

プリズム・セパレーターによる水素の分離・回収

Hydrogen Separation and Recovery Using PRISM[®] Separators

坂 田 勝*

Masaru Sakata

1. はじめに

1977年3月に、モンサント社テキサス・シティ工場において、最初の工業用プリズム・セパレーターが稼動してからすでに約8年が経過した。モンサント社が開発した特殊な複合膜をベースとするこのガス分離システムは、当初は水素分離がその中心であったが、次第に、炭酸ガス分離そして空気分離へと応用分野が拡大してきている。すでに、建設中のもも含めると、世界19ヶ国で工業用システムの使用実績は約90基にも達しており、わが国でもすでに4基の工業用水素分離装置が稼動、今年前半には第5号機の稼動が予定されている。(表1)

プリズム・セパレーターの工業的成功によって、膜分離への期待、すなわち、省エネルギー性および省力化・小型化の可能性がいくつかの応用分野で次々と実証されてきている。このような発展を可能にした理由それはやはり、用途や目的に応じた膜素材の開発であり、新しい製膜技術の確立であった。

ここでは、工業用的水素分離・回収システムとしてのプリズム・セパレーターをとりあげて、その技術的特徴や最近の動向を概説する。

2. プリズム・セパレーターの特徴

プリズム・セパレーターでは、特殊な複合膜を0.1 mmから1 mm程度の中空系(ホロー・ファイバー)状に成型し、压力容器に組み込んで標準モジュールとして使用している²⁾。使用圧力は、最高約150 kg/cm²Gであり、当然わが国では高圧ガス関連法規の適用対象となるので、中空糸膜が輸入されているほかは、標準モジュールのシェルも含めて、すべて当初より国産化が行われている。

システムとしてのプリズム・セパレーターの特徴を、

* 日本モンサント(株) 化学品合成樹脂部部長代理
〒100 東京都千代田区丸の内3-1-1 国際ビル

表1 工業用プリズム・セパレーター使用実績

用 途	工業用システムの数 (カッコ内日本)
水 素 分 離	
アンモニア・パージ	44 (2)
石油精製	12 (1)
一般石油化学*	19 (2)
(*ヘリウム分離も含む)	
炭酸ガス分離	9 (0)
空 気 分 離	7 (0)
合 計	91 (5)

(モンサント社資料¹⁾による。1985年1月1日現在、建設中のもも含む)

最近の動向を中心にまとめると、以下のようになる。

2.1 応用分野の拡大

すでに、プリズム・セパレーターの使用分野は、水素分離から炭酸ガス分離、そして空気分離へと拡大しており、いずれも工業的規模での分離が行われている¹⁾。商標としてのシステムの名称は一つであるが、それぞれの用途に応じた中空糸膜の使い分けが進んでいると考えられる。

図-1³⁾は、モンサント社から発表されている各成分ガスの相対的透過速度である。このような複合膜の解析手段の一つとして、いわゆる“レジスタンス・モデル”⁴⁻⁵⁾が提案されている。

2.2 処理容量の多様化

初期の工業用システムでは、フィード流量1,000 Nm³/hrから20,000 Nm³/hrのものがほとんどであったが、最近では、フィード流量40,000 Nm³/hrを超えるもの、また、100 Nm³/hr以下のものもすでに稼動している¹⁾。年内には、石油の三次回収(EOR)の分野で、フィー

H ₂ O, H ₂ , He, H ₂ S "Fast"	CO ₂ , O ₂	Ar, CO, N ₂ , CH ₄ "Slow"
Relative Permeation Rates		

図-1 プリズム・セパレーターにおける成分ガスの相対的透過速度³⁾

ド流量約84,000Nm³/hrという炭酸ガス分離システムも稼動予定と伝えられる。

もともと、モジュール方式なので、容量の上限はないが、実績がふえるにつれて、システムに対する経済的信頼性も高まり、比較的小規模のプロジェクトも数多く実施されるようになったためと考えられる。

