燃料比で操業したと仮定しても、高炉の正味エネルギーは 3,392 Mcal/t 程度ですむものと予想され、3,708 Mcal/t はどう考えてもエネルギーの過剰投入である。3,708 - 3,392 = 316 Mcal/t をコークスに換算すると 44.5 kg/t となるので、エネルギーバランスも燃料比

を約 50 kg/t 下げうる可能性を示していることがわかる。

Table 1.22 に Esfahan 高炉と、JNSW の PCI (Pulverized Coal Injection) を使用している高炉の比較例を示す。

Table 1.22 Blast Furnace Energy Intensity

			Esfahan	JNSW
Consumed Energy	Coke	Mcal/t	3,335 (469.7 kg/t)	3,051 (429.7 kg/t)
	Oil	Mcal/t	337 (37.4 L/t)	65 (7.5 L/t)
	Natural gas	Mcal/t	914 (95.3 m ³ N/t)	-
	PCI	Mcal/t	-	657 (88.7 kg/t)
	Subtotal		4,585 (602.4 kg/t)	3,772 (525.9 kg/t)
	Fuel	Mcal/t	480	424
	Blast air	Mcal/t	216 (114 m ³ _N /t)	263 (1,145 m ³ _N /t)
	Oxygen	Mcal/t	117 (95.3 m ³ _N /t)	39 (31.4 m ³ _N /t)
	Electricity	Mcal/t	53 (21.6 kWh/t)	65 (26.3 kWh/t)
	Air	Mcal/t	-	9
	N ₂	Mcal/t	-	4
	Steam	Mcal/t	32	19
	Total	Mcal/t	5,483 Mcal/t	4,593 Mcal/t
Generated energy	BFG	Mcal/t	1,775	1,377
	Electricity	Mcal/t	-	134
	Total	Mcal/t	1,775	1,511
	Energy intensity	Mcal/t	3,708 Mcal/t	3,082 Mcal/t

4) 熱風炉の改善

熱風炉もコークス炉と同様測定対象から外したため、熱風炉の排ガス中酸素濃度のデータはない。しかし、現場観察時に得た情報をもとに Table 1.23 のとおり想定ヒートバランスをつくり、改善を行ったときどのようにヒートバランスが変わるかを試算し、改善の効果を推定した。その結果を Table 1.24 に示す。

Table 1.23 Assumed Heat Balance for Hot Stove

Operation data 96.6.22		Assumed heat balance		Mcal/t-coal
Fuel intensity BFG	486.3 m ³ /t-pig	Heat input	Fuel combustion heat	480
Blast temperature	980 °C		Cold blast sensible heat	44
Blast intensity (including O ₂)	1,236 m ³ /t-pig		Fuel sensible heat	5
O ₂ enrichment	26 %		Combustion air sensible heat	5
Assumed operation condition		Sub-total		534
Exhaust gas temperature	190 °C	Heat output	Hot blast sensible heat	409
O ₂ content in exhaust gas	4.6 % (m = 1.4)		Exhaust gas sensible heat	61
			Furnace body radiation heat	64
		Sub-total		534

Table 1.24 Energy Conservation Measure for Hot Stove (Fuel)

Energy Conservation Measure	Assumed Operation			Fuel Intensity	
	Exhaust Gas Temperature	O ₂ Content in Exhaust Gas	Air Temperature	Intensity	Effect
Present situation	190 °C	4.6 %	30 °C	480 Mcal/t-pig	base
Optimization of combustion air ratio	170	1.0	30	468	12 Mcal/t-pig
Air preheating	165	1.0	140	451	17

5) 対策案のまとめ

高炉における省エネルギー対策を Table 1.25 にまとめる。

482 Mcal/t の差は、これらの対策の総合的結果によると考えられるので、燃料比低減による効果は 388 Mcal/t と推定した。

Table 1.25 Summary of Energy Conservation Measures for Blast Furnace

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving							Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity						
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%				
Production increase by reducing the fuel rate	388	81,480	1,385.2	10.6	-			1,385.2	500	0.4	○
Low O ₂ operation of hot stove	12	2,520	42.8	0.3	-			42.8	10	0.2	○
Air preheater for hot stove	(17)	(3,570)	(60.7)	(0.5)	-			(60.7)	(250)	(4.1)	×
Installation of TRT equipment	(65)	-			(50,641)	(506.4)	(122.2)	(506.4)	(1,000)	(2.0)	×
Total	400	84,000	1,428.0	11.0	-			1,428.0	510	0.4	
				4.6 ^{*1}							

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving								Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity							
		F.oil kL/y	N.gas 10 ⁶ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%				
Production increase by reducing the fuel rate	388	81,480	76,443	9,403	10.6	-			9,403	8,750	0.9	○
Low O ₂ operation of hot stove	12	2,520	2,364	291	0.3	-			291	175	0.6	○
Air preheater for hot stove	(17)	(3,570)	(3,349)	(412)	(0.5)	-			(412)	(4,375)	(10.6)	×
Installation of TRT equipment	(65)	-				(50,641)	(5,064)	(122.2)	(5,064)	(17,500)	(3.5)	×
Total	400	84,000	78,807	9,694	11.0	-			9,694	8,925	0.9	
					4.6 ^{*1}							

Remarks: The items not to be recommended are not included in the total column.

Saving ratio: Saving ratio for energy consumption in a blast furnace

(Fuel: 6,782,198 Gcal/y, Electricity: 41,458 MWh/y)

Supplemental note: A blast furnace top pressure recovery turbine (TRT) is, in many cases, installed in a blast furnace having a furnace top pressure of 1.5 kg/cm² and air blow amount of 3,000 m³/min or more. TRT is provided to recover a part of a blast furnace blower power. Therefore, if the power of the blast blower is small, the power to be recovered should naturally be small as in the case of Esfahan Steel.

*1 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,222.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y) by the entire Esfahan Steel.

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas (N.gas): 123 Rial/m³

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL, N.gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³

Investment cost is based on that in Japan.

d. 製鋼プロセス(転炉および連続铸造設備)

製鋼プロセスのエネルギー原単位を JNSW と比較した結果を Table 1.26 に示す。

この比較表より Esfahan と JNSW の間のエネルギー原単位差は、390 Mcal/t で次の 4 点が主な差が生じている項目である。

酸素原単位差 (転炉)	15 Mcal/t
電力原単位差	51 Mcal/t (21 kwh/t)
燃料原単位差	235 Mcal/t
排熱回収差	101 Mcal/t
計	402 Mcal/t

Table 1.26 Steel-making Process Energy Intensity

		Esfahan	JNSW
Consumed energy	Oxygen (converter)	104 (61.3 m ³ /t)	89 (52.3 m ³ /t)
	Oxygen (CC)	12 (6.8 m ³ /t)	2 (1.2 m ³ /t)
	Electricity	144 (58.9 kWh/t)	93 (37.8 kWh/t)
	Fuel (converter)	169	21
	Fuel (CC)	98	11
	Fuel (total)	267	32
	Air	19	16
	N ₂	-	6
	Argon	-	3
	Steam	5	23
	Coke	9 (1.3 kg/t)	8 (1.1 kg/t)
	Sub total	560 Mcal/t	271 Mcal/t
	Generated energy	LDG	-
Steam (High Pressure)		140	-
Steam (Low Pressure)		315	39
Boiler fuel		314	-
Sub total		140 Mcal/t	241 Mcal/t
Energy intensity	420 Mcal/t	30 Mcal/t	

1) 酸素原単位の改善

出鋼温度が 1,700 °C と非常に高いため酸素原単位は悪くなり、転炉出鋼歩留も悪くなっている。Esfahan はレードルファーンネスを持っているので、出鋼温度に余裕を持つ必要はなく思い切って下げることが可能である。

出鋼歩留向上効果は製鉄所エネルギー原単位改善に大きく寄与するので、転炉歩留り向上をターゲットにとり、同時に酸素原単位を改善させたい。不活性ガスによる攪拌装置（LDCB）は設置済みであるのでこれを十分活用し、歩留向上、適中率の向上を通じ酸素原単位の低減に結びつけたい。歩留向上 2 %、酸素原単位改善 $6 \text{ m}^3 \text{ N/t}$ が当面の操業努力による改善目標となる。

2) 電力原単位の改善

公害防止設備が少ないにもかかわらず電力原単位が高いのは意外である。レードルファーネスおよび排熱ボイラにおける天然ガス助燃（排風機の連続運転）が電力原単位増加につながっているものと推定される。排熱ボイラの助燃停止についてはエネルギー回収の項で説明する。

3) 燃料原単位

なぜ、何の目的にこれほど多量の燃料（267 Mcal/t）を製鋼プロセスが消費しているのか不思議である。ピレットの切断、鍋などの保熱には 70～100 Mcal/t で十分と考えられる。製鋼工場の燃料使用マップをつくり、仮設流量計をつけ操業基準（保熱時間、保熱時の燃料使用・利用など）の見直しなど全力をあげてとりくむべきである。削減目標は 200 Mcal/t であるが後述するように天然ガス流量計の検定も必要であろう。

