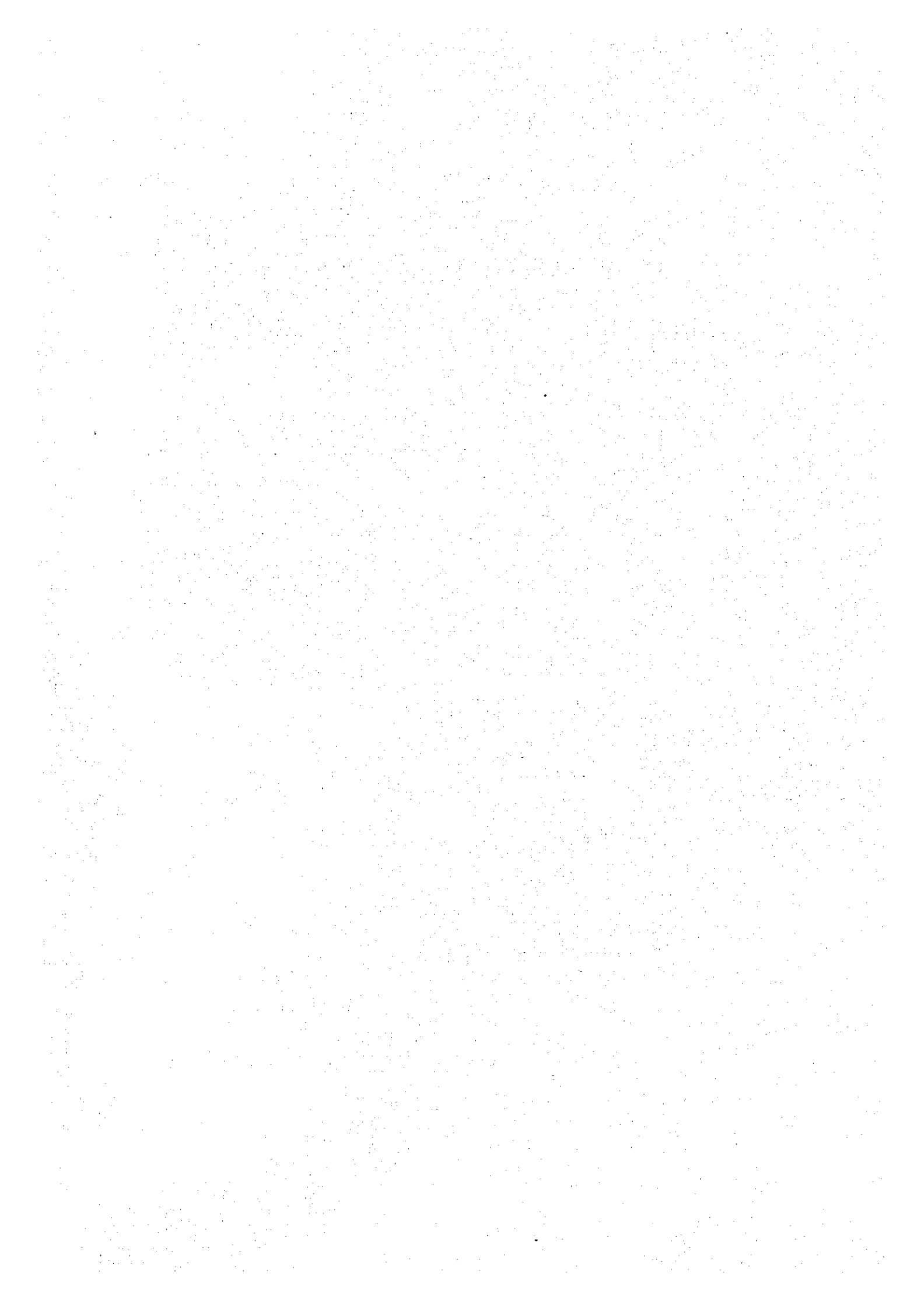


第6章

HIPARSA 社再活性化のための 適当な技術、設備、ユーティリティ



6.1 経済的な採掘方法の検討

(1) 概要

サブレベルケーピング法は坑道構造が単純で作業の標準化、機械化が容易な採掘法である。特にトラックレスシステムの採用された坑内は高性能の積込機械、運搬設備の導入により高い生産性が期待できる。

当鉱山も稼働当初からトラックレスシステムを採用し、一部積込、運搬設備の大型化を図り、生産性の向上に努めてきた。しかし、操業当時の実績では、採鉱部門の人員1人当たり生産性は、190t/人・月と非常に低い能力であった。

この原因として4.4でも述べたように、労務、電力供給、ペレット品質等の問題が上げられる。しかし、再活性化に伴う再稼働には、新たな組織体制で適正な人員配置を行ない、機械化採掘法を進めて生産性の向上を計るべきである。

(2) 生産能力

1) 概要

HIPASAM 操業当時の生産活動の障害となる外部要因を排除して考えた場合、当鉱山における生産能力を決定する主な要因として次の4点が上げられる。

- a) 各サブレベルに設けられた1切羽当たりの生産能力と切羽数
- b) 切羽より採掘された鉱石を1次クラッシャーまでトラック輸送する2次運搬能力
- c) 採掘鉱石を-300mmまで破碎する1次クラッシャー能力
- d) 1次粉碎された鉱石をスキップにて坑外に搬出する3次運搬能力

以下に、要因それぞれについての検討内容を述べる。

2) 切羽生産能力と切羽数

一般的に採掘作業は、穿孔、装薬・発破、積込・運搬作業から構成されており、採用されている採掘方法により、これら作業の構成が異なる。

HIPASAM 社では、扇状穿孔作業だけは装薬・発破、積込・運搬作業より数サブレベル先行して進められていた。よって切羽毎の生産能力は1発破当たりの起砕量と起砕後の鉱石の積込能力により決定され、目標となる生産量の確保は鉱画内に開設される切羽数による。

切羽の1発破当たりの生産量は、扇状穿孔における最小抵抗線間隔によって決定される。HIPASAM 当時、最小抵抗線は2列分を同時発破しており、1発破当たりの生産量は次の通りである。

$$\underline{1.8m^{*1} \times 9m^{*2} \times 23m^{*3} \times 4.5^{*4} \times 2 \times 0.85^{*5} = 3,000 t / \text{発破}}$$

※1：最小抵抗線

※2：平均鉱床幅

※3：サブレベル間隔

※4：鉱石比重

※5：実収率

起砕された鉱石は LHD により切羽より積込・運搬され鉱石用立坑に投入される。この LHD の運搬効率は、実操業時のサイクルタイム計測データや、詳細な作業状況のヒアリング等より 1,000 t/シフトで考える。

よって1切羽の採掘状況は装薬・発破作業に1シフト、側壁 (wall) ; 天盤 (roof) のゆるみ除去作業 (scaling) に1~2シフト、LHD による積込・運搬作業に3シフトとする 48 時間サイクルとなり、切羽生産能力は 1,500 t/切羽・日となる。

また当鉱山の鉱画設定は鉱床の賦存状況より、切羽の進行を鉱床の走行方向に進める縦型配置となっている。そこで目標となる生産量を確保するためには、鉱画内の同一サブレベルに複数の切羽を開設する必要がある。

これら開設される切羽の採掘作業は、それぞれ異なった作業サイクルで実施されるのが実情である。よって鉱床延長約 3,000m 間の同一サブ

レベルに開設される切羽数は装薬・発破作業で、LHDによる積込・運搬作業との競合、各レベルに設けられた穿孔及び運搬坑道の通気量（発破後及びLHDからの排ガス処理）等を考慮し、600～900m間隔に4切羽程度である。そして鉱画内には23m間隔で3段のサブレベルが設けられており、同鉱画内にはMax12切羽の開設が可能である。

しかし、実操業においては、各種の要因（岩盤条件、鉱石品位、諸作業の進捗状況等）により上述した切羽生産能力に変動が生ずる。また、切羽間隔の接近や、終掘、その他要因による休止切羽の発生により、生産切羽数も変化する。これらの変動は坑内貯鉱（約16,000t）、及び坑外ストックヤードでの貯鉱（約20,000t）にて、ある程度吸収は可能であるが、基本的には常時余裕を持った切羽数で操業する必要がある。

よって平均的には、生産可能な切羽を9～12切羽設け、常時5～6切羽より生産を行なうとした場合、年間約2,100kilo-t（1,500t/切羽・日×5～6切羽/日×20.8日/月×12カ月）の切羽生産量となる。

また、切羽開設のための坑道掘進により、年間500kilo-tの生産が見込まれ、上述した切羽からの生産量と合わせ、年間2,600kilo-tの生産が可能である。

3) 坑内ダンプによる2次運搬

LHDにより切羽から排出された鉱石は、立坑を通過してメインレベルに約200m間隔で設けられた貯鉱ビンにストックされる。貯鉱ビンからは40～42tダンプで1次クラッシャー供給用立坑へ運搬される。このダンプのシフト毎の運搬能率は、操業切羽及びLHDにより投入される貯鉱ビンの位置とダンプ配置台数による所が大きい。また、その他運搬能率に与える諸要因としては坑道条件（加背、路面、直進性等）、坑道通気量（ダンプ排ガス対応）等が上げられる。

第1次現地調査で入手した1988年～1990年の3年間のダンプ1台当たりの運搬能力より、平均運搬能率は400～500t/シフト・台と推定される。

よって、適正なダンプ台数の配車により、前項で述べた年産2,600kilo-t体制には、十分対応が可能であると思われる。

4) 1次クラッシャー、及びスキップによる3次運搬

410ML に設置されている1次クラッシャーは、給鉱口寸法 (Width×Gape) 1,800mm×1,470mm のジョウ型クラッシャーであり、モーター出力は300kW、破碎能力は800 t/h と十分な能力を有している。

また、480ML にスキップの Loading Station が設けられている。スキップは17 t/スキップ×2基の容量を持っている。運転スピードは12m/sec.、サイクルタイムは積込、排出時間を含め90秒であり、運搬能力は1次クラッシャー同様800t/h となっている。

1次クラッシャー、スキップともに十分な能力を持った設備であり、HIPASAM 当時の生産レベルを大きく上廻る2,600 kilo-t体制に向けての増生産には十分対応が可能と思われる。また、クラッシャーの破碎能力は供給される原石サイズ、供給量及び排出口寸法により決定される。特に発破後の原石サイズについては、第1次現地調査で明らかになった扇状穿孔規格に示される最小抵抗線 (1.8m)、孔間隔 (約1.0~1.2m) より大塊の発生は少ないと考えられ、運転状況のヒアリングでも、同クラッシャー供給口の閉塞等は認められなかったとのことである。

(3) 車輛系鉱山機械

1) ファンカットドリル

従来 HIPASAM 社にて使用していた Fan Drill Jumbo はエア一式ドリフターを装備し走行装置及びブーム作動用油圧パック共に、エアモーターを動力源としていた。しかし近年油圧式ドリフターを備え、高性能のタイヤもしくはキャタピラの乗駕されたディーゼルエンジンまたは電動モーター駆動の Jumbo が急速に発達している。

このような油圧 Jumbo の導入には、以下のメリットが上げられる。

- ①穿孔速度向上による穿孔作業の能率向上
- ②ドリルスチールのライフ向上による物品費の削減
- ③労働環境の改善 (騒音、じん埃、振動)

よって、HIPARSA 社再活性化には、従来のエア一式ドリフターに変え、機動性に富み、作業効率の高い油圧 Jumbo の導入を提案したい。

2) LHD 及び坑内ダンプ

現在保有する設備の約 70% は耐用時間 (25,000~30,000h) を越え、今後大幅な稼働率の低下、補修費増が見込まれる。

また、これら坑内で稼働する設備は、坑内トラックレス坑道に対応できるよう、エンジン、ミッション、フレーム強度、ディメンジョン、排ガス対策 (CO₂、NO_x等) が、坑外機種に比べ特別仕様となっている。

よって、再活性化後高い生産性を維持していくためには、LHD においては坑道条件がゆるす範囲では大型化を、また実収率、安全対策上は、ラジコン化対象機種への更新を検討すべきである。

ダンプは運搬坑道の加背縮小や稼働台数増による排ガス対策を目的とし、機高の低い走行性の高い、坑内専用ダンプを導入すべきである。

(4) メインレベル坑道

現在メインレベル (70m 間隔) には、3 本 (さっ孔、積込、運搬) の坑道が設けられているが、再稼働後は車両交差のための待避スペース等を設け、積込、運搬坑道の併用により坑道本数の削減を図るべきである。

(5) その他

当鉱山の場合、再稼働後は採掘切羽が深部へと移行していく。このため坑内要所の各作業場への移動時間がますます長くなる。よって、将来は坑内に作業員詰め所等を設置し、実働時間の減少を防ぐべきである。

また、各車両系鉱山機械のメンテナンスも、坑内に整備工場を設け、OVH 以外の修理は坑内で実施できるようにすべきである。

6.2 経済的な選鉱プロセスの検討

選鉱工場の最も重要な技術的課題は、リン分の除去、低減である。リン分が高いという難点のあるシエラグラnde鉄鉱床の経済的価値は、リン分が除去できるかどうかにかかっている。

6.2.1 過去に提案あるいは試みられたリン分低減対策

リン分低減のために過去に実行された主な対策を、提案されたが実行されなかったものも含めて列挙すると次の通りである。現段階で決定的な解決策となるものは認められない。

(1) 浮選試薬

従来使われてきたトールオイルと燃料油のエマルジョンは、アパタイト浮選の代表的な試薬である。それでも浮選の効果を高めるために最適の浮選試薬を求めて、いろいろな試みがなされているが、結局これに代わる画期的な試薬は見出されていない。さらに可能性がないわけではない。しかし、十余年の操業の間に見出されなかったものを、短期間のラボテストで見出すことはほとんど期待できない。

(2) 単体分離のための細粉砕

細粉砕によってマグネタイトとアパタイトとの単体分離をよくすれば、リン分が低減できることが確認されている。-44 ミクロン 100%の細粉砕が実行可能なこともプラントテストによって確認されている。しかしペレタizingプラントは -44 ミクロン 90%が従来受け入れ可能な限度とされたので、実際の生産はこのレベルで推移した。

(3) 15 inch サイクロンから 10 inch サイクロンへの置き換え

粉砕回路の閉回路用 15 inch サイクロンを 10 inch サイクロンに置き換える提案がなされ、プラントテストも行なわれている。ヒアリングするオペレーションのエンジニアがいないので、その目的は確認できないが、ペブルミルの循環荷重を増して、超微粉の発生を少なくしようとしたものであろう。期待されたほどの効果が得られなかったようで、結局 15 inch サイクロンに戻っている。

(4) 磁選における試み

磁選においての水の使用量を増すこと、磁選の回数を増すことがリン分の低減に効果のあることが報告されている。2重に磁選処理を行なうプラントテストが実施され、その効果は確認されたようである。また1系列に6台の2次磁選機を集中して使用すると、効果が期待できるという報告もあるが、実際にテストされたかどうかは定かではない。

(5) ペブルミルからボールミルへの転換

グライndィングメディアにリン分を含むペブルミルの欠点は知られており、ボールミルへの転換が提案されている。効果は期待できるが、実際に具体化が図られた形跡はない。

6.2.2 その他の有力な対策

これまで HIPASAM 社、もしくは HIPARSA 社の報告には現われた様子がなく、検討されたことがあるかどうかは不明であるが、有力な対策として以下の3点を挙げるができる。

(1) 2段階処理

浮選サイズに粉碎して第1段階の磁鉄鉱の濃縮と不純物除去を行ない、さらに粉碎してペレットフィードサイズで第2段階の浮選、磁選を行なう、2段階処理のプロセスである。1992年ペルーのマルコナ鉄鉱山で Refractory pyrrhotite sulphur の大幅な低減に成功した。浮選による不純物の除去を必要とする鉄鉱石から、ペレットフィード鉄精鉱の生産に適したプロセスである。今回提案しようとする技術の根幹であり、シエラグランデ鉄鉱石に対する適用は後に詳述するが、マルコナの例を参考として、内容を簡単に紹介しておくことにする。

ペレット原料鉄鉱石の生産技術は、アメリカでタコナイトの処理を通じて著しく進歩した。現在のような製鉄原料ペレットの生産技術そのものが、タコナイト資源化の一端として開発されたと言える。実験はアメリカの U.S. Bureau of mines を中心として、ミネソタ大学内の Mines experiment station で行なわれた。実験に供された原料はタコナイトの微粉鉄精鉱であった。

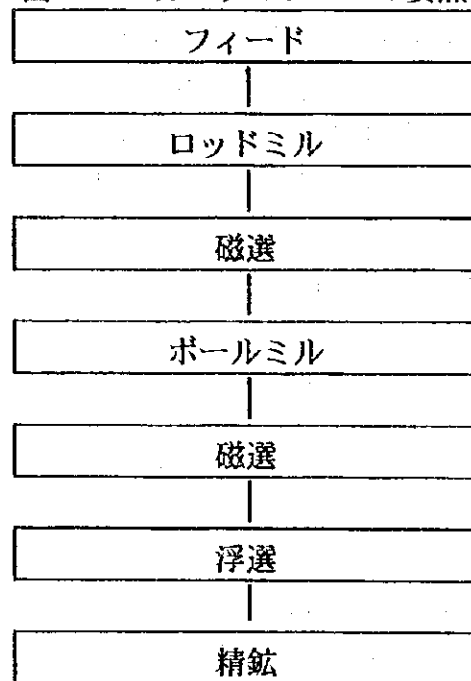
タコナイトは30%程度の鉄分を微細な磁鉄鉱、あるいは赤鉄鉱の形で含むチャートである。選鉱技術が発達する以前は製鉄原料としての経済的価値はなく、ただの岩石と見なされていた。アメリカの Lake Superior 地方に広く分布し、タコナイトの名もこの地方の言葉と言われている。選鉱技術の発展を背景に、タコナイト資源化の気運が高まり、磁鉄鉱質のタコナイトについては、微粉碎と磁選によって高品位の鉄精鉱の回収が達成された。タコナイトから得られた鉄精鉱は、鉄品位が高く、不純物も少なく、成分的には良質の高炉原料であった。しかしながら80%、あるいはそれ以上が-200メッシュとか-325メッシュという微細な粉状である。従来の焼結法によって塊状化するのは困難であった。ペレット法によって初めて、タコナイトは重要な製鉄原料鉱石となったのである。タコナイト精鉱を原料と

して、エリーマイニング社が商業的なペレットの生産を開始したのは1955年であった。

製鉄原料ペレットの歴史は浅く、最初からタコナイトと関係が深かった。そのためかどうか、ペレットフィードの選鉱は不純物の有無に拘わらず、タコナイト型のプロセスとなっているようである。ペレットフィードサイズに粉碎して磁選を行ない、サルファーやリンなどの不純物を含む場合には、磁選精鉱に対して浮選を行なう。マルコナの場合もそうであったし、シエラグランデでもそうである。

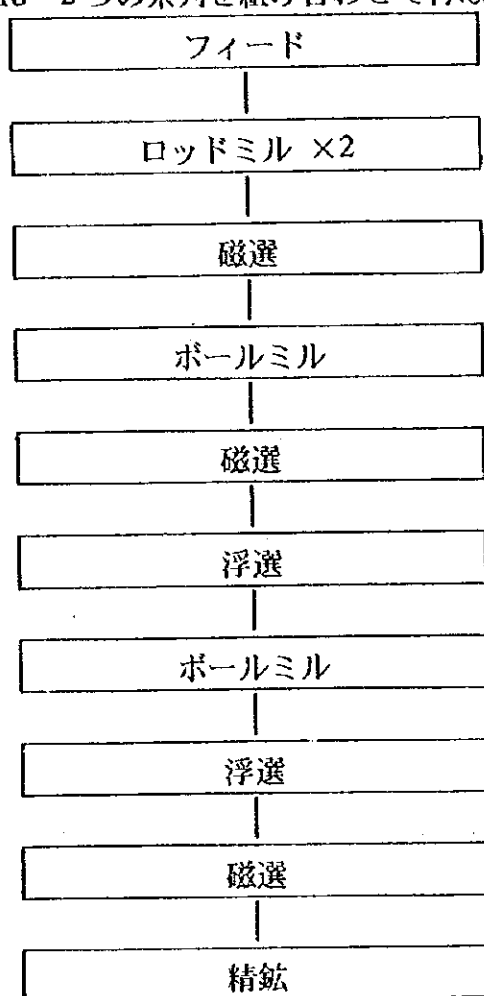
マルコナのオリジナルのフローの要点は、**図-17**に示す通りである。

図-17 マルコナのフローの要点



2段階処理は2つの系列を組み合わせて、**図-18**に示すフローで実施された。

図-18 2つの系列を組み合わせて行なわれた2段階処理



マルコナにおける2段階処理は、輸出用ペレットフィードの硫黄分を低減する目的で行なわれた。規格の上限は0.22%Sであったが、粗鉱の質が劣化して、0.25%S以下にならないという状況を打開するためである。2段階処理によって0.04%S以下の鉄精鉱が得られた。0.02%Sというデータもある。従来輸出用原料とならず、廃棄処分も勧告されていた、Pyrrhotiteの多い鉱石も輸出原料になり得ることも確認された。

ペレットフィードは一般に浮選フィードとしては細かすぎる。2系列分の1次磁選精鉱を1本化して、1台のボールミルで粉碎すると、当然1段処理の場合より産物は粗くなり、ちょうど浮選には最適のサイズになる。ここで第1段階の磁選、浮選を行なった後、もう1台のボールミルでペレットフィードサイズに粉碎して、第2段階の浮選、磁選を行なうと好結果が得られる。

(2) シープベンドでの閉回路粉碎

今回の提案には含めなかったが、もう1つ有力な手段が知られている。磁選精鉱をシープベンドでふるい分け、200メッシュないし325メッシュの網上を再粉碎、再磁選することによって、鉄精鉱の純度を高めるものである。これもタコナイト由来の技術で、前述のエリーマイニング社が1967年に開発したものである。

図-19にエリーの成功を報ずる『E/MJ-April,1967』の記事から、フローのみ引用して示した。

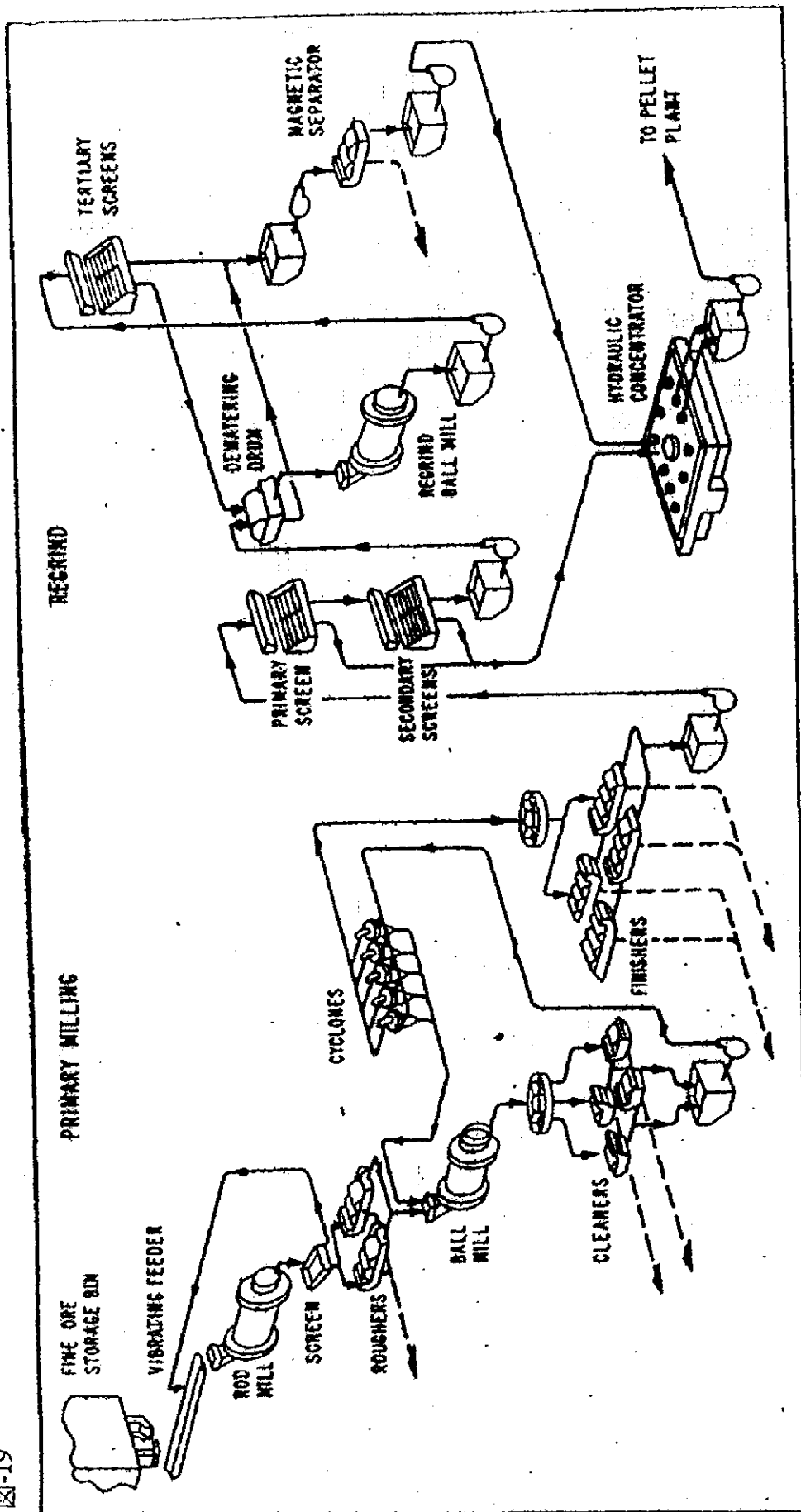
普通閉回路粉碎用分級機には、サイクロンが用いられる。シエラグラндеでもそうである。サイクロンには重液選鉱類似の作用が働いて、比重の小さい脈石は粗くてもサイクロンのオーバフロー、すなわち閉回路粉碎の産物側に動きやすい。従って、これから得られる磁選精鉱の粗粒部分には、磁鉄鉱と脈石との片刃が集まる。これをふるいにかけて、サイクロンとは逆に比重の大きい磁鉄鉱は網下に、比重の小さい脈石は網上に動きやすい。この網上を再粉碎し、磁選することによって精鉱中の不純物を除き、鉄品位を向上させるのである。

少なくとも1977年にはアメリカ、カナダでは、この目的でたくさんのシープベンドが使われていた。エリーのオリジナルはフラットシープであったが、処理能力の大きいシープベンドを使った形で普及した。1977年には当時なお鎖国状態にあった中国でも、エリー式のフラットシープが実用化されていた。

(3) ハイドロリックコンセントレータによるデスライミング

もう一つ、タコナイトの選別ではよく知られた技術で、シエラグラundeにはないものに、ハイドロリックコンセントレータによるデスライミングがある。非常に細かいサイズの不純物は、浮選はもちろん、磁選も効果的な除去が困難になる。前述したように HIPASAM 時代に磁選の効果は水量が多いほど、磁選の回数が多いほど効果のあることが知られているが、これはデスライミングの効果にほかならない。

この種の極微粒子の除去には、サイフォンサイズのような加圧水によってデスライムを行なう装置が安価で効果的である。上述のエリーでは 1962 年にデスライムの効果を確認し、導入が決定された。図-19 の右下に見られる Hydraulic Concentrator がそれで、サイフォンを備えている。



▲ PRIMARY-SECONDARY SCREENS upgrade concentrate from finisher magnetic separators; oversize is reground for tertiary screens.