従来の、8インチおよび4インチ(いずれも呼び径)の2種類の標準モジュールのほかに、新しく2インチ標準モジュールが加わったことで、処理量100~300Nm³/hr程度の比較的小規模のガス分離のニーズにも積極的に対応できる体制になっている⁶⁾。

2.3 標準モジュール・標準スキッド方式の採用

プリズム・セパレーターで使用されている前記3種類の標準モジュールは、いずれも有効長さが3mであり、すべて直立した状態で使用される³⁾。(図-2)工業用システムは、これら標準モジュールを組み合わせ、各ユーザーのニーズに合わせて設計される。不純物除去などの前処理も含めて、すべて標準スキッド化され、陸上輸送にも適したプレハブのユニットとして納入されている。(写1³⁾)表2は、文献⁷⁾に報告された不純物の許容上限値である。

システムは、一般にガスの処理量と比較してコンパクトであり、設置スペースに制限がある場合に好適のシステムである。ガスの圧力条件にもよるが、フィード流量10,000~20,000Nm³/hrのケースでも、設置面積

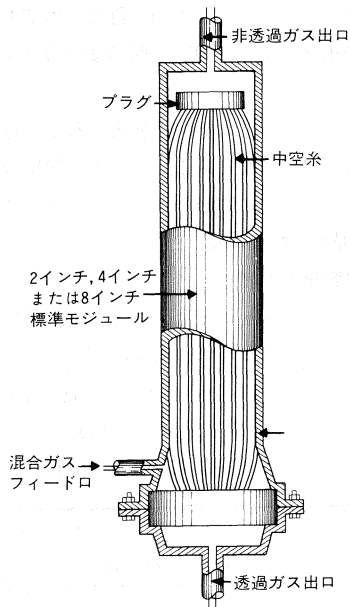
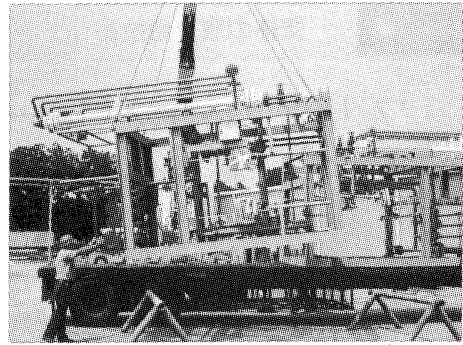


図-2 プリズム・セパレーター標準モジュール³⁾



写1 出荷されるプリズム・セパレーターの標準スキッド³⁾

表2 プリズム・セパレーターにおける不純物の設計上限値⁷⁾

不純物の種類	設計上限値
水 蒸 気	飽和濃度まで
硫 化 水 素	分圧 3.5 kg/cm ³
ア ン モ ニ ア	分圧 0.35 kg/cm ³
芳 香 族 化 合 物	飽和濃度の10%
オ レ フ ィ ン 類	飽和濃度の25%

20~30m²以下に収まっている例が多い。

プレハブのスキッドであるため、据付けは容易であり、また、標準モジュールの組み合わせが基本となっているので、将来の増設などにも弾力的に対応できる。

2.4 最大運転圧力は140~150kg/cm²G

運転圧力は、他の原理によるガス分離装置と比較してかなり高く、ほとんどの場合、プロセス内での高圧がそのまま利用できる。アンモニア・プラントのパージ・ガスから水素を回収する工業用システムは、フィード圧力140kg/cm²G前後のものが多く、また、フィード圧力と透過ガスの圧力差が100kg/cm²Gを超える例もいくつか報告されている。

たとえば、フィード・ガス中の水素分圧がある程度以上高く、コンプレッサーを必要としないようなケースでは、まさに“超省エネルギー型”のシステムとなる。最高運転圧力という面では、工業的に市場の要求がほぼ満足されていると考えられる。

非透過ガスが主製品となるようなケースでも、圧力降下がほとんどないため、経済的なシステムが設計可能である。現在、C₁化学の分野で着目されている一酸化炭素と水素の分離⁸⁾や、水素除去によるSNGの製造⁷⁾は、この典型的な例といえる。

