

3.5.2 燃料消費量と汚染物質排出量の規模分布

(1) 燃料消費量

燃料の大口消費事業場は、図 3.5.4に示したとおり訪問調査の対象に集中している。とくに消費量の大きい重油と天然ガスについては、上位の6または5社が SEDUE の調査したどの事業場の消費量よりも大きく、その合計は首都圏の消費量全体のそれぞれ約60%を占めている。

上位の事業場の業種構成は、表 3.5.3のとおりである。

表 3.5.3 燃料の大口消費事業場

order	Heavy oil	Natural gas
1	Thermoelectric Power (A)	Thermoelectric Power (A)
2	Cement	Petroleum Refinery
3	Paper Products	Thermoelectric Power (B)
4	Thermoelectric Power (B)	Metal Products
5	Petrochemical Products (B)	Chemical Products
6	Alcoholic Drinks	Ceramic Products
7	Chemical Products	Paper Products
8	Glass (A)	Glass (C)
9	Petroleum Refinery	Ceramic Products
10	Paper Products	Alcoholic Drinks

大規模消費工場の業種は火力発電、石油精製、セメント、ガラス、紙製品などである。

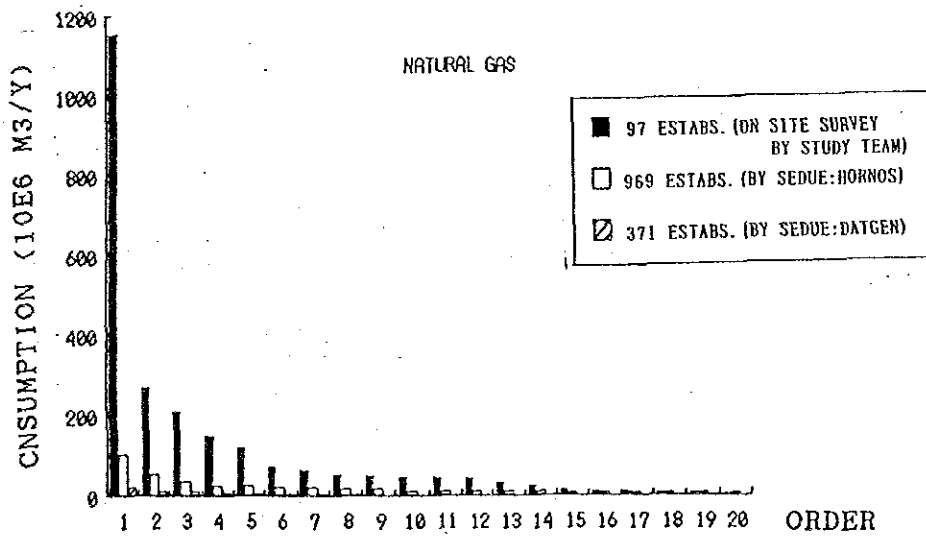
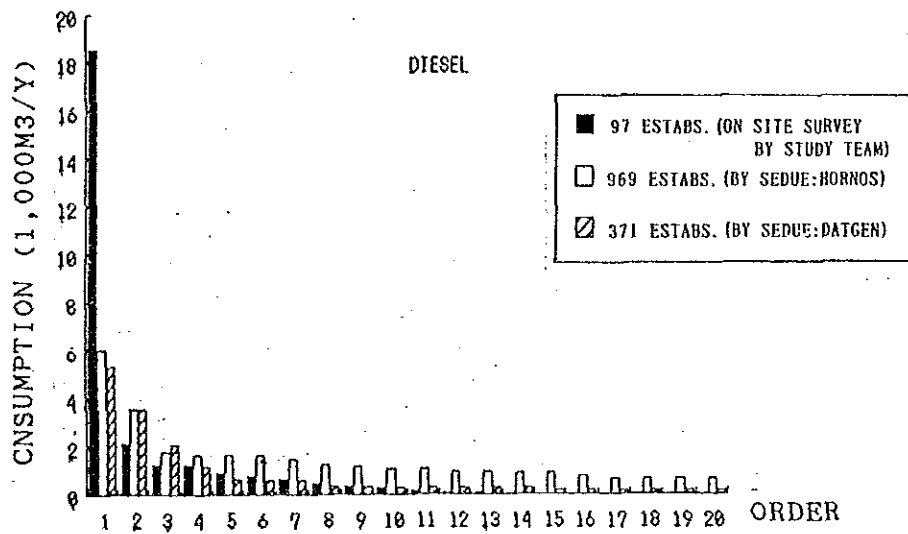
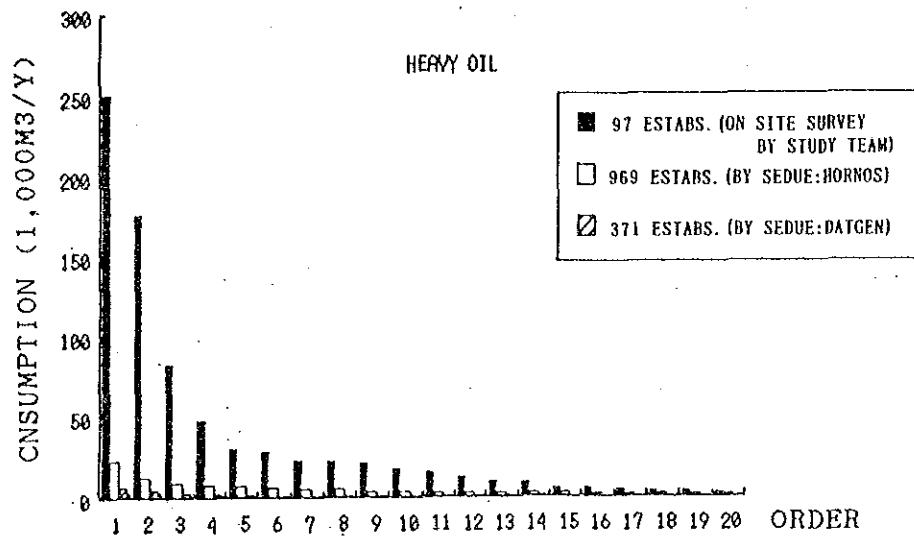


図 3.5.4 上位20社の燃料消費量

(2) 汚染物質排出量

汚染物質の排出量は、図 3.5.5に示したとおり訪問調査対象に大規模発生源の集中する傾向がさらに著しい。すなわち上位の10社はほとんど訪問調査対象に含まれ、これら10社により首都圏の排出量全体の約60% (NO_x、SO₂) および約75% (PM) を占めている。

上位事業場の業種構成は表 3.5.4のとおりである。主要な業種は火力発電所のほか、セメント、ガラス製造等の窯業、製紙業である。

表 3.5.4 汚染物質の大量排出事業場

Order	NO _x	SO ₂	PM
1	Thermoelectric Power (A)	Cement	Asphalt
2	Cement	Thermoelectric Power (A)	Thermoelectric Power (A)
3	Glass Sheet	Paper	Metal Products
4	Thermoelectric Power (B)	Thermoelectric Power (B)	Cement
5	Glass Bottle	Petrochemical (B)	Paper
6	Glass (C)	Alcoholic Drinks	Glass Sheet
7	Petroleum Refinery	Chemical Products	Glass Bottle
8	Paper	Petroleum Refinery	Thermoelectric Power (B)
9	Glass (B)	Paper Products	Glass (A)
10	Chemical Products	Glass (A)	Alcoholic Drinks

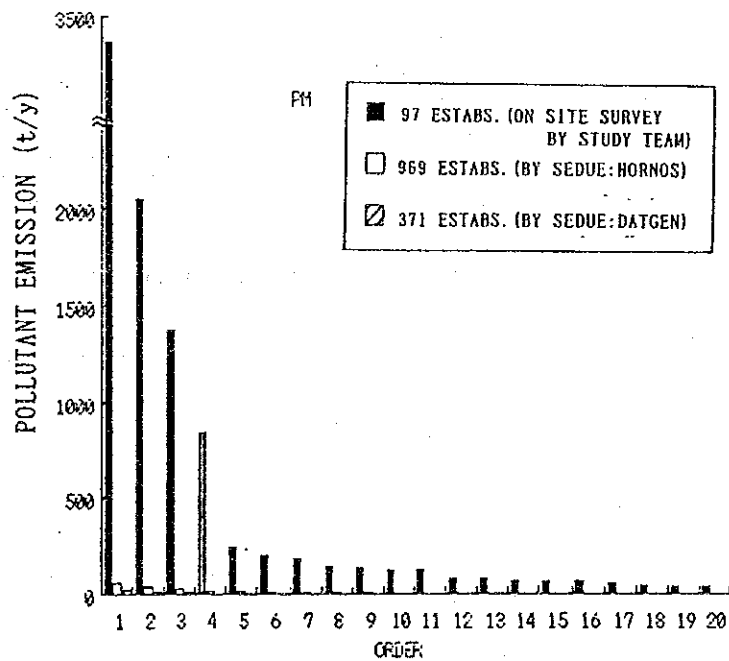
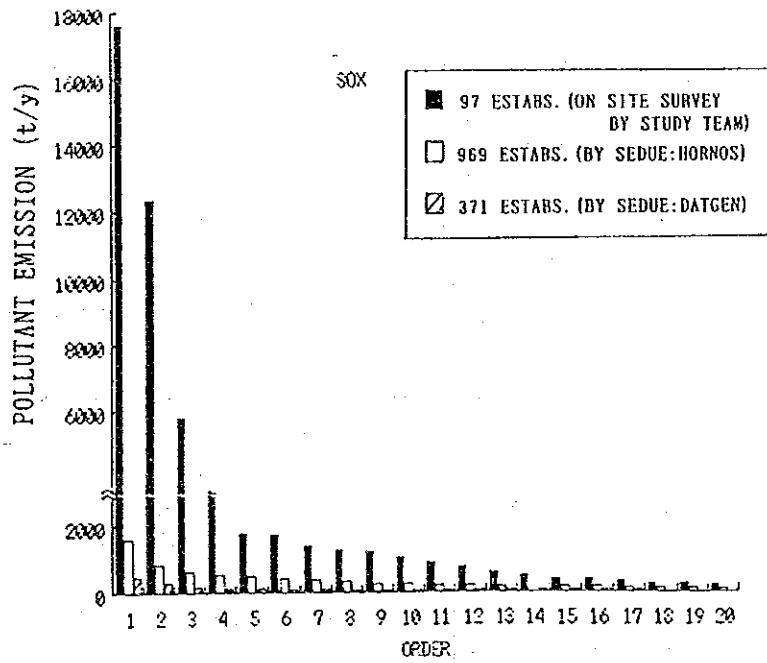
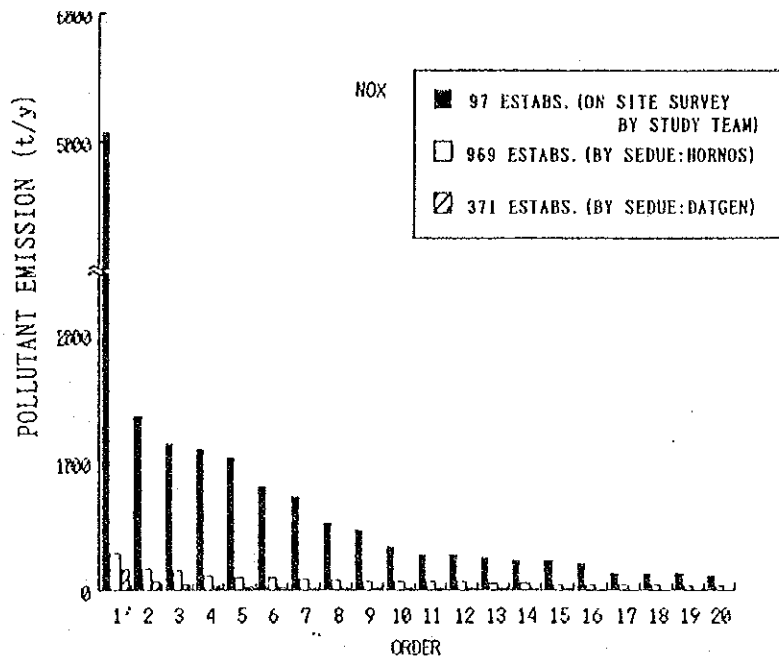


図 3.5.5 上位20社の汚染物質排出量

3.5.3 燃焼設備の種類と汚染物質排出量

燃焼設備の数は、調査団および SEDUEによって把握された範囲で表 3.5.5に示したとおりである。これによると上位 1,066社で約 3,600基の燃焼設備があり、このうちボイラーが大小あわせて約4割を占めている。この他の調査対象には1社少なくとも1設備があるので、あと 6,644基をあわせて少なくとも1万基以上の燃焼設備を把握したことになる。

設備の種類ごとの汚染物質排出量は、図 3.5.6のとおりであり全般的に大規模ボイラーによる排出が大きいといえるが、PMについてはアスファルトプラントの骨材乾燥炉による排出が特に大きい。

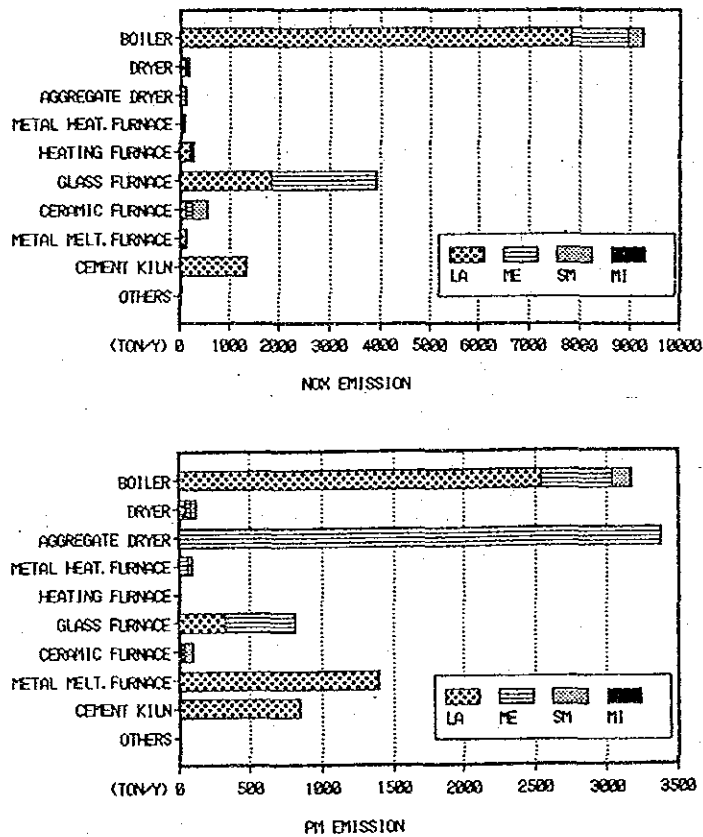


図 3.5.6 97社の炉種・規模別汚染物質排出量

表 3.5.5 燃焼施設の種類と数

Type of Equipment	97 Establishments			969 Establishments (HORNOS)		Subtotal		371 Estabs. (DATGEN)
	scale	number of equipment	share (%)	number of equipment	share (%)	number of equipment	share (%)	number of estabs.
Boiler	LA	38	13	1,170	35	1,363	37	21
	HE	39	13					
	SH	64	21					
	HI	52	17					
	Subtotal	193	63					
Dryer	LA	6	2	507	15	536	15	11
	HE	3	1					
	SH	9	3					
	HI	6	2					
	Subtotal	24	8					
Aggregate Dryer	HE	3	1					
	HI	2	1					
	Subtotal	5	2					
Metal Heating Furnace	HE	7	2					8
	SH	9	3					
	Subtotal	16	5					
Heating Furnace	LA	5	2	894	27	928	25	
	HE	5	2					
	SH	6	2					
	HI	2	1					
	Subtotal	18	6					
Glass Furnace	LA	9	3					21
	HE	11	4					
	Subtotal	20	7					
Ceramic Furnace	LA	2	1					
	HE	3	1					
	SH	10	3					
	Subtotal	15	5					
Metal Melting Furnace	LA	1	0	765	23	813	22	10
	HE	1	0					
	SH	1	0					
	HI	5	2					
	Subtotal	8	3					
Cement Kiln	LA	3	1					2
Others	HE	2	1					47
Total	-	304	100	3,336	100	3,640	100	120
Unknown	-	1	-	-	-	-	-	251

3.5.4 燃料消費量と汚染物質排出量の地域分布

調査対象地域を10kmとさらに細分化した2km四方の網目に区分した地図に訪問調査対象97社および SEDUEデータベースの 969社と 371社を、それぞれの正方形内の工場密度として示したのが図 3.5.7である。これらは首都圏の主要な工場をほぼ網羅していると考えられるが、その所在地はDFの北部を中心に一部メキシコ州にまたがっている。

この分布範囲はまた、図 3.5.8に示した市街化区域とほぼ一致している。

燃料消費量および汚染物質排出量の地域分布を図 3.5.9～図3.5.12に示す。

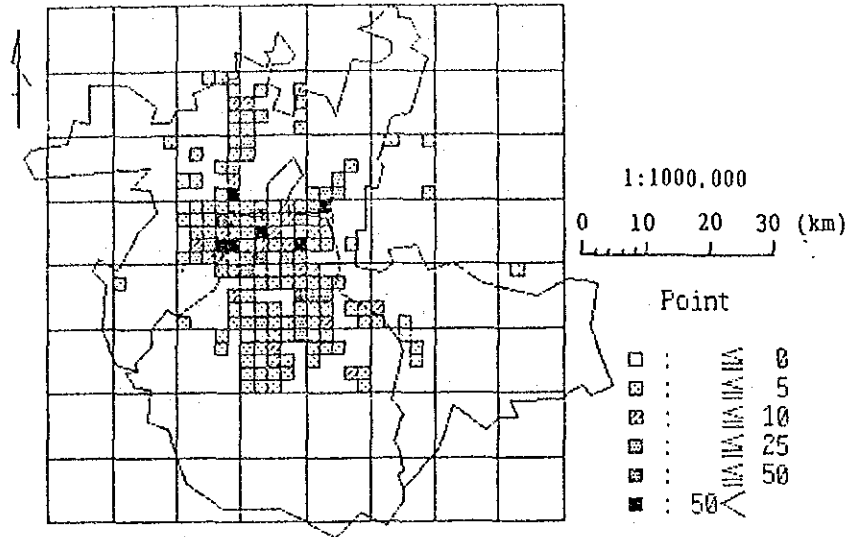
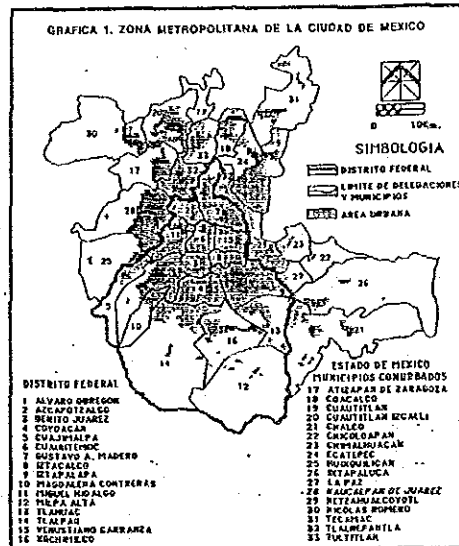


図 3.5.7 首都圏の工場密度分布



Source: Integrated Program against Atmospheric Pollution in the Mexico City Metropolitan Zone, A Common Agreement" October 1990

出典：メキシコ首都圏における大気汚染対策統合計画—広範な合意、Oct.1990

図 3.5.8 首都圏の市街化区域分布

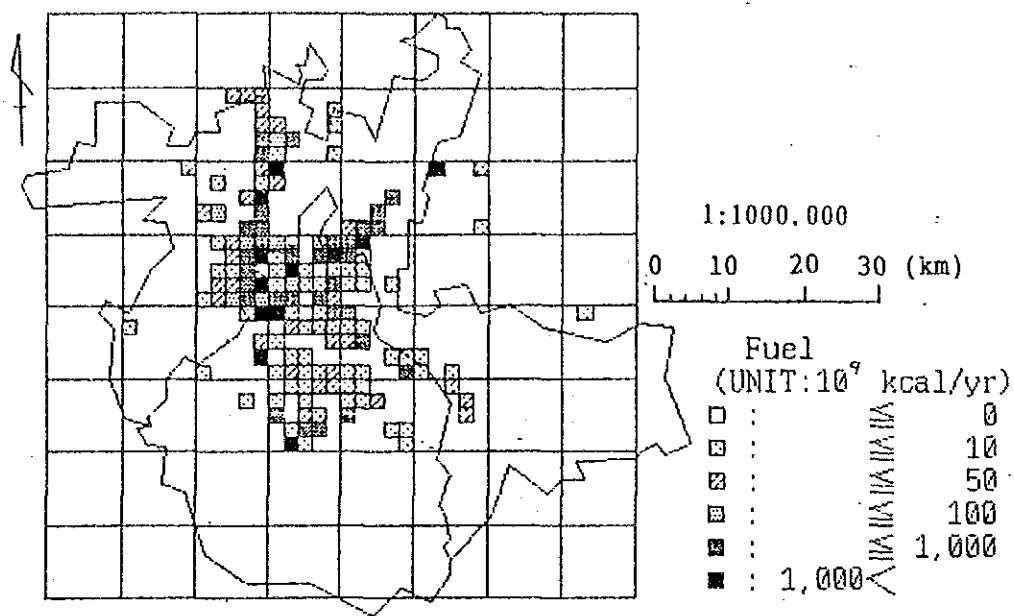


図 3.5.9 首都圏の燃料消費量分布

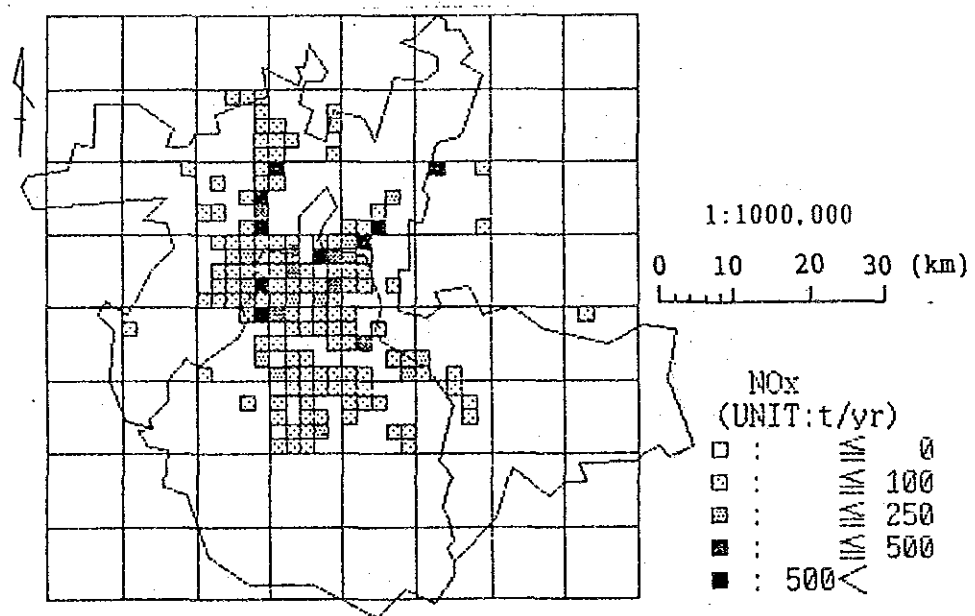


図 3.5.10 首都圏のNOx排出量分布

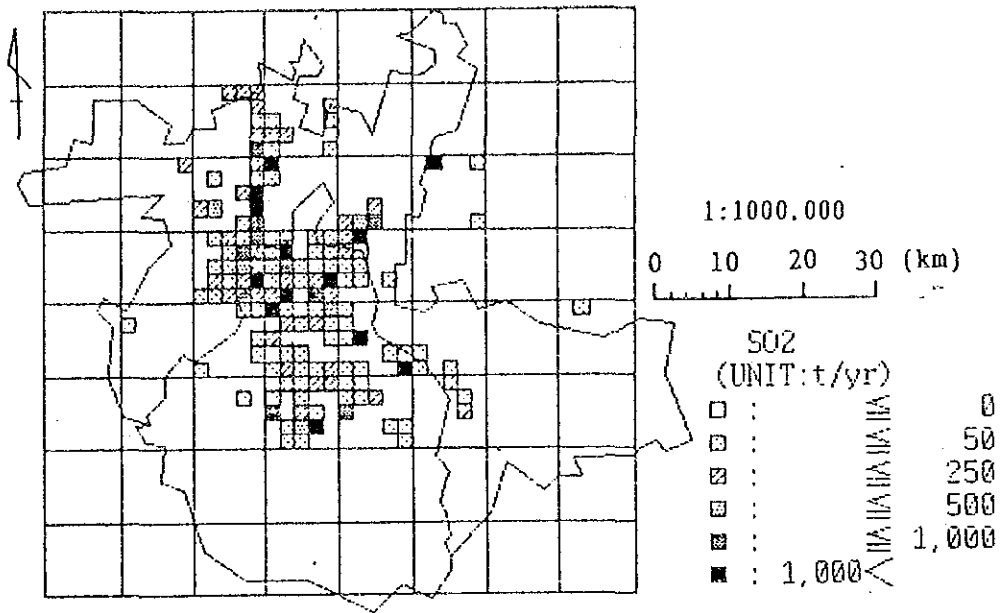


図 3.5.11 首都圏のSO₂ 排出量分布

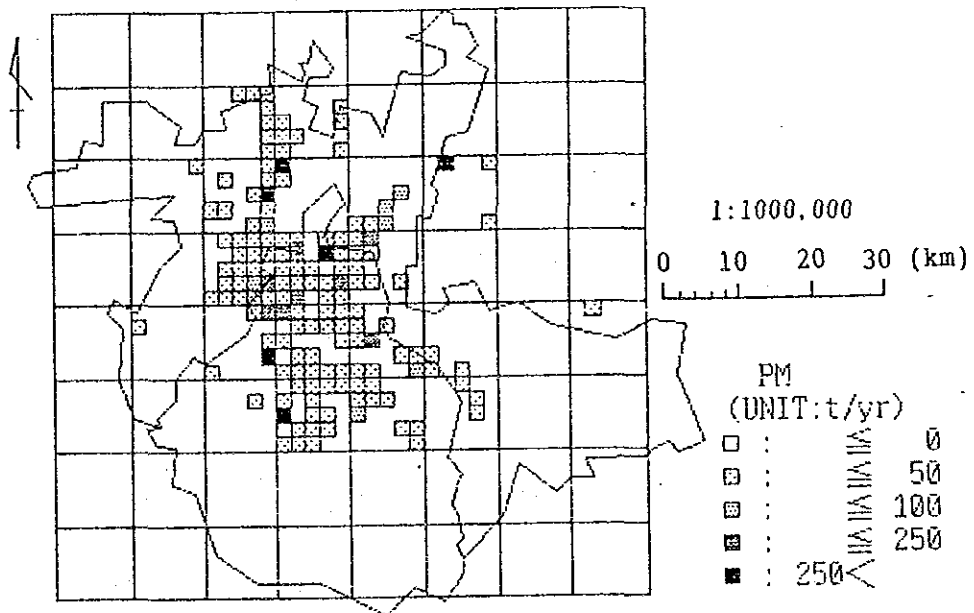


図 3.5.12 首都圏のPM 排出量分布

第4章 固定発生源対策の基本的検討

第4章 固定発生源対策の基本的検討

本章では、当調査での主要な対象汚染物質であるNO_x とばいじんの排出削減のための各技術を紹介する。最後にメキシコ市首都圏の固定発生源対策を計画する上での当調査における方針を述べる。そのため、各削減技術の紹介にあたっては、メキシコ市首都圏での実状を示すデータを適宜取り入れ、その現状の改善のために適用しうる削減技術については、特に詳しく紹介する。

