

化学装置便览

(化学工场 第22卷 第9号 特别增大号)

抽出装置	日立製作所	柴田 史雄	・ 40
吸収装置	三井三池製作所	向井 通秋 近藤 嘉信	・ 44
吸着装置	オルガノ	志田 義広	・ 48
反応装置	日曹エンジニアリング	中島 章弘	・ 54
乾燥装置	栗本鉄工所	高橋 敢一	・ 60
汙過装置	大塚鉄工	溝口 忠一	・ 69
分離装置	巴工業	木幡 保夫 梶原 正理	・ 74
混合装置	佐竹化学機械工業	田村 晃一	・ 79
攪拌装置	三菱化工機	影山 栄 坂口 晋作	・ 84
輸送装置			
① 流体輸送配管	甲陽建設工業	岩本 治夫	・ 90
② 粉粒体輸送システム	細川粉体工学研究所	横山 藤平 藤井 謙治	・ 95
ダイヤフラムバルブ	日本ダイヤバルブ	徳田 吉弥	・ 99
ケミカルポンプ	日機装	赤尾 泰雄	・ 103
計測・制御装置	山武ハネウエル	塚田 義男 林 久高	・ 108
排水処理装置—有機質汚濁処理を中心に—	神鋼ファウドラ	園 欣弥	・ 113
集塵装置	新東ダストコレクタ	米田 佐 高石 元寿	・ 118
大気汚染防止装置—乾式脱硝と脱臭—			
	住友ケミカルエンジニアリング	増田 健 岩松 幸男	・ 125

特 別
増 大 号

化学装置便覧

—経済面からみた動向と選定の要点—

化学装置を経済面からみた場合、より安価で高性能、そしてランニングコストも安上りであれば何もいうことはない。だが実際には、プロセスの中での用途、設計上の制約、運転のしやすさ、そして安全・公害防止など、さまざまなファクターがからまり、なかなか完璧にはいかないのが実情である。そこに経済性問題のむずかしさがあり、逆にみると新たな開発目標が生れてくる。

一方、今日の化学工業をとりまく環境は、経済面でのよりシビアな対応をせまられてきているのも事実である。そこで、本特別増大号では、装置選択に際し、経済性の面でどのような配慮をしているか、そして経済選定のポイントはどこかなど、経済性からみた動向と選定について、具体的に解説していこうとするものである。





化学装置経済的選定のための

今日的背景と要因分析

千代田化工建設株式会社

酒 井 豊*
小 林 樟 次**

いわゆる化学プラントは、石油化学およびその他の化学部門ばかりでなく、エネルギー関連部門、環境保全部門を包含している。化学プラントは多数の機器、装置を有機的に結合したものであり、また経済合理性の見地から多数の化学プラントが集ってコンビナートを作っている。周知のとおり、石油危機以後国内の化学工業はさまざまな難問を抱えており、この分野の指導的立場の人々がその解決をはかっている。ここでは国内向、海外向、それぞれの化学プラントの計画にたずさわるに当たっての上記環境への対応と、その事情を意識しつつ装置選定についての基本的要因と留意事項を述べてみたい。

1. 国内事情 —デザイン フィロソフィの変化—

戦後、化学工業の目覚ましい発展は石油化学の導入によって始まったといえる。昭和30年代以降、重化学工業化と国際競争力強化を目標に、化学工業の原料およびエネルギー源を石油に求めて、欧米からの技術導入により各地にエチレンプラントを中心とする石油化学コンビナートが建設されたが、この時期は新しい原料源によるプロセス転換と在来産業

の代替、導入技術の吸収の時代であった。

昭和40年代には、生産規模の大形化と合理化の推進により、規模のメリットと合理化の結果、生産性の高い新鋭設備が稼動し、製品価格面での競争力は一応欧米の水準に達したといえる。この間、わが国産業全般の経済の高度成長により、エネルギー需要の伸びはいちじるしく、石油精製を中心とするエネルギー関連への設備投資も活発に行なわれた。

しかしこの結果、一方では化学製品の需給ギャップが生じ始め、他方では生産設備の巨大化と集中化によって従来から部分的に発生していた環境汚染が各地で顕在化し、厳しい環境規制が国民生活の維持のため叫ばれ、環境保全設備への投資を余儀なくされて、プロセスや化学装置選定に際して環境保全コストを考慮することも必要性を認識させられた。

また不幸なことに、昭和48年偶然にも多くのコンビナートで事故が多発したため、一方では国民に化学工業に対するマイナスのイメージを与え、他方では化学プロセスの特性のアナリシスと、それに対するシステムデザイン、環境への各種の影響調査、運転指針、運転員の訓練、装置の信頼性維持のための保全計画などの事前整備が今一歩追いつかなかったのではないかと反省もあった。

昭和48年末に起こった中東戦争を契機とする石油危機により、石油の価格が一挙に4倍となり、かつ供給面での不安も生じ、加えて産油国、発展途上国の工業化の進展とともに、わが国の化学工業は従来のような形の高度成長は期待できなくなった。高度成長期に建設された化学プラントの多くは大形で合理的にできてはいるが、資源、エネルギーの低コストを前提にしている。現在鋭意資源、エネルギーの節減に努めているが、それだけでは解決しきれない面がある。

現在の化学産業の国内事情は、製品の大規模需給ギャップのため構造不況に陥り、低操業率を余儀なくされている。このため、目新しい革新技術が少なくなったこともあって、新規投資はほとんど行なわれず、資源、エネルギー価格の高騰、安全、環境保全対策などにより、経済評価基準や、デザインフィロソフィが変化したため、既設設備の再検討など、部分的改造にとどまっている。

触媒の改良、新触媒の開発などにより、省資源、省エネルギーのみならず、工程削減により設備費削減をも実現するプロセスも2~3開発されているが、需要不振と現存設備の償却未済の事情などもあり、新設備の実現にまで至っていない。

以上の通り石油危機前に比し、化

化 学 工 場

* Yutaka SAKAI 取締役エンジニアリング本部長、** Shoji KOBAYASHI エンジニアリング本部長室・副部長、〒158 浜市鶴見区鶴見町 1580 〒230

学工業を取り巻く環境は様変りに厳しい。しかし素材産業として、衣食住や自動車、家電などへの素材供給の任務をもち、裾野もきわめて広い。今後いろいろの変化は起こるだろうが、数年後に必要となるスクラップアンドビルドを含め、若干の生産設備への設備投資を期待したい。

2. 海外事情

—プラント輸出の問題点—

プラント輸出という観点から海外諸国の化学工業への設備投資状況をみると、各国とも工業化に対する意欲は旺盛であるが、それぞれの工業化の程度、資源の有無、国内インフレ、対外債務の状況などの国情を反映して、その進展はさまざまである。これら諸国へのプラント輸出の形態も国情と工業発展の段階によって異なったものとなっている。

産油国を中心とする発展途上国に対するプラント輸出の形態は、建設に伴う技術者、技能者の不足、関連産業の不備もあって、フルターンキー方式がとられることが多い。単なるプラントというハードの引渡しだけでは技術移転は終らず、技術者、オペレータ、保全技術者の訓練、試運転のほか、商業運転中の運転指導、機器の定期的点検や保全、予備品の整備などの工場管理面のサービスまで契約に含まれることが多い。

発展途上国における化学工場は保全計画や予備品の調達が不十分のため、操業率が低いとはよく聞くことである。

このため産油国のうち旧メジャーオイル系の精油所のあった国では、工場設備にその流れを汲んでイギリス、アメリカなどの標準、規格が採用されていて、設備の発注に際して技術者の慣れ、部品の交換性、予備品の供給などの面から製作者の指定がなされるケースもある。

中東、アフリカなどの産油国向け

のプラント輸出では、製品輸出を考慮した規模の設定、付帯設備を伴うことなどに加えて、機器、資材費の高騰などによりプラント規模が大形化し、契約金額が巨大になっているのが特徴である。このためプラント輸出のリスクも大きく、1企業の枠を超え、国内企業のみならず海外企業との国際コンソーシアムすら結成されるケースもでてきている。加えて為替不安、円高などによる国際競争力低下のため、機器、資材の国際調達、特に各国の制度金融付国際調達、さらに産油国の外貨事情のために原油の購入代金による対価支払などのケースもみられるようになった。

比較的工業化が進んでいる中進国に対するプラント輸出では、ある程度の関連産業や技術者、技能者が存在していることにより、国内産業の保護育成や外貨不足を補うため詳細設計や、工事にその国のエンジニアリング業者やコントラクターの起用、機器、資材の購入を契約で義務づけられることが多い。なかには相手国のエンジニアリング業者とジョイントベンチャー方式をとらないと入札に参加が許されない場合もある。

このように相手国の業者、機器、資材などの活用が含まれる場合、品質管理、工程管理を十分に厳密に行なわないと、プロジェクトの納期、性能、利益などに重大な影響を与えることになる。

