

2.3 石炭ガス化技術の比較と選定

2.3.1 石炭ガス化技術の分類

石炭ガス化技術の実施状況を次ページの Table III-2-3 に示す。既設および建設中の石炭ガス化プラントは、総て Lurgi、Texaco、Winkler、Koppers-Totzek プロセスの何れかを採用している。これらのプロセスはそれぞれ特色のある独自の技術をもとに発展してきたが、近年各社とも高温・高圧下での長期運転可能な新技術の研究開発に努力しており、すでに技術の確立をみたもの、あるいは完成に近いものもある。これ等新技術はいずれも、おのおのの在来の技術に沿って開発されているものである。一般に、在来の技術を第一世代技術、新開発技術を第二世代技術と分類している。新開発技術の最大の特徴は、プラントの大型化、経済性を考えて、高圧化を計っている点にある。石炭ガス化技術の分類と、第二世代技術で現在注目すべきものを、Table III-2-4 に挙げる。

Table III-2-3 から判断すると、高圧石炭ガス化プロセスで、商業規模で実現した技術は、南アフリカ共和国の SASOL プロジェクトで採用された Lurgi プロセスと、日本でアンモニアプロジェクトに採用され、完成された Texaco 法のみである。

Table III-2-4 にある BGC-Lurgi は BGC 社（イギリス）が、Scotland の Westfield で、1975 年にデモンストレーション・プラント（石炭処理量 300~350T/D）の運転を開始したもので、在来型 Lurgi 炉の高温型で灰分をスラッグとして排出するものである。Shell Koppers プロセスは Koppers-Totzek 炉に、油の加圧ガス化に多くの実績をもつ Shell の技術を加味したもので、圧力は 25 気圧である。このプロセスはまだ商業スケールの実績を持たない。

Table III-2-3 Coal-Based Gasification Plants Commercially Operating or Under Construction

Process	Plant Owner	Plant Location	Start of Construct. Date	Product Type	Estimated(a) Coal Feed Rate MAF to Gasifiers ton/day	Number of Operating and Spare Gasifiers
Lurgi	1. South African Coal, Oil and Gas (SASOL)	Sasolburg, The Republic of South Africa (SASOL I)	1954	F-T liquids		9
			1958	town gas		1
			1966	"	5,200	3
			1973	"	Total	3
			1980	"		1
2. South African Coal, Oil and Gas (SASOL)	Secunda, The Republic of South Africa (SASOL II)	1974	F-T liquids	19,600	36	
3. South African Coal, Oil and Gas (SASOL)	Secunda, The Republic of South Africa (SASOL III)	1979	F-T liquids	19,600	36	
4. Great Plains Gasification Associates	Beulah, North Dakota U.S.A.	1981	Natural Gas	8,000	14	
5. China National Technology Import Co.	Beijing, People's Republic of China	1982	Ammonia	1,100	4	
						107
Koppers-Totzek	1. Nitrogenous Fertilizer Industry	Ptolemais, Greece	1959	Ammonia	700	4
			1969		Total	1
			1970			1
			1966	Ammonia	500	4
			1967	Ammonia & Methanol	550	1
3. NCZ Nitrogen Chemicals of of Zambia	Kefue, Zambia	1974		Total	1	
1975			2			
4. Fertilizer Corporation of of India	Ramagundam, India Talcher, India	1969	Ammonia	1,300	3	
1970	Ammonia	1,300	3			
5. African Explosives and Chemical Ind. (AECI)	Modderfontein, South Africa	1972	Ammonia & Methanol	1,500	6	
						26
Winkler	1. Fabrika Azotnih	Gorazde, Yugoslavia	1950	Ammonia	100	1
			1972	Ammonia	350	2
						3
Texaco	1. Tennessee-Eastman	Tennessee, U.S.A.	1983 (b)	Acetic anhydride	820 (c)	2
	2. Cool Water	California, U.S.A.	1984 (b)	Electric power	910 (c)	2
	3. Ube Ammonia	Ube, Japan	1984 (b)	Ammonia	1,500 (c)	4
	4. SAR	West Germany	1986 (b)	Oxo-chemical hydrogen	730 (c)	1
						9

Note: (a) moisture & ash-free basis
 (b) start of operation date
 (c) moisture-free (dry) basis

Table III-2-4 Classification of Coal Gasification Processes

	First Generation Process	Second Generation Process
Moving-Bed	Lurgi (Dry Ash)	BGC-Lurgi
Fluidized-Bed	Winkler	————
Entrained-Flow	Koppers-Totzek	Shell-Koppers
	Texaco	Texaco

2.3.2 各種石炭ガス化技術の特色

(1) Lurgi ガス化炉

1936年都市ガス炉として、商業運転を開始して以来、100基以上が建設されている最も実績の多い炉で、南アフリカ共和国のSASOLプロジェクトでは加圧炉（30気圧）が数多く使用され、この炉からの合成ガスから合成石油、化学品などが製造されている。

炉の構造をFig. III-2-1に示す。構造は、水冷ジャケットのついた堅型炉である。5～30mmの塊状の石炭がロック・ホッパを通じて非連続的に投入され、乾燥ゾーン、乾留ゾーン、ガス化ゾーン、燃焼ゾーンと順次炉内を降下する。反応層全体が回転火格子により支えられており、酸素とスチームが下部より供給される。灰となった石炭は回転火格子によって、灰ロックホッパーに落され、間欠的に排出される。燃焼ゾーンの操業温度はクリンカーの発生を防ぐため、灰分の軟化点以下に抑えられ、通常最高1,000℃位である。

炉頂から出る粗ガスの温度は約450℃である。この炉の長所と短所を以下にまとめる。

- (長所)
- ・30気圧の加圧運転の実績が多い
 - ・酸素の使用量は他方式と比較し1/2～1/3であり少い
 - ・炭素転化率および熱効率が低い
 - ・低温運転のため保守が容易である
- (短所)
- ・使用石炭の品質に制限がある
 - ・発生ガスはメタン含量が高く、燃焼用ガスとして有利であるが、合成ガスとしてはメタンを含有するので不利

- ・副生物（タール、フェノール）が多い
- ・石炭の炉内の滞留時間が長く大型化に不利

(2) BGC-Lurgi ガス化炉

Lurgi 炉の改良型で 2.3.1 項で述べたように現在開発中であるが、商業規模の実施例は未だない。灰の軟化点を越える温度(1,400℃)で操業され、灰の取り出しはクエンチ水を用いた湿式ロックホッパー方式である。スチームの使用量は著しく減少し、熱効率は改善されている。炉の大型化には Lurgi ガス化炉の約 2.5 倍の能力のものが可能といわれる。

(3) Winkler ガス化炉

1927年アンモニア合成用として、ドイツで建設され、その後36基が各国に建設されたが、現在は Table III - 2 - 3 に示したように、2 基が運転されているに過ぎない。

炉の構造を、Fig. III - 2 - 2 に示す。給炭サイズは 8 mm 以下、運転温度は灰の軟化点以下で通常 700～1,000℃の間にある。石炭はスクリュウ・フィーダーで炉に投入され、酸素とスチームは炉底と炉の中央部に分けて吹き込まれる。

炉内上部に輻射型廃熱ボイラーが設置され、ガスおよび灰分を冷却する。灰分の約70%はガスに同伴されて炉の上部より排出され、残り30%は下部のスクリュウ・コンペアーにより排出される。灰分には未反応炭素が含まれている。なお、加圧10気圧のテストを新技術開発の一環として実施中である。この炉の長所と短所を以下にまとめる。

- (長 所)
- ・均一な温度で操業ができる
 - ・比較的多種類の石炭の使用ができる
 - ・メタン、副生物の生成が少い
- (短 所)
- ・加圧ガス化の実績がない
 - ・灰の軟化点の低い石炭は使用できない
 - ・炭素転化率は低い
 - ・流動層を維持するため低ロード運転に限度がある

(4) Koppers-Totzek ガス化炉 (T-K 炉)

Koppers-Totzek ガス化炉は Krupp Koppers GMBH (ドイツ) で開発された技術であり、1950年代に Finland と France に最初のプラントが建設されて以来、20

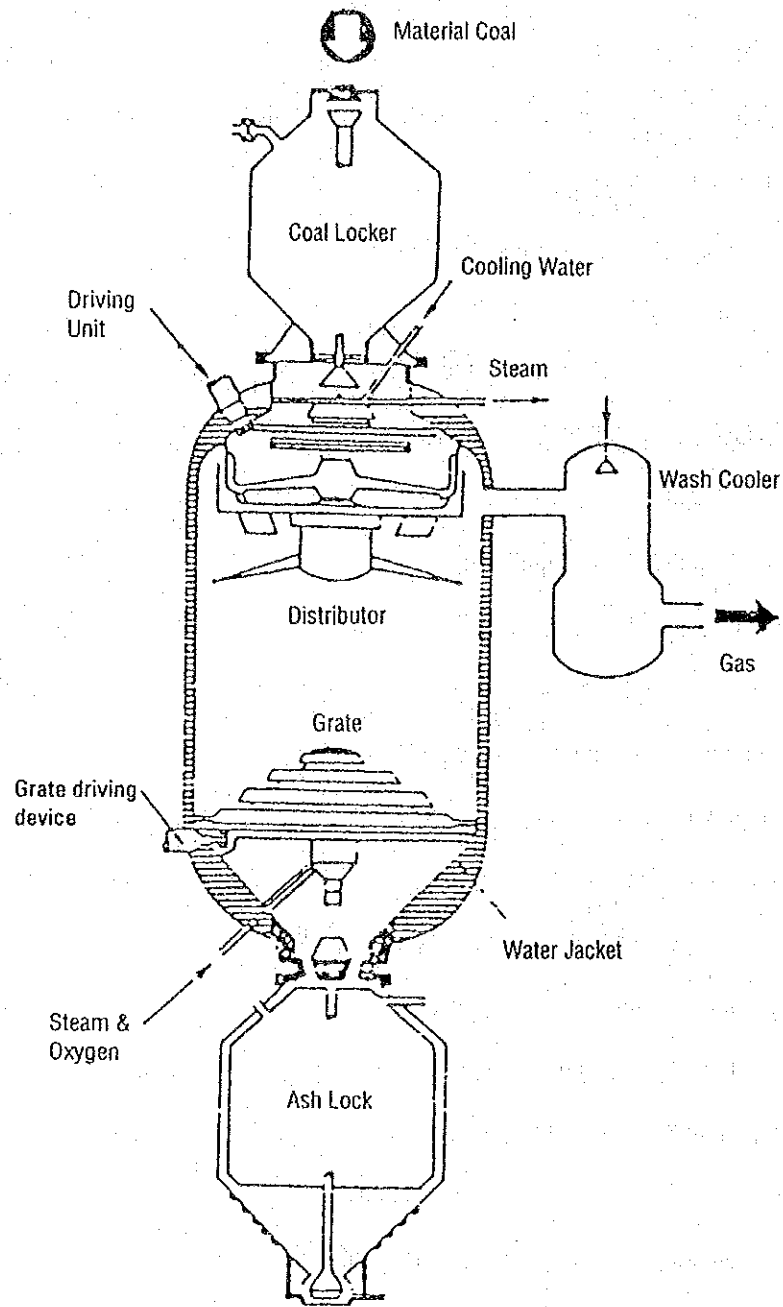


Fig. III-2-1 Lurgi Gasifier

(3) Winkler ガス化炉

1927年アンモニア合成用として、ドイツで建設され、その後36基が各国に建設されたが、現在は Table III - 2 - 3 に示したように、2基が運転されているに過ぎない。