4.1 発生源対策技術の概要

SO_x、NO_x およびばいじんあるいは粒子状物質 (PM) の排出量を低減するための技術として、現在実用化されているものの概要は表 4.1.1に示すとおりである。

表 4.1.1 SOx, NOx および PM の削減方法

削減の方法の種類		削減効果			適用施設規模
		SOx	NOx	PM	
燃料の改善・改質	燃料のS分の低減(N分の低減は困難)	効果大	若干効果あり	若干効果あり	全施設
燃料の変更	重油より天然ガスまたはディーゼル油へ	効果大	効果あり	効果あり	全施設
燃焼管理の強化(省エネルギー)	1. 熱回収の強化 2. 送風量の適正化 3. 低空気比燃焼	燃料使用量の削減に伴う排出量の低減(間接的削減効果)			全施設
燃焼方式の改善	1. 運転条件の改善 ・低空気比燃焼 ・燃焼室負荷低減 ・空気余熱温度低下	- - -	効果あり 効果あり 効果あり	増加 減少 増加傾向	全施設 全施設 大型施設
	2. 燃焼装置改善 ・低NOxバーナー ・二段燃焼 ・濃淡燃焼 ・排ガス再循環 ・水蒸気、水吹込み ・炉内脱硝燃焼法(OFA法) ・炉内脱硝燃焼法(MACT法)	- - - - - - -	効果あり 20~45% 20~45% 20~45% 20~45% 20~45% 30~40% 50%	一部のバーナーでは増加 やや増加傾向 やや増加傾向 やや減少傾向 やや減少傾向 やや増加傾向 やや増加傾向	中・小施設 大型施設 バーナー2本以上の施設 全施設 全施設 大型施設 大型施設
	3. エマルジョン燃焼	効果あり(アルカリ金属添加)	30~50%	20~40%	全施設
	1. 集じん装置 ・電気 ・バグフィルタ ・洗浄 ・遠心力 ・重力 ・慣性力 ルーバ形 マルチバップル型	- - 吸収液による吸着率90% - - - - - -	- - - - - -	90%以上 90%以上 90%以上 90%以上 50μm以上で50% 15μm以上で70~80% 5μm以上で70~80%	大型施設 全施設 全施設 中・小施設 全施設 全施設 全施設
排ガス処理装置	2. 排煙脱硫装置	90%以上	-	50%以上	全施設
	3. 排煙脱硝装置	-	90%以上	-	大型施設
	4. 排ガス総合処理装置	90%以上	90%以上	90%以上	大型施設
	その他	1. 工場移転	移転先にもよるが、効果は大。ただし、多大の費用と適地の有無が問題となる。		
2. 地域的熱供給		個々の発生源をまとめることにより省エネルギー効果があるが、大型の熱供給施設に対する対策が必要。			中・小施設
3. 高煙突化		着地濃度の低減に効果があるが、排出量そのものは削減されない。			全施設

4.2 NOx 排出低減技術

4.2.1 NOx 生成の原理

物質を燃焼すると、必然的に空気中の窒素 (N_2) あるいは燃料や燃焼対象物の中に含まれている有機窒素 (Fuel N) と空気中の酸素 (O_2) とが結合して、窒素酸化物 (NO_x) が生成する。前者の空気中の窒素と酸素が結合して生成される NO_x を Thermal NO_x 、後者のそれを Fuel NO_x と呼んでいる。

(1) Thermal NO_x

Thermal NO_x の生成因子としては、1) 燃焼域中の O_2 濃度、2) 燃焼温度 (火炎温度)、3) 燃焼ガスの高温滞留時間が考えられる。反応は吸熱的であり、高温になるほど生成側に移行し、また、高温での滞留時間が長くなるほど、 O_2 濃度が高くなるほど NO_x の生成は多くなる (図 4.2.1、4.2.2、4.2.3 参照)。

(2) Fuel NO_x

Fuel N は重質油や石炭に含まれている窒素化合物にピリジン、キノリン、ピロール、インドール、カルバゾールなどの形で複合芳香核中に組込まれている。また、汚泥やゴミにはアンモニアやたんぱく質の形で含まれている。

これらの Fuel N は、空気中の N_2 よりも酸化されやすいと考えられているが、どのような経路を経て、また、どのような中間生成物に分解されるかは詳細には解明されていない。

燃料中の N 分 0.1% がすべて NO になったとすると、0% O_2 換算濃度は、

重油の場合	約 155 ppm
石炭の場合	約 200 ppm
汚泥 (3.300 kcal/kg・DS) の場合	約 440 ppm
都市ゴミ (1.700 kcal/kg) の場合	約 755 ppm

となる。単位重量あたりの発熱量が小さいほど、大きな値となっている。

実際に生成する Fuel NO_x は、この何%かである。その割合を Fuel NO_x 変換率と呼ぶ。

Fuel NO_xの生成傾向として、

- 1) 空気不足、低過剰空気の燃焼条件下では、Fuel NO_xの生成は抑制される（図 4.2.4）。
- 2) 燃料中のN分含有率が增大すればNO_xへの転換率は減少する（図 4.2.5）。しかし、NO生成量はN分含有率が高いと増加する。
- 3) Fuel NO_xの生成速度は Thermal NO_xの生成速度より速い。しかも、生成速度に対する温度の影響は少ない（比較的低い温度でも生成する）。
- 4) 燃料と空気との混合の良否によりNO_x生成量は変化する（図 4.2.6）。混合が良好なほどNO_x生成量は増加する。

図 4.2.1～図 4.2.2の出典

「窒素酸化物排出量削減技術マニュアル」
東京都環境保全局大気保全部、1985

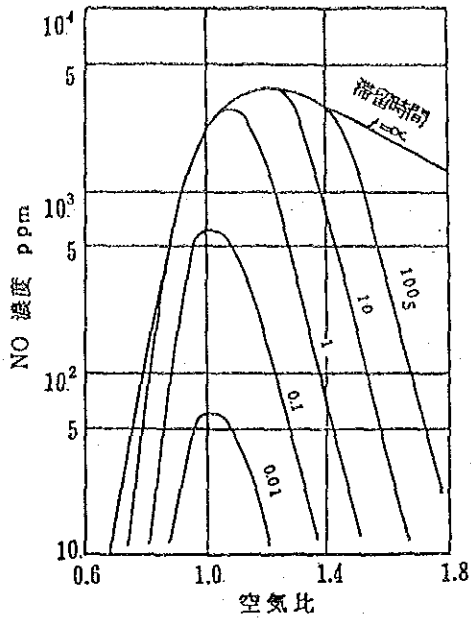


図 4.2.1 理論燃焼温度における滞留時間とNOx生成量

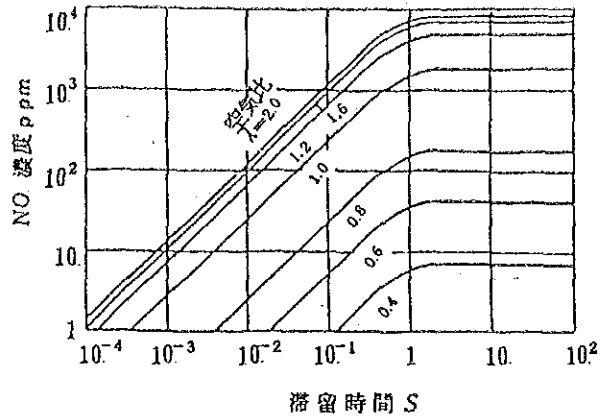


図 4.2.2 NO生成量と滞留時間の関係
(空気比の影響) $T = 2,200 \text{ }^\circ\text{K}$

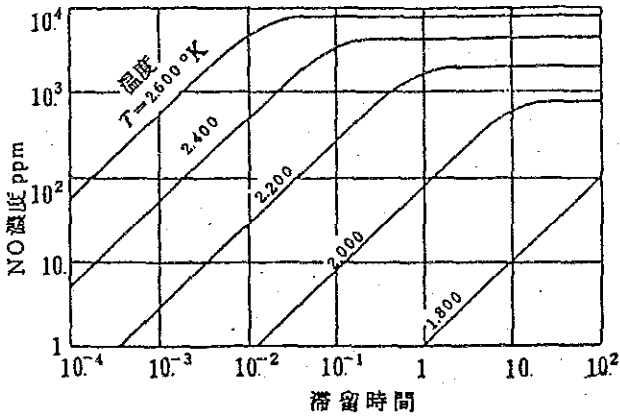


図 4.2.3 NO生成量と滞留時間の関係
(温度の影響) 空気比 1.0

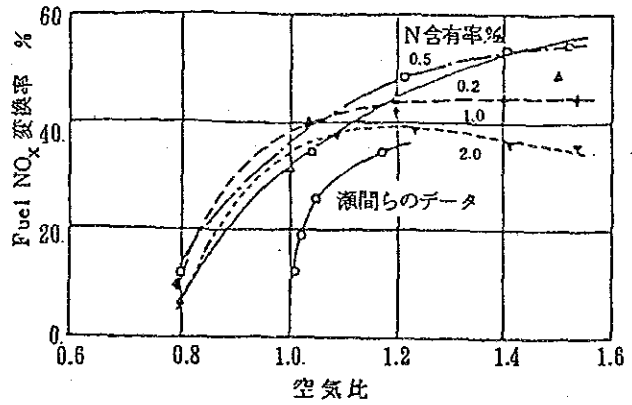


図 4.2.4 Fuel NOx変換率と空気の関係

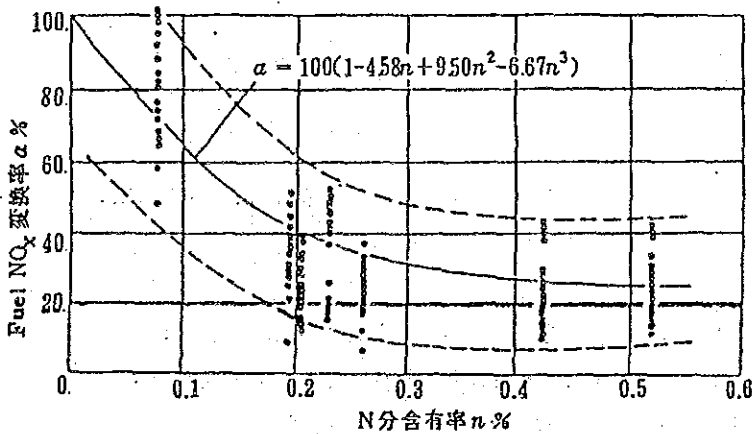


図 4.2.5 実缶におけるN分含有率とFuel NOx変換率の関係

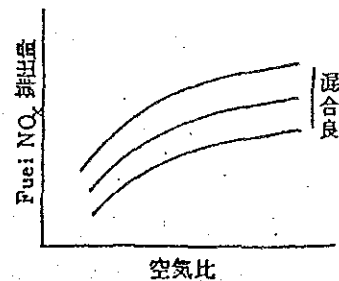


図 4.2.6 空気比とFuel NOx排出量の関係
(N分含有率一定)

4.2.2 NOx 排出量の低減方法

燃焼施設から発生する NOx 量を低減するには、基本的に次の三つの方法がある。

- ・ NOx の発生そのものを抑制する (NOx 生成の抑制)
- ・ 燃料を節約することにより排ガス量を減少させる (NOx 量の低減)
- ・ 発生した NOx を除去する (脱硝)

(1) NOx 生成の抑制

NOx の生成原理から、次の事柄を考慮すれば、NOx の生成を抑制することができる。

- 1) 燃焼反応域での O₂ 濃度を低く押える。
(低空気比燃焼、二段燃焼、濃淡燃焼、エマルジョン燃焼等)
- 2) 火炎温度をできるだけ低くする。
(排ガス再循環、蒸気あるいは水噴射、エマルジョン燃焼等)
- 3) 高温での滞留時間を短くする。
(急速混合燃焼、O/W 型エマルジョンによる超微粒化噴霧燃焼、高速熱伝達タイプの低 NOx バーナ)

燃料油の燃焼速度は、燃料油の噴霧粒子径と密接な関係があり、一般に次式に従うことが知られている。

$$D_0^2 = R t$$

Do は 噴霧粒子の初期直径
R は 常数 (燃焼速度勾配)
t は 燃焼所要時間 (秒)

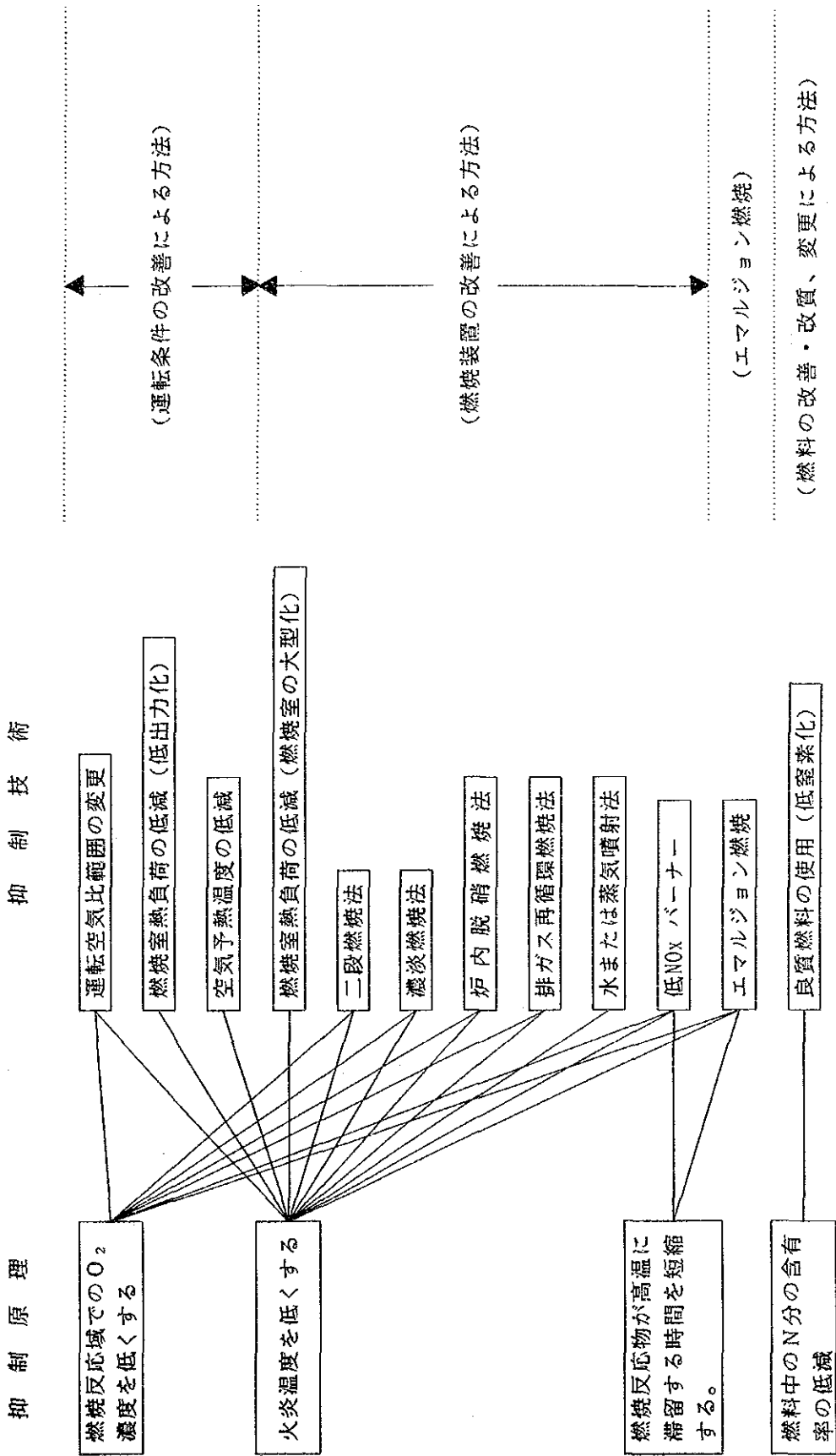
- 4) 燃料中の N 分含有率を少なくする。
(良質燃料への変更)

しかし、1) の空気比や 2) の火炎温度を低くしすぎると、不完全燃焼が進行し、HC、CO、ばいじん等の汚染物質の発生が増大する危険性があり、また、熱効率の低下も問題となる。

そこで、NOx 抑制技術としては、NOx を効率的に抑制できると同時に、他の汚染物質の生成が増大しないこと、及び熱効率等において極端な性能低下をきたさないこと等が要求される。

抑制原理別に各種抑制技術を分類すると、表 4.2.1 のようになるが、この他に、薄膜分割火炎燃焼法 (高速熱放散による高温滞留時間の短縮)、炉内 NOx 還元燃焼法 (還元反応) 等、極めて効率の高い燃焼方法も多数実施されている。

表 4.2.1 NOx 抑制原理と抑制技術



(2) 省エネルギーによる NOx量の低減

これは、炉やボイラーの操業の安定化や省エネルギー等によって燃料原単位を減少することにより、NOx 排出濃度を高めずに排ガス量を減じて、総NOx 排出量を減少させる方法である。

1) 操炉管理による省エネルギー

被加熱物温度の管理（オーバーヒートの防止等）や炉内への侵入空気防止等によって、燃料の使用量を少なくする。

2) 省エネルギー設備の設置

給水加熱器（ボイラーの場合）や空気予熱器の設置によって排熱を回収する方法。ただし、空気予熱をすると、通常のバーナであればNOx 濃度が上昇するので、空気予熱によってNOx 濃度の上昇の少ない低NOx バーナを選定しなければならない。

3) 低空気比燃焼

低空気比燃焼は、省エネルギーによる燃料使用量とそれに伴う排ガス量の低減及び適正な低空気比燃焼により、NOx 濃度そのものの減少につながる方法である。

(3) 脱 硝

この方法は、燃焼方法の変更による NOxの抑制が困難な場合、あるいは低減に制限がある場合などに採用される。例えば、NOx 抑制を強化すると、NOx は低下するが、炉内の被加熱物への伝達特性が悪くなり、製品に悪い影響を与えたり、ばいじんやCOが発生して二次公害を引き起したり、ゴミの焼却などで灰中に多くの未燃分が残ってしまうなどの場合に採用を検討する方法である。

1) 無触媒脱硝法

900 °C前後の NOxを含んだ排ガス中にNH₃ や尿素を吹き込んで、NOx をN₂ に還元する方法。この場合の脱硝率は、通常40～70%程度とされている。

2) 簡易脱硝法

前記の無触媒脱硝法で、さらに脱硝率を高めるためには、 NH_3 をかなり多く吹込む必要がある。この場合、未反応の NH_3 も増加するため、これを有効に利用し、脱硝率を高めるとともに、 NH_3 の放出も防止するため、煙道に簡便な触媒層を設ける方法である。

3) 排煙脱硝法

湿式法と乾式法の2つの方法がある。現在、用いられているのは乾式法がほとんどである。湿式法は、反応しにくい NO をオゾンやその他の酸化剤で反応しやすい NO_2 に変え、水やアルカリで洗滌吸収する方法である。乾式法は NH_3 を使用して NO_x を接触（触媒）還元する方法で、排ガス温度は $200\sim 300\text{ }^\circ\text{C}$ 、脱硝率は90%以上である。

ただし、触媒の SO_x による被毒やばいじんによる触媒層の目づまりが問題になることがある。

4.2.3 NO_x 生成の抑制技術

NO_x 生成の抑制技術は、表 4.2.1に示したとおり分類できるが、以下に各技術について詳述する。

(1) 良質燃料（低N分燃料）の使用

N分含有量の少ない良質燃料、例えば、天然ガス、ジーゼル油、ケロシン等を使用すれば、Fuel NO_x が低下し、顕著な NO_x の低減が達成される。しかし、メキシコ合衆国の場合、産油国であるという特殊性を考慮すれば、当然重油の使用にもウェイトを置かざるを得ず、2.5.3 節に記述のとおり、1995年からは主として2ヶ所の発電所を対象に水素化による低硫黄重油が供給されることが計画されている。S分が4%から0.8%へと減少したとしても、ViscosityやN分は大幅に低下するとは考えられず、現在天然ガスを80%の比率で使用している発電所で、この重油に全量変更すると NO_x の排出量は大幅に増加すると予想されるので、この対策が極めて重要である。後述するとおり、Viscosity が低いほど噴霧燃料の微粒化につながり、低 NO_x の燃焼となる。そのため、重油のエマルジョン化によってViscosityを大幅に低下させることも検討する必要がある。

(2) 運転条件の改善による方法

1) 運転空気比範囲の変更

一般の燃焼装置における空気比とNOx 排出量の関係は、図 4.2.7に示すような3つのパターンに分類できる。このうち、どのパターンを示すかは、運転空気比の範囲と燃焼室内での燃料と空気の混合特性によって決まってくる。(図 4.2.8 参照)

上記3つのパターンのうち、基本的なものは、ある空気比の点でNOx 排出量がピークをもつカーブ a である。b と c は、カーブ a のピーク点の両側の曲線に相当するものであり、運転空気比の範囲が、a カーブのピーク点より大きい場合には b カーブになり、小さい場合には c カーブになり、発電所大型ボイラはほとんどの場合 c カーブを示す。したがって、空気比をいかに変更すべきかは、個々の施設について、十分な検討が必要である。

i) 排ガス中の酸素濃度

排ガス中の酸素濃度は、重油使用量、一次、二次空気量、あるいは三次空気量（何らかの原因で炉内に直接吸収される冷空気）によって変化する。これらのうち、重油使用量については瞬時の使用量を流量計によって記録するようにすればよいが、メキシコ市首都圏の多くの工場では一次空気については圧力計で計測しているものの、二次空気量については巨大であるため、測定しないか、していても細かくは読みとりにくい。三次空気については原因不明のものも少なくないなど、炉内に入る空気量は正確に把握しがたい。酸素濃度計は、これら空気量の変化の把握も場合によっては可能にする。

ii) バーナの一次空気量

バーナの一次空気は重油の噴霧用で、この空気量が少なくとも安定な燃焼ができれば省エネルギーになる。図4.2.10は、一次空気の使用量と燃料使用量の関係について、一つの実例を示したものである。

iii) 三次空気の減少

三次空気は冷空気であるので、これの侵入防止は確実に省エネルギーになるものと思われる。三次空気の吸入箇所は、炉内負圧の場合、バーナタイル

出典：前掲のとおり

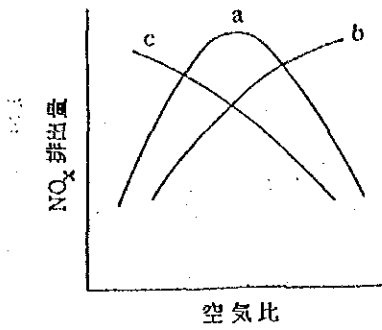


図 4.2.7 空気比とNOx排出量の一般的関係

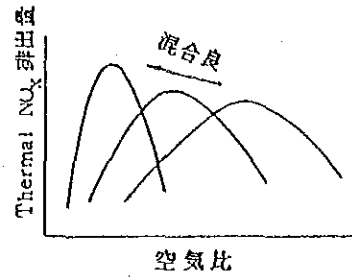


図 4.2.8 空気比とThermal NOx排出量の関係

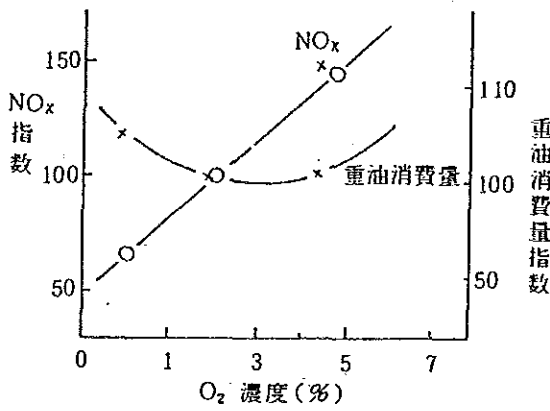


図 4.2.9 排ガスの酸素濃度のNOx、重油使用量との関係

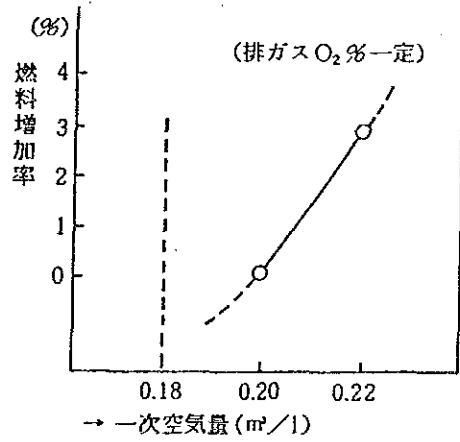


図 4.2.10 一次空気量と燃料使用量

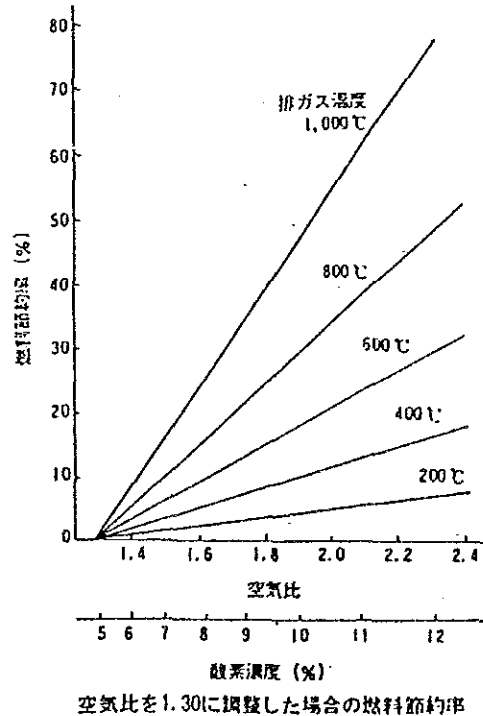
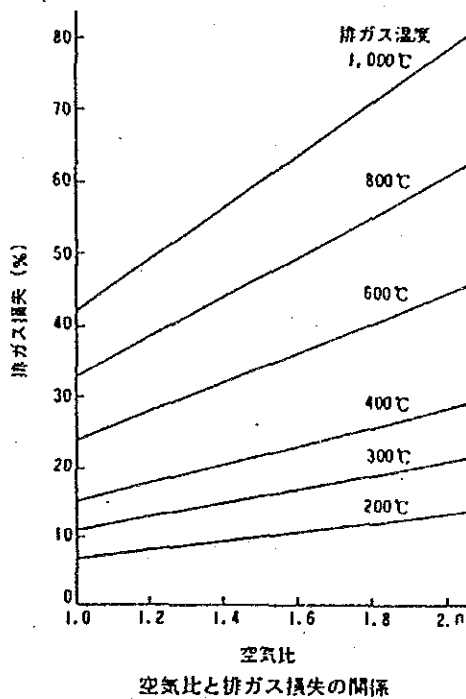


図 4.2.11 排ガス損失、燃料節約率と空気比

より吸入されることが多く、例えば、バーナタイル開口断面積をコントロールすることにより3～4%省エネルギーになった例がある。同様な考え方で不使用时のバーナを引き出し、バーナ口にフタをするのも効果があった例もある。また、AMCMでは、レキュベレーターの老朽化による空気の侵入も各所にみられているので、時々排ガス入口と出口のO₂濃度を計測するなど注意が必要である。

iv) 適性空気比運転についてのセミナー

Study Teamは、SEDUE、DDF、GEMと合同で、1990年3月上旬、SEDUE講堂においてAMCM内の112社の工場を集め、適性空気比燃焼と燃料節約についてセミナーを開いた。その際、多くの質疑応答が行われたが、その後2～3の工場においては、この適性空気比燃焼は燃料使用量の節約、NOxの低減につながることを理解し、過剰空気燃焼を適性空気比燃焼へと改善している。