4) エネルギー回収

Esfahan の転炉は蒸気を回収していて、回収エネルギー原単位は見かけ上高いが助燃している天然ガス量を差引くと低くなってしまい、正味のエネルギー回収は、JNSW に対し 101 Mcal/t も少なくなっている。

Esfahan のエネルギー回収の問題点をあげると、

- ・バッチ式の転炉から高圧蒸気を連続して取出そうとするため、効率の悪い（約 70 % の熱効率と予想）排熱ボイラで天然ガスを助燃している。
- ・その上問題なのは効率を犠牲にして製造した高圧蒸気に、エネルギーを加えスーパーヒートさせたのち、蒸気タービン効率が 27～28 % しかない CPP（送風発電プラント）で発電用に使っている。
- ・吹錬開始しても、天然ガスバーナを消火するのを忘れ、助燃を継続し低

圧蒸気を発生させている(これは現地調査時その事実を目撃したし、また Table 1.26 をみても明らかなように、低圧蒸気を 315 Mcal/t 発生しているのは、転炉吹錬中に天然ガスを燃焼していることを示している)。

・吹錬中、低圧蒸気の発生が多いので消費工場とのバランスの都合で蒸気が放散されている。

排熱ボイラ方式は全量転炉ガスを燃焼させるので、ボイラ伝熱面熱負荷が高く転炉の増産(酸素吹込率の増加)があると、その寿命が著しく短くなる。Esfahan は転炉本体はリプレース完了しているので、排熱ボイラの寿命が来た時はガス回収方式にリプレースし、増産体制を整えるよう提言する。

それまでの間、エネルギー回収率を上げながら操業する方法について以下に提案する。排熱ボイラは、転炉の吹錬開始後急激に蒸発量が増えるので、蒸発管内の水-蒸気体積比の確保、およびドラム鋼板の熱応力の低減などの目的で吹錬開始時点までに決められた圧力まで蒸気圧力を上げておく必要がある。この圧力は納入メーカーと協議が必要であるが、おそらく 20~25 kg/cm²(G) とと思われる。高圧蒸気の取出しをやめれば天然ガスの使用量は現状の 5% まで(つまり 3,080,000 m³/y まで)下がると推定される。

高圧蒸気の取出しをやめ、天然ガスを上記のように、ボイラ起動時のみ使うことに限定すれば蒸気回収量は 200 Mcal/t 程度まで下がるものの、助燃に使う天然ガス量は 20 Mcal/t なので差引き 180 Mcal/t のエネルギー回収が期待でき、製鋼工場としての回収量は 40 Mcal/t 増加する。

製鋼ボイラが使わなくなった天然ガスは TPP に送り発電し、もし低圧蒸気が必要であれば TPP の蒸気タービンから抽気すれば、TPP の正味エネルギー原単位も良くなる。

5) 対策案のまとめ

製鋼プロセスにおける省エネルギー対策案を Table 1.27 にまとめる。

Table 1.27 Summary of Energy Conservation Measures for Steel-Making Process

(Japanese Yen base)

Item	Energy intensity Mcal/t	Expected Saving						Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period year	Recommen- dation
		Fuel			Electricity						
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%				
Improvement of converter yield											
For a reduction of oxygen	10	-			7,712	77.1	7.0	77.1	0	0	○
For a reduction of electricity in the above process	10	-			7,712	77.1	7.0	77.1	0	0	
For a reduction of fuel in the above process	107	22,117	376.0	38.8	-			376.0	0	0	
Reduction of fuel in the steel-making plant	200	41,340	702.8	72.5	-			702.8	0	0	○
Improvement of the boiler auxiliary combustion method	40	8,268	140.6	14.5	-			140.6	0	0	○
Replacement with an exhaust gas recovery equipment	(40)	(8,268)	(140.6)	(14.5)	-			(140.6)	(5,000)	(35.6)	In the future
Total	367	71,725	1,219.4	125.7	15,424	154.2	14.0	1,373.6	0	0	
				3.9**			9.1**				

(Iran Rial base)

Item	Energy intensity Mcal/t	Expected Saving							Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation
		Fuel				Electricity						
		F.oil kL/y	N.gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%				
Improvement of converter yield												
For a reduction of oxygen	10	-				7,712	771	7.0	771	0	0	○
For a reduction of electricity in the above process	10	-				7,712	771	7.0	771	0	0	
For a reduction of fuel in the above process	107	22,117	20,750	2,552	38.8	-			2,552	0	0	
Reduction of fuel in the steel-making plant	200	41,340	38,785	4,770	72.5	-			4,770	0	0	○
Improvement of the boiler auxiliary combustion method	40	8,268	7,757	954	14.5	-			954	0	0	○
Replacement with an exhaust gas recovery equipment	(40)	(8,268)	(7,757)	(954)	(14.5)	-			(954)	(87,500)	(91.7)	In the future
Total	367	71,725	67,292	8,276	125.7	15,424	1,542	14.0	9,818	0	0	
					3.9**			9.1**				

Remarks: The items to be implemented in the future are not included in the total column.

Saving ratio: Saving ratio for energy consumption in a steel-making process
(Fuel: 519,150 Gcal/y, Electricity: 110,556 MWh/y)

*1 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,22.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y) by the entire Esfahan Steel.

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas (N.gas): 123 Rial/m³

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL, N.gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³

Investment cost is based on that in Japan.

e. 圧延プロセス

圧延プロセスのエネルギー原単位を JNSW と比較した結果を Table 1.28 に示す。この比較表より Esfahan と JNSW の間のエネルギー原単位差は 483 Mcal/t で、主な差は燃料原単位差である。

圧延機生産トン当たり燃料原単位差 533 Mcal/t

Table 1.28 Rolling Mill Energy Intensity

	Esfahan	JNSW	Esfahan (final product base)
Production	2,051 × 10 ³ t	—	1,793 × 10 ³ t
Fuel	878 Mcal/t	345	1,004 Mcal/t final product
Electricity	216 (88.1 kWh/t)	250 (102.2 kWh/t)	247
Oxygen	1	—	1
Steam	5	19	6
Air	—	3	—
Others	—	—	—
Total	1,100 Mcal/t	617 Mcal/t	1,259 Mcal/t final product

1) 燃料原単位差

Esfahan では生産能率の関係上 5.5~16 φ丸棒とアングル 80 を製造するとき、M-650 と M-350 の 2 回、圧延工程をパスさせるので、製品トン当たり正味エネルギー原単位は 1,259 Mcal/t である。圧延機を 2 回パスする場合、現に燃料と電力を 2 回消費するので、今回の検討に当たっては最終製品トン当たりの原単位ではなく、圧延機アウトプット量（つまり圧延機生産量）当たりの原単位を用いて JNSW と比較する。

2) 圧延機の稼動状況

圧延機の稼動状況を Table 1.4、圧延機別の生産量を Table 1.29 に示す。圧延機が公称能力の 75 % で稼動するとすれば、M-500、M-300 および M-650 で 367 t/h のブルームを処理可能であるが、製鋼部門の生産能力は 263 t/h 程度であるので、非圧延時間は、約 28 % (6.8 h/d) 発生することになる。1994 年実績では非圧延時間が 1 日 1 ミル当たり 7.5 時間発生している。

Table 1.29 Rolling Mill Production in 1994

	I beam 1000 L	Bar 1000 L	Channel 1000 L	Billet 1000 L	Others 1000 L	Total 1000 L	Working time h	Average t/h	Capacity	
									0/h	1000 t/Y
M-500	624.9	0	27.9	-	0	652.9	5,965	109.4	WB 200	900
M-300	-	12 ~ 40φ 473.1	-	0	0	473.1	5,846	80.9	WB 200	700
M-650	311.4	0	0	258.3 112.9	2.7	685.4	6,270	109.3	pusher 90	750
M-350	-	5.5 ~ 16φ 229.5	0	-	10.5	240.0	7,596	41.1	pusher 60	320
Total	936.3	702.6	27.7	371.2	13.2	2,051.4	25,677		550	2,470

3) 鋼材連続加熱炉 (M-500炉) の計測と解析

① 設備と計測

この加熱炉はウォーキングビーム式であって、装入されたビレットは炉底部の可動式の支持ビームにより抽出方向へ搬送される。Figure 1.5 に設備の概要を示す。また排ガス以外の計測値をも図上に記載した。