炉の構造を、Fig. III - 2 - 2 に示す。給炭サイズは8 mm以下、運転温度は灰の軟化点以下で通常 700～ 1,000℃の間にある。石炭はスクリュウ・フィーダーで炉に投入され、酸素とスチームは炉底と炉の中央部に分けて吹き込まれる。

炉内上部に輻射型廃熱ボイラーが設置され、ガスおよび灰分を冷却する。灰分の約70%はガスに同伴されて炉の上部より排出され、残り30%は下部のスクリュウ・コンベアーにより排出される。灰分には未反応炭素が含まれている。なお、この炉の運転条件として、加圧10気圧のテストを新技術開発の一環として実施中である。この炉の長所と短所を以下にまとめる。

- (長 所)
- ・均一な温度で操業ができる
 - ・比較的多種類の石炭の使用ができる
 - ・メタン、副生物の生成が少い
- (短 所)
- ・加圧ガス化の実績がない
 - ・灰の軟化点の低い石炭は使用できない
 - ・炭素転化率は低い
 - ・流動層を維持するため低ロード運転に限度がある

(4) Koppers-Totzekガス化炉 (T - K 炉)

Koppers-Totzekガス化炉はKrupp Koppers GMBH (ドイツ) で開発された技術であり、1950年代にFinland とFranceに最初のプラントが建設されて以来、20数プラントが世界各国に建設されている。構造をFig. III - 2 - 3 に示す。常圧炉であって、石炭は約75% 200メッシュ・パス程度に微粉碎され、酸素、スチームとともにノズルより炉内に吹き込まれる。

炉の内部は耐火材で内張りされた、ジャケット付きの横型円筒炉である。2バーナー式と4バーナー式の2方式があって、前者は1日 400トン以上、後者は 800トン以上の石炭をガス化する能力を有する。

運転温度は灰の流動点以上で普通1,000 ～ 1,500℃で、反応時間は約1/10秒と非常に短い。この炉の長所と短所を以下にまとめる。

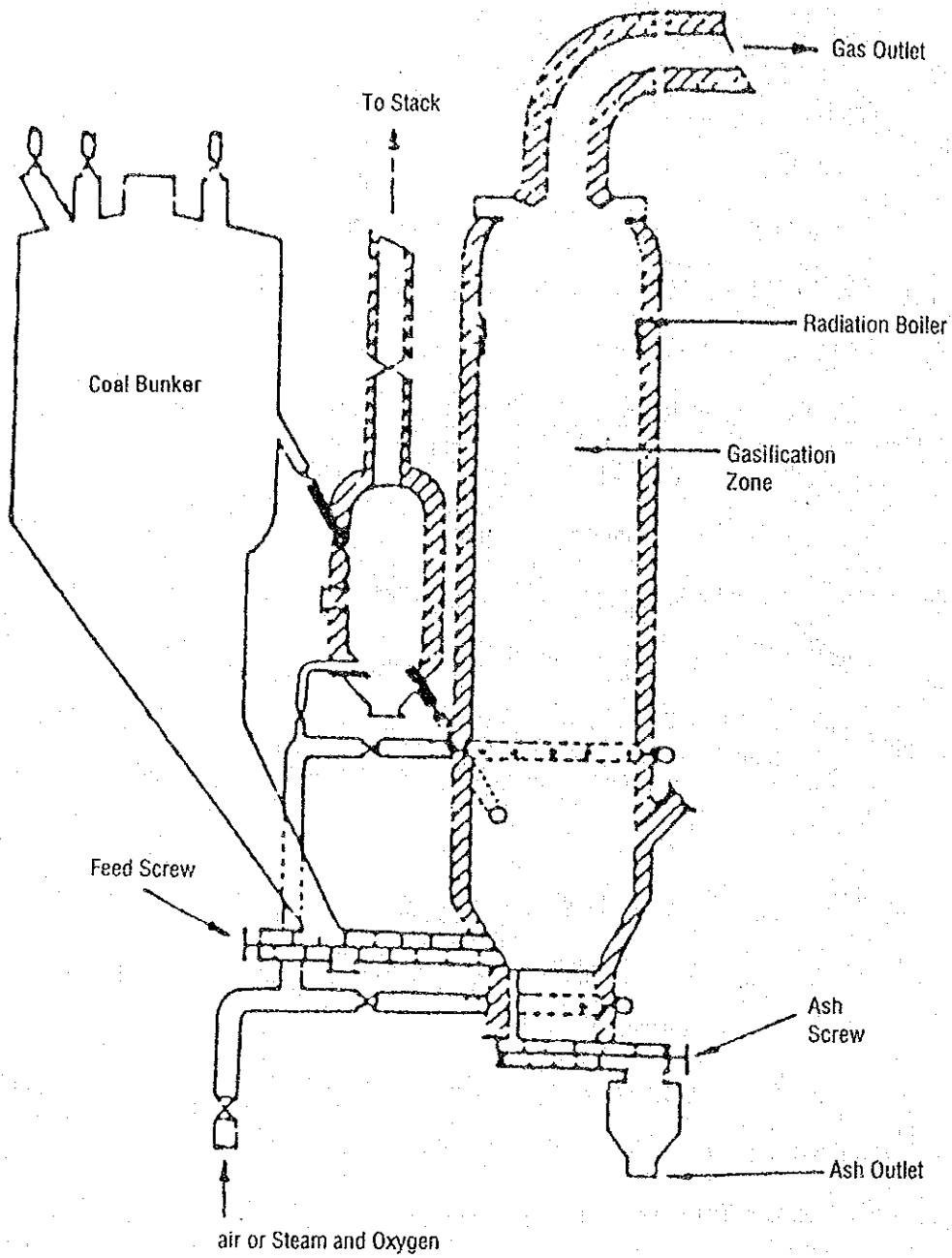


Fig. III-2-2 Winkler Gasifier

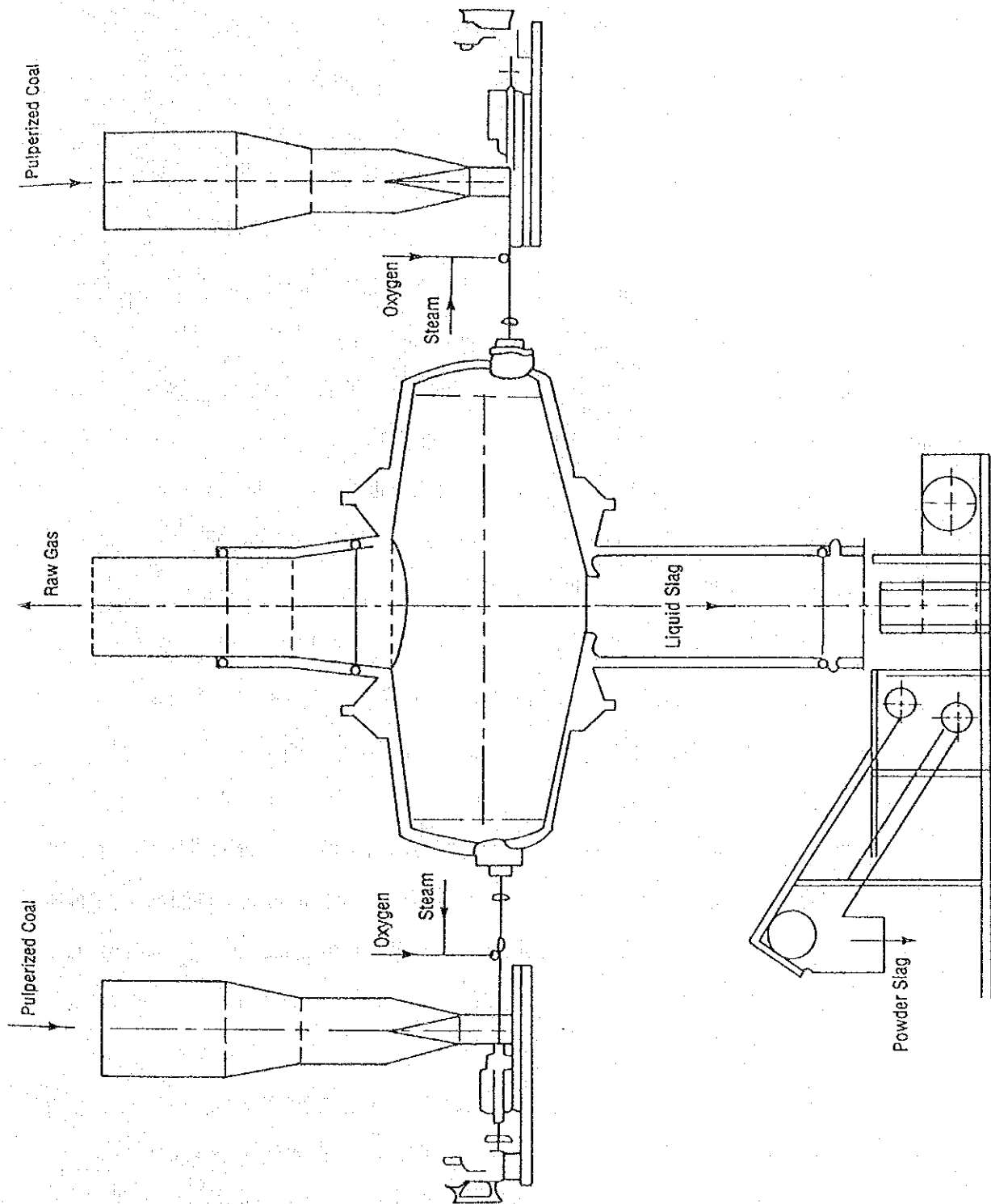


Fig. III-2-3 Koppers-Totzek Gasifier

数プラントが世界各国に建設されている。構造をFig. III-2-3に示す。

常圧炉であって、石炭は約75% 200メッシュ・パス程度に微粉碎され、酸素、スチームとともにノズルより炉内に吹き込まれる。

炉の内部は耐火材で内張りされた、ジャケットつきの横型円筒炉である。2バーナー式と4バーナー式の2方式があって、前者は1日400トン以上、後者は800トン以上の石炭をガス化する能力を有する。