共産圏諸国では西側先進国に比べ工業水準、国民生活のレベルに今なおかなりの差があるため、国家計画経済のもとに化学工業への投資計画も着実に行なわれ、西側の優秀な化学プラントを導入する動きは活発である。ただ対外債務超過になやむ国が多く、輸銀融資の必要やプラント輸出の対価支払いに、そのプラントから生産される製品などがあてられることが多い。

プラント輸出の形態は、工業技術

や技術者、技能者の能力も平均化されているとはいいいがたいが、かなりの水準にあるため、機器、資材のFOB および工事のスーパーバイジングを行なうという形をとる。

共産圏へのプラント輸出の特徴は、契約面では保証と受け渡し条件が厳しいことであり、現場工事が客先施工のため完成までの期間がはなはだ長いので注意を要する。設備面では環境保全関係の法規が厳しいこと、気象条件の厳しい国での材料選定や計器、電気設備における寒冷地対策、検査の厳しさが挙げられる。

3. 化学装置選定の要因分析

化学プラントはさまざまな機能を有する多数の機器の組み合わせ、装置の連鎖からなり、互いに有機的に関連していて、個々の装置、機器がプラント全体から要求される性能を発揮して、初めてプラント全体がその性能を発揮する。このような性格を有する化学プラントの構成要素たる個々の装置のプラント内で占める役割、全体に及ぼす影響はそれぞれ異なっているので、プロセス上の要求を実現する装置と、その形式の選定に当ってはこれを十分に理解する必要がある。

以上の観点から化学装置を、その機能と選定方法に従って分類し、選定上の注意と考慮事項を述べる。

(1) まずその1つは装置選定と設計が実験室およびパイロットプラントのテストから得られたデータに基づいてなされるもので、反応装置がこれに該当する。

化学反応における反応装置の選定と設計は開発技術者がその中心となっていく。反応物質の相と物性、触媒の相と性質、性能、反応速度、反応熱などを考慮して実験室およびパイロットプラントの反応装置の形式が選ばれて、設計およびスケ

ールアップのためのデータがとられる。化学反応は製品収率を支配し、分離精製システムの構成、排出物の種類と量に最も大きな影響を与えるので、省資源、省エネルギー、設備費および環境保全コストの削減などを実現するためには、触媒の改良、新触媒の発見などにより、革新的な化学反応の開発が最も有効である。

(2) 次に装置選定と設計が製作者の協力によって実験室およびパイロットプラントのテストから得られたデータに基づいてなされるもので、ろ過、遠心分離、乾燥、晶析、粉碎などの固体を取扱う装置がこれに属する。実験室かパイロットプラントで得られた物質が製作者の実験室に送られるか、またはテスト機がパイロットプラントに組み込まれてテストされる。テスト結果の解析と設計は製作者の専有技術に基づいてなされる。

(3) 3つ目は装置選定と設計が実験室やパイロットプラントのテストによらずとも、物性や相平衡データからできるもので、蒸留、吸収、抽出、伝熱、流体輸送などの装置がこれに属する。しかし、異常な系や腐食、重合、製品規格に影響する微量成分の挙動などを知るためには、やはりパイロットプラントのデータが必要である。物質の相、物性、目的成分の濃度、製品規格などから判断し、エネルギー利用の効率化を含めて最適の装置が選ばれ、分離精製システムが組立てられる。

以上の分類からわかるように、化学プラントでの装置の組み合わせとその形式は、プロセスの開発時に、ほとんどが決定されてしまい、確立されたプラントの設計時に形式選定ができるものは(3)に属する装置の一部である。他は形式変更の際に何らかのテストを要するのである。

次に化学プラントの構成要素たる機器あるいは装置の選定過程をプロ

ジェクト遂行面から追ってみよう。

前述のとおり化学プラントは、相互に関連する機器の組み合わせ、装置の連鎖からなるシステムであるので、このシステムのフロースキームに従って物質収支、熱収支計算がなされる。この時にプラント規模の違いや石油危機にみられるような原料、エネルギーコストの高騰、地域による原料、ユーティリティコストの違いなどにより操業条件、場合によっては装置形式の変更が必要となるので、「エネルギー回収の程度、装置形式の検討を含めて、最適な操業条件が求められ、主要機器の基本設計がなされ、この結果がプロセス上のリクワイアメントとなる。

次にプラントエンジニアリングの段階では、装置を構成する機器の機械設計上、製作上のリクワイアメントが与えられ、先のプロセスリクワイアメントとともにスペシフィケーションが作成される。

スペシフィケーション作成に際しては、過剰コストを招かないために、厳しすぎる仕様や不必要な制限を避ける。また製作者の専有技術に依存する特殊装置では、製作者の標準仕様が与えたスペシフィケーションと異なることが多いので、許される限度内で製作者の標準仕様に従った方がコスト上有利となる。

装置選定は製作者から提出されたプロポーザルに対し、設備費、輸送費、据付費、保全費、操業費などを総合した全コストのほか信頼性、納期、製作者の経験、能力などを考慮し、与えたスペシフィケーションの製作者の仕様が合致しているかどうか判断して決定される。

操業費を要する装置の経済性評価は、据付費を含んだ設備費に2~3年の操業費、保全費を加えてなされるが、設備費が極端に大きく、操業費の小さい装置が比較される場合には、設備費の増加分が操業費の節減

により、税金、償却を差し引く前で、何年で回収できるかを示すペイアウトタイムも装置選定に際して考慮される。

このほか装置を経済的に選定するために考慮されるべき問題として、標準仕様の機器の採用が挙げられる。機器の仕様が標準化されていれば、低価格で購入できる、納期が短い、十分なサービステストを受けているので、安定した性能が期待でき、信頼性がいちじるしく向上し、予備品の入手が容易で保全費が低いなどのメリットが得られる。

装置の信頼性や安全性を維持するための保全に関しては、最近の傾向として、初期コストを含めて、その設置から廃棄に至るまでのライフサイクルコストを最小化することが、装置選定の重要条件として考慮されるようになりつつある。また装置の設計、製作、建設における信頼性を維持するために、原子力産業で実施されている品質保証の考え方が化学プラントにも採用されるようになってきている。

装置の信頼性に対するこのような要求はプラントが巨大化、複雑化している今日、故障による運転停止は製品コストを含めると莫大な損失となるので強くなっている。しかしあまり信頼性や安全性を重視して設計すると、投資額が巨額となり、そのプラントは経済性を失ってしまうので、何らかの指針が必要となる。このような信頼性や安全性のほか運転性、保全性、環境保全、経済性評価などに対する指針を与えるものがデザインフィロソフィであり、法規や企業の方針に基づいてプロジェクトのデザインフィロソフィが確立されるのである。

参考文献

Donald G. Jordan, Chemical Process Development, Part I John Wiley & Sons, 1968, Preface xi~xii



化学工場計画の経済性

日揮株式会社 砂 越 洋 一*
品 川 彰 生**

最近の化学工場の大形化、複雑化に伴い、設備投資額は膨大となり、それだけに計画段階における経済検討を中心とするいろいろな検討は、企業家にとり非常に重要な項目となってきた。本稿では、計画段階での重要項目の一つである技術的検討の実施の際の経済性のとらえ方、および企業の意志決定の直接の因子となる経済検討につき、石油精製を例にとりその概要を述べてみる。

1. 工場計画を進める手順

計画に関する作業手順の例として図1を参照願いたい。このフローパターンは基本的なものの決定を出発点として、より詳細な作業へと手順が組み立てられていることに特徴がある。以下に各項目の作業概要を述べる。

- ① 市場調査：製品の需要予測および生産量決定
- ② フロースキームの決定：どのようなプロセスをどれぐらいの容量にすれば良いかを定める。またこの時点で同時にユーティリティ設備の概略容量も算出する。これは精油所内で消費される自家燃料をリンクさ