Figure 1.6 には排ガスの計測結果をグラフで示す。

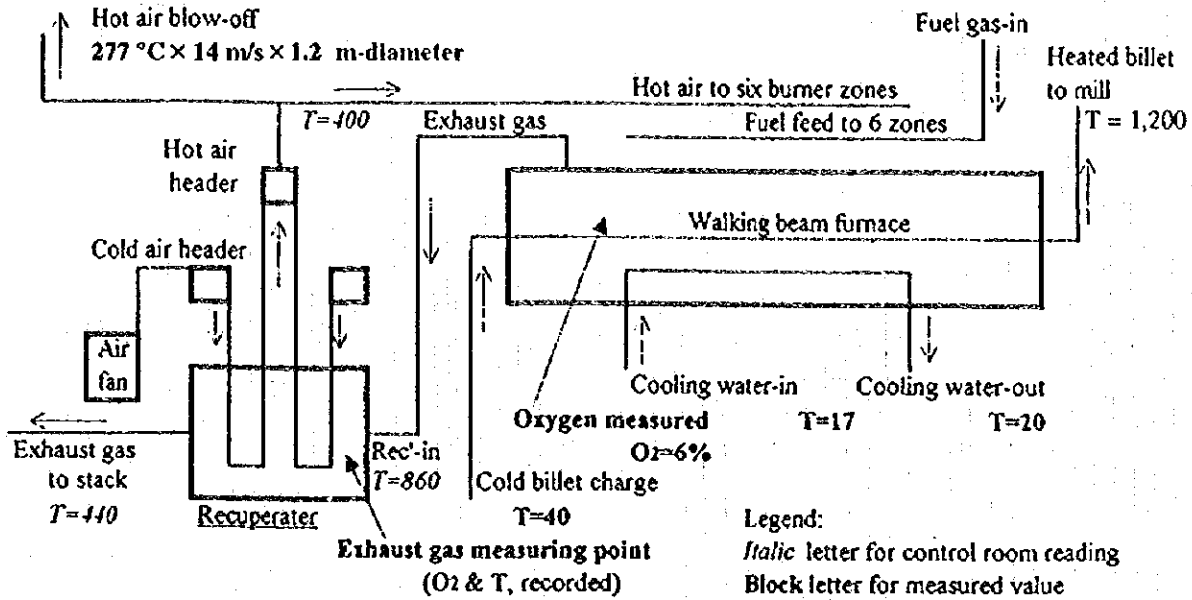
排ガスの連続計測と操業の記録は 17 時から翌朝 7 時までに行われたが、この間に材料装入が中断された時間帯があるので、以下の解析はこの時間帯を除外して、17 時から 21 時までの 5 時間とする。

② 燃焼計算

燃料の燃焼計算はパソコン上に作成されたワークシートを用いて行った。この計算シートでは、燃料成分・空気温度・排ガス中酸素濃度などを設定することにより、燃料の発熱量・燃焼ガスの成分・成分別のガス量・燃焼空気量・空気比などが計算表示される。

また空気比調整・空気予熱の効果を排ガス中酸素濃度をパラメータとして求めることができる。

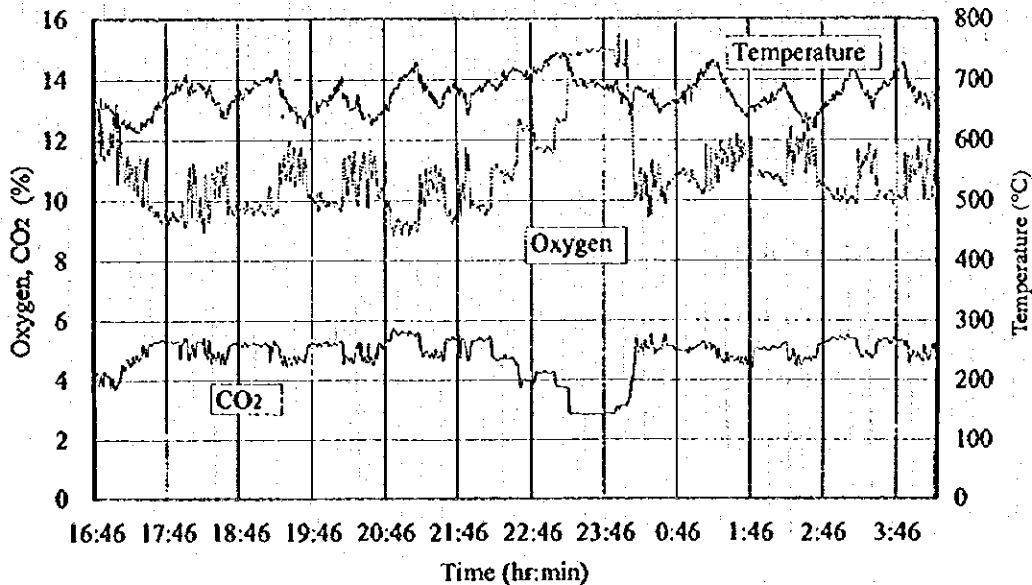
Figure 1.5 Schematic Diagram of M-500 Reheating Furnace



Specification (designed)

Type	Walkign beam, 6 zones	Fuel, designed	N.G/BFG/COG = 14/61/25 %
Product	Bar	Recuperater	Metallic U-tube, 1,345 m ³
Nominal capacity	200 t/h	Air-in/out	25/400 °C
Inside dimension	33 L x 13 W x 1.5 H	Gas-in/out	1,000/550-600 °C
Billet charged	200 x 200 x 12,000 mm, 3,750kg	Manufactured	USSR, 1988
Heating temperature	1,180 - 1,250 °C		

Figure 1.6 Oxygen, CO₂ & Temperature, M-500 Furnace (23-June/1996)



③ 熱収支と解析

解析に用いた諸条件を Table 1.30 に、また熱収支の計算結果を Table 1.31 に示す。

熱収支は排ガスの測定点であるレキュペレータの入り口までの範囲で計算している。また、収支表の「その他」の項目は差引きによる計算値であって炉体放散熱はこれに含まれる。

この間の装入量は 123.1 t/h で、鋼材 1 t の加熱に必要な燃料熱すなわち熱量原単位は、564,000 kcal であった。なお全 14 時間の測定時間中に 2 時間の装入中断があった。この時間を含めると熱量原単位は 603,000 kcal/t に増加するので定常的な操業が望ましい。

日本では、鋼材を常温で装入する（いわゆる冷片装入）加熱炉の原単位は、月間値でおおよそ 400,000 kcal/t である。

Table 1.30 Premises in Heat Balance Calculation

Item	Unit	Value	Remarks
Period for calculation		17:00 to 22:00	Five hours, 23-June/1996
Billet charged	t	615.4	Actual value for the period
Fuel gas flow in the period	m ³ /5-hrs	15,060	Panel reading summation
Combustion air volume		Calculated on the sheet based on oxygen content.	
For furnace only calculation:			
Oxygen in exhaust gas	%	6.0	Spot measured value at side wall hole
Exhaust gas temperature	°C	860	Panel reading Temperature drop in exhaust duct might be several degrees.
Air temperature	°C	400	Panel reading
For air heater including calculation:			
Oxygen in exhaust gas	%	10.2	Average value of measured record
Exhaust gas temperature	°C	440	Panel reading
Air temperature	°C	30	Assumption
Hot air blow off heat	kcal/h	2,236,917	Spot measured
Cooling water:			
Flow amount	m ³ /h	360	Designed value
Temperature-in	°C	17	Measured, typical value
Temperature-out	°C	20	Measured, typical value

Table 1.31 Heat Balance of M-500 Reheating Furnace (excluding AH)

Heat-in			Heat-out		
(Mcal/t)			(Mcal/t)		
Fuel combustion heat	564.3	81.3 %	Billet discharged	187.1	27.0 %
Fuel sensible heat	0.0	0.0 %	Scale sensible heat	6.6	1.0 %
Air sensible heat	101.6	14.6 %	Exhaust gas sensible heat	381.1	54.9 %
Billet heat content	1.1	0.2 %	Cooling water	8.8	1.3 %
Scale generation heat	26.7	3.8 %	Emission and miscellaneous heat	110.3	15.9 %
Total	693.8	100.0 %	Total	693.8	100.0 %
Exhaust gas temperature	860		Oxygen in exhaust gas		10.2 %
Air temperature (burner)	400		Invasion air ratio		54.5 %

④ 燃焼用空気ブロワ

加熱炉の熱測定と併せて燃焼用空気ブロワ用電動機の入力測定を行った。本ブロワの仕様は Table 1.32 のとおりである。

Table 1.32 Specification of Blower

Air volume	1,100 m ³ /h
Pressure	633 mmHg
Motor output	800 kW
Motor efficiency	93 %
Rotational speed	1,500 rpm

測定結果は Table 1.33 に示す。

Table 1.33 Measurement Data of Blower

	Voltage (kV)	Current (A)	Electric Power (kW)	Power Factor	Load Factor
Maximum	5.76	71.9	649.2	0.875	0.811
Minimum	5.60	67.8	613.4	0.869	0.767
Average	5.68	69.7	630.4	0.871	0.788

電氣的には負荷変動が少なく負荷率も 80 % 近い値であり、特に問題はないが風量的に予熱された空気の逃がしがあり、風量削減の可能性がある。

4) 加熱炉燃料原単位の改善

加熱炉の診断結果および現地調査で得たデータをまとめると Table 1.34 のようになる。

Table 1.34 Fuel Intensity in M-500

	Average Production	Fuel Intensity	Yield
Mean value of all the reheating furnaces for 1994	65 % of the maximum value	878 Mcal/t	Unknown
M-500 reheating furnace design value	Product 188 t/h (Charge 200 t/h)	532 Mcal/tp (500 Mcal/t-input)	94 %
M-500 reheating furnace diagnostic result	114.5 t/h (Charge 123.1 t/h)	606 (564 Mcal/t-input)	Assumed to be 93 %