運転温度は灰の流動点以上で普通1,000～1,500℃で、反応時間は約1/10秒と非常に短い。この炉の長所と短所を以下にまとめる。

- (長所)
- ・使用炭種に制限がない
 - ・高温反応のため、メタンの生成は少く、副生物(タール、フェノール)の生成がない
 - ・滞留時間が短く、炉容積当りの石炭処理量が大きい
- (短所)
- ・常圧運転のためアンモニア合成の圧縮動力が大きい
 - ・酸素消費量が多い
 - ・炉の運転温度が高く、灰分が熔融状態で炉材に接触するため、特殊な耐火材を必要とする
 - ・炭素転化効率が低い

(5) Shell-Koppers ガス化炉

Koppers-Totzek炉にShellの長年にわたる石油のガス化炉技術を加えて、西独で開発中の石炭ガス化技術であり、現在圧力25気圧、石炭処理量150T/Dの能力のものが開発テストを続行中である。本ガス化炉では、高性能が期待されるが、商業化の実績がない。

(6) Texacoガス化炉

Texaco石炭ガス化炉は天然ガス、および石油系の諸原料を使用するガス化技術を発展させ開発されたもので、Koppers-Totzekと同じ噴流層技術に属する。Texaco石炭ガス化技術はTCGPといわれ天然ガス、石油系のガス化プロセスをTSGGPと称する。

TSGGP : 1945年、テキサコ社は天然ガスを原料としてこのプロセスの開発に着手した。その後原料の範囲を拡げ、ナフサなどの軽質炭化水素より、原油、重油、減圧残渣油などの重質炭化水素が使用され、最近ではピ

ッチ・石油コークスにまで及んでいる。建設基数は 150基以上といわれる。

TCGP : 1948年に開発が開始された。ロスアンゼルス東方のMontebelloに石炭処理能力 15T/Dのテストプラントが建設されている。このテスト炉は 80気圧まで操業可能でクエンチ型である。1956年にはMorgan Town (U. S. A) に100T/Dのデモンストレーションプラントがスタートしている。

一方、1977年西ドイツRuhchemieと Ruhrkohleが西独政府の援助を得て、石炭日量 150TのデモンストレーションプラントをOberhausenに建設した。操業条件40気圧、1,450°Cで廃熱回収型である。この方式は、Table III - 2 - 3の中に示したようにSAR (西独)で商業化に成功している。

ガス化炉の構造をFig. III - 2 - 4に示す。湿式ボールミル、あるいはロッドミルにより微粉碎された石炭は石炭/水スラリーとして酸素とともに、炉上部より吹込まれる。

ガス化部は耐火材で保護されている。

ガス化温度は 1,350~ 1,500°Cの間で、使用石炭の灰分の流動点以上でなるべく低い温度が選ばれる。流動点が 1,500°C以上の石炭を原料とする場合は、添加剤を加えて、灰の流動点を下げて耐火材を保護している。石炭の部分酸化反応により発生した高温によりスラリー水は蒸発しガス化反応が急速に行われる。

高温の生成ガスは直接水クエンチによるか、または廃熱ボイラーにより冷却される。

1) クエンチ型

発生した高温ガスは溶融スラッグとともにガス化炉下部の水槽で急冷され、発生スチームで飽和されてガス化炉より出て行く。溶融スラッグは急冷されて細かい粒子状のスラッグとなり、ロックホッパー・システムにより炉外に排出される。本方式は主として水素を製造するのに用いられ、含有一酸化炭素はスチームとともにCO転化プロセスにより水素に転化される。

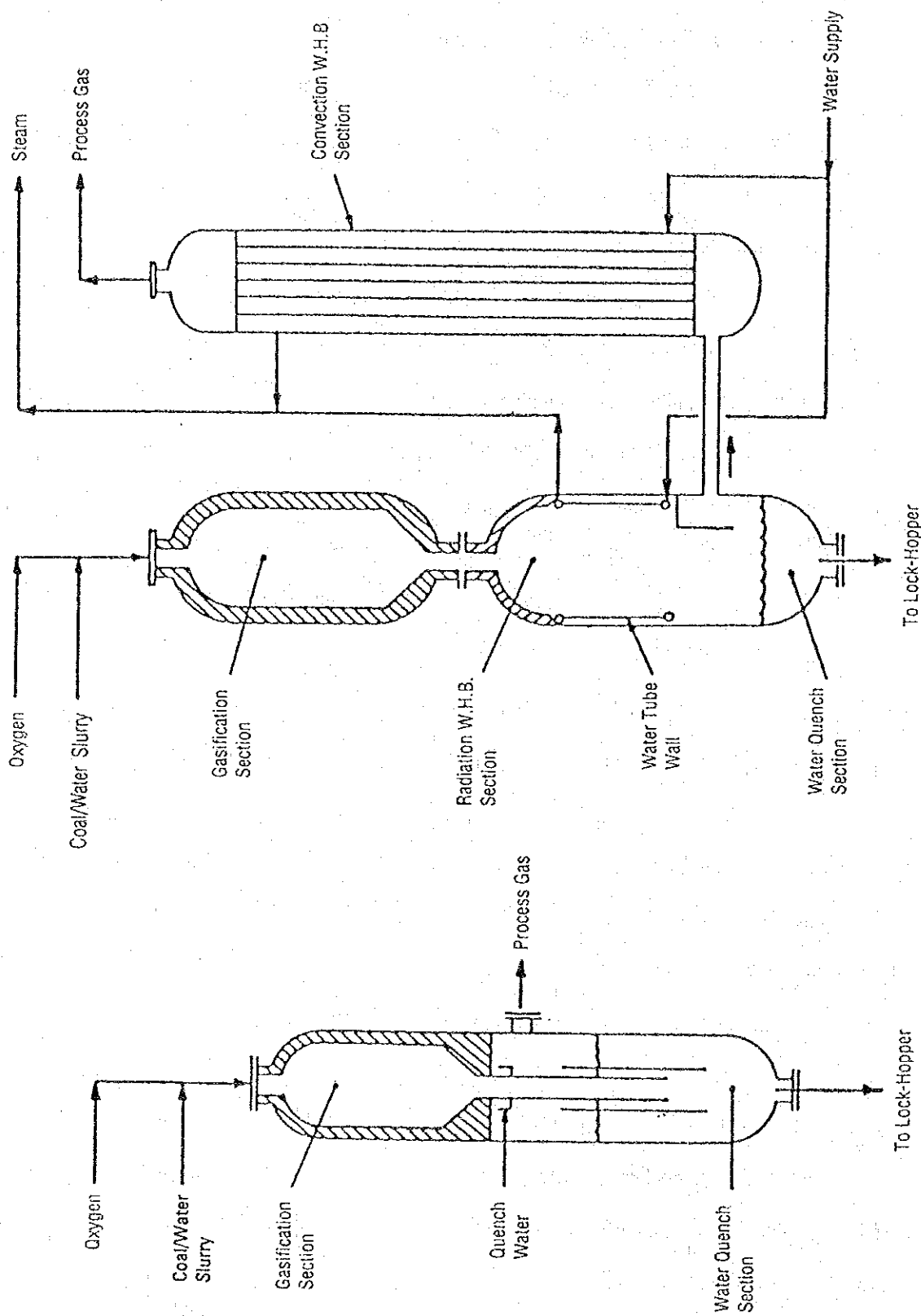


Fig. III-2-4 Types of Texaco Gasifier

2) 廃熱回収ボイラー型

ガス化により生じた高温ガスは炉の下部にある輻射型廃熱回収ボイラーにより、灰の軟化点以下の温度まで冷却され、溶融状態のスラッグは、ボイラー中央部を冷却されながら通過し、下部の水槽に落下してクエンチ型の場合と同様に排出される。未燃カーボンと固体微粉状の灰分が含まれている冷却されたガスは次に設置された対流型廃熱ボイラーでさらに冷却される。本方式は一酸化炭素ガス、燃料ガス、および $\text{CO} + \text{H}_2$ 混合ガスの製造に適している。 CO/H_2 モル比の調整が必要な場合は、ガスの一部にスチームを吹込み CO 転化を行う。

この炉の長所と短所を以下にまとめる。

- (長所)
- ・ほとんどの種類の石炭をガス化し得る
 - ・高圧(80気圧)の操業技術をもつ
 - ・メタンの生成が少く(約0.1%)、副生物(タール、フェノール)が生成しない
 - ・石炭/水スラリーによる供給方式のため、操業は安全かつ安定している
 - ・反応時間が短く、大型化に適している
 - ・炭素転化率が高い
 - ・高温反応のため、環境問題は少ない

本方式の最近の実施例を Table III-2-5 に示す。

Table III-2-5 Plant List of TCGP

Start-up Year	Country	Coal Capacity	Product	Heat Recovery	Company
1982	U.S.A.	170 T/D	Ammonia	Quench	TVA
1983	U.S.A.	800 T/D	Acetic Anhydride	Quench	Tennessee-Eastman
1984	U.S.A.	900 T/D	Elec. power	W.H.B.	Cool Water
*1984	Japan	1,500 T/D	Ammonia	Quench	Ube Ammonia
1986	W. Germany	700 T/D	Oxo-chemical/ hydrogen	Quench + W.H.B.	SAR
Under construction	China	400 T/D	Ammonia	Quench	Ru Nan

Note: * Supplied by Ube Industries, Ltd.