せた最適フロースキーム決定を考慮している。

③ プロセス装置計画：各プロセ

ス装置の容量や機能を満足すべく、好ましいプロセスフローや操作条件を見出す。

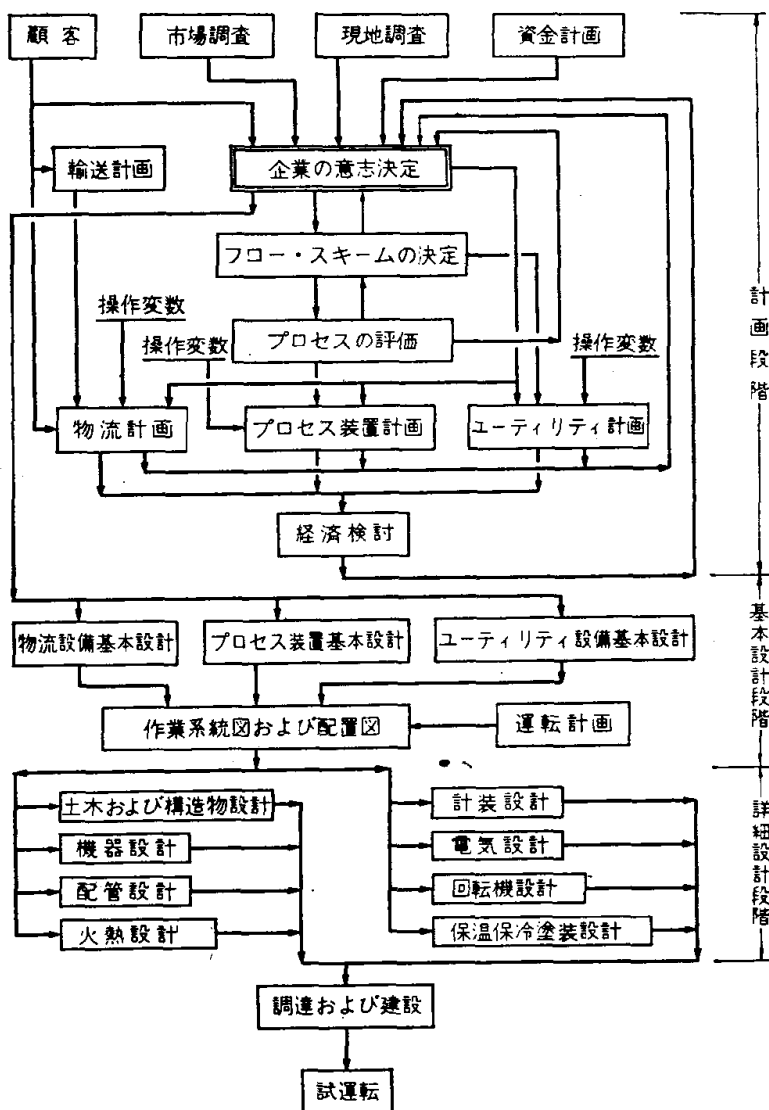


図1 工場計画フローパターン

* Yōichi SAGOSHI デザインエンジニアリング本部プロセスエンジニアリング第3部第一チームマネジャー
** Akio SHINAGAWA 同部：
横浜市内南区別所町 1-14-1 〒 232

④ 物流計画：輸送計画やフロースキームの情報に基づき貯蔵，受入出荷，混合，分配を行なう諸設備の容量を決定する。

⑤ ユーティリティ計画：②項で算出された設備容量をベースに操作変数を考慮し，各ユーティリティ設備容量とその相互関係をみる。

⑥ 経済検討：①～⑤項での計画段階の作業アウトプットおよび誌面の制約上省略したが，現地調査の結果，資金調達計画を基に意志決定のための資料を作成する。

以上が計画段階の作業概要であるが，現在の世界は経済や社会の急速な変化や発達があり，加うるに新技術の開発も目ざましい。このような状況下においての企業意志決定は容易でない。そのために計画段階においては，①多くの前提，条件，外乱に関しケーススタディを実施する，②そのスタディは信頼性や正確さが有ること，③スタディ実施の所要時間が短いこと—のような事柄が必要である。

以上の事柄の解決法としては基本，詳細設計と進んでも結果についてほとんど同じ精度を持ったシミュレータを計画段階に持ちこむことであろう。しかもそのシミュレータは演算時間が短く，かつ使い易いことが必要である。そうすることにより

多くのケーススタディが可能で，しかも各段階の検討の間には十分なフィードバックが期待される。

以上述べてきた計画段階での諸検討を総括してフィージビリティスタディというが，このフィージビリティスタディの目的は企業家が意志決定をするための資料を用意することであり，それらは，技術的な観点からのものと経済的な観点からのものとの定量的な評価が基礎になる。企業の意志決定の際には企業家の持っている政治，経済，社会問題などに対する思想や姿勢といったものから打ち出される定性的な判断が加えられる。したがって企業家の意向や目的により，スタディの範囲と深さが決められるべきものであり，前述の①～⑥の実行項目の内容も千差万別となる。

2. 技術的検討

市場調査の結果や工場予定地の諸条件を考慮し技術面の検討を始める。その項目や順序は図1に示したが，以下それに沿って述べる。

(1) フロースキームの決定

フロースキームの検討は計画段階での技術面での中心となる項目である。似たような内容の作業として企業の長期や短期の生産計画があり，通常，線型計画法 (Linear Program-

ming 略してLP) が使われる。この場合，現在運転されている装置や設備のデータや原料および製品の性状は比較的明らかになっている。ところが工場計画用のLPは，以下の要因のためにはなはだやっかいである。

① 工場に出入する原料や製品の質，量，種類を満足するに十分な種類の装置や，それらの装置のデータ (製品組成，製品性状，運転条件，必要ユーティリティ，建設費など) が必要。

② 使用されるデータが正確かつ信頼性のあること。

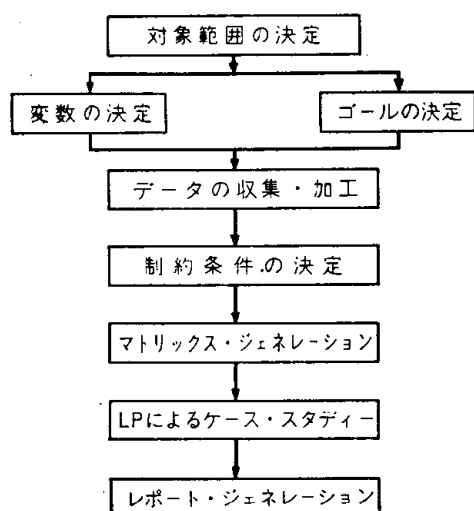
③ 広範囲に使用しうるデータ (建設費，混合指数など) の準備。

④ 問題を解くにあたって目的関数，解法の適用の正当性 (Separable, Mixed Integer など)。

⑤ 命題により準備されるフロースキームモデルはその使用にフレキシブルなこと。

フロースキーム検討のためのLPモデルの作業手順は一般に図2のような手順である。本作業での入力および出力情報は表1に示すとおりである。この出力情報は企業家の意志決定の資料となるとともに，プロセス装置や物流設備，ユーティリティ設備の基礎情報となる。

〔例1〕LPプログラムシステムを使用した当社所有のモデルの一つで，汎用形石油精製モデル (General Refinery Model, 略してGRM) と称するLPモデルで演算した例題である。GRMの原油，プロセス，製品構成は図3を参照願いたい。なお，GRM作成に際し下記の事項を



← 図2 フロースキーム検討作業手順

→ 表1 フロースキームの入力と出力

入 力	出 力
○原料の種類，価格，供給制限量	○利 益
○製品の種類，仕様，価格，必要生産量	○建設費
○採用プロセスのリスト，既設装置能力	○運転費
○ユーティリティ価格	○製品，混合割合
○償却方法，金利，その他費用	○各装置の容量，製品収率
○需要変動	○ユーティリティ必要量
○制約事項 (建設費，運転費，等)	

考慮した。

- 原油：日本に輸入されている原油で、性状として代表的な特徴を備えているもの
- プロセス：石油精製で使用されているプロセス（実績のあるもの）
- 製品：精油所で通常生産している製品（特殊なものとして芳香族類、ガス、コークスを含む）

例1の条件設定は下記のとおり。

目的関数：利益最大

制限条件

原油通油量

最大 200,000 BPSD

マーバン原油：最大 10%

ミナス、セリア原油：ゼロ設定

製品生産量

特級ガソリン：最大 6,000 BPSD

並級ガソリン： 24,000 "

ベンゼン： 3,000 "

混合キシレン： 7,000 "

灯油： 最少 30,000 "

軽油： 最少 30,000 "

このケースのもぐろみは、芳香族のうちベンゼン、キシレン、とできるだけ多くの量の中間留出油（灯、軽油）の生産である。アウトプットの一部を図4に示す。

(2) プロセスの評価

設定された目的関数（利益最大、運転費最少など）におけるプロセスキームがある程度決定され、またはいくつかのケースにしばられてくると、採用されたプロセスの評価を行なう。これは、同じ機能を有するプロセスが幾つもあり、かつおのの優れている点あり、劣っている点あ

りといった場合が多くプロセス選定が簡単でないためである。

企業家が計画を実施するにあたっていかなる方針に基づくかにより選定されるプロセスは異なってくる。方針として考えられる項目としては、①建設費最少、②運転費最少などである。

もちろんこのような経済的検討だけでなく、運転性の難易さ、フレキシビリティといったことも大切である。したがって、企業家は使用目的を明確にし、プロセス所有者や特許所有者と十分に協議することが望ましい。