2.5 運転温度範囲は0℃から100℃程度

一般に、ガスの透過速度は、温度の上昇とともに大

きくなるが、分離の選択性はやや低下する傾向がある。プリズム・セパレーターの運転温度は、ガスの種類や応用分解によっても異なるが、常温よりは高めの領域が選ばれることが多い。

最近、比較的高温での運転例も報告されており、たとえば石油の三次回収 (EOR) における炭酸ガス分離の場合、200°F (93.3°C) という例⁹⁾が報告されている。

2.6 省力化に最適のシステム

システム本体には駆動部分がないので、運転中はただのパイプと同じである。スタート・アップやシャット・ダウンも容易で、事実上メンテナンス・フリーである。フィード条件の時間的な変動に対しても、システム自身が弾力的に対応するのが特徴である。組み込まれている標準モジュールの本数等によっても異なるが、一般に設計流量の60~70%減程度までの低負荷運転が可能である。

省エネルギーのみならず、省力化にも最適のシステムである。

3. プリズム・セパレーターを使用する工業的水素分離の例

3.1 オキソ合成ガス中の一酸化炭素 / 水素モル比の調節

1977年3月に、モンサント社テキサス・シティ工場で稼動した世界最初の工業用プリズム・セパレーターのプロセス・フローを図-3⁸⁾に示す。

このシステムでは、H₂/COモル比がほぼ3:1のフィード・ガスから、モル比約1:1のオキソ合成用原料ガスを調製している。フィード流量は約5,300 Nm³

/hrで、主製品である非透過ガスの圧力低下はほとんどないのが特徴である。もともと、この工場には、大型の深冷分離装置があって、オキソ合成ガスのほかに、酢酸合成用の原料である一酸化炭素も製造されていた。プリズム・セパレーターの併設によって、一酸化炭素製造能力のボトル・ネックが解消されて、今日に至っている。稼動以来、約8年を経過したが、依然としてメンテナンス・フリーである。

同様な工業用システムは、これ以外にも数例報告されており、膜分離の特徴を生かしたシステムとして、C₁化学の分野でも大いに注目されている。

モル比調節用のシステムにおいて、膜面積を大きくして、水素のぬき出しを徹底的に行った場合には、一酸化炭素の精製装置として使用できる。すでに工業的実績もあるが、詳細についてはまだ報告されていない。文献¹⁰⁾からの推定では、一酸化炭素中の水素残量1~2%程度までが経済的な使用範囲と考えられる。

主製品である非透過ガスの圧力低下がほとんどないのがこのシステムの特徴で、表3¹⁰⁾からも明らかのように、製品中の一酸化炭素分圧がフィード・ガスと比較して上昇する。たとえば、ケースGでは、シェル側の一酸化炭素分圧は、ほぼ32kg/cm²Gから83kg/cm²Gまで