2.3.3 石炭ガス化技術の比較と選定

Table III-2-6 に、前節 2.3.2 に述べた各種石炭ガス化プロセスの特質を比較し、まとめた。

比較項目について以下に概説する。

- ・操業圧力：ガス化設備の加圧操業が可能となることにより、設備費は減少する。この効果は大型プラントほど大きく、本プロジェクトでは加圧することが設備費の面で大きく有利となる。

また、この生成ガスをアンモニア合成に使用する場合は、高圧反応であるアンモニア合成圧までこのガスを昇圧する動力の消費は、ガス化圧力が高くなるほど減少する。従って加圧ガス化はアンモニア製造コストを低下させる。

反応上では、石炭ガス化反応は酸素分圧の上昇により反応が促進されるため、操業圧力の高いTexacoプロセスは現在最も優れた技術と思われる。

- ・生成ガスの品質：アンモニア合成ガスとしてはCO+H₂の含量が高く、メタン、タール、フェノール類などが生成しないことが望ましい。メタン

は不活性ガスとしてプロセスの経済性を悪化させ、タール、フェノールは除去に複雑な装置が必要となる。このため、これらの生成が多いLurgi, BGC-Lurgiプロセスはアンモニア合成用としては不適である。

- ・酸素の所要量：酸素の所要量は、建設費、所要動力などに影響する。従ってこれを極力減少する必要がある。Lurgi, BGC-Lurgiプロセスでは酸素所要量は少ないが、生成ガスは前出のようにアンモニア合成ガスに不適であるため採用できない。その他の方式は何れも酸素消費は多い。
- ・石炭の品質：Koppers-Totzek、Texaco、Shell-Keppers は、石炭の品質をほとんど選ばない。しかし経済性を考えるとTexaco法では原料炭を水スラリーとしてフィードするため、石炭の灰分の含量が20%以上となると、酸素の所要量も多くなり、高い所要操業温度を維持するため、多くの熱量を必要とし、不利となることに注意する必要がある。
- ・炭素転化率：Lurgi、BGC-Lurgi、Texacoが優れている。
- ・実績：新技術で大型規模で実施され、長期にわたる技術の蓄積があるのはTexaco法のみである。

これら諸項目を考え、本計画はTexaco石炭ガス化のクエンチ方式を採用した。

Table III-2-6 Comparison of Gasifier Characteristics^(a)

Item	Gasifier					
	Lurgi	Koppers-Totzek	Winkler	Texaco	Shell-Koppers	BGC-Lurgi
Pressure, bar	30 max.	1	1	80 max.	30 max.	30 max.
Temperature, °C	450/1,300 ^(b)	1,500	950	1,400	1,500	450/1,300
Coal throughput, T/D ^(c)	600	850	800	1,500 ^(d)	1,000 ^(d)	1,200
Oxygen requirement	Low	High	Moderate	High	High	Low
Steam requirement	High	Low	Moderate	None	Low	Low
Carbon conversion, %	99.7	90	85	99.8 ^(e)	95	99.7
Raw gas quality	Poor	Good	Fair	Good	Good	Poor
Commercial-scale operation	Yes	Yes	Yes	Yes	No	No

Note:

- (a) All values shown are typical unless otherwise indicated
- (b) Top/bottom
- (c) Per gasifier
- (d) Maximum projected
- (e) With carbon recycle; 98% with no recycle

Source: MONTAN Report VOL. V, Part I

2.4 その他のプロセスの選定

2.4.1 アンモニア合成プロセス

アンモニア合成プロセスには多くの方式が確立されているが、商業規模の実績も多く優れたものとしては、

- ・ M. W. Kellogg (U. S. A)
- ・ ICI (UK)
- ・ Haldor-Topsoe (Denmark)
- ・ Snamprogetti (Italy)

などが上げられている。

アンモニア合成プロセスは、合成部門単独でなく、原料より最終製品までの一連のプロセス、およびエンジニアリングの総合評価で決定されるべきものであるが、合成部門でも各社とも省エネルギーの追求、建設費の削減に注力しており、アンモニア合成技術は在来の技術と比較して格段に進歩している。

なお、注目に値する事項を以下にまとめる。

① 触媒の性能

新しい高性能の合成触媒の開発により、操業圧力は在来の 140～280気圧を 150気圧以下にまで下げ、動力費を著しく軽減している。

また、触媒の形状も改善し、触媒層の圧損を減少し触媒充填容積も減少することができた。

これにより、合成塔の容積、循環ガス動力も減少し、経済効果は大きくなっている。

② 合成塔の内部装置は反応熱を水、ガスにより取去ることで、触媒反応を最適温度に維持することを可能にし、かつ反応熱は高レベルの熱量として回収し、有効に利用している。

③ 設計上は、触媒層にラジアルフローを採用して差圧の減少を計ったり、合成塔を横置きに設置し、高い架構や大型ホイストを不要とし、作業を単純化するなど、多くの改善が行われている。

2.4.2 酸性ガス除去

石炭ガス化による生成ガスは合成用原料ガスとして有効なCO、H₂以外に酸性ガ

スといわれる硫黄化合物 (H_2S 、 COS) と CO_2 が含まれておりこれらは除去する必要がある。しかも、アンモニア原料ガスとして合成反応に害にならぬレベルまでこれらを除去する必要がある。一般的にはすでに技術的に確立されている MEA、DEA、熱炭酸カリ法などに代表される化学吸収プロセスが用いられてきたが、最近では省エネルギーの面から物理吸収プロセスが多く採用されるようになった。数多くのプロセスが開発されてきたが、これらを分類比較し Table III-2-7 にまとめた。プロセスの選択は所要エネルギーコスト、設備費などの比較によるが、物理吸収は硫黄化合物と炭酸ガスの選択吸収が可能で、高濃度の CO_2 ガスと硫黄化合物のガスとが別々に得られる。この性質は石炭を原料としてアンモニア製造する場合は非常に有利な点である。特に Rectisol プロセスの場合には分離除去されたガス中の硫黄化合物が高濃度 (30%) で濃縮を行わずに Claus 法により、高純度硫黄を回収し得る。物理吸収法はこのような特性をもち、有利となる。物理吸収プロセスと他のプロセスとの性能の比較を Table III-2-8 に示す。物理吸収法は化学吸収法に比べ、エネルギー消費は少い。問題であった設備費も、最近ではこれらプロセス間に余り差異がなくなっている。

Table III-2-7 Processes of Acid Gas Removal (CO₂ and H₂S)

Reaction Type Systems	Solvent	Characteristics (Low or High Temp)	Solution Circulation	Acid Gas Content In Treated Gas	Heat Requirements	General Comments
MEA	20% Mono-Ethanolamine	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 50 PPM	High	CO ₂ pickup excellent. High operating costs due to high utility consumption. Requires extensive use of alloy materials to combat corrosion intermediate size vessels required High exchanger costs. Additive reduces corrosion and permits increase in circulation for increased CO ₂ pickup. Heat requirements lower than 20% MEA system.
Promoted MEA	25-35% Mono-Ethanolamine Plus UCAR Amine Guard	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 50 PPM	Medium	Limited experience with this solvent for synthesis gas treatment. Principally used for natural gas treating for CO ₂ and H ₂ S removal. High acid gas pickup. Operates in similar manner as MEA system
DGA	60% 2-(2-Amino-Ethoxy Ethanol-Amine) Diglycol Amine	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 100 PPM	Medium	Excellent performance Low utility consumption. Use of arsenic additive presents disposal and pollution problems. Considerable experience.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ Plus As ₂ O ₃	Essentially Isothermal	High	500-1000 PPM	Low	Experience not as extensive as arsenic-based process. Requires somewhat greater steam for stripping than arsenic system.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ Plus Glycine	Essentially Isothermal	High	500-1000 PPM	Low	Excellent performance and low utility costs. Can be used as a single stage of two stage system Used in NH ₃ plants up to 1,500 STD capacity.
Carsoil	K ₂ CO ₃ Plus Additives	HT Absorption and Stripping	High	500-1000 PPM	Low	Excellent performance-low operating costs Has been used in ammonia plants up to 1,700 STD capacity.
Catacarb	25-30% K ₂ CO ₃ Plus Additives	HT Absorption and Stripping	High	500-1000 PPM	Low	Used extensively for ammonia hydrogen, town gas manufacture. Low operating costs. Extensive experience as both single stage and two stage systems.
Benfield	25-30% K ₂ CO ₃ Plus Diethanol-Amine and Additives	Essentially Isothermal	High	500-1000 PPM	Low	Low utility costs. Used in several installations in Germany and other areas.
Lurgi	25-30% K ₂ CO ₃ Plus Additives	HT Absorption and Stripping	High	500-1000 PPM	Low	Other Alkaid solutions available depending on application acid gas constituents and degree of selectivity. All systems are water solutions of Amino Acids. Has been used with partial oxidation process.
Alkaid	Potassium Salt of Methyl-Amino Propionic Acid	LT Absorption HT Stripping	Dependent on Service	Dependent on Service		
Combination Reaction-Physical Type Systems						
Sulfinol	Sultolane Di-isopropanol-Amine Sol'n	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 100 PPM	Low	Excellent performance. Process can be used for CO ₂ and H ₂ S removal applications in synthesis gas and natural gas services Chemicals cost relatively high but CO ₂ pickup is good. Vessel sizes relatively small but exchanger costs are high.
TEA/MEA	Triethanol-Amine and Monoethanol-Amine	LT Absorb/Stripping (For TEA), and LT Absorption HT Stripping (For MEA)	High (TEA) Low (MEA)	Less Than 50 PPM	Low	Used in several NH ₃ installations with excellent performance. Requires two absorption stages in series operation. A stripping system is required for each solvent.
Physical Absorption Systems						
Purisol (NMP)	N-Methyl-2-Pyrrolidone	LT Absorption	Medium	Less Than 50 PPM	Low	Expensive heat exchange equipment eliminated with this process. Used in high pressure processes such as partial oxidation based plants. Excellent acid gas cleanup. Solvent is non-corrosive.
Rectisol	Methanol	LT Absorption (with Refrigeration)	Medium	Less Than 10 PPM	Low	System circulates refrigerated methanol. Several columns required. Can be used for CO ₂ , H ₂ S and COS removal in many applications. High investment but performance is excellent. Specified for many partial oxidation based processes. Can be used also in coal gasification processes. Solvent non-corrosive.
Fluor Solvent	Propylene Carbonate	LT Absorption LT Stripping	Dependent on Pressure	Dependent on Pressure	Low	Has high degree of solubility for CO ₂ . Acid gas desorbed by released of pressure without application of heat. Requires intermediate trash operation. Process works to best advantage at high pressure.
Selxol	Propylene Glycol Dimethyl Ether	LT Absorption	Dependent on Pressure	Dependent on Pressure	Low	Suitable for high pressure absorption services. Can operate at low pressure but residual gas content increases. Can also be employed for natural gas treatment.

Source: Developments in Ammonia Production Technology, no date, p. 18-19, The M. W. Kellogg Company, Houston, Texas.