加熱炉の燃料原単位 (878 Mcal/t) は、設計値 (532 Mcal/t) を大きく上まわっており、加熱炉診断中の 5 時間の平均値 (564 Mcal/t) も設計値を上まわっている。

① 生産・工程管理の改善および保熱用燃料の最小化

——— 低減目標 212 Mcal/t

Table 1.34 から明かなように、年間平均値 878 Mcal/t と連続運転時の値 564 Mcal/t の間に大きな差 (314 Mcal/t) がある。この差は製鋼および CC との能力との関係で材料待ちなどが発生して、その間無駄な燃料が消費されたり、あるいは圧延速度が遅い時に加熱炉のヒートパターンが適応していないから、生じているものと想定されるので、次の対策が必要である。

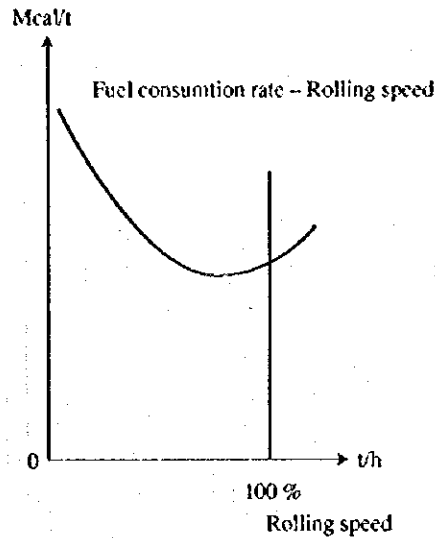
①-1 生産・工程管理の改善

M-650 (と M-350) はできるだけ一定圧延速度で圧延できるように、M-500 と M-300 はどちらかある一定時間計画的に停止できるように生産計画をつくる。

いいかえれば、燃料使用量を考慮した生産計画をつくる。

燃料原単位と圧延速度の関係を、Figure 1.7 に示す。

Figure 1.7 Relationship between Fuel Intensity and Rolling Speed



①-2 加熱炉操作の改善

圧延速度に応じたヒートパターンで操作する。圧延速度が低い時は燃料を絞り、焼き過ぎを防ぐ。

加熱炉停止中の保熱基準および昇熱基準をつくり、いわゆる保熱昇熱ロスが最小になるように操作する。

圧延機は決められた速度でピレットを加熱炉から取出せるように操作する。

② 設計原単位の燃料原単位の低減 —— 低減目標 134 Mcal/t

次の改善により燃料原単位を設計原単位まで低減する。

②-1 仕切壁の設置

M-500 の加熱炉は仕切壁を設けないと、燃焼制御（ブルーム温度制御）が困難で、かつ低負荷時熱効率が低下する可能性が高い。仕切壁の設置により伝熱変換および各ゾーンにおける燃焼温度を安定させ、燃焼制御性を向上させ、最適な量の燃料を投入できるようにする。

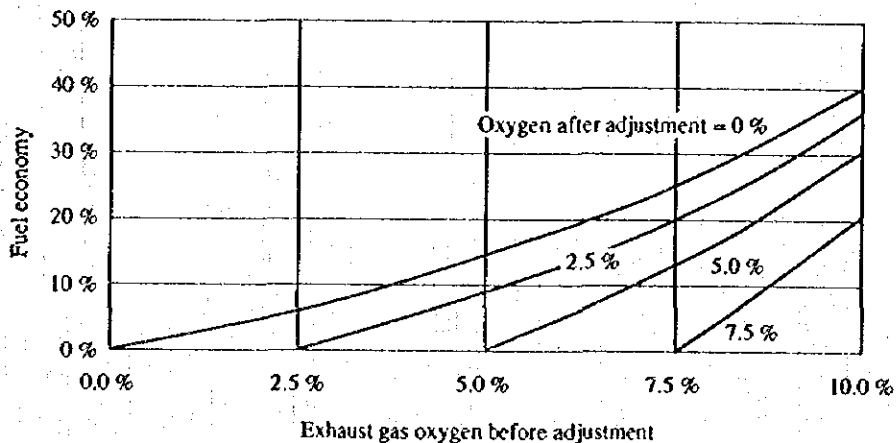
②-2 燃焼用空気比の適正化

炉内ガスの酸素濃度 6 % は空気比では 1.4 に相当する。これ

に対して日本の基準値は空気比で 1.25 であり、これは排ガス中酸素濃度では 4.2 % に相当する。

空気比の改善による燃料節減効果は Figure 1.8 のとおりである。いま空気比を改善して排ガス中酸素濃度を 6 % から 4.2 % にまで低減したとすると、燃料は 7.4 % 低減される。

Figure 1.8 Fuel Economy by Air Ratio Adjustment (M-500 Fuel Gas)
(Exhaust Gas 1,100 °C, Burner Air 400 °C)



空気比の低減のための方策として以下のことが必要である。

- ・バーナ整備など燃焼の操業管理の強化
- ・点検孔など開口部のシール強化
- ・炉圧制御の適正化
- ・酸素濃度計を設置して排ガス中酸素濃度を監視

②-3 放熱損失の防止

点検ドアからの放熱、漏風の防止、炉壁の補修および断熱の強化により、放熱損失を防止する。

壁からの放散熱量を炉壁温度の測定値と推定値をもとに計算すると Table 1.35 のようになる。

この放熱量は燃料入熱量の 5 % に相当する。とくに炉体の上面の壁面温度が高い。

Table 1.35 Surface Emission Calculation (M-500 Reheating Furnace)

No.	Ambient Temperature °C	Surface Temperature °C	Emissivity	Area m ²	Heat Transfer Coefficient		Unit Heat kcal/m ² /h	Total Heat kcal/h	Remarks
					Convection kcal/h/m ² /°C	Radiation kcal/h/m ² /°C			
1	30.0	100.0	0.9	367.5	5.143	6.866	841	308,919	Side wall
2	30.0	200.0	0.9	127.4	6.597	10.766	2,952	376,056	Front/back
3	30.0	150.0	0.9	980.0	6.470	8.643	1,814	1,777,364	Roof
4	30.0	100.0	0.9	980.0	1.082	6.866	556	545,230	Bottom
5	30.0	100.0	0.9	377.0	4.493	6.866	795	299,749	Duct to AH
Total								3,307,318	
Billet t/h								123.1	
Emission kcal/t-billet								26,867	

②-4 予熱帯燃料の低減

仕切壁の設置により、予熱帯における伝熱が向上する。したがって、予熱帯への燃料投入を低減することができる。予熱帯燃料の低減により、炉尻排ガス温度は低下し、排ガス損失は減少する。

②-5 レキュペレータ使用の適正化

レキュペータ保護のため通過空気量が過大になっており、熱風が放出されている。放出口での流速・温度の計測から、この放出量は 18,000 kcal/t に相当する。

必要以上の冷空気を送り込むことは予熱空気の温度を低下させ、燃焼に利用される熱量を減少させることになる。一般的にレキュペレーターの保護のためには入り口排ガスに冷空気を混合して最高温部の温度を制御することが多く、この方が全体としてプロワ動力増加が少ない。

予熱空気の放散は、基本的に炉の排ガス温度が高いことが原因である。したがってこれを避けるためにはさきに記載のように予熱帯の温度を低くすることが必要である。

③ 設備改善 —— 低減目標 50 Mcal/t

③-1 供給ガスカロリー制御の導入

製品歩留り、製品品質向上および省エネルギーの点から、供給するガスのカロリーは少なくとも $\pm 50 \text{ kcal/m}^3_N$ 以下になるよ

うに制御する必要がある。供給ガスカロリが安定すると加熱炉の燃料を思い切って下げることが可能になる。

③-2 酸素濃度計を含む空燃比制御自動化

上記と同じ理由で、炉温制御・炉内圧制御の制御性を向上させるとともに酸素濃度計を含む空燃比制御の自動化が必要である。

④ Hot charge rolling —— 低減目標 70 Mcal/t

M-650 と M-350 は生産計画レベルでホットチャージができるように調整すれば、圧延部門の連絡調整だけでホットチャージが可能であるので、ハンドリング方法を検討し、300℃程度の低温でもよいので25%程度のホットチャージ率を目標に試行してみたい。

次にM-300にホットチャージを採用してはどうか、ここではCCとの連携がうまくように生産計画をつくれれば50%のホットチャージ率をターゲットにできる。

最終的には全ラインで30%のホットチャージを目標に活動し、燃料原単位を350 Mcal/tまで下げたいが、350 Mcal/tまで下げるには連続鑄造設備で生産したブルームをあるロットまでまとめるために、ビレットを一時的に仮置きする保熱炉が必要と思われる。