(3) プロセス装置計画

プロセスキーム検討結果や企業家の意志決定によって各プロセス装置の容量、製品仕様、性格機能が決ま

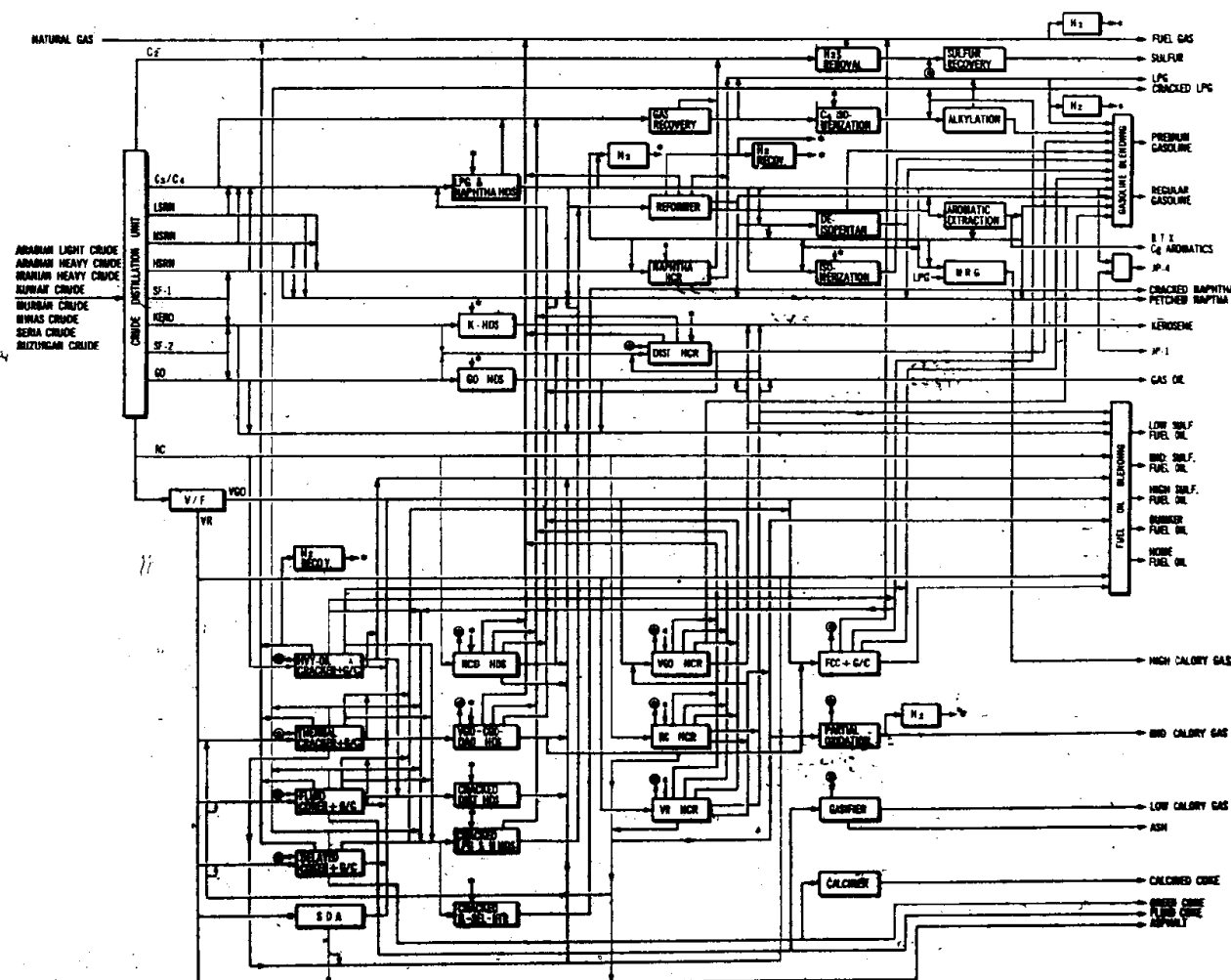


図3 Block Flow Diagram of GRM

***** GIN TEST RUN *****			
*** SUMMARY OF PRODUCTS ***			
PRODUCT	RATE	PRODUCT CREDIT (\$/D)	SHADOW PRICE
SULFUR	325. TON/D	0.	0.
CS LPG	1076. BPSD	112630.	0.
CA LPG	13733. BPSD		
P-GASOLINE	6000. BPSD		
N-GASOLINE	24000. BPSD		
BENZENE	2499. BPSD		
TOLUENE	6916. BPSD		
XYLENE	7000. BPSD		
C9 AROMATICS	5. BPSD		
CRACKED NAPHTHA	3947. BPSD		
KEROSENE	30000. BPSD		
GAS OIL	39265. BPSD		
JP-4	35173. BPSD		
FUEL OIL(15)	13614. BPSD		
FLUID COKE	764. TON/D		
HOME FUEL OIL	4876. BPSD		
TOTAL			

***** GIN TEST RUN *****			
*** SUMMARY OF INVESTMENT COST ***			
UNIT	CAPACITY	INVESTMENT COST (\$)	
AROMATIC EXTRACTION	31238. BPSD		
THERMAL CRACKER	9988. BPSD		
DIST MCR	21700. BPSD		
HMD MCR	50986. BPSD		
KEROSENE HDS	32572. BPSD		
GAS OIL HDS	3820. BPSD		
CRACKED DIST HDS	3660. BPSD		
H2 (NAPHTHA FEED)	4088327. TON/D		
DEISOPENTANEZER	4514. BPSD		
FLUID COILER	17766. BPSD		
LPG NAPHTHA HDS	80735. BPSD		
CSO HDS	9366. BPSD		
REFORMER	54191. BPSD		
CRUDE DISTILLATION	200000. BPSD		
VACUUM	87000. BPSD		
CRACKED LPG NAPHTHA HDS	2197. BPSD		
CR NAPHTHA SELECTIVE MTR	3947. BPSD		
GAS RECOVERY	9989. BPSD		
S RECOVERY	342. T/D		
H2S REMOVAL	342. T/D		
TOTAL			

***** GIN TEST RUN *****			
*** SUMMARY OF PROFIT ***			
ITEM		(\$/D)	
PRODUCT CREDIT		3587165.	
RAW MATERIAL COST		-2750198.	
DIRECT COST		-384121.	
FIXED COST		-196121.	
GROSS PROFIT		946725.	

図 4 アウトプットの一部

ると、次に下記のようなプロセス装置の検討を行なう。

- プロセスフローダイアグラム
- 圧力、温度レベル、流量（還流、リサイクル）
- 熱回収率や加熱、冷却熱量
- 冷却方式（空冷、水冷、組合せ）
- 動力源とその割り当て
- プロセス装置相互の熱的結合

以上の項目に関して運転費と投資額を考慮し概略好ましい点を見出し、このような作業は、精度の

高いシミュレータが用いられる。

誌面の制約上、物流、ユーティリティ設備の検討は省略する。

3. 経済検討

ここでは、技術的検討の結果見いだされたケースに対して総合的な経済検討を行なう。

前項でも、経済検討について、技術的検討時を対象として述べられていたが、本項の経済検討はそれとは趣きを異にする。

というのは、技術検討時においては、‘技術的観点からの経済性の比較’を目的とし、各作業段階などにおけるケース・スクリーニングの際のツールとして経済性をとらえているのに対し、本項における経済検討は、当該プロジェクト全体の‘経済性の幅’を把握し、より深い認識を得ることにその目的があるからである。本項での経済検討の処理手順は図5に示すとおりであり、以下その説明を行なう。

(1) コスト/ベニフィット項目の決定および見積り

プロジェクトの経済性の検討を行なうためには以下に挙げるような種類のデータが必要である。

- ① 投資関連データ：投資額、支払いスケジュール、減価償却方法
- ② 収益関連データ：販売量、製品単価、操業スケジュール
- ③ 費用関連データ：原材料費、用役費、保守保全費、人件費、一般管理費、触媒薬品費、租税公課
- ④ 資金計画関連データ：自己資

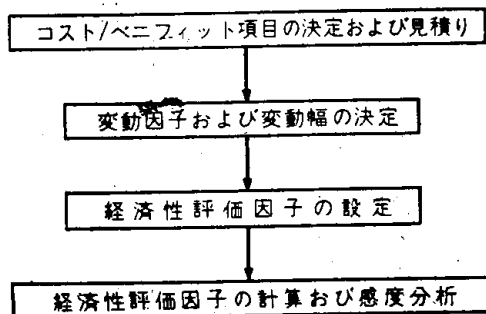


図 5 経済検討の手順

PROFIT & LOSS										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985
REVENUE										
DELTA INT. RECEIVABLE	C	0	0	3375	3375	3375	3375	3375	3375	3375
TOTAL	C	0	0	3375	3375	3375	3375	3375	3375	3375
EXPENSES										
LABOR & SCHO	C	0	0	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500
MAINTENANCE	C	0	0	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500
OTHERS	C	0	0	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500
DEPRECIATION	C	0	0	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500
INT. PAID	C	0	0	1500	1500	1500	1500	1500	1500	1500
TOTAL	C	0	0	6000	6000	6000	6000	6000	6000	6000
PROFIT DEF. TAX	-1%	-32%	-0.30	-0.94	-2.74	-5.27	-7.74	-10.21	-12.68	-15.15
INCOME TAX	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PROFIT AFT. TAX	-1%	-32%	-0.30	-0.94	-2.74	-5.27	-7.74	-10.21	-12.68	-15.15
CUM. PROFIT	-1%	-4.0	-1.23	-1.67	-1.90	-2.05	-2.15	-2.21	-2.25	-2.28