Table III-2-8 Heat Consumption and Characteristics of Acid Gas Removal Processes

	Amine Guard	Modified HPC	New Benfield	Rectisol	Selexol	Fluor
Solvent Composition	MEA NaVO ₃ Potassium Antimonyle Tartrate Tartaric Acid	K ₂ CO ₃ V ₂ O ₅ MEA	K ₂ CO ₃ V ₂ O ₅ DEA	Methanol	Polyethylen Glycol Dimethyl- ether	Propylene Carbonate
Reaction Method	Chemical Reaction	Chemical Reaction	Chemical Reaction	Physical Absorption	Physical Absorption	Physical Absorption
Outlet CO ₂ Content (ppm-CO ₂)	200	1,000	1,000	500-10	500-10	1,000
Regeneration Heat (kcal/Nm ³ -CO ₂)	1,000-1,250	1,000-1,350	700-1,000	-	-	-
Refrigeration Heat (kcal/Nm ³ /CO ₂)	-	-	-	160	54	-
Licensors	Union Carbide	Benfield Catacarb	Benfield	Lurgi, Linde	Allide Chemical	Fluor

物理吸収法の中で、Selexol法とRectisol法を比較すると Selexol法は比較的設備は簡単で高温で溶剤を使用するため冷凍エネルギーの消費は少ないが、本計画のごとく極低温の窒素洗浄プロセスがガス精製プロセスに組込まれている場合は、かえってRectisol法が優位になる。また使用されている溶剤は Selexol法ではポリエチレングリコールとジメチルエーテル、Rectisol法ではメタノールである。メタノールはジンバブエ国では、比較的人手容易でかつ安価である。

従って本プロジェクトではRectisol法を適用した。

2.5 概念設計

2.5.1 フローシート

この概念設計では原料石炭としては、Table III-1-1に示す品質のWANKIE炭を使用している。Fig. III-2-5 Block Flow Diagram に物質収支および各セクションにおける操業条件を示す。

Fig. III-2-6およびFig. III-2-7にTexaco石炭ガス化プロセスによるアンモニア合成ガス製造プラントのプロセスフローを示す。

Fig. III-2-8にアンモニア合成プラントのプロセスフローの代表例を示す。

2.5.2 各プロセスの説明

(1) 合成原料ガス製造プロセス (Fig. III-2-6、Fig. III-2-7)

1) 空気分離装置

この装置は石炭ガス化に必要な酸素と窒素洗浄プロセスおよび酸性ガス除去プロセスに必要な窒素を供給する装置である。空気分離は深冷分離法を用いる。装置は基本的に空気圧縮機と、深冷分離のCold Box、発生した酸素、窒素の圧縮機よりなる。

純度は酸素98%以上、窒素は99.97%以上が要求される。

2) 石炭粉砕、スラリー調整セクション

このセクションはTexaco石炭ガス化プロセスに要求される品質の石炭スラリーを調整する。

トラック輸送により供給される原料炭は、貯炭場に一旦ロットごとに貯蔵されたのち、所要品質にブレンドされて、石炭サイロ(V-301)にコンベアーにて送られる。

サイロより出た石炭はPre-Crusherにて10mm以下に予備粉砕後、湿式粉砕機(H-302)にて所要粒度に微粉砕される。湿式粉砕機では、炭処理セクションからのGray Waterと新水によりスラリー濃度が調整される。また、同時に添加剤、および薬品が添加されてスラリーの粘度、pHが調整される。

必要に応じて、フラックスが石炭灰分の融点を低下させるために添加される。

製造されたスラリーは、スラリートンク(V-303)を経て、ガス化セクションに送られる。

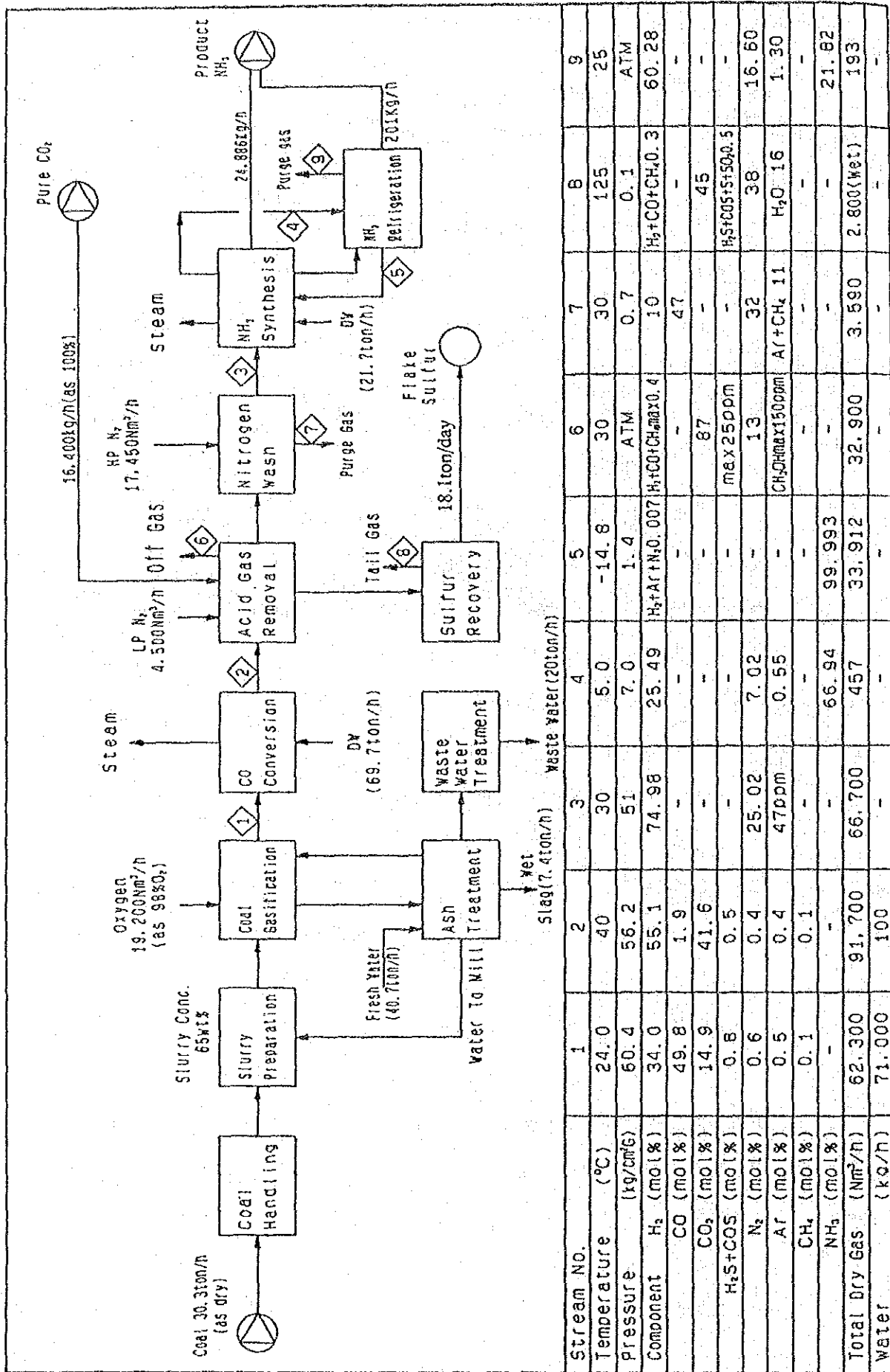
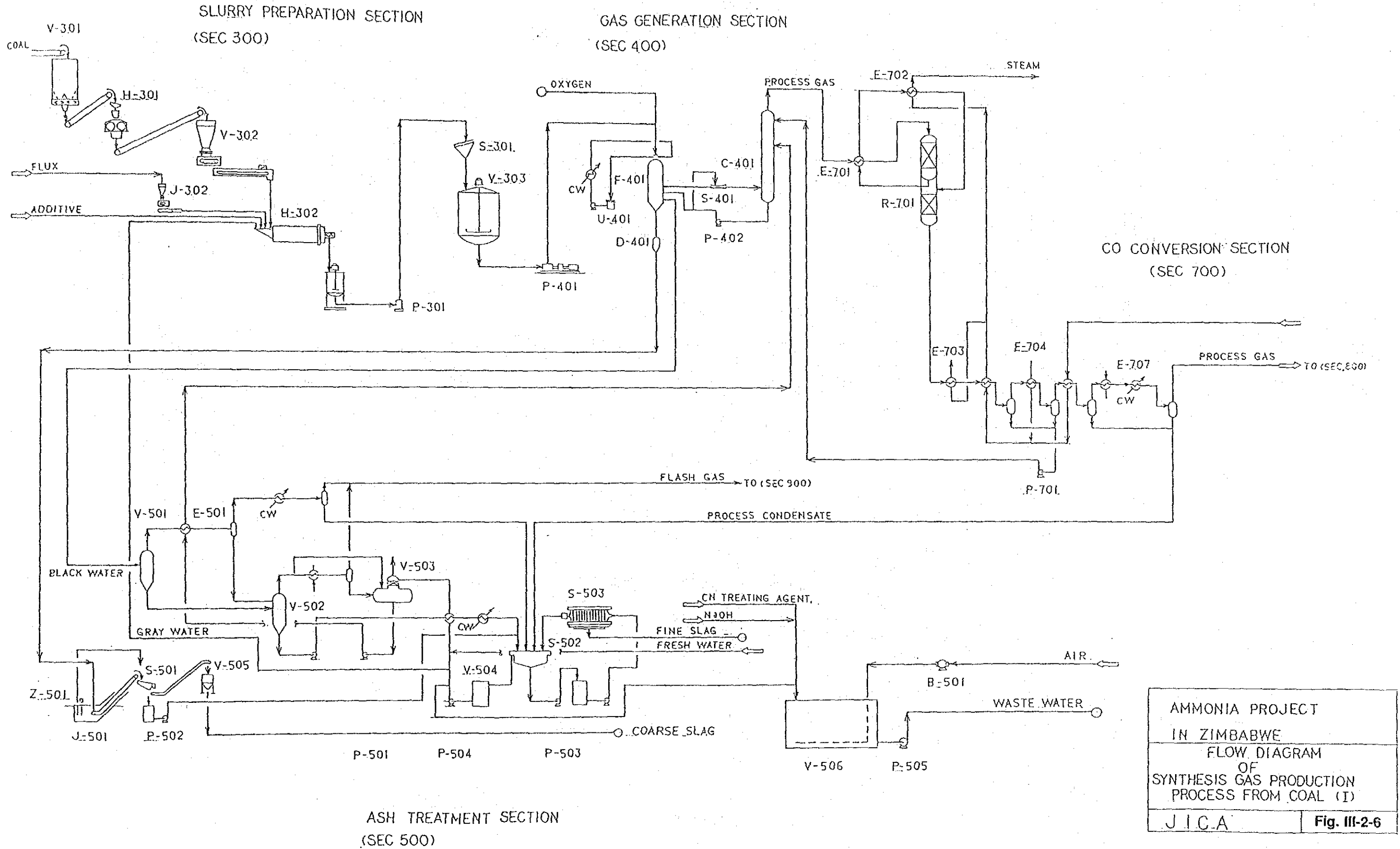
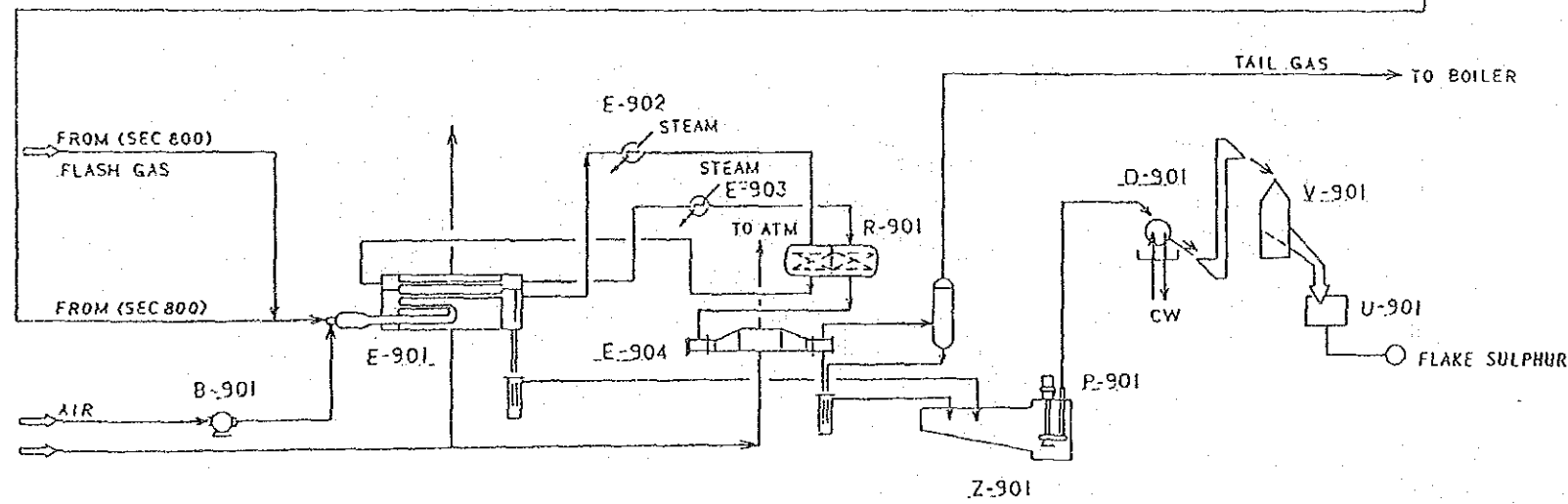
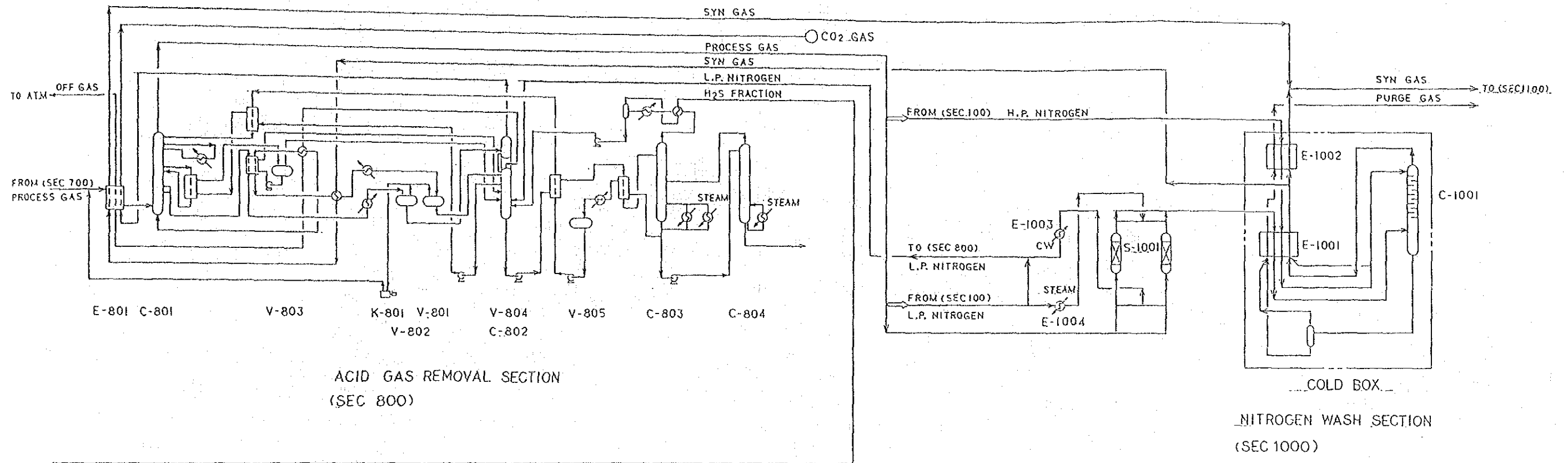