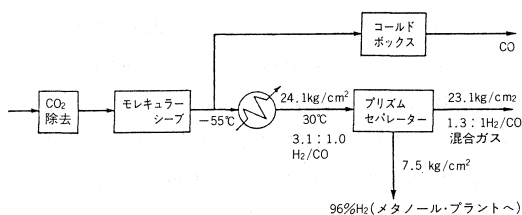


図-3 一酸化炭素/水素モル比調節システムの例⁸⁾

表3 中空糸分離膜における製品組成および回収率に対する各種変数の影響¹⁰⁾

ケース	フィード組成 (H ₂ /COモル比)	フィードおよびシェル側圧力 (kg/cm ² G)	チューブ側圧力 (kg/cm ² G)	ΔP (kg/cm ²)	シェル側製品組成 (H ₂ /COモル比)	チューブ側製品組成 (H ₂ /COモル比)	チューブ側水素回収率 (%)	相對膜面積 (-)
E	70 / 30	28	10.5	17.5	68 / 32	97 / 3	10	1
G	70 / 30	105.5	10.5	95	21 / 79	94 / 6	90	2.6
H	40 / 60	28	10.5	17.5	27 / 73	78 / 22	50	16
I	40 / 60	49	10.5	38.5	26 / 74	88 / 12	50	4
J	40 / 60	105.5	10.5	95	26 / 74	92 / 8	50	1
K	20 / 80	105.5	10.5	95	3 / 97	64 / 36	90	5
L	20 / 80	105.5	10.5	95	12 / 88	78 / 28	50	1
M	20 / 80	105.5	10.5	95	18 / 82	83 / 17	10	0.2
N	10 / 90	28	3.5	24.5	9 / 91	48 / 52	10	2
O	10 / 90	105.5	10.5	95	6 / 94	53 / 47	50	2
P	10 / 90	105.5	10.5	95	9 / 91	59 / 41	10	5.4

(注) いずれも透過選択性は $\alpha_{\frac{H_2}{CO}} = 40$

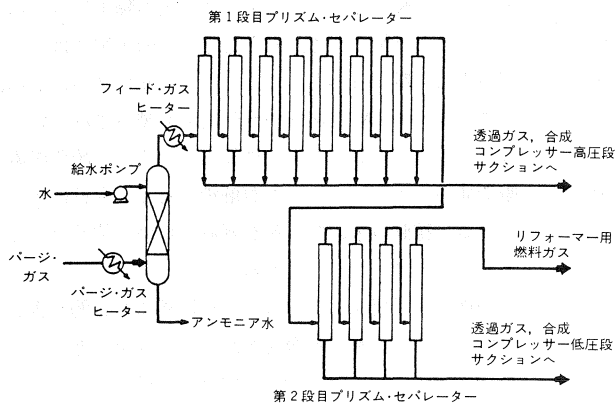


図-4 モンサント社ルーリング工場の水素回収システム¹¹⁾

上昇している。

3.2 アンモニア・プラントのパージ・ガスからの水素回収

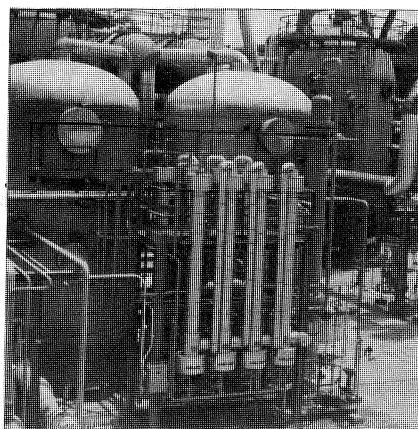
最初の工業用システムは1979年9月に稼動し、現在、建設中のもも含めて世界中で40基以上の実績がある。いずれも、アンモニア合成ループからのパージ・ガス中の水素を回収する目的で、プリズム・セパレーターが使用されている。

図-4¹¹⁾に典型的なプロセス・フローを示す。前処理のセクションで、まず、ウォーター・スクラバーを用いてパージ・ガス中のアンモニアを回収したあと、フィード・ガスは135～140 kg/cm²Gで水素回収セクションへと送られる。第1段階目および第2段階目のプリズム・セパレーターからは異なった圧力で水素が回収され、それぞれ合成コンプレッサーの中間段および低圧段のサクションにリサイクルされる。

パージ・ガス中の水素濃度は約60%、また回収される水素の平均純度はほぼ90%になる。水素の回収率は、通常95%程度で設計されるが、98.5%に達したという例も報告されている¹²⁾。

アンモニア・パージの場合、ガスの高い自圧が十分に活用できるので、従来の深冷分離法に対抗できる経済性を備えているといわれる。Schendel¹³⁾らによるアンモニア・パージにおけるプリズム・セパレーターと深冷分離との比較では、装置本体のコストはほぼ同程度であり、プリズム・セパレーターで代表される膜分離装置は、建設コストが若干低いこと、また、本体に駆動部分がなく、小型でスタート・アップやメンテナンスが簡便である点を支持するユーザーもかなり多いと見ている。