⑤ 歩留向上 —— 低減目標 3%

歩留は、圧延の総合技術力を示す1つの指数であるので、現状(推定歩留93%)を少なくとも3%向上すべく、操業改善を実施したい。

具体的には、歩留低下の要因(原因)を解析しなければ提言できないが、次のような活動が必要である。

加熱炉での過加熱防止

ビレットの一定温度抽出(一定圧延温度)

孔型の管理

クロップロスの低減

ミスロールの原因追求とその対策

不合格品発生原因追求とその対策

5) 対策案のまとめ

圧延プロセスにおける省エネルギー対策を、Table 1.36 にまとめる。

Table 1.36 Summary of Energy Conservation Measures for Rolling Process

(Japanese Yen base)

Item	Expected Saving							Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity						
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%				
Improvement of production/ process management	212	47,782	812.3	24.0	-	-	-	812.3	0	0	○
Review of the reheating furnace operation method and the installation of a partition wall	134	30,202	513.4	15.1	-	-	-	513.4	50	0.1	○
Fuel gas calory control and automatic control of the reheating furnace air combustion ratio	50	11,269	191.6	5.7	-	-	-	191.6	50	0.3	○
Improvement of hot charge ratio	70	15,777	268.2	7.9	-	-	-	268.2	50	0.2	○
Improvement of yield	34	6,085	103.5	3.1	5,948	59.5	3.3	163.0	0	0	○
Total	500	111,115	1,889.0	55.7	5,948	59.5	3.3	1,948.5	150	0.1	
				6.0**			3.5**				

(Iran Rial base)

Item	Expected Saving								Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation
	Energy intensity Mcal/t	Fuel			Electricity							
		F.oil kL/y	N.gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%				
Improvement of production/ process management	212	47,782	44,828	5,514	24.0	-	-	-	5,514	0	0	○
Review of the reheating furnace operation method and the installation of a partition wall	134	30,202	28,335	3,485	15.1	-	-	-	3,485	875	0.3	○
Fuel gas calory control and automatic control of the reheating furnace air combustion ratio	50	11,269	10,572	1,300	5.7	-	-	-	1,300	875	0.7	○
Improvement of hot charge ratio	70	15,777	14,802	1,821	7.9	-	-	-	1,821	875	0.5	○
Improvement of yield	34	6,085	5,709	702	3.1	5,947	595	3.3	1,297	0	0	○
Total	500	111,115	104,246	12,822	55.7	5,948	595	3.3	13,417	2,625	0.2	
					6.0**			3.5**				

Remarks: The items not to be recommended are not included in the total column.

Saving ratio: Saving ratio for energy consumption in the rolling process
(Fuel: 1,815,146 Gcal/y, Electricity: 180,421 MWh/y)

*1 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,222.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y)

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas (N.gas): 123 Rial/m³_N

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL, N.gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³_N

Investment cost is based on that in Japan.

f. エネルギー設備およびその他

Esfahan と JNSW を比較すると Table 1.37 のようになる。

この部門で 1,328 Mcal/t-steel という大きな差がついているが、主として近代化の進捗度の差とエネルギー配給ロスの差である。

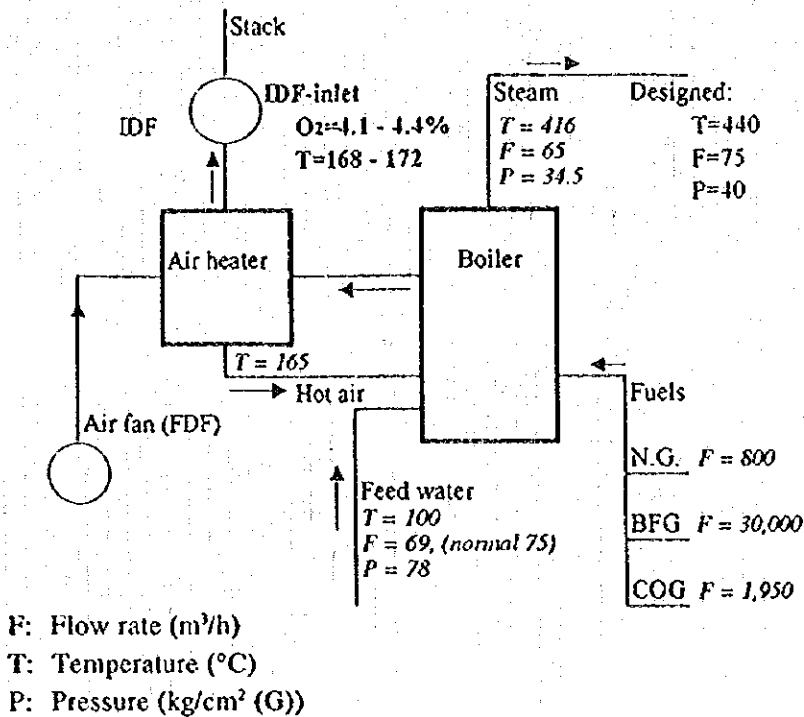
Table 1.37 Comparison of Energy Intensity in Energy Plant, etc.

	Unit	Esfahan	JNSW	Difference
CPP (Blast & power plant)	Mcal/t-steel	455	101	354
TPP (Thermal power plant)	Mcal/t-steel	262	-114	376
Oxygen plant	Mcal/t-steel	99	-17	116
Others	Mcal/t-steel	533	538	-5
Energy distribution loss	Mcal/t-steel	620	133	487
Total	Mcal/t-steel	1,969	641	1,328

1) 送風発電設備 (CPP)

CPP No. 3 ボイラについて、測定値を Figure 1.9 に示す。

Figure 1.9 Measured Data of CPP No. 3 Boiler



測定された排ガス中酸素濃度 4.2 % は空気比では 1.4 に相当し、日本の基準値 1.2 - 1.3 (排ガス中酸素濃度約 3 % 相当) に比較するとやや高い。

Esfahan と JNSW の比較を Table 1.38 に示す。

Table 1.38 Energy Intensity of CPP

		Unit	Esfahan	JNSW
Consumed Energy	Fuel	kcal/kWh	4,092	2,858 (including blast air)
	Electricity	kcal/kWh	244 (0.0994 kWh/kWh)	244 (0.0914 kWh/kWh)
	Steam (HP)	kcal/kWh	460	544
	Steam (LP)	kcal/kWh	340	237
	Air + N ₂	kcal/kWh		1
	Sub-total	kcal/kWh	5,135	3,864
Generated Energy	Electricity	kcal/kWh	1,153 (0.4706 kWh/kWh)	651 (0.2657 kWh/kWh)
	Blast air	kcal/kWh	1,297 (7.414 m ³ _N /kWh)	1,799 (7.822 m ³ _N /kWh)
	Steam	kcal/kWh	-	818 (1.169 kg/kWh)
	Sub-total	kcal/kWh	2,451	3,268
Energy intensity		kcal/kWh	2,685	596
Power output	Electricity		149,900	(80,207)
	Blast air		168,611	(221,697)
	Sub-total		318,511 MWh	(301,904 MWh)
Energy intensity		Mcal/t-steel	455 Mcal/t-steel	101 Mcal/t-steel
Note: Equivalent Wh of blast air			71.4 Wh/m ³ _N	93.88 Wh/m ³ _N

このプラントだけで 354 Mcal/t-steel という恐ろしい差が生じているが、これは Esfahan のプラントの蒸気条件が 40 kg/cm² (G)、440 °C と低く、しかも高炉送風機が小型でかつ効率の悪い遠心送風機を採用しているからである。

JNSW の CPP は蒸気条件は 90 kg/cm² (G)、510 °C と高く、発電には背圧タービンを使い、タービンを出た蒸気はプロセス蒸気として工場に送気してエネルギー効率を高くしている。

① 操業改善による省エネルギー

ガイドラインに示す方法でプラント効率を 1~3 % 改善できるので実施するよう提言する。このうち空気比を日本の基準値にまで調整すると計算上は燃料節減は約 0.5 % となる。

製鉄所内の省電力化をすすめ、CPP の発電タービンを止める。省電力については g 項にのべる。

蒸気条件を測定時の $34.5 \text{ kg/cm}^2(\text{G})$, $416 \text{ }^\circ\text{C}$ から定格値の $40 \text{ kg/cm}^2(\text{G})$, $440 \text{ }^\circ\text{C}$ へ変更するとタービン効率は (復水タービンとして) 約 3 % 改善される。

② 設備の近代化

将来天然ガス価格が上昇するか、ボイラなどが劣化したときは軸流送風機を電動機で駆動する方式に変更すれば、効率化と省力化が同時に達成できる。それまでの間は CPP は、高炉送風機専用の蒸気原動所とし、発電および工場用蒸気の調整機能は TPP に集約することをすすめる。

2) 火力発電所 (TPP)