6.2.3 シエラグランデにおける2段階処理の問題点

シエラグランデ選鉱工場には、3系列の設備がある。粉碎能力には余力があるので、そのうちの2系列を使えば2段階処理は容易に実現できると考えられた。ところが第1次現地調査の結果、現状にはいくつかの基本的な問題のあることが判明した。

(1) オペレーションのエンジニアの不在

すでに5章で述べたように、現在HIPARSA社にはオペレーションのエンジニアは全くいなくなっており、過去の実績、実情がはっきりしない。対策をディスカッションしようにも相手がいない。マルコナでは現地オペレーションのエンジニアとのディスカッションによって、初めて対策が具体化したのである。

(2) オペレーションテストは実行不可能

それでもプラントが運転でき、オペレーションテストができれば、実績はプラント自体が答えてくれる。現在30名の人員が所属しているという事前情報もあり、プラントは時々動かしているという未確認情報もあって、オペレーションテストにも期待していた。しかし、30名は名目的な人員で、実質は保全要員3名のみで、設備もすぐに運転するというわけにはいかないことが次第に明らかになった。

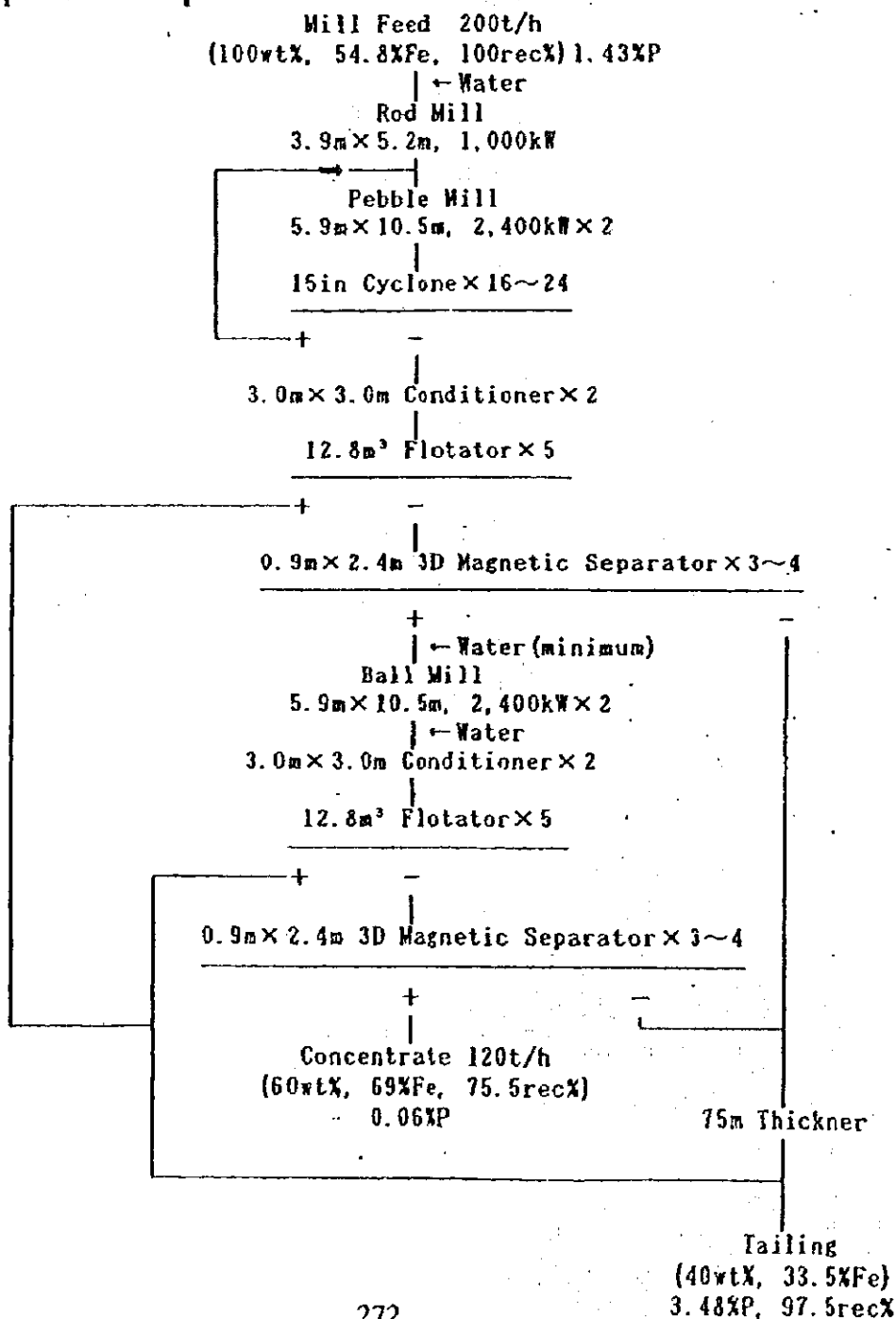
(3) 巨大過ぎるペブルミル

第1次現地調査では、オペレーションの実績がほとんど得られなかった。散在するデータの解析とシュミレーション計算を重ねることで、ある程度プラントの実態を理解することができた。その結果ペブルミルが大きすぎ、2系列を1本に統合するような単純な形では2段階処理はできないことがわかった。

6.2.4 2段階処理のオペレーションテストプラン

図-20 は、現地における討議のために、上述のフローをいくぶん具体化したもので、Inception Report の Appendix-II に掲げた図の要部である。6.2.3 の (1) と (2) で触れたように、オペレーションのエンジニアがおらず、オペレーションテストも実行できないことから、フローに関する討議は実現しなかった。

図-20 Operation test plan



6.2.5 粉砕ミルの過去の実績

2段階処理の実際のフローを選定するためには、過去の実績に基づく具体的な検討が必要である。ところがすでに述べたように過去の実績が判然としない。ヒアリングする相手のオペレーションのエンジニアがいない。入手できたデータはお互いに矛盾するものもあり、真相がはっきりしない。

最小限必要なのはグライディングミルの操業実績と個々の磁選・浮選の選別成績である。ところが粉砕ミルについては、最も重要な処理量、消費動力、フィードサイズ、及び産物サイズの関係を示すデータが皆無である。

しかし、このままでは一步も前に進めないで、理論的な補強に想像も加えて、あちこちのデータを取りまとめ、過去の実態を探ってみる。

(1) ロッドミルワークインデックス

第1次現地調査で提供された1988年から1990年までの資料によれば、仕事指数 (Work Index) が毎月記録されており、年平均及び月別の範囲は表-89の通りで、3年間の平均は12.76kWh/tである。第1次現地調査では誰も仕事指数の意味を知らず、測定法も不明であった。この値は鉍石の性状を示すインデックスの一つとして記録されており、鉍石の硬さの変化を記録するために実験室で測定されたものと考えた。

表-89 Record of work index

Year	1988	1989	1990
Work Index range	12.24 to 14.35	11.57 to 13.92	11.31 to 13.97
Average	13.22	12.63	12.43

しかし、第2次現地調査において、これはロッドミルの操業データから求めたオペレーティングワークインデックスであることが明らかになった。測定は毎日行なわれており、月別の値はその平均値と見られる。仕事指数は鉍石の硬さに比例し、粉砕機の粉砕効率に反比例するとされるインデックスである。ボールミルと違って、ロッドミルは日常的に効率の変化

が大きく、鉱石の硬さの指標としては適切ではない。しかしこれからロッドミルそのものの操業実態を知ることができる。

1986年11月のロッドミルの仕事指数は11.70~15.16の範囲で、平均は13.11kWh/tであった。表-48と表-49に1986年11月の分析品位と粒度のデータを例示した。表-49によればロッドミル産物の粒度は-100メッシュ50.7~62.7の範囲であり、平均は58.2%である。80%通過サイズでは280~290ミクロン程度に相当する。

第1次現地調査において、ロッドミルの消費電力が799kWであるという手書きの資料を入手していた。850kWという資料もあった。これらと1986年11月のデータを参考にして、ロッドミルの推定操業実績を、表-90に示した。

(2) ペブルミルの操業実績

ペブルミルについてはデータが乏しく、容易に実態を知ることができなかった。特に電力消費量がはっきりしない。第1次現地調査で、2064kWと記入された手書きの資料を入手していたが、やはり手書きの2880kWと記入された資料もあった。その差は大きく、無視できない。第2次現地調査では記入した人はいなくなっており、確認できなかった。運転日誌のペブルミル電力の欄に数字はあったがkWではなく、何らかの倍数を乗ずる必要があるようで、結局わからなかった。

プラントを建設した栗本鉄工の試運転時の記録、(北尾昭夫:アルゼンチンにおける鉄鉱石選鉱プラントの建設について、『浮選』Vol.29, No.1(1982-春), P.25-31)に重要な手がかりがあった。当初粉碎粒度の目標は-44ミクロン95%で、ペブルミルの消費動力3300kWで達成できた。しかし精鉱の比表面積が3000cm²/gを上回った。-44ミクロン92~93%を目標とし、2400kWで比表面積2400cm²/g以下の条件が達成できたという。-44ミクロン90%なら2064kWが正しく、2880kWはロッドミルとの合計量と判断される。

粒度を記録した表-49には、ペブルミルの粉碎産物、すなわちサイクロンオーバフローはないが、その磁選精鉱が記録されている。-325メッシュで86.0~93.1%の範囲にあり、平均は89.1%である。80%通過サイズでは32~35ミクロン程度に相当する。

新給鉱の量は、表-48 からある程度推定できる。分析品位には大幅なばらつきがあり、サンプリングの精度に疑問はあるが、他に適当な資料がない。1次磁選の給鉱、精鉱及び尾鉱の鉄品位は、それぞれ平均 53.87%Fe、60.82%Fe 及び 22.06%Fe である。これから精鉱の歩留を求めると 82%になる。リン品位は 1.360%P、1.099%P 及び 2.470%P で、これから求めた歩留は 81%である。ロッドミル排鉱 120 t/h の内約 98 t/h がペブルミルの新給鉱である。ペブルミルの産物にはこの他に 18 t/h のペブルの損耗分が加わる。

ペブルミルの推定操業実績も、表-90 に示した。

表-90 Estimated grinding mill performance in the past

Rod Mill:	Feed rate	t/h	120
	Power consumed	kW	810
	Power consumption	kWh/t	6.75
	Feed size, F ₈₀	micron	21,400
	Product size, P ₈₀	micron	287
	Work index	kWh/t	12.94
Pebble mill:	Pebble	t/h	18
	Feed rate	t/h	98
	Power consumed	kW	2,064
	Power consumption	kWh/t	21.06
	Feed size, F ₈₀	micron	287
	Product size, P ₈₀	micron	33
	Work index	kWh/t	18.31

6.2.6 2段階処理のフローシートの検討

(1) マルコナ型の典型的な2段階処理

第1次現地調査及び帰国後の検討の結果、粗鉱量は年間2,600,000 t、精鉱量は年間1,100,000 tを前提とすることになった。プレコンセントレートの量は年間1,900,000 t、年間330日の運転とすると、1時間当たり250 tのレベルである。

現状の1系列138 vhは必要な処理能力の半分をやや上回る程度で、**図-21**に示すような2系列を1本化する、典型的な2段階処理が可能に見える。第2段目の粉碎は新たなリン分の混入を避けるため、ペブルミルを減速の上ボールミルとし、サイクロンの重選効果を避けるため開回路にしてある。また、浮選フロスの再粉碎回路は磁選だけでなく、一層のリン分低減のため浮選も行なう。

図-21のように2系列を単純に1本化すると、ロッドミルフィードは120 vhの2台分に1台分のペブル18 vhを加え、258 vhの処理量である。この条件で粉碎成績を試算してみると、**表-91**のような結果になる。

ロッドミルは現状の**表-90**と変わらない。第1段階のペブルミルについては産物粒度の違いだけである。80%通過サイズが現状の33ミクロンから、74ミクロンと最適の浮選サイズになっている。

第2段階のミルについてはボールミルに転換すると、粉碎効率が向上して仕事指数が小さくなる。しかしここではそれは無視して計算した。それでも浮選サイズで廃石が除去される結果、産物サイズは細くなる。フィルタが整備され、ペレットプラントが改善されて、この程度の精鉱の受入れが可能となるなら、2段階処理によるリン分の低減は一層期待できる。

ところが、具体的に検討してみると、そう単純には行かないことが明らかになった。問題はペブルミルが巨大過ぎることである。

图-21 Flowsheet of typical two stage processing plan

1,900,000t/year
330days/year

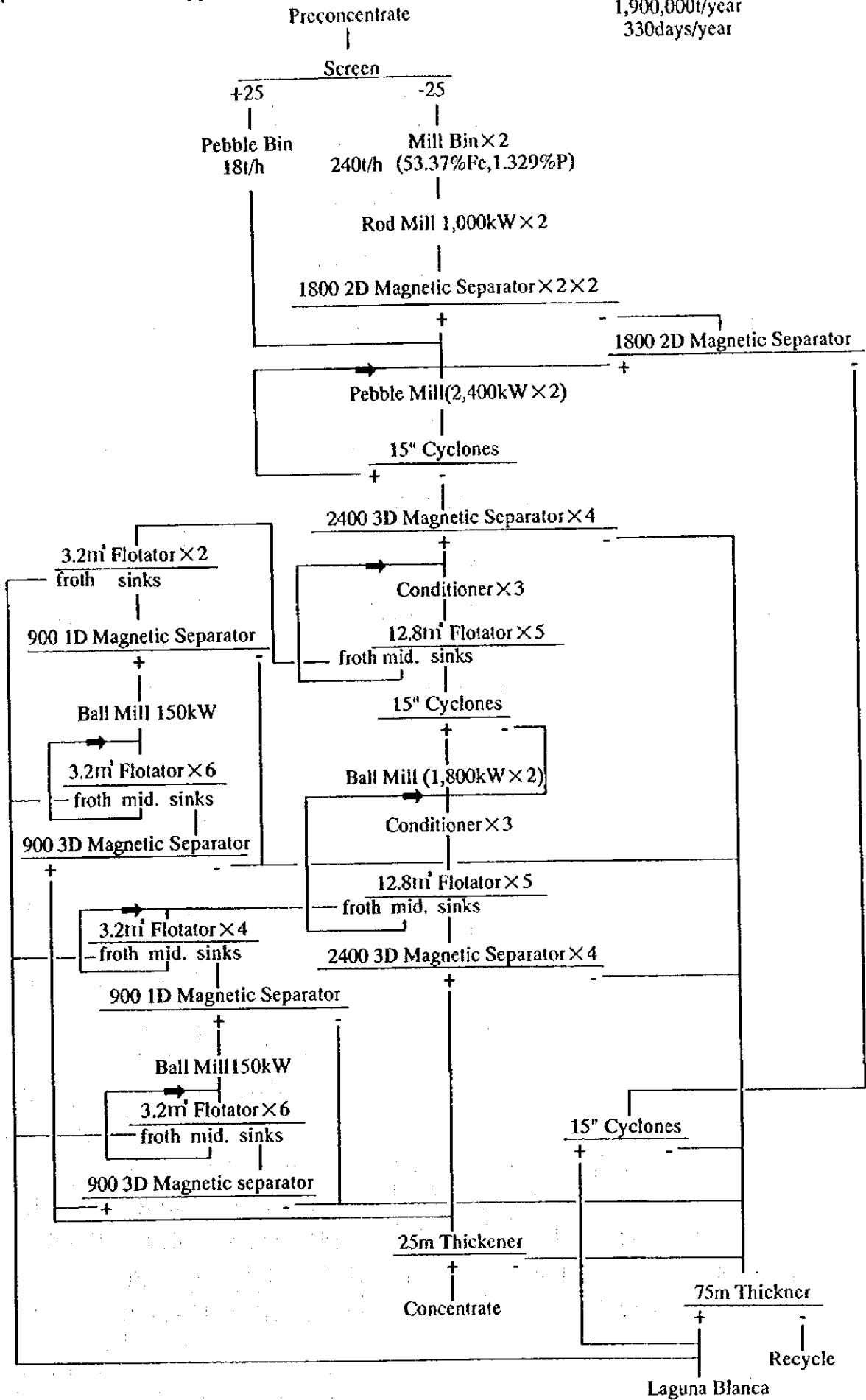


表91 Expected grinding performance of typical two stage processing

Rod Mill:	Feed rate	t/h	120×2
	Power consumed kW		810×2
	Power consumption kWh/t		6.75
	Feed size, F80 micron		21,400
	Product size, P80 micron		287
	Work index kWh/t		12.94
Pebble mill:	Pebble	t/h	18
	Feed rate	t/h	196
	Power consumed kW		2,064
	Power consumption kWh/t		10.53
	Feed size, F80 micron		287
	Product size, P80 micron		74
	Work index kWh/t		18.31
Ball mill:	Feed rate	t/h	165
	Power consumed kW		2,064
	Power consumption kWh/t		12.51
	Feed size, F80 micron		74
	Product size, P80 micron		29
	Work index kWh/t		18.31

(2) シエラグラндеにおける2段階処理

現在のペブルミルの消費電力推定値は、2064 kWである。これは設備動力 4800 kWの43%に過ぎない。消費電力はミル内のペブルの量にほぼ比例するが、ミル内ペブルの量はすでに安定なオペレーションの適正範囲を下回っていると判断される。

さらに重要な問題は、第2段階の粉碎である。ペレットフィード鉄精鉱中のリン分の低減のためには第2段階の粉碎はボールミルにする必要がある。ボールはペブルより比重が大であるから、消費電力のレベルも高くなる。ミルを減速しても最低3000 kWに近い。

単純な形での2段階処理が不可能となれば、変則的な形を考えなければならない。最も工事が少なくすみ、可能性の大きいのはロッドミルの1台をボールミルに転換して、第2段階の粉碎を行なう方式であろう。フローシート案を図-22に、粉碎成績の控えめな予想を表-92に示す。

Fig-22 Idea of new flowsheet

1,900,000t/year
330days/year

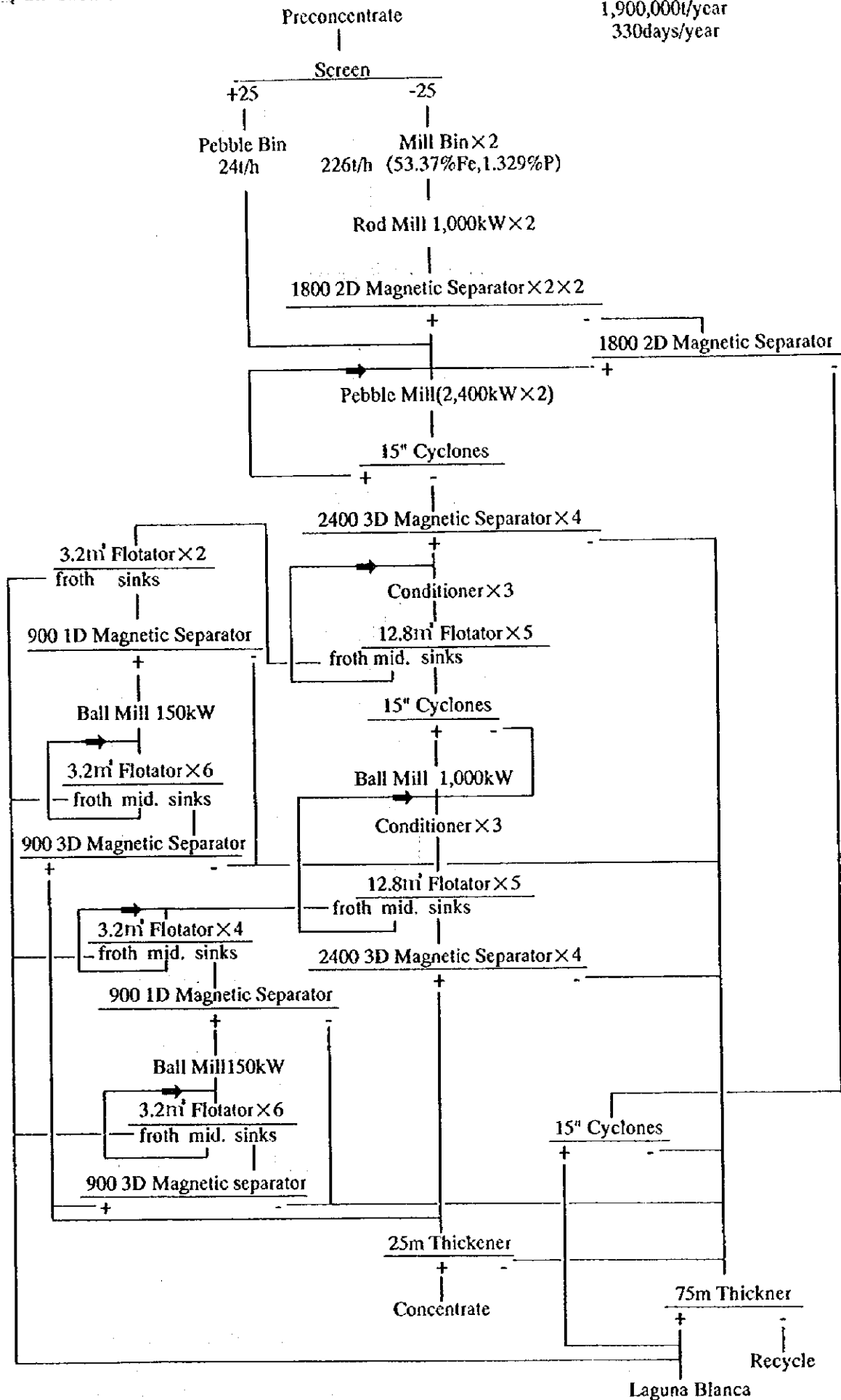


表-92 Grinding mill performance expected

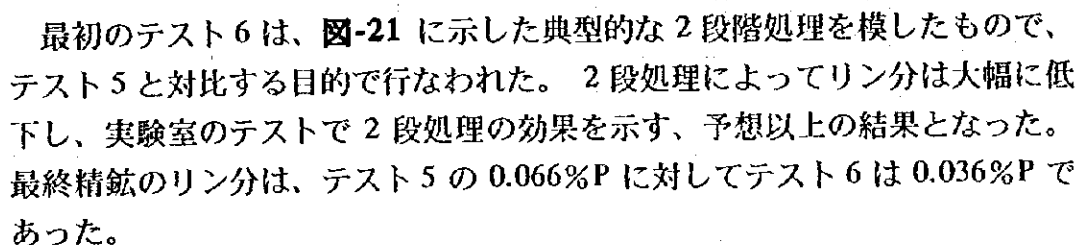
Rod Mill:	Feed rate t/h	113×2
	Power consumed kW	810×2
	Power consumption kWh/t	7.17
	Feed size, F80 micron	21,400
	Product size, P80 micron	258
	Work index kWh/t	12.94
Pebble mill:	Pebble t/h	24
	Primary mag. conc. t/h	180
	Power consumed kW	2,660
	Power consumption kWh/t	14.76
	Feed size, F80 micron	258
	Product size, P80 micron	49
	Work index kWh/t	18.31
Ball mill:	Feed rate t/h	161
	Power consumed kW	780
	Power consumption kWh/t	4.84
	Feed size, F80 micron	49
	Product size, P80 micron	33
	Work index kWh/t	15.46

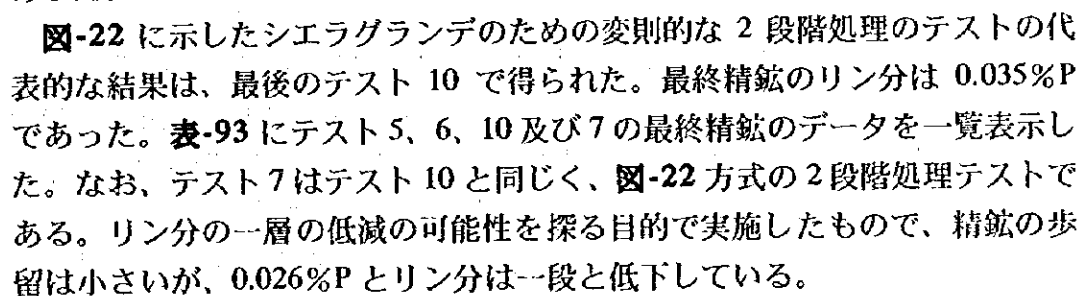
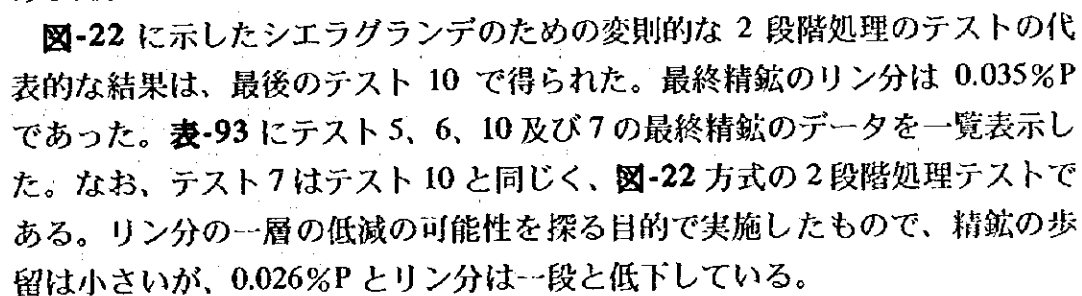
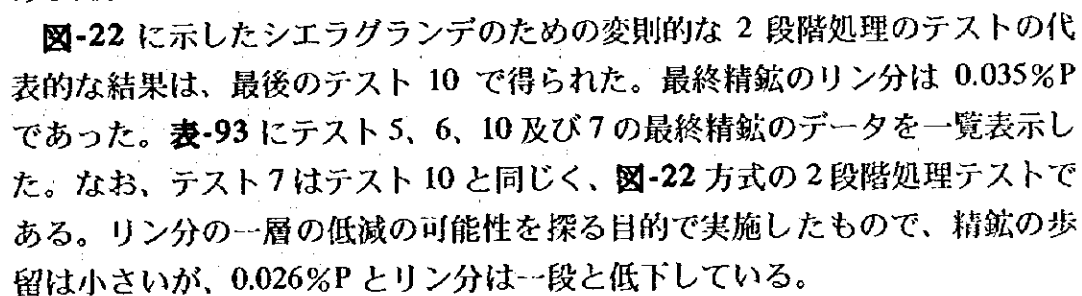
6.2.7 ラボラトリにおける選鉱試験

オペレーションテストが実施不可能と判断されたので、実験室のバッチテストを試みることになった。静的な（スタティックな）試薬の比較、あるいは粉碎粒度の比較などの場合には、実験室の試験で十分判定が可能である。しかし、動的な（ダイナミックな）要素を含む 2 段階処理の効果が、実験室のバッチテストで立証できるかどうかは疑問であったが、他に手段がない。

第 1 次現地調査時の予備テスト（テスト 1、テスト 2）を経て、JICA 調査団の帰国後も JICA 専門家の指導の下に、HIPARSA によって 2 段階処理のテスト 3、テスト 4 が継続実施された。しかし使用された標準ふるい（200 及び 325 メッシュ）の劣化が著しく、粉碎粒度が粗過ぎて成果は得られなかった。現状の 1 段階処理の予備テスト（テスト 5）も実施され、これは好結果が得られている。

限られた期間ではあるが、HIPARSA のラボラトリにおいて本格的な選鉱試験を実施する決定がなされ、JICA 調査団の第 2 次現地調査に先行して、標準ふるい他、最小限必要な機材を携行した JICA 専門家が現地に派遣された。INTEMIN の全面的な協力も得られることになった。

最初のテスト 6 は、-21 に示した典型的な 2 段階処理を模したもので、テスト 5 と対比する目的で行なわれた。2 段階処理によってリン分は大幅に低下し、実験室のテストで 2 段階処理の効果を示す、予想以上の結果となった。最終精鉱のリン分は、テスト 5 の 0.066%P に対してテスト 6 は 0.036%P であった。

-22 に示したシエラグラन्दのための変則的な 2 段階処理のテストの代表的な結果は、最後のテスト 10 で得られた。最終精鉱のリン分は 0.035%P であった。-93 にテスト 5、6、10 及び 7 の最終精鉱のデータを一覧表示した。なお、テスト 7 はテスト 10 と同じく、-22 方式の 2 段階処理テストである。リン分の一層の低減の可能性を探る目的で実施したもので、精鉱の歩留は小さいが、0.026%P とリン分は一段と低下している。

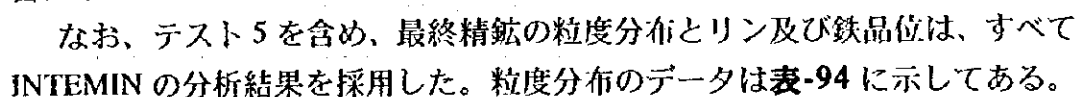
なお、テスト 5 を含め、最終精鉱の粒度分布とリン及び鉄品位は、すべて INTEMIN の分析結果を採用した。粒度分布のデータは -94 に示してある。

表-93 Property of final concentrate

		Test 5	Test 6	Test 10	Test 7
Yield (weight recovery)	%	46.95	48.81	46.26	29.23
Size					
- 45 micron	%	90.44	86.34		75.59
Assay					
T.Fe	%	70.73	69.87	70.39	70.84
P	%	0.066	0.036	0.035	0.026
Distribution into concentrate					
Fe recovery	%	56.60	58.99	57.49	35.80
P recovery	%	2.83	1.49	1.44	0.70

表-94 Size distribution of final concentrate

Size micron	% of Passing			
	Test 5	Test 6	Test 10	Test 7
250	99.96	99.96		99.98
150	99.92	99.94		99.96
75	99.65	99.74		99.66
45	90.44	86.34		75.59
25	43.82	43.91		36.78
20	30.88	25.78		22.74

図-23～図-25 に、テスト結果の概要を、重量、鉄分及びリン分の分布率の形で図示した。精鉱については粒度、%Fe、%P の値も記入してある。浮選尾鉱（フロス）は実際のプラントでは再粉碎、再処理によって精鉱と廃滓に分離される。