その実施例の一部を表4.2.2に示す。

セミナーに使用した排ガス損失、燃料節約率と空気比の関係資料を、図4.2.11に示した。

表 4.2.2 適正酸素濃度の燃焼による汚染物質削減の例

工場名	調査年次	燃料	O ₂ %	NOx ppm	Dust g/Nm ³	Flue Gas Nm ³	備考
VIDRIERA ORIENTAL	1987	重油H	8.4	1858	1.32	10.700	前回の JICA調査
	1990	重油H	2.9	645	0.76	11.300	今回 診断調査
ANDERSON CLAYTON	1987	重油H	6.8	255	1.33	24.300	前回の M/P調査
	1990	重油H	4.8	205	0.21	24.200	今回 診断調査

v). 低空気比運転と低 NOx化の実証テスト

Study Teamは、訪問及び診断調査における訪問時、下記の9ボイラー及び1ガラス溶融炉施設において燃焼オペレーションを行い、排ガス中のO₂濃度を変化させながらNOx濃度を測定した。その結果を表4.2.3に示す。これによると、適正な低空気比燃焼を行えば、NOx濃度を10~50%低減することが可能であることを示している。

表 4.2.3 低酸素燃焼によるNOx低減の事例

工場名	O ₂ (%)	NOx (ppm)	O ₂ 0 % NOx (ppm)	燃料種類
FIBRAS SINTETICAS	5.5	320	434	Heavy oil
	3.4	287	346	
UNIROYAL	10.0	158	302	Heavy oil
	8.5	145	244	
PAPELERA IRUNA	11.8	130	297	Heavy oil
	10.3	128	251	
	9.3	115	206	
CERVECERIA MODELO	6.4	238	342	Heavy oil
	5.5	240	325	
	4.3	242	304	
BANOS SANTIAGO	10.3	148	290	Heavy oil
	8.8	125	215	
REFINERIA 18 DE MARZO (G-1)	5.1	135	178	Natural gas
	3.5	75	90	
QUIMICA LUCAVA	4.8	280	363	Heavy oil
	2.5	255	289	
VIDRIERA ORIENTAL	6.0	664	930	Heavy oil
	2.8	660	762	
	1.9	660	726	
EMPAQUES DE CARTON UNITED	6.8	190	281	Heavy oil
	5.4	195	263	
	5.0	187	245	
REFINERIA 18 DE MARZO (G-3)	7.1	112	169	Natural gas
	6.9	100	149	
	6.8	84	124	
	5.5	77	104	
	5.3	60	80	

通常、適正な空気比は 1.1~1.3 といわれており、その範囲内における多くのバーナは図 4.2.7のbカーブの特性をもつ。したがって、低空気比燃焼は、一般的にみて低 NO_x対策法といえる。

vi) AMCMにおける工場の過剰空気比運転の実態

訪問及び診断調査対象工場で排ガス中のO₂濃度を測定した工場のうち、表 4.2.4に示す23施設が 5.9%以上の過剰空気比運転を行っていた。

適正な空気比による燃焼がNO_xの排出低減に効果があることを工場側に理解させるように専門家による指導が必要と考えられる。

表 4.2.4 メキシコ市首都圏における過剰空気燃焼の事例

No.	ボイラー蒸発量 (定格) (ton/hr)	燃料種類	O ₂ 濃度 (%)
1	1.5	Diesel	13.6
2	1.75	Heavy oil	13.8
3	10.8	Heavy oil	9.5
4	7.6	Heavy oil	11.8
5	45.0	Natural gas	5.9
6	2.6	Heavy oil	8.4~11
7	12.0	Heavy oil	6.5
8	45.4	Heavy oil	6
9	1.6	Heavy oil	9
10	9.5	Heavy oil	7.9
11	13.6	Heavy oil	8
12	0.6	Heavy oil	10.4
13	0.8	Heavy oil	10.9
14	1.9	Heavy oil	11.1
15	1.3	Diesel	9.4
16	1.0	Heavy oil	14
17	1.9	Heavy oil	16~18
18	6.8	Heavy oil	9.5
19	2.6	Heavy oil	14
20	不明	Heavy oil	11.9
21	9.0	Heavy oil	7.7
22	1.7	Heavy oil	13.4
23	4.7	Heavy oil	9.1

2) 燃焼室熱負荷の低減（低出力化）

一般に、燃焼室の熱負荷が増大すると、NO_x 生成量が増加する。これは、炉内温度の上昇によるものと考えられる。したがって、燃焼室熱負荷の低減は、NO_x 生成量の抑制に有効である（図4.2.12に石油加熱炉用の低NO_x バーナの例を示す）。

しかし、同じ燃焼室熱負荷の低減でも、燃焼量を一定にして火炉を大きくする場合（燃焼室の大型化、後述）と火炉を一定にして燃焼量を少なくする場合（低出力化）では、意味が異なる。低出力化では、燃料と空気の混合が悪くなり、NO_x が低減する（図4.2.13）のが一般的であるが、反対に混合が良くなる構造をもったバーナもある。この場合は、低出力化によってNO_x は上昇した例もある（図4.2.14）。

また、燃料あるいは空気の運動量で炉内の燃焼ガスを循環して低NO_x をはかるバーナにおいても、低出力化することによってNO_x は上昇する傾向を示す場合がある。

3) 空気予熱温度の低減

空気予熱の低減は、燃焼温度の低下につながり、NO_x は減少する。一方、ばいじんに対しては、すすの再燃焼が抑制されるので不利となるが、一般にNO_x に対しての方が敏感に影響する。ただし、空気予熱の低減は、Fuel NO_x には効果がないので、重質油に対してはあまり有効でない。また、省エネルギーの面からも熱効率の悪化を招き、さらに二段燃焼あるいは排ガス再循環と併用した場合には、ほとんど効果を示さない。

最近の低NO_x バーナの中には、図4.2.15に示すように、空気予熱温度に対してNO_x 増加傾向の少ないものが開発されている。特に、二段燃焼組込み形は、一般的にこの傾向をもつと言われている。

(3) 炉本体および燃焼装置の改善による方法

1) 低NO_x バーナ（LNB）

現在実用化されている低NO_x バーナを、その構造やNO_x 抑制機構等から、次のように分けることができる。

i) 混合促進火炎急冷型（WMT）

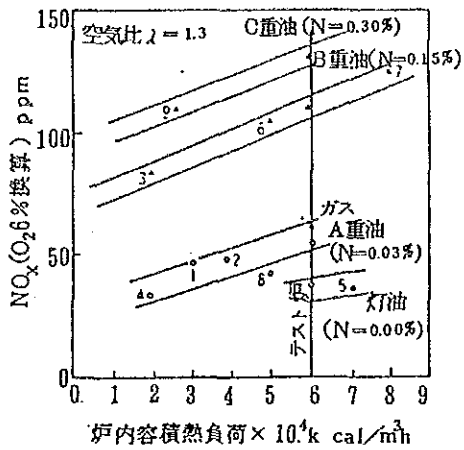


図 4.2.12 炉内容積熱負荷 $\times 10^4$ kcal/m³h

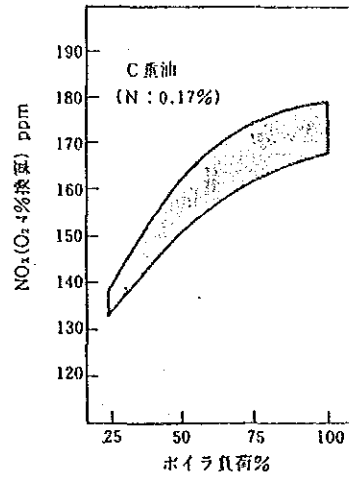


図 4.2.13 低出力化によってNOxは一般的に低減

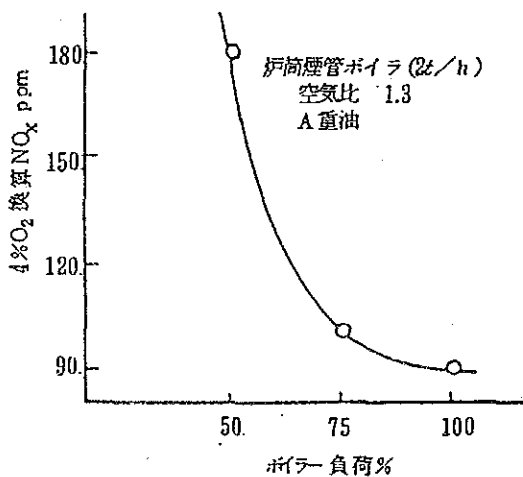


図 4.2.14 あるロータリーバーナのNOx濃度と負荷の関係

出典：前掲のとおり

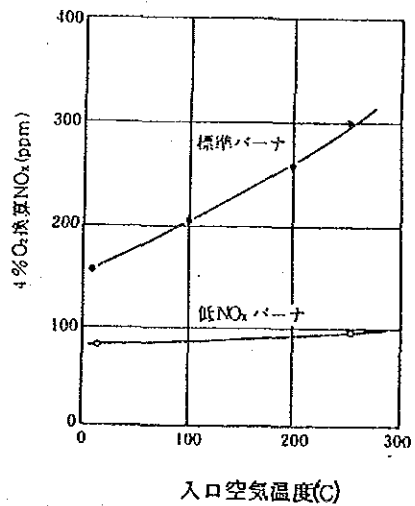


図 4.2.15 重油燃焼時の空気温度とNOxの関係

- ii) 分割火炎型 (DFT)
- iii) 自己再循環型 (SRT)
- iv) 二段燃焼型 (TCT)
- v) 濃淡燃焼型 (OCT)
- vi) 水あるいは蒸気噴射型 (WIT)
- vii) 組合せ型 (CT)

中小の燃焼装置における最も手軽なNOx 対策として低NOx バーナが考えられる。しかし、メキシコ重油のような重質油の場合、低減率が10~30%と低いので、天然ガスと混焼させるか、またはエマルジョン化等によって粘度を低下させたうえで、低NOx バーナを使用するとより効果的である。天然ガス・重油の混焼バーナはメキシコにも数多く見られるが、低 NOx型はないのでその開発の必要がある。以下、分類にしたがって、各バーナについて説明する。

i) 混合促進型 (WMT)

このタイプのバーナの構造を図4.2.16に示す。

このバーナは、スロート部（エアベンチュリ）の中心軸にセットされたバーナガンの先端部の外周面に設けられた多数の孔から気体燃料や蒸気又は空気によって霧化された液体燃料が軸に対して直角に噴射され、これが空気と衝突して燃料と空気は急速に混合する。この予混合物質が、バーナガン先端のデフレクタの作用によって円周上に広角度で放出される。このデフレクタの背後とバーナ前壁付近に強力な再循環域が形成され、火炎は薄膜状の面積の大きい環状面で、かつ濃淡のない、輝度の低い短炎となる。このため、火炎自身からの放熱により火炎温度は高くなり、高温域での滞留時間も短く、Thermal NOx が減少する。

ii) 分割火炎型 (DFT)

分割火炎型は、バーナの先端に図4.2.17のような溝を設け、火炎を複数の独立した小火炎に分割して、火炎温度の低下と滞留時間の短縮によって、Thermal NOx を抑制する方式のものである。

iii) 自己再循環型 (SRT)

自己再循環型低NOx バーナは、燃焼用空気流あるいは燃料流の運動を利用して燃焼ガスの一部を燃焼領域へ循環させる方式のバーナである。図4.2.18

に示すように、循環方式の違いにより2種あるが、a)では高速の燃料噴流によるコアンダ効果を利用して燃焼ガスの一部をバーナタイル内部に吸引させ、燃料主噴流と逆向きに部分燃焼反応を進行させるとともに、生成された燃焼ガスは、燃料噴流に巻込まれて燃料を熱分解・ガス化する。これによって、燃焼ガス自体の温度は低下し、バーナタイル出口付近でCO、H₂を主成分とするNO_x抑制効果の大きいガス化燃焼を行わせる。一方、b)では、燃焼用空気の全量がリングノズルと称する間隙から吹込まれるため、その前後に差圧を生じて燃焼ガスの一部がリングノズル手前に循環し、その中に燃料が噴射される。燃料は、高温ガスの作用で熱分解された後、空気と反応するため燃焼は速かに完了する。

iv) 二段燃焼型 (TCT)

二段燃焼は、燃焼を一次と二次の二段に分割する。三段以上に分割するものもあるが、ここではこれを含めて二段燃焼型と呼ぶことにする。

一次燃焼では、従来の段階燃焼に比べて、はるかに低い空気比（燃料によっても異なるが、0.5~0.7程度）とし、燃料を分解させてCO、H₂を主たる可燃成分とする燃焼ガスを生成させ、これを二次燃焼において二次空気ですべて完全燃焼させるものである（図4.2.19）。

また、気体燃焼用では、一次燃焼を高空気比で行い、二次燃焼域で燃料を再度吹込んで低空気比での完全燃焼を図る逆二段燃焼方式のものもある（図4.2.20）。この場合、一次燃焼での火炎温度の低下、二次燃焼での低酸素濃度での燃焼によってNO_xを抑制できる。

v) 濃淡燃焼型 (OCT)

濃淡燃焼型の低NO_xバーナは、空気過剰と燃料過剰域を1つの火炎内に形成させ、段階的燃焼を行わせるとともに火炎の最高温度を抑制し、NO_xの低減を図るものである。自己パイアスアトマイザと呼ばれるバーナ先端部の構造を図4.2.21に示す。大きな噴孔からの燃料は燃料過剰状態、また、小さい噴孔からのものは空気過剰状態で燃焼する。図4.2.22には、気体燃焼用濃淡燃焼バーナの構造を示す。燃料過剰域と空気過剰域の噴出部を交互に設けている。

当調査では、この型の低NO_xバーナを首都圏にある3月18日製油所の発電用ボイラーの一つに取り付け、実証試験を行って、良好な結果を得た。（資料編参照）

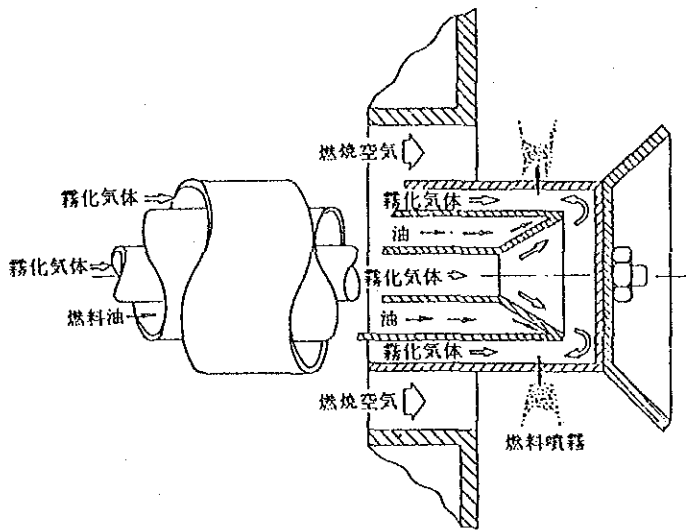


図 4.2.16 混合促進（薄膜放熱）型低NOxバーナ

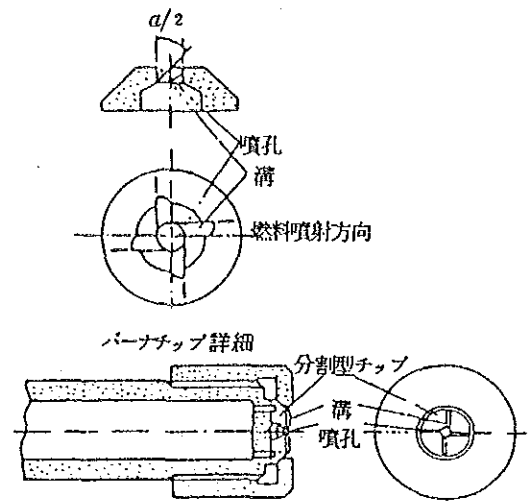


図 4.2.17 分割火炎型低NOxバーナ
(渦巻式油圧噴霧バーナ)

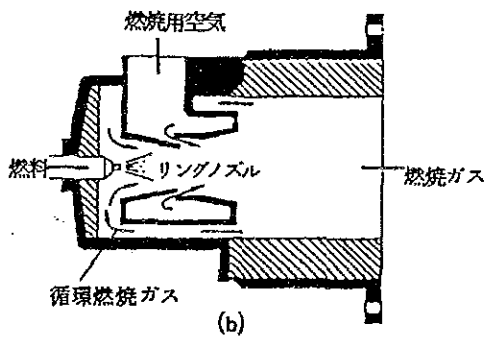
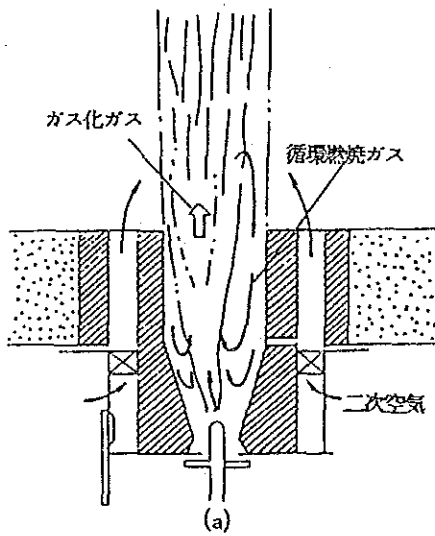


図 4.2.18 自己再循環型低NOxバーナ

出典：前掲のとおり

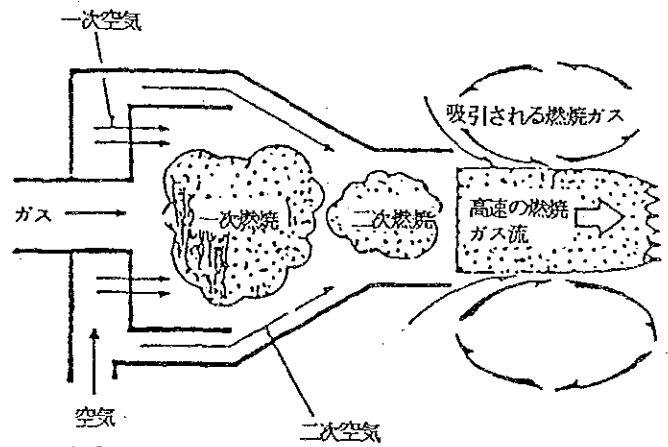


図 4.2.19 二段型燃焼型低NOxバーナ

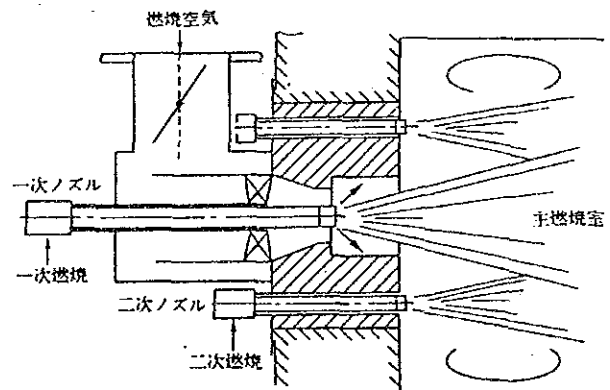


図 4.2.20 逆二段型燃焼型低NOxバーナ

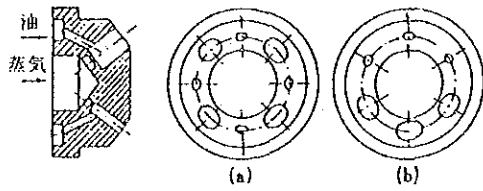


図 4.2.21 自己バイアスタマイザ形
低NO_xバーナの噴孔配置例

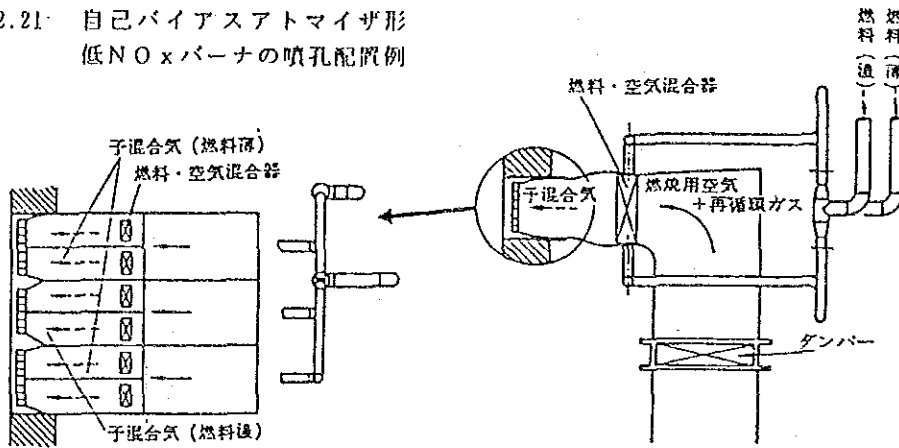


図 4.2.22 ガス用濃淡燃焼型低NO_xバーナ

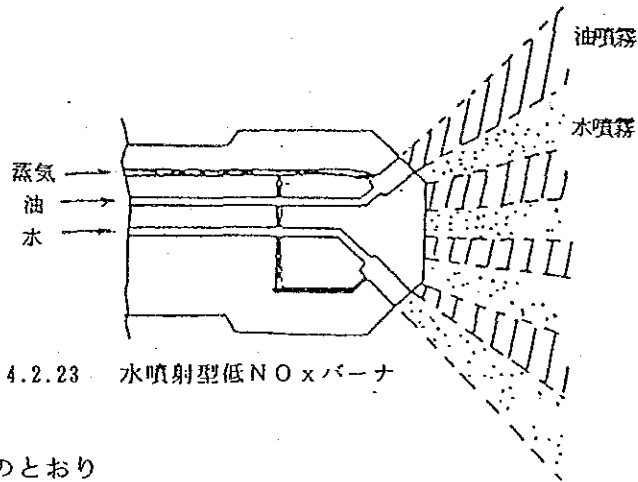


図 4.2.23 水噴射型低NO_xバーナ

出典：前掲のとおり

vi) 水あるいは蒸気噴射型 (WIT)

水噴射型の低NOxバーナは、図4.2.23に示すように、バーナノズルチップに燃料噴射孔とは別に水噴射用の小孔を設けたものである。主として火炎温度の低下によりNOxが抑制され、また、これと併せて水蒸気の作用によってばいじんが抑制される。

vii) 組合せ型 (CT)

上記の各形式を組合せた低NOxバーナが開発されている。組合せには、NOx抑制原理が重複しないようなものを採用するのが効果的であり、特にN分の多い燃料向けには、Thermal NOxとFuel NOxの両者を低減できる対策を組合せたものがより効果的である。日本において、現在までに開発された低NOxバーナを表4.2.5に示す。

表 4.2.5 低NOxバーナの名称と原理

バーナ名	抑制原理	バーナ名	抑制原理
CAP	二段燃焼	RB	二段燃焼
FH	二段燃焼	NPL	自己再循環
R	自己再循環	Y LAP	自己再循環
HLF	自己再循環	ボルトメトリック	自己再循環
RSNT	自己再循環	自己バイアス	濃淡燃焼
SPP	自己再循環	低ばいじんPM	濃淡燃焼
PM	濃淡燃焼	UN	水噴射
SE	濃淡燃焼	MR	二段燃焼+自己再循環
MNL	逆二段燃焼	CDC	二段燃焼+濃淡燃焼
TZ	逆二段燃焼	JSR	水噴射+分割火炎
GNC	自己再循環+二段燃焼	MS	逆二段燃焼+二段燃焼
SRG	二段燃焼+自己再循環	DF-CN	二段燃焼
HLN	自己再循環+二段燃焼	PGデュアルレジスタ	二段燃焼
XB	自己再循環+火炎分割	SCR	二段燃焼
TCG	自己再循環+濃淡燃焼	微粉炭PM	二段燃焼+濃淡燃焼
TRW	混合促進+自己再循環	VD	二段燃焼
VGSA	自己再循環+濃淡燃焼 +二段燃焼	Controlled Flow/ Split-Flame	二段燃焼+分割火炎
KTC	二段燃焼	SM	二段燃焼

出典：前掲のとおり

2) 燃焼室熱負荷の低減（燃焼室の大型化）

燃焼室の大型化による熱負荷の低減によって、確実にNOxは抑制できる。この方法によって、一般に燃焼ガスの温度分布ではピークが下がり、比較的均一化されるからNOx濃度が減少する。ばいじんの減少は、炉内滞留時間が長くなることによる再燃焼促進効果の結果である。

3) 二段燃焼

この方法は、燃焼に必要な空気量を二段に別けて供給するものである。一段目で必要空気量の8割前後を供給し、O₂不足の状態で行い、燃焼温度の低下を図り、ついで、残りの空気を二次空気注入口より供給することにより、未燃成分の二次燃焼を行う。炎は、従来に比べ長炎となるため、燃焼室の形状によっては採用しがたい場合がある。また、かなり大幅な以下のような改造工事が必要になる。

- i) ボイラー本体における二次空気注入口の取付（図4.2.24参照）
- ii) ボイラー本体における炉壁管改修
- iii) 空気ダクト、ダンパー及び制御装置の取付

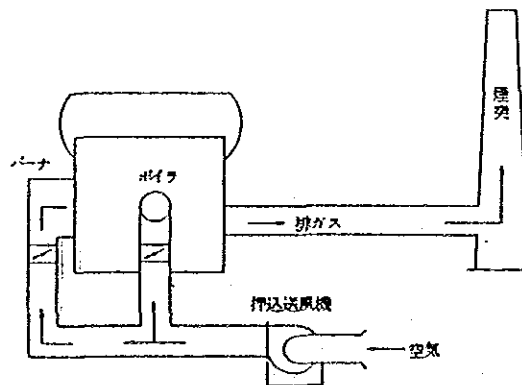


図 4.2.24 ボイラーにおける二段燃焼

この場合、NO_x 抑制効果に影響するものとして、一次、二次空気量の割合と同時に、二次空気注入口の取付位置が重要である。側面が一般的であるが、前面に設けることも多い。

このような改造を行わず、一部のバーナを消火して空気のみを送り、また、点火中のバーナの燃焼用空気量を減少させることにより、同様な効果を期する方法がある。これを疑似二段燃焼（またはバーナカット法）という。

二段燃焼は、一般的に大型施設に適した方法であり、単独、あるいは後述する排ガス再循環法と併用すると一層効果的である。この組み合わせは、Valle de Mexico火力発電所の2号、3号炉のようにCorner燃焼させる炉で多大なNO_x 低減効果が期待できる。

また、二段燃焼法は、Fuel NO_xの生成抑制効果を有する数少ない方法の一つである。

4) 濃淡燃焼

複数本のバーナを有するボイラーにおいて、バーナポートを2群に分割し、一方を燃料過剰とし、他方を空気過剰とする方法である。

燃料過剰(Fuel-rich)な部分においては、O₂ 濃度の低下、空気過剰(Fuel-lean)な部分においては、過剰空気による温度の低下を図り、NO_x 発生を抑制する。

この方法を適用する場合、以下のことが重要である。

- i) 混合特性の良好なバーナを採用する。
- ii) 広い空気比範囲に対するNO_x 特性を把握する。
- iii) その特性に見合った濃淡空気比を選定する。

5) 炉内脱硝燃焼

濃淡燃焼の一変型として炭化水素系燃料の燃焼排ガス中に燃料（炭化水素系）を吹き込み、燃焼排ガス中のNO_x を還元脱硝する原理を利用した燃焼法（炉内脱硝燃焼法）がある。すなわち、主バーナで燃料を燃焼した燃焼排ガス中に、同じ燃料（約0～15%程度）を別のバーナから吹き込み、燃焼排ガス中のNO_x を分解する。その後、不足空気を補充して完全燃焼を行わせ、炉出口より放出するものである。一般には、比較的大型の炉に採用され、しかも、排ガス再循環法、低NO_x バーナ等と併用して行われることが多く、大型発電ボイラのTangential燃焼等に適用して、大きなNO_x 低減効果をあげている。