1982年4月に稼動した、メタノール・プラントのバ



写2 メタノール・プラントのパージ・ガスから水素を回収するシステム³⁾

ージ・ガスから水素および炭酸ガスを回収するシステム(写2³⁾)も、前処理のセクションと水素・炭酸ガス回収セクションに分かれており、アンモニア・パージのケースと良く似たデザインになっている。詳細は原報¹⁴⁾を参照されたい。

3.3 アンモニア分解ガスからの高純度水素の製造

最近、モンサント社の除草剤工場で、アンモニアの分解ガスから高純度水素を製造するプリズム・セパレーターが稼動した¹⁵⁾。このシステムでは、水素75%を含む分解ガスから純度95～97%程度の水素を得て、バッチ反応に利用している。フィード流量は540 Nm³/hrとやや小型であるが、2段の設計にして95%以上の水素回収率を確保している。

このような小型の水素発生装置は、比較的小規模のフェインケミカル・プラントや、セミコマーシャル・プラントでの使用に適しており、特に、何らかの理由で、原料水素が入手にくいような状況では強味を発揮する。液体アンモニアを輸送するのは、それほど困難ではないからである。

3.4 水添脱硫プラントのパージ・ガスの水素回収—石油精製への応用

石油精製の分野では、1980年6月にアメリカのカリフォルニア州で第1号機が稼動して以来、すでに工業用システムの使用実績は10基を超えている。製油所で使用されるこれらのシステムでは、目的に応じて種々の設計が行われているが、その本質は、水素と、メタン、エタン等の炭化水素との分離である。すなわち、水素リッチの透過ガスと、炭化水素リッチの非透過ガスがシステムの製品として得られることになる。

たとえば、水添脱硫プラントのパージ・ガスからの

表4 石油精製におけるプリズム・セパレーターのパイロット・テスト実績⁷⁾

場 所 ・ 用 途	圧力 (kg/cm ² G)		水素純度 (モル%)		運 転 期 間
	フ ィ ード	製 品	フ ィ ード	製 品	
テ キ サ ス Heavy Gas Oil HDS	43	3.5/10.5	60	95	4-7/79
オ ク ラ ホ マ Naphtha HDS	34	10.5	80	97	7-12/79
カリフォルニア Naphtha HDS	42	17.5	85	98	8-12/79
カ ナ ダ Diesel HT	37	12	70	95	8-10/80
ル イ ジ ア ナ Lt. Cycle Oil HT	49	7	61	94	6-8/80
テ キ サ ス FCCU	60	7	12	60	3-5/80
ル イ ジ ア ナ FCCU	48	6	26	84	8/80-1/81
” FCCU	45.5	3.5	17	73	10-11/80
テ キ サ ス THDA	30	3.5	51	91	4-5/80
” CRU	40.5	12.5	80	97	10/80-6/81
” THDA	28	7	75	95	1-9/81
ル イ ジ ア ナ Gas Oil HT	67	42	88	98	5-7/81
テ キ サ ス HCU	74	17.5	65	94	5-11/81
” Lt. Gas Oil HT	60	17.5	68	92	7-9/81
ミシシッピ CRU	50.5	15.5	79	98	6-12/81
テ キ サ ス THDA	31.5	3.5	70	96	5-6/81
” HCU	107/84.5	62/28	67	94	9-12/81

水素回収では、透過ガスが主製品となり、低濃度の水素を含むオフガスからのSNG回収では、非透過ガスが主製品となる。また、大量の水素を含むプロセス・ガス、たとえばハイドロトリーター・グレードの水素から、少量の高純度水素を分離するようなシステムでは、透過ガス、非透過ガスの両方ともプロセス・ガスとして有効利用することができる。

表4⁷⁾は、1980～1981年を中心として、モンサント社がアメリカ国内で実施したパイロット・テスト実績をまとめたものである。代表的な応用例がほぼカバーされている。