テスト結果の詳細を記入したテストのフローを、図-26～29 に示した。

Fig-23 Distribution of weight in laboratory tests

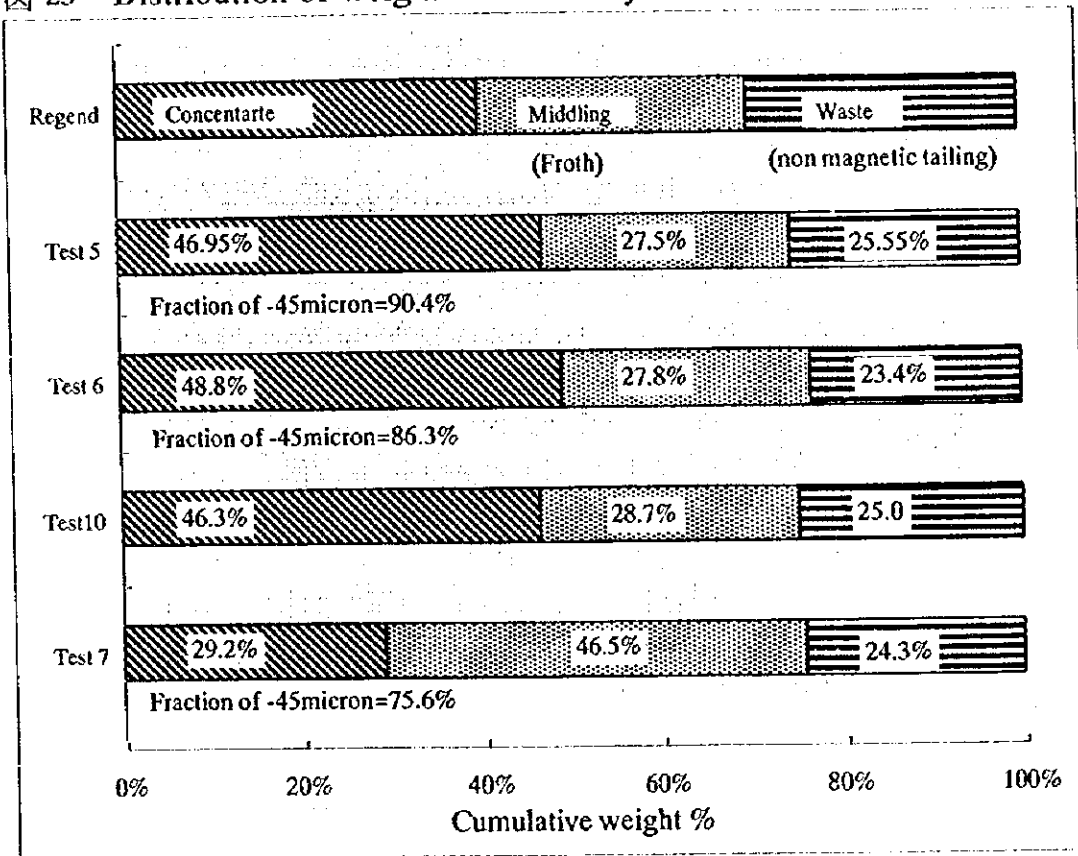


Fig-24 Distribution of iron in laboratory tests

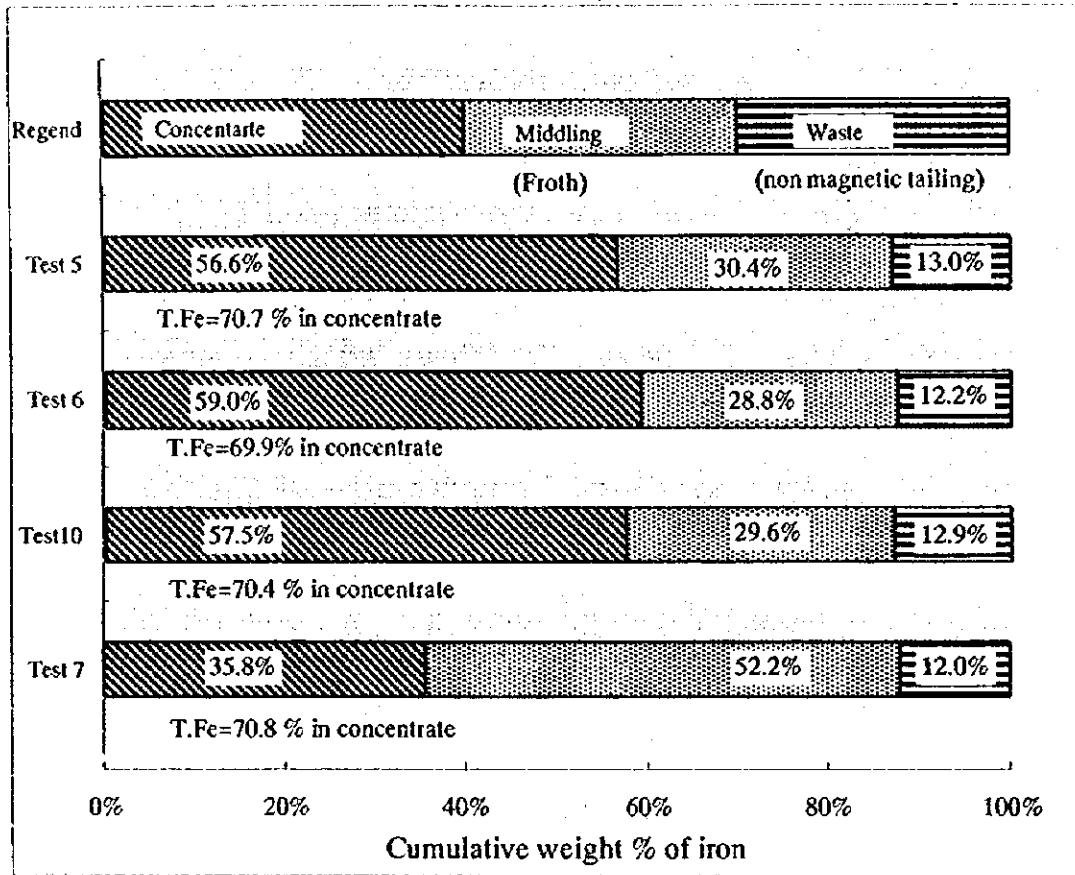
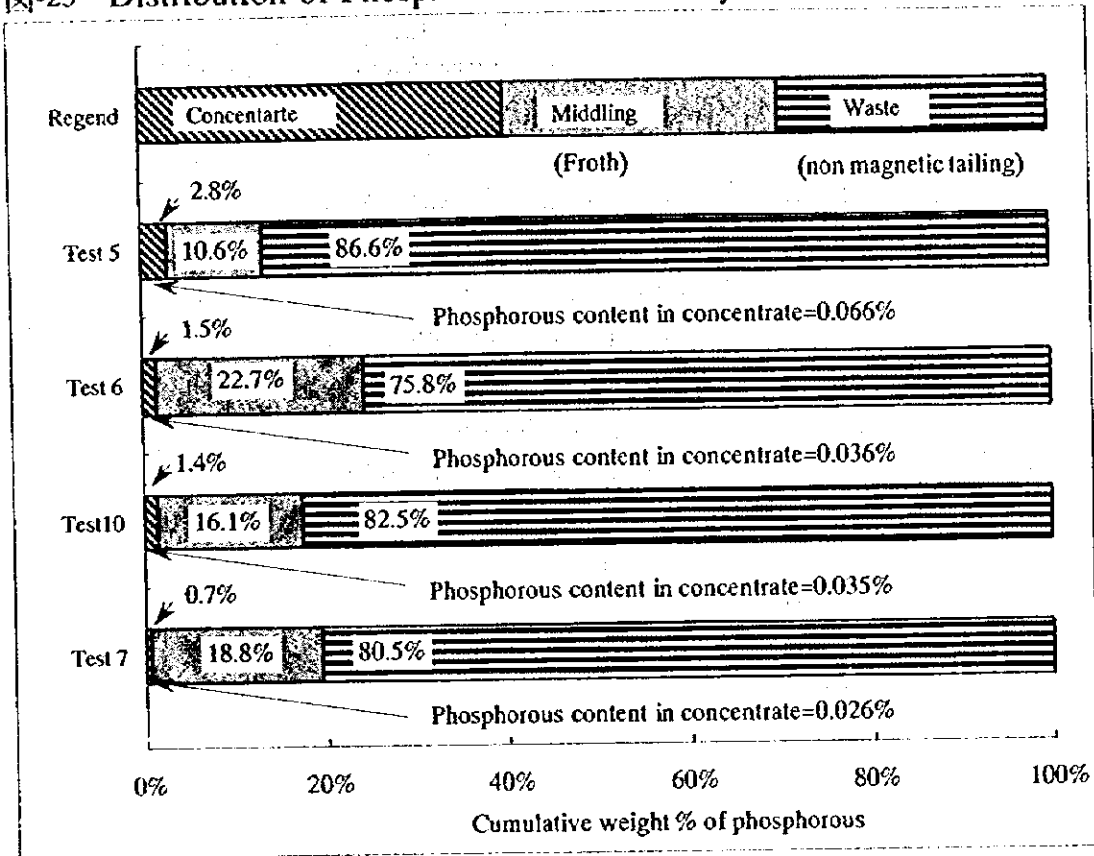
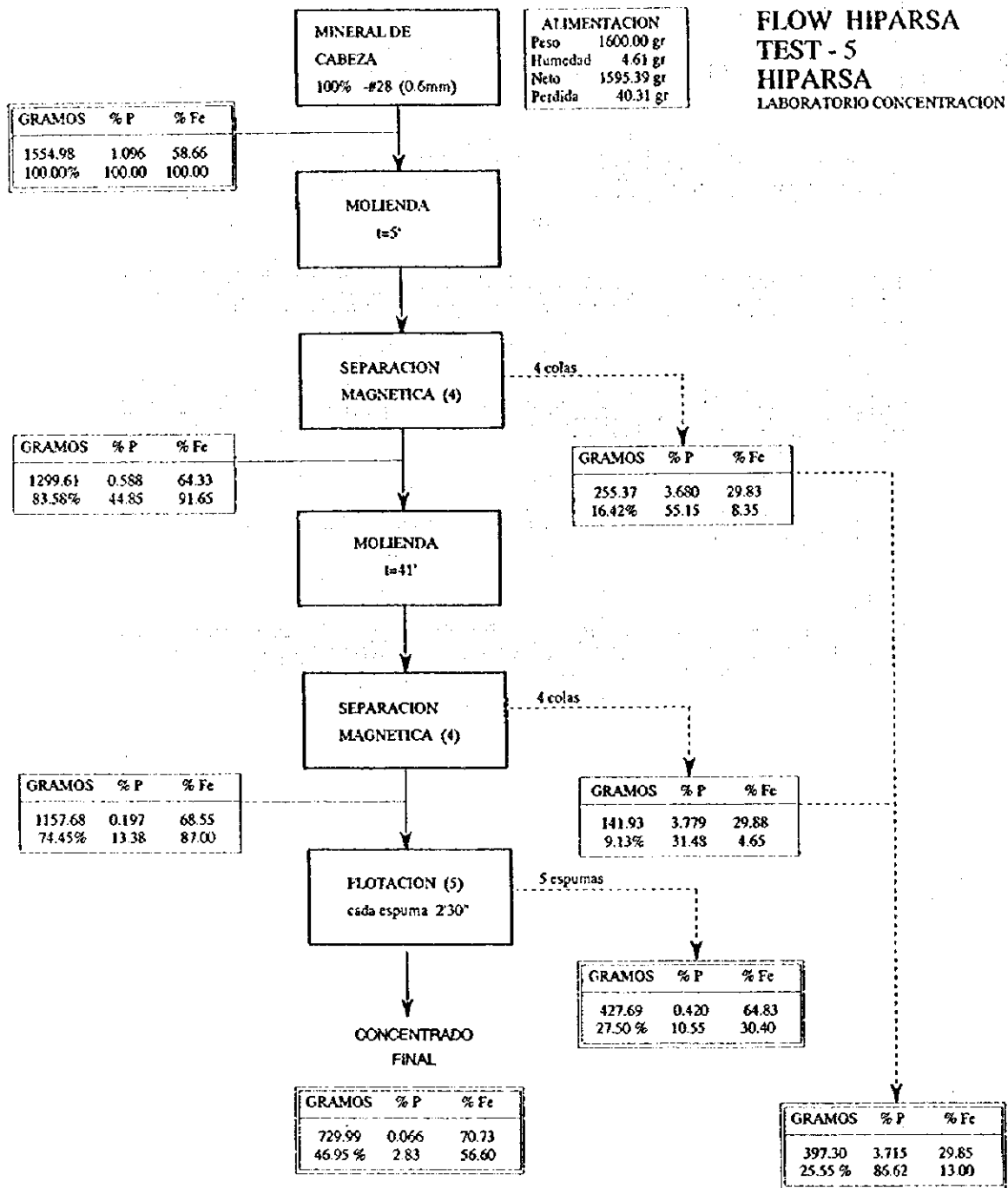


Fig-25 Distribution of Phosphorous in laboratory tests





**FLOW JICA
TEST - 6
HIPARSA
LABORATORIO CONCENTRACION**

MINERAL DE CABEZA
100% -#28 (0.6mm)

ALIMENTACION
Peso 1600.0 gr
Humedad 5.2 gr
Neto 1594.8 gr
Perdida 28.0 gr

GRAMOS	% P	% Fe
1566.8	1.180	57.81
100.00%	100.00	100.00

MOLIENDA
t=5'

SEPARACION MAGNETICA (2)

**RECUPERACION Fe
SEPARACION MAGNETICA (1)**

GRAMOS	% P	% Fe
1349.8	0.762	62.31
86.15%	55.66	92.85

GRAMOS	% P	% Fe
217.0	3.776	29.83
13.85%	44.34	7.15

MOLIENDA
t=20'30"

SEPARACION MAGNETICA (3)

**RECUPERACION Fe
SEPARACION MAGNETICA (1)**

GRAMOS	% P	% Fe
1220.2	0.398	65.72
77.88%	26.30	88.52

GRAMOS	% P	% Fe
129.60	4.168	30.26
8.27%	29.37	4.37

FLOTACION (5)
cada espuma 2'30"

**RECUPERACION Fe
SEPARACION FLOTACION (3)**

GRAMOS	% P	% Fe
232.8	1.510	58.10
14.86%	19.02	14.93

MOLIENDA
t=20'30"

FLOTACION (5)
cada espuma 2'30"

**RECUPERACION Fe
SEPARACION FLOTACION (4)**

GRAMOS	% P	% Fe
987.4	0.136	67.51
63.02%	7.27	73.59

GRAMOS	% P	% Fe
435.4	0.962	60.02
27.79%	22.66	28.85

GRAMOS	% P	% Fe
784.8	0.085	68.88
50.09%	3.63	59.67

GRAMOS	% P	% Fe
202.60	0.332	62.23
12.93%	3.64	13.92

SEPARACION MAGNETICA (3)

GRAMOS	% P	% Fe
20.0	1.982	30.89
1.28%	2.14	0.68

GRAMOS	% P	% Fe
764.80	0.036	69.87
48.81%	1.49	58.59

GRAMOS	% P	% Fe
366.6	3.824	30.04
23.40%	75.85	12.16

MINERAL DE CABEZA
100% -#28 (0.6mm)

ALIMENTACION
Peso 1600.0 gr
Humedad 0.0 gr
Neto 1602.0 gr
Perdida -2.0 gr

FLOW JICA
TEST - 10
HIPARSA
LABORATORIO CONCENTRACION

GRAMOS	% P	% Fe
1602.0	1.121	56.64
100.00%	100.00	100.00

MOLIENDA
t=5'

SEPARACION MAGNETICA (2)

RECUPERACION Fe
SEPARACION MAGNETICA (1)

GRAMOS	% P	% Fe
1346.0	0.641	61.85
84.02%	48.09	91.74

GRAMOS	% P	% Fe
256.0	3.640	29.27
15.98%	51.91	8.26

MOLIENDA
t=30'

SEPARACION MAGNETICA (3)

RECUPERACION Fe
SEPARACION MAGNETICA (1)

GRAMOS	% P	% Fe
1210.1	0.265	65.58
75.54%	17.88	87.46

GRAMOS	% P	% Fe
135.90	3.990	28.56
8.48%	30.21	4.28

FLOTACION (5)
cada espuma 2'30"

RECUPERACION Fe
FLOTACION (3)

GRAMOS	% P	% Fe
167.70	1.252	58.34
10.47%	11.70	10.78

MOLIENDA
t=15'

FLOTACION (5)
cada espuma 2'30"

RECUPERACION Fe
FLOTACION (3)

GRAMOS	% P	% Fe
1042.4	0.107	66.75
65.07%	6.18	76.68

GRAMOS	% P	% Fe
459.50	0.628	58.56
28.68%	16.07	29.65

GRAMOS	% P	% Fe
750.60	0.043	69.89
46.85%	1.81	57.81

GRAMOS	% P	% Fe
291.80	0.269	58.68
18.21%	4.37	18.87

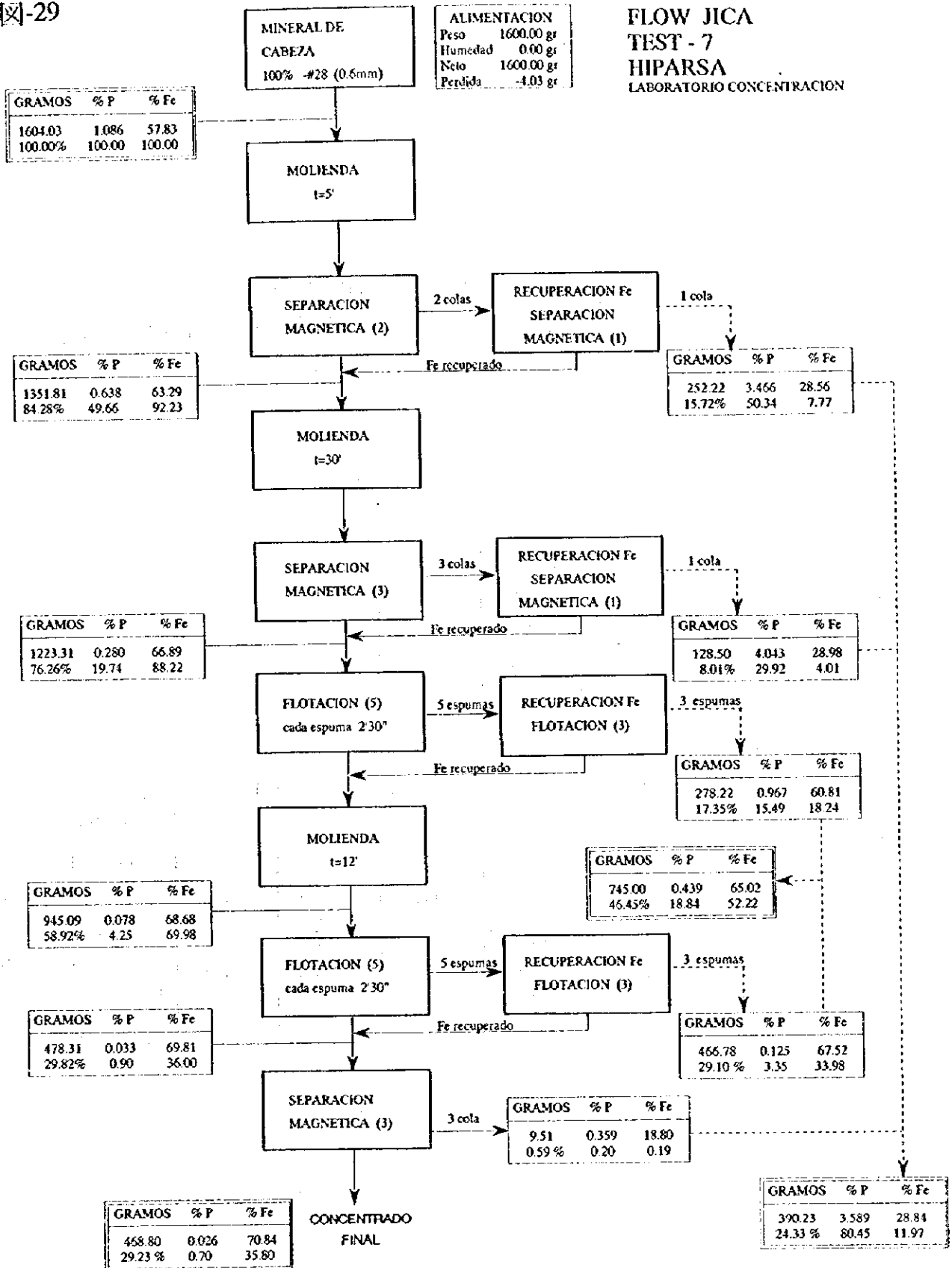
SEPARACION MAGNETICA (3)

GRAMOS	% P	% Fe
9.50	0.693	30.69
0.59%	0.37	0.32

GRAMOS	% P	% Fe
741.10	0.035	70.39
46.26%	1.44	57.49

GRAMOS	% P	% Fe
401.40	3.689	29.06
25.06%	82.49	12.86

**FLOW JICA
TEST - 7
HIPARSA
LABORATORIO CONCENTRACION**



6.2.8 予想選鉱成績

(1) 過去の選鉱成績

1980年から1990年までの生産実績を、表-64と表-65に示した。これとは別に、1988年から1990年までの磁選尾鉱と浮選尾鉱を区別した操業実績も入手している。3年間の合計は表-95、96に示す通りである。

表-95 Operation Performance (1988-1990)- Preconcentration plant

Product	Weight	
	t	%
Run-of-mine ore	3,912,946	100
Waste	1,098,663	28.1
Preconcentrate	2,814,283	71.9

表-96 Operation Performance (1988-1990)- Concentration plant

Product	Weight		Assay		Distribution %	
	t	%	% Fe	% P	Fe	P
Preconcentrate	2,845,056	100	52.98	1.315	100	100
Non-magnetic tail	914,862	32.2	23.61	3.095	14.3	75.7
Flotation tail	208,992	7.3	51.82	3.269	7.2	18.3
Concentrate	1,721,202	60.5	68.73	0.131	78.5	6.0

(2) 予想選鉱成績

表-64、65 及び表-95、96 の操業実績と選鉱試験の結果を考慮した、予想選鉱成績を表-97、98 に示す。プレコンセントレートの品位は、表-64 の値、すなわち 1980 年から 1990 年までの平均値とした。なお岩石坑道の掘進を減らすという採鉱方法の変化も若干考慮した。

表-97 Estimated concentration operation-1
Preconcentration plant

Product	Weight	
	t/year	%
Run-of-mine ore	2,600,000	100
Waste	700,000	26.9
Preconcentrate	1,900,000	73.1

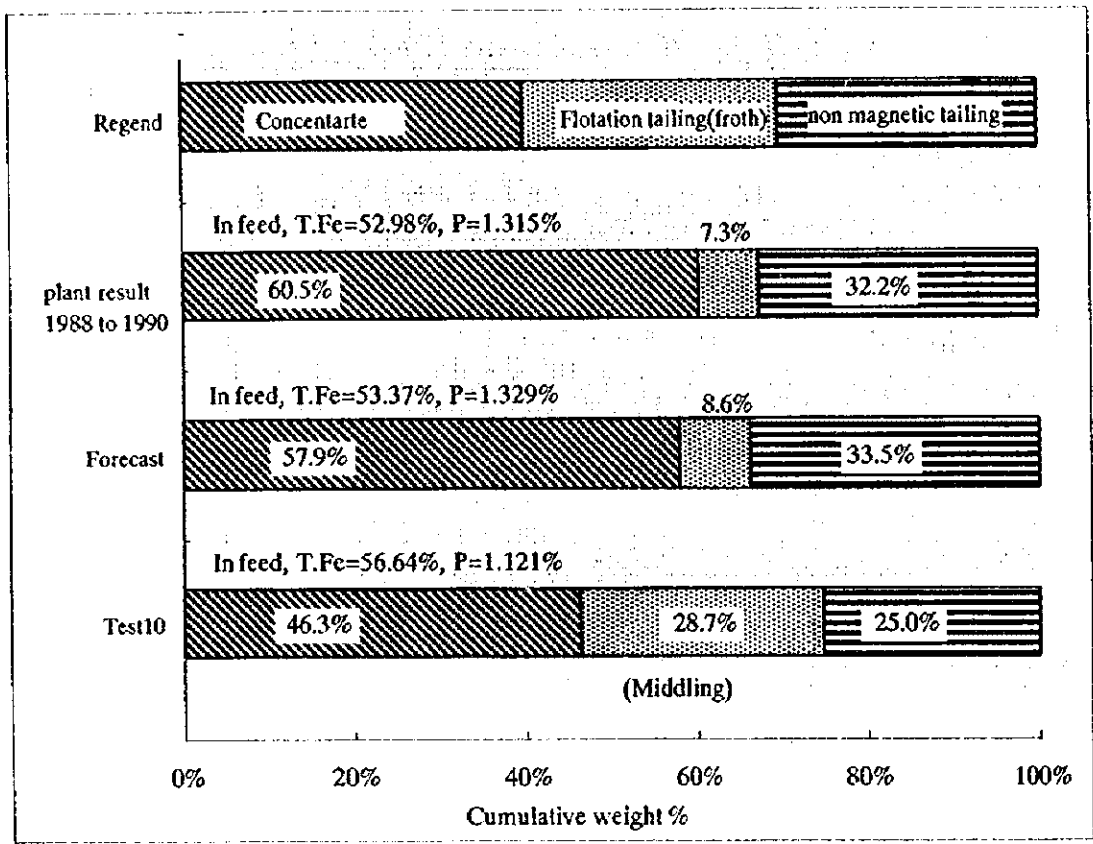
表-98 Estimated concentration operation-2

Product	Weight		Assay		Distribution %	
	t/year	%	% Fe	% P	Fe	P
Preconcentrate	1,900,000	100	53.37	1.329	100	100
Non-magnetic tail	637,000	33.5	24.40	3.260	15.3	82.2
Flotation tail	163,000	8.6	57.69	2.434	9.3	15.7
Concentrate	1,100,000	57.9	69.50	0.047	75.4	2.1

(3) 操業実績及び選鉱試験との対比

図-30 から図-32 に選鉱工場の予想選鉱成績を、表-96 の操業実績及びテスト 10 の結果と対比して、重量、鉄分及びリン分の分布率の形で図示した。フィードのプレコンセントレートの品位が異なるので、直接比較することはできない。フィード品位も図に記入した。

图-30 Distribution of weight



☒-31 Distribution of iron

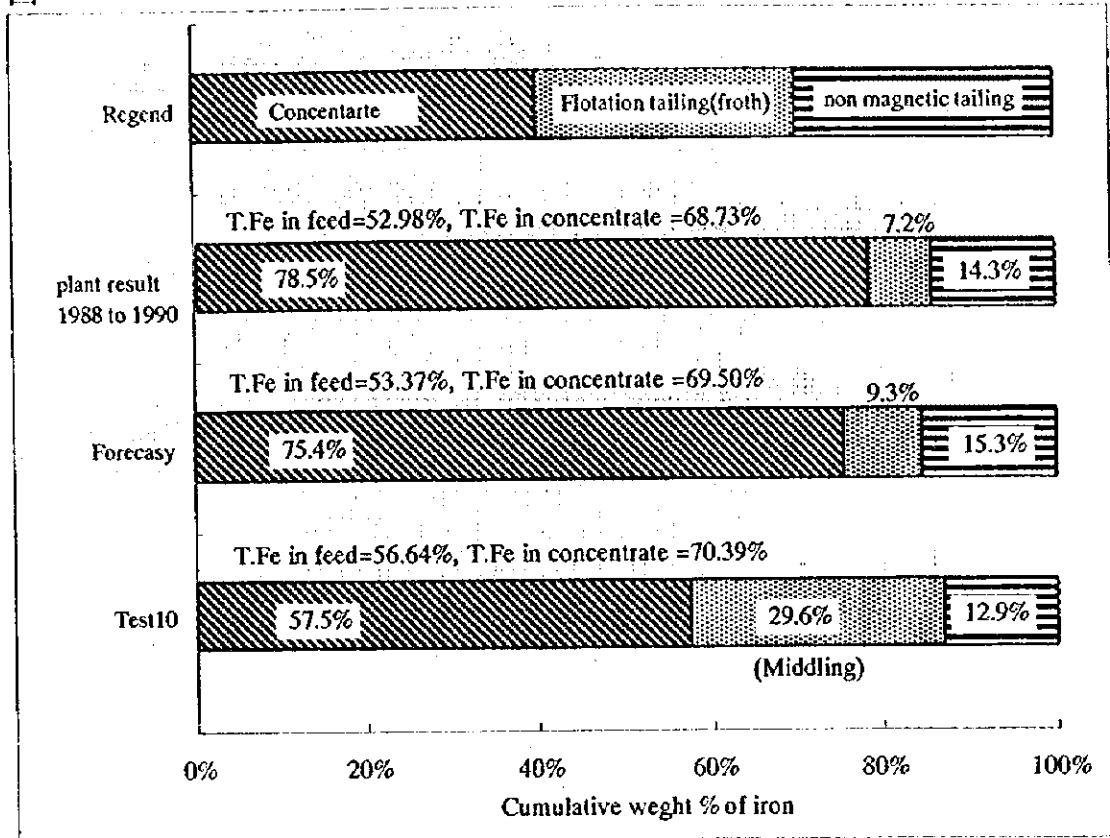
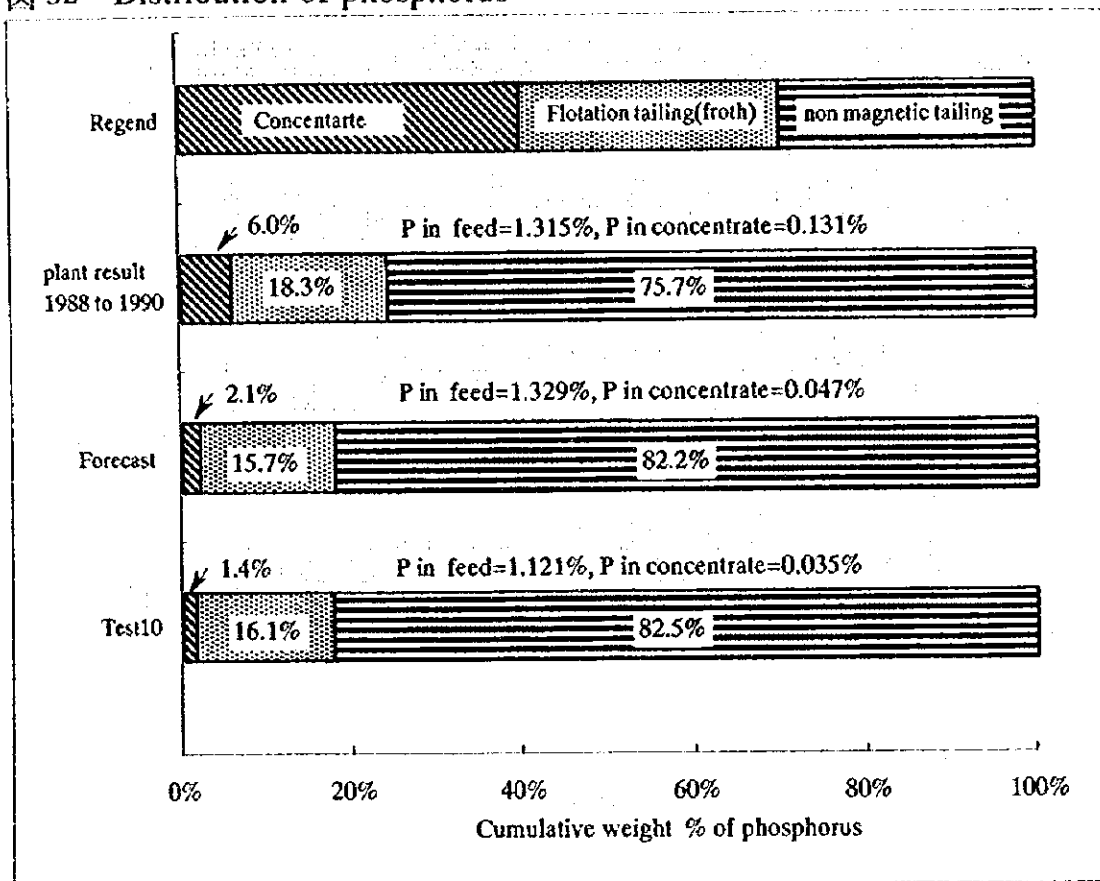


图-32 Distribution of phosphorus



6.2.9 発展的な検討

(1) 細粉碎によるリン分の低減

リン分の低減を確実にするために、さらに検討しておくことにする。最も効果的な手段は精鉱の粒度を細かくすることである。HIPASAM 操業開始当初の計画値である-44 ミクロン 95%に粉碎すれば、リン分低減の余地は大いに増加する。精鉱の脱水が過去に問題とされたが、フィルタを改善すれば解決する見込である。粉碎能力には十分余裕がある。-44 ミクロン 90% (表-92) から 92.5% 及び 95% に粉碎する場合の、ペブルミルとボールミルの粉碎成績の試算を表-99 に示した。