Fig. III-2-5 Block Flow Diagram (Ammonia)

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Temperature (°C)	24.0	40	30	5.0	-14.8	30	30	125	25
Pressure (kg/cm ²)	60.4	56.2	51	7.0	1.4	ATM	0.7	0.1	ATM
Component H ₂ (mol%)	34.0	55.1	74.98	25.49	H ₂ +Ar+N ₂ 0.007	H ₂ +CO+CH ₄ 0.4	10	H ₂ +CO+CH ₄ 0.3	60.28
CO (mol%)	49.8	1.9	-	-	-	-	47	-	-
CO ₂ (mol%)	14.9	41.6	-	-	-	87	-	45	-
H ₂ S+CO ₂ (mol%)	0.8	0.5	-	-	-	max 25 ppm	-	H ₂ S+CO ₂ +S+SO ₂ 5	-
N ₂ (mol%)	0.6	0.4	25.02	7.02	-	13	32	38	16.60
Ar (mol%)	0.5	0.4	47 ppm	0.55	-	CH ₄ max 150 ppm	Ar+CH ₄ 11	H ₂ O 16	1.30
CH ₄ (mol%)	0.1	0.1	-	-	-	-	-	-	-
NH ₃ (mol%)	-	-	-	66.94	99.993	-	-	-	21.82
Total Dry Gas (Nm ³ /h)	62,300	91,700	66,700	457	33,912	32,900	3,590	2,800 (wet)	193
Water (kg/h)	71,000	100	-	-	-	-	-	-	-

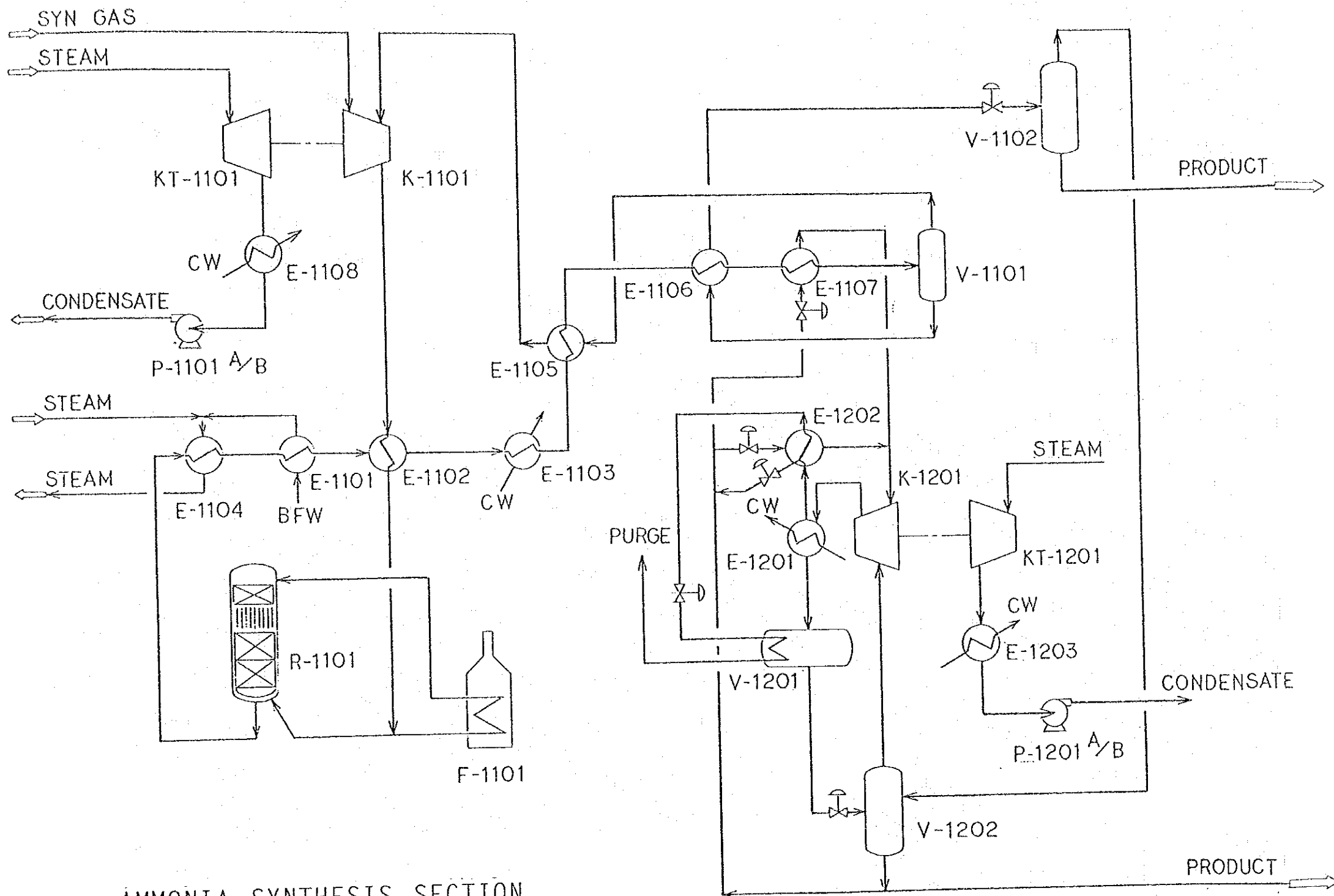


AMMONIA PROJECT IN ZIMBABWE	
FLOW DIAGRAM OF SYNTHESIS GAS PRODUCTION PROCESS FROM COAL (I)	
JICA	Fig. III-2-6



SULPHUR RECOVERY SECTION
(SEC 900)