Figure 1.10 にボイラの計測値および同時刻に制御室で採取した運転データを示す。

排ガス中酸素濃度については空気比換算で 1.1 程度であり、良好に運転されている。

参考までに、日本の省エネルギー法によるボイラの空気比の基準値は 1.2 - 1.3 である。

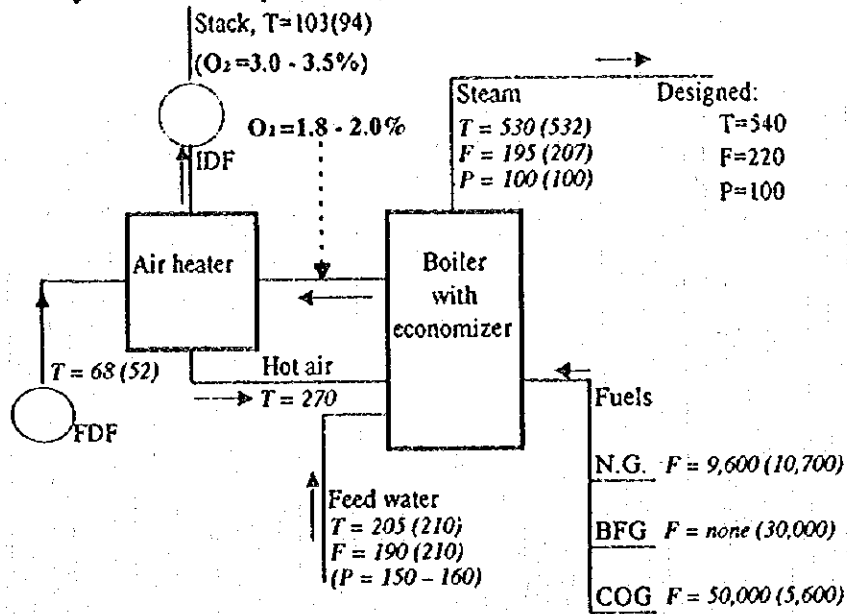
制御室での排ガスの温度指示値は $100 \text{ }^\circ\text{C}$ 程度であって常識的には低すぎる。温度計の計測位置が適切か否かを調査する必要がある。

JNSW との比較を Table 1.39 に示す。このプラントでも 375 Mcal/t-steel の差が生じているが、これも設備の近代化の進捗度の差といえる。製鉄所のエネルギー部門の機能は 2 つあり、1 つは製鉄所に必要なエネルギーを高効率で製造・供給すること、もう 1 つは製鉄所で余剰となったエネルギー (副生ガス、蒸気など) を有効活用することである。TPP はこの 2 つを同時に満足すべきであるが、後者の機能を持っていないので製鉄所の発電所としては欠陥発電所といえる。早急に BFG をボイラ負荷

の 50 % 程度は焚けるように改造すべきである。

Figure 1.10 Measured Data of TPP Boilers

No.5 boiler (for No.6 boiler in parenthesis):



F: Flow rate (m³/h)
T: Temperature (°C)
P: Pressure (kg/cm² (G))

Legend:

Italic letter for control room reading
Block letter for measured value

① 操業および設備改善

診断結果によればボイラの排ガス中の酸素濃度は非常に低く申し分ない。しかし、常にこのレベルを維持するには、酸素濃度計の設置とこれによる根気よい排ガス中酸素濃度の管理が望まれる。BFG量は設計上 80,000 m³/h 焚けるはずであるが 40,000 m³/h しか焚かれていないので早急に改善を実施して、圧延設備の保全日などに余剰となる BFG を焚き、天然ガス量を削減する。

Table 1.39 TPP Energy Intensity

			Esfahan	JNSW
Consumed Energy	Fuel	kcal/kWh	2,877	2,164
	Electricity	kcal/kWh	182 (0.0742 kWh/kWh)	127 (0.0518 kWh/kWh)
	Steam	kcal/kWh	44	6
	Air + N ₂	kcal/kWh	0	1
	Sub-total	kcal/kWh	3,103	2,298
Generated Energy	Electricity	kcal/kWh	2,450 (1 kWh/kWh)	2,450 (1 kWh/kWh)
	Steam	kcal/kWh	0	132
	Hot water	kcal/kWh	3	0
	Sub-total	kcal/kWh	2,453	2,582
Energy intensity		kcal/kWh	650	-284
Energy intensity		Mcal/t-steel	262	-114

② 設備の近代化

副生ガスや蒸気の変動を吸収する機能を TPP に集中するため、発電効率の良いプラントを増設し、長期的には CPP ボイラは停止し、高炉送風機は電動化したい。

近代化計画についてはガイドライン編を参照。

3) 酸素プラント

酸素プラントの比較表を Table 1.40 に示す。

酸素プラントの効率差は粗鋼トン当たり換算すれば 116 Mcal/t である。日本の酸素プラントは、窒素や圧縮空気も酸素プラントから送っているのので、酸素工場の電力使用量を酸素発生量で割れば、0.75~0.78 kWh/m³_N の原単位となるが、窒素や圧縮空気に要する電力を差引いて補正すれば最近のプラントでは 0.600 kWh/m³_N 以下になる。

① 操業および設備改善

酸素設備の原料空気圧縮機（以下「原空機」という）の電力消費量は、製鉄所の消費電力量の約 28 % を占める。原空機の仕様は、Table 1.41のとおりである。

Table 1.40 O₂ Plant Energy Consumption

		Esfahan		JNSW	
Consumed energy	Electricity	kcal/m ³ _N	1,823 (744 Wh/m ³ _N)	1,896 (774 Wh/m ³ _N)	
	Steam	kcal/m ³ _N	60	29	
	Air + N ₂	kcal/m ³ _N	–	35	
	Sub total	kcal/m ³ _N	1,883	1,959	
Generated energy	Oxygen (H)	kcal/m ³ _N	652	1,170	
	Oxygen (L)	kcal/m ³ _N	755	382	
	Nitrogen	kcal/m ³ _N	–	168	
	Air	kcal/m ³ _N	–	279	
	Argon	kcal/m ³ _N	–	43	
	Sub total	kcal/m ³ _N	1,407	2,042	
Energy intensity		kcal/m ³ _N	475	–83	
Energy intensity		Mcal/t	99	–17	

Note: Equivalent calorie
 Oxygen High pressure: 1,700 kcal/m³_N
 Low pressure: 1,225 kcal/m³_N
 Nitrogen : 270 kcal/m³_N
 Electricity : 2,450 kcal/m³_N

Table 1.41 Specification of Air Compressor

Type	Centrifugal type			
Discharge pressure	5.5 kg/cm ² (G)			
Suction pressure	0.84 kg/cm ²			
Air volume	65,000 m ³ _N /h			
Motor output	9,000 kW	Voltage	10.5 kV	4 units
			6.3 kV	2 units

原空機は 6 台あるがその内の 3 台 (No. 1, No. 3, No. 4) について測定を行った。測定結果は、Table 1.42 のとおりである。

Table 1.42 Measurement Data of Air Compressor (No. 1, No. 3 and No. 4)

	No. 1	No. 3	No. 4	Mean
Electric power (kW)	6,215	5,368	5,356	5,646
Power factor	0.977	0.858	0.848	—
Utilization factor	0.69	0.60	0.60	0.63
Discharge pressure (atg)	5.33	5.20	5.47	5.33
Air volume (m ³ /h)	69,500	66,670	64,870	67,010
(in terms of m ³ _N /h)	50,450	(48,390)	(47,090)	(48,640)
Theoretical power				3,393
Efficiency (%)				60.1

なお、圧縮機の理論動力は次式で計算し、Esfahan の大気圧を 627 mmHg (0.852 kg/cm²) と仮定した。

$$L_{th} = \frac{(\alpha + 1)K}{K - 1} \cdot \frac{P_s Q_s}{6.120} \cdot \left[\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{K-1}{K(\alpha+1)}} - 1 \right]$$

L_{th} : 所要理論動力 (kW)

α : インタクーラの数

K : 空気の比熱比

P_s : 吸込圧力 (kg/m²)

P_d : 吐出圧力 (kg/m²)

Q_s : 吸込口における空気流量 (m³/m)

この結果からみると原空機の効率は約 60 % で、電動機効率を 90 % とみると、圧縮機本体の効率は約 67 % となる。当日は、酸素プラントが 6 基とも稼動していたが製鉄所の酸素需要量 50,000 m³_N/h にやや不足していた。したがって酸素収率を仮りに 17 % とみても、プラント 1 基当たりの原料空気量は 49,020 m³_N/h 以下であったと推定され、Table 1.42 の推定値 48,640 m³_N/h は、ほぼ正しいものと思われる。

圧縮空気 1 m³_N 当たりの電力原単位は 0.116 kWh/m³_N、酸素 1 m³_N 当たりの電力原単位が 0.683 kWh/m³_N となるが、日本の大気圧条件に換算すれば、それぞれ 0.108 kWh/m³_N、0.634 kWh/m³_N となる。