表-99 Grinding result estimation in fine grinding

- 44 micron % in final concentrate		90	92.5	95
Pebble mill				
Pebble	t/h	24	24	24
Primary mag. conc.	t/h	180	180	180
Power consumed	kW	2,660	2,930	3,260
Power consumption	kWh/t	14.76	16.28	18.11
Feed size (F80)	micron	258	258	258
Product size (P80)	micron	49	44	38.5
Work index	kWh/t	18.31	18.31	18.31
Ball mill				
Feed rate	t/h	161	161	161
Power consumed	kW	780	780	780
Power consumption	kWh/t	4.84	4.84	4.84
Feed size (F80)	micron	49	44	38.5
Product size (P80)	micron	33	30	27
Work index	kWh/t	15.46	15.46	15.46

前述したサイフォンサイザによるデスライムも、ある程度リン分低減の期待がある。しかし、2段階処理の最終段の磁選はデスライムの効果が大きく、サイフォンサイザは必ずしも必要とは考えていないが、デスライムの強化は精鉱の比表面積の低減に役立つ。サイフォンサイザは可能性の

ある選択肢の1つになる。

シーブバンドも同様である。2段階処理の浮選と細粉碎によってリン分の低減は可能であるが、シーブバンドによる閉回路粉碎は精鉱の比表面積の低減には大いに貢献する。これも将来の選択肢の1つになる。

(2) リン精鉱の回収

今回の調査の範囲外でこれまで触れなかったが、リン精鉱の回収もシエラグラndeの鉄鉱石に関する重要な検討課題と考えられる。1984年にJICAによってシエラグラnde選鉱工場の磁選尾鉱からリン酸肥料を製造する調査が行なわれ、その結論は否定的であった。精鉱の回収費用が高い、精鉱の鉄分が高い、回収率が低いなどが理由とされた。

磁選尾鉱からリン精鉱を回収しようとするとき幾つかの問題がある。1次磁選の尾鉱は浮選には粗過ぎ、2次磁選の尾鉱は浮選には細か過ぎる。粗過ぎる方は粉碎のコストがかかり、細か過ぎる方はリン精鉱の純度を高める障害になる。

鉄鉱石の選鉱を2段階処理で行なえば、第1段階は浮選サイズの粉碎を行なうことになるので、リン精鉱の回収には好都合である。リン精鉱の回収の最初の段階は、鉄鉱石のリン分除去の一部として、コストを要せずに行なうことができる。ロッドミルの後の1次磁選を行わず、全量浮選サイズに粉碎して、リン回収浮選の後に磁選を行なう。第2段階のペレットフィードサイズでの浮選は、サイズが細か過ぎるだけでなく、リン品位も低いのでリン精鉱回収の対象とするのは困難である。

問題は、現在予定している図-22の変則的なシエラグラnde型の2段階処理では、第1段階の浮選サイズがすでに細か過ぎることにある。図-21のような典型的な2段階処理と、図-22の変則的な2段階処理に対応するラポテストは、それぞれテスト6とテスト10である。テストの結果にあまり差がないように見えるが、実際のプラントでは差が出る可能性は十分考えられる。第1段階の浮選はできるだけ標準的な浮選サイズで行なうことが望ましい。特に、リンの回収を図るためにはそうである。

6.3 経済的な鉄鉱石ペレタイジングの検討

6.3.1 過去の問題点と考慮すべき点

(1) 原料（精鉱）の化学成分

HIPASAM の精鉱またはペレットのリン、アルミナ、アルカリ含有量は、高炉用ペレットに対する品質要求より高い。新選鉱方法はリン、アルミナを減少させよう。

図-33 は、HIPASAM により製造された精鉱の鉄分とリン分の関係を示す。もし、リン分が 0.04%まで下げられるなら、精鉱中の鉄分は 70%以上になることが結論できる。DR 用ペレットの鉄分規制は 67%以上であり、それは精鉱中の鉄分 68.83 %と等しい。

HBI に対する M.Fe の規制は 85%以上であり、精鉱に換算するなら、精鉱中鉄分 68.52 %以上となろう。（図-34 参照）

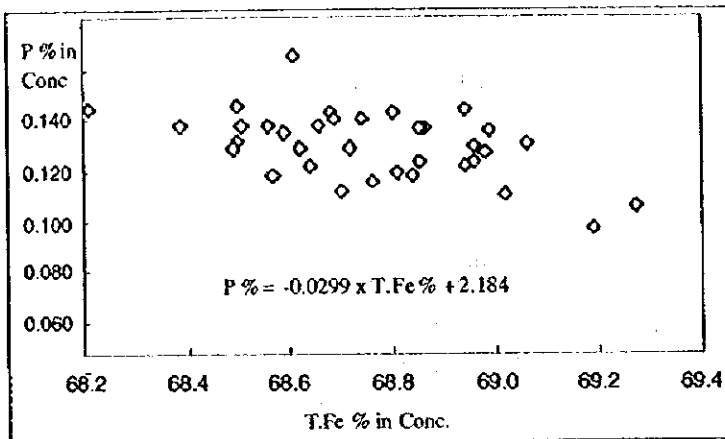
もし、精鉱中鉄分が 68.83%以上なら、DR 用ペレットの鉄分規制及び HBI 中 M.Fe 含有両規制を満足するであろう。鉄分含有量から見ると、ペレットに対する規制は HBI に対する規制よりきつい。

精鉱中のリン分が 0.04%に下がるなら、ペレット中リン分は 0.04%になり、DR 用及び BF 用ペレットの規制値の上限になる。（図-35 参照）精鉱中リン分が下げられ、0.052 及び 0.06%になるなら、HBI 中リン分はそれぞれ 0.07 及び 0.08 % となり、HBI に対しての上限となる。リン分含有量の観点からすると、ペレットに対する規制は HBI に対する規制よりきつい。

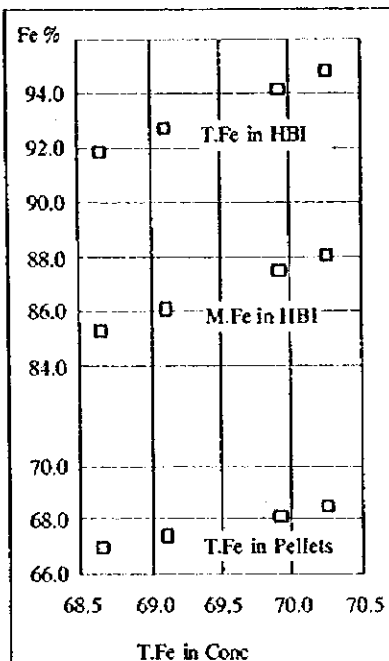
精鉱中のアルカリ含有量は、BF 用ペレットに対する規制値より高い。これに関しては、現在のところ、新選鉱結果が出ない限り、何の結論もできない。一方、DR 用ペレットや HBI に対してのアルカリ規制は現在のところない。

精鉱の化学性状は、リン低減を目的とした新選鉱方法により大幅に改善され、DR 用ペレットや HBI に対してはほとんどの規制を満足するようになろう。

☒-33 Relation between P and T.Fe in Conc.



☒-34 Relation of iron contents in Pellets, HBI and Conc

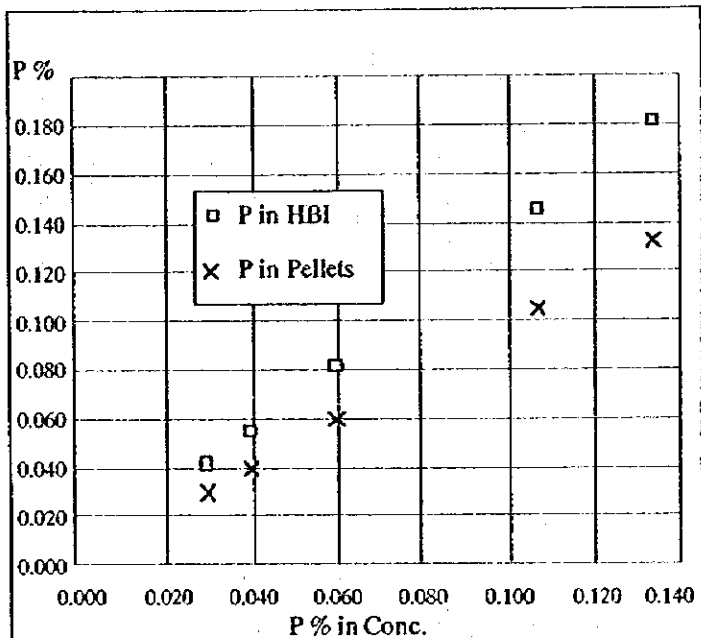


Pellets is produced with 10kg/t bentonite addition
 If T. Fe in Pellets should be 67%,
 T.Fe in Conc should be 68.83%.

If M. Fe in HBI should be 85%,
 T.Fe in Conc should be 68.52%.

If T. Fe in HBI should be 91.5%,
 T.Fe in Conc should be 68.52%.

☒-35 Relation of P contents in Pellets, HBI and Conc



Pellets is to be produced with 10kg/t bentonite addition

If P in Pellets should be 0.04, P in Conc. should be 0.04.

If P in HBI should be 0.08, P in Conc. should be 0.06.

If P in HBI should be 0.07, P in Conc. should be 0.052.

(2) 精鉱の物理性状

表-100 に、工場 A と比較した粒度分布を示す。

工場 A の精鉱に比較して、若干粗い。しかし、これは 75 から 105 ミクロンの含有量が多いため、これを除くと粒度はほぼ同等であり、4.7 ミクロン以下のサイズフラクションは多い。一方、ディスクフィルターの脱水がよくないことが指摘されている。すなわち、4.7 ミクロン以下の粒子内に粘性の高い微粉（スライム）が含まれているためである。また、6.3.2 の (1) に示す通り、マグネタイトの酸化は速い。

すなわち、酸化が炉上部で起こりやすい。

表-100 Size distribution of concentrate

Size	106-75	75-53	53-38	38-27	27-13	13-9.4	9.4-4.7	-4.7	Blaine No
A	0.4	10.2	12.8	16.7	29.3	10.9	14.3	5.3	1600
HIPASAM	4.3	12.4	18.8	17.8	25.2	7.1	9.1	5.3	1600

(3) ペレット物理性状の問題

圧壊強度は規制値内に保たれているが、ふくれ指数、回転強度、低温（還元）劣化等は規制値より劣っている。亀裂を含むペレットが若干存在し、それが回転強度や低温（還元）劣化を悪くしているか、または不均一焼成により強度の低いペレットが一部強度の高いペレットに混じっていたことが考えられる。一般的には均一焼成されていれば、圧壊強度の高いペレットは回転強度や低温（還元）劣化の面において良い。

しかし低回転強度、低温（還元）劣化が悪いにもかかわらず、高い圧壊強度が示されることもある。これは、不均一焼成により、一部品質の悪いペレットが製造されたが、圧壊強度テスト用サンプルとしては良く焼成され亀裂のないペレットからのみ採取された時に起こる。サンプル調整の標準的な手順が確立されていない場合にこのような誤ったサンプルの選択が起きる。

ペレット内の亀裂の生成は高水分急速加熱（高温への突然の曝気）による変形と急激な水分蒸発に起因していると考えられる。高水分を含む生ペレットが高温の炉に急に積み付けられると、急速に乾燥されて生じ

るペレット内部、及び表面の収縮差が大きくなり、亀裂を生じる。また、上部ペレットの荷重により、下部のペレットが偏平に変形し、亀裂を生じることも考えられる。急激な水分蒸発は蒸気が外に出る時にクラックを生成し、激しい場合にはペレット粒を粉々に砕く。

不均一焼成は、生ペレットの偏平な変形、及び粉の発生による通気性の阻害により、生じ易い。整型炉では急速加熱、不均一焼成を避けるための炉の条件調整が必須であり、誤った操炉が前述の現象を起こし、品質の劣化を招いたものと考えられる。

ふくれはアルカリ含有量が高い時や、不十分な焼成の時に高くなる。

急速加熱、不均一焼成は品質の劣化のみならず、チャンク生成につながる可能性を持つ。チャンク生成に関して、その原因については(5)で述べる。

上述のことを防止するためには、以下の3点が必要である。

- ・水分を下げること
- ・ゆっくりと焼成すること
- ・均一に焼成するため均一な通気性の確保

(4) 低い稼働率

4.2.3 の (2) -2) で述べたように、工場の稼働率は非常に低い。

このプラントは、年間生産日 312.5 日、稼働時間 7,500 時間で、年産 2,000,000t としてデザインされている。

実績の時間分析を、表-101 内の “*1” 印がある列に示す。新経営下では、制御範囲外の停止はなくなるとして、実績補正を “*2” 印がある列に示す。稼働率は 78.9 %になる。4.2.3 の (2) -2) -b) で述べた停止時間減少を考慮すると、“*3” 印のある列の数字となる。すると、稼働時間は 7,509 時間となり、ほぼデザインと同じとなる。

この改善には、基本的な調整や小規模の機器の改造が必要である。

表-101 Time analysis of actual result and estimation

Items for time	h/year*1	%*1	h/year*2	%*2	h/year*3	%*3
Available hours for production	5244.5	59.8	6913.9	78.9	7509.8	85.7
Stoppage due to Initial stage trouble	399.1	4.6	526.3	6.0	128.6	1.5
Stoppage due to Control system trouble	41.0	0.5	54.1	0.6	13.6	0.2
Stoppage due to peculiar cause for this plant	960.2	11.0	1265.8	14.5	100.0	1.1
Stoppage due to the cause of "out of control"	2115.1	24.1				
Minor scheduled shut down					288.0	3.3
Major scheduled shut down					480.0	5.5
Operating time loss for cooling down and heating before and after scheduled shut down					240.0	2.7
Total	8760.0	100.0	8760.0	100.0	8760.0	100.0

*1: Before correction

*2: After correction by removing out of control stoppage

*3: After correction by adding scheduled major and minor shut down

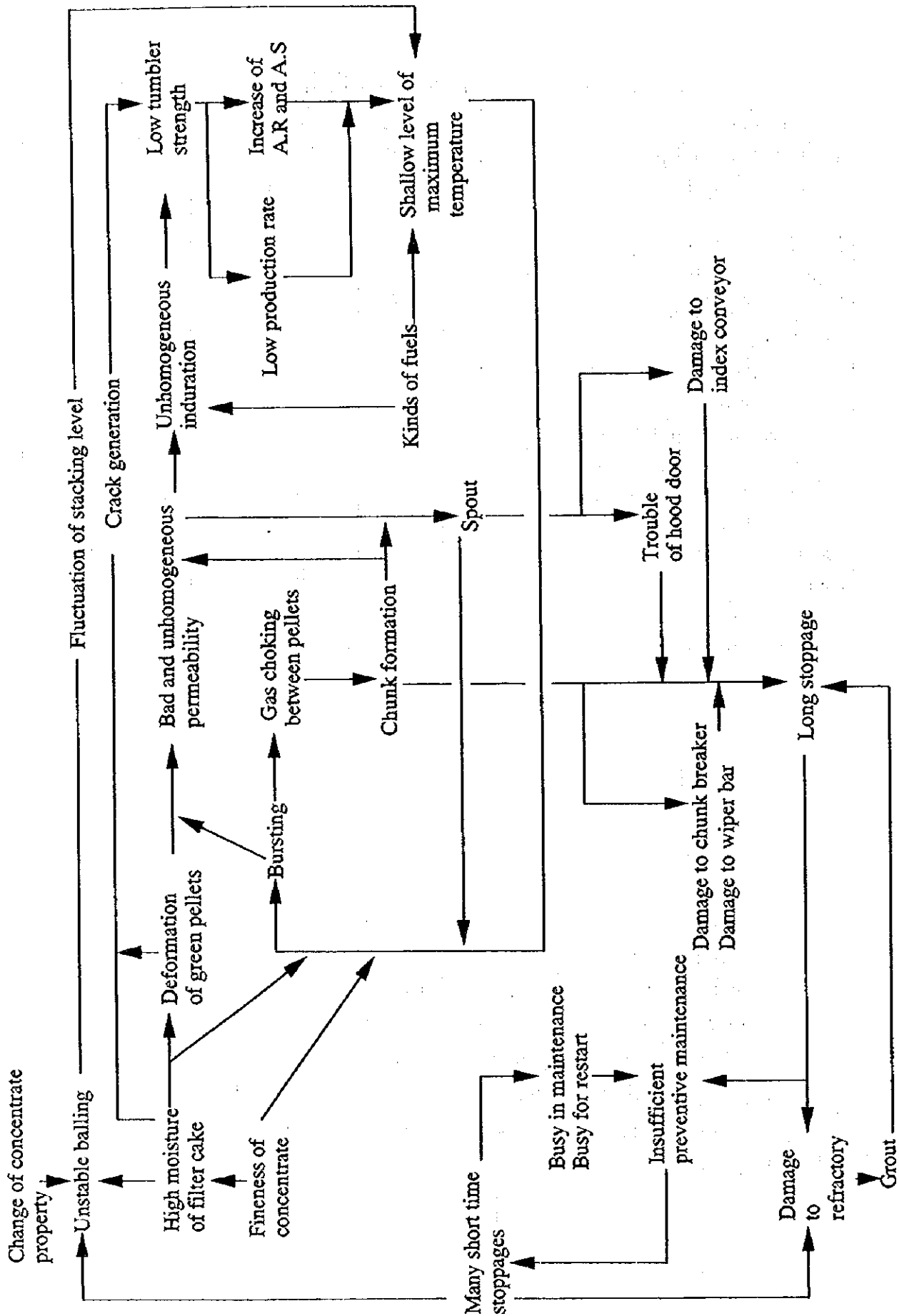
(5) この工場に特有な問題

1) この工場の問題点に関しての一般的見解

生産の初期段階では、生ペレットの粉化が起こったため、添加物配合の調整を行なって解決したと報告されている。粉の生成が主の原因と考えられるチャンク生成の問題は解決されなかった。チャンク生成に起因したワイパーの損傷、吹き抜け、耐火物損傷等は頻繁に起こっていた。この工場の操業では、図-36 に示すように、多くの問題に関し、多くの原因、現象が存在し、それらが複雑に関連していた。

この中で、特に品質、稼働率、設備に悪い影響を与える点に関し、以下に述べる。

Fig-36 Flow of cause and results



2) パースティング

ペレットが急速な昇温で焼成され突然の水分が蒸発する時に起こるパースティングは、ペレット粒を粉々に破壊する。パースティングの根本的な原因は下記のように概括できる。

- ・細かい原料でペレットが製造される
- ・生ペレットが高い水分
- ・ペレットが急速昇温される

HIPASAMのペレット工場の操業状態は、上記にすべて当てはまる。**表-59-2、59-7 及び表-100**に示されるように、この工場では

- (A) 原料が細かい（微粉が多い、スライムが多い）
- (B) 生ペレットの水分が高い
- (C) 排ガス温度が高い及び焼成ゾーンのレベルが浅い
（すなわち昇温が非常に速い）

ことから、パースティングを起こしやすい条件で操業されていた。

上述に加え、

- (D) 生ペレット積み付けレベルの変動

造粒量の変動によるペレット積み付けレベルの大きな変動があったので生ペレットは想像以上の高温にさらされる場合があり、その際激しいパースティングが起こったことが考えられる。

(A) は、ペレット工場では管理できない。しかし、(B) (C) (D) は管理可能である。(A) に関しては、新選鉱方法が導入されるので改善が期待できよう。

3) チャンク生成

チャンクの生成原因は下記の事項が考えられる。

- ・組成が低融点領域にあること
- ・特定の条件で低融点化合物の組成になること

HIPASAM の操業を、チャンク生成の面から考慮すると、次の点がわかる。

- a) 図-37-1 に示す通り、ペレット粒の平均化学組成は A 点近くであり、高融点を持つ。1989年10月の3日から21日には安定し、良好な回転強度結果や安定した排ガス温度（炉頂フードで測定）、安定したクーラー入口温度の南北差等のデータから、チャンク生成が起こっていないことが推定される。

すなわち、このペレットの組成では、正常な焼成条件下ではチャンクが生成しないことを示す。

- b) パースティングに起因する粉がチャンクを生成。

ペレット粒子間に存在する粉が、通気性を阻害することにより、マグネタイトへの酸素供給を減らし、FeO とシリカが高い部分は図-37-2 に示す通り、低融点の化学組成を作る。この低融点の化合物とペレット粒子間に存在する粉が、ペレット同士の軽度の固着を補強して堅い結合を起こさせる。

実行可能なチャンク生成防止方法は、パースティングを防止することである。

图-37 Tertiary phase diagram

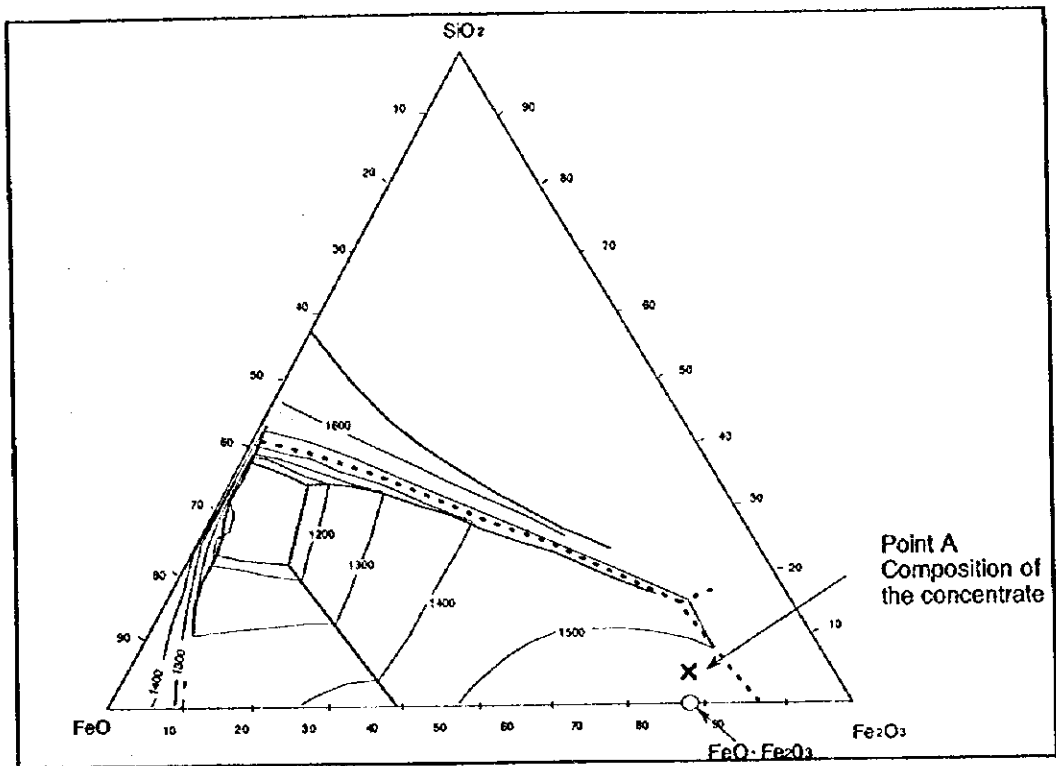


图-37-1

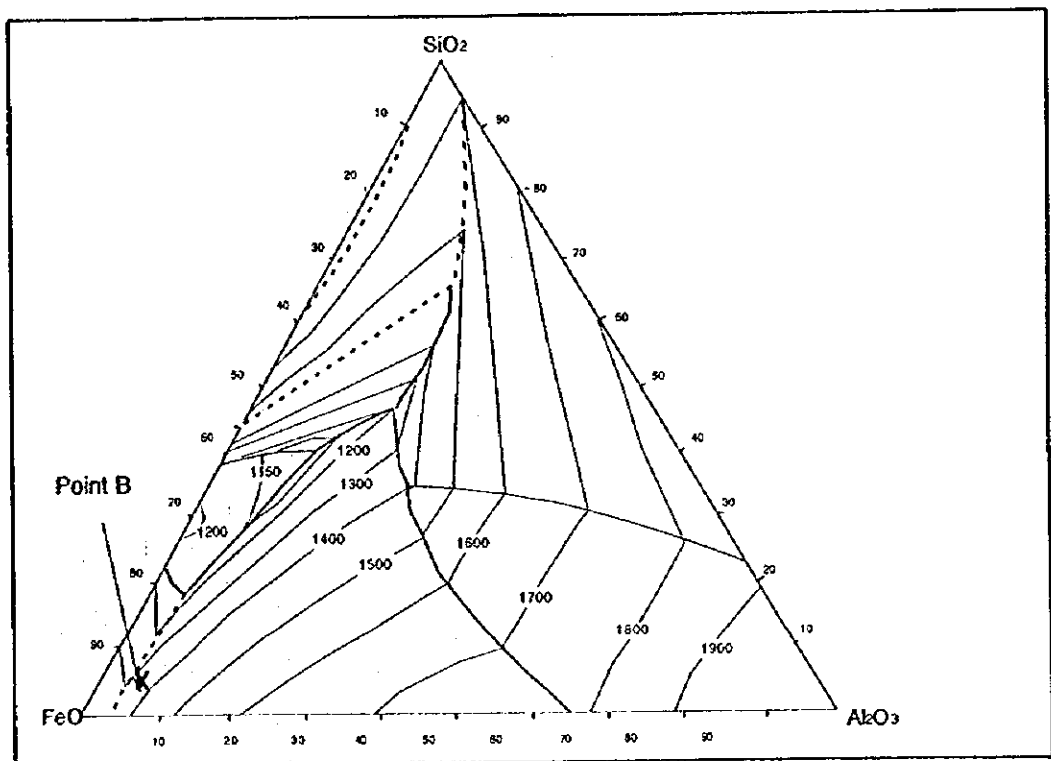


图-37-2

平均した操業結果では、チャンクの存在やチャンク生成の原因を指し示すような現象が多々ある。

- 表-59-6 は、焼成ペレット中 Fe_3O_4 は 5.10 であり、精鉱中の FeO が十分酸化されていないことを示す。これに対して、出荷されたペレットの揚げ地での分析は FeO は 0.5 (Fe_3O_4 換算 1.6) であったとの説明があったが、分析誤差としては差が大きく、未酸化 FeO のバラツキが高かったことは事実であろう。
- 表-59-8 は、排ガス中の酸素含有が、工場 A と比較して若干低いことを示す。
- 4.4.3 に述べたように、アルカリ含有量が高い。そして、アルカリ元素は融点を下げる。
- ペレット降下が局部的に遅い。ペレットが動かずに炉内に長く留まると、ペレット間の表面接触部にマグネタイトの酸化によるヘマタイト結合を作り、チャンクを生成しやすい。表-56 に見る通り、クーラー入り口での南北の大きな温度差は荷下がりの流れが停止している部分があることを示す。
- 酸素が十分でないと、ペレット粒内の FeO 及び SiO_2 が多い箇所では、図-37 に示すように低融点の化学組成を作る可能性がある。

種々の現象、原因があるが、実行可能なチャンク生成の防止は、“バースティングの防止のみ”である。

4) Grout (モルタル注入)

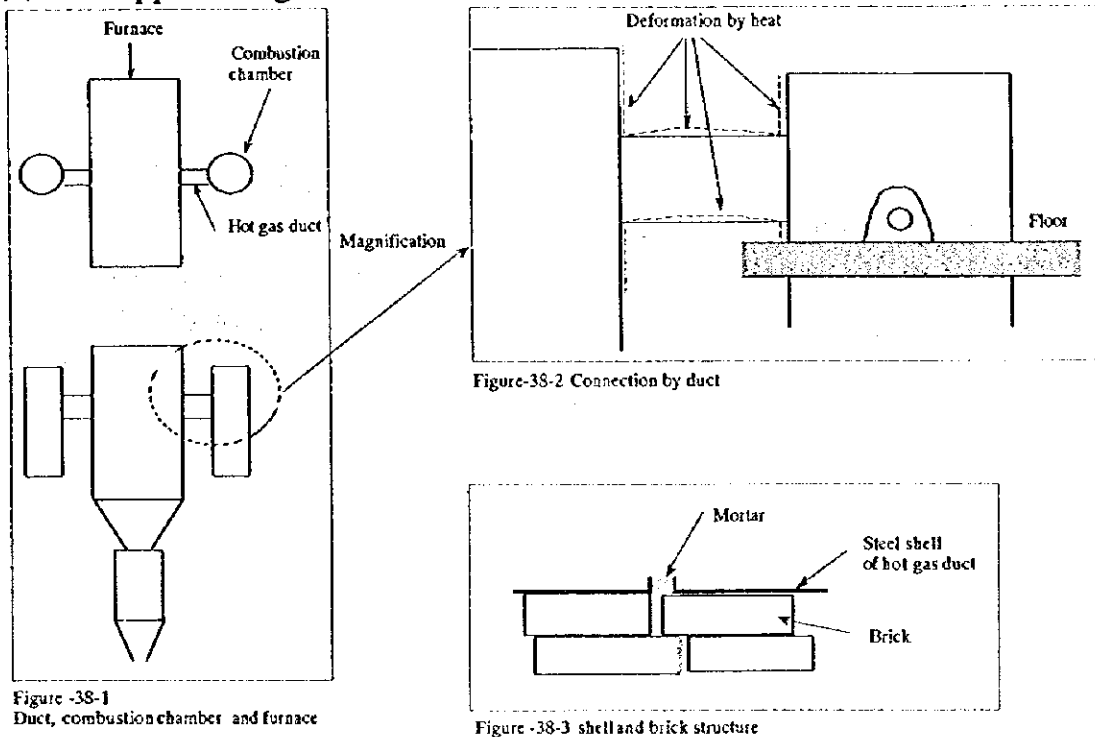
Grout の必要な理由は、4.2.3 の (2) -2) -b-3) に述べている。次のことが聴取時に説明された。燃焼室から炉への熱ガスダクト上部煉瓦が頻繁に損傷し、鉄皮と煉瓦間に隙間が生成された。熱ガスはその隙間を通過して侵入し、炉の側壁の鉄皮と煉瓦間に到達し、赤熱点を作った。