6) 排ガス再循環

燃焼排ガスの一部をダクトを通じて再循環し、燃焼用空気と混入させて燃焼用空気中の酸素濃度を低下させるものであり、ガスの熱容量が増大する結果、燃焼温度は低下し、NO_x 生成が抑制される。排ガス循環率の最大値は、燃焼安定限界で抑えられるが、通常はNO_x 低減効果の面から決めており、15~20%程度である。

ボイラの炉内を通る排ガス量が排ガス循環量だけ増大し、かつ、空気温度が上がるため、大型化したり、押込送風機の能力増強が必要となり、既設ボイラ容量は70~80%に制限される。なお、原理上 Thermal NO_x低減には有効であるが、Fuel NO_xの低減にはほとんど効果がない(図4.2.25)。

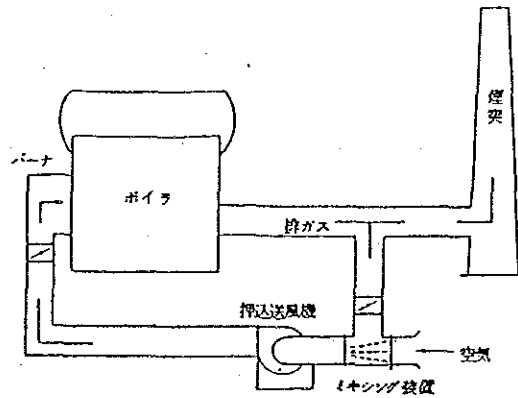


図 4.2.25 排ガス再循環 (F D F による空気・排ガス混合吸引の例)

7) 水または蒸気噴射

燃焼火炎中に水または蒸気を吹込むことにより、火炎温度を低下させ、NO_xの発生を抑制する方法である。これは、水または蒸気を吹込むことにより、その潜熱を利用し、また、熱容量を増大させて火炎温度を低下させる。

吹込み方法としては、燃焼用空気に吹込む場合、同一バーナスロート部から吹込む場合等がある。NO_x低減効果は、ほぼ吹込み量に比例し、また、過剰の蒸気吹込みを行わない限り、熱効率の低下は大きくない。これは、火炎温度が低下して火炉部での吸収熱量が小さくなっても、燃焼ガスの増加による対流部での流速増大と H₂O 分圧の増加による噴射伝熱の増加で伝熱量が増大するためと思われる。ただし、実質的には、吹込み量だけ蒸気を損失することになる（例えば、噴射蒸気量が 0.3~0.4kg/10⁴ kcalにおいては 2~3 %の炉総合効率の低下がある）。また、この方法は、ガス燃焼の場合に最も効果が大きく、油燃焼においては大幅な低減は期待できない。

(4) エマルジョン燃焼

1) エマルジョン燃料とは

エマルジョンとは、一般に油と水のごとく混らない2液の一方を小滴（径は普通数ミクロンである）として分散させたものをいう。

図4.2.26にエマルジョンの顕微鏡写真を示す。

エマルジョンを大別すると、油中に水滴が分散した油中水滴型（W/O タイプ）と水中に油滴が分散した水中油滴型（O/W タイプ）の2種類がある。この状態を図4.2.27に示す。

エマルジョンの状態は、使用する攪拌機の種類、攪拌方法、界面活性剤により異なる。油と水の比率は、両タイプのエマルジョンとも任意に選ぶことが出来る。また、エマルジョンの粘度は、図4.2.28のごとく、油中水滴型は、水滴の増加とともに粘度は次第に上昇し、もとの粘度から流動性のないゲル状態まで変化し、水中油滴型は、水分の増加とともに粘度は大きく低下する。

メキシコ産重油を用いて実験的に作成した O/W型エマルジョン燃料の温度と粘度の関係を図4.2.29に示す。粘度は1,100cSt（50℃）のものが、水分を28%添加して O/Wタイプエマルジョンにすると、原粘度の1/26の 40cSt（50℃）となり、噴霧燃焼は常温でも可能である。実験での油の予熱の必要もなく、極めて良好なアトマイズ燃焼が可能であった。

なお、このシステムのための界面活性剤、添加剤としては、特に次の点を考慮する必要がある。

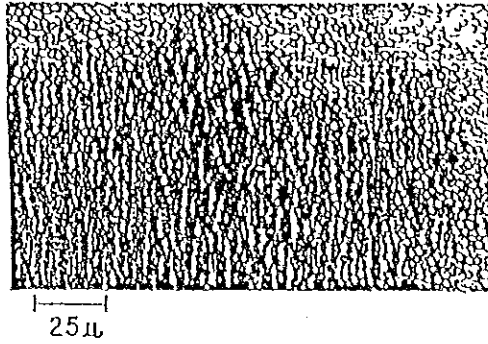


図 4.2.26 エマルションの顕微鏡写真

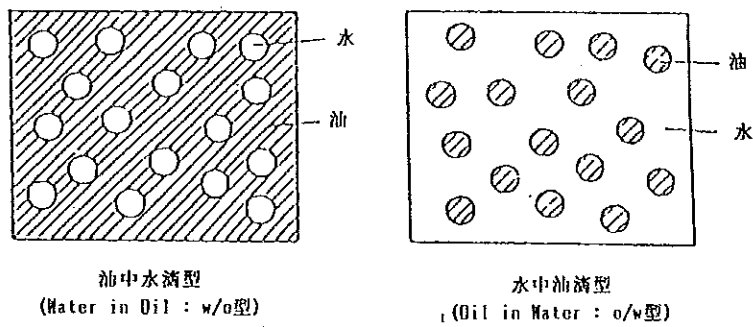


図 4.2.27 エマルションの型

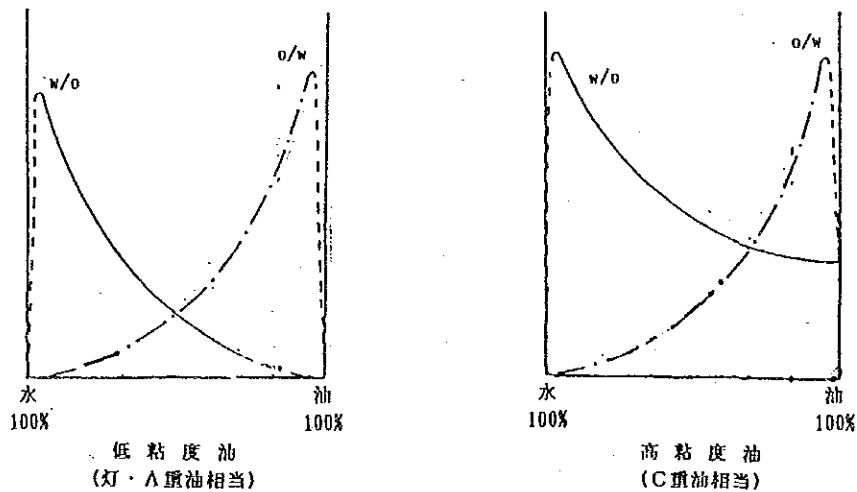


図 4.2.28 エマルションの粘度変化

出典：「エマルジョンを利用した燃焼システム」日本油化学協会関西支部、
第39回 界面化学部会テキスト、1976

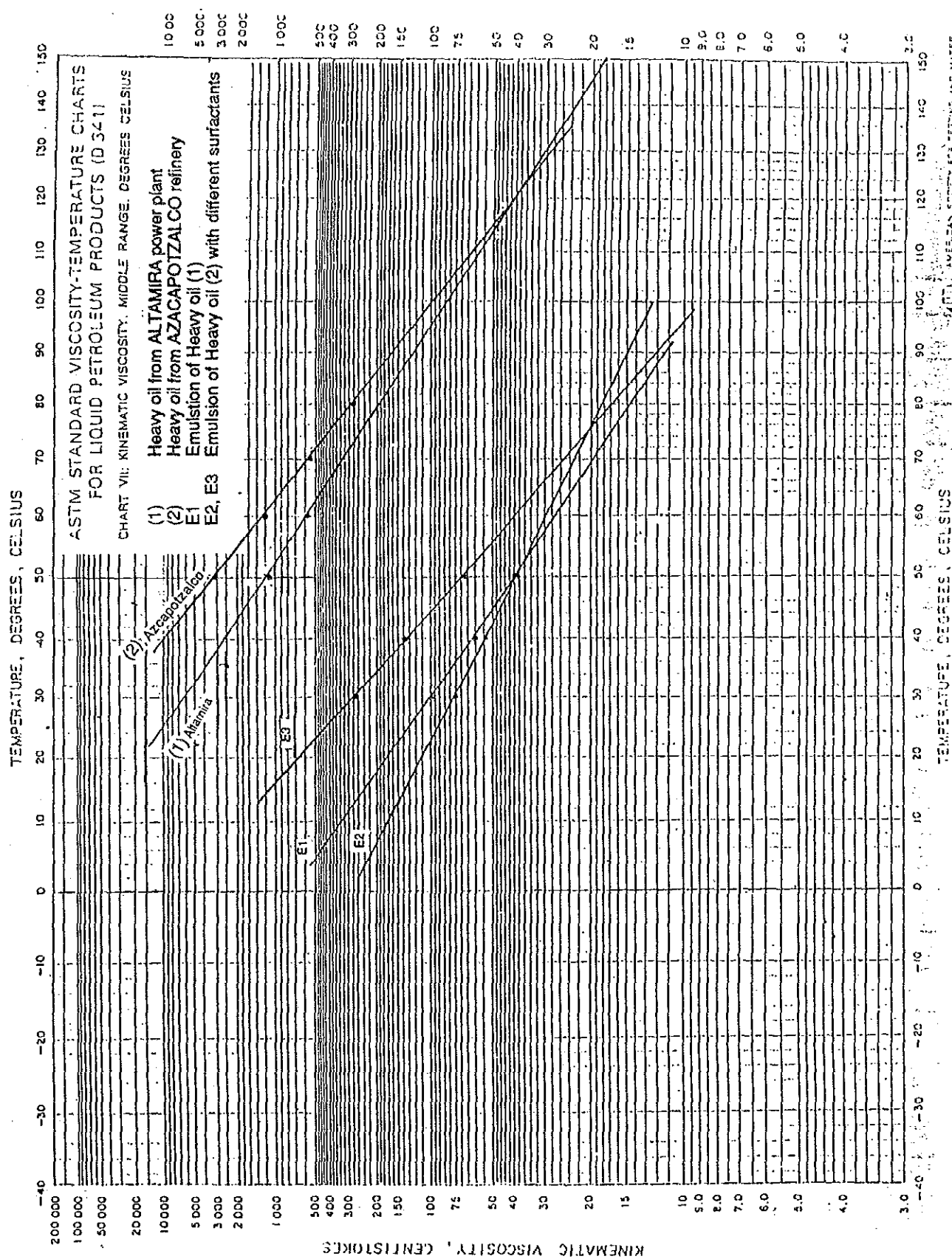
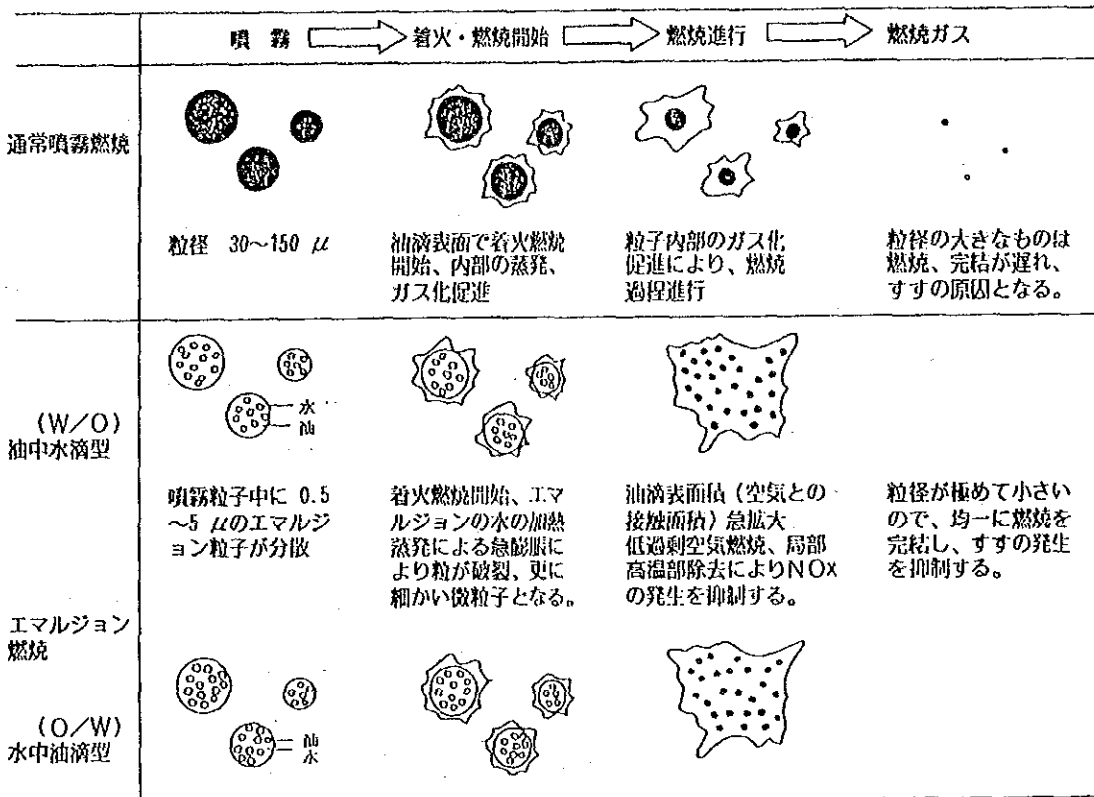


図 4.2.29 重油とエマルジョン重油における温度と粘度の関係

- i) 二次公害源となるイオウ、窒素、有害重金属を含まないこと。
- ii) エマルジョンの安定性がよく、特に温度変化による分離がないこと。
- iii) 安価なこと。
- iv) 酸・アルカリによりエマルジョンが破壊されないこと。
- v) 防錆を配慮していること。

2) エマルジョン燃焼による NOxとばいじんの抑制メカニズム

エマルジョン燃焼のメカニズムの概要を図4.2.30に示す。



出典：「エマルジョンを利用した燃焼システム」日本油化学協会関西支部
第39回 界面化学部会テキスト、1976

図 4.2.30 エマルジョン燃焼のメカニズム

NOxとばいじんの生成が抑制される機構は以下のとおりである（実施例などより詳しくは、Appendixを参照のこと）。

i) 噴霧微粒化促進による低過剰空気燃焼

30～150 μmに霧化された燃料粒子が、燃料中の水分の蒸発により霧化燃料粒子の再微粒化が行われる。エマルジョン燃料では、噴霧油滴中に 0.5～5 μmのエマルジョン粒子が分散しているので、油滴と空気の接触面積が増大し、ばいじんの低減及び低過剰空気燃焼が可能となり NOxが低減する。

ii) エマルジョン燃料中の水滴による局部高温部除去

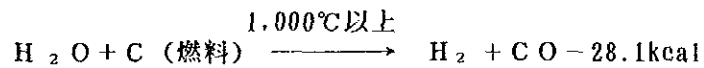
水分が燃料中に均一に分散しているので、火炎全体も均一で局部高温部の生成を抑制する。

iii) 水の蒸発による吸熱

Thermal NOx は、燃焼温度を下げることにより抑制出来る。エマルジョン燃料中の水分の蒸発潜熱が燃焼温度を下げるので、NOx 低減に有効に作用する。

iii) 水性ガス反応による吸熱作用

1,000℃以上の高温となると、エマルジョン中の水と燃料の炭素による水性ガス反応が起る。この反応が吸熱反応のため、局部高温部除去に有効に作用する。



4.2.4 省エネルギーによるNOx 低減技術

(1) 省エネルギー技術の概要

NOx 低減対策の一方法として、省エネルギーによる燃料削減によりNOx 放出量を減少させることが考えられる。ボイラー、加熱炉等燃焼炉の省エネルギー対策としては、1) 燃焼の合理化、2) 加熱伝熱の合理化、3) 放出熱損失の防止、4) 排熱の回収利用等である。

1) の燃焼合理化の最重点となるものは、低過剰空気による完全燃焼化である。適正な燃焼施設を準備し、適正な運転操作により、適正な空気比を維持して、低ばいじん、低CO燃焼を行うことが重要である。

日本においては、「工場におけるエネルギー使用の合理化に関する法律」（省エネルギー法）に基づき、ボイラーと工業用炉の空気比の標準値が定められている。ボイラーについては、自然通風と平衡通風の方式のものを除き、液体燃料、気体燃料とも発電所で1.05～1.1、その他のボイラーでは1.1～1.3とされている。工業用炉については表4.2.6に示すとおりである。

表 4.2.6 日本の工業炉の標準空気比

区 分	標準空気比
金属 casting 用溶解炉	1.3
連続鋼片加熱炉	1.25
連続鋼片加熱炉以外の金属加熱炉	1.3
連続熱処理炉	1.3
ガス発生炉およびガス加熱炉	1.4
石油加熱炉	1.4
熱分解炉および改質炉	1.3
セメント焼成炉	1.3
アルミナ焼成炉および石灰焼成炉	1.4
連続式ガラス溶解炉	1.4

(注) この表に掲げる標準空気比の値は、点検・修理後、定格付近の負荷で燃焼を行うとき、炉の出口において測定される空気比について定めたものである。

2) は燃焼を伝熱面積の寡少、伝熱部の汚れ等により、炉内伝熱部において、有効に利用することなく、高温の排ガスとして放出することを防止することである。また、バッチ式加熱においていたずらに炉壁を厚くし、始動停止時の保有熱を大きくすること等の合理化も含まれる。

3) は主として炉壁よりの熱放出の防止であり、適正な断熱方法を講ずるべきである。

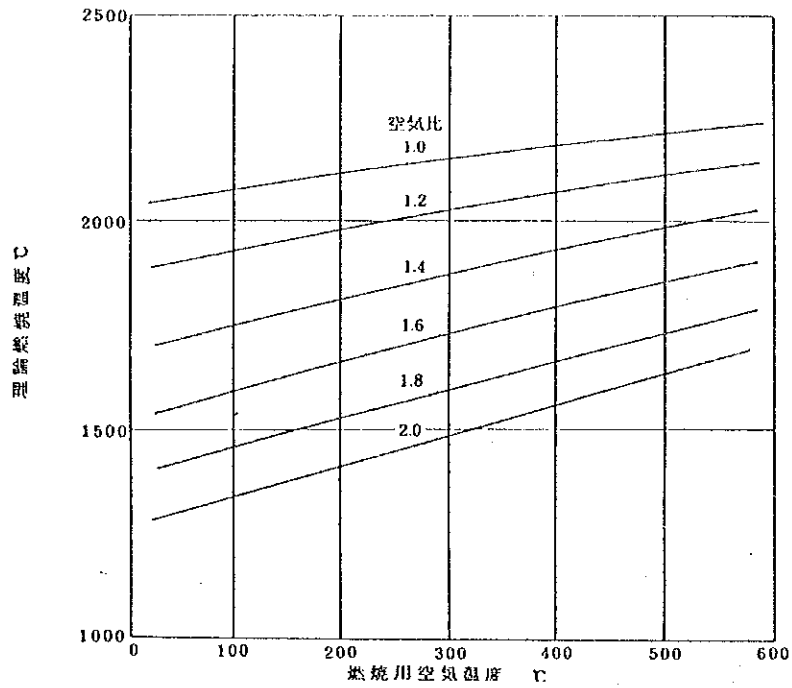
4) は、煙突より放出される排ガスの熱量を放出前に回収して利用することにより、省エネルギーを計るものである。ボイラーを例にとれば、排熱を利用して、燃焼用空気を予熱する空気予熱器、ボイラー給水を予熱する給水予熱器の外、ボイラー排ガスを他の機器の熱媒体として使用するケースもある。前二者は共に回収熱量がボイラーに還元されるため、回収熱量分だけボイラーへのインプットを削減することが可能となる。給水加熱器は単にボイラー給水を加熱するのみであるから、燃焼に関与してNO_x 発生に影響を与える心配はないが、空気予熱器の場合は、それにより加熱された空気が直接燃焼に関与するため、火炎温度を上昇せしめて、NO_x 発生の増加につながる恐れがある。

したがって、ボイラー等の場合はできるだけ給水加熱器設置による排熱回収が好ましい。給水加熱器の設置の場合、排ガスの酸露点の関係で排熱回収効率に問題があったが、近来硬化ガラス管使用等による硫酸腐蝕対策も行われるようになり、回収効率も著しく上昇した。燃焼用空気の予熱に関しては、反応速度論的に解析した場合の燃焼空気温度と理論燃焼温度との関係を図4.2.31に、それに基づく空気温度と換算NO_x 濃度を図4.2.32に示す。これによると常温時、約130ppmのものが、250℃で同一条件で約250ppmまで上昇することを示している。

また、他の例として、常温空気のNO_x 発生量をプロパンで約100ppm、天然ガスで約80ppm、重油で約150ppmと仮定して、空気を予熱した時のNO_x 発生量の倍率を図4.2.33に示してある。空気温度250℃のC重油で約260ppmを示している。図4.2.15に示した重油燃焼時の空気温度とNO_x の関係図によっても、普通バーナの場合の温度上昇によるNO_x 増加率は上記数値と同等の数値が観察できる。

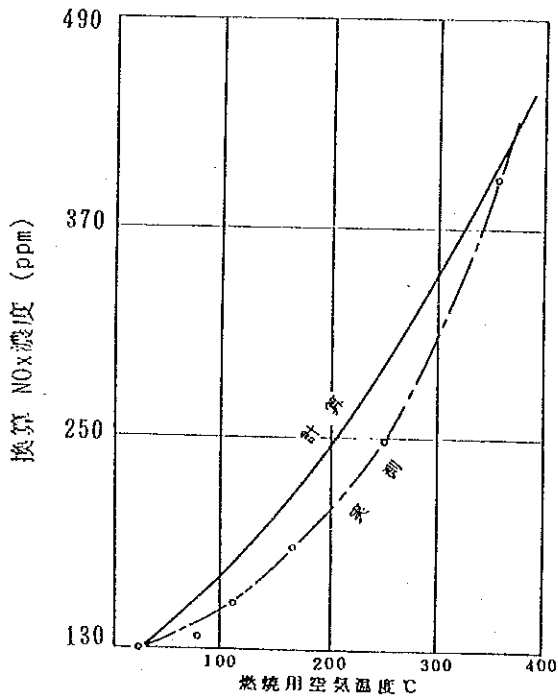
低NO_x 燃焼法を実施している燃焼装置の場合の空気温度上昇によるNO_x 発生量の増加は、実施している低NO_x 燃焼法の種類、燃焼室形状、使用燃料等により著しく異なってくる。平均的には常温空気使用時のNO_x 発生値に対し、空気温度100℃の場合10~20ppm、200℃の場合25~60ppm、300℃の場合で40~100ppmの上昇が予想される。

二段燃焼や濃淡燃焼法の場合は、比較的空気温度の影響を受け難い。すなわち、二段燃焼の場合、NO_x 発生の著しく高い一次燃焼帯において、理論空気比以下で燃焼を行うに際し、気液混合（または空気+ガス）を促進することにより、高温



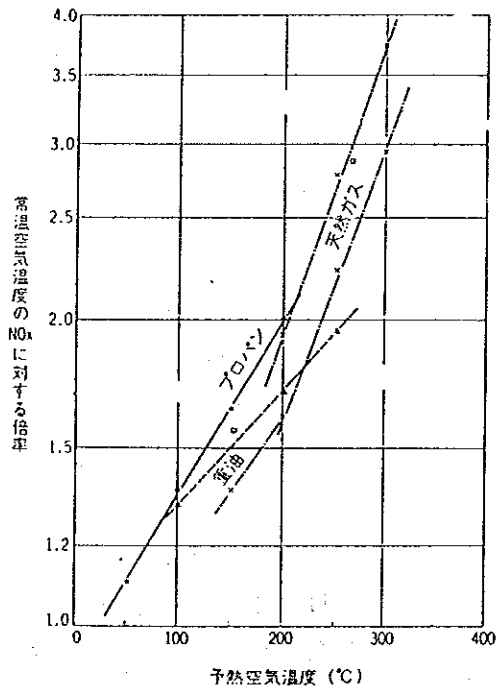
出典：永田勝也「NOx 低減対策技術資料集」
フジテクノシステム出版部、1974年3月

図 4.2.31 燃焼用空気温度と理論燃焼温度との関係



出典：図4.2.31に同じ。

図 4.2.32 空気予熱を行った場合の換算 NOx濃度



出典：日本工業用炉協会「工業炉省エネルギー便覧」、1981年11月

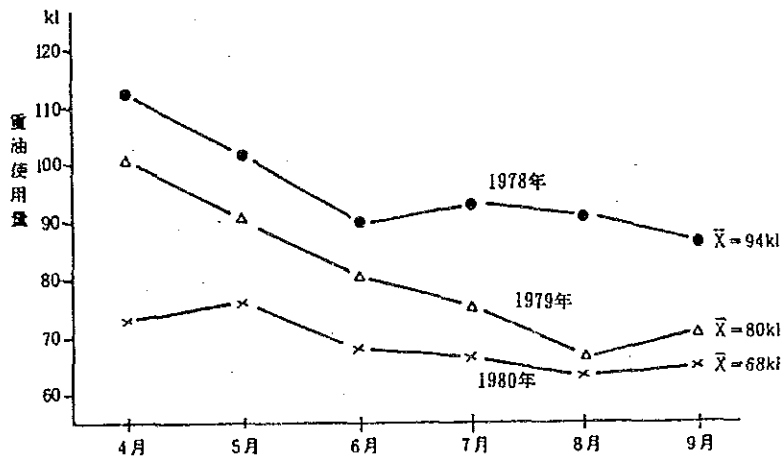
図 4.2.33 空気温度と発生 NOxの関係

空気による影響を抑制して、NO_x 発生を抑制することが可能であり、その例が図4.2.15の下方の曲線であろう。ただし、二段燃焼や濃淡燃焼を行う場合、現在のボイラー燃焼室の形状、寸法をよく検討して実施しないと、NO_x 抑制効果が充分発揮できないことがあるので注意を要する。

(2) 省エネルギーによるNO_x 低減の実施例

1) 現有設備の改善と給水加熱器の設置による燃料節約

図4.2.34は、日本の工場の一例であるが、蒸気発生源である既存のボイラに対して、1) 温排水の有効利用、2) ドレイン・トラップの改善、3) 蒸気配管の保温改善、4) 給水加熱器の設置などにより、重油使用量を減少した。これらによって、重油使用量は、1980年では1979年の15%減、1981年は1980年の15%減になっている。



出典：「省エネルギー指導指針」、中小企業事業団 1983年

図 4.2.34 ボイラーの省エネルギー

2) ガラス工場における輻射面の増大と炉天井部の断熱強化による低NO_x 化

日本のある大規模ガラス製造工場では、改造前のNO_x 値はO₂ 5%で 1,000 ~1,100ppmあったが、規制の強化に対応して以下の対策を行った。

- a) 重油バーナを従来の空気噴霧から油圧噴霧形式に改めた。
- b) 炉の天井の高さを高くした。(燃焼室容積の増大、輻射面の増大)
- c) 低過剰空気燃焼化(従来の O_2 2~3%を1.0%以下まで低減した)
- d) 炉天井部に重点を置き断熱強化を実施した。