原単位が悪いのは、原空機が 6 台運転されているからであり、酸素発

生量を変えずに 5 台運転にかえれば原単位は以下のように改善される。

原空機の電力原単位 0.116 → 0.102 kWh/m³_N-Air

(大気圧補正後 0.095 kWh/m³_N)-Air

分離器の電力原単位 0.683 → 0.602 kWh/m³_N-O₂

(大気圧補正後 0.559 kWh/m³_N)-O₂

つまり、原空機はできるだけ仕様点で使うように運転すれば約 10 % 原単位が下がることを示しており、年間平均値として 5 %, 13,080 MWh/y (=261,604MWh/y×0.05) の省電力が期待できる。

このほか、ガイドライン編を参考に定期的に原単位を測定し、購入時の仕様を維持するように提言する。

② 設備の近代化

酸素プラントは原料空気圧縮機、酸素圧縮機および分離器とも将来高効率化をはかる必要がある。本診断時の測定データは Table 1.43 に示す。

Table 1.43 Operation Data of O₂ Plant

		Result of the Study	JNSW
Air volume	A	48,640 m ³ _N /h	144,000m ³ _N /h
Presumed oxygen generation	B	8,269 m ³ _N /h	23,800 m ³ _N /h
Electric power for air compressor	C	5,646 kWh/h	10,401 kWh/h
Electric power intensity (C/A)		116 Wh/m ³ _N Air	74.4 Wh/m ³ _N Air
Presumed electric power intensity (C/B)		0.683 kWh/m ³ _N O ₂	0.437 kWh/m ³ _N O ₂
Suction air temperature		Assumed to be 32 °C	20 °C

Information obtained at preliminary diagnosis

	Esfahan	JNSW
Electric power intensity for separator	0.680 kWh/m ³ _N O ₂	0.500 kWh/m ³ _N O ₂
Electric power intensity for oxygen compressor	0.230 kWh/m ³ _N O ₂	0.165 kWh/m ³ _N O ₂

4) その他の設備

その他の設備について、JNSW との比較を Table 1.44 に示す。

粗鋼トン当たりの比較では JNSW とあまり差がないが、水設備の電力原単位は削減の余地がある。

Table 1.44 Energy Consumption of Others

		unit: Mcal/t-steel	
		Esfahan	JNSW
Consumed Energy	Electricity (water)	194 (79.1 kWh/t)	76 (31.1 kWh/t)
	Electricity (other)	15 (6.3 kWh/t)	89 (36.2 kWh/t)
	Oxygen	19	10
	Air + N ₂	-	1
	Steam	120	4
	Fuel	46	33
	Air to production process	35	-
	(Subtotal)	(430)	(213)
	Heat difference	103	325
Energy intensity	Mcal/t-steel	533	538

Note: Heat difference: Table 1.3, 1.7 and 1.10. $149 \times 1,301,400 \div 1,880,982 = 103$

第 1 ポンプ室を代表にとり、ポンプの電力測定を行った。戻りのポンプは No. 12, No. 13, No. 14, No. 15 の 4 台あり、測定時は No. 13, No. 14, No. 15 の 3 台が運転されていた。

ポンプの仕様は Table 1.45 のとおりである。

測定結果は Table 1.46 のとおりである。

Table 1.45 Specification of Pump

Head	20 m
Flow rate	4,100 m ³ /h
Motor output	320 kW
Motor efficiency	92.6 %
Rotational speed	735 rpm

Table 1.46 Measurement Data of Pump

	No. 13	No. 14	No. 15	Average
Electric power (kW)	290.6	301.5	316.3	302.8
Discharge pressure (kg/cm ²)	2.5	2.35	2.3	2.38
Flow rate (m ³ /h)	3,250	3,090	2,300	2,880
Pump efficiency	76	71	50	67

ポンプ効率にばらつきはあるが、No. 14 ポンプの流量測定は超音波測定器で測定したもので、これを代表値と考える。

このデータを見るとポンプ No. 15, No. 14 の性能が落ちていることがわかる。直ちにメンテナンスを行い（インペラリングなどを取り替える）性能を回復させる必要がある。

設置されているポンプは N_s (specific speed) が 640 程度なのでポンプ効率、仕様点の近傍では 85 % 程度と推定される。

ポンプ用の電力を削減するにはまず、必要水量および必要揚程を調査し、ポンプの運転台数、仕様を適合させるようにしなければならない。調査が困難であれば、水量を 5 %、10 %、15 %…と順次落とし、その影響を解析し必要最低水量を求め、引き続いて抵抗曲線を推定する。

ポンプの省エネルギーの第 1 歩は用水量を削減する事なので、用水使用量の大きい設備から必要最小限の用水量に設定すべきである。用水量が確定後、ポンプ設備の容量、台数、制御方法を決定する。つまりできるだけポンプの仕様点で運転できるように台数を決定する。

もしポンプ揚程が過剰であれば、ポンプのインペラカットを行い電力を削減する。

この例では、ポンプ 3 台で $2,880 \times 3 = 8,640 \text{ m}^3/\text{h}$ 送水しているが、吐出圧力が $2.3 \sim 2.5 \text{ kg/cm}^2(\text{G})$ と高い。おそらく、各ポンプの吐出弁を若干づつ絞っていると思われるので、ポンプのインペラリングの間隙を設計値にもどせば、ポンプ 2 台運転でよくなる可能性が高い。もしポンプ吐出弁が全開であれば、プロセスとして $2.3 \sim 2.5 \text{ kg/cm}^2(\text{G})$ の圧力を必要としているので、なぜ圧力が高いのか調査して $2.0 \text{ kg/cm}^2(\text{G})$ にもどすよう工夫する。

用水設備は年間と調査時点の平均電力の差がほとんどなく、ポンプの運転が年間を通じて変化のないことを示している。用水の利用としては冷却水の用途がほとんどと考えられるので、少なくとも夏季と冬季の運転方法を変えるなどの措置が必要である。

6) エネルギー配給ロス

JNSW との比較を Table 1.47 に示す。

JNSW と比較すると明らかに差があるが、BFG と COG ガスホルダがないこ

とを考慮すると、操業改善の必要がある項目は次のとおりである。

Table 1.47 Energy Distribution Loss

	Esfahan	JNSW	Remarks
Electricity	13 Mcal/t-steel	19 Mcal/t-steel	
O ₂	35	4	
COG	79	64	
BFG	494	5	
Steam	0*	26	
Others	0*	15	LDG etc.
Total	620 Mcal/t-steel	133 Mcal/t-steel	

*: The data could not be obtained.

① 操業改善

①-1 酸素放散が多い

製鋼との連絡を密にとり、転炉の精練ピッチ (tap-to-tap) が均一化するよう働きかけ、放散量現状 13.7 % を 6 % 程度まで下げる。

蒸気ロスが表現されていない。

蒸気はドレンロスや計量不明量が発生するので、発生量と使用量の差が生じるはずである。この差を毎月チェックし、異常があれば計器の点検、トラップの点検などを実施する。

①-2 天然ガス

天然ガスはきわめてクリーンであるので、計量誤差は小さいが、購入量と消費量との差を機械的に各消費先にふりわけないようにしたい。購入量は圧力、温度の補正はやられていると思われるものの製鋼の使用量が異常に多いことを考慮し、購入メータを点検するよう提言する。

② 近代化

BFG 50,000 m³, COG 30,000 m³ のガスホルダは、天然ガス価格が上昇したときは設置するメリットが生じるので将来設置するよう提言する。ガス放散があると省エネルギーの意欲をそぐので、政策的に設置した

方が省エネルギーが一段と進む可能性が高い。

6) 電力需給

Table 1.48 において、1994 年の平均電力量と今回調査時における平均電力量を比較すると酸素設備、転炉設備および圧延設備の負荷変動が大きい事が推定される。