これは、次のことを暗示している。炉、燃焼室、及びダクトの鉄皮が熱膨張したため、熱ガスダクトの上部鉄皮が、図-38 に示すように変形した。頻繁に、熱ガスダクト鉄皮の上部に膨張収縮が起こり、これが煉瓦に損傷を与え、鉄皮と煉瓦間に隙間を生じさせた。

耐火煉瓦の損傷を防止するには、以下の2点が必要となる。

- ・まず第一に、停止回数及び時間を減らすこと
- ・停止毎に起こる炉の冷却、加熱に起因した熱膨張や収縮によって作り出される歪みを吸収するシステムを改良すること

図-38 Upper hot gas duct shell



6.3.2 ポットテスト

(1) テストのための事前分析

1) 化学分析

工場で採取した、サンプルの分析結果を、**表-102**に示す。

ペレット、チャンク内のチャンク結合部及びペレットは、ほぼ同様な分析結果を持つ。融点を低下させ、チャンク形成をさせやすくするアルカリ元素の濃縮は起こっていない。

2) サンプルの観察

写真-1に示す通り、ほとんどのペレットは乾燥過程で生成した亀裂及び微細亀裂を持っている。

写真-2に示す通り、チャンクはペレット粒子間にチップや粉を挟んで形成されている。すなわち、チャンク生成の主要因は発生したチップ及び粉ということになる。

表-102 Analysis of the samples

	T.Fe	Fe++	FeO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	P	S	V	Na ₂ O	K ₂ O	CO ₂	Igloss	C.W
HIPASAM conc*1	69.14		30.12	1.47	1.46	0.30	0.134	0.100	0.080	0.10	0.03	0.04	-2.54	0.47
HIPASAM pellets*2	65.49		0.14						0.106	0.06	0.05			
Chunk bond*3	65.35		0.14	2.77	1.63	0.72				0.06	0.05			
Pellets in chunk*4	65.41		0.11							0.06	0.05			

*1: Concentration samples for pot test at Kobe

*2: Pellets sample taken from stock at HIPARSA plant

*3: Filling up material of the gap between pellets particles in chunk, consisting of chips and fines

*4: Pellets

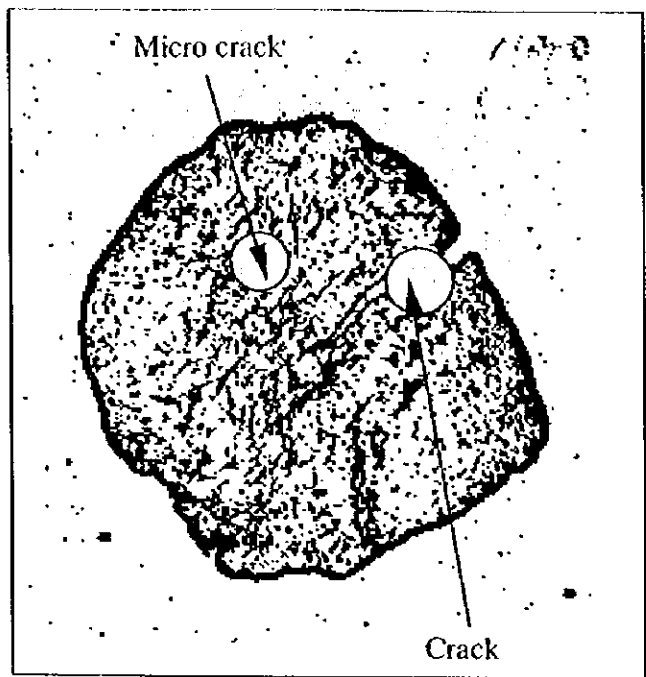
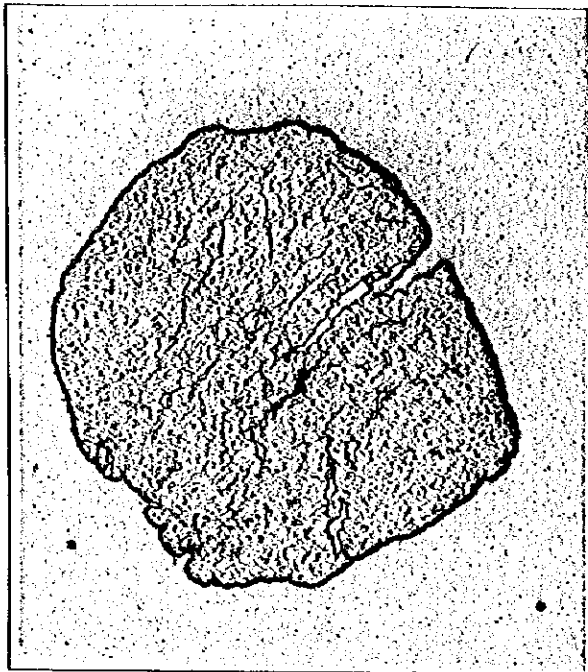


写真-1 Section of pellet particle



写真-2 Part of chunk (Pellet particle and filling up material)



Filling up material between pellet particles
 Chips and fines are bonded and they are adhering to pellets.
 This bonding part sample analyzed as Chunk bond in 表-102.

3) 酸化速度

試験条件

造粒原料：HIPASAM 精鉱 99% + ペントナイト 1%

乾燥生ボール、直径 11~13mm

ガス組成：酸素 10.5% + 窒素 89.5%

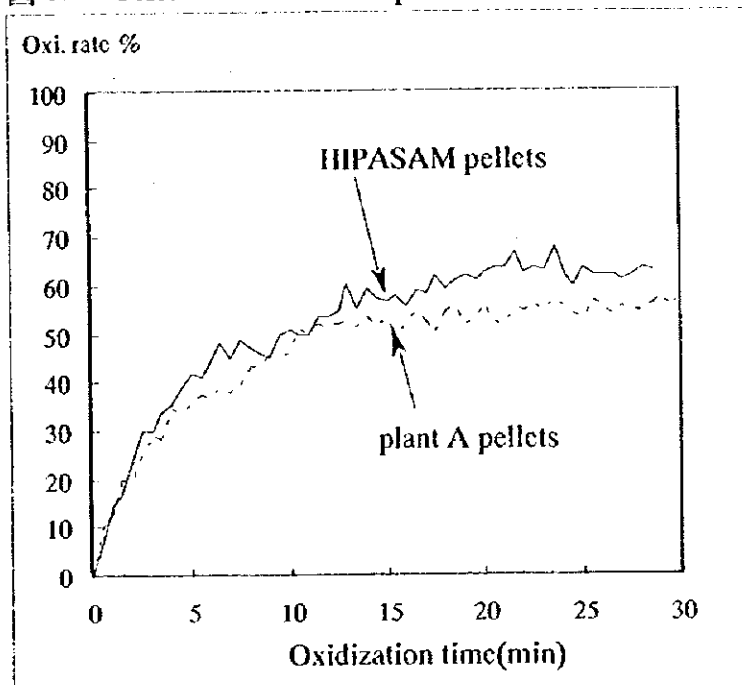
温度：600℃

テスト結果

図-39 に示す通り、HIPASAM 精鉱で作ったペレットは A 工場の精鉱から作ったペレットに比較して、より速い酸化速度を示した。

言い換えるなら、A ペレットと比較して、HIPASAM ペレットは炉上部においてより多く酸化される。すなわち、A 工場と比較して排ガス温度がより高く、炉内の焼成位置（最高温度レベル）はより浅い位置にあった。

図-39 Oxidization test of pellets

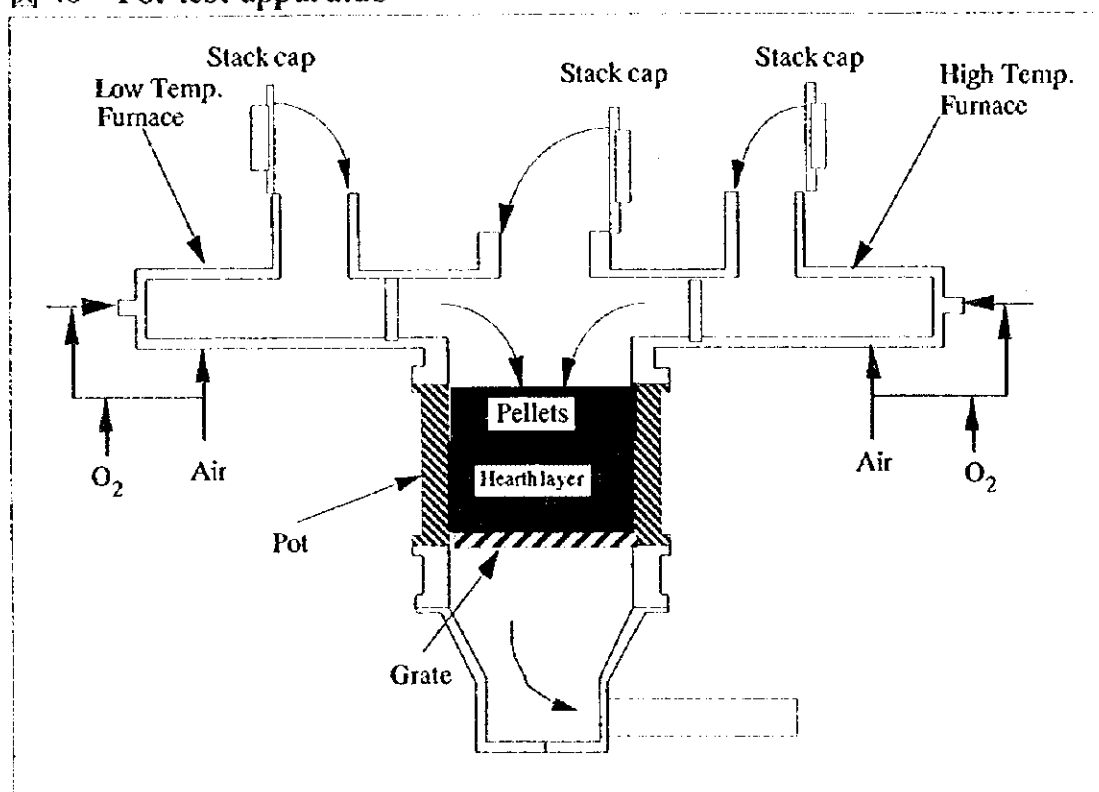


(2) ポットテストの概念

1) テスト目的

炉条件をシミュレートすることにより、ペレット品質や炉内現象を知ることができる。図-40 に試験炉の概要を示す。

図-40 Pot test apparatus



2) 試験手法

グレートを高温から保護するために、アルミナボールをチャージされた床敷層上に生ペレットをチャージした後、バルブを開け、低温炉から熱ガスが吹き込まれる。しばらく後、低温炉のバルブを閉じ、高温炉から高温のガスを吹き込む。一般的には低温炉、中温炉、高温炉の3つの炉が、ポットテストのために使用される。

(3) ポットテスト

1) パースティング検知

パースティングが起こる現象及び境界条件を見出すために、神戸製鋼の研究所で5つのポットテストが行なわれた。パースティングを防止するには、昇温開始後1.5分後の温度が400℃を越えてはならないという結果が出た。

*KSL-0

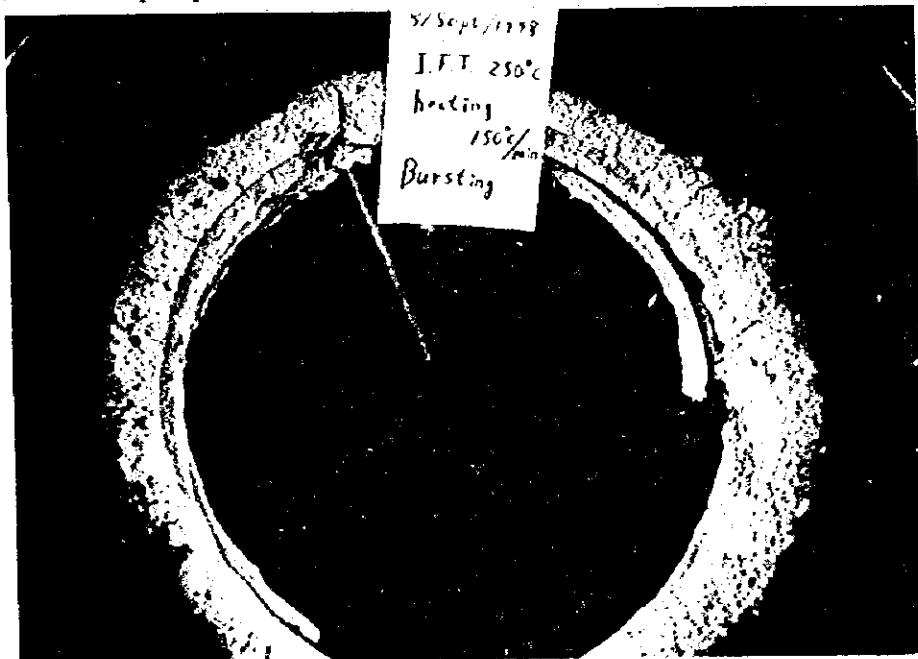
ポット条件

- ・生ペレット層厚=10.5 cm
ペレットはシャフト炉内では層状に積まれ、その厚さは約10cmである。
- ・昇温パターン (図-41 に示される KSL-1 と同じ)
このパターンは現地聴取結果と同じようにしている。
- ・生ペレット水分=8.6%

結果

写真-3 に示すように、ペレット層上部で激しいパースティングが起こった。パースティングが起こったのは表面から2cmの厚さのゾーンである。

写真-3 Except sphere ones, all material is chips generated by bursting

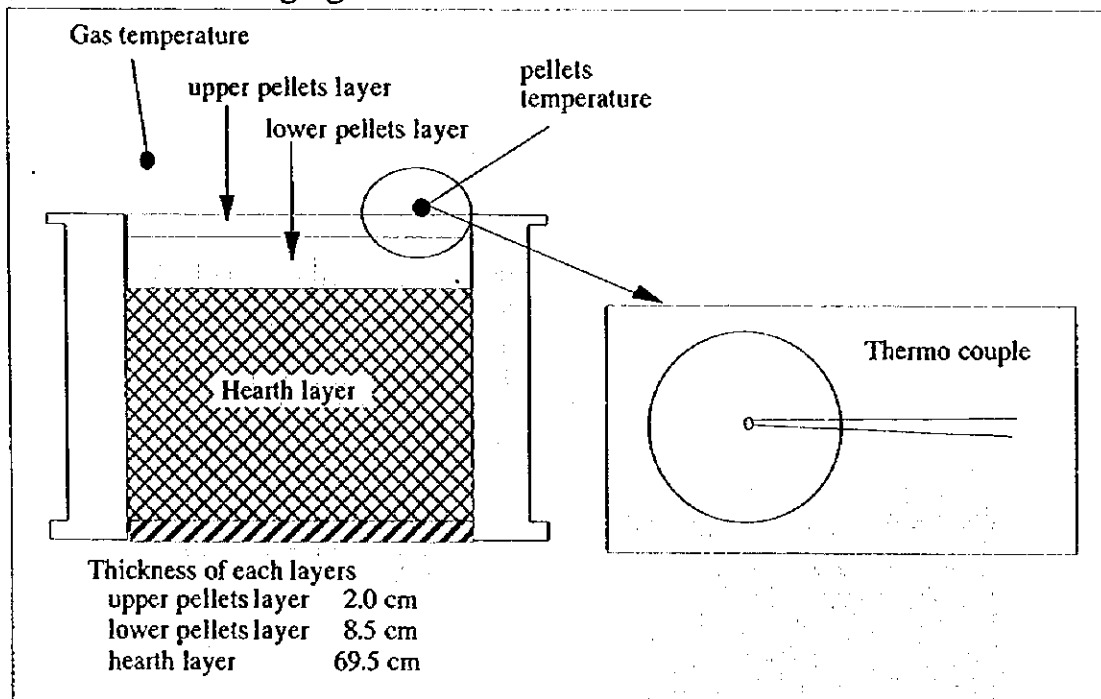


* KSL-1~4

ポット条件

- ・ペレットは図-42 に示されるようにチャージした。
5mm の目の金網を上層ペレットと下層ペレットの間に入れ、バースティングが起こった時にペレットとチップを回収できるようにした。ペレットはシャフト炉内では層状に積まれその厚さは約 10cm である。1 個のペレットを最上層部に置いた。バースティング温度と時間を検出するために、熱電対温度計をこのペレットに差し込んだ。バースティングが起こった場合、ペレットは粉々に碎け、熱電対は直接、熱ガスに曝され、この熱電対で計測される温度は急上昇する。

図-42 Pellet charging



・昇温パターン

パターンを図-41-1に示す。温度はペレット層の直上で計られたものである。

KSL-1: HIPASAM 操業を近似させる。

KSL-2: 焼成位置を 35 cm から 50 cm へ下げたと仮定した。

KSL-3: 焼成位置を 46 cm へ下げた。

KSL-4: 焼成位置を 49 cm へ下げた。

・昇温速度は下記の順で下げられた。

KSL-2→KSL-3→KSL-4→KSL-1

結果

KSL-1 ではバースティングが見られ、他のケースでは見られなかった。

図-41-3に示すように、ペレット温度が急上昇し、ガス温度まで上昇した。これは、この時間に、この温度でバースティングが起こったことを示す。

他のケースでは、図-41-2に示すように昇温パターンは急激な上昇を示さなかった。昇温後に上層部のペレット及びチップが回収された。そして 10mm の網で篩い、10mm 以上の粒子は目視判定で表-103に示されるように、2種類に分類された。

図-43は、1.5分後の温度と球形ペレットの含有を示す。1.5分後の温度が 400℃以下になっていれば、バースティングは起こらないと結論できる。

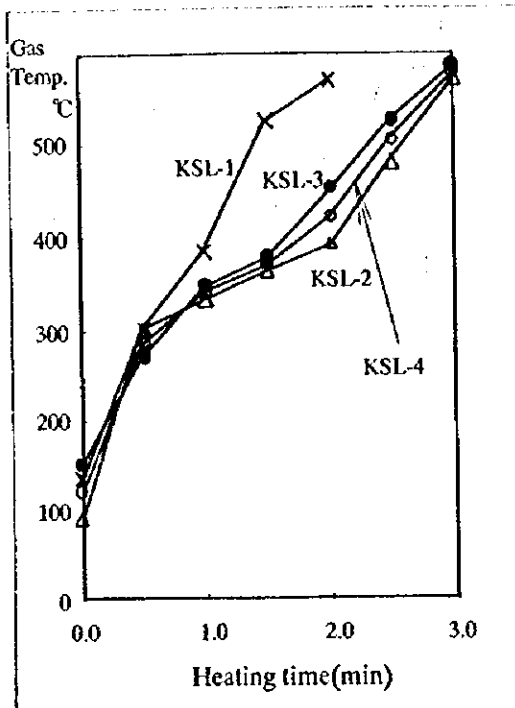


图-41-1

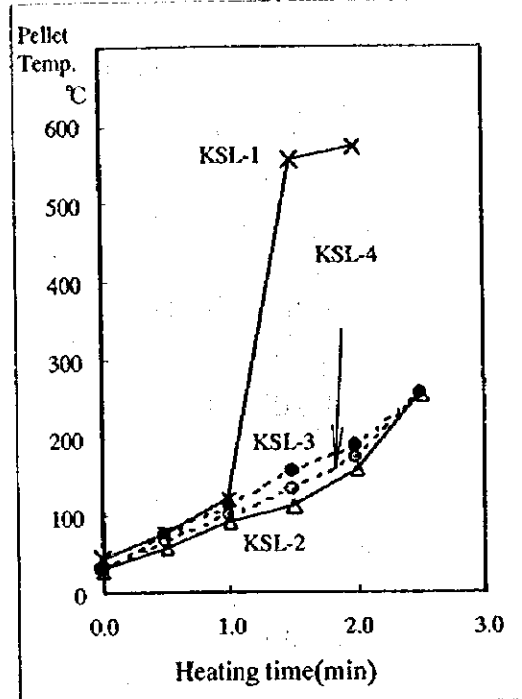


图-41-2

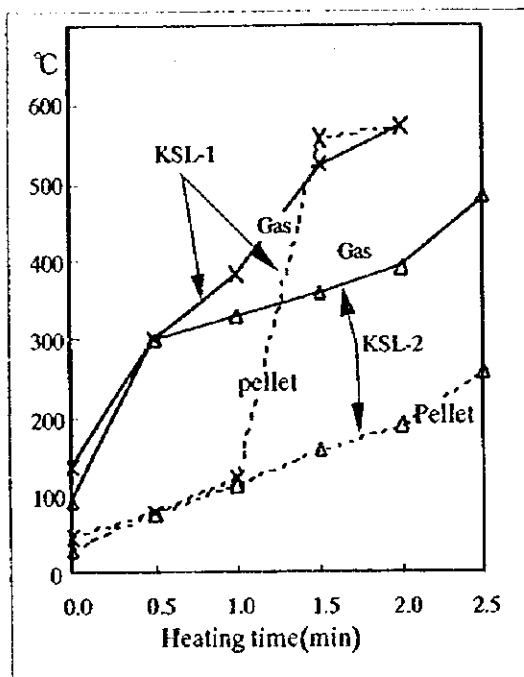


图-41-3

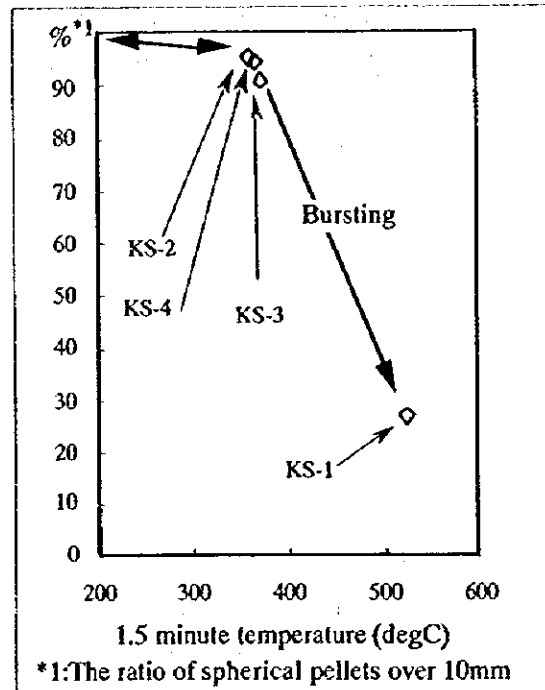


图-43

表-103 Bursting detection

		KSL-1	KSL-2	KSL-3	KSL-4
Green ball charge	(dry-kg)	3.88	3.52	3.79	4.39
Non recovery*1	(dry-kg)	1.33	0.02	0.09	0.04
Spherical pellets*2	(dry-kg)	1.05	3.36	3.44	4.15
Pellets with defect*3	(dry-kg)	0.90	0.09	0.15	0.15
Chips*4	(dry-kg)	0.60	0.05	0.11	0.05
Non recovery*1	%	34.28	0.57	2.37	0.91
Spherical pellets*2	%	27.04	95.56	90.74	94.52
Pellets with defect*3	%	23.22	2.45	3.98	3.43
Chips*4	%	15.46	1.42	2.90	1.14
1.5 minutes temperature	℃	525	360	375	368

*1:Non recovery=Charged green pellets-recovered quantity and this weight loss is due to the emission to lower part through 5mm aperture wire net

*2:Spherical pellets=pellets over 10mm and without crack and broken part

*3: Pellets with defect: pellets over 10mm but with crack or broken part

*4: Chips=under 10mm, decrepitaed pieces and fines

2) 最終焼成ポット

11 のポットテストが神戸製鋼のラボ及びモーミ・リサーチ (Maumee Research & Engineering, Incorporated.) で行なわれた。

表-104 はテスト結果を示す。PGF が付くテストケースは、モーミリサーチで行なわれた。KSL が付くテストケースは、神戸製鋼で行なわれた。基本的な手法は同じである。PGF のテストケースでは、焼成時間はすべてのケースで同じであり、15 分になっている。KSL のテストケースでは、HIPASAM 操業で示された過剰焼成温度の影響を調べるため、より高い焼成温度が使われた。ただし、焼成時間は短い。

表-104 Burn through result

	PGF-026	PGF-027	PGF-028	PGF-029	PGF-030	PGF-031	PGF-032	PGF-033	PGF-034	KSL-24	KSL-25	Fore cast	Spec
Bentonite blend	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	0.8	0.8	1.0	1.0	1.0	-
Limestone blend	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-
Moisture of green ball	9.2	10.3	10.3	9.1	10.3	10.0	9.5	9.3	9.8	9.6	9.6	9.6	-
Drop number	13.8	16.7	16.7	over 20	over 20	over 20	over 20	7.8	9.9	3.7	6.0	6.0	-
Drv compression	11.3	10.8	10.8	7.5	14.7	14.7	14.7	6.1	5.2	1.4	1.4	1.4	-
Wet compression													
Firing temperature	1177	1232	1288	1288	1288	1288	1288	1288	1288	1365	1439	1288	-
Retention time at F.T	15	15	15	15	15	15	15	15	15	6	3	15	-
Retention time over 1280°C										7	7	15	-
heating rate(0-5min)	255	243	259	215	216	240	259	217	215	153	144	144	-
Temp. after 1.5 min heating	329	328	317	314	328	316	315	318	321	375	323	350	-
Chemistry of fired pellet													
T,Fe											67.11	67.11	66>
FeO											6.15	6.15	-
P											0.05	0.05	0.03>
SiO ₂											2.12	2.12	3.0>
Al ₂ O ₃											1.62	1.62	3.8>
CaO											0.32	0.32	-
MgO											0.10	0.10	-
K ₂ O											0.037	0.037	-
Na ₂ O											0.063	0.063	-
S											0.001	0.001	>0.025
V ₂ O ₅											0.19	0.19	-
Porosity											27.70	26.00	-
Cold comp. strength	113	137	174	134	157	124	128	266	305	149	193	250	150>
Tumbler													
+1/4	96.9	97.1	97.6	95.8	97.8	92.9	82.8	96.9	96.3	87.5	93.0	96.4	95>
1-6.3mm										5.9	2.4	1.2	-
1-0.5mm										0.1	0.1	0.1	-
-0.5mm	2.7	2.5	1.9	1.6	1.5	1.5	2.1	2.2	2.3	6.5	4.5	2.3	4.0>
Linder test													
+1/4											99.1	99.1	>97
1/4 to 6M(6.35 to 2.36 mm)											0	0	-
6M to 32M(2.36 to 0.495 mm)											0.1	0.1	-
-32M											0.7	0.7	-
Reduction ratio											93.3*1	93	-
Metalization											92.2*2	90.2*1	>92
Static bed reduction													
Reduction ratio											95.7*1	93	-
Comp. strength after reduction											53.6	>50	>50
Metalization											98.1*2	93.7*1	>92
Reduction test under load													
Cluster strength *3											39.6*1	30	<30
Reduction ratio											98.4*1	95	>92
Metalization											97.5*2	97.7*1	>92

*1: Calculated from weight loss

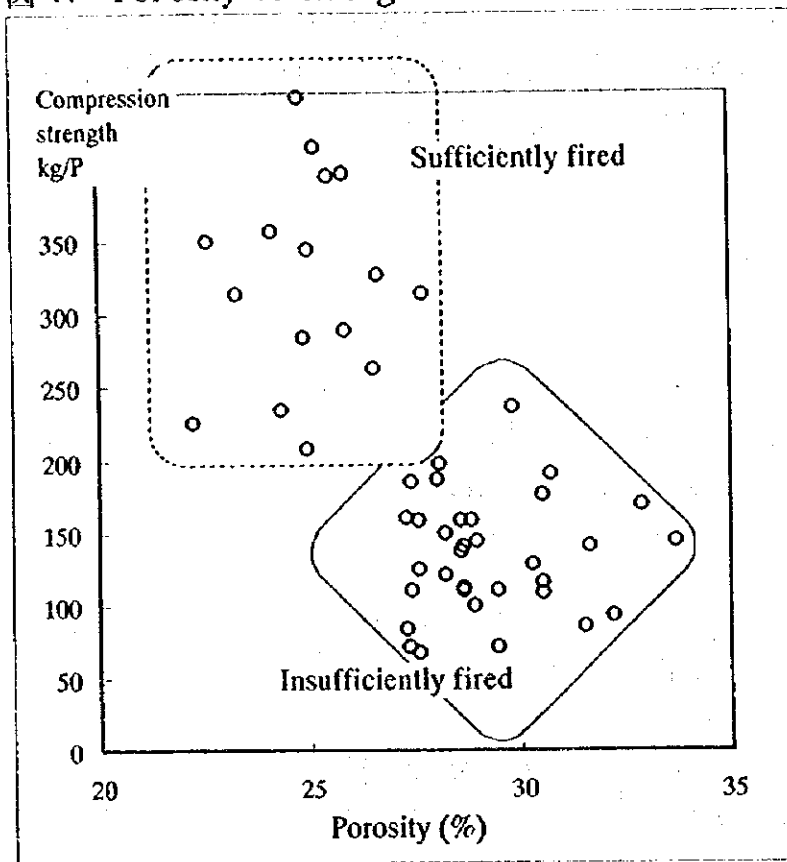
*2: Calculated from analytical result

*3: Cumulative % of residual as cluster during 20 times shuter

結果

- A) PGF-026 から 034, KSL-24 及び KSL-25 はバースティングが起
きない温度域でテストが行なわれた。(1.5 分後の温度が 400℃以
下) 水分は 9.6%から 10.3%まで変化させているが、目視結果から
はバースティングは起こっていなかった。
- B) 高ベントナイト、高水分の生ペレットは高い落下強度に示される
ように、非常に可塑性が高かった。
- C) 圧壊強度の高い焼成ペレットを製造することは可能である。
(PGF-033、PGF-034、KSL-25) 過剰なベントナイトはヘマタイト
ボンドの生成を妨げ、 $\text{SiO}_2\text{-FeO-Al}_2\text{O}_3$ 系の脆弱相を生成しているの
が示される。(PGF-026 to PGF-032)
- D) 高圧壊強度の DR 用ペレットを製造するためには、焼成温度 1288℃
で 15 分保持することが必要である。(PGF-033、PGF-034)
- E) 1288℃より高い温度で短い時間で焼成することにより品質仕様の
制限より少し上の強度を持つペレットを製造できる。(KSL-25) 短
い時間での焼成は強度の大きなバラツキ及び平均強度の低下をも
たらす。(図-44) 実際の商業生産炉では焼成温度の保持時間は、
より長い。焼成のために、高温を使用しても、十分な保持時間
を取る事は可能である。高温焼成はクラスター生成等の異常現象
を起こさなかった。すなわち、HIPASAM 工場においては、チャンク
生成の原因は高温焼成ではない。
- F) 石灰石を加えることにより、強度が改善された。
(PGF-034) これは、ペレットの長い歴史のなかで実証されてきた
知見であり、カルシウムフェライトが生成され、それが鉱石粒子
を堅く結び付けるボンドを形成し、ペレット強度を上げると考え
られている。