以上を実施の結果、 NO_x レベルは30~40%低減し、現在では500ppm (O_2 5%)以下にまで低下している。

なお、重油バーナは扁平火炎型で各空気通路に一基ずつ取付けられている。炉の温度条件は天井 1,600℃、側壁 1,550℃、蓄熱室入口排ガス温度 1,450℃、燃焼用空気温度 1,250~1,300℃である。燃料は過去には Viscosity 500~700cts、S分3%、N分0.4%のC重油を使用し、油圧 30kg/cm² で霧化していたが、現在ではN分の少ない良質のものに転換している。

(3) メキシコ市首都圏の浴場用ボイラの省エネルギーによる低 NO_x 化について

メキシコ市首都圏には200ヶ所以上の浴場があり、蒸発量 0.5~2 ton/hr程度の小型ボイラが多数設置されている。浴場用ボイラの燃料としては、重油が主として使用されており、ごく一部ではディーゼル油、灯油等の軽質油も用いられている。

炉の型式としては、ほとんどが炉筒煙管式で、水管式は訪問した11ヶ所中1ヶ所のみであった。これらの炉は、小メーカーによって供給されるか、若しくは中古品を買入れて運転している所も多く、耐用年数以上の10~30年以上使用して老朽化しているものが数多く見受けられた。

浴場用ボイラの排ガス性状の計測例は少なく、特に NO_x とばいじんの実測については当調査の診断調査で行った 1.5ton/hrのボイラーの1例のみである。

このボイラーは重油燃焼で計測時の負荷率は80%程度、 NO_x は125ppm (O_2 10.5%)、 O_2 5%換算では190ppm、ばいじん濃度は0.15g/m³であった。

首都圏大気汚染対策総合計画(1990年10月)よれば、首都圏の公衆浴場対策として、学術機関の協力を得て汚染物質排出量を最低10%相当減少させ、40の浴場で大規模の投資により近代化が計画され、残りの浴場については燃焼工程を改善し、汚染物質の排出をコントロールするために必要な装置が導入される予定になっている。

浴場用ボイラーにおいて常に良好な燃焼を行い、かつ NO_x 、ばいじん等を抑制するには次のような燃焼管理上の配慮が必要である。

i) 予熱温度の適正化

前述のボイラーでは燃料重油の予熱温度が低く、50℃であったため、アトマイズ悪く、重油が滴下燃焼していた。

ii) 油流量計、圧力計、その他の計器類がほとんどないので、これらを取付ける必要がある。

iii) 保温不良

缶体表面の温度が高いものがあり、これらについては保温が必要である。

iv) 開口部が広いため、冷空気のもれ込みが多い。

過剰空気比大となり、NO_x 濃度が高くなるので開口部をつぶす。

v) なるべく自然通風を止め、強制通風とする。

vi) 省エネルギーについての知識が少ない。

空気過剰燃焼による排ガス損失が多く、燃料を浪費しているので再教育の必要がある。

vii) ボイラーの交換時には、レキュペレーター（立型で煙突巻タイプ）を設置する。

4.3 ばいじん排出低減技術

4.3.1 すずの性状と生成機構

(1) すずの性状

燃焼は、非常に複雑な現象である。種々の燃料の燃焼が完了したあとにできる炭素粒子がすす、またはばいじんと呼ばれている。燃焼過程の火炎の中に炭素粒子が生成しないときはすすが出ないので、その発生は燃焼過程にあるとみられる。また、炎の中で生成した炭素とすすは、ほとんど同一の性質のものである。

気体炭化水素の燃焼による炎の中では、炭素は単独に分散していて、火炎末端から凝集した大きなすすになる。火炎中の炭素はほぼ球状であるが、炎の先端近くか資料採集後にはこれらが集まって紐状になることがある。

炭素の大きさは $10\sim 1000\text{\AA}$ ぐらいで、炭素の構造も燃料の種類や燃焼条件によって異なる。また、炭素粒子は重量割合で $1\sim 6\%$ 程度の水素を含む。

燃料の燃焼によって発生したすすが核となって、燃料中の硫黄から燃焼により生成した硫酸を吸着して、燃焼ガスの露点温度付近で雪状に成長したものを生じる。これをスノースマット(Snow Smut)という。また、アシッドスマット、スノーヒュームなどともいわれる。

スノースマットの化学組成は、燃料の種類、燃焼過程により異なるが、炭素分 $20\sim 50\%$ 、硫黄分 $10\sim 40\%$ 、灰分 $10\sim 30\%$ であり、粒径は比較的大きく、肉眼でも見分けることができる。煙道で生成されるスノースマットは、大きな塊状に成長するものがあり、煙突から排出させる場合、重量が大きいため煙突周辺に落下し、被害を与える。

(2) すずの生成機構

すすの生成機構は、現在のところ十分に解明されていないが、炭化水素燃料の燃焼過程では、脱水素や分解と同時に重合や芳香族環の生成などにより、次第に炭素分の多い物質ができ、最後に炭素に生成される。すなわち、主に脱水素と凝縮とが炭素生成の原因となるが、どちらが先に進行するのか、あるいは同時に進行するのかについては、専門家により意見がわかれている。

(3) 燃料の種類と炭素生成

炭素またはすすの生成には、燃料の性質が大きく影響する。

一般的に、

- 1) 燃料のC/H が大きいものほど、すすが発生しやすい。
- 2) $-C-C-$ の炭素結合を切断するよりも、脱水素の容易な燃料の方が発生しやすい。
- 3) 脱水素、重合および環状化（芳香族生成）などの反応が起こりやすい炭化水素ほど発生しやすい。
- 4) 分解や参加しやすい炭化水素は、すすの発生が少ない。

(4) ガス燃焼におけるすす

気相の炭化水素は、液体や固体燃料に比べてすすの生成は最も少ない。

1) 予混合燃焼

火炎面の温度はかなり高く、燃料と空気との接触も十分であるから、脱水素や凝縮のような炭素生成速度より酸化速度がはるかに大きく、ほとんど炭素が生成されない。予混合燃焼の炎が不輝炎になるのは火炎面で、炭素はほとんど生成されず、COやH₂になるためである。（エマルジョン燃焼のケース）

2) 拡散燃焼

拡散燃焼では、酸化速度が空気の拡散によって制限されるから、炎の温度もそれほど高くなり、脱水素や凝縮などに有利であり、かつ中間生成物が炎の中に滞留する時間が長いので、炎の中に炭素が生成されやすく、すすも発生しやすい。拡散炎が普通輝炎になるのは、以上の理由によるものである。

3) 燃焼室内の燃焼

予混合燃焼でも拡散燃焼でも過剰空気が10%あれば、熱設備の燃焼室内でもほとんど完全燃焼ができ、すすを発生することはない。理論空気量またはそれ以下になると、ガス燃料でもすすを発生する。また、逆に空気量をあまり多くしすぎると、燃焼室内の温度が低下し、不完全燃焼する。

(5) 油燃焼におけるすす

油の噴霧燃焼は、ガス燃料の拡散燃焼に似ている。炎の中には炭素が生成されるが、空気の拡散速度が大きければ、脱水素や凝縮の速度より酸化速度の方が大きいので、燃焼後にすすが残ることは比較的少ない。

しかし、重油の噴霧燃焼では、油滴が蒸発したあとにコークスが残る。これは、気相反応によって生成される炭素よりはるかに大きいセノスフェアと呼ばれるもので、その大きさは噴霧油滴の大きさに関係する。特に、炎の中に火花状のものが観察されることがあるが、これはコークスが高温ガス中で加熱されて輝きを発することによるもので、重質油の使用、アトマイズ不良による噴霧油滴の大きいことに原因する。したがって、重油燃焼で生成される炭素は、気相反応によるものとセノスフェアとの両方から成る。

(6) メキシコ産の重油の燃焼によるすすの生成

重油中には燃焼時すすの発生原因となり易い残留炭素 (Conradson Carbon) が通常10%程度含有されている。残留炭素とはいっても、良好な燃焼状態の下では、蒸発量10 t 程度の中小型炉で97~98%が完全燃焼する。滞留時間の長い大型ボイラーでは最初の段階ですすとなった未燃炭素が滞留時間が長いいため再燃焼してしまうので98~99.5%程度は完全燃焼する。したがって、中小型炉で2~3%、大型炉で1%燃焼が燃焼せず、すすとなって大気中に排出される場合が多い。

メキシコ重油 (特にマヤ重油) には表 4.2.9に示したようにConradson Carbon が大量に含まれていて、燃焼時このうちの極く一部が煤煙となって発煙し、大気汚染の原因の一つとなっている。1 ton/hrの重油をボイラー (蒸発量12ton/hr) にて燃焼し、排ガスO₂ が4%の場合、理論ガス量は約 13,250Nm³/hr である。16.8%の残留炭素の97.5%が完全燃焼し 2.5%が未燃のすすとなった場合は、0.317g/Nm³が煙突から排出されることになり、黒煙となって目視される。大型ボイラーでも在留炭素の1%がすすとなって残った場合は0.127g/Nm³のすすが排出される。この場合、現在のメキシコにおける大型ボイラーの排出基準(0.18g/Nm³) は満足することになるが、この基準はより厳しいものに改訂されることになっている。したがって、今後はより厳しい対策が必要となる。

4.3.2 ばいじん生成の抑制技術

ばいじんの排出を低減するためには、その生成を抑制することが重要である。その方法としては、1) 良質燃料への変更、2) エマルジョン燃焼、3) 燃焼方法の改善が考えられる。以下、これらの方法について記述する。

(1) 良質燃料の使用

メキシコ市首都圏で使用されている主な燃料を燃焼によるばいじんの生成の多い順に並べると、重油、ディーゼル油、灯油、LPG、天然ガスとなる。このうち、特に重油がばいじんを多く発生させるので、その質の改善や他の燃料への変更が望ましい。

PEMEX が計画している重油の水素化脱硫が実施されると、その脱硫工程により、重油中の残留炭素は平均で50%程度除去されると考えられる。したがって、この脱硫された重油を使用することも、対策の一つと考えられる。

良質燃料への変更の順序としては以下が考えられる。

- 1) 重油とディーゼル油を混合する。50%混合の場合、残留炭素は半分に減少する。
- 2) ディーゼル油に変更する。または、重油と天然ガスの混焼とする。
- 3) 天然ガスに変更する。

他の重油改質方法としては、以下がある。

- 1) 重質油の分解 (cracking) による軽質化
- 2) 溶剤による重油の脱アスファルト化

(2) エマルジョン燃焼

エマルジョン燃焼についてはすでに4.2.3 のNOx 生成抑制技術の項で述べた通りであるが、ばいじんの削減にも効果がある。

通常、低 NOx化のために低空気比燃焼、2段階燃焼、還元脱硝燃焼等を行うとすすはやや増加 (20~40%) の傾向を示すが、エマルジョン化によって、これを大幅に低下させることが可能である。したがって、上記 (1) に述べた燃料の変更と組み合わせることによって大幅な低減が可能となり、かつ、処理コストの面から極めて有利である。

(3) 燃焼方法の改善

ボイラーの場合、その燃焼室はほとんど水冷壁で囲まれているので、特に始動時には燃焼室内温度が低く、すすが発生しやすい。したがって、始動時にはディーゼル油を用いてばいじんの発生を防止し、燃焼室内温度が上昇してから重油に切換えるという方式をとれば、ばいじんの発生をかなり防止することができる。

最近の中・小型ボイラーは次第に小型化が進んできた。そのため燃焼室負荷が大きくなって、燃焼室内で炎が低温の水冷壁に当たって急冷されたり、噴霧油滴が壁面に付着して、ばいじんを発生する原因となることがある。その対策としては以下が考えられる。

- 1) バーナの霧化を良好にする。(微粒化噴霧による瞬間完全燃焼)
- 2) 燃焼用空気の供給方法に留意する。(燃料と空気の混合をよくする)
- 3) 火炎形状と燃焼室との関係を適正にする。

ボイラー断面積の小さい細長い炉筒煙管ボイラーでは、長炎による緩まん燃焼になるようにし、断面積が大きく奥行きが小さいボイラーでは、広がりをもった短炎による急速燃焼になるよう設計することが重要である。

4.3.3 集じん装置

(1) 集じん装置の分類

気体中に固体又は液体が微粒子の状態で存在しているものを、一般に煙霧体と呼んでおり、この煙霧体から固体又は液体の微粒子を分離捕集するものが集じん装置である。

この微粒子の分離には、重力、慣性力、遠心力、熱力、拡散力、電気力あるいは音波力などの集じん力の一つあるいはいくつか利用されている。集じん装置の分類は、それらの集じん力の主体となる集じん力によって決められている。

表 4.3.1に、集じん装置の名称と、各集じん装置において利用している集じん力を示す。

これらのうちで、音波集じん装置は、現時点において、性能、経済性及び騒音などに問題があり、実用化されていない。

表 4.3.1 集じん装置の分類

集じん力 装置名	重 力	慣性力	遠心力	熱 力	拡散力	電気力	音波力
重力集じん装置	◎						
慣性力集じん装置	○	◎	○				
遠心力集じん装置	○	○	◎	△			
洗浄集じん装置	○	◎		△	◎	△	
ろ過集じん装置	○	◎			◎	△	
電気集じん装置	○	○			○	◎	
音波集じん装置	○		○				◎

(注) ◎及び○は、主に利用する集じん力、△は凝集効果を図る場合に利用する。

(2) 集じん装置の性能

ばい煙に含まれる粒子状物質およびガスの性状は、ばい煙発生施設の種類、構造、燃料及び原材料の種類、混合比、あるいは燃焼条件その他操業の条件によって著しく変化し、処理装置の性能に大きな影響を与えることになる。

性能に影響を与える粒子状物質の性状としては、粒径分布、濃度、比重、成分、電気抵抗率、吸湿性、付着性などである。一方、ガスの性状としては、ガス量、水分量、露点、温度、成分、粘度、密度、圧力などである。

なお、安全面からは、ダスト及びガスの爆発性、毒性、また、処理装置の耐久性の面からは、腐食性、磨耗性などが問題となる。したがって、集じん装置の計画においては、まず第一に、ばい煙発生施設におけるばい煙の発生過程、発生量、ばい煙の性状とその変動状態を、事前に十分調査し、把握しておくことが必要である。

集じん装置の機能を十分に発揮させるためには、それぞれの集じん装置に適応したガス速度（基本流速と呼んでいる）で、集じんを行うことが必要である。

表 4.3.2に、各種集じん装置の基本流速と、対象粒子径（50%分離限界粒子径）の例を示す。

表 4.3.2 各種集じん装置の基本流速と対象粒子径

分類	形式	基本流速 (m/s)	対象粒径 (μm)以上
重力集じん	沈降室	1~3	50
慣性力集じん	ルーバ形	15>	15
	マルチバッフル形	1~5	5
遠心力集じん	接線流入式	7~15	5
	軸流式反転形	8~13	5
洗浄集じん	サイクロンスクラバー	1~2	1
	スプレー塔	1~2	3
	充填塔	0.5~1	1
	タイゼンワッシャー	300~750 rpm	0.2
	ジェットスクラバー	10~20	0.2
	ベンチュリースクラバー	60~90	0.1
ろ過集じん	バグフィルター	0.3~10 cm/s	0.1
	エアクリーナー	2~4	0.1
電気集じん	乾式	0.5~2	0.05
	湿式	1~3	0.01

(3) 遠心力集じん装置

1) 原理

遠心力集じん装置は、含じんガスに旋回運動を与え、粒子に作用する遠心力によってガス中から粒子を分離し、これを重力による沈降力で、ダストホップに捕集する装置である。これには、サイクロン式のものと同転式ものがあるが、大部分はサイクロン式が用いられる。

サイクロンは、構造が簡単で設備費が安く、5~10 μm 以上のダストを捕集できるため、単独集じん装置として、また、洗浄集じん装置、ろ過集じん装置あるいは電気集じん装置の前処理装置として、きわめて広範囲に採用されている。圧力損失は、サイクロンの形式や基本流速によって異なるが、通常、80~100mm H₂O 程度である。

2) 構造

サイクロン式の集じん装置は、種々の商品名がつけられ市販されているが、これを処理ガスの導入方式によって分類すると、接線流入式と軸流式に大別される。

i) マルチサイクロン

サイクロンの基本流速は、圧力損失に依拠する運転費への考慮から、通常 12m/s前後であり、細かい粒子を捕集するためには、内筒径の小さいものを使用することが必要となる。このため、処理ガス量が多く、高い集じん率を必要とする場合は、小口径のサイクロンを多数並列に使用する。これをマルチサイクロンと呼んでいる。小口径サイクロンの最小内筒径は、灰詰りの点から、一般に 100mm、油燃焼のようなばい煙では 150mmが限界である。

ii) 接線流入式サイクロン

接線流入式サイクロンの入口ガス速度は、通常 7~15m/sである。この範囲では、ダストの性状にもよるが、ガス速度による集じん率への影響は比較的少ない。

接線流入式サイクロンには、直上形・うず巻形があり、圧力損失は、基本流速が12m/sの時、直上形で 100mm H₂O 前後であり、うず巻形では30%程度圧力損失が少なくなる。

接線流入式は、単独サイクロンとして、粒子径の大きなダスト又は処理ガス量の少ないものに適している。マルチサイクロンとして使用する場合は、単位サイクロンへの処理ガスの均等な分配が難しく、ダストホップから処理ガス量の5%程度を吸収して集じん率を向上させるブローダウン方式などを採用することが必要となる。

iii) 軸流式サイクロン

軸流式サイクロンには、反転形と直進形とがあるが、ほとんどのものが反転形である。

軸流式のもの、同一の圧力損失で、接線流入式に比較して、約3倍のガスを処理することができ、また、処理ガスの単位サイクロンへの均等な配分が容易であるところから、主として、大容量、高集じん率のマルチサイクロンとして採用されている。

圧力損失は、反転形の場合、基本流速が12m/s程度で80mm H₂O 前後である。直進形は、圧力損失が40~50mm H₂O 程度で、設置面積が小さいなどの特長があるが、サイクロンの圧力バランスがくずれ、集じん率が極端に低下し易く、最近、あまり採用されていない。

(4) 洗浄集じん装置

1) 原理

洗浄集じん装置は、洗浄水又は含じんガスを分散することによって生成された水滴、水膜、気泡などによって、含じんガス中の微粒子を分離捕集する装置である。

この洗浄集じんには、慣性力、拡散力、凝集力、重力などが利用されるが、慣性力と重力とは、粒子径が大きいほど、一方、拡散力は粒径が小さいほど、また凝集力は粒径分布が広範囲にあるほど、大きな集じん作用力となる。

これらの集じん力のうちで、ダスト粒子径が1 μm以上の場合は、慣性衝突が最も支配的な集じん作用力となる。

2) 構造

洗浄集じん装置では、水滴へのダスト付着及びダスト相互の凝集をよくするため、水滴、水膜等の形成と洗浄方法には種々の工夫がなされ、多種多用のものが市販されているが、性能の表示も考慮して大別すると、溜水式、加圧水式、充填層式、回転式に分類される。表 4.3.3に、主な洗浄集じん装置の特性を示す。

表 4.3.3 主な洗浄集じん装置の特性

装置名称	基本流速 (m/s)	液ガス比 (Q/m^3)	ポンプ圧	圧力損失 (mm H ₂ O)	50%分離 限界粒子 径 (μm)
スプレー塔	1~2	2~3	中	10~50	3.0
充填塔	0.5~1	2~3	小	100~250	1.0
サイクロンスクラバー	1~2	0.5~1.5	中	120~150	1.0
タイゼンワッシャー	(300~750rpm)	0.7~2	小	-50~-150	0.2
ジェットスクラバー	10~20	10~50	大	0~-150	0.2
ベンチュリスクラバー	60~90	0.3~1.5	小	300~800	0.1

i) 溜水式

溜水式では、集じん室内に一定の水又はその他の液体を保有し、含じんガスを速い速度で通過させることによって、水滴、水膜等を形成して含じんガスの洗浄を行なっている。この形式では、水位の調整、水膜の形成状態などが性能に大きく影響する。特長は、保有水を循環使用するため、わずかな補給水で洗浄集じんができる点である。

通常、50%分離限界粒子径は、優れたもので1 μm 程度である。圧力損失は形式や性能によって異なるが、大体100～200 $\text{mm H}_2\text{O}$ の範囲である。

ii) 加圧水式

加圧水式では、水を加圧し供給して含じんガスの洗浄を行っている。この形式には、ベンチュリースクラバー、ジェットスクラバー、スプレー塔、サイクロンスクラバーなどがある。これらのうちで最も集じん率の高いのが、ベンチュリースクラバーで50%分離限界粒子径が0.1 μm 程度である。表4.3.3に示したように、圧力損失が極めて大きい。

3) 性能

洗浄集じん装置においては、次の項目を検討することによって、集じん性能の良否を判定することができる。

i) 溜水式では、

含じんガスが溜水を巻き上げ、水滴、水膜等を形成するガス速度（基本流速）が大きいほど水滴は小さくなり、微粒子を捕集することができる。

ii) 加圧水式では、

a) ベンチュリースクラバー、ジェットスクラバーは、スロート部のガス速度（基本流速）が大きいほど水滴が小さくなり、微細な粒子を捕集できる。一方、b) スプレー塔、サイクロンスクラバーは、塔内の見掛けガス速度（基本流速）が小さく、液ガス比が大きく、水滴と含じんガスとの接触時間が長いほど、集じん率は高くなる。また、c) 同口径のスプレーノズルの場合には、水圧が高いほど水滴は小さく、微粒子を捕集できることになる。

iii) 充填塔式では、

塔内の見掛けガス速度（基本流速）が小さく、充填層における含じんガスの滞留時間が長いほど、また、充填物は表面積、充填密度が大きく、充填層におけるガス流が均一であるほど集じん率は高くなる。

iv) 回転式では、

一般に、回転数が速いほど、また、液ガス比が大きいほど動力費は大きくなるが、集じん率は高くなる。

v) 洗浄集じん装置において、集じん率を向上させるためには、微粒子を付着した細かい水滴を捕集すること、すなわち、気液分離器の水滴の捕集率を高めることである。このことは、洗浄集じん装置だけでなく、湿式のガス処理装置についても同じである。

(5) ろ過集じん装置

1) 原理

ろ過集じん装置は、比較的薄いろ布の表面で、ダストを分離捕集する表面ろ過方式を採用したバグフィルターと、枠などにガラス繊維等のろ材を詰め、この充填層の内部で、ダストを分離捕集する内部ろ過方式を採用した充填層フィルターとに大別される。

ろ過集じんにおけるダストの捕集機構は、洗浄集じんの場合と全く同じであり、慣性力、拡散力、重力、さえぎりなどの集じん力が利用される。

2) 構造

i) 充填層フィルター

充填層フィルターには、換気用エアフィルターと、ばい煙処理を目的とした移動層式フィルターがある。

移動層式フィルターは、金網のろ過層内に粒状のろ過材を充填し、このろ過層で含じんガス中のダストを捕集するもので、ろ過材の移動量は集じん性能を左右することになる。処理ガスの見掛けろ過速度は、 $0.1 \sim 2 \text{ m/s}$ の範囲で、含じんガス中のダストが細かいときは小さくする。

ii) バグフィルター

ろ布に、ある粒径分布をもったダストを含む排ガスを通すと、粗大粒子は重力沈降により、粒径 $1\mu\text{m}$ 以上の比較的大きな粒子は慣性衝突により、また、細かい粒子はさえぎり作用あるいは拡散作用によって、織糸に付着、または織糸と織糸との間に粒子のブリッジを形成する。こうして、ろ布の表面に曲折した多数の細孔を持ったダスト層が形成される。この最初に形成されたダスト層を一次付着層と呼んでいる。

織布の新しいろ布の空間率は60~70%であるが、一次付着層が形成されると10~15%に小さくなり、この小さな細孔によって微細な粒子の捕集が可能になる。

バグフィルターでは、このように、ダスト層の曲折の多い細孔によって微細粒子を捕集するため、ろ布の目詰まりを起こしやすい。また、処理ガスが SO_2 を含む場合の温度は、 SO_3 の露点以上で運転することが必要である。

(6) 電気集じん装置

電気集じん装置は、原理的にサブミクロン粒子の捕集が容易であり、また、ばい煙の性状による影響が少ないため、1970年以前から公害防止、有価物の回収、製品の品質向上、空気調和など工業生産及び生活環境保全の分野に広範囲に利用されている。

1) 原理

電気集じん装置では、電気力、拡散力、慣性力、重力などの集じん力が利用されるが、最も支配的なものは電気力である。

電気集じん装置では、芯線の放電極を負極、平板の集じん極を正極とする不平等電界が生じる。荷電用には、通常60kV特高圧直流電源が用いられる。

この電界の強さを適当に高めてやると、放電極周辺のガスは局部破壊され、いわゆるコロナ放電が起こり、負コロナ（ブラッシュコロナ）が発生する状態になる。このようになると、ガス分子のイオン化が進み、多数の負イオン、正イオンが生成され、正イオンは直ちに放電極に中和されるが、負イオン及び自由電子は集じん極に向かって走行し、負イオンのカーテンを形成する。

この電界に含じんガスを通すと、イオン及び電子の電界による粒子への衝突、イオンの熱運動による衝突とによって、粒子はほとんど瞬間的に荷電され、これらの帯電粒子はクーロン力（電気力）によって、集じん極に分離捕集される。

2) 構造

ばい煙等を処理する産業用の電気集じん装置では、操業条件によってばい煙の性状が大幅に変化しても、常時、十分な荷電電圧、放電電流を供給できるように、コロナ始発電圧と閃絡電圧との差が大きく、高い印加電圧で安定運転のできる負コロナを利用するため、放電極を負極としている。

一方、空気清浄用電気集じん装置では、汚染空気の性状変化が極めて少ないため、通常、オゾン発生量の少ない正コロナを採用している。

4.4 固定発生源対策検討の前提と方針

4.4.1 燃料需給の見通し

(1) 固定発生源におけるエネルギー需要の見通し

ANCMは第2章の2.5節に述べたとおり、工業活動の拡大は規制されており、特にエネルギーと水の消費および汚染物質排出量の大きい業種に対しては、移転や閉鎖の勧告を含む厳しい規制措置をとっている。

最近の顕著な例として、首都圏唯一の石油精製プラントであった3月18日製油所の精製工程の閉鎖があげられる。

一方、首都圏の人口は現在約1,500万人であるが、1980年以後の年間人口増加率は減少に転じており、2010年頃は1,800万人前後と推定される。

この人口増加に伴い、サービス・商業部門は拡大する傾向が続き、増加人口は主として第3次産業に従事するものと考えられる。サービス・商業部門の固定発生源施設での燃料消費は工業部門に比べて小さいことから、施設数が増加しても首都圏全体の燃料需要に大きな影響は与えないと考えられる。

これらのことを勘案して、当調査ではANCMの固定発生源における燃料エネルギーの将来の需要は、現況より増加しないものと仮定する。

(2) 主要燃料の特徴と価格

1) 現在使用されている燃料

大気汚染対策の見地から最も望ましい燃料は、同じ熱量を得る際に排出される汚染物質の量が少ないものであるが、これを現在供給されている主要な燃料と比較すると表4.4.1のとおりである。

表 4.4.1 主要燃料の熱量当り排出係数

		重油	軽油	天然ガス
排出係数 (kg/10 ⁶ kcal)	NO _x	0.74	0.20	0.33
	SO ₂	7.00	2.12	0.001
	PM	0.28	0.20	0.02
単位発熱量 (10 ⁶ kcal)		9.77/m ³	8.80/m ³	8.52/1,000m ³

これによると、天然ガスがSO₂、PMとも排出量が少なく、次いで軽油、重油の順となる。単位熱量あたりの価格を比較すると表 4.4.2のとおりである。

表 4.4.2 主要燃料の熱量当り価格

(1991年 3月価格)