FUND OUTLOOK										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985
CASH OUT										
INVESTMENT	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000
FIXED ASSET	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000
SECOND STAGE	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LOAN	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
REPAIR OF LOAN	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
A BANK	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B BANK	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C BANK	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DIVIDEND	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000
CASH IN										
RETAINED EARN.	-1%	-32%	-0.30	-0.94	-2.74	-5.27	-7.74	-10.21	-12.68	-15.15
PROFIT AFT. TAX	-1%	-32%	-0.30	-0.94	-2.74	-5.27	-7.74	-10.21	-12.68	-15.15
DEPRECIATION	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LOAN	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
A BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
B BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
C BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
CAPITAL	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
TOTAL	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000
SURPLUS	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CUM. SURPLUS	C	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BALANCE OF LOAN	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
A BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
B BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
C BANK	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000

図 6 損益および資金計画

本額、借入資金調達返済条件
これらのデータが当該プロジェクトにとってベニフィットであるかコストであるかの区別を行ない、その値を見積ることより経済検討は始まる。その際に、当該プロジェクトの環境条件を十分に把握することが重要である。換言すれば、当該プロジェクトのパッテリー・リミットはプロセス装置だけなのか、それとも物流装置、ユーティリティ装置まで含むのか、また当該プロジェクトの経済主体は国家なのか企業なのかというような点であり、特に国家ベースのプロジェクトの場合にはシャドウ・プライスの概念を考慮する必要がある、注意を要する。

このような環境条件の把握が、正確な見積りと同時に、経済検討の土台となる。

(2) 変動因子および変動幅の決定

コスト／ベニフィット項目の内見積り時点において、その値を固定することが困難な項目、またはその値を変動させることがプロジェクトの経済性を総合的に判断する際に必要であると考えられる項目は、変動因子としてとりあげ、後述の感度分析スタディに委ねる必要がある。変動因子としては原料価格、製品販売価格、投資額、割引率などが一般にあげられるが、おのおのの変動幅はプロジェクトの環境条件を考慮し、決定する必要がある。

(3) 経済性評価因子の設定

プロジェクトの経済性を比較、評価する際にキイとなる項目、すなわちその値が当該プロジェクトの経済性の代表値であると考えられる項目を経済性評価因子として設定し、プロジェクトの評価尺度として使用する。一般に、石油精製プロジェクトの経済性検討では、次の2つが経済性評価因子として使用される。

○純現在価値 (NPV)

$$NPV = \sum_{t=1}^n \left\{ \frac{B_t - C_t}{(1+r)^t} \right\}$$

○内部収益率 (IRR)

$$\sum_{t=1}^n \left\{ \frac{B_t - C_t}{(1+IRR)^t} \right\} = 0$$

n : 検討年数, B_t : t 年次のベニ

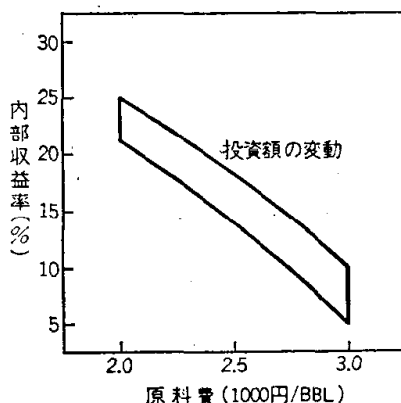


図 7 感度分析

フィット, r : 割引率, C_t : t 年次のコスト

(4) 経済性評価因子の計算および感度分析

コスト／ベニフィット・データを基に簡略損益計算書および資金計画表を作成し、これらを基にキャッシュ・フローの分析を行なう一方、経済性評価因子の計算を行なう(図6参照)。

このような計算手順で種々のケース・スタディを行ないその結果を図7に示すようなグラフにまとめる。

図7では横軸に原料費、縦軸に内部収益率をとり、投資額の変動幅を線図に表わしている。本図を用いることにより、各変動因子の値の変化に対する経済性評価因子の感度をつかむことができる。

以上がフィジビリティ・スタディ・フェーズでの経済検討を行なう時の手順であり、これらの作業を通じて得られた種々のアウトプットを基に、当該プロジェクト関連者(プランナ、ファイナンサ、テクニカルスタッフなど)によるエコノミック・ジャスティフィケーションが行なわれ、経済検討は終了する。

加熱炉

日立造船株式会社

飯野 勝彦*

昭和 49 年の石油ショック以来、低廉な石油の時代は終り、供給の不安定と高価格化が避けられない状況となった。それに伴って各業界でも省エネルギー対策の検討が盛んになってきた。一方経済の発展に伴って都市への産業と人口の集中が進んだ結果、各種の燃焼装置から排出される、ばいじん、硫黄酸化物 (SO_x)、窒素酸化物 (NO_x) などによる大気汚染が深刻な環境問題を引き起こすに至った。

最近の加熱炉の動向として、この省エネルギー対策と公害問題をどのように解決していくかが、大きなテーマの 1 つとなっている。これらは当然プラント全体として、検討しなければならないことであるが、コスト面からみると、プラントの中で加熱炉が占める割合、また燃料が占める割合が大きいので、加熱炉単独での検討も大きな効果があると思う。

本稿では主として省エネルギー問題と公害問題を中心に当社の実績および筆者の見解を述べる。

1. 加熱炉の省エネルギー対策

省エネルギー技術はなんら目新しいものではないが、従来どちらかといえば初期設備投資額に重点がおかれ、建設費の安い方法が採用されていた。しかし燃料の高価格化により、この考え方は見直しの時期にきている。加熱炉においても従来から対流部を設けたり、対流部のチューブにフィンやスタッドチューブを使用し熱回収を行ってきたが、ここにこれらの省エネルギー対策をまとめて表 1 に示す。これらの対策は大別すると 2 つのケー

スに分けることができる。

第 1 のケース：投資額（改造費）は少なくともすむが、数%の燃料節減しか期待できないもの。低過剰空気燃焼（バーナ形式、ダンパー機構、計装システム、リークエア防止などの改善）

第 2 のケース：投資額（改造費）はやや大きい、5～15%の燃料節減があるもの。① 空気予熱器を設置して燃料消費量を下げる、② 廃熱ボイラーを設置して熱効率を上げる（直接には燃料節減にならないが、スチームが得られる。ただしプラント全体のスチームバランスの検討が必要）。

（1）燃焼空気予熱による熱回収

空気予熱器の形式としては、多管式、プレート式、回転式、ヒートパイプなどが考えられるが、排ガス条件（ガス量、組成、温度、圧力、ばいじん量）により、形式を選定しなければならない。

また、設計する際、燃料中の S による硫酸低濃腐食や燃焼空気温度上昇による NO_x の増加により予熱温度を決定しなければならない。予熱した場合、ふく射部での吸収熱量が増えるため、管壁温度やチューブ材質は十分検討しておく必要がある（コーキングを起こすようなブ

表 1 加熱炉における省エネルギー対策

方法	対 策	技 術	間 題 点
燃料消費量の節減	燃焼空気予熱による熱回収	空気予熱器の設置（多管式、プレート式、回転式、ヒートパイプ）	NO_x 増加、硫酸低濃腐食、強制通風
	伝熱面増加による熱効率の向上	対流部の設置（全幅射形） 対流部伝面の追加、裸管をフィン、スタッド管へ変更（対流部付）	ドラフト（煙突改造、ファンの追加） 硫酸低濃腐食 管内圧損の増加
	空燃比の改良	低過剰空気バーナの採用	不完全燃焼（ススの発生）負荷変動への対応
	リークエアーの防止	ケーシング、覗窓、マンホール、諸貫通部等の気密性向上 炉内圧の適正化（対流部入口で $-1 \sim -2 \text{ mmHg}$ ） ダンパー、バーナレジスターの調整 ダンパー形状の改善（微調整） ダンパーの 2 重化 燃焼空気入口ダンパーの設置	
	燃焼ガスのバイパス防止	バイパスダンパーの除去	熱バランスの検討
	炉壁よりの熱損失の低減	保温、ライニング厚さの最適選定 セラミックファイバーライニングの使用	S 含む燃料、流通、インジェクションスチーム
	伝熱効果低下防止	スラットブローの設置、定修時の掃除（管外の汚れ対策） デコーキング装置の設置、定修時の掃除（管内の汚れ対策） コーベリングの設置	
	運転管理	コントロールシステムの改善 空燃比制御、 O_2 計の設置 電算機制御の採用	
	燃焼熱の有効利用	廃熱ボイラー、エコノマイザーの設置 燃料予熱への利用	硫酸低濃腐食、ドラフト（煙突改造、ファンの追加） スタットアップ
	廃棄物利用	廃棄物燃焼による処理と燃料消費量の節減 低カロリーガス燃焼 廃棄物燃焼 フレアガスの利用	燃焼限界 腐食 負荷変動