図-44 Porosity vs Strength



G) リンダーテストは満足する結果である。このDR用ペレットのテストは高炉用テストのLTDに匹敵するものである。HIPASAMの操業でのLTD結果から、リンダーテストで計られる性状は劣ったものが出てくると懸念されていた。PGF-034の結果から、適正なベントナイト配合及び適正な水分であれば、この面での良好な品質は確保できるといえよう。

3) 結論

- ・ベントナイトの高配合及び高水分は圧壊強度に良い影響を与えない。
- ・ベントナイト1%配合でDR用ペレットを製造することは可能である。
- ・水分は10%以下にすべきである。

6.3.3 シャフト炉内の流熱移動のシミュレーション

シャフト炉におけるペレットの昇温パターンに関する基本的な情報を得るために、神戸製鋼の機械研究所でシミュレーションが行なわれた。

下記の事項を考慮しながら、汎用一次元モデルで行なわれた。

①ガス・ペレット間の熱伝達

②マグネタイトの酸化

③水の蒸発・凝縮

変数としては

I-ガス・ペレット間の熱伝達効率

II-ペレット・ガスの供給速度

(I) シミュレーションモデルの概念

1) 計算モデルの概要

シャフト炉を簡略にするため、このモデルは単位面積を持つ円筒を使用し、炉内水平面では化学組成、温度等が均一とした。生ペレットは炉頂から投入され、熱ガスは炉の中間部から吹き込まれ、冷却空気は炉底から吹き込まれるとした。(図-45 参照) この円筒内で、化学反応及び熱流が計算された。

2) 化学反応及び相変化

このモデルは下記の化学反応及び相変化を考慮した。概念は、図-46、図-47 に示されるようなものとなっている。

- ・水分蒸発
- ・水分凝縮
- ・マグネタイトの酸化

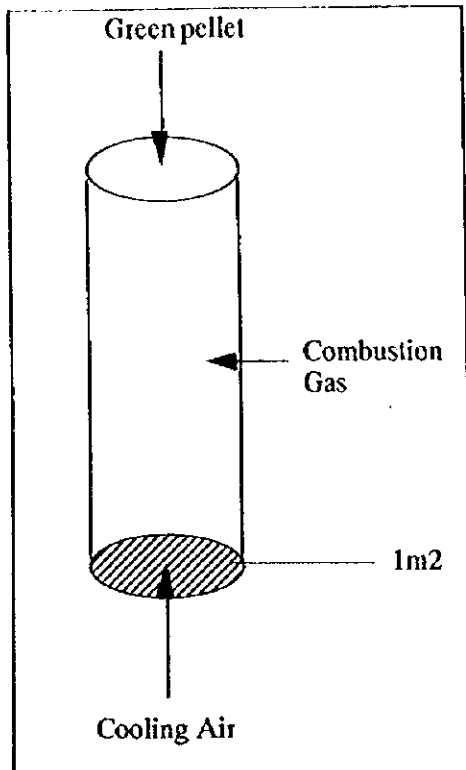


图-45 Simplified shaft furnace

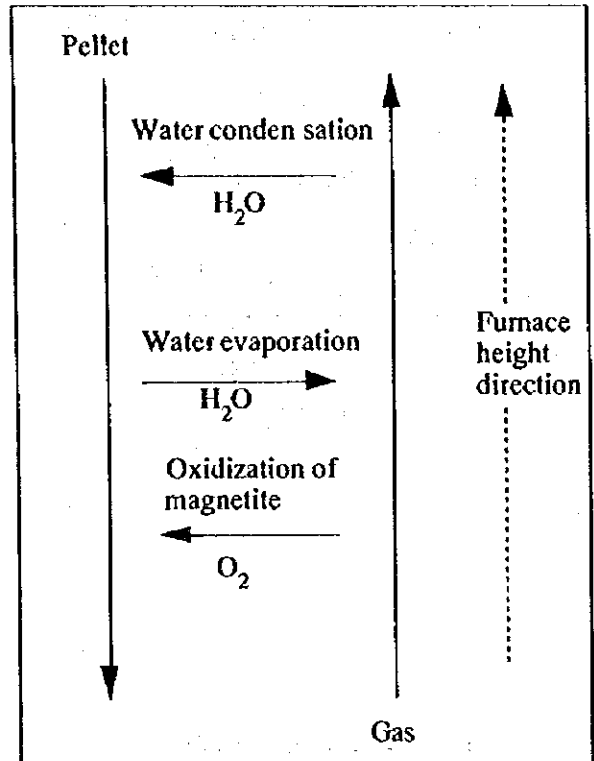


图-46 Material movement between Gas and solid

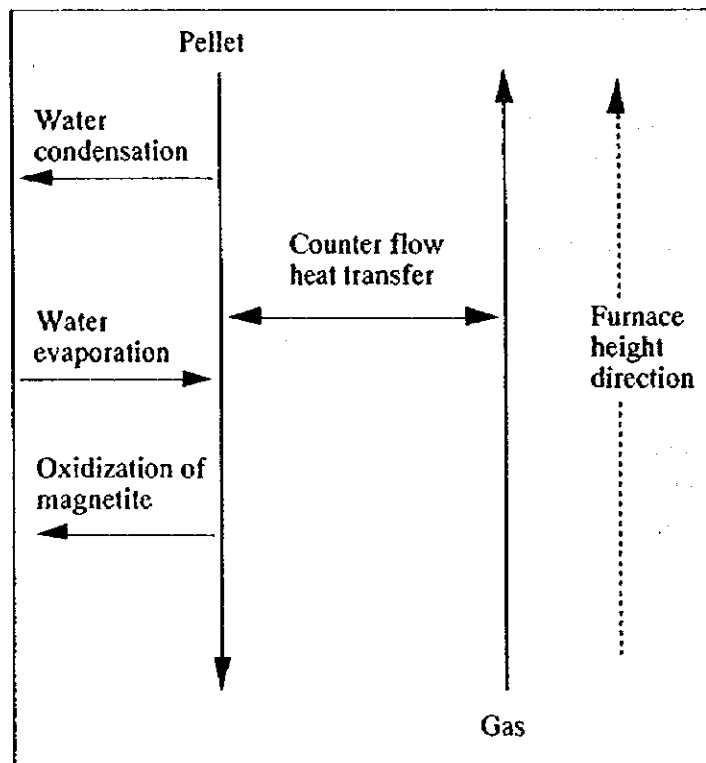


图-47 Concept of heat transfer

(2) シミュレーション結果

1) 深さ方向に良好な熱交換を持つ昇温パターン

何等の外乱を受けずに、ペレットがガスと接触するなら、熱交換は効率良く行なわれ、昇温速度は図-48-1に示される通り急ではない。すなわち、円筒内での熱交換効率が一定で良好ならば、生ペレットの昇温速度は急ではなく、なだらかである。昇温カーブの変局点は羽口のすぐ上にある。図中、実線は基本の条件下であり、点線はガス量を20%減した場合である。ガス量を減少させることにより、ガス及びペレットの温度は円筒上部では大きく低下する。この状態のペレットは、図 48-2 に示される通りのイメージである。ペレットは炉頂から炉底まで球形の形状を保ち、ガス及びペレットの流れは円筒内で均一であり、熱交換効率は良好にかつ一定に保たれている。

2) 熱交換が上部でのみ良好な場合の昇温パターン

ペレットが図-49-2に示すように扁平変形し、またはペレット粒間の間隙が粉やチップで埋められ、ガスとの接触面積が減少した場合、ガス流れが下げられ、熱交換効率は下がる。高温のガスは下降するペレットによる冷却を受けず上昇する。もし上層部に変形を受けずに良い形状を持ったペレットの薄い層がある場合、ガスは急激に固体と熱交換し、昇温パターンは急になる。

もし、この層がない場合には熱ガスは炉頂から排出される。すなわち、生ペレットの変形、破壊により、熱交換効率は低下し、炉上部まで高温を保ってきた熱ガスが炉上部で生ペレットと接触することになる。そしてペレットの急激な昇温パターンができる。ガス量を下げることにより、昇温パターンは若干緩やかになる。図中の昇温パターンは実操業の観点からは容易にイメージが作れる。装入ペレットの状態はHIPARSAの実際の条件を反映している。

3) 二次元からの考察

シャフト炉においては、図-49-1に示される昇温パターンが代表的なものとして報告されている。しかし図-50-1及び図-50-2に示され

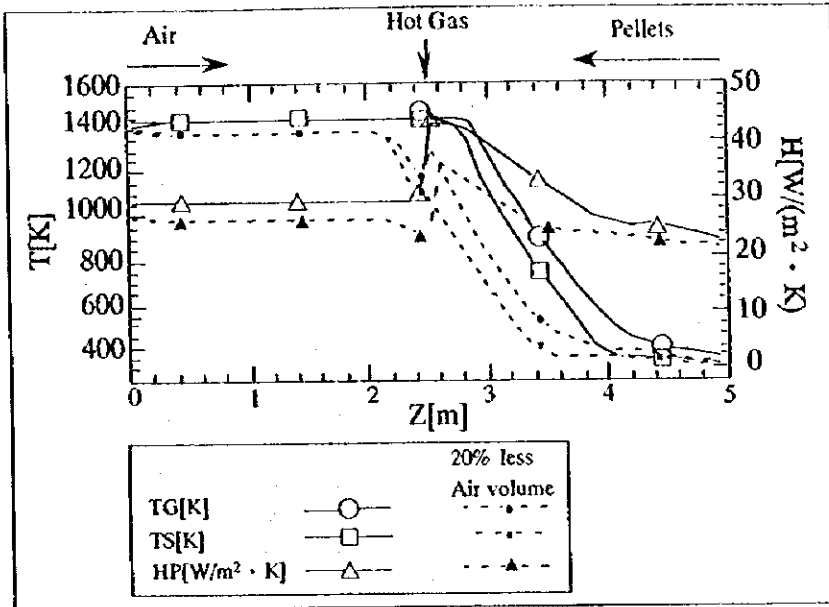
る異なった昇温パターンも A 工場で観察されている。すなわち、1) で述べたパターンと、2) で述べたパターンが交互に起こり、シャフト炉操業の解析を難しくしていることが暗示される。バラ物を作る大きな面を均等に下方へ移動することは、円上に羽口を持つ高炉においてさえ難しいと認識されている。もし、ペレットの下降速度が水平面において異なるなら、水平面の多くの場所で通気性が変化し、昇温速度も変化する。大きなシャフト炉において、2) に示されるパターンは、容易に起こる可能性がある。典型的な 2) のパターンを抑制する観点及び平均化した降下速度の制御性の観点からは、小規模な炉が操作しやすい。

(3) 結論

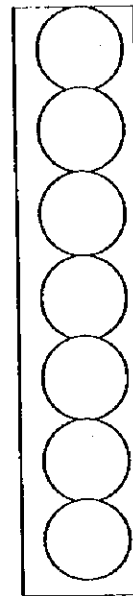
急速な昇温パターンを抑えるためには、円筒全体の熱交換効率を良好に、かつ均一にすることが重要である。低い熱交換効率の理由は、生ペレットの変形及び破壊がガス流れを抑えることと推測される。

従って、下記が重要となる。

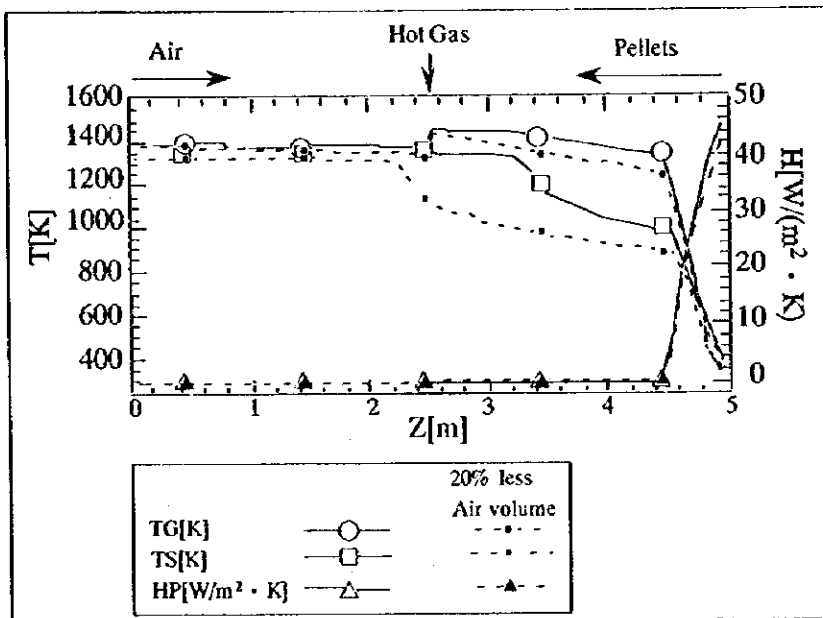
- ・変形に強い生ペレットを作ること
- ・急速な昇温を緩やかにするためにガス量を減少させること



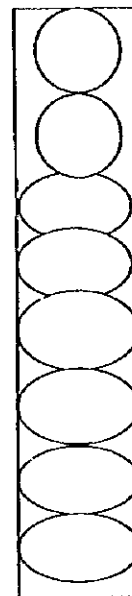
☒-48-1 Heat pattern with high heat exchange efficiency through the depth



☒-48-2 Image of the status in shaft



☒-49-1 Heat pattern with high heat exchange efficiency at only upper level



☒-49-2 Image of the status in shaft

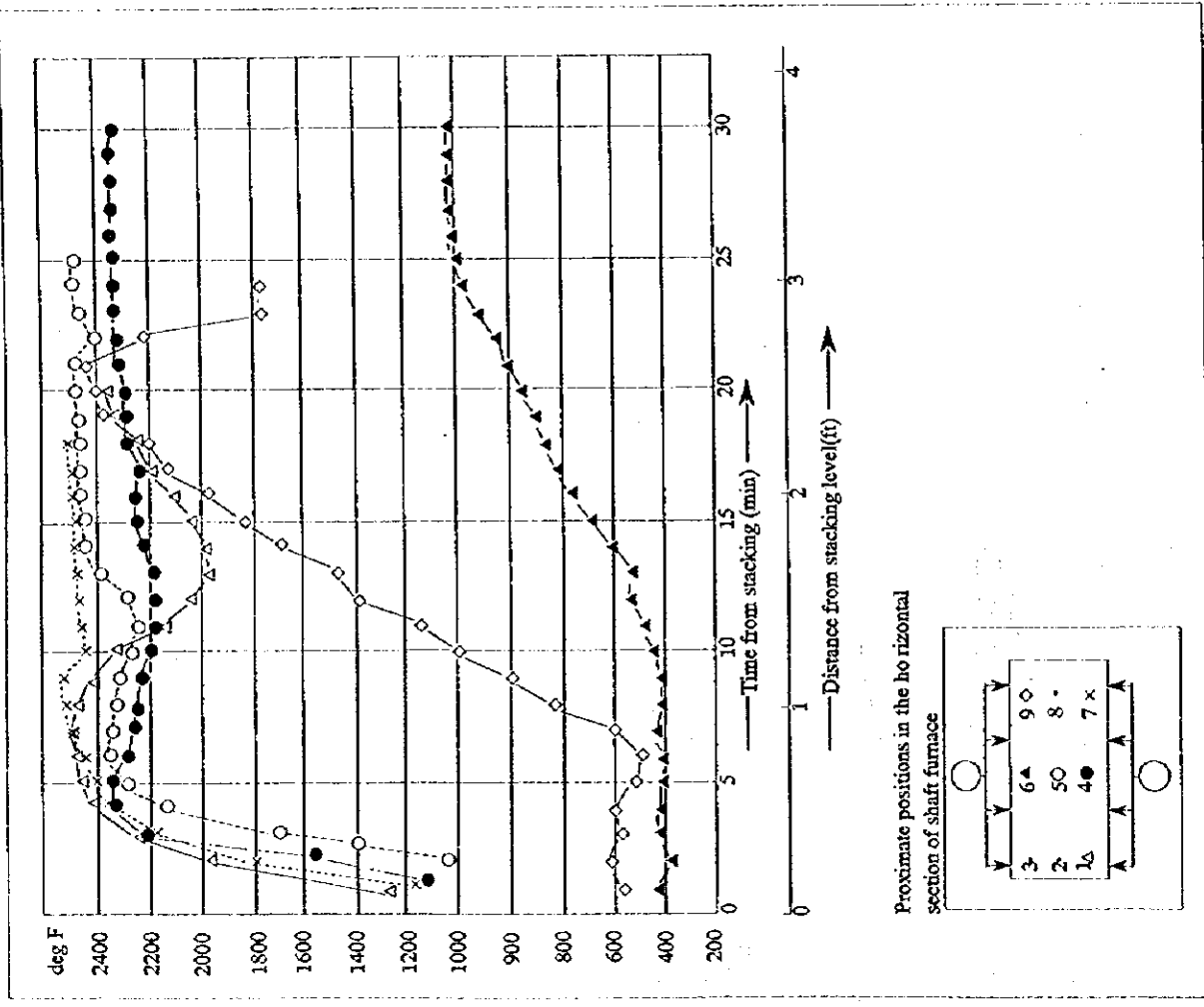


Fig-50-1 Heating pattern in shaft furnace (plant A)

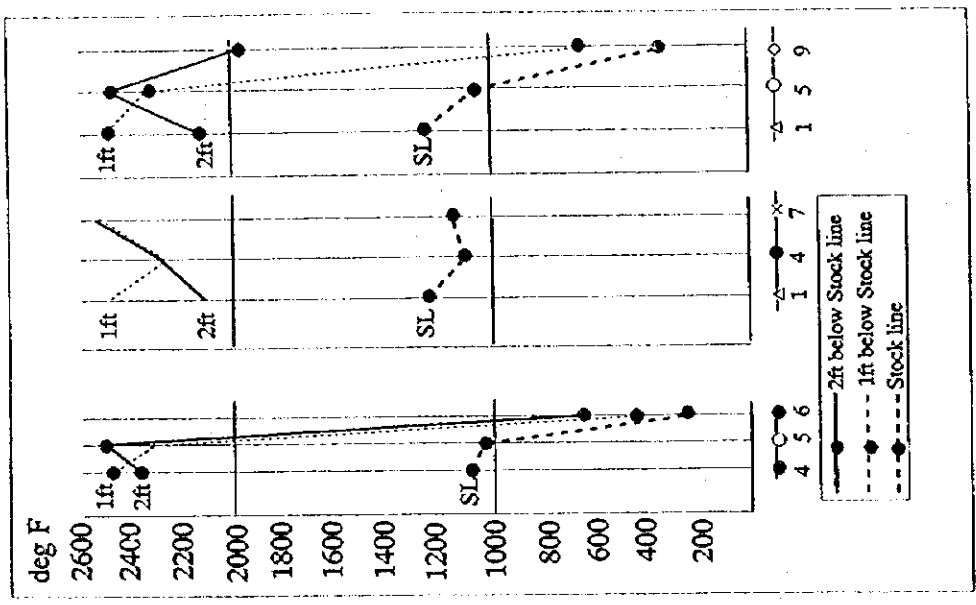


Fig-50-2 Temperature in 3 horizontal planes

6.3.4 必要な改善

(1) 概論

6.3.1 で説明した問題の原因から、必要な改善は下記のようににまとめられる。

- 1) 停止を減らすための機器の状態の修正を完了させる。
- 2) 造粒原料の水分を低下させ（目標 9.7%に低下）、良好な生ペレットを製造し、小粒の含有量を少なくし、安定した造粒を行ない、炉内での積み付けレベルを一定にし、通気性を良好にすることにより、バースティングを防止するため、ペレット水分を減少させる。
- 3) バースティングを防止し、チャンク生成を防止するための焼成制御方法を変更する。
- 4) インデックスコンベアの改造、ペレットを平らに積むことにより、停止の減少を図る。
- 5) モルタル注入に必要な、長い停止を減少させるために熱ガスダクトの構造を変更する。

(2) 機器の適正な状態への修正

4.2.3 の (2)-2) -b-1) で述べたように、商業生産を開始する前には終了しておくべきであった欠陥が多々ある。概略聴取結果を下記する。

- ・ベルトコンベアの蛇行
- ・添加物系統（棚吊、フラッシング、計量誤差）
- ・造粒スクリーン（ベアリングの焼き付き）
- ・製品スクリーン（異常振動）

長期間の工場停止及び記憶の喪失で、現在は機器の欠陥を正確に書き抜くことは難しいが、再稼動を行えば短期間（1年）で修正することは容易である。

(3) 生ペレット水分低減

生ペレット水分は高く、ディスクフィルターから造粒ビンまでの輸送系統において、シュート詰まり、ベルトの蛇行及びスリップを引き起こしたと推定される。またパースティング発生、チャンク生成、焼成ペレットの強度低下等の原因の一つとなった。水分は最大11%であった。（表-56参照）（1炉において10月17日の生ペレット水分は 10.6 ± 0.4 である）（デザイン 9.3 ± 0.3 ）フィルターケーキの水分を下げるためには、精鉱の粒度改善、微粉（スライム）の除去が必要である。これは選鉱工場マターである。

また、ペレット工場サイドでは、「ディスクフィルターのコントロールバルブを良好な状態に保つ」「フィルタークロス品質改善」「スラリーの温度上昇」「ディスクフィルターより、脱水能力の高い、Filter pressの新設」等の手段が考えられる。

一方、たとえフィルターケーキの水分が高くても、ペレット工場では造粒原料及び生ペレットの水分を減少させる手段を持つことが、より適切と考え、下記の改善方法、すなわち、フィルターケーキの水分が高い場合に、天日で乾燥したフィルターケーキを混合する方法を考慮した。これらは、造粒原料の水分低下のみならず、選鉱工場やスラリー輸送ライン停止時の、非常用在庫を多くするという効果を持つ。

- 低生産下、または大修理でのフィルターケーキの余剰分を、戸外に排出する。
- フィルターケーキを天日で乾燥するため、一定期間（3~4カ月間）貯蔵する。
- 貯蔵場所から、乾燥されたフィルターケーキを製造ラインに戻し、過剰水分を含む、フィルターケーキに混合する。

過去の実績

ペレット生産率 $62 \text{ t/h} \times 3 = 186$
生ペレットの平均水分 = 10.1% (1989年10月)
フィルターケーキの平均水分 = 10.3% (1989年10月)

前提

フィルターケーキの平均水分 = 10.3%
生ペレットの平均水分 = 10.2% 新原料配合
ペレット生産率 $62 \text{ t/h} \times 3 = 186$ 及び $1,165 \text{ kilo-t/year}$
乾燥精鉱は水分 3% を持つとする。

乾燥精鉱のバランス

生ペレット水分を 10.2% から 9.3% へ減少させるために必要な乾燥精鉱の年間必要量は $139,800 \text{ t}$ ($11,650 \text{ t/month}$) となる。

平均の月間停止時間は約 185 時間、このうち半分が過剰フィルターケーキを生産できるとすると、 $133 \text{ t/h} \times 185 \times 0.5 = 12,300 \text{ t/month}$ 。また、大修理の 20 日の停止に、過剰フィルターケーキ $64,000 \text{ t}$ が地上に排出できる。4カ月の使用量に等しい、 $48,000 \text{ t}$ のフィルターケーキを保持することは可能である。

混合能力

生ペレットの最大水分値が 11% だったので、フィルターケーキの最大水分は 11.2% と推定される。

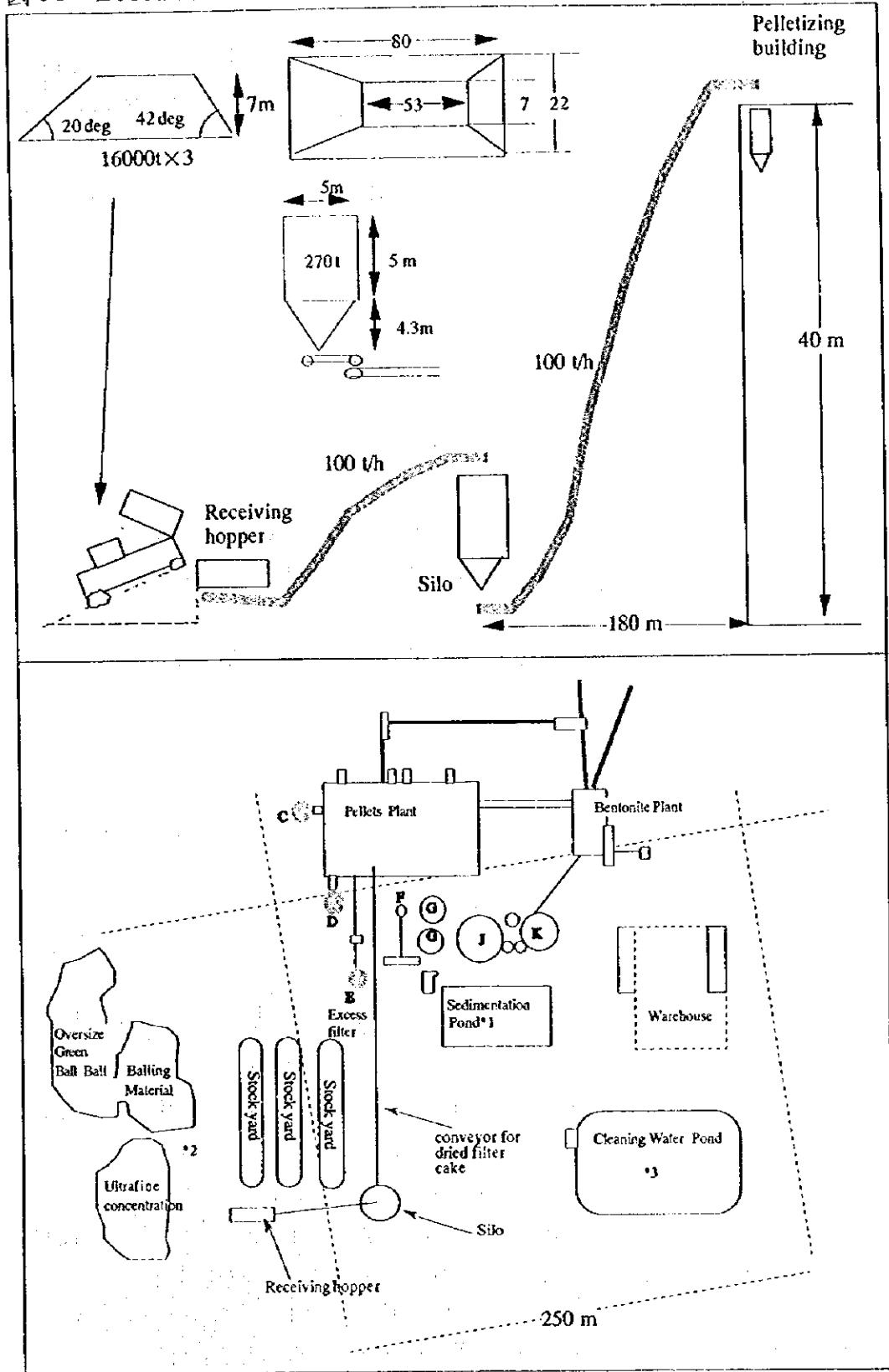
前提

乾燥フィルターケーキ水分 = 3.0%
新しく脱水されたフィルターケーキ水分 = 11.2%
生産に必要なフィルターケーキのチャージ量 = 182 t/h
新たに脱水されたフィルターケーキ 141 t/h (乾量) に対し、乾燥されたフィルターケーキ 45.2 t/h (乾量) の混合が必要となる。

必要な機器 (図-51)

それぞれ 18,000t の貯鉱能力を持つヤード 3 面
受け入れホッパー (トラックランプ付き)
サイロへのコンベア
貯鉱サイロ
デイビンへのコンベア

图-51 Dried filter cake addition



(4) 焼成制御回路の変更

焼成制御は生ペレット生産量に基づいて行なわれるべきで、造粒原料チャージ量に基づくべきではない。4.2.3 の (3) -2) -b) の図-10、及び資料-13 を参照のこと。

この目的のために、4 つの計量器、PLC、レベル検知器、積み付けレベルの温度測定をするカメラが必要となる。

(5) ヒートパターンの変更

この工場では頻繁にバースティングが起こり、チャンクを生成し、長時間生産を停止させた。

表-59-7 に示すように、焼成温度(最高温度)レベルは浅い所にあり、排ガス温度が高かった。これが高速昇温により、生ペレットにバースティングを起こさせた。

従って、焼成レベルを深くする必要がある。このためには、ガス上昇速度を低下させるか降荷速度を上昇させる必要がある。言い換えるなら、表-59-11 で示される A/D を下げる必要がある。

焼成の比較を表-105 に示す。デザインでは、ガス上昇速度は 112.1 cm/sec. である。多くのペレット工場では、ガススピードは約 100 cm/sec. である。このプラントの A/D は A 工場より高い。

燃料原単位及び熱ガス温度が一定ならば、生産率を変更しても、A/D は変化しない。A/D を減少させるにはプロセス空気量 (炉胸への空気) を減らす必要があるが、これは熱回収を低下させる。

炉胸への空気量を一定にして、A/D を変化させる可能性がある唯一の方法は、燃料を変えることである。

表-106 は、燃料変更結果を示す。(カーボンへの一部置換) (図-52-2 参照) 5.7 m³の天然ガスを 6kg の石炭での置換は、A/D を 2 下げる。竪型炉の場合は側壁から熱ガスが吹き込まれ、羽口付近 (図-52-1) のガス速度は他の領域より速い。厳密な意味で熱は均一でない事が容易に想像できる。(図-52-2 で示される W2 領域及び側壁近傍)