	重油	軽油	天然ガス
単位発熱量 (10 ³ kcal)	9.77/ℓ	8.80/ℓ	8.52/m ³
価格 (ペソ)	228/ℓ	605/ℓ	245/m ³
価格/単位発熱量 (ペソ/10 ³ kcal)	23.3	68.8	28.8

単位発熱量あたりの価格では、重油がもっとも低く、天然ガスがこれに次いでいる。軽油は重油の約3倍、天然ガスの2.4倍に相当する。

2) 脱硫重油と脱硫乳化重油

SO₂の排出削減対策として1995年よりS分0.8%の脱硫重油が供給されることになっている。さらに、NO_xとPMの排出を削減する対策として、この脱硫重油で乳化燃料をつくることも考えられる。これらの改質された重油を使用した場合の在来重油使用に対する汚染物質削減率は、表 4.4.3に示すように想定できる。ただし、実際の効果は実証試験により確認する必要がある。

表 4.4.3 改質重油の削減効果

	NO _x	SO ₂	PM
在来重油	0%	0%	0%
脱硫重油	10%	73%	20%
脱硫乳化重油	30%	73%	40%

脱硫重油の価格はまだ決定されていないので、当調査では5米ドル/バレルと推算した脱硫コストを在来重油の価格に上乗せしてリットル当り320ペソと設定する。これをさらに乳化燃料として改良した場合は約390ペソ/リットルと見こまれる。これらの改質による発熱量の変化を考慮すると、熱量あたりの価格はそれぞれ33ペソ/10³ kcalおよび40ペソ/10³ kcalと予想される。これは在来の重油に比べると大幅な増額になるが、まだ軽油に比べると割安である。対策によるコストを明確にするため、以下の検討では上記価格を用いるが、燃料の種類別国内販売価格は、国のエネルギー政策の中で決定されるので、上記の価格は当然変動もあり得る。従って、当調査の検討の中で示される燃料費が変わることもあり得る。

(3) 燃料の種類別供給の見通し

S分 0.8%の脱硫重油は1995年より供給が開始されることになっており、以後AMCMの需要を十分に満たす量が供給される見通しである。

天然ガスに関する PEMEXの方針では、1994年までは首都圏への供給を増やしてゆき(表2.4.4 参照)、上記の脱硫重油の生産が開始されれば一時的に供給を減少させるとしている。ディーゼルについては、現在首都圏の固定発生源で消費されている量は年間約50万 m^3 と推定される。この量は全国の固定発生源で消費されている量(表 2.4.1より約 $25 \times 10^{12} kcal \div 2.5 \times 10^9 m^3$)の5000分の1、全国での最終消費工業部門の消費量約 $1.0 \times 10^9 m^3$ の2000分の1に過ぎない。したがって、首都圏の工場等で必要とされた場合、その供給を増やすことは中・長期的にはさほど困難ではないと考えられる。

4.4.2 発生源対策検討の方針

(1) 前提と仮定

首都圏の固定発生源対策の検討に際し、当調査では以下のことを仮定または前提とする。

- 1) 重油の脱硫プラントの建設により、1995年頃より首都圏での重油の需要量を満たす脱硫重油(S分 0.8%)が供給されることを前提とする。
- 2) 大気汚染の原因となる固定発生源でのエネルギー消費量は、2000-2010年頃の将来において、現状よりも増加しないものと仮定する。
- 3) 大規模な発生源においては、 SO_2 、 NO_x およびばいじんの排出量を現状(1990年)よりも相当程度低減させることを前提とする。

(2) NO_x 対策

NO_x 対策としては、他の物質と同様、その生成を抑制することが最も効果的である。メキシコ市首都圏における実状を考慮し、排ガス再循環法、二段燃焼法、低 NO_x バーナ、エマルジョン燃焼法、炉内脱硝燃焼法(OFA法、MACT法等)などに重点を置いて検討する。なお、エマルジョン燃焼については技術的にその原理は確認されているが、日本でも実施例は少なく、また燃料やバーナ等により効果が相当異なることから、メキシコ産重油を用いた実用規模の試験を行ない、効果と経済性を十分確認することが前提となる。

(3) SO₂ 対策

上記の脱硫重油が供給されると、首都圏の固定発生源からのSO₂の排出量は現状の30%程度までに減少する。しかし、発電所のような一部の発生源については、追加的な対策が必要となる。SO₂対策としては、現状では、1) 良質燃料への変更、2) 排煙脱硫、などの方法が考えられる。

当調査では、費用が巨額になる2)の排煙脱硫は除外し、脱硫重油と他燃料との混合による燃料の良質化に重点を置く。

(4) ばいじん対策

ばいじんの排出は、基本的には燃料の良質化と燃焼方法の改善などの生成抑制対策によりその削減が可能であるので、まず、生成抑制に重点を置く。

原材料や製品の乾燥過程で排出されるダストについては効率のよいBag Filterや電気集じん機等の導入を基本とする。

(5) 良質燃料への変更手順

良質燃料への変更は、SO₂、NO_x およびばいじんの排出削減のいずれにも効果がある。現在重油のみを使用している燃焼施設では、以下の手順で燃料の良質化を進めることが現実的と考えられる。

- 1) 脱硫重油が供給させるまでは重油とディーゼルまたは天然ガスを混焼する。
- 2) 脱硫重油の供給に伴い、上記の重油に替えて使用する。
- 3) 更に必要であれば、全てディーゼルに変更するか、脱硫重油と天然ガスの混焼とする。

具体的手順については、個々の発生源の特徴を考慮して決定する。

第5章 選定された固定発生源の診断と 対策の検討

第5章 選定された固定発生源の診断と 対策の検討

5.1 対象事業場と施設

メキシコ市首都圏における代表的な大気汚染固定発生源として25の事業場を選定した。その選定に当たっては以下の点を考慮した。

- 1) 発生源としての規模の大きい事業場を選ぶとともに、中・小の発生源として代表的な事業場も含める。
- 2) 汚染物質発生施設の種類としては、ボイラ以外に首都圏での代表的な工業用炉も含める。ボイラについては形式と規模の分布にも留意する。
- 3) 首都圏における業種の代表性にも考慮する。

このような考慮のもとに、SEDUE との協議を通じてまず約 100の事業場を選定して、説明会を行った後、これらの事業場を訪問し、発生源としての基本的情報を収集した。実際に訪問したのは97事業場である。

この訪問調査の結果をさらに検討して、97事業場の中から25事業場を診断調査の対象として選定した。選定した事業場と診断を行った施設を表 5.1に示す。診断調査を行った施設は合計54である。

表 5.1 診断調査の対象施設

No.	Identity of Establishment	Visit No.	Type of Industry	Industrial boiler			Industrial furnace											
				Large capacity	Medium capacity	Small capacity	HTM* boiler	Oil heating	Dryer	Aggregate dryer	Cement kiln	Glass melting	Metal heating	Metal melting				
1	Thermoelectric Power Plant (A)	69	Electric power	4														
2	Thermoelectric Power Plant (B)	70		2														
3	Petroleum Refinery	57	Petroleum refinery	1	4				9									
4	Chemical Products Factory (A)	1			1	1	2			2								
5	Chemical Products Factory (B)	62	Chemical products			1			1									
6	Chemical Products Factory (C)	72				2												
7	Chemical Products Factory (D)	24				1												
8	Chemical Products Factory (E)	67				1												
9	Petrochemical Products Factory (A)	16	Petrochemical products		2													
10	Petrochemical Products Factory (B)	8			2													
11	Petrochemical Products Factory (C)	87				1												
12	Asphalt Plant	11	Petroleum products								3							
13	Cement Factory	41									1	1						
14	Glass Factory (A)	68	Non-metal mineral products										1					
15	Glass Factory (B)	31												1				
16	Glass Factory (C)	23													2			
17	Rubber Products Factory	14	Rubber and plastic		1													
18	Paper Factory	30	Paper and its products		2													
19	Paper Products Factory (A)	34				1												
20	Paper Products Factory (B)	76				1												
21	Metal Products Factory (A)	55	Metal products													1		
22	Metal Products Factory (B)	19																1
23	Food Products Factory	65	Food		1													
24	Alcoholic Drinks Factory	47	Drinks	1														
25	Public Bathhouse	52	Bathhouse			1												
Total Number				8	13	10	2	10	2	4	1	4	1	4	1	1		

Note: HTM boiler = Heat transfer medium boiler

5.2 診断結果と対策の検討

選定した施設の診断のため、主として以下の項目を調査した。

- 1) 施設の概要
- 2) 燃料の種類、硫黄分および消費量
- 3) 燃焼条件（燃料圧力、燃料温度、空気比、その他）
- 4) 排ガスの量と汚染物質濃度（NO_x、PM、CO、CO₂、O₂等）

各事業場の各施設において得られた、これらの基礎的データの概要を表 5.2に示す。以下、各事業場ごとに診断の結果と必要な対策、費用、対策による汚染物質の削減効果について記述する。

削減率の推定には困難を伴う場合がある。特にばいじんの発生量は、炉の形状、炉内容積負荷率および過剰空気比により大きく左右される。以下に各発生源毎に示したばいじんの削減率は、適正な空気比で燃焼した場合の推定値である。

各発生源における現状の年間汚染物質排出量は、診断調査実施時における時間当たり燃料消費量と汚染物質排出重量および施設の年間燃料消費量に基づいて推定した。

表 5.2 診断調査における排ガス測定結果の概要

No.	Name of Establishment	Visit No.	Name of Facility	Date	Time	Recuperator		Stack Gas												Fuel Consumption			Sulfur in Oil (w/w%)	NOx		Emission		
						O ₂ (%)	Ts (°C)	O ₂ (%)	Ts (°C)	NOx (ppm)	CO ₂ (%)	CO (%)	PM (mg/m ³)	v (m/s)	Diam. (m)	Area (m ²)	Air ratio	H ₂ O (%)	Qdry (m ³ /hr)	Gas (m ³ /hr)	Oil (l/hr)	Diesel (l/hr)		(O ₂ 5%) (ppm)	(O ₂ 5%) (ppm)	NOx (kg/hr)	SO ₂ (kg/hr)	PM (kg/hr)
1	THERMOELECTRIC POWER PLANT (A)	69-1	No.1 Boiler	Sep. 4	15:00-16:00	1.3	-	3.6	159	170	8.3	<0.05	45	23.8	3.800	11.341	1.21	13	414,000	30,200	1,600	-	3.52	205	156	140	110	19
		69-2	No.2 Boiler	Sep. 4	12:30-13:30	3.8	412	4.5	177	86	8.4	<0.05	4.7	24.0	3.900	11.946	1.27	12	427,000	32,200	870	-	3.52	109	83	75	60	2.0
		69-3	No.3 Boiler	Sep. 13	13:30-14:30	-	369	5.3	152	101	9.8	<0.05	470	26.0	3.900	11.946	1.34	10	501,000	18,400	20,500	-	3.52	135	103	100	1,400	240
		69-4	No.4 Boiler	Sep. 14	13:30-14:30	6.3	380	8.4	132	113	7.3	<0.05	-	31.5	3.900	11.946	1.67	9	642,000	24,900	15,000	-	3.57	188	143	150	1,100	-
2	THERMOELECTRIC POWER PLANT (B)	70-1	No.1 Boiler	Sep. 8	13:00-14:00	2.3	-	7.1	170	233	7.0	<0.05	45	19.9	2.320	4.227	1.51	11	128,000	8,300	2,600	-	3.43	352	268	61	180	5.8
		70-2	No.2 Boiler	Sep. 6	15:30-16:30	3.4	-	7.7	169	214	7.4	-	270	20.6	2.320	4.227	1.58	11	134,000	4,600	6,500	-	3.43	338	257	59	440	36
3	PETROLEUM REFINERY	57-5	AA-F1 & F2 Heating furnace	Sep. 25	12:30-13:30	-	-	5.5	555	89	8.3	<0.05	0.3	8.0	3.430	9.240	1.35	11	60,500	¥ 6,100	-	-	-	121	92	11	-	< 0.018
		57-6	AA-F3 Heating furnace	Sep. 10	15:00-16:00	-	-	6.8	400	54	7.8	<0.05	0.7	1.9	2.134	3.577	1.48	10	6,900	¥ 540	-	-	-	80	61	0.77	-	0.0048
		57-4	RV-H1 Heating furnace	Sep. 10	13:00-14:00	-	-	6.9	384	52	6.3	<0.05	1.3	5.9	1.980	3.079	1.49	12	18,500	¥ 1,500	-	-	-	77	59	2.0	-	0.024
		57-10	AV-H1 Heating furnace	Sep. 11	13:00-14:00	-	-	2.2	610	71	10.2	<0.05	0.9	4.2	2.134	3.577	1.12	13	11,200	¥ 540	-	-	-	79	60	1.6	-	0.010
		57-12	RE-H10 Heating furnace	Sep. 21	15:00-16:00	-	-	13.0	420	27	3.7	<0.05	0.2	3.9	3.048	7.297	2.63	7	29,000	¥ 1,300	-	-	-	71	54	1.6	-	< 0.0058
		57-13	AR-H1 & AU-H1 Heating furnace	Sep. 18	13:00-14:00	-	-	9.6	375	30	6.8	<0.05	1.4	4.5	2.841	6.339	1.84	7	31,200	¥ 2,300	-	-	-	55	42	1.9	-	0.044
		57-16	AQ-H1 Heating furnace	Sep. 14	12:30-13:30	-	-	10.9	418	50	5.1	<0.05	0.5	7.7	1.450	1.651	2.08	8	12,900	¥ 700	-	-	-	104	79	1.3	-	< 0.0065
		57-1-1	G1 Boiler	Sep. 27	12:30-13:30	4.1	298	5.1	232	142	8.4	<0.05	90	13.5	2.134	3.577	1.32	12	63,800	4,900	570	-	3.17	188	143	19	36	5.7
						4.1	298	5.1	232	142	8.4	<0.05	90	13.5	2.134	3.577	1.32	12	63,800	¥ 2,800	¥ 400	-	3.17	188	143	19	25	-
						4.0	306	5.1	237	135	8.6	<0.05	16	13.0	2.134	3.577	1.32	11	61,500	¥ 3,200	-	-	-	178	136	17	-	0.98
		57-1-2	G2 Boiler	Sep. 11	14:00-15:00	4.1	380	4.6	217	112	8.5	<0.05	6.0	6.1	2.134	3.577	1.28	13	29,500	¥ 2,600	¥ 1,500	-	3.17	143	109	6.8	94	0.18
		57-1-3	G3 Boiler	Sep. 17	12:00-13:00	9.3	326	10.5	242	49	5.7	<0.05	7.1	8.2	2.134	3.577	2.00	8	39,800	¥ 1,800	380	-	3.17	98	75	4.0	24	0.28
		57-2	G5 Boiler	Sep. 26	12:30-13:30	3.0	420	5.5	220	120	8.6	<0.05	51	7.8	3.275	8.424	1.35	11	89,900	¥ 8,800	1,100	-	3.17	163	124	22	69	4.6
57-3	CP Boiler	Sep. 19	13:30-14:30	-	-	1.3	282	105	11.5	<0.05	0.2	7.8	2.134	3.577	1.07	13	33,100	¥ 2,200	470	-	3.17	112	85	7.1	29	< 0.0066		
4	CHEMICAL PRODUCTS FACTORY (A)	1-5	No. D Boiler	Oct. 8	16:30-17:00	-	-	0.9	267	30	10.9	0.70	1.5	8.3	0.763	0.457	1.04	14	4,600	450	-	-	-	31	24	0.28	-	0.0069
		1-1	No. E Boiler	Oct. 8	13:00-14:00	-	-	4.1	253	66	9.3	<0.05	0.9	7.6	1.266	1.259	1.24	11	12,300	1,000	-	-	-	82	62	1.7	-	0.011
		1-6	Heat medium boiler 100	Oct. 9	14:00-15:00	-	-	4.9	198	68	7.3	<0.05	0.4	10.2	0.350	0.096	1.30	13	1,400	180	-	-	-	89	68	0.20	-	< 0.0066
		1-8	Heat medium boiler 300	Oct. 9	11:30-12:30	-	-	7.8	170	92	7.1	<0.05	0.4	9.0	0.580	0.264	1.59	9	3,700	300	-	-	-	146	112	0.70	-	< 0.0015
		1-11	No.1 Dryer for detergent	Oct. 9	13:00-14:00	-	-	18.6	116	15	1.3	<0.05	27	24.5	1.240	1.208	8.75	12	50,800	300	-	-	-	131	100	1.6	-	1.4
5	CHEMICAL PRODUCTS FACTORY (B)	1-12	No.2 Dryer for detergent	Oct. 8	13:00-14:00	-	-	18.8	82	12	0.8	<0.05	43	15.8	1.680	2.217	9.55	15	63,800	360	-	-	-	115	87	1.6	-	2.7
		62-1	No.1 Boiler	Oct. 29	12:00-13:00	-	-	9.8	185	185	7.5	<0.05	-	6.0	0.400	0.126	1.88	6	1,200	-	25	-	2.81	347	264	0.46	1.4	-
6	CHEMICAL PRODUCTS FACTORY (C)	62-2	Oil heating furnace	Oct. 30	12:30-13:30	-	-	4.2	215	265	11.5	<0.05	420	12.0	0.400	0.126	1.25	8	2,100	-	120	-	2.81	331	252	1.1	6.6	0.88
		72-1	No.1 Boiler	Nov. 12	14:20-15:10	-	-	10.8	164	42	5.3	<0.05	7.5	3.0	0.360	0.102	2.06	8	490	110	-	-	-	86	66	0.04	-	0.0037
7	CHEMICAL PRODUCTS FACTORY (D)	72-2	No.2 Boiler	Nov. 12	15:30-16:00	-	-	7.1	154	44	7.2	<0.05	0.9	1.7	0.350	0.096	1.51	10	260	100	-	-	-	66	51	0.02	-	< 0.0002
		24-1	No.4 Boiler	Oct. 1	13:00-14:00	-	-	1.8	280	50	8.8	0.15	0.2	13.0	0.635	0.317	1.09	14	4,900	530	-	-	-	55	42	0.50	-	< 0.0010
8	CHEMICAL PRODUCTS FACTORY (E)	2	15:20-15:30	-	-	2.8	302	59	9.9	<0.05	-	18.0	0.635	0.317	1.15	12	6,700	700	-	-	-	68	52	0.81	-	-		
		67-1	No.1 Boiler	Nov. 6	12:30-13:30	-	-	7.0	295	147	9.2	<0.05	51	6.9	0.930	0.679	1.50	10	5,700	-	170	-	3.02	221	168	1.7	10	0.29
9	PETROCHEMICAL PRODUCTS FACTORY (A)	16-3	No.3 Boiler	Sep. 20	11:20-12:20	3.9	345	6.9	190	283	10.0	<0.05	5.8	8.7	1.520	1.815	1.49	8	23,800	-	1,800	-	2.97	421	321	14	110	1.4
		2	12:50-13:50	3.3	341	8.8	210	295	9.6	<0.05	7.8	9.3	1.520	1.815	1.72	5	25,300	-	2,100	-	2.97	508	387	15	120	2.0		
10	PETROCHEMICAL PRODUCTS FACTORY (B)	16-4	No.4 Boiler	Sep. 21	14:00-15:00	5.5	473	7.4	270	165	6.7	<0.05	0.1	12.5	1.670	2.190	1.54	10	34,500	3,200	-	-	-	255	194	12	-	< 0.0035
		2	15:30-16:10	2.6	-	4.8	252	192	8.0	<0.05	-	10.2	1.670	2.190	1.28	13	28,200	3,200	-	-	-	246	187	11	-	-		
11	PETROCHEMICAL PRODUCTS FACTORY (C)	8-2	No.2 Boiler	Oct. 10	13:00-14:00	2.9	342	5.2	217	247	11.0	<0.05	37	8.6	1.970	3.048	1.33	10	36,600	-	2,200	-	2.91	328	250	19	130	1.4
		8-3	No.3 Boiler	Oct. 10	12:30-13:30	-	-	5.8	253	319	12.0	<0.05	230	2.6	1.500	1.767	1.38	7	6,100	-	600	-	2.89	441	336	4.0	34	1.4
12	ASPHALT PLANT	87-1	No.1 Boiler	Nov. 18	12:30-13:30	-	-	12.8	193	177	5.5	<0.05	190	6.2	0.400	0.126	2.56	4	1,200	-	45	-	2.88	453	345	0.44	2.6	0.23
		2	14:24	-	-	8.3	250	275	8.0	<0.05	-	11.8	0.400	0.126	1.65	7	2,000	-	130	-	2.88	455	346	1.1	7.4	-		
13	CEMENT FACTORY	11-1	No.1 Kiln for aggregate	Oct. 5	13:30-14:30	13.8	143	16.7	104	45	2.6	<0.05	1,900	15.0	Rectan.	1.515	4.88	13	39,900	-	-	850	1.05	220	167	3.7	15	76
		11-2	No.2 Kiln for aggregate	Oct. 5	11:30-12:40	12.4	156	16.2	96	65	3.7	0.05	3,000	14.0	1.210	1.150	4.37	17	27,600	-	-	850	1.05	284	217	3.7	15	83
		11-3	No.3 Kiln for aggregate	Oct. 16	13:00-14:00	-	-	16.5	88	45	2.9	<0.05	6,200	33.4	Rectan.	0.901	4.67	14	54,400	-	-	950	1.05	210	160	5.0	17	340
14	GLASS FACTORY (A)	41-8	No.4 SP Kiln	Sep. 18	12:30-13:30	6.5	-	7.5	143																			

5.2.1 火力発電所 (A)

(1) 発電用ボイラ (No.1)

1) 施設の仕様

形式	水管式 (タンジェンシャルファイヤリング)
能力	476 ton /hr
通風方式	押込通風
炉の構造及び寸法	7,900 ^W × 7,900 ^D × 18,500 ^H
バーナの基数及び配置	5段 × 4本 = 20本
炉内圧力	+150 mmH ₂ O
付属施設	空気予熱器 (110 → 240 °C)

2) バーナ仕様

形式	ガスと油混焼式	ガス: ランス式	油: 内部混合式
燃料の種類	天然ガスと重油		
燃焼量	天然ガス: 1.620 Nm ³ /hr/1本	重油	: 1.620 Q /hr/1本
燃料の圧力	天然ガス: 1 kg/cm ² g	重油	: 8 kg/cm ² g
噴霧媒体圧力	水蒸気 : 10kg/cm ² g		
	(診断調査時は熱量ベースで天然ガス95%、重油5%燃焼)		

3) 排ガス分析データ

(煙突サンプリングデータ) 15:30 / 負荷は定格の約92%

NO _x (ppm)*	156	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.045
O ₂ (%)	3.6	排ガス温度 (°C)	159
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	1.3
CO ₂ (%)	8.3		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	140
SO ₂ **	110
煤塵	19

定格時の NO_xは156ppm (154kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値 ** 燃料分析値からの計算値

4) 所見

このボイラは CE のボイラでタンジェンシャルファイヤリングである。これは水平方向の燃焼室断面が四隅に、燃焼室中心を少しはずした方向に燃料を噴射するとその水平面で火炎が旋回して広がる方式である。この状態の火炎をファイヤーボールという。この四隅のバーナを1段1組として、5段までバーナが設置されている。つまり、合計で20本のバーナがあり、それぞれのバーナはガスと重油の混焼タイプである。診断調査では18本は天然ガス燃焼で1本だけが重油燃焼であり、ほとんどのバーナがガス燃焼をしていた。そして、カロリー比で天然ガス95%、重油5%であった。排ガス分析結果を見ると NO_xの濃度は156ppmで天然ガスでは中程度の濃度であるが、大型ボイラである限り少し高すぎると言わざるを得ない。この NO_x値はほぼ同型のタンジェンシャルファイヤリングをしているNo.2号炉、3号炉と比較しても高い値である。相違点としてはこのNo.1号炉は炉内温度調節用の排ガス循環ファンを持っていないことである。煤塵濃度は45mg/Nm³と低くほとんどガス燃焼 (95%) である、このボイラでは当然の値である。排ガスO₂も1.3%とほぼ大型ボイラとしては適正な空気比で運転されている。

5) 対策

j) 燃焼炉の改造

- 燃焼管理機器、安全管理計器等設置による運転の完全自動化
- 排ガスO₂常時監視による低空気比燃焼
- 疑似二段燃焼 (バーナカット法) または炉内脱硝燃焼法
- 排ガスファン取付による排ガス再循環

ii) 燃料の転換

- (a) 脱硫重油供給前は現状のとおり、天然ガス80%、重油20%の混焼
 (b) 将来脱硫重油が供給されることとなった場合は、天然ガス50%、脱硫重油50%の混焼
 脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。

iii) NO_x、SO₂ テレメータ設置による排ガスの常時監視

iv) 重油の混焼率が現状より増加する場合は、アンモニア注入装置付電気集じん機の設置が望ましい。

6) 燃焼装置の改造費 (No.1 ボイラ)

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 調査設計費	1式	69,200
(b) 排ガス再循環ファン	1式	84,600
(c) 燃焼管理機器および計器	1式	307,700
(d) 安全管理機器	1式	230,800
(e) 現地工事立会費	1式	69,200
(f) 試運転立会費	1式	15,400
(g) 梱包輸送費	1式	64,600
(h) 旅費交通費	1式	43,000
(i) Unexpected expenses (上記の5%)		44,220
小計		928,720

ii) Local Portion

		(US\$)
(j) バーナおよびダクト撤去工事	1式	153,800
(k) ダクト製作工事	1式	369,000
(l) バーナおよびダクト、ファン掘付工事	1式	153,800
(m) 試運転調整	1式	9,200
(n) 関税、その他税金	1式	175,000
(o) 倉庫・通関手続・陸送費 (IVA 含む)	1式	18,000
(p) ダクト等輸送費・クレーン車借上費	1式	13,000
(q) IVA (n+o を除く15%)		104,820
小計		996,620

合計 US\$ 1,925,340

(2) 発電用ボイラ (No.2およびNo.3)

1) 施設の仕様

形式	水管式 (タンジェンシャルファイヤリング)
能力	504ton/hr
通風方式	押込通風
炉の構造及び寸法	9,000 W × 9,000 D × 2,400 H
バーナの基数及び配置	6段×4本=24本
炉内圧力	+450 mmH ₂ O (No.2ボイラ)、+300 mmH ₂ O (No.3ボイラ)
付属施設	空気予熱器 (110 → 350 °C) 炉内温度調節用排ガス再循環ファン : 7.650 Nm ³ /min

2) バーナ仕様

形式	ガスと油混焼式	ガス : ランス式	油 : 油圧リターン式
燃料の種類	天然ガスと重油		
燃焼量	天然ガス : 2,200 Nm ³ /hr / 1本 重油 : 2,160 Q /hr / 1本		
燃料の圧力	天然ガス : 1 kg/cm ² g 重油 : 50kg/cm ² g		

診断調査時の燃料比率は熱量ベースで次のようになる。

- i) No.2ボイラの条件1 : 天然ガス97%、重油3%燃焼 (1990/09/04 13:00)
- ii) No.2ボイラの条件2 : 天然ガス45%、重油55%燃焼 (1990/09/13 14:00)
- iii) No.3ボイラの条件1 : 天然ガス60%、重油40%燃焼 (1990/11/14 15:00)

3) 排ガス分析データ

i) No.2ボイラの条件1 天然ガス97%、重油3%燃焼

(煙突サンプリングデータ) 13:00 / 負荷は定格の約92%

NO _x (ppm)*	83	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.0047
O ₂ (%)	4.5	排ガス温度 (°C)	177
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	3.8
CO ₂ (%)	8.4		

定格時の NO_xは83ppm* (82kg/hr)と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	75
SO ₂ **	60
煤塵	2.0

** 燃料分析値からの計算値

ii) No.2ボイラの条件2 天然ガス45%、重油55%燃焼

(煙突サンプリングデータ) 14:00 / 負荷は定格の約100%

NO _x (ppm)*	103	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.47
O ₂ (%)	5.3	排ガス温度 (°C)	152
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	4.6 推定
CO ₂ (%)	9.8		