* Katsuhiko IINO 陸機設計所第 3 プラント設計部
大阪市此花区桜島 1-3-40 〒 554

プロセス流体の場合、特に注意する必要がある)。

① 空気予熱した場合の燃料節減率

Q : 吸収熱量 (kcal/h), (kJ/h)

LHV : 燃料発熱量 (kcal/kg), (kJ/kg)

F : 燃料消費量 (kg/h)

G : 燃焼ガス量 (kg/kg·fuel)

A : 燃焼空気量 (kg/kg·fuel)

H_{FG} : 燃焼ガスのエンタルピー (kcal/kg), (kJ/kg)

H_{AIR} : 燃焼空気のエンタルピー (kcal/kg), (kJ/kg)

$$Q = F(LHV - H_{FG} \cdot G)$$

$$= F^*(LHV - H_{FG}^* \cdot G^* + H_{AIR} \cdot A^*) \quad (1)$$

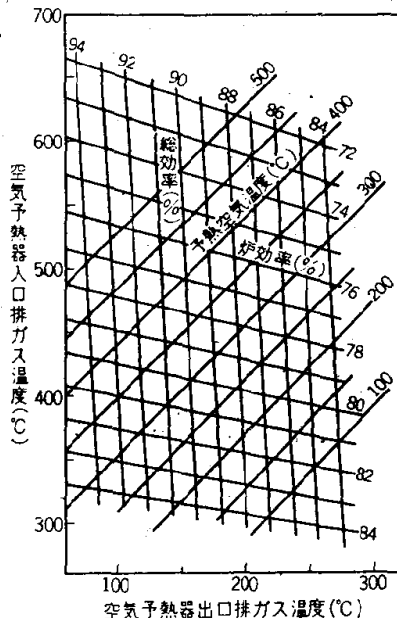
添付記号 * は予熱した場合を示す。

(1)式より空気予熱した場合の燃料節減率は、

$$\frac{F - F^*}{F} = \frac{H_{AIR} \cdot A^* - H_{FG}^* \cdot G^* + H_{FG} \cdot G}{LHV - H_{FG}^* \cdot G^* + H_{AIR} \cdot A^*} \quad (2)$$

(2)式において空気予熱温度と排ガス温度は未知数であるが、炉の伝熱面積を一定、予熱前と予熱後の過剰空気率を一定とすると燃焼排ガス温度は予熱をしてもほぼ一定である。ゆえに(2)式において、 $G = G^*$ 、 $H_{FG} = H_{FG}^*$ とすれば、節減率は(3)式で表わされる。その

図2
空気予熱した場合の
効率と温度の関
係



$\text{総効率} = \frac{\text{炉吸収熱量}}{\text{燃焼熱量}}$
 $\text{炉効率} = \frac{\text{炉吸収熱量}}{\text{燃焼熱量} + \text{空気の顕熱}}$
 燃料: 10° API FUEL OIL
 $LHV = 9510 \text{ kcal/kg}$
 $\text{Temp} = 100^\circ\text{C}$
 アトマイジングスチーム: 0.3kg/kg-燃料
 大気: 15°C, 相対湿度: 50%
 過剰空気率: 25%
 熱損失 炉: 供給熱量の 1.4%
 排ガスダクト: " 0.3%
 空気ダクト: 空気予熱器の吸収熱量の 2.5%
 給空気熱器: " 0.5%
 空気予熱器のリーク: 9.5%

結果を図1に示す。

$$\frac{F - F^*}{F} = \frac{H_{AIR} \cdot A^*}{LHV - H_{FG} \cdot G + H_{AIR} \cdot A^*} \quad (3)$$

図2に空気予熱した場合の効率と温度の関係を示す。

図2からも燃料節減率を簡単に求めることができる。

[例1] 空気予熱器による熱回収

仕様: 燃料 C重油 ($S = \max. 4.5 \text{ wt}\%$)

吸収熱量 (加熱炉) $15 \times 10^6 \text{ kcal/h}$, ($62.8 \times 10^6 \text{ kJ/h}$)

空気予熱器の形式 回転式

対流部出口の排ガスは空気予熱器に入り熱回収されて、IDF を通って煙突に抜ける。一方燃焼空気は FDF によって空気予熱器に入り 220°C に加熱されて炉に入る。この結果燃料消費量は 191 kg/h (年間 $1,528 \text{ ton}$) 節減することができる。また通常は平衡通風であるがメンテナンスを考えて炉単独 (自然通風) でも運転ができるフローがよい。図3にフローを示す (リサイクルファンを設置しているが、これは寒冷地対策であり普通はダクトをバイパスする方法がとられる)。

(2) 廃熱ボイラーによる熱回収

図1
空気予熱による燃
料節減率

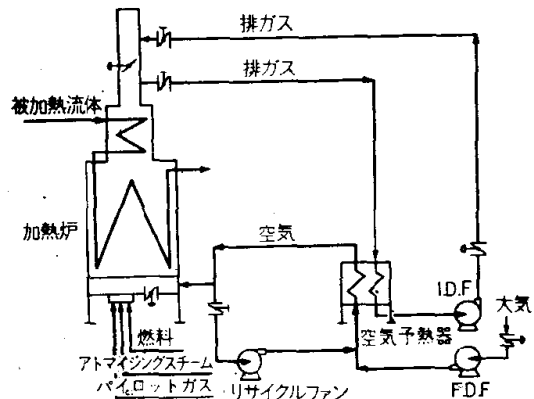
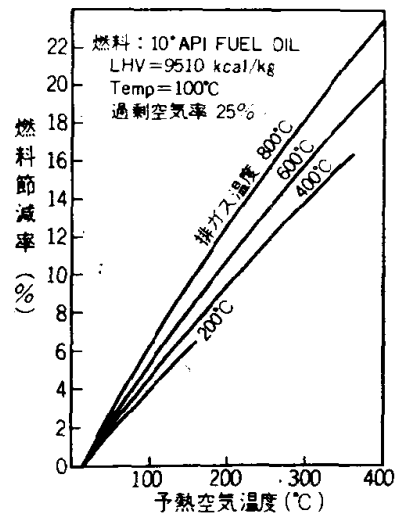
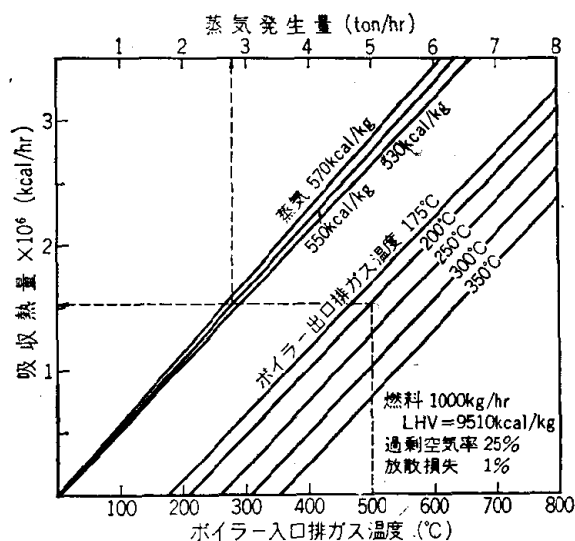


図3 空気予熱器による熱回収設備



廃熱ボイラーやエコノマイザの設置は従来から広く採用されている方法である。通常 2~10 kg/cm²G の低、中圧スチームを発生する。排ガス温度は約 170~200°C にまで下げられている。この場合も空気予熱器による熱回収同様硫酸低温腐食をチェックしておく必要がある。スチームによる熱回収効果を図 4 に示す。

〔例 2〕 廃熱ボイラーによる熱回収（改造例）

仕様：燃料 ガス（C₄系）

吸収熱量（分解炉 4 系列） 26×10^6 kcal/h,
 $(108.8 \times 10^6$ kJ/h)

既設炉の煙突をダンパー上部で除去し、集合ダクトを設ける。各炉（4 炉）の集合ダクトからの排ガス（390°C）は廃熱ボイラーに入り約 185°C に冷却されて IDF を通って煙突に抜ける。一方 110°C で給水されたボイラー水は給水予熱器で約 150°C に予熱されドラムに入る。これにより約 3.6 ton/h (6 kg/cm²G) の蒸気を発生させることができる。通風は IDF のみで行なう。また IDF、廃熱ボイラーなど廃熱回収設備にトラブルが発生した場合は、煙突下部分岐管の上部に設けられたダンパーを開け、従来どおり炉の煙突による自然通風で運転可能であ