AMMONIA PROJECT IN ZIMBABWE	
FLOW DIAGRAM OF SYNTHESIS GAS PRODUCTION PROCESS FROM COAL (I)	
JICA	Fig. III-2-7



AMMONIA SYNTHESIS SECTION
(SEC 1100, 1200)

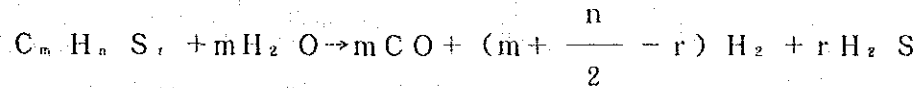
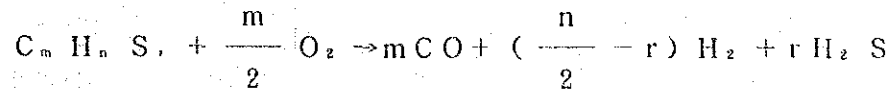
AMMONIA PROJECT IN ZIMBABWE	
FLOW DIAGRAM OF AMMONIA SYNTHESIS PROCESS	
JICA	Fig. III-2-8

3) ガス化セクション

このセクションで、COおよびH₂を主成分とする合成ガスを石炭スラリーより発生させる。

スラリーはチャージポンプ（P-401）で昇圧され、酸素とともにガス化炉にチャージされる。ガス化反応は圧力65kg/cm²、温度1,300～1,450℃で行われる。

反応は次の式による。



発生ガスは、CO、H₂、CO₂、H₂Oから成り、微量のCH₄、H₂Sなどを含んでいる。

スラリーの濃度は操業に大きな影響がある。当然濃度の高いほど経済的に有利となるが、粘度が上昇して取り扱いが困難となるため、限度がある。スラリー濃度と酸素必要量、スラリー濃度と生成ガス組成の関係をそれぞれFig. III-2-9、Fig. III-2-10に示す。

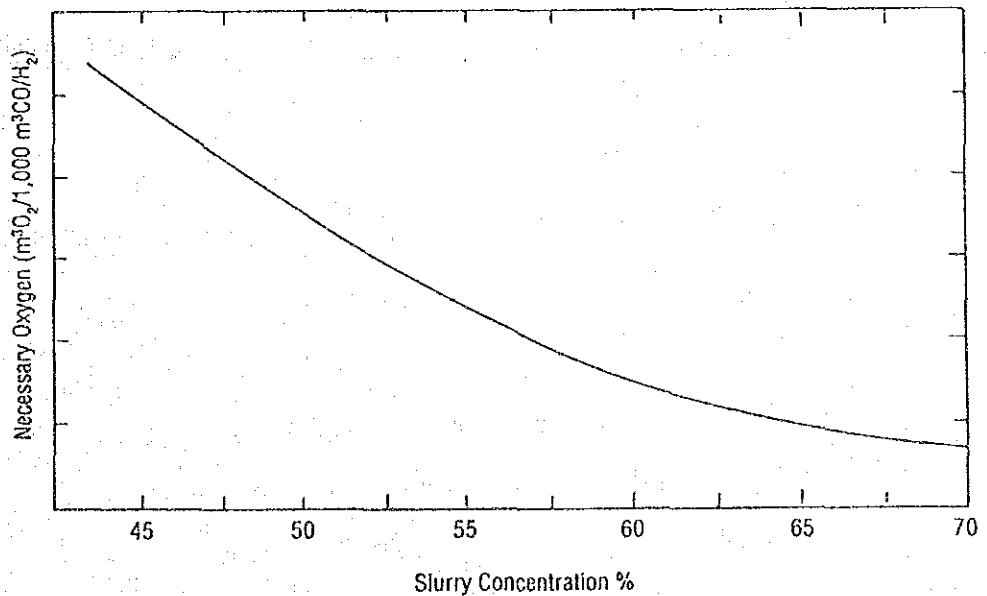


Fig. III-2-9 Slurry Concentration and Necessary Oxygen Volume

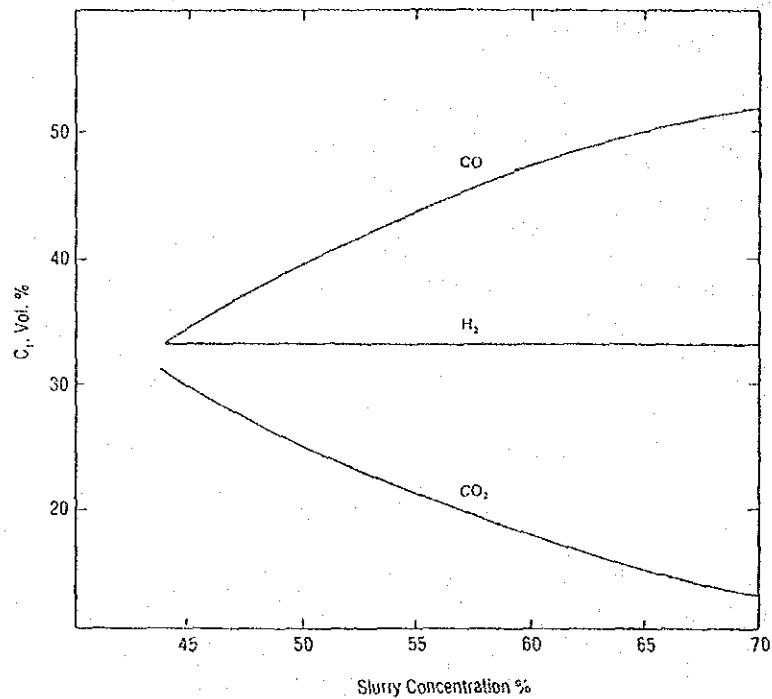


Fig. III-2-10 Slurry Concentration and Composition of Generated Gas (Dry)

本計画のスラリー濃度は65%である。

反応室を出た高温ガスは、クエンチ室に入り水によりクエンチされ、スチームで飽和されて、あとのCO転化に必要なスチーム量を含む。クエンチ水は、カーボンスクラバー (C-401) より供給される。

発生した灰、および未反応炭素は、石炭スラッグとして除去されるが、その中で粗スラッグは炉のクエンチチャンバーで除去、沈降した後、ロックホッパーシステムによって、間欠的に炉外に排出される。微粒スラッグは、同様にクエンチチャンバーから連続的にブラックウォーターと呼ばれる水スラリーとして排出される。

クエンチチャンバーを出た生成ガスは、ベンチュリースクラバーとカーボンスクラバーにより灰分、未反応炭素分を完全に除去 (1 mg/N m^3 以下) された後、CO転化セクションへ送られる。

4) 灰処理セクション

このセクションで、ガス化炉から排出された石炭スラッグはスクリーン、セトラー、フィルターを通して分離除去される。

ガス化炉のロックホッパーより排出された粗スラッグは、スラッグ沈降ピット (Z-501) に入り、スクリーンにより分離され廃棄される。

微粒スラッグを含んだブラックウォーターはフラッシュドラムにて濃縮され、含有ガスは放出され硫黄回収設備へ送られ、濃縮されたブラックウォーターはセッターに入る。

セッターのアンダーフローはフィルタープレスにより微粒スラッグが除去され、オーバーフローはグレイウォーターといわれ、脱気、加熱後カーボンスクラバーに送られる。

グレイウォーターの一部は、スラリー調整セクション、およびガス化セクションにおいて使用される。また、一部は不純物の蓄積を防ぐため、廃水として抜き出される。この廃水に含まれるCNはシアン処理装置（V-506）にて分解除去され、廃水はさらに活性汚泥装置にて処理されたのち、プラント外に排出される。

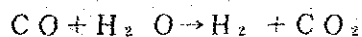
5) CO転化セクション

COはアンモニア合成に必要なH₂に転化される。

カーボンスクラバーを出たガスは、CO転化塔の第1触媒層からの出口ガスと熱交し所定の温度に昇温後、転化塔に入る。

転化塔の触媒層は2段で、硫黄活性化触媒が使用される。

シフト反応は次式による。



反応は発熱反応であって、発生した熱量はボイラー給水の予熱、スチームの発生などに有効に利用される。

また、発生したコンデンセイトはカーボンスクラバー、および灰処理セクションに送られる。

6) 酸性ガス除去セクション

このセクションでは、生成ガスに含まれるCO₂、および硫黄化合物（主としてH₂S）を除去する。回収された高純度のCO₂ガスは尿素合成に使用され、硫黄化合物はClaus法によりフレーク状硫黄として回収される。本計画ではRectisolプロセスを用いることとした。

CO転化プロセスを出た生成ガスは、フラッシュドラム（V-801、V-802）

よりの回収ガスとともに、ガス冷却器（E-801）にて冷却されたのち、メタノール除去塔（C-801）に入り、酸性ガスが除去され、次の窒素洗浄セクションに送られる。

メタノール除去塔の中段からの主として CO_2 を含んだメタノール溶液は、炭酸ガス塔（C-802）の上部に設置された CO_2 フラッシュドラムにフラッシュされ高純度の CO_2 （純度98.5%以上）がストリップされる。

メタノール除去塔の底部からのメタノール溶液は、 CO_2 および硫化物（主として H_2S ）を含んでおり、炭酸ガス塔（C-802）にて、吹き込まれた窒素ガスにより CO_2 がストリップされる。

この炭酸ガス塔の底部よりの H_2S を多く含んだメタノール溶液は、硫化水素ストリップ塔（C-803）に送られ、ストリップされた廃ガスは硫黄回収セクションに送られる。 H_2S をストリップされた薄いメタノール溶液はメタノール/水分離塔（C-804）にて水分を除かれる。

7) 窒素洗浄装置

アンモニア合成ガスに含まれているアンモニア合成触媒に有害な CO 、および CO_2 、不活性ガスである CH_4 、 Ar が液体窒素洗浄によって除去される。同時に、合成ガスの組成はアンモニア合成に必要な水素：窒素比3：1に調整される。

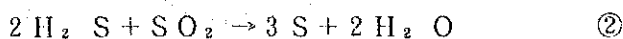
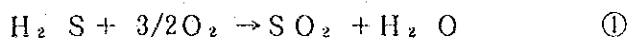
すなわち、酸性ガス除去セクションを出たアンモニア合成ガスは、切換使用される吸収塔（S-1001）にて、メタノール、水、 CO_2 がトレイスまで除去され、“COLD BOX”と呼ばれる装置に入る。“COLD BOX”内にて、上記の精製比率の調整が行われる。本プロジェクトでは、精製合成ガスの一部は酸性ガス除去のセクションに送られ、冷源として使用される。また、パージガスはボイラーの燃料として、有効に利用される。