図-5に、水添脱硫プラントのページ・ガスからの水素回収の例を示す。詳細は原報¹⁶⁾を参照していただければ幸いである。

モンサント社の技術資料¹⁷⁾をもとに、ハイドロトリーターのページ・ガスからの水素回収のケースについて、回収コストを試算してみる。システムの詳細は、図-6および表5に示す通りである。ページ・ガスの圧力550 psig (約38.5kg/cm²G)、水素濃度60%、流量500万 scfd (約5,580 Nm³/hr)のモデル・ケースで、回収水素純度85%、水素回収率72%となるようにシステムを設計した場合、プリズム・セパレーター本体価格70万ドル、また、据付け費用10万ドルと見積ることができる。このシステムでは、コンプレッサーが組み込まれていないので、エネルギー・コストはほとんどゼロであり、5年償却の場合の水素回収コストは、水素1,000

scfあたり、20.6セント、すなわち、約1.9円/Nm³となる。

また、同じモデル・ケースで、33馬力のコンプレッサーを組み込んで、水素の回収率を85%にまで高めた設計では、5年償却の場合の総コストが80万ドルから90万ドルへと上昇し、水素1,000 scfあたりの回収コストは21.2セント、すなわち、約2.0円/Nm³とわずかに上昇する。

回収水素の純度が85%程度の場合には、水素の回収率を90～95%まで上げていっても、水素の単位回収コストは10～20%上昇する程度である。しかし、回収水素純度が90%のケースでは、回収コストは水素の回収率とともに急激に上昇し、1.5倍から2倍近くになることも珍しくない。したがって、膜分離では、ニーズをしっかりと把握した上で、最適なシステム設計を行うことが大切である。

4. 気体の膜分離技術の今後の展望

プリズム・セパレーターによる気体の膜分離が、工業的規模で行われるようになってから約8年が経過した。1984年における世界の気体膜分離市場は、まだ年間5千万ドル規模¹⁸⁾と推定されているが、同時に、今後10年間は年率最低10%の成長が見込まれている有望分野でもある。

プリズム・セパレーターの場合でも、初めは水素分離が先行したが、その後、炭酸ガス分離、更には空気

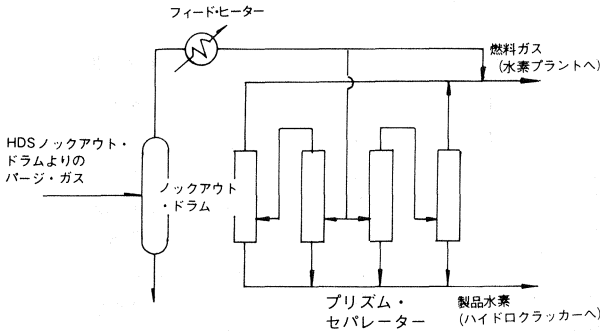


図-5 水添脱硫プラントのパージ・ガスからの水素回収¹⁶⁾

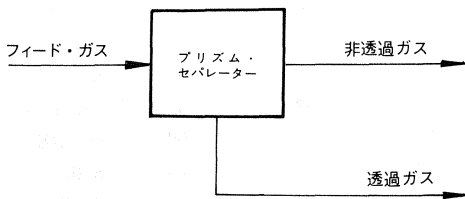


図-6 ハイドロトリーターのパージ・ガスからの水素回収—回収率78%の場合¹⁷⁾

表 5 ハイドロトリーターのパージ・ガスからの水素回収—回収率78%の場合¹⁷⁾

	フィード・ガス	透過ガス	非透過ガス
圧力(kg/cm ² G)	38.5	17.5	36.5
温度(°C)	38	71	71
流量(Nm ³ /hr)	5,580	3,060	2,520
組成(モル%)			
H ₂	60.0	85.0	29.7
C ₁	26.0	9.0	46.6
C ₂	9.0	4.0	15.0
C ₃ ⁺	5.0	2.0	8.6