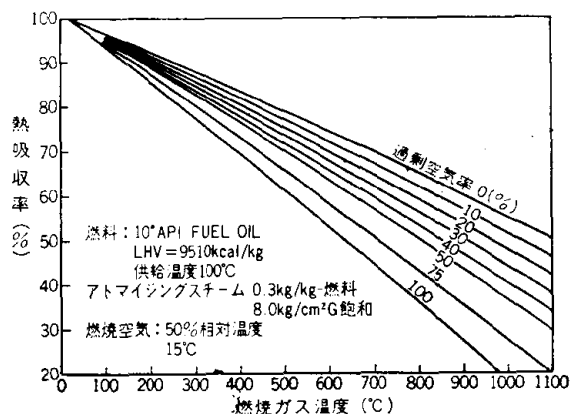


図 6 燃焼ガス温度と熱吸収率の関係

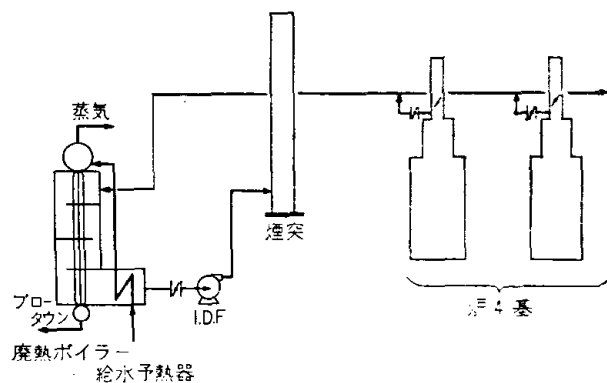


図 5 廃熱ボイラーによる熱回収設備

←図 4 ボイラーによる蒸気発生量

る。図 5 にフローを示す。

（3） 空燃比の改良

燃焼ガス温度と熱吸収率の関係を図 6 に示す。この図から判るように熱吸収率を高めようとするれば、過剰空気率を極力下げる必要がある。一般に自然通風において液体燃料の場合 25%，ガス燃料の場合、15% 前後の過剰空気率で設計しているが、実際の運転ではもっと多くの過剰空気率で運転しているケースがある。負荷変動、供給条件などプラントの事情によると思われるが、炉内圧の適正化、低過剰空気バーナの採用、リークエアの防止、計装システムの改善などにより空燃比を下げることも省エネルギー対策の 1 つである。

図 7 に過剰空気率と燃料消費量の関係を示す。

2. NO_x 対策

（1） NO_x 低減策

加熱炉の公害問題として SO_x、NO_x などの大気汚染と騒音が考えられるが、本稿では省エネルギー対策と特に関係のある NO_x 対策について述べる。

NO_x の低減策を表 2 に示す。

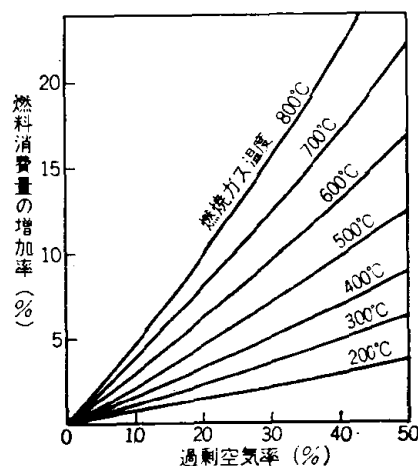


図 7 過剰空気率と燃料消費量の関係

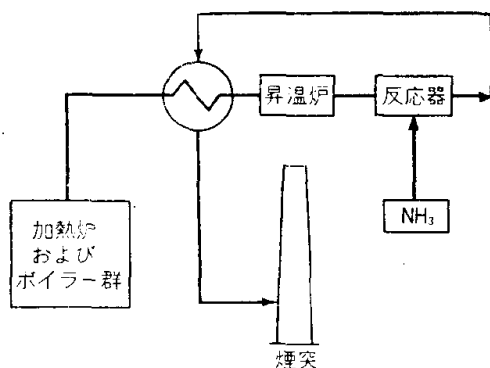


図 8 乾式集中脱硝プロセス

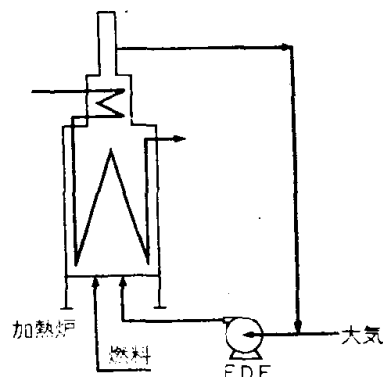


図 9 排ガス再循環システム

各フローを図 8、図 9 に示す。

① 排ガス再循環法

NO_x 濃度は排ガス循環量の増加とともに、急激に減少し、抑制効果は大きい。また NO_x 生成率は循環比のみによって定まり、バーナ構造、空燃比などの影響は受けない。

図 10 にその効果を示す。

排ガスの循環量を増せば増すほど NO_x 抑制効果は上がるが、循環量を増やし過ぎると火炎が不安定となつてついには消炎する。したがって最高排ガス循環比が存在する。

実験結果より排ガス循環による火炎の不安定性は排ガス混入後の燃焼空気中の O_2 濃度によって定まり、 O_2 濃度が 16~17% 以上で火炎は安定である。この結果過剰空気率 10% の場合、循環比 29% 程度可能であり、排ガス再循環法により NO_x は 65% 下げられる。ただし、熱効率の低下は避けられない。

② 低 NO_x バーナ

当社で開発した燃料 2 段燃焼形低 NO_x バーナについて述べる。燃料の一部（1 次燃料）と燃焼用空気的全量を予燃焼ポートへ供給して、1 次燃料を高過剰空気で急速燃焼させ、残りの燃料（2 次燃料）は複数のノズルにより予燃焼ポート外縁から炉内へ供給し、1 次燃料の燃焼排ガス中に残存する低濃度の酸素で 2 次燃料を緩慢

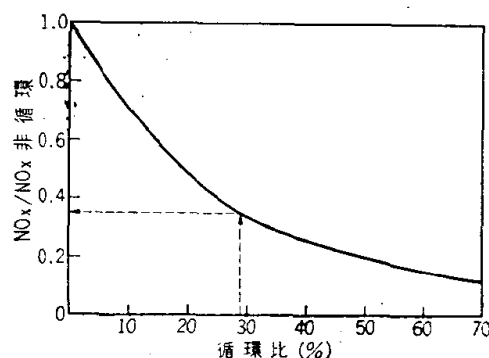


図 10 排ガス再循環の効果¹⁾

に低温燃焼させる。

さらに 2 次燃料はその噴出エネルギーで炉内の燃焼ガスを吸引し、燃焼開始前に燃料を希薄化させ緩慢低温燃焼を助長する。構造を図 11 に示す。また本低 NO_x バーナの NO_x 値を表 3 に示す。2 次燃料比、燃料の種類による影響を図 12、過剰空気の影響を図 13 に示す。

(2) 空気予熱の影響

当社の低 NO_x バーナを使用した時の燃焼空気温度と NO_x の関係を図 14 に示す。

これからも判るように燃焼空気を予熱した場合 NO_x の値は大きくなる。燃料がプロパンの場合、予熱温度を 200℃ とすると NO_x 値は予熱しない時の約 2 倍近くに

表 2. NO_x 低減策

方 法	化学的、物理的に分離除去する方法	燃焼技術の改善による方法	
		システムの改善	バーナの改善
排煙脱硝法	排煙脱硝法	排ガス再循環法 二段燃焼法	自己循環バーナ 燃焼 2 段 燃焼バーナ バイアスバーナ 分割火炎バーナ
内 容	分離除去	火炎温度の低下	火炎温度の低下
効 果	○	○	○
問題点	不経済	熱効率の低下 ターニングダウンに 限界、スス	燃料 適用炉に 制限あり
コスト	×	△	○
適 用	プラント、装置全体	中型装置、炉単独	炉単独

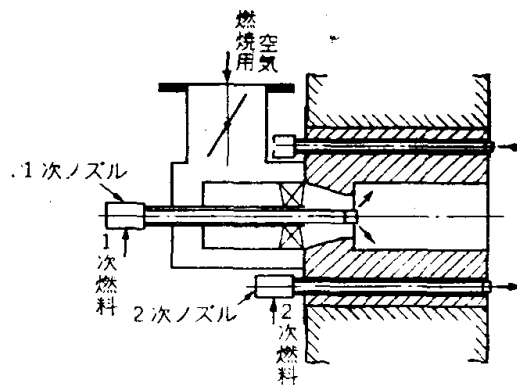


図 11 低 NO_x バーナの構造

表 3 各種燃料に対する NO_x 値

燃 料	従 来 バーナ	本 低 NO _x バーナ					NO _x 低減率 %
	NO _x 値 ppm						
	O ₂ 3% 実 測	O ₂ 3% 実 測	O ₂ 4% 換 算	O ₂ 6% 換 算	O ₂ 11% 換 算		
メタンCH ₄	77	15	14	13	8	81	
プロパン C ₃ H ₈	82	18	17	15	10	78	
灯 油	98	25	24	21	14	74	
A 重油	117	32	30	27	15	72	