* 酸素濃度5%換算値 ** 燃料分析値からの計算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	100
SO ₂ **	1,400
煤塵	240

iii) No.3ボイラの条件1 天然ガス60%、重油40%燃焼

(煙突サンプリングデータ) 15:00 / 負荷は定格の約93%

NO _x (ppm)*	143	煤塵濃度 (g/Nm ³)	-
O ₂ (%)	8.4	排ガス温度 (°C)	132
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	6.3
CO ₂ (%)	7.3		

定格時の NO_xは143ppm (161kg/hr)と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	150
SO ₂ **	1,100
煤塵	-

** 燃料分析値からの計算値

4) 所 見

No.2ボイラとNo.3ボイラは同型同サイズで両方ともタンジェンシャルファイヤリングである。四隅のバーナを1段として、6段までバーナが設置されている。つまり合計で24本のバーナがあり、下2段はガス専焼バーナで3段目と4段目はガスと重油の混焼タイプであり、上の2段（5段目と6段目）は重油専焼である。診断調査ではその時の条件が違うが、基本的の上2段の重油専焼バーナは停止し、1段目から4段目のバーナだけを使用してボイラの運転をしていた。この時停止した上2段の重油専焼バーナが空気レジスタは全閉しているとのことであったがリークは当然考えられる。このような燃焼は一種の二段燃焼あるいはバーナカット法と呼ばれている。

また、No.2、3ボイラには炉内温度調節用の排ガス再循環ファンが設置されており、測定当日は実際の流量は不明であったがこのファンは運転され排ガス循環が行われていた。この排ガスのボイラ内への導入は燃焼用空気と一緒にバーナレジスタから導入されるのではなく、ボイラ底部より直接ボイラ燃焼室に導入されていた。これは、低NO_xのための排ガス再循環ではないので、低NO_xに対する効果の程度は不明であるが計測時の使用バーナが下段のみの燃焼では相当の効果があるものと考えられる。No.2ボイラの条件1の測定データは、ガス燃焼が97%であるので煤塵はほぼ問題ない。NO_xは83ppmと低い値であるが、これは先に説明した二段燃焼の効果と排ガス再循環の効果と思われる。

重油使用によってどのようにNO_xが変化するかを調査するために、重油の量を天然ガス量と同じくらいに増加させて排ガス分析をしたのが、No.2ボイラの条件2とNo.3ボイラの条件1である。重油使用量を増やすと煤塵量は急激に増加する。NO_xも増加するが、これは重油中のフューエルN分量が多くなる分フューエルNO_xが増加していくためと考えられる。ただ、単純な変化をするわけではなく排ガス中のO₂濃度によってもNO_xは変化する。重油40%よりも重油55%の方がNO_xの低い理由は、油55%の方が空気比1.28 (O₂ 4.6%)と油40%の空気比1.43 (O₂ 6.3%)より低いので、NO_x発生量が空気比の増加に対し右上がりのカーブであることから、重油の増加分を越えてNO_xの上昇があったものと思われる。排ガスO₂は3.8~6.3%と大型ボイラとしては不適正な空気比で運転されている。さらに、低い2%程度以下の適正空気比で運転することが望まれる（重油燃料の場合はガス燃焼の場合よりも高い空気比で運転。）

5) 対 策

i) 燃焼炉の改造

- (a) 燃焼管理機器、安全管理計器等設置による運転の完全自動化
- (b) 排ガスO₂常時監視による低空気比燃焼
- (c) 排ガスファン取付による排ガス再循環
- (d) 疑似二段燃焼（バーナカット法）または炉内脱硝燃焼法

ii) 燃料の転換

- (a) 脱硫重油供給前は現状のとおり、天然ガス80%、重油20%の混焼
- (b) 将来脱硫重油が供給されることとなった場合、天然ガス50%、重油50%の混焼
脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。

iii) NO_x、SO₂テレメータ設置による排ガスの常時監視

iv) 重油の混焼率が現状より増加する場合は、アンモニア注入装置付電気集じん機の設置が望ましい。

6) 燃焼装置の改造費 (No. 2、No. 3ボイラ)

排ガス再循環ブローは、現状設置のものを使用し積算より除外する。

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 調査設計費	1式	69,200
(b) 燃焼管理機器および計器	1式	307,700
(c) 安全管理機器	1式	230,800
(d) 現地工事立会費	1式	69,200
(e) 試運転立会費	1式	15,400
(f) 梱包輸送費	1式	37,700
(g) 旅費交通費	1式	43,000
(h) Unexpected expenses (上記の5%)		38,650
小計		811,650

ii) Local Portion

		(US\$)
(i) バーナおよびダクト撤去工事	1式	153,800
(j) ダクト製作工事	1式	369,000
(k) ダクト取付工事	1式	123,800
(l) 試運転調整	1式	9,200
(m) 関税、その他税金	1式	147,000
(n) 倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式	11,900
(o) ダクト等輸送費・クレーン車借上費	1式	11,500
(p) IVA (m+n を除く15%)		100,100
小計		926,300

合計 US\$ 1,737,950 × 2 = 3,475,900

(3) 発電用ボイラ (No. 4)

1) 施設の仕様

形式	水管式 (対向燃焼)
能力	900ton/hr
通風方式	押し込み通風
炉の構造及び寸法	9.745 ^W × 9.745 ^D × 32.918 ^H
バーナの基数及び配置	前面 3段 × 3本 = 9本 後面 2段 × 3本 = 6本 合計15本
炉内圧力	+300 mmH ₂ O
付属施設	空気予熱器 (75→280 °C) × 2台 炉内温度調節用排ガス再循環ファン: 1.588 Nm ³ /min × 2台

2) バーナ仕様

形式	ガスと油混焼式 ガス: ランス式 油: Y-jet 式
燃料の種類	天然ガスと重油
燃焼量	天然ガス: 5,600 Nm ³ /hr / 1本 重油: 3,125 ℓ / hr / 1本
燃料の圧力	天然ガス: 1 kg/cm ² g 重油: 10 kg/cm ² g
噴霧媒体圧力	水蒸気: 18 kg/cm ² g

診断調査時は熱量ベースで天然ガス89%、重油11%燃焼

3) 排ガス分析データ

(煙突サンプリングデータ) 15:00 / 負荷は定格の約92%

NO _x (ppm)*	170	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.12
O ₂ (%)	7.0	排ガス温度 (°C)	182
CO (%)	0.10	燃焼室出口O ₂ (%)	1.6
CO ₂ (%)	6.6		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	260
SO ₂ **	420
煤塵	100

定格時の NO_xは170ppm (260kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値 ** 燃料分析値からの計算値

4) 所見

このボイラは当発電所で最も大きなボイラであり、他の3つのボイラと型式が異なる。このボイラのメーカーはB & W社であり、No.1から3号ボイラまでがタンジェンシャルファイヤリングであるのに対し、このNo.4はボイラの前面と後面にバーナを設置した対向燃焼方式である。

大型ボイラの空気予熱器は、通常ユングストロームの回転蓄熱式熱交換器である。これは多くの回転板の隙間を回転中心から、たとえば右側を高温の排ガスが左側を冷たい空気が流れ回転する板を媒体にして高温の排ガスから低温の空気が熱に移動する仕組みになっている。非常にコンパクトになるので多くの大、中型ボイラに採用されているが最大の欠点はリークがあることである。No.1から3号ボイラとでの回転式熱交換器には大きなリークはなかったが、しかしこのNo.4号ボイラでは燃焼室出口のO₂濃度は1.6%と低いがCOが1,000ppm発生しており、煙突でのO₂濃度は7%であった。

NO_x濃度は170ppmとCOの発生にもかかわらずこの発電所の中で一番高い。対向燃焼にはタンジェンシャル燃焼のような火炎の冷却効果や排ガス再循環の効果も少なく、必然的に高いNO_x濃度になったと思われる。また、ボイラ室内温度のコントロール用排ガス再循環ファンが設置されているが、訪問当日は運転されていなかったことも影響していると思われる。

煤塵量の120 mg/Nm³は重油11%、天然ガス89%の燃焼の割には少し高すぎる。しかも、相当量のCOが発生しているのをみてもこのボイラの場合、現状の運転条件はこのボイラにとって空気不足による不完全燃焼が生じていることを示唆している。早急に熱交換器を含めた燃焼管理の改善を実施すべきである。

5) 対策

i) 燃焼炉の改造

- 燃焼管理機器、安全管理計器等設置による運転の完全自動化
- 排ガスO₂常時監視による低空気比燃焼
- 疑似二段燃焼(バーナカット法)または炉内脱硝燃焼法
- 排ガスファン取付による排ガス再循環および低NO_xバーナの設置

ii) 燃料の転換

- 脱硫重油供給前は現状のとおり、天然ガス80%、重油20%の混焼
- 将来脱硫重油が供給されることとなった場合は、天然ガス50%、脱硫重油50%の混焼
脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。

iii) NO_x、SO₂テレメータ設置による排ガスの常時監視

iv) 重油の混焼率が現状より増加する場合は、アンモニア注入装置付電気集じん機の設置が望ましい。

6) 燃焼装置の改造費 (No.4 ボイラ)

排ガス再循環プロアは、現状設置のものを使用し積算より除外する。

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a)	調査設計費	1式 84,600
(b)	バーナおよびレジスタ (3,200 g /hr) 15基+サブバーナ4基	1,557,700
(c)	燃焼管理機器および計器	1式 623,000
(d)	安全管理機器	1式 467,300
(e)	現地工事立会費	1式 69,200
(f)	試運転立会費	1式 23,000
(g)	梱包輸送費	1式 204,600
(h)	旅費交通費	1式 43,000
(i)	Unexpected expenses (上記の5%)	153,620
小 計		3,226,020

ii) Local Portion

		(US\$)
(j)	バーナおよびダクト撤去工事	1式 153,800
(k)	排ガス再循環ダクト改造工事	1式 443,100
(l)	バーナ・ダクト取付工事	1式 123,800
(m)	試運転調整	1式 9,200
(n)	関税、その他税金	1式 811,650
(o)	倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式 63,300
(p)	ダクト等輸送費・クレーン車借上費	1式 13,000
(q)	IVA (n+o を除く15%)	111,400
小 計		1,729,250

合 計 US\$ 4,955,270

(4) NO_x、SO₂ テレメータ設置による排ガスの常時監視 (No.1~No.4 ボイラの煙突)

煙道排ガステレメータ計測器の設置費

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a)	調査設計費	1式 9,400
(b)	計測機器 (SO _x 、NO _x 、O ₂)	4式 237,200
(c)	周辺機器	4式 82,100
(d)	データロガ	1式 17,900
(e)	現地工事立会費	1式 8,500
(f)	試運転立会費	1式 4,700
(g)	梱包輸送費	1式 51,800
(h)	旅費交通費	1式 12,400
(i)	Unexpected expenses (上記の5%)	21,200
小 計		445,200

ii) Local Portion

		(US\$)
(j)	資材費	1式 8,400
(k)	調査助手	1式 1,800
(l)	取付工事費	1式 8,200
(m)	試運転調整費	1式 2,400
(n)	工事用車両	1式 3,300
(o)	関税その他の税金	1式 92,060
(p)	倉庫・通関手続・陸送費 (IVA 含む)	1式 8,360
(q)	IVA (o, pを除く15%)	3,620
小 計		128,140
合 計		US\$ 573,340

(電話工事費、中央局受信装置は含まない)

(5) アンモニア注入装置付電気集じん機設置費用

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a)	調査設計費	1式 320,000
(b)	集じん機本体	4式 26,715,000
(c)	アンモニア注入設備	4式 5,377,000
(d)	ホッパー下部、灰処理設備	4式 4,980,000
(e)	アンモニアボンベ	100本 346,000
(f)	現地工事立会費	1式 950,000
(g)	試運転立会費	1式 102,000
(h)	梱包輸送費	1式 166,000
(i)	Unexpected expenses	1式 1,948,000
小 計		40,904,000

ii) Local Portion

		(US\$)
(j)	基礎工事	1式 240,000
(k)	据付工事	1式 7,150,000
(l)	電気工事	1式 1,450,000
(m)	保温工事	1式 3,800,000
(n)	運転調整	1式 125,000
(o)	関税その他税金	1式 14,518,000
(p)	倉庫・通関・陸送	1式 2,086,000
(q)	IVA	1式 1,915,000
(r)	工事期間中の金利	1式 5,193,000
$(\text{Foreign P} + (k + l + m + q) \times 1/2 + j + o + p) \times 0.08$		
小 計		36,477,000
合 計		US\$ 77,381,000

(6) 参考資料

W/O型乳化燃料製造装置設置費用（日本におけるC重油乳化用、20m³/hr 3式、30m³/hr 1式）

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 設計費	1式	15,400
(b) 攪拌装置 (20m ³ /hr)	3式	923,000
(c) " (30m ³ /hr)	1式	461,500
(d) バルブ・コック等弁類	1式	34,600
(e) 工事立会費	1式	15,400
(f) 試運転立会費	1式	6,200
(g) 梱包輸送費	1式	42,200
(h) 旅費	1式	22,500
(i) Unexpected expenses (5%)		76,000
小計		1,596,800

ii) Local Portion

		(US\$)
(j) タンク	4式	24,600
(k) パイプ類	4式	30,800
(l) 取付工事	1式	7,700
(m) 試運転	1式	5,400
(n) 関税その他税金	1式	387,400
(o) 倉庫・通関手続・陸送費 (IVAを含む)	1式	32,000
(p) クレーン車・フォーク車等	1式	15,400
(q) IVA (n.oを除く15%)		12,600
小計		515,900
合計		US\$ 2,112,700

(7) 火力発電所 (A) の対策のまとめ

重油の最大の需要家である火力発電所 (A) については、現在実施されている天然ガス80%、未脱硫重油20%の混焼の対策がかなりの改善効果を示している。表5.2.1には現況、および検討したA~Fの6つの対策案を示す。脱硫重油を100%使用する場合に対する参考案(1)と(2)も合わせて示した。参考案(1)ではNO_xとSO₂の排出は現況よりも増加している。PMの削減対策としてEPを設置するためには、脱硫重油中になお0.8%含まれるS分により燃焼中に生成する硫酸化物でEPが腐食されないようにアンモニア注入装置を設置する必要があり、煙道ならびに煙突等の改造および灰処理装置を含め約7,700万ドルの投資が必要である。参考案(2)はNO_x対策として排煙脱硝、SO₂対策として排煙脱硫、PM対策としてEPを導入する案であるが、装置の取付けのためにボイラ並びに煙道の改造が必要となり3億ドル近い投資が必要となる。

対策案A~Fは脱硫重油と天然ガスを混焼する案である。これらの中でNO_xの削減効果、および費用の面で相対的に優れているのはD案とE案であるが、脱硫重油の乳化燃焼については、日本での実施例も少なく、その効果と経済性について十分な実証試験を行って確認することが前提となる。参考案(1)と同様の投資が必要であるが、PMの削減効果が大きいのはB案である。

脱硫重油が供給されるまでの期間は、現況どおりの天然ガス80%、重油20%の混焼条件のまま、低NO_x対策(表5.2.1の注2の内容)を行う。その場合の汚染物質の削減率は以下のとおりである。

NO _x	: 30%
SO ₂	: 0%
PM	: 0%

表 5.2.1 火力発電所 (A) の対策案

	参 考 案 (1989年)	現 況 (1990年)	対 策 案						参 考 案	
			A	B	C	D	E	F	(1)	(2)
使用燃焼 (%)	50 40	80 20	50 -	50 -	50 -	50 -	50 -	50 -	40 -	- -
燃 燒 方 式	-	-	50 50	50 50	50 50	50 50	50 50	50 50	80 80	100 100
燃 燒 方 式			乳化燃焼*1 (冬季のみ)	乳化燃焼*1 (通年)	乳化燃焼*1 (通年)	乳化燃焼*1 (通年)	乳化燃焼*1 (通年)	乳化燃焼*1 (通年)	乳化燃焼*1 (通年)	
装置改善対策			低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)	低NOx対策*2 (アンモニア注入)
燃料消費量	875	1,156	722	722	722	722	722	722	578	-
ガス (10 ⁶ m ³ /年)	497	252	662	662	662	662	662	662	784	1,324
排出量 (ton/年)	6,167	5,219	3,810	3,810	3,810	3,810	3,810	3,810	3,243	2,482
平均濃度 (ppm)	169	143	104	104	99	83	83	83	89	58
想定O ₂ 濃度 (%)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
SO ₂	34,790	17,640	10,592	9,847	10,592	10,592	10,592	10,592	12,704	1,970
年間削減率 (%)	684	347	288	190	208	208	208	208	250	39
NOx	0	0	27	27	31	42	42	42	38	52
SO ₂	0	0	40	45	40	40	40	40	28	89
PM	0	0	-25	87.5	-11	37.5	37.5	37.5	25	75
装置費 (1,000US\$)			10,930	10,930	10,930	10,930	10,930	10,930	10,930	-
脱 硫 剤			-	77,381**4	-	-	-	-	-	77,381**4
ランニングコスト概算 (1,000US\$/年)			-	-	-	-	-	-	-	292,500
装置償却費 (定額法、15年償却)			729	5,887	729	729	729	729	870	19,500
金利 (初年度~5年度 8%)			874	7,065	874	874	874	874	1,043	23,400
メンテナンス費 (5%)**5			547	4,416	547	547	547	652	547	14,625
触媒費			-	-	-	-	-	-	-	2,459
重油			19,588	72,052	76,835	87,821	87,821	79,996	105,332	144,104
天然ガス			96,249	60,114	60,114	60,114	60,114	60,114	48,124	-
NH ₃ 、CaCO ₃			-	60	-	-	-	-	-	120
ダスト廃棄費			-	126	-	-	-	-	-	252
合 計 (1,000US\$)			134,316	149,720	138,999	150,085	142,675	155,606	161,844	205,760

(注) *1. 脱硫重油の乳化燃焼については実施前に十分な実証試験を行う。乳化燃焼による汚染物質の前減率は日本での実績に基づいて推定した。

*2. №1~№4ボイラについて、排ガス再循環、炉内脱硝燃焼、低空気比燃焼、運転自動化のための計測器取付け、およびNOx、SO₂テレメータシステムの設置を行い、そのほか№4

ボイラに低NOxバーナを導入する。

*3. 上記(*2)に加えて重油乳化装置を設置する。

*4. アンモニア注入および灰処理装置を含む。

*5. 人件費と電費は含まない。

*6. 1989年の重油消費量より推定した。この年に比べれば、参考案(1)でもSO₂の排出量は大幅に減少する。

5.2.2 火力発電所 (B)

(1) 発電用ボイラ (No.1)

1) 施設の仕様

形式	水管式 (フロントファイヤリング)
能力	154ton/hr
通風方式	平衡通風
炉の構造及び寸法	10.380 ^W × 5.800 ^D × 7.600 ^H
バーナの基数及び配置	重油、ガス混焼：6本
炉内圧力	-2mmH ₂ O
付属施設	空気予熱器 (70→270℃)

2) バーナ仕様

形式	油：Y-jet 式、ガス：ランス式
燃料の種類	重油と天然ガス
燃焼量	i) 重油：2,600 Q /hr 天然ガス：8,300 Nm ³ /hr ii) 重油：6,500 Q /hr 天然ガス：4,600 Nm ³ /hr (排ガス分析時の燃焼量を示す)

3) 排ガス分析データ

i) 重油20% 天然ガス80%

(煙突サンプリングデータ) 13:30 / 負荷は定格の93%

NO _x (ppm)*	268	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.045
O ₂ (%)	7.1	排ガス温度 (°C)	170
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	2.3
CO ₂ (%)	7.0		

定格時のNO_x は290ppm (66kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	61
SO ₂ **	180
煤塵	5.8

** 燃料分析値からの計算値

ii) 重油50% 天然ガス50%

(煙突サンプリングデータ) 16:00 / 負荷は定格の93%

NO _x (ppm)*	257	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.27
O ₂ (%)	7.7	排ガス温度 (°C)	169
CO (%)	-	燃焼室出口O ₂ (%)	3.4
CO ₂ (%)	7.4		

定格時のNO_x は290ppm (66kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	59
SO ₂ **	440
煤塵	36

** 燃料分析値からの計算値

4) 所見

このバーナの構造はランス形のガスバーナの中心部に蒸気霧化タイプの重油バーナを取り付けたタイプの混焼バーナである。計測は重油対天然ガスの比率が20:80の場合と50:50の場合について行なった。煙突でのO₂ は7.1~7.7%とO₂ 過剰に見えるが、ボイラ出口では2.3~3.1%に維持されている。NO_x 値は予想に反して重油の比率の高い場合の方がやや低くなっている。しかし、重油を50%にした場合の煤塵は重油20%時の6倍に増大している。ボイラ出口のO₂ を1.7%~4.1%に変化させて見ると、この範囲ではO₂ が少ない程 NO_x は低下し、O₂ が増加する程 NO_x も増加する傾向がはっきり現れる。例えば、O₂ 1.5~2.0%で140 ppm (O₂ 5%換算値) 前後となり、O₂ 3.5%で200ppmまではほぼ直線的に増大する。ただし、O₂ 1.7%以下ではCOが0.45%発生している。これらの現象から次のことが言える。

- ① 天然ガスバーナで空気比が大になる程 NO_x 値が増大するのは、空気との混合のあまり良くないバーナにおいて、空気量が増える程混合が良くなり燃焼温度が上がりサーマル NO_x が増加するためである。

- ② 実測Dataから oil、gas の混焼率が20/80と50/50とを比較するとoil 50/50の場合は少なくともFuel N分のNOx への転換分だけ NOx排出量が増加することが考えられるが、この調査時点ではごくわずかであるが NOx濃度は逆に低下している。混焼率が20/80と50/50とを比較して大きい差異のある点は、煤塵量が20/80の時は0.045g/Nm³に対し、50/50の時は0.27 g/Nm³であったことである。このことは、まず第一に使用された重油と天然ガスバーナの配列に起因した炉内の火炎分布の変化等による燃焼状態の相違が考えられる。第二に燃焼室負荷率の低いこのボイラにおいては、バーナに対する空気導入のアンバランスがたまたま段階燃焼及び排ガス再循環燃焼効果をもたらす結果となったものと思われる。
- ③ 当面はO₂ 管理を適切に行ない、将来的には排ガス再循環または低 NOxバーナの採用が望まれる。

5) 対 策

i) 燃焼炉の改造

- (a) 燃焼管理機器、安全管理計器等設置による運転の完全自動化
- (b) 排ガスO₂ 常時監視による低空気比燃焼
- (c) 排ガス Fan取付による排ガス再循環
- (d) 低 NOxバーナの設置
- (e) 老朽施設の全面的改修または移転

ii) 燃料の転換

- (a) 脱硫重油供給前は現状のとおり天然ガス80%、重油20%混焼（冬季は休止）
- (b) 脱硫重油が供給されることとなった場合は、天然ガス80%、脱硫重油20%の混焼
脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。

iii) NOx, SOx₂ テレメーター設置による排ガスの常時監視

- iv) 重油の混焼率が現状より増加する場合は、当発電所の以下のような条件を考慮して対策を考える必要がある。
- ・ 当発電所はメキシコ盆地の中心部に近い工場密集地域にある。
 - ・ 上述のNo.1 ボイラでは、重油の混焼比率を20%から50%に増やすに伴ない、ばいじんの発生が6倍に増加している。
- このため、重油の比率を20%以上にする場合は、以下のような大規模な対策が必要と考えられる。
- (a) ボイラ本体とバーナのバランスをよくするため、ボイラを含む燃焼設備の全面的更新をする。
 - (b) アンモニア注入装置付電気集じん機を設置する。

6) 費 用

排ガス再循環、低 NOxバーナ、低O₂ 燃焼等を行うためボイラの改造を行う。

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 調査設計費	1 式	38,400
(b) Oil + Gas Combination 低 NOxバーナ6本	1 式	323,000
(c) 排ガス再循環ファン	1 式	35,000
(d) 燃焼管理機器および計器	1 式	130,000
(e) 安全管理機器	1 式	97,000
(f) 現地立会工事費	1 式	23,000
(g) 試運転立会費	1 式	11,500
(h) 梱包輸送費	1 式	37,200
(l) 旅費交通費	1 式	28,300
(j) Unexpected expenses (上記の5%)		36,170
小 計		759,570

ii) Local Portion

		(US\$)
(k) バーナ撤去工事	1式	9,200
(l) 排ガス再循環ダクト製作工事	1式	70,000
(m) バーナ取付、ファン据付ダクト工事	1式	17,000 (燃料配管変更工事含む)
(n) 試運転調整	1式	5,800
(o) 関税その他税金	1式	170,600
(p) 倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式	12,900
(q) ダクト等輸送費・クレーン車借上	1式	5,000
(r) IVA (o+p 除く15%)		16,000
小計		306,500
合計		US\$ 1,066,070

(2) 発電用ボイラ (No.2)

1) 施設の仕様

形式	水管式 (フロントファイヤリング)
能力	150ton/hr
通風方式	平衡通風
炉の構造及び寸法	10.380 ^W × 5.800 ^D × 7.600 ^H
バーナの基数及び配置	重油、ガス混焼：6本
炉内圧力	-2.5 mmH ₂ O
付属施設	空気予熱器 (80→ 275℃)

2) バーナ仕様

形式	油：Y-jet 式、ガス：ランス式
燃料の種類	重油と天然ガス
燃焼量	A) 重油：2,400 Q /hr 天然ガス：10,600 Nm ³ /hr B) 重油：6,000 Q /hr 天然ガス：6,990 Nm ³ /hr (排ガス分析時の燃焼量を示す)
燃料の圧力	不明
噴霧蒸気圧力	不明

3) 排ガス分析データ

i) 重油20% 天然ガス80%

(煙突サンプリングデータ) 14:00 / 負荷は定格の93%

NO _x (ppm)*	169	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.025
O ₂ (%)	5.1	排ガス温度 (°C)	185
CO (%)	<0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	1.3
CO ₂ (%)	8.6		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	58
SO ₂ **	160
煤塵	4.2

定格時のNO_x は178ppm (61kg/hr) と推定

* 酸素濃度5%換算値

** 燃料分析値からの計算値

ii) 重油50% 天然ガス50%

(煙突サンプリングデータ) 16:00 / 負荷は定格の93%

NO _x (ppm)*	191	煤塵濃度 (g/Nm ³)	—
O ₂ (%)	6.3	排ガス温度 (°C)	191
CO (%)	<0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	4.0
CO ₂ (%)	9.3		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	59
SO ₂ **	440
煤塵	—

定格時のNO_x は205ppm (66kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値 ** 燃料分析値からの計算値

4) 所見

このボイラの場合は重油の比率が高くなった場合の方がやや NO_xが高くなっているように見える。しかし重油の比率を上げた場合O₂ が 1.3%から 4.0%へと大幅に上昇しているため、これはO₂ による影響と見た方が良い。

5) 対策

No.1 ボイラと同じ。

6) 費用

No.1 ボイラと同じ US\$ 1,066,070

7) 削減率 (No.1、No.2 共通)

NO_x 49% (37%)

SO₂ 79% (79%)

PM 46% (17%)

注) () 内は冬期のみ脱硫重油の乳化燃焼を行った場合の年間削減率

(3) 発電用ボイラ (No.3 およびNo.4)

1) 施設の仕様

形式 水管式 (タンジェンシャルファイヤリング)
 能力 350ton/hr
 通風方式 平衡通風
 バーナの基数及び配置 重油: 12本、ガス: 24本 (合計36本)
 付属施設 空気予熱器 (70→ 260°C)

2) バーナ仕様

形式 油: Y-jet 式、ガス: ランス式
 燃料の種類 重油と天然ガス
 燃焼量 A) 重油: 2,200 l/hr/1本 天然ガス: 978 Nm³/hr/1本
 噴霧蒸気圧力 8kg/cm²g