石炭は平面上で平均に分散され羽口からの燃料が減少されるため、図-52-3 に示されるように、石炭添加はこの傾向を軽減する。

この改善のために、No. 25 コンベアの下に4つのホッパーの設置、石炭サイロを付けてのNo.24 コンベアの改造が必要である。

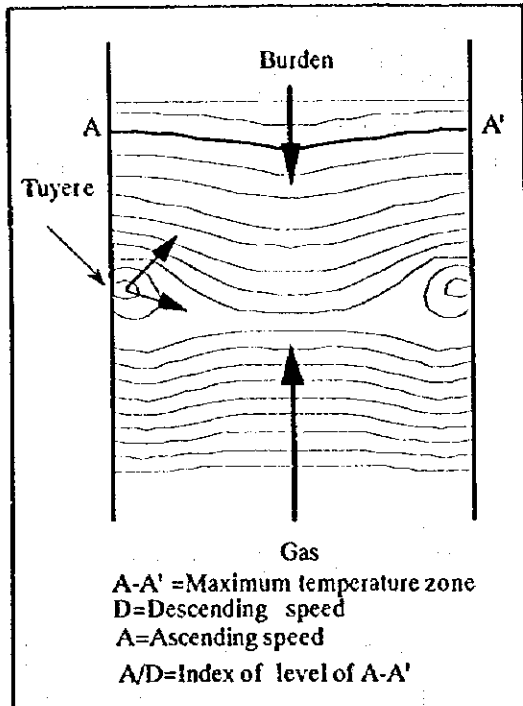
均一焼成のためには炉幅を狭める手段もあるが、改造対象としては耐火物の修理期間内に行なえ、それほど困難でないことから、このスタディでは考慮しない。

表-105 Induration comparison

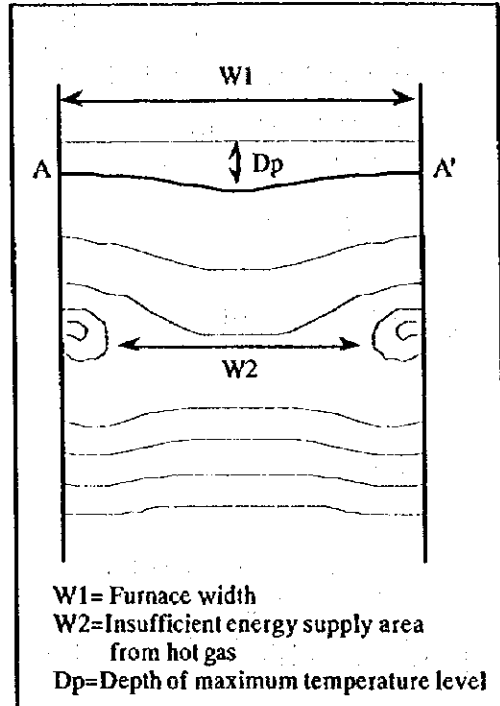
	HIPASAM actual	HIPASAM design	A
Production rate (t/h)	57	67	78
Energy			
N. Gas (m ³ /t-p)	27	19.1	0
Carbon (kg/t-p)	0	0	6
Heavy oil (l/t-p)	0	0	12
Firing level (cm)	20		40
Descending speed (cm/min.)	4.7	5.5	9.0
Ascending speed (cm/sec)	96.3	112.1	132.8
A/D	20.54	20.34	14.83
Waste gas (m ³ /h)	49152	57223	50834
Area of furnace entrance(m ²)	14.2	14.2	10.6

表-106 The results of fuel change

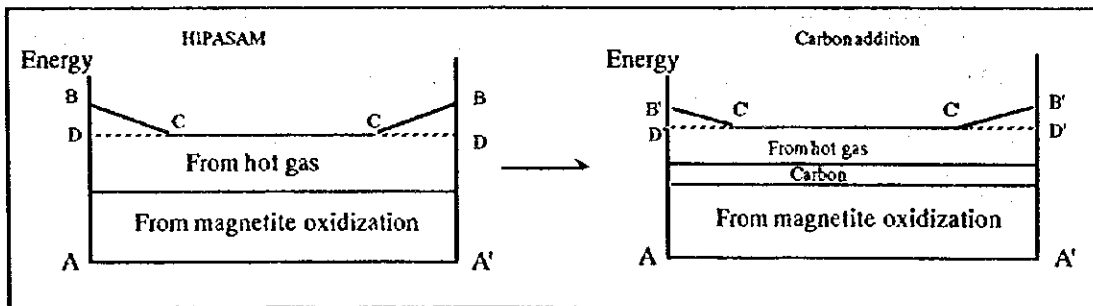
	HIPASAM actual	HIPASAM change	A
Production rate (t/h)	57	57	78
Energy			
N. Gas (m ³ /t-p)	27	18.0	0
Carbon (kg/t-p)	0	6.0	6
Heavy oil (l/t-p)	0	0	12
Firing level (cm)	20		40
Descending speed (cm/min.)	4.7	4.7	9.0
Ascending speed (cm/sec)	96.3	87.5	132.8
A/D	20.54	18.7	14.83
Waste gas (m ³ /h)	49152	44654	50834
Area of furnace entrance(m ²)	14.2	14.2	10.6



☒-52-1 Image of isobaric curve in furnace



☒-52-2 Definition of positions



☒-52-3 Induration energy

(6) インデックスコンベアの改造 (図-53 参照)

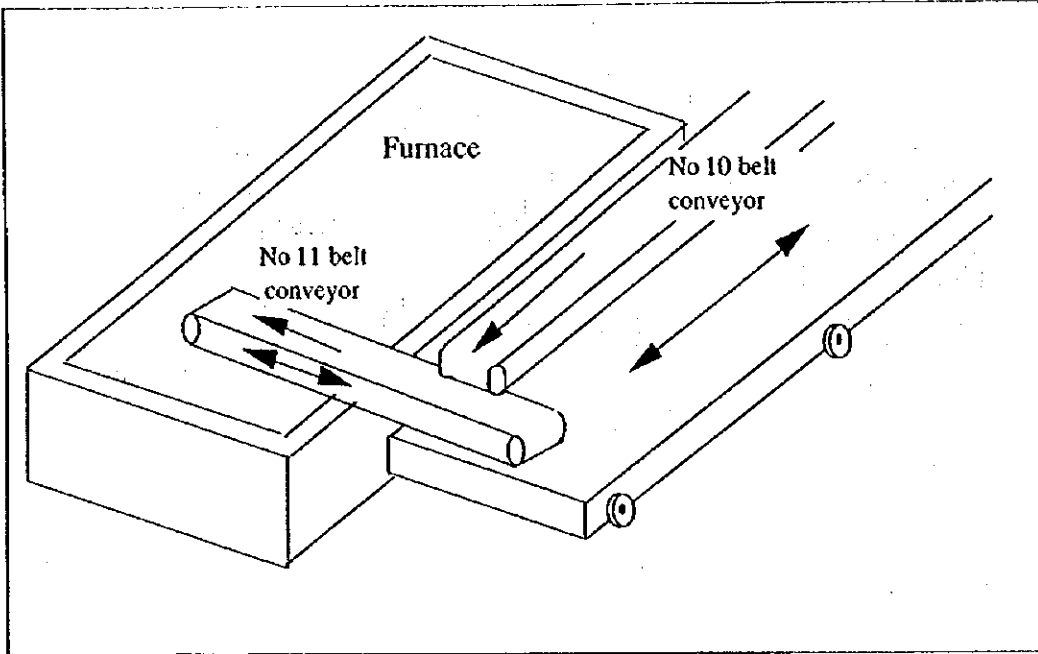
インデックスコンベアは、炉頂のフード内に入る時、高温にさらされる。目視結果から、フレームは変形しており、ベルトは損傷していた。新しく替えたほうがよい。積み付け操作と同調した複雑な動きになるよう運転される。

これらの動きはチェーンを通して機械的に制御され、そしてチェーンの伸びはしばしば誤った動きを起こさせた。すべての動作は電気信号によって制御されるべきである。すべての駆動力は独立したモーターから供給されるべきである。すでに、改造がなされている。No.11 コンベアベルトへの駆動力を伝達するチェーンに替わって、独立したモーターBが設置された。

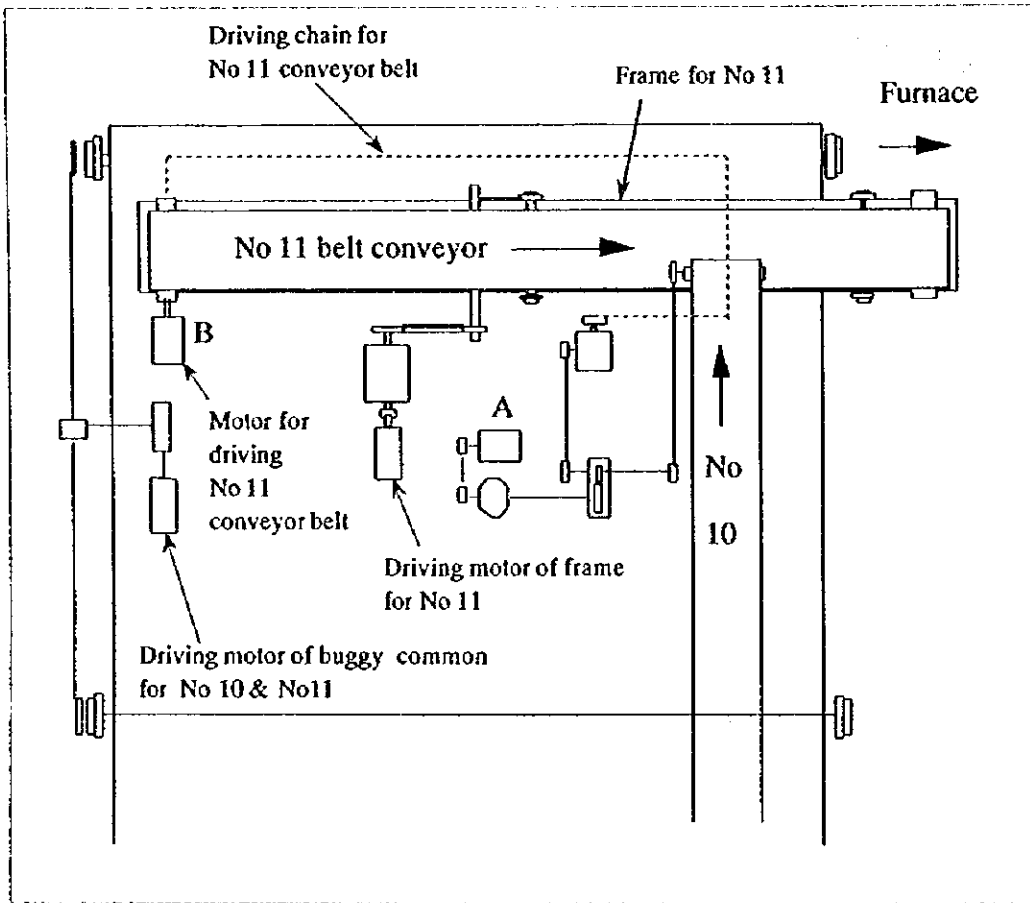
上述の改善のために、

- ・4 台のインデックスコンベアの更新
- ・PLC 下での制御回路

が必要である。



☒-53-1 Bird-eye view of index feeder



☒-53-2 Plot plan of index conveyor

(7) 熱ガスダクトの改造

稼働率を下げた大きな原因の1つがモルタル注入である。6.3.1の(5) -4)、及び図-38を参照のこと。

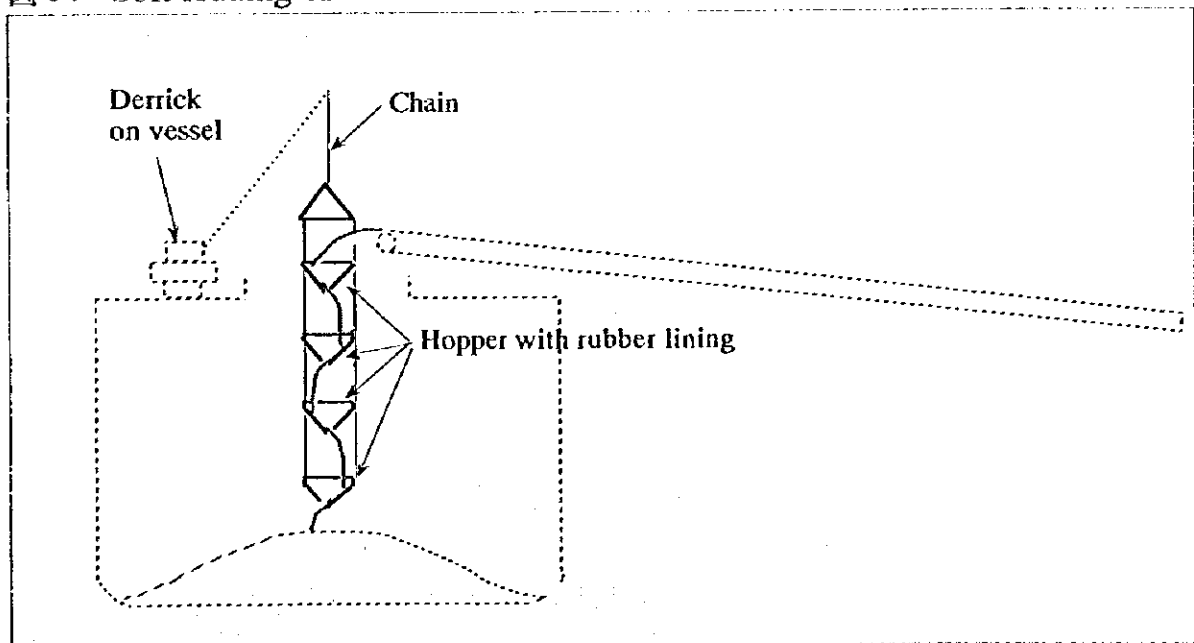
この問題の解決のための例は、

- ・ 停止を少なくする。
- ・ 図-38-3に示されるような対応策。すなわち、熱膨張に対して、隙間を持った煉瓦構造、鉄皮構造に変えることである。これ行なうにはエンジニアリング・スタディが必要である。

(8) HBI 計画が導入された時の積み込み設備の改造

HBI 製造会社からの情報であるが、HBI が船積みされる時、高い位置にあるシップローダーからの落下の衝撃で、多くのHBIが破壊される。船上のクレーンで支えられたチェーンで繋がれた4つのホッパーを使用したソフトローディングが必要であろう(図-54)。この目的のためにはクレーン付きの船を用船することが必要となる。

図-54 Soft loading of HBI



6.3.5 操業の予測

(1) 炉代

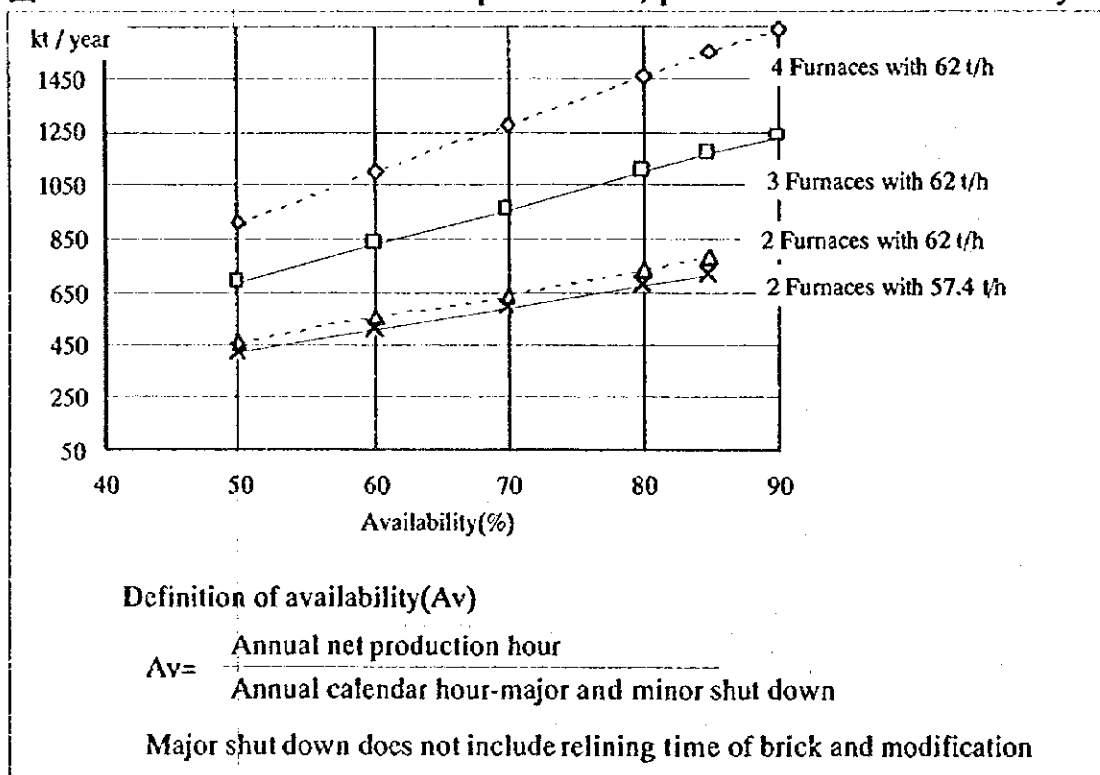
1 炉代、炉操業開始から終了までの期間として 16 カ月を想定した。これは局部的な煉瓦の張り替えのためである。他の工場では 7 年毎に全体的な煉瓦の張り替えを行なっているとの報告がある。

(2) 4 つの炉の操業形態

図-55 に、年間生産量と稼働率の関係を示す。

1.1 million-t/year を生産するには、各炉 62 t/h の生産率で、3 炉の同時運転をすることになる。他の 1 炉はスタンバイとなる。つまり、3 炉の操業、1 炉は 4 カ月間の炉修で、1.1 million-t/year の生産が可能となる。

図-55 Relation between annual production, product rate and availability



(3) 年間運転時間

このスタディのために、余裕を持った、そして詳細な運転時間の推定を表-107 に示す。

表-107 Estimation of operation time for the study

Item No.	Items for time	h/year*3	%*3	h/year*5	%*5
1	Available hour for production	7509.8	85.7	6077.8	69.4
2	Stoppage due to Initial stage trouble	128.6	1.5	128.6	1.5
3	Stoppage due to Control system trouble	13.6	0.2	13.6	0.2
4	Stoppage due to peculiar cause for this plant	100.0	1.1	100.0	1.1
5	Stoppage due to the cause of "out of control"				
6	Stoppage due to special cause*4			1000.0	11.4
7	Minor scheduled shut down	288.0	3.3	576.0	6.6
8	Major scheduled shut down	480.0	5.5	480.0	5.5
9	Operating time loss for cooling down and heating before and after scheduled shut down	240.0	2.7	384.0	4.4
10	Total	8760.0	100.0	8760.0	100.0

*3: Refer to Table-101

*4: arrival delay of spare parts, delay of fabrication, etc.

*5: Time distribution for production plan in this study

(4) 生産率

表-57 に示されるような、62 t/h の生産は可能であろう。

(5) DRI 用ペレットまたは BF 用ペレット

どちらのペレットが生産されるかは、ペレット製造の観点からは決められない。このスタディとして可能性のある原料配合を、表-108 に示す。製品ペレットの化学組成は精鉱の鉄分が 68.7%と 70%で計算した。熱量原単位は精鉱の鉄分が 68.7% として計算している。

表-108 Raw material and chemistry of product pellets

	Conc Fe=68.7	Conc Fe=68.7	Conc Fe=70.0	Conc Fe=70.0
	Pellets for BF	Pellets for DR	Pellets for BF	Pellets for DR
Bentonite (kg/P)	10.0	10	10.0	10
Dolomite (kg/P)	72.0		39.0	
H.Lime (kg/P)	6.5		2.6	
T.Fe (%) in product	64.1	66.85	66.6	68.1
SiO ₂ (%) in product	2.3	2.3	1.4	1.3
CaO (%) in product	2.8	0.32	1.6	0.3
MgO (%) in product	1.5	0.12	0.9	0.1
C/S	1.2	0.14	1.2	0.3

(6) 電力原単位

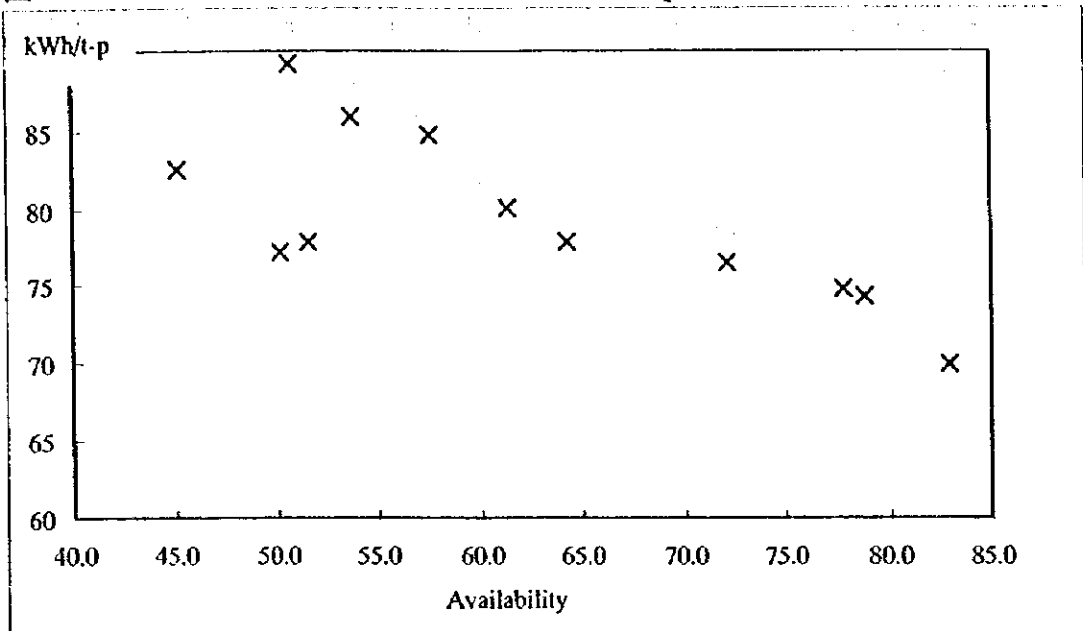
図-56 は、1989 年の月別の原単位実績を示す。消費は低稼働率、低生産性により非常に高い。(デザインの原単位は生産率 67.5 t/h、年間運転日 312.5 日、4 炉生産で 50kWh/t-p と推定される。デザインコンセプトに関しての書類がなかったため、推定せざるを得ない)

1989 年には 2 炉が同時運転され、各月の生産率はほとんど同じであった。稼働率が上がると原単位が減少する傾向がある。造粒及び焼成の 4 系統に対して、共通系統として使われる多くの機器がある。2 炉のみが運転された時には、これらの共通機器の電力は 2 炉の生産量で割られなければならない。すなわち、操炉数が増えれば、原単位を減少させる。

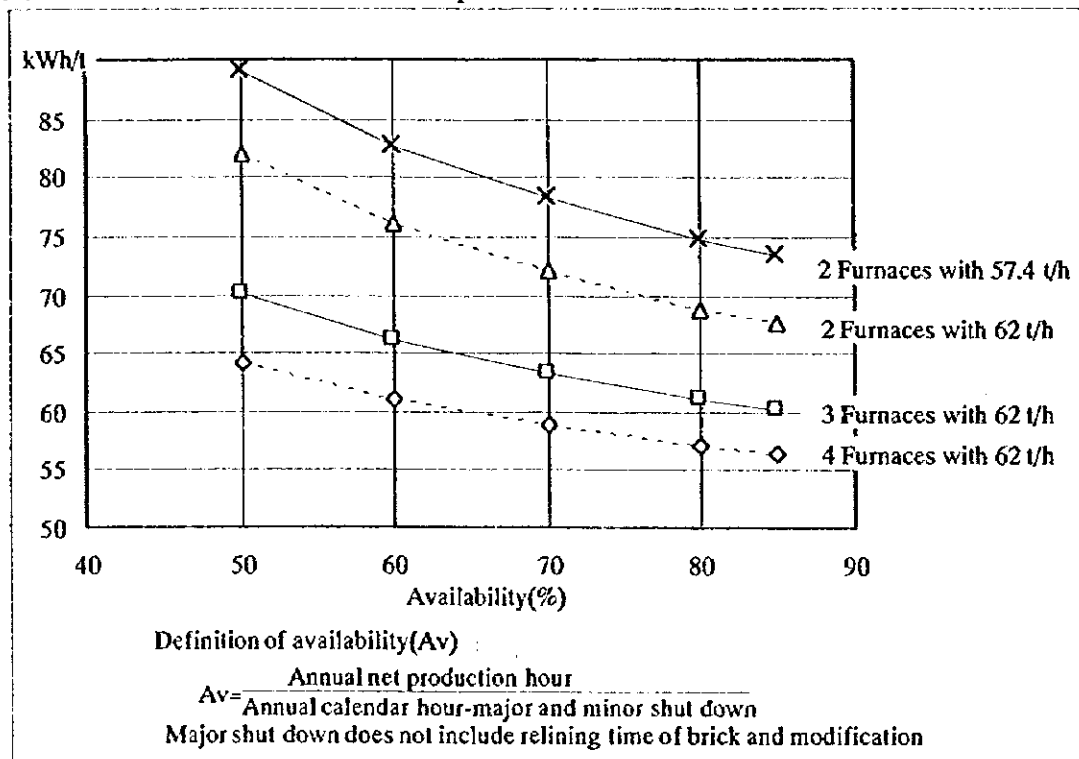
図-57 は、この傾向を示しており、3 炉操業、炉当たりの時産 62 t/h、稼働率 85%。すなわち、年産 1.1 million-t の時、原単位は 60 kWh/t と推定される。

スタディのためには、BF 用ペレット製造に対し、60 kWh/t-p、DR ペレット製造に対しては添加物の粉砕がないこと、マスレシオが減少することから 58 kWh/t-p と仮定できるであろう。

☒-56 Actual result of electric unit consumption



☒-57 Estimated unit consumption



(7) 焼成エネルギー原単位

焼成レベルを低くするために、ヒートパターンを変更することにより、排ガス温度が低くなることが予測されよう。生ペレット水分の減少は熱損失を減少させる。

原料に関して、BF 用及び DR 用ペレットの新配合は、焼成熱量を変化させる。新配合は、表-108 の鉄分 68.7% をベースにしている。

表-109 は、熱量原単位と関連データを示す。ヒートパターンの変更による排ガス温度の低下そしてペレットにより炉外へ持ち出される熱量の微増を仮定して原単位は予測された。

表-109 Unit consumption

	BF pellets in HIPASAM	New BF pellets	DR pellets
Bentonite (kg/t-p)	15.5	10.0	10.0
Dolomite (kg/t-p)	17.7	72.0	0.0
Silica (kg/t-p)	6.8	0.0	0.0
Hydrated lime (kg/t-p)	0.6	6.5	0.0
Waste gas temp (°C)	280	180	180
Heat loss by waste gas (mega cal /t-p)	99	59	55
Decomposition heat (mega cal/t-p)	6	23	0.7
Green pellets moisture(%)	11.0	9.3	9.3
Heat loss of water evaporation (mega cal/t-p)	74	65	60
N. Gas consumption (Nm ³ /t-p)	27	18	15
Carbon consumption (kg/t-p)	0	6	6
Total in duration heat (mega cal/t-p)	239	220	200

資料-13 Concept of the shaft furnace operation

(A) 生ペレットの積み付けとペレット層の降下

生ペレットは往復動コンベア（一般的にインデックスフィーダーと呼ばれる）によって鑿型炉内に積み付けられる。インデックスフィーダーの先頭部は、図-1に示されるような炉上の平面内での動きをし、炉内に既に積み付けられている表面トップ上に生ペレットを置く。先頭部がEからWへ移動するとき生ペレットは炉の最上面に積み付けられる。そして先頭部がWからEへ移動するとき生ペレットはインデックスフィーダーへ乗せられる。この動きを繰り返すことにより、By repeating this movement (E1, W1, E2, ..., E7, W7, E8, W8 → E1)そして cycle (E1 から E1 への)サイクルを繰り返す事により、生ペレットは最上面に均一に積み付けられる。

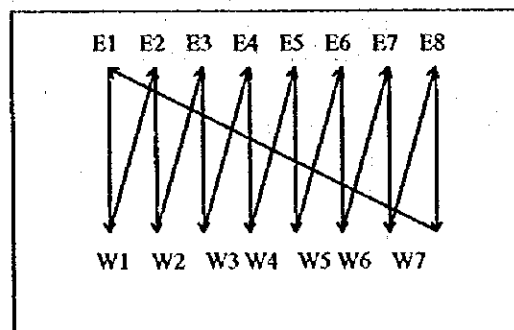


図-1： 炉上の平面内のインデックスフィーダーの先頭部の動線

生ペレットの垂直方向の動きは図-2に示される如くである。

インデックスフィーダーのEからWへの動きにより積み付けられる1層の厚みは生ペレットの生産率 (t/h) に比例する。最上面のレベルを常に同じ高さに保つためには、降荷速度、1層の厚み、及びサイクルタイム間の関係が下記の等式を満たさなければならない。

$$\text{降荷速度} = \text{厚み} / \text{サイクルタイム}$$

*一般的には、一層の厚さは生ペレットの生産率に比例する

(B) 新しく積み付けられたペレット層の昇温

新しく積み付けられたペレット層は下降を開始し、上昇する熱ガスにより加熱される。

そして次に積み付けられるペレット層の加重や落下衝撃に耐えられる強度を確保出来るように、完全に乾燥される必要がある。図-2内のI層の上部は、次にII層が積み付けられる前に完全に乾燥される必要がある。II層の下部は、既に乾燥され高温になっているI層の上部と同じ温度に直ちに曝される。