条件 燃 焼 量: 400×10⁶kcal/h
バーナ数: 4 基
大炉出口温度: 850°C

なる。

そこで空気予熱器を使用した場合、低 NO_x バーナを使用する必要があると思われるし、予熱温度はむしろ NO_x 値より決める必要がある。

3. 経済性の検討

熱回収装置を取付けるかどうかの検討は、装置全体として考えるべきであり、プラントにおよぼす効果や工場全体でのメリットを十分考慮して対策をたてなければならない。すなわち省エネルギー投資コストと熱回収コストの経済比較を設備の規模、稼働率、ユーティリティコストの長期的見通しに立て行なう必要がある。

(1) 空気予熱器形熱回収システムの投資コストと回収期間の関係

年間燃料コストダウンは次式で表わされる。

$$S = \frac{C \cdot F}{100} \cdot x \cdot y \quad (\text{円/年}) \quad (4)$$

C: 燃料節減率 ((3)式で求める) (%)

F: 空気予熱設置前の燃料消費量 (kg/h)

x: 年間稼働時間 (h)

y: 燃料コスト (円/kg)

I: 投資額 (空気予熱器, ダクト, ダンパー, ファ

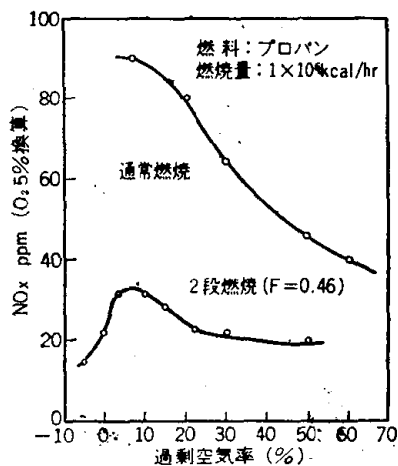
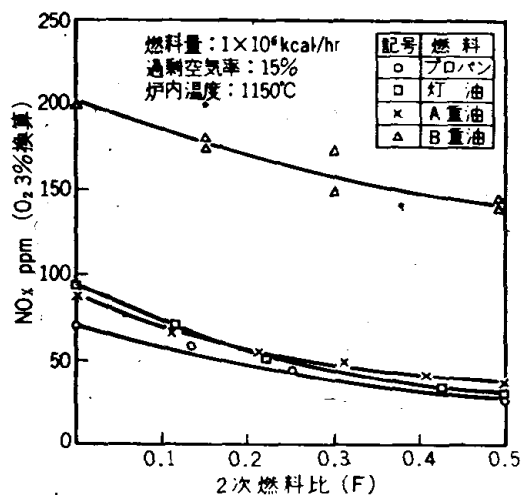


図 13 過剰空気の影響²⁾



$$2 \text{ 次燃料比 } F = \frac{F_2}{F_1 + F_2} \quad F_1: 1 \text{ 次燃料量 (kg/hr)} \\ F_2: 2 \text{ 次燃料量 (kg/hr)}$$

図 12 2次燃料比, 燃料の種類による影響²⁾

ン, 計器および工事費) (円)

α: 金利

n: 回収年数

投資額 I は次式を満足しなければならない。

$$I(1+\alpha)^n \leq \frac{S\{(1+\alpha)^n - 1\}}{\alpha} \quad (5)$$

[例3] 前述の [例1] のケースで検討する。

条件: 燃料コスト 26,000 円/kl (27.6 円/kg)

電力コスト 12 円/kW・h (3.3×10⁻³ 円/kJ)

金 利 10%

回 収 年 数 2 年

●投資額

空気予熱器, ファン, ダクト, ダンパーなど

.....5,000 万円

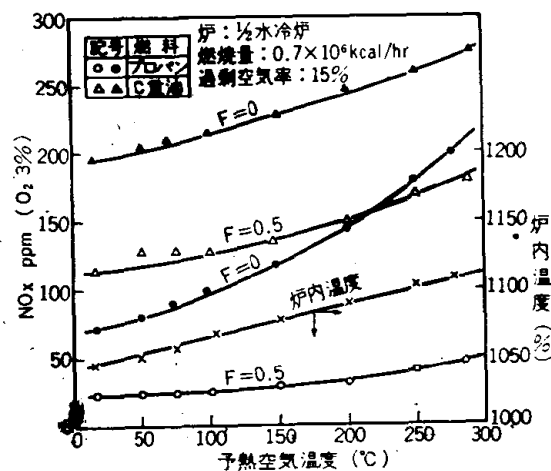


図 14 空気予熱の影響²⁾

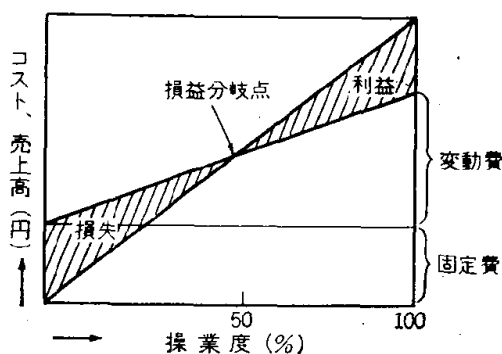


図 15 利益図表

●運転費

燃料節減量	1528 トン/年
金額	4,217 万円/年 ダウン
電力消費量	63 kW
金額	605 万円/年 アップ
年間コストダウン	3,612 万円/年

(5) 式より投資額は 6,270 万円以下であれば 2 年で回収できる。投資額は 5,000 万円であるので十分、投資効果があることが判る。

廃熱ボイラー設置の場合も同様に、投資額と（発生蒸気コスト-運転費アップ額）の比較で検討を行なえばよい。

(2) 損益分岐点分析

製品原価は操業度との関連で固定費と変動費に分けられる。これらの関係を図 15 に示す。

図 15 において、利益管理では損益分岐点を左下方に

押下げる政策をとる必要がある。外的要因による操業度低下、また燃料コストアップに伴う変動費の上昇に対処するため、熱回収により変動費コストを下げ、損益分岐点を押下げる方法がとられなければならない。

☆

以上“経済性からみた加熱炉の動向と選定の要点”という内容で、省エネルギー対策と NO_x 対策について述べたが、加熱炉の動向としては、さらにセラミックファイバーライニング使用にたる熱損失の低減および鉄骨の軽量化、加熱炉の計算機制御、サンシャイン計画の加熱炉への適用（本素ガス燃焼など）、最適プレハブの検討、新材料の利用などいろんな課題が考えられる。

また選定の要点としては、プロセス上の諸条件によって加熱炉のタイプは大体決まると思われるが、大切なことは、最高のものを選定するのではなく、国内、輸出とも客先の技術的、経済的事情に合った最適なものを選定することである。

当社においても、加熱炉メーカーとして省エネルギー対策、低 NO_x 化、低騒音化、計算機制御など、炉に関する種々の問題について、ビフォアサービス、アフターサービスを通じて、客先へ協力し、より最適な炉設計を行なうよう努力している。

参 考 文 献

- 1) 関口、沖山他：NO_x 低減化燃焼技術の確立（第一報）日立造船研究レポート p.13 (1973)
- 2) 関口、沖山他：NO_x 低減化燃焼技術の確立 日立造船研究レポート p.19, 22, 26 (1977)

MHD 発電と大気汚染対策

米国の TRW エネルギーシステム研究所および EPRI（電力研究所）の報告によると、将来の各種石炭だき火力、発電装置からの大気汚染質の排出量の比較では、常圧流動床燃焼システムと MHD 発電（電磁流体発電）組み合わせサイクルとが最も有望であるとされている。

MHD 発電の原理は、燃料を 2500℃ から 3500℃ 程度の高温で燃焼させると燃焼ガスに導電性を持たせることから、このガスを高速度で磁場を通過させることにより、磁場の方向およびガスの通路に直交する方向に電気を発生させる方式である。石炭燃焼の場合は燃焼ガス中に灰分が混入しているから、特別にガスの

導電性を増すためのシード材の添加も不要であり、有利である。石炭には窒素分が 1～2% も含まれ、またこのような高温燃焼を行なうため NO_x の発生は相当に大となると思われるが、TRW の報告では単位熱入力あたりの NO_x 排出量は新しい発電方式のうちで最も少いのことである。

また MHD 発電は普通のボイラーおよび蒸気タービンの発電システムの前に置かれ、3000℃ から 2000℃ 程度までの温度降下で発電を行ない、さらに一般のボイラー・蒸気タービン式発電システムに入るから合計して 55～60% 程度の総合発電端効率を得る。この値は普通のシステム

の発電端効率より 60% も高いから、単位出力あたりの NO_x 発生量はさらに低いものとなる。

前述のように石炭燃焼では排ガス中に多量の灰および硫酸化物を含むため、排煙処理による脱硝を実用化することは現在の技術レベルでは困難である。したがって燃焼方法の改善による NO_x 抑制による外なく、今後石炭火力の進展に伴いさらに研究を要する課題となろう。

一方液体燃料による MHD 発電システムの研究はわが国でも大型プロジェクト研究として推進されているが、NO_x 対策としては多段燃焼および無触媒脱硝技術が検討されている。石炭だき MHD 組み合わせシステムが、わが国の火力発電の主流になる日も近いかも知れない。

（市川道雄）