特に酸素設備の変動が大きいので、負荷平準化の観点に立てば高炉および転炉が安定的に一定操業することが望ましいことを示している。

7) 対策案のまとめ

エネルギー設備における省エネルギー対策を Table 1.49 にまとめる。

h. 対策案のまとめ

以上の省エネルギー対策を Table 1.50 に示す。

Table 1.48 Electricity Balance

(Supply)	1994 year		June 23 - June 24 (24H)		MW difference
	total (MWh)	average (MW)	total (kWh)	average (MW)	
ITEM					
CPP production	149,900	17.1	274,680	11.4	-5.7
TPP	757,981	86.5	2,439,000	101.6	15.1
gas	6,139	0.7	0	0.0	-0.7
Generation total	914,019	104.3	2,713,680	113	9
Riz	77,409	8.8	334,015	13.9	5.1
Nasac	198,998	22.7	483,840	20.2	
Purchase total	276,407	31.6	817,855	34.1	
Total	1,190,426	135.9	3,531,535	147.1	11.3
(Consumption)	1994 year		June 23 - June 24 (24H)		
ITEM	total (MWh)	average (MW)	total (kWh)	average (MW)	MW difference
Agglomeration	100,514	11.5	308,544	12.9	1.4
Raw material stock	11,016	1.3	29,685	1.2	0.0
Total of agglomeration	111,531	12.7	338,229	14.1	1.4
Coke oven plant	37,622	4.3	105,100	4.4	0.1
Aspiration	0	0.0	28,128	1.2	1.2
Slag of blast furnace	735	0.1	1,278	0.1	0.0
Furnace No. 1	18,323	2.1	22,497	0.9	-1.2
Furnace No. 2	20,659	2.4	45,000	1.9	-0.5
Air	1,586	0.2	3,458	0.1	0.0
Total of blast furnace	41,304	4.7	100,361	4.2	-0.5
Casting	17,197	2.0	114,837	4.8	2.8
Converter	77,623	8.9	213,792	8.9	0.0
Scrap	684	0.1	1,839	0.1	0.0
Scrap crushing	384	0.0	1,032	0.0	0.0
Production	8,869	1.0	23,354	1.0	0.0
Continuous	6,120	0.7	28,980	1.2	0.5
Total of converter	110,877	12.7	383,834	16.0	3.3
Azar Co. (Lime calcining plant)	19,692	2.2	125,036	5.2	3.0
Roll 300	55,837	6.4	161,652	6.7	0.4
Roll 500	50,363	5.7	96,152	4.0	-1.7
Roll 650	56,029	6.4	100,414	4.2	-2.2
Roll 350	18,399	2.1	45,822	1.9	-0.2
Total of roll	180,628	20.6	404,040	16.8	-3.8
O ₂ workshop	30,666	3.5	45,760	1.9	-1.6
O ₂	261,694	29.9	997,542	41.6	11.7
Compressor	42,215	4.8	80,388	3.3	-1.5
Total of O ₂ workshop	334,575	38.2	1,123,690	46.8	8.6
Abband dam	9,873	1.1	34,272	1.4	0.3
Physical water	4,957	0.6	15,109	0.6	0.1
Water treatment	154	0.0	242	0.0	0.0
Cyclic water	133,844	15.3	360,307	15.0	-0.3
Total of water	148,828	17.0	409,930	17.1	0.1
Total of mechanical engineering	12,906	1.5	35,829	1.5	0.0
CPP	31,671	3.6	78,240	3.3	-0.4
TPP	56,231	6.4	172,840	7.2	0.8
Gas PP	76	0.0	15	0.0	0.0
Chemical treatment	764	0.1	2,032	0.1	0.0
Total of power plant	88,741	10.1	253,127	10.5	0.4
Civil department	24,868	2.8	76,538	3.2	0.4
Shahr Foolad Co.	32,796	3.7	62,270	2.6	-1.1
Takavar Co.	13,662	1.6	30,270	1.3	-0.3
Others	22,541	2.6	83,281	3.5	0.9
Loss in distribution line	9,855	1.1	0	0.0	-1.1
Total	1,190,426	135.9	3,531,535	147.1	11.3

Table 1.49 Summary of Energy Conservation Measures in Energy Utilization Facilities

(Japanese Yen base)

Item	Energy intensity Mcal/t	Expected Saving						Total Million yen/y	Invest- ment Million yen	Payback Period Year	Recommen- dation
		Fuel		Electricity							
		kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%				
CPP	Low O ₂ combustion and enhancement of the vacuum degree of the condenser	21	4,341	73.8	0.9	-	-	73.8	10	0.1	○
	Modification to an electric blower and increasing the efficiency of the blast furnace blower	(282)* ¹	(58,290)	(990.9)	(11.8)	-	-	(990.9)	(3,500)	(3.5)	In the future
TTP	Multi-purpose power generating turbine										
O ₂ plant	Air compressor	17	-	-	-	13,167	131.7	131.7	0	0	○
	Improvement of the operation method										
	Increasing the efficiency of the air compressor	(51)	-	-	-	(39,501)	(395.0)	(395.0)	(2,500)	(6.3)	In the future
Energy	BFG, COG holder	(504)	(104,178)	(1,771.0)	(21.1)	-	-	(1,771.0)	(800)	(0.5)	In the future
Supply loss	Reduction of oxygen supply loss	15	-	-	-	11,286	112.9	112.9	0	0	○
Waster facilities	Improvement of the water pump operation method	17	-	-	-	13,080	130.8	130.8	10	0.08	○
Total		70	4,341	73.8	0.9 0.2* ¹	37,533	374.7	11.7* ² 22.1* ³	448.5	20	0.04

(Iran Rial base)

Item	Energy intensity Mcal/t	Expected Saving						Total Million Rial/y	Invest- ment Million Rial	Payback Period Year	Recommen- dation	
		Fuel		Electricity								
		Oil kL/y	N ₂ gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y					%
CPP	Low O ₂ combustion and enhancement of the vacuum degree of the condenser	21	4,341	4,073	501	0.9	-	501	175	0.3	○	
	Modification to an electric blower and increasing the efficiency of the blast furnace blower	(282)* ¹	(58,290)	(54,687)	(6,626)	(11.8)	-	(6,626)	(61,250)	(9.2)	In the future	
TTP	Multi-purpose power generating turbine											
O ₂ plant	Air compressor	17	-	-	-	13,167	1,317	1,317	0	0	○	
	Improvement of the operation method											
	Increasing the efficiency of the air compressor	(51)	-	-	-	(39,501)	(3,950)	(12.3)	(3,950)	(43,750)	(11.3)	In the future
Energy	BFG, COG holder	(504)	(104,178)	(97,738)	(12,022)	(21.1)	-	(12,022)	(14,000)	(1.2)	In the future	
Supply loss	Reduction of oxygen supply loss	15	-	-	-	11,286	1,129	3.5	1,129	0	0	○
Waster facilities	Improvement of the water pump operation method	17	-	-	-	13,080	1,308	4.1	1,308	175	0.1	○
Total		70	4,341	4,073	501	0.9 0.2* ¹	37,533	3,754	11.7 22.1* ³	4,255	350	0.1

Remarks: The items to be implemented in the future are not included in the total column.

Saving ratio: Saving ratio for energy consumption in energy utilization facilities (Fuel: 4,503,066 Gcal/y, Electricity: 320,150 MWh/y)

*1 500 Mcal/t-steel = 89 kWh/t-steel × 2.45 Mcal/kWh = 282 Mcal/t-steel

*2 -11.7 % shows energy saving ratio in energy utilization facilities.

*3 Saving ratio for the energy consumption (Fuel: 16,780,222.6 Gcal/y, Electricity: 169,672.1 MWh/y)

22.1 % shows energy saving ratio for purchased power in the Works.

Energy price in Japan:

Fuel price: 17,000 yen/kL

Electricity price: 10 yen/kWh

Energy price on Iran Rial base:

Natural gas (N gas): 123 Rial/m³

Electricity: 100 Rial/kWh

Exchange rate: 1,750 Rial = 1 US Dollar = 100 Japanese Yen

Calorific value of fuel: Oil: 9,000 kcal/kL, N gas (Natural gas): 9,593 kcal/m³

Investment cost is based on that in Japan.

Table 1.50 Summary of Proposals

(Japanese Yen base)

Process, Utilities	Expected Saving						Total Million yen/y	Investment Million yen	Payback Period Year
	Fuel			Electricity					
	kL/y	Million yen/y	%	MWh/y	Million yen/y	%			
Coke oven	25,885	440.0	1.4	-	-	-	440.0	1,200	2.7
Sintering plant	49,181	836.1	2.7	7,104	71.0	4.2	907.1	630	0.7
Blast furnace	84,000	1,428.0	4.6	-	-	-	1,428.0	510	0.4
Steel-making process	71,725	1,219.4	3.9	15,424	154.2	9.1	1,373.6	0	0
Rolling process	111,115	1,889.0	6.0	5,948	59.5	3.5	1,948.5	150	0.1
Utility facilities	4,341	73.8	0.2	37,533	374.7	22.1	448.5	20	0.04
Total	343,247	5,886.3	18.6	66,009	659.4	38.9	6,545.7	2,510	0.4

(Iran Rial base)

Process, Utilities	Expected Saving							Total Million Rial/y	Investment Million Rial	Payback Period Year
	Fuel				Electricity					
	Foil kL/y	N gas 10 ³ m ³ /y	Million Rial/y	%	MWh/y	Million Rial/y	%			
Coke oven	16,160	15,161	1,866	0.9	-	-	-	1,866	3,500	1.9
Sintering plant	49,181	46,139	5,675	2.7	7,104	710	4.2	5,675	10,500	1.6
Blast furnace	84,000	78,807	9,694	4.6	-	-	-	9,694	8,925	0.9
Steel-making process	71,725	67,292	8,276	3.9	15,424	1,542	9.1	9,818	0	0
Rolling process	111,115	104,246	12,822	6.0	5,948	595	3.5	13,417	2,625	0.2
Utility facilities	4,341	4,073	501	0.2	37,533	3,747	22.1	4,255	350	0.1
Total	343,247	324,842	39,956	18.6	66,009	6,594	38.9	46,550	43,400	0.9

Remarks: For the items to be improved in each process and utility, please refer to the table mentioned above.

Investment cost is based on that in Japan.