分離やヘリウム分離へと応用分野が拡大しており、世界19ヶ国で約90基の工業用システムが稼動、または建設中である。

工業的実績がふえるにつれて、単に、当初考えられていたような“省エネルギー・システム”という認識にとどまらず、操作が簡単で、フィード条件が変化しても効率が低下しない信頼性の高いシステムという評価が高まっている。化学薬品や溶剤は使用しないので、当然、廃棄物処理のわずらわしさはなく、軽量でコンパクトな点も長所の一つである。空気の膜分離によって、ケミカル・タンカーなどのシール用の窒素を製造するシステムは、これらの特徴をフルに生かしている。

また、超高純度が要求されない限りにおいて、大規模なシステムばかりでなく、比較的小規模のガス分離

にも次第に利用が広がってきており、膜分離への依存度が更に高まることが予想される。

そして、今後の膜分離技術の一層の発展の鍵は、やはり、用途や目的に応じた新しい膜素材の開発であり、大量生産のもとで一定品質の膜を得る製膜技術を確立していくことである。

現在、知られている分離膜に対しては、透過が遅いガス同士、たとえば窒素、一酸化炭素、メタンなどを効率よく分離できるような膜が開発されるのも、そう遠い日のことではないかも知れない。

(注)「プリズム」はモンサント社の登録商標

参 考 文 献

- 1) PRISM[®] Separator Installation Status as of January 1, 1985 (モンサント社資料)
- 2) Chemical Engineering, Nov. 30, 62 (1982)
- 3) Gas Separation Systems (モンサント社カタログ)
- 4) J. M. S. Henis and M. K. Tripodi, Separation Science and Technology, 15 (4), 1059 (1980)
- 5) J. M. S. Henis and M.K.Tripodi, J. of Membrane Science, 8, 233 (1981)
- 6) Chemical Week, Dec. 21, 77 (1983)
- 7) W. A. Bollinger, D. L. MacLean and R. S. Narayan, Chemical Engineering Progress, Oct. 1982, 27 (1982)
- 8) D. L. MacLean and T. E. Graham, Chemical Engineering, Feb. 25, 54 (1980)
- 9) Monsanto News, Oct. 14, 1983
- 10) J. M. S. Henis and M. K. Tripodi, Science, 200 (4592), 11 (1983)
- 11) Y. C. Chae, G. S. Legendre and J. M. Van Gelder (重岡憲一郎訳), アンモニアと工業, 34 (4), 12 (1981)
- 12) J. Shirley and D. Borzik, Chemical Processing, Jan., 1982, 30 (1982)
- 13) R. L. Schendel, C. L. Mariz and J. Y. Mark, Hydrocarbon Processing, Aug., 1983, 58 (1983)
- 14) B. M. Burmaster and D.C.Carter, Oil & Gas Journal, Mar. 28, 90 (1983)
- 15) Monsanto News, Nov. 15, 1984
- 16) V. O. Lane, Hydrocarbon Processing, Aug., 1983, 57 (1983)
- 17) Pipeline (モンサント社技術資料)
- 18) Chemical Engineering, Apr. 16, 14 (1984)

6. 鉄鉱石資源の将来

近年の鉄鋼生産より将来を予測する事は非常に困難である。'73年度の粗鋼1.2億トンのとき輸入鉄鉱石は1.37億トンでピークであった。鉄鉱石産業は当然ながら鉄鋼業と同じう勢をたどると考えられ、世界粗鋼生産は平均3~4%の伸びが期待出来るも先進国では逆に減退するとの予測がある。従って我が国の粗鋼量は今後横ばいか回復しても1.2~1.3億トンを上回る事はないと推定する。

現在対日出荷鉱山で近い将来鉱量枯かつにより閉山すると思われる鉱山はゴールドワージー以外に幾つかある。表7の主要鉄鉱山のみでも生産余力7,000万トンあり、仮りに鉄鋼景気が回復し対日出荷が現状の比率で行われれば3,000万トンの入荷増が可能となり閉山による減量を充分カバーし得る。