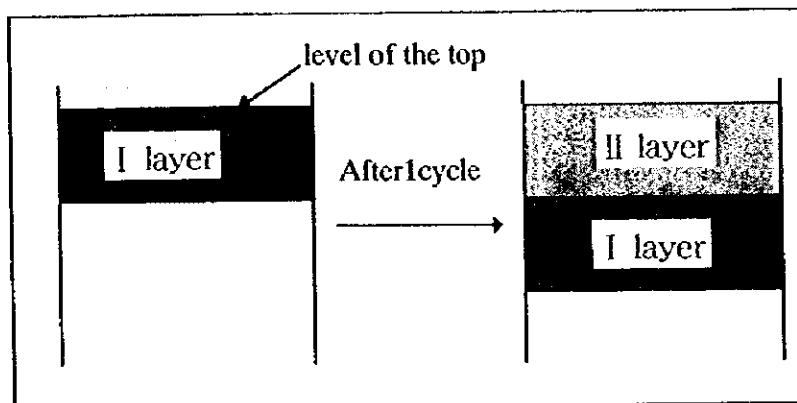


図-2：生ペレットの垂直方向の動き

(C) 熱供給

豎型炉においては、降下するペレットと上昇する熱ガスの対向流の熱交換でペレットは焼成される。

焼成のための熱は、燃焼室からの熱ガス(1250 ~ 1260 °C)、すでに焼成を終了し炉外へと下降するたペレットと熱交換をした炉下部からの熱ガス、及びマグネタイト酸化の反応熱によって焼成のための熱供給が行なわれる。

(D) 最高温度までの昇温

ペレット層は、その前に積み付けられた層によってできた表面上に積み付けられる。

その層は、上昇してくる熱ガスによって表面近く加熱され、乾燥を終了する。乾燥後、ペレット層はさらに温度の高い上昇ガスにより、またマグネタイト酸化により、加熱される。酸化熱は層を熱ガス温度より高い焼成温度 (1350 ~ 1360 °C)まで加熱する。一般的に焼成温度帯は最上層から 20~40 cm のレベルに存在する。

(E) 炉制御

炉内の降荷速度(理論的には造粒量及び造粒原料切り出し量と同じであるべきでものだが現実には短いサイクルで造粒原料切り出し量からの乖離が起こる)に比例して、設定値 Air Ratio (A.R.)に基づいた自動制御による全空気量が決められる。設定値 Air Split (A.S.)に基づいた自動制御による燃焼室への空気量が決められる

「降荷速度× A.R.× A.S.」で決定された空気量に対する温度設定値に基づいた自動制御により、燃焼ガス量は決定される。

6.4 HBI 製造法の検討

(1) 鉄の生産プロセスのレビュー

従来の溶鉱炉による製鉄法が比較的高い初期投資を伴うこと、及び生産量の変化に対する柔軟性に欠けることから、これに代わる製鉄法がどんどん出てきている。20 指に余るこれら新しい製鉄法の中から、最も適したプロセスを選択するに当たっては、次の 3 点を考慮しなければならない。

1) 最終成品として何を選ぶか

- ①溶鉄
- ②銑鉄
- ③熱間固形鉄 (HBI)
- ④海綿鉄
- ⑤炭化鉄 (アイアンカーバイド Fe_3C)

2) 鉄鉱石は何を使えるか

- ①塊鉱石/酸化ペレット
- ②粉鉱
 - ・ペレットフィード (< 44 μ が 75%以上)
 - ・シンターフィード (~6 mm)
 - ・その他サイズに制約を付けた粉鉱

3) 還元剤として何が使えるか

- ①天然ガス
- ②石炭

これら 3 点について新しい製鉄プロセスを比較したものを表-110 に示す。この表の中で、COREX、FIOR、HYL III、Iron Carbide、MIDREX、SL/RN の各プロセスは、既に商業規模での生産が行なわれている。FINMET 方式は FIOR の改良プロセスとして、西豪州に現在建設中である。

表-110 Iron Making Process

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Products	Circofer	Circord	COMET	FASTMET	FINMET	FIOR	HYL III	MIDREX	Iron Carbide	Inmetco	SL/RN	COREX	Cleansmelt	IIcon	Romelt	DIOS	Hi-smelt	Techored
DRI (Sponge iron)			☆	☆			☆	☆		☆	☆							
HBI (Hot Briqueted iron)	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆		☆		☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆
Molten iron												☆						
Pig iron									☆									
Iron carbide (Fe ₃ C)																		
Raw Materials																		
Pellet / Lump							☆	☆			☆	☆						
Fine (Pellet feed)*1	☆	☆	☆	☆						☆								
Fine (Iron carbide feed)*2									☆									
Fine (Finmet feed)*3					☆	☆												
Fine (Sinter feed)*4													☆	☆	☆	☆	☆	☆
Fine (Circro-feed)*5	☆	☆																
Fine (Other limitation)																		
Reductants																		
Natural gas		☆			☆	☆	☆	☆	☆									
Coal	☆		☆	☆						☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆

Source : Midrex report and others

Note *1 : size of ore < 44 μ more than 75%

*2 : size range of ore 0.1 - 1 mm

*3 : size of ore > 6mm max15%, < 0.15mm max25%

*4 : size range of ore < 6mm

*5 : size range of ore 30 μ - 1mm

☆ : micro pellet is applicable

(2) 製鉄プロセスの選択

HIPARSA 社再活性化の観点からは、上述の 3 点に関して以下のように考えられる。

1) 最終成品について

HIPARSA 社で生産される還元鉄は、電気炉の主要鉄源としてアルゼンティン国内、及び南北アメリカに供給されることになろう。その場合、還元鉄は先ず HIPARSA の貯鉱ヤードに貯鉱された後、陸または海上輸送で客先の貯鉱場に運搬され、そこに一旦貯鉱されて電気炉に装入されることになる。

従って、成品はこれら貯鉱、輸送等のハンドリングを受ける間に再酸化しないものでなければならない。

これを満足させるのは銑鉄、熱間固形鉄（以下 HBI）、と炭化鉄（以下 Fe₃C）であり、これらが HIPARSA に適した成品と言える。

2) 鉄鉱石について

流動層還元方式においては、44 ミクロン以上のサイズの粉鉱が要求されるが、これは超微粉をミニペレット化することによって解決でき、この点に関して 1994 年にドイツで行なったシエラグランデの鉱石を使ってのテストによって 500 ミクロン以上のサイズにできることを確認している。

アイアンカーバイド方式は、1996 年からトリニダード・トバゴ (Trinidad-Tobago) で操業され、成品を米国 NUCOR 社に販売している。FINMET 方式は、ベネズエラで長年に亘り HBI を生産している FIOR 方式の改良プロセスである。CIRCORED 方式は、トリニダード・トバゴに建設されたが、商業生産したプラントはまだ世界のどこにもない。

JICA 調査団としては、これらのプロセスが MIDREX 方式や HYL 方式のように技術的に確立されたものとは言えないことから、HIPARSA 社の再活性化に採用することは薦められない。ちなみに、世界の直接還元鉄の生産量の 63.5% が MIDREX 方式、26.4% が HYL 方式によるものである。

3) 還元剤について

天然ガスが既存の主管から約 47km の枝管をとることによって、使用可能になる。

ガスのコストは US\$0.062179/m³ (発熱量:9700kcal/m³, US\$ 1.6/mmBTU) と言われている。サンタクルズで採掘される Rio Turbio 石炭もあり、コスト (CIF US\$ 40/t, 発熱量: 6500 kcal/kg, US\$ 1.55 /mm BTU)も天然ガスと十分競争しうる。

しかしながら、Rio Turbio 炭は FASTMET 法で推奨される石炭に比べて、揮発分、灰分、固定炭素の量があまりにもかけ離れており、FASTMET 法の還元剤としては使えないであろう。

以上の検討結果から、上述の 3 点を満たすプロセスは MIDREX と HYL III のみであり、両プロセスとも成品は HBI である。MIDREX、HYL III、及び FASTMET の各プロセスの最終成品、鉄鉱石、還元剤の典型的な例を表-111 に示す。

また、プロセスの詳細及び典型的な操業パラメータを表-112 に示す。

MIDREX、及び HYL III は、ともに商業プラントとして十分に成熟したものであり、十分な操業実績を持っている。

商業規模で操業されているプラントの DR 用ペレット品位、及び HBI/DRI の性状の典型的な例を、資料-14 と資料-15 に示す。

表-111 Comparison of MIDREX, HYL III and FAST MET

	MIDREX	HYL III	FAST MET
Product			
Type	HBI / DRI	HBI / DRI	HBI / DRI
Total Fe (%)	90 to 94	91 to 93	86 to 92
Metallic Fe (%)	83 to 89	83 to 88	80 to 87
Metallization (%)	92 to 95	92 to 95	92 to 95
Gangue minerals (%)	2.0 to 6.0	2.0 to 6.0	4.0 to 8.0
C (%)	0.8 to 1.2	1.2	1.0 to 6.0
Iron Oxide			
Type	Pellet / Lump	Pellet / Lump	Pellet feed
Size (mm)	Pellet 9 - 16 Lump 10 - 35	Pellet 9 - 16 Lump 10 - 35	< 0.044 more than 75%
Operation Parameter			
Iron ore (t / t-HBI)	1.45	1.45	1.3
Nat. gas (Gcal / t-HBI)	2.6	2.8	0.6
Coal (75%FC, t / t-HBI)	—	—	0.35
Binder (kg / t-HBI)	—	—	2.6
Electricity (kWh / t-HBI)	130	90	90
Water (m ³ / t-HBI)	1.5	1.8	1.0

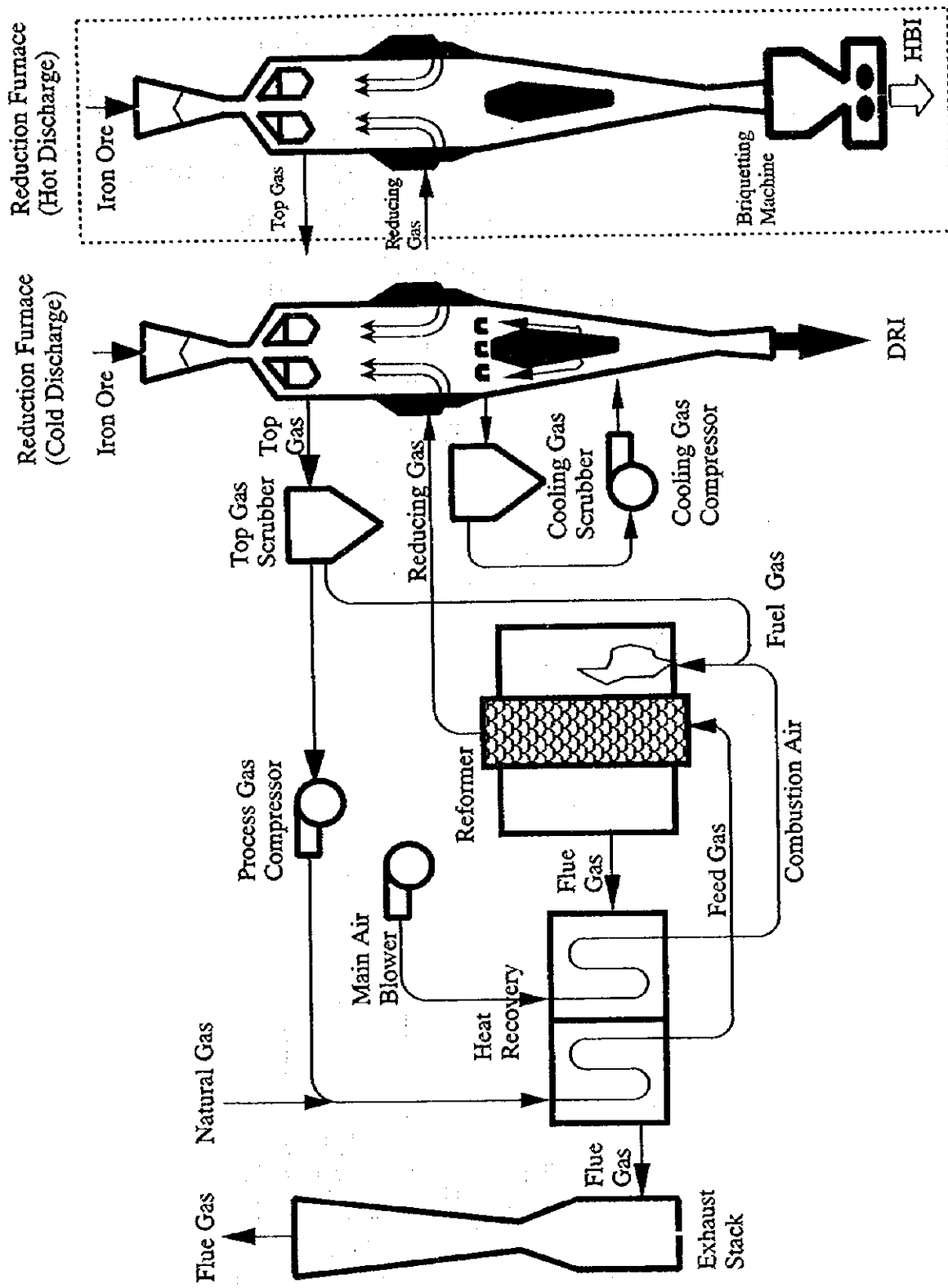
(Source : MIDREX report)

表-112 Comparison of MIDREX, HYL III and FAST MET

	MIDREX	HYL-III	FAST MET
Technology Owner	Midrex International BV	Hylsa S.A.	Midrex / Kobe Steel
Process Description	Oxide pellet and / or lump ore charged from the top of shaft furnace are reduced by reducing gas which is generated in a stoichiometric CO ₂ reformer and fed directly from tuyers to furnace. Charged material descend from top to bottom by around 6 to 8 hours, and discharged at ambient temperature or hot briquetted.	Oxide pellet and / or lump ore charged from the top of shaft furnace are reduced by reducing gas which is generated in a steam reformer, with the reformed gas quenched and reheated, and fed from tuyers to the furnace. Charged material descend from top to bottom by around 6 to 8 hours, and discharged at ambient temperature or hot briquetted.	Green ball produced from mixed cake of iron ore fines, coal fines and binder are drited at low temperature and charged to a rotary hearth (RHF) furnace by one layer deep. Burners located in the RHF heat the pellet, which gasifies the coal within the pellets and reduces the iron ore. After one revolution of the RHF, the pellets are discharged hot and charged to meltshop directly or briquetted.
Standard Process Flow	(图-58参照)	(图-59参照)	(图-60参照)
Process Details			
Reactor type	Shaft furnace	Shaft furnace	Rotary hearth furnace
Reactor temperature (°C)	750 to 900	750 to 900	1350
Reactor pressure (atm)	2.0	6.0	1.0
Reformer type	CO ₂ or steam	Steam	(None)
Reductant	HC gas	HC gas	Coal, Coke
CO ₂ removal	No	Yes	No
Export gas	No	No	No
Residence time	6 - 8 hours	6 - 8 hours	8 - 12 min
Commercial Plant	46 modules approx. 25.6 mtpy	15 modules approx. 8.8 mtpy	None

(Source : Midrex report and others)

图-58 MIDREX Process Flow



☒-59 HYL-III Process Flow

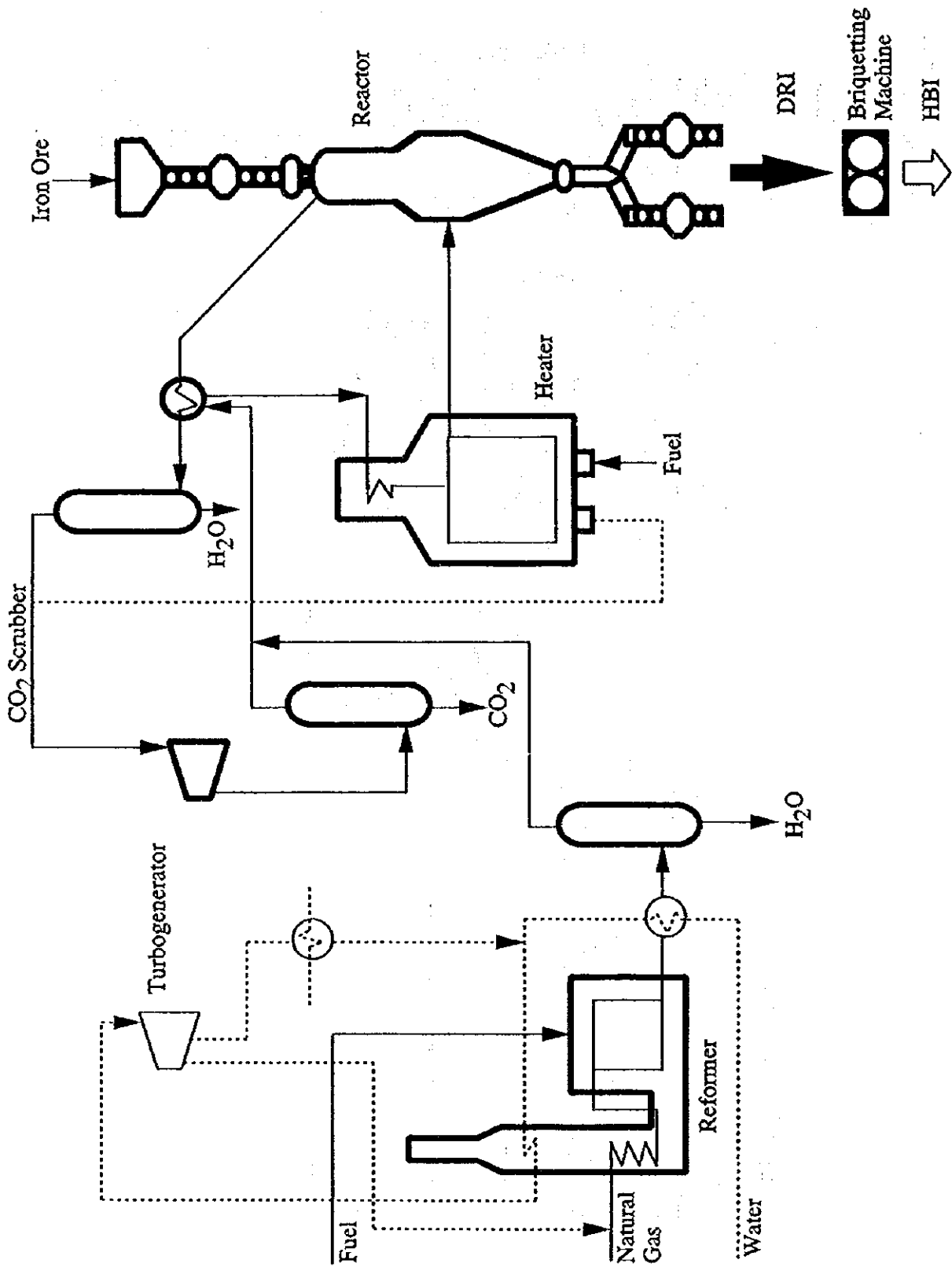
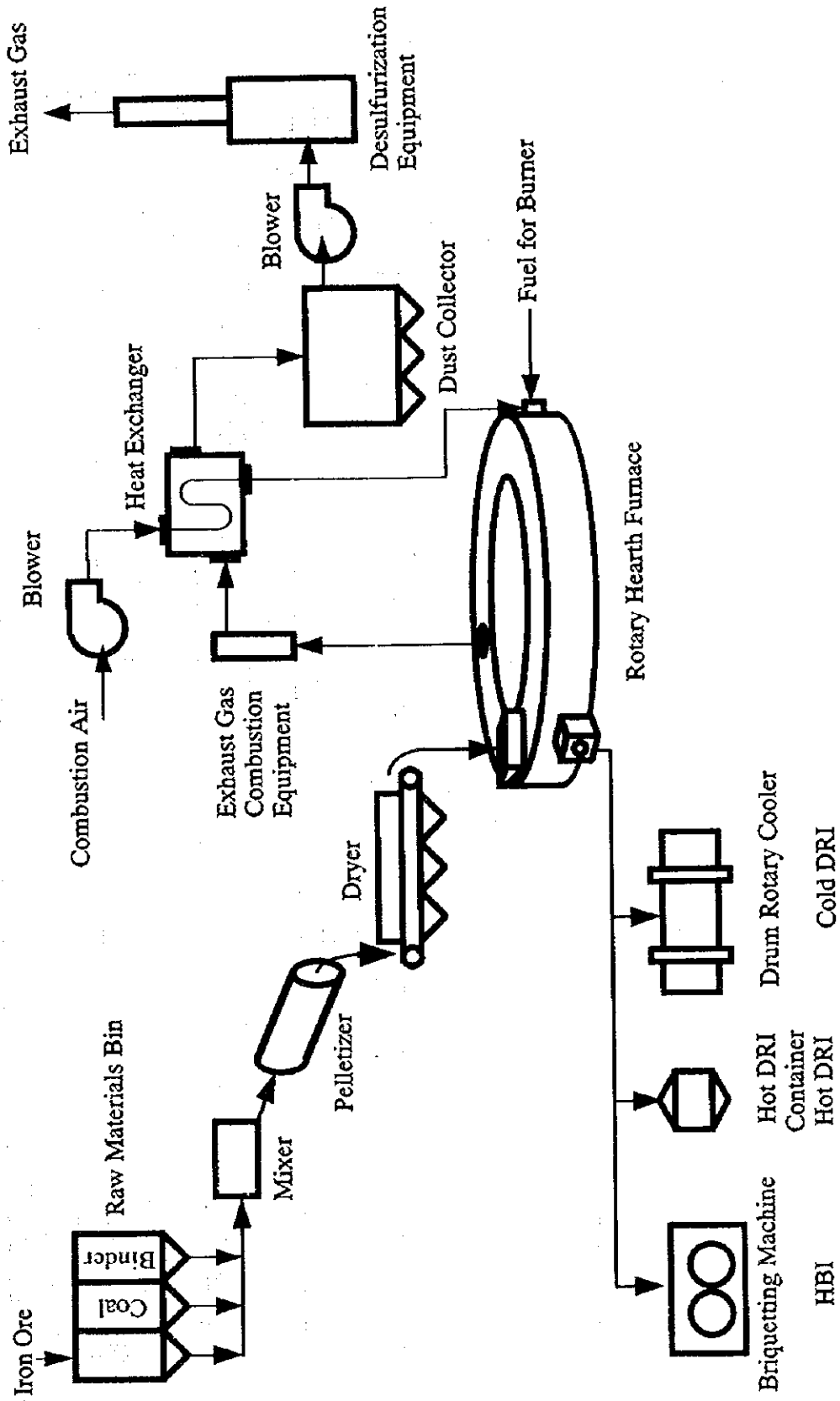


Fig-60 FASTMET Process Flow



資料-14 Specification of DR Grade Pellet

	Specification		Commercial Product (as an example)				
	Actual	Desired	C	L	S	K	G
Chemical (%)							
Fe	> 66.0	> 67.0	67.8	67.5	67.4	67.22	67.3
SiO ₂ + Al ₂ O ₃	< 3.5	< 2.0	1.45	1.20	2.4	3.0	1.9
P	< 0.03	< 0.02	0.02	0.025	0.05	0.019	0.024
S	< 0.025	< 0.015	0.004	0.001	n.d.	0.005	0.004
CaO			0.89	1.05	0.8	1.16	1.5
MgO			0.78	0.75	0.4	0.17	0.3
TiO ₂	< 0.35	< 0.15	n.d.	0.18	n.d.	n.d.	n.d.
Physical							
Size 9 - 16 mm (%)	> 85	> 90	87.3	92	90		94
- 6.3mm (%)		< 4.0	1.4	<5 1	1.5	4.1	<5 0.15
Compression str.							
Average (kg)	> 200	> 250	300	270	300		340
< 50kg (%)	< 5	< 2					
Tumble strength							
> 6.3 mm (%)		> 94.0		95	95		
< 1 mm (%)		< 3.0		4			
Metallurgical							
Linder (760°C)							
Fine (< 3.3 mm %)		< 3.0	<6 2.19	<6 1		<6 3.68	
Comp. str (kg)		> 50	90				78
Metallization %)		> 92.0	91.2	90.9		95.5	91.4
Static bed reduction							
with load (815°C)							
Tumble (> 6.3 mm %)		> 90.0	>3.3 99.5				
Clustering		none					

資料-15 Typical Characteristics of HBI

	Typical	Commercial			
		A	B	C (DRI)	D (DRI)
Chemical (%)					
T.Fe	91~93	93.2	91.3	93.0	91.4
M.Fe	83~88	86.9	82.3	87.38	81.96
Metallization	92~95	93.3	90.1	94.0	89.71
C	1.0~1.5	0.4	1.4	2.0	1.94
SiO ₂	2.0~3.5				
Al ₂ O ₃	0.5~1.5				
CaO	0.2~1.6	4.5	3.9	3.5	3.4
MgO	0.3~1.1				
MnO	0.1~0.2				
P	< 0.04	0.07	0.13	0.035	0.018
S	< 0.015	0.008	0.018	0.003	0.001
V	< 0.2	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Ni,Sn,Zn,Cr,Cu	trace	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Physical					
Bulk density (t/m ³)	2.6~2.7	n.d.	2.7	2.01	1.7
Appt. density (t/m ³)	5.5	5.3	5.1	3.23	2.85
Nom. size (mm)	30 x 60 x 90	30 x 60 x 90	34 x 61 x 97	n.d.	n.d.

(3) ユーティリティ

750 kilo-t/year の HBI をプンタコロラダで生産する場合に必要なユーティリティの量及び性状を、表-113 と表-114 に示す。

ここで FASTMET プロセスで使用する石炭量については FC 量で補正している。

(4) 初期投資額と生産コストについて

プンタコロラダに 750 モジュールの HBI プラントを建設し、標準的な操業条件で 750 kilo-t/year の HBI を生産するときの初期投資額を、表-115 に示す。

表-113 Required Utility (Quantity)

Product (HBI)	MIDREX		HYL III		FAST MET		Suppliability
	750kilo-t/year Unit cons. (per t-HBI)	7500 h/year Demand (per Year)	750kilo-t/year Unit cons. (per t-HBI)	7500 h/year Demand (per Year)	870 kilo-t/year Unit cons. (per t-HBI)	7500 h/year Demand (per Year)	
Natural gas (Gcal)	2.6 Gcal	1.95×10^6	2.8 Gcal	2.10×10^6	0.6 Gcal	0.52×10^6	
(Nm ³ - 8800 kcal/Nm ³)	295Nm ³	221×10^6	318Nm ³	239×10^6	68Nm ³	59.2×10^6	
20% allowance (Nm ³)		265×10^6		286×10^6		71.0×10^6	
Coal (44 %FC - ton)	—	—	—	—	0.58	504,600	
20% allowance (ton)						605,520	
Water (m ³)	1.5	1.125×10^3	1.8	$1,350 \times 10^3$	1.0	870×10^3	
20% allowance (m ³)		$1,350 \times 10^3$		$1,620 \times 10^3$		$1,044 \times 10^3$	
Electricity (kWh)	130	97.5×10^6	90	67.5×10^6	90	78.3×10^6	
20% allowance (kWh)		117×10^6		81.0×10^6		94.0×10^6	

表-114 Required Utility (Quality)

Natural Gas		Coal			Water		
Gas composition (%)	Pico Truncado	Proximate analysis (%)	Rio Turbio	Characteristics	Available		
CH ₄	65.0~96.0	Ash	10	PH value			
C ₂ H ₆	1.0~26.0	Volatile matter	15		(mg/lit)		
C ₃ H ₈	0.04~7.0	Fixed carbon	75	Total hardness	11.9~35	128, 170	
other CmHn	~2.8	Ultimate analysis (%)		Calcium hardness	11.9~30		
		C		Total alkalinity	12.6~37	124, 147	
CO ₂	0.02~12.0	H		Suspended solids	0.5~10.5		
N ₂	0.4~17.0	N		Dissolved solids	16~50		
H ₂	~0.2	S		Sulfate	1.5~3.0	66, 94	
O ₂	0.01~1.0	O		Total Fe	0.16~2.4	< 0.1	
Net calorific value		Ash analysis (%)		Dissolved Fe	0.16~0.8		
(Hh kcal/Nm ³)	9,700	Fe ₂ O ₃ / TiO ₂	13.2/0.9	Silica	3.4~10.9		
Gross calorific value	8,800	SiO ₂ / Al ₂ O ₃	52.2/20.3	Chloride	0.5~1.3	35, 50	
(HI kcal/Nm ³)		CaO / MgO	7.9/0.9				
		P ₂ O ₅ / SO ₃	P/S 0.1/3.4	Temperature (°C)	max 35		
		K ₂ O / Na ₂ O	0.4/0.6	Pressure(kg/cm ² G)	5~7		
		Hardgrove Index	50				
		Moisture (%)	14				
		Calorific value (kcal/kg)	6500				
		Ash Soft. temp (°C)	1280-1300				
		Melt. temp (°C)	1350-1420				

表-115 Comparison of Capital Cost and Operation Cost (Preliminary)

	MIDREX			HYL III			FAST MET		
General Spec.									
Nominal capacity (kilo-t/year)		750		750		870			
Module size		750		750		45 X 2			
Operation rate (h/year)		7,500		7,500		7,500			
Capital Cost (m\$)		170		175					
Operation Cost	Unit cons. (per t-HBI)	Unit price (\$)	Cost (\$/t-HBI)	Unit cons. (per t-HBI)	Unit price (\$)	Cost (\$/t-HBI)	Unit cons. (per t-HBI)	Unit price (\$)	Cost (\$/t-HBI)
Iron ore (Pellet-t) (Conc.-t)	1.45	30	43.5	1.45	30	43.5	—	—	—
Natural gas (Nm ³)	—	—	—	—	—	—	1.3	20	26
Coal (75%FC-t)	295	0.062179	18.34	318	0.062179	19.77	44	0.062179	2.74
Electricity (kWh)	—	—	—	—	—	—	0.58	40	23.20
Water (m ³)	130	0.040	5.20	90	0.040	3.60	90	0.040	3.60
N ₂ gas (Nm ³)	0.5	0.34	0.17	1.8	0.34	0.61	1.0	0.34	0.34
Binder (kg)	—	—	—	—	—	—	2.6	1.8*	4.68
Consumable	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Labor (m-h)	0.5	6	3.0	0.5	6	3.0	0.5	6	3.0
Maintenance (\$)	6.0	—	6.0	9.0	—	6.0	6.0	—	6.0
Total			76.21			76.48			69.56

* Peridure : 1800\$/t

6.5 鉄鉱山、選鉱工場、ペレット工場、及びHBI工場の所要ユーティリティ

鉄鉱山、選鉱工場、ペレット工場、及びHBI工場の所要ユーティリティの量を、表-116に示す。