3) 排ガス分析データ (休止中のため測定不能)

4) 対策

i) 燃焼炉の改造

- (a) 燃焼管理機器、安全管理計器等設置による運転の完全自動化
- (b) 排ガスO₂ 常時監視による低空気比燃焼
- (c) 排ガスファン取付による排ガス再循環
- (d) 疑似二段燃焼 (バーナカット法) または炉内脱硝燃焼法

ii) 燃料の転換

- (a) 脱硫重油供給前は現状のとおり、天然ガス80%、重油20%の混焼
- (b) 脱硫重油が供給されることとなった場合は、天然ガス80%、脱硫重油20%の混焼
脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。

iii) NOx, SO₂ テレメータ設置による排ガスの常時監視

iv) 重油の混焼率が現状より増加する場合は、アンモニア注入装置付電気集塵機の設置が望ましい。

5) 燃焼装置 (ボイラ) の改造費

火力発電所 (A) のNo.2、No.3ボイラより推定

i) Foreign Portion	US\$	906,000
ii) Local Portion	US\$	815,000
小 計	US\$	1,721,000

合 計 上記×2 (No.3、No.4) US\$ 3,442,000

6) 削減率 (No.3、No.4共通)

NOx	57% (43%)
SO ₂	79% (79%)
PM	46% (17%)

注) () 内は冬期のみ脱硫重油の乳化燃焼を行った場合の年間削減率

(4) No.1~No.4ボイラのまとめ

- 1) No.1~No.4の装置改造費合計 US\$ 5,574,140
- 2) No.1~No.4の平均削減はNOx 54% (41%)、SO₂ 79% (79%)、PM 46% (17%)である。

(5) NOx、SO₂ テレメータ設置費

No.1~No.4ボイラの煙突に取付ける。(電話工事費・中央局受信装置は含まない)

i) Foreign Portion		(US\$)
(a) 調査設計費	1式	9,400
(b) NOx、SO ₂ 、O ₂ 計	4式	237,200
(c) 周辺機器	4式	82,100
(d) データロガ	1式	17,900
(e) 現地工事立会費	1式	8,500
(f) 試運転立会費	1式	4,700
(g) 梱包輸送費	1式	51,800
(h) 旅費交通費	1式	12,400
(i) Unexpected expenses (5%)		21,200
小 計		445,200

ii) Local Portion

		(US\$)
(j) 資材費	1式	8,400
(k) 調査助手	1式	1,800
(l) 取付工事費	1式	8,200
(m) 試運転調整費	1式	2,400
(n) 車両借上費	1式	3,300
(o) 関税その他税金	1式	92,060
(p) 倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式	8,360
(q) IVA (o.p を除く15%)		3,620
小計		128,140
合計		US\$ 573,340

(6) 参考資料

W/O 型乳化燃料製造装置設置費用 (日本におけるC重油乳化用) (2.4 m³/hr、4式)

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 設計費	1式	15,400
(b) 攪拌装置 (2.4 m ³ /hr)	4式	346,000
(c) バルブ・コック等弁類	1式	20,000
(d) 工事立会費	1式	11,500
(e) 梱包輸送費	1式	19,200
(f) 旅費	1式	18,400
(g) Unexpected expenses (5%)		21,500
小計		452,000

ii) Local Portion

		(US\$)
(h) タンク	4式	6,150
(i) パイプ類	1式	15,400
(j) 取付工事	1式	7,700
(k) 試運転	1式	5,400
(l) 関税その他税金	1式	120,800
(m) 倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式	10,200
(n) クレーン車・フォーク車等	1式	6,500
(o) IVA (l.m を除く15%)		6,170
小計		178,320
合計		US\$ 630,320

(7) 火力発電所 (B) の対策のまとめ

表 5.2.2に火力発電所 (B) の対策をまとめて示す。

表 5.2.2 火力発電所 (B) の対策案
(No.1 ~ No.4 ボイラの合計)

	現 況	対 策 案	
		A	B
燃 料 種 別	天然ガス 80% 未改質重油 20%	天然ガス 80% 改質重油 20%	天然ガス 80% 改質重油 20%
燃 焼 方 式	—	乳化燃焼 (冬 季)	乳化燃焼 (通 年)
燃 料 消 費 量	ガス (10 ⁶ m ³ /年)	211.4	211.4
	重油 (10 ³ m ³ /年)	48.7	48.7
排 出 量 (ton/年)	NO _x	1,044	616
	SO ₂	3,409	725
削 減 率 (%)	NO _x		41%
	SO ₂		79%
	PM		17%
装 置 費 (1,000US\$)	炉の改造等	5,574.14	5,574.14
	NO _x 、SO ₂ テレメータ	573.34	573.34
ランニングコスト概算 (1,000 US\$/年)			
装置償却費 (15年償却)		410	410
金 利 (初年度 - 5年度 8%)		492	492
メンテナンス費 (5%)		307	307
重 油		3,782	5,564
天然ガス		17,601	17,601
計 (1,000US\$)		21,377	24,374
			26,191

- (注) 1. 費用には人件費・電気代は含まない。
 2. 対策案Aは冬季 3.5ヶ月のうち1ヶ月定期修理のため休止、2.5ヶ月乳化燃焼、他の季節は脱硫重油をそのまま燃焼させた場合であり、削減率は年平均値。
 3. 対策案Bは年間を通じ乳化燃焼させた場合
 4. 将来脱硫重油が供給されることになった場合は、脱硫重油の乳化燃焼について十分な実証試験を行った後、実施について検討する。
 5. 乳化燃焼による削減率は、日本における削減率より推定した。

5.2.3 石油精製工場

(1) 石油加熱炉全般

1) 施設の種類の 下記に示す石油加熱炉

2) 主要計測データ

	インプット Mcal/hr	被加熱物出温度 ℃	対流部温度 ℃	排気温度 ℃	NOx ppm	O ₂ %	燃焼室負荷 Mcal/m ² hr
AA-F1, F2	51,600	174/346	612	555	92	5.5	7.7
AA-F3	2,967 ~8,516	175/345	550	400	61	6.8	6.3
RV-H1	132,698	204/394	465 477	384	59	6.9	2.0
AW-H1	4,600	223/401	599	610	60	2.2	4.3
RE-H10	11,300	410/445	不明	420	54	13.0	1.2
AR-H1	18,400	168/211	不明	375	42	9.6	17.9
AU-H1	1,300	308/320	不明				3.1
AQ-H1	6,000	270/326	421	418	79	10.9	2.1

※ AR-H7,8,9, AF-H1,2, RV-H2, RE-H9, AI-H1 は休止中または測定口がない等の理由で計測できず。

3) 所 見

当該施設は、天然ガスの中圧ブンゼンバーナを使用した箱型の加熱炉で、上向き燃焼が基本であるが一部下向き燃焼も採用されている。石油チューブの過熱防止のため、火炎と被加熱チューブとの距離を十分にとり、耐火物を加熱して発する輻射熱を利用して加熱を行なう設計となっている。そのために、燃焼室は十分に広く燃焼室負荷は小さい。また、通風は自然通風で、煙突のドラフトを十分に大きくとり、空気比は横引き煙道に設けられた手動ダンパにより調整する構造となっている。

操業時のO₂は6~7%のものが多く、他に2%程度のものと10~12%のものがある。調査対象のNOx値の単純平均値はO₂5%換算値で84ppmであり、NOx濃度としては低NOx対策を施したボイラなみである。また、ダンパを一部操作して2%ほどO₂を減らしてみた結果では、空気比を小にすると換算NOx濃度が上昇する傾向を示したがその程度は3ppm程度であった。これは、開放燃焼同然に燃焼室負荷が低くCO₂の充満した炉内へ、中圧ブンゼンバーナの火炎を吹き込む形となっているため、火炎の噴出による誘引効果で自己再循環がかかり、低NOx特性を示しているものであり、また、炉によってそのNOx値に差があるのは、火炎がレンガ壁に当たる状況の差によるものと考えられる。

次に、効率面から見てみると被加熱物の排気ガス温度の差が200℃からほとんどその差がないものまで存在しており、各炉の加熱効率に相当の差が見られる。被加熱物の燃料インプットから加熱効率を求めようと試みたが、信頼できる満足な計測器がほとんど設置されておらず、確認ができなかった。

今後これらの施設の運用の改善または設備の改善を図るには、被加熱物の流量及び温度・燃料の流量・排気ガスのO₂及びNOx濃度等の計測器の装備が必須であり、これらの計測器による大気汚染物質放出の少ない運転条件を見つけ維持することが重要である。さらに、強制通風形の低NOxバーナを取り付ければ、40%程度のNOx濃度の低減が期待できると思われる。

4) 対 策 (全加熱炉共通)

計測器の完全整備 (被加熱物の流量、温度、燃料流量、O₂等) による運転の自動制御

5) 費用

ダンパコントローラ、空気比設定器、ガス流量計、AIR流量計、コントローラパネル等取付費用として各燃焼炉一基当たりUS\$75,000～93,000(大型)平均的に全加熱炉12基に対し概算US\$1,000,000が必要となる。

6) 削減率

排ガス中のO₂濃度を3.5%とし低空気比燃焼をさせた場合

	NO _x	燃料
AA-F1, F2	16%	4%
AA-F3	23%	4%
RV-H1	23%	4%
AW-H1	—	—
RE-H10	41%	20%
AR-H1, AU-H1	36%	10%
AQ-H1	40%	15%

(2) 発電用ボイラ (G1、G2、G3、G4)

1) 施設の仕様

形式	ドラム式水管ボイラ (G1、G2、G3、G4ボイラは同型式同サイズ、ただしG4は未計測)
能力	55 ton/hr
通風方式	平衡通風
炉の構造及び寸法	5,500 ^W × 5,000 ^D × 60,000 ^H
バーナの基数及び配置	油/ガス混焼バーナ
炉内圧力	+5mmH ₂ O
付属施設	空気予熱器 (30～250℃)

2) バーナ仕様

形式	ガス：リング式 重油：Y-jet式
燃料の種類	天然ガスと重油
燃焼量	天然ガス：5,485 Nm ³ /hr 重油：4,640 Q/hr
燃料の圧力	天然ガス：1 kg/cm ² g 重油：6 kg/cm ² g
噴霧媒体圧力	水蒸気：5 kg/cm ² g

3) 排ガス分析データ

i) G1ボイラ (ガス91%、重油9%)

(煙突サンプリングデータ) 12:30 / 負荷は定格の約92%

NO _x (ppm)*	143	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.09
O ₂ (%)	5.1	排ガス温度 (°C)	232
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	4.1
CO ₂ (%)	8.4		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	19
SO ₂ **	36
煤塵	5.7

定格時のNO_xは145ppm (20kg/hr)と推定

* 酸素濃度5%換算値

** 燃料分析値からの計算値

ii) G1ボイラ (ガス100%、重油0%)

(煙突サンプリングデータ) 14:30 / 負荷は定格の約92%

NO _x (ppm)*	136	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.016
O ₂ (%)	5.1	排ガス温度 (°C)	237
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	4.0
CO ₂ (%)	8.6		

定格時のNO_x は140ppm (18.5kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	17
SO ₂ **	-
煤塵	0.98

** 燃料分析値からの計算値

iii) G2ボイラ (ガス60%、重油40%)

(煙突サンプリングデータ) 14:30 / 負荷は定格の約76%

NO _x (ppm)*	109	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.006
O ₂ (%)	4.6	排ガス温度 (°C)	217
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	4.1
CO ₂ (%)	8.5		

定格燃焼量のNO_x は115ppm (9.4kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	6.8
SO ₂ **	94
煤塵	0.18

** 燃料分析値からの計算値

iv) G3ボイラ (ガス81%、重油19%)

(煙突サンプリングデータ) 12:30 / 負荷は定格の約24%

NO _x (ppm)*	75	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.0071
O ₂ (%)	10.5	排ガス温度 (°C)	242
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	9.3
CO ₂ (%)	5.7		

定格燃焼量のNO_x は120ppm (25kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	4.0
SO ₂ **	24
煤塵	0.28

** 燃料分析値からの計算値

4) 所見

製油所の自家発電所ボイラで約50年前のものである。海拔の低い所では75 ton/hrの能力をもつが2,300 mの高地 (メキシコシティ) で使用する時は、55 ton/hrの能力まで下げて使用している。G1からG4の同形同サイズのボイラが4台並んでおり、常にどれかをメンテナンスしながら使用している。今回、日本政府より供与された低NO_x バーナをG3ボイラに設置した。この低NO_xバーナ運転については資料編に記述する。これら自家発電用ボイラのデータは共通で使用できる。

排ガス分析データを見ると、煤塵量が少ないが診断調査で訪問している時、何度となく煙突からの発煙を目視している。計測値としては得られなかったが長時間 (1日程度) のサンプリングを行えば、煤塵量は増えるものと考えられる。時々煙が出るのはボイラ運転が自動化されておらず、すべて遠隔マニュアルによっているためである。たとえば、給水量と水蒸気の蒸発量も独立した遠隔レバーで操作されていて、ドラムの水位計を目視しながら、これを頼りに操作をしているのである。このような操作を行ってれば、少しのトラブルで発煙することは容易に理解できる。

NO_x のデータは天然ガスボイラとしては平均的な値である。さらに、低O₂ 運転が出来ればNO_xの低下が期待できる。しかし、マニュアル運転をやっている間は、NO_xの低減も煤塵量の削減も不可能であろうと思われる。

5) 対策

i) 燃焼炉の改造

- (a) 計測器の完全整備 (蒸気圧力、蒸気量、温度、燃料流量、O₂ 等) による運転の自動制御 (G1~G4)
- (b) フレームアイによる火災の連続監視と緊急時の自動遮断等の完全対策 (G1~G4)
- (c) 排ガスファン取付けによる排ガス再循環 (G1~G4)、低NO_xバーナの設置 (G1およびG2)

ii) 燃料の転換

今後は天然ガス専焼とする。

iii) NO_x テレメータ設置による排ガスの常時監視

(3) 発電用ボイラ (G5)

1) 施設の仕様

形式 水管ボイラ
 能力 120ton/hr
 通風方式 平衡通風
 バーナの基数及び配置 6基 (ガス・油混焼)
 炉内圧力 -10mmH₂O
 付属施設 空気予熱器 (30→250℃)

2) バーナ仕様

形式 ガス：ランス式、重油：蒸気霧化
 燃料の種類 天然ガスと重油
 燃焼量 天然ガス：11,680Nm³/hr 重油：9,930ℓ/hr
 燃料の圧力 天然ガス：0.2 kg/cm²g 重油：8.2 kg/cm²g

3) 排ガス分析データ

(煙突サンプリングデータ) 13:00 / 負荷は定格の約75%

NO _x (ppm)*	124	煤塵濃度 (g/Nm ³)	0.051
O ₂ (%)	5.5	排ガス温度 (℃)	220
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	3.0
CO ₂ (%)	8.6		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	22
SO ₂ **	69
煤塵	4.6

定格時の NO_xは160ppm (28kg/hr) と推定 * 酸素濃度5%換算値 † 燃料分析値からの計算値

4) 所見

5台のボイラがループ状の蒸気ヘッダで結ばれ、蒸気は発電及びプロセス蒸気に使われる4基の抽気タービンに供給されている。recupelator を持ち、通風は押し込みファンと誘引ファンで行なわれている。燃焼室負荷は軽く、非常に余裕のある設計となっているので現状の NO_x値はそれほど高くない。recupelator 後の分析値の O₂ が高いのは、recupelator からの空気の漏入によるものである。低 NO_x対策としては低 NO_xバーナと排ガス再循環の採用が現実的である。

5) 対策

G1、G2ボイラと同じ。

(4) パッケージボイラ (CPボイラ)

1) 施設の仕様

形式 PC水管式
 能力 55 ton/hr
 通風方式 強制通風
 炉の構造及び寸法 2,100^W × 7,400^D × 2,400^H
 バーナの基数及び配置 2基 (ガス・重油混焼)
 炉内圧力 +80mmH₂O
 付属施設 なし

2) バーナ仕様

燃料の種類	天然ガスと重油
燃 焼 量	天然ガス：4.000 Nm ³ /hr 重油：3.400 Q /hr
燃料の圧力	0.33kg/cm ² g

3) 排ガス分析データ

(煙突サンプリングデータ) 14:00 / 負荷は定格の約53%

NO _x (ppm)*	85	煤 塵 濃 度 (g/Nm ³)	<0.0002
O ₂ (%)	1.3	排ガス温度 (°C)	282
CO (%)	< 0.05	燃焼室出口O ₂ (%)	1.3
CO ₂ (%)	11.5		

(総重量排出量)

	kg/hr
NO _x	7.1
SO ₂ **	29
煤 塵	<0.0066

定格時の NO_xは160ppm (13.0kg/hr) と推定

* 酸素濃度5%換算値

** 燃料分析値からの計算値

4) 所 見

5台のボイラがループ状の蒸気ヘッダで結ばれ、蒸気は発電及びプロセス蒸気に使われる4基抽気タービンに供給されている。1981年設置のBabcock & Wilcox社製の水管式パッケージボイラで空気熱交換器は装備されていない。重油とガスの混焼タイプのバーナを装備しており、現在は重油とガスの混焼で使用されている。NO_x値は混焼のせいか予想以上に低い。低 NO_xバーナの採用、または排気ガス再循環の採用により一層の低 NO_x化は可能であろう。

5) 対 策

G1、G2、G5ボイラと同じ。

(5) ボイラ (G1～G5、CP) の対策費用

低 NO_xバーナ、排ガス再循環、運転の完全自動化による低O₂ 燃焼法のための改造を行う。

i) Foreign Portion		G 1, G 2 (US\$)	G 5 (US\$)	C P (US\$)
(a) 調査設計費	1式	7,700	7,700	7,700
(b) 低 NO _x バーナ		212,300	323,000	138,500
	G1・G2	1,200Q /hr×4		
	G5	1,700Q /hr×6		
	CP	1,800Q /hr×2		
(c) 排ガス再循環ファン	1式	22,300	27,000	14,600
(d) 燃焼管理機器および電気計装	1式	62,000	88,000	62,000
(e) 現地立会工事費	1式	23,000	23,000	23,000
(f) 試運転立会費	1式	7,700	7,700	7,700
(g) 梱包輸送費	1式	32,500	42,500	20,000
(h) 旅費交通費	1式	12,600	12,600	12,600
(i) Unexpected expenses (上記の5%)		19,000	26,600	14,300
小 計		399,100	558,100	300,400

ii) Local Portion

(j) バーナ撤去工事	1,500	2,000	1,000
(k) 排ガス再循環ダクト製作工事 (保温含む)	27,000	54,000	26,000
(l) バーナ取付ファン据付ダクト工事	6,900	13,000	6,900
(m) 試運転調整	2,300	3,500	2,300
(n) 関税その他税金	93,100	138,000	66,600
(o) 倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	8,820	11,900	5,840
(p) IVA (n+o を除く15%)	5,600	10,900	5,400
小 計	145,220	233,300	114,040
合 計	US\$ 544,320	791,400	414,440

iii) G1~G5, CP (ボイラ) の改造費、装置費の合計 (US\$)

G1, G2	:	$544,320 \times 2 =$	1,088,640
G3, G4	:	$93,000 \times 2 =$	186,000
G5	:		791,400
CP	:		414,440

合 計 US\$ 2,480,480

(注) 低NOx バーナの導入はG3ボイラでは完了、G4ボイラでは計画済みなのでその費用は計上していない。

(6) ボイラ及び燃料対策による削減率

排ガス中O₂ を 3.5%にコントロールした場合の削減率 (%)

	G1~G5ボイラ	CPボイラ
NOx	67%	55%
SO ₂	100%	100%
PM	20%	20%

(7) 排ガス測定用テレメータシステムの設置

1) G1~G5ボイラおよびCPボイラ

各ボイラに NOx、O₂ 計を取付ける。

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a) 調査設計費	1式	9,400
(b) NOx, O ₂ 計	6式	205,920
(c) 周辺機器	6式	116,880
(d) データロガ	1式	17,800
(e) 現地工事立会費	1式	17,000
(f) 試運転立会費	1式	4,700
(g) 梱包輸送費	1式	77,000
(h) 旅費交通費	1式	15,700
(i) Unexpected expenses (5%)		23,220
		487,620

ii) Local Portion

		(US\$)
(j)	資材費	1式 9,600
(k)	調査助手	1式 1,200
(l)	取付工事費	1式 15,300
(m)	試運転調整費	1式 2,100
(n)	車両借上費	1式 4,500
(o)	関税その他税金	1式 93,000
(p)	倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式 8,400
(q)	IVA (o,p を除く15%)	4,900
小 計		139,000

合 計 US\$ 626,620

(ただし電話工事費、中央局装置は含まない)

2) 石油加熱炉

硫化水素をアミン化装置で回収せずに燃焼させる場合には、RE-H9、RE-H10にSO₂、NO_x、O₂の計測器を取り付ける。

i) Foreign Portion

		(US\$)
(a)	調査設計費	1式 5,700
(b)	計測機器 (SO ₂ 、NO _x 、O ₂)	1式 118,560
(c)	周辺機器	1式 44,160
(d)	データロガ	1式 17,800
(e)	現地工事立会費	1式 10,800
(f)	試運転立会費	1式 4,700
(g)	梱包輸送費	1式 26,000
(h)	旅費交通費	1式 12,800
(i)	Unexpected expenses (5%)	12,000
		252,520

ii) Local Portion

		(US\$)
(j)	資材費	1式 4,800
(k)	調査助手	1式 1,000
(l)	取付工事費	1式 4,400
(m)	試運転調整費	1式 1,600
(n)	車両借上費	1式 2,200
(o)	関税その他税金	1式 49,000
(p)	倉庫・通関手続・陸送 (IVA 含む)	1式 4,000
(q)	IVA (o,p を除く15%)	2,100
小 計		69,100

合 計 US\$ 321,620

3) 硫黄回収プラントとFCC プラント

硫黄回収プラント、FCC プラントに H₂S、SO₂、O₂ 計を取付ける。

i) Foreign Portion	220,000
ii) Local Portion	56,000
合 計	US\$ 276,000

(8) 診断調査の対象以外の施設の対策

1) 燃焼系以外のからのSO₂ の排出について

i) 現況と PEMEXによる対策案

今年1月に PEMEXが当精油所の硫黄回収プラントからの硫黄分排出に関して SEDURに提出した方針によれば、現況および対策は次のとおりである。

現 況

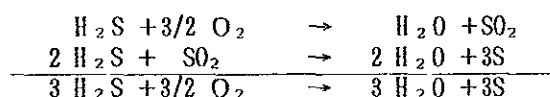
硫黄プラントからの放出		6.580 ton/日
Visbreaker加熱炉 (2基)	2×7.607	= 15.214 ton/日
Vent Gas		7.274 ton/日
F.C.C.		5.279 ton/日
そ の 他		0.124 ton/日
合 計		34.471 ton/日

これに対する対策として PEMEXが計画しているのは次のとおりである。

- (a) 硫黄プラントの近代化
- (b) 硫黄回収プラントの能力拡大
- (c) 熱回収、熱交換の効率化

以上の対策により、11.751ton/日を削減し、差引き 22.72ton/日を大気中に放出する。

精油所では原油中の硫黄の約半分近くが精製の各工程で H₂S に変えられるため、各種排ガスには H₂S が多い。H₂S をさらに酸化して単体Sを製造するのが普通である。



上記反応による硫黄の製造方法は Claus法と呼ばれ、初期の反応炉は1段でその回収率は80~85%であったが、その後2段となり、回収率は90~94%と向上し、現在ではテールガス中の未回収S分を少なくするため3段式の反応炉が採用され回収率も95~98%となっている。当精油所ではF.C.C. (触媒クラッキングユニット) から排出されるガスとともに放出される硫黄を回収するため、1基の Claus反応炉 (回収率は88%と公称している) を設置しており、さらに回収率を94%まで向上させるため第2の Claus反応炉 (40tonS/日) を増設する計画 (日本の円借款) である。しかし、予定通りに回収されたとしても94%で残り6% (外掛SO₂ 換算5.1 ton/日) はテールガスとして大気中に放出される。

ii) 提案する対策

日本の各精油所では97~98%の回収率であるが、さらにテールガスも処理するため、① TGT装置 (Tail gas treater : Scott 法) により H₂S を回収後再び硫黄回収プラントに還流させる、②石炭・石膏法で脱硫する、等の方法も採用している。

A. 硫黄回収プラント

40ton/日の硫黄回収プラントを新設することとなっているので、このプラントの原料として以下を投入する。

- (a) 現在のプラント (22ton/日のS) に送られてくる H₂S
- (b) 上記排ガスの H₂S (SO₂ 換算) 6.580 ton/日
- (c) Visbreaker排ガス H₂S (SO₂ 換算) 2×7.607 ton/日
- (d) Vent Gasの90% (SO₂ 換算) 0.9×7.274 ton/日

硫黄として回収されるのは、

$$22 + (6.58 + 2 \times 7.607 + 0.9 \times 7.274) / 2 = 36.17 \text{ ton/日となる。}$$

B. アミン装置の設置

Visbreaker排ガス中の H₂S を回収し上記硫黄プラントへ送るためアミン装置 (約US\$3,000,000) を設置する。(高濃度の場合、吸収率90%以上であるが低濃度では非常に回収率が悪いので要注意)

C. 排煙脱硫装置の設置

新設硫黄プラント排ガスおよびVent Gasの10%分のSO₂ は排煙脱硫装置により除去する。脱硫装置の所要能力は、

(a) 硫黄プラント出口	5.100 ton/日
(b) F.C.C.	5.279 ton/日
(c) Vent Gas	0.1×7.274 = 0.727 ton/日
合計	11.106 ton/日

95%をCaSO₄ にするとして建設費は US\$16,000,000である。ただし、上記 A. (d)のVent Gas Recovery 装置、B.のアミン装置、硫黄プラント、F.C.C.、Vent Gasからのダクトプロウ工事は除く。その他の雑排ガスの処理は行わない。

iii) 上記案によって達成されるSO₂ 削減率

SO₂ 排出量

$$34.471 - (2 \times 7.607 \times 0.9 + 5.279 + 6.580 + 7.274 \times 0.9) + 11.106 \times 0.05 \\ = 2.928 \text{ ton/日}$$

削減率

$$(34.471 - 2.928) \times 100 / 34.471 = 91.5\%$$

2) その他の排出

PEMEX の資料によればSO₂ 以外に以下のような汚染物質の排出がある。

HC	: 28.957ton/日
CO	: 147.447ton/日
NOx	: 10.671ton/日

精油所側ではHC対策としてはタンクにフローティング・ルーフを設置し、COはCOボイラのリハビリの予定を早めて1991年4月より実施し、従来通りCOボイラで燃料として燃焼する計画である。

(9) 費用のまとめ

1) 硫黄回収プラントの近代化ならびに新設	US\$	9,100,000	—
2) 燃料タンクにフローティング・ルーフを取付けHCの蒸発防止	US\$	1,600,000	—
3) Visbreaker排ガス中の H ₂ S を回収するためアミン装置を取付ける	US\$	3,000,000	—
4) 排煙脱硫装置の設置によるSO ₂ の完全回収除去	US\$	16,000,000	—
5) G 1～G 5, CPボイラに NO _x 、O ₂ 計を取付けテレメータ化する	US\$	626,620	—
6) RE-H9, H10にSO ₂ 、NO _x 、O ₂ 計を取付けテレメータ化する	US\$	321,620	—
7) 硫黄プラント、FCC プラントに H ₂ S、SO ₂ 、O ₂ 計を取付けテレメータ化する	US\$	276,000	—
8) 石油加熱炉の完全自動制御化	US\$	1,000,000	—
9) G 1～G 5、CPボイラの改造費、装置の合計	US\$	2,480,480	—

合 計 US\$ 34,404,720