表7 主要鉄鉱山生産量 単位：100万トン

	'83年生産量		(b)生産能力	(c)確定鉄量	寿命(年)	
	対日向	全量(a)			(c)/(a)	(c)/(b)
ハマスレー	18.0	33.1	46	1,100	33	24
ニューマン	12.5	23.3	40	1,300	56	32
ローブリバー	11.3	13.8	19	130	9.4	6.8
リオドセ	15.0	60.0	90	5,260	93	58
イタピラ	4.0	11.0	18	1,000	91	56
イスコー						
ルンセン						
計	60.8	141.2	213	8,790	62	41

又新規にカラジャス鉱山の出荷も来年より始まり現有生産能力がより過剰となる。

他方世界の鉄鉱石生産は'80年8.87億トン、'82年7.76億トンで1億トン強の減産であった。しかし今後粗鋼同様3~4%の伸びを期待出来れば数年の間に過剰生産能力も解消し正常な生産体制となる。したがってこの数年間は販売競争により鉄鉱石価格の上昇を抑えられ苦しい経済環境となるであろう。しかし合理化によりこの難局を乗り越えるものと信ずる。

将来の鉄鉱石供給に関して不安な面があるとすればストライキ、輸出国の政策による輸出制限、停止で前述した如く鉄量、品位の技術的な面からは全く心配がない。

表8 世界の鉄鉱石生産量

(単位：1,000トン)

国 別	Fe%	1980	1981	1982	1983	
ヨロ	西ドイツ	32	1,945	1,572	1,312	1,000
	ベルギー	34	—	—	—	—
	ルクセンブルグ	25	560	429	—	—
	フランス	31	29,199	21,873	19,666	16,000
	イタリア	32	216	140	7	—
	イギリス	22	916	731	470	400
	ノルウェー	59	3,807	4,063	3,266	3,500
	オーストリア	32	3,270	3,046	3,330	3,500
	スペイン	50	8,865	8,411	7,620	7,500
	スウェーデン	62	27,184	23,225	16,138	13,200
バ	東ドイツ	24	51	41	39	15
	ユーゴスラビア	40	4,504	4,793	5,105	5,000
	ポーランド	27	104	105	49	—
	チェコスロバキア	28	1,928	1,932	1,881	1,900
	ソ連	54	244,762	242,416	244,410	224,400
ア	中国	50	72,000	70,000	70,000	70,000
	インド	61	40,358	41,196	39,380	36,900
	日本	57	483	444	445	300
	マレーシア	56	371	531	456	100
北	フィリピン	63	—	—	—	—
	カナダ	62	50,173	49,692	33,046	32,900
南	アメリカ	59	70,407	75,451	36,960	38,600
	ブラジル	68	107,186	106,600	90,000	—
	チリ	64	8,960	8,355	6,530	6,000
	ペルー	63	5,679	5,664	5,800	4,000
	ベネズエラ	64	13,681	15,730	11,680	9,200
ア	アルジェリア	52	3,500	3,600	3,600	—
	アングラ	62	—	—	—	—
	シエラレオネ	60	—	—	—	—
	リベリア	68	18,350	18,500	18,000	—
	モーリタニア	65	8,600	8,000	9,000	—
オ	南アフリカ	63	26,320	28,320	24,555	20,200
	オーストラリア	66	95,534	93,850	87,660	81,000
世界計		886,700	874,500	775,602	—	

注1. 日本は砂鉄を含む。

出所：西ドイツ連邦統計局「Eisen und Stahl」

文 献

- 1) 日本鉄鋼連盟 : 鉄鋼統計要覧 (1984)
- 2) 日本鉄鋼協会 : 鉄鋼便覧
- 3) テックスレポート: 輸入鉄鉱石年鑑 (1984)
- 4) 樋上 寛 : 水曜会誌 第11巻 第10号
- 5) Stanford Research Institute : World Minerals Availability 1975~2000 Steel, Iron and Coking.