8) 硫黄回収セクション

このセクションでは、酸性ガス除去セクションで分留された硫化物（主として H_2S ）を含むガス、および灰処理セクションからのフラッシュガスより、単体硫黄を回収する。

H_2S ボイラー（E-901）で、フィードされたガス中の H_2S ガスの一部は、燃焼して Claus 反応に必要な SO_2 を発生する。

Claus 反応は、次の反応式で行われる。



H₂S ボイラーでも、硫黄は一部生成するが、ボイラーを出たガスは更に加熱されたのち、Claus 反応器に入る。Claus 反応器は2層の活性アルミナ触媒層を持ち、2段の反応を行う。冷却されて凝縮した生成硫黄はピットに貯えられたのち、硫黄フレーカーにてフレーク状に加工され袋詰めされる。

(2) アンモニア合成プラント (Fig. III-2-8)

窒素洗浄装置を出た原料ガスは、約50kg/cmfの圧力でアンモニア合成プラントへ送られる。

原料ガスはタービン駆動による遠心圧縮機 (K-1101)により約 146kg/cmfに圧縮される。合成ガスと循環ガスは圧縮機の終段階にて混合圧縮される。圧縮されたガスは合成塔出口ガスと熱交換し昇温され合成塔 (R-1101)に入る。合成塔の内部には2層の触媒層と内部熱交換システムを有する内部装置があり、ここで反応したガスは約 480℃で合成塔を出て、各種熱交を経て、最終的にはアンモニア冷凍機 (K-1201)により、-5℃まで冷却され、生成アンモニアは凝縮し分離器 (V-1101)で分離される。この生成アンモニアは熱交換後、減圧され製品アンモニアとなる。一方、減圧ガスは67%のアンモニアを含み、冷凍系統へ送られ、冷凍系アンモニアとともに圧縮液化される。

原料合成ガスは窒素洗浄装置で精製されているので、不活性ガス (CH₄、Ar) の含有は極めて少ないため、合成ループでブローの必要なく、生成アンモニアに溶解して排出されてくる。

冷凍系アンモニアは冷凍機 (K-1201)で圧縮液化されアンモニア貯槽 (V-1201) に貯えられる。不活性ガスはパージガスクーラー (E-1202)で冷却され、液化したアンモニアを分離されたのち、昇温してボイラー燃料に利用される。パージガスクーラーは 1.4kg/cmfG、-14.8℃で操業される。

2.6 生産設備

2.6.1 プロセス・プラント

Texaco石炭ガス化プロセスにより、下記製品を製造する。

・アンモニア	600 T/D
・副生硫黄	18.1 T/D

付属する空気分離装置の仕様を次に示す。

<u>空気分離装置</u>	1式
・酸素発生量	21,200 Nm ³ /H
純度	98.0 mol.%min.
・窒素発生量	21,950 Nm ³ /H
純度	99.97 mol.%min.
圧力	85 kg/cm ² (17,450 Nm ² /H)
	5 kg/cm ² (4,500 Nm ² /H)

各プロセスの主要機器のリストを示す。

1) 原料ガス製造プラント (Fig. III-2-6、Fig. III-2-7)

Air Separation Section

K-101	Air Compressor	1	*: Equipment housed in COLD BOX.
K-102A/B*	Expansion Turbine	1+1	
K-103	Oxygen Compressor	1	
K-104	HP Nitrogen Compressor	1	
K-105	LP Nitrogen Compressor	1	
C-101	Washing Tower	1	

C-102	Water Chilling Tower	1
C-103*	Rectifying Column	1
E-101*	Heat Exchanger	1
E-102*	Condenser	1
E-103*	Liquid Air/Nitrogen Exchanger	1
E-104	Regeneration Heater	1
P-101A/B	Washing Water Pump	1+1
P-102A/B	Chilled Water Pump	1+1
S-101	Air Filter (Reinforced Concrete)	1
U-101	Water Chilling Unit	1
V-101A/B	MS Adsorber	2

Slurry Preparation Section (Section 300)

H-301	Coal Crusher	2
H-302	Mill	2
J-301	Flux Feeder	2
P-301	Mill Screen Feed Pump	3
P-302	Additive Feed Pump	2
P-303	Caustic Soda Feed Pump	2
S-301	Mill Screen	2
V-301	Coal Silo	2
V-302	Coal Hopper	2
V-303	Slurry Tank	2
V-304	Additive Tank	1
V-305	Caustic Soda Tank	1

Gas Generation Section (Section 400)

C-401	Carbon Scrubber	3
D-401	Lock Hopper	3
F-401	Gasifier	3
F-402	Start-up Flare	1
P-401	Slurry Charge Pump	3
P-402	Quench Water Pump	6
S-401	Venturi Scrubber	3
U-401	Burner Coolant System	3

Ash Treatment Section (Section 500)

B-501	Air Blower	2
E-501	Scrubber Feed Water Heater	1
J-501	Drag Conveyor	3
P-501	Scrubber Feed Pump	2
P-502	Fine Slag Pump	6
P-503	Settler Bottom Pump	2
P-504	Gray Water Pump	2
P-505	Treated Water Pump	2
S-501	Slag Screen	3
S-502	Settler	1
S-503	Filter Press	2
V-501	No. 1 Slurry Flash Drum	1
V-502	No. 2 Slurry Flash Drum	1
V-503	Scrubber Feed Tank	1
V-504	Gray Water Tank	1
V-505	Slag Hopper	1
V-506	CN-Treating Tank	1
V-507	CN-Treating Chemical Tank	1
Z-501	Slag Sump Pit	3

CO Conversion Section (Section 700)

E-701	CO Converter Preheater	1
E-702	No. 1 40k Steam Converter	1
E-703	No. 2 40k Steam Converter	1
E-704	10 k Steam Converter	1
E-705	5 k Steam Converter	1
E-706	3.5 k Steam Converter	1
E-707	Gas Cooler	1
H-701	CO Converter Start-up Heater	1
P-701	Condensate Pump	2
R-701	CO Converter	1

Acid Gas Removal Section (Section 800)

C-801	Methanol Scrubber	1
C-802	Carbon Dioxide Tower	1
C-803	H ₂ S Stripper	1
C-804	Methanol/Water Separator Tower	1
E-801	Feed Gas Cooler	1
K-801	Recycle Gas Compressor	2
V-801	No. 1 Flash Drum	1
V-802	No. 2 Flash Drum	1
V-803	No. 3 Flash Drum	1
V-804	CO ₂ Flash Drum	1
V-805	Lean Methanol Drum	1

Nitrogen Wash Section (1000 Section)

C-1001	Wash Column	1
E-1001	Feed Gas/Nitrogen Cooler	1
E-1002	HP Nitrogen Cooler	1
E-1003	N ₂ Cooler	1
E-1004	N ₂ Heater	1
S-1001	Adsorber	2

Sulphur Recovery Section (Section 900)

B-901	Reaction Air Blower	2
D-901	Sulphur Flaker	1
E-901	H ₂ S Boiler	1
E-902	No. 1 Steam Reheater	1
E-903	No. 2 Steam Reheater	1
E-904	Sulphur Condenser	1
P-901	Sulphur Sump Pump	2
R-901	Claus Reactor	1
U-901	Bagging & Sewing Unit	1
V-901	Flake Sulphur Bin	1
Z-901	Sulphur Pit	1

2) アンモニア合成プラント

NH₃ Synthesis Section (Section 1100)

K-1101	Syngas Compressor	1
KT-1101	Syngas Compressor Turbine	1
R-1101	Ammonia Converter	1
E-1101	Waste Heat Boiler	1
E-1102	Feed/Effluent Exchanger	1
E-1103	Effluent Cooler	1
E-1104	Steam Superheater	1
E-1105	Effluent/Recycle Exchanger	1
E-1106	Product Exchanger	1
E-1107	Chiller	1
E-1108	Condenser	1
R-1101	Ammonia Converter	1
F-1101	Start-up Heater	1
P-1101A/B	Condensate Pump	1+1
V-1101	NH ₃ Separator	1
V-1102	Flash Drum	1

NH₃ Refrigeration Section (Section 1200)

K-1201	NH ₃ Refrigeration Compressor	1
KT-1201	Refrigeration Compressor Turbine	1
E-1201	NH ₃ Condenser	1
E-1202	Purge Gas Cooler	1
E-1203	Condenser	1
V-1201	NH ₃ Receiver	1
V-1202	Flash Drum	1
P-1201A/B	Condensate Pump	1+1

2.6.2 ユーティリティー設備

(1) 受電設備

近くのHwange火力発電所より専用2回線にて、工場内のメイン・サブステーションの受電盤一次端子まで供給される。

プラントには受電設備、配電設備を設け、電圧その他の条件を調整して各部門に配電する。

・受電設備	受電容量	30,000KVA
	送電圧	33KV
	サイクル	50Hz

(2) 非常用電力設備

電力の供給が停止した場合、プラント操業は全面的にストップとなるが、設備の緊急停止に伴う措置、および保安のために必要な電力は、非常用電力設備により供給される。

・非常用ディーゼル発電設備	能力	750KW
---------------	----	-------

(3) 用水設備

1) 取水設備

Zambezi 河から取水し、沈砂処理後、10インチの送水管にて工場内の貯水池まで送水する。距離は約45Kmあり、途中数カ所の昇圧ステーションを設置する。

・取水設備		350 m ³ /H max.
・原水受水槽（場内）	容量	3600 m ³

2) 水処理設備

場内受水槽に受けた原水は、濾過装置にて濾過後濾過水槽に入る。この水は循環冷却水の補給に用いられ、また殺菌して飲料水に用いられる。さらに軟水化装置、純水装置により、プロセス用水、ボイラー用水が製造される。

・濾過装置	能力	300 m ³ /H
・濾過水槽	容量	3600 m ³
・純水装置	能力	5 m ³ /H
・凝縮水ポリッシャー	能力	100 m ³ /H
・純水水槽	容量	300 m ³

3) 冷水塔設備

・冷水塔設備	能力	11,000 T/H
〔入口温度 36℃〕 〔出口温度 26℃〕	供給圧力	4.5kg/cm ² G

4) 補助ボイラー設備

このプロジェクトは通常運転では、スチームは全系内で自給バランスする。
従って補助ボイラーはスタートアップその他の補助にのみ使用される。

・ボイラー	容量	10 T/H
	圧力	40kg/cm ²
	温度	387 °C
	燃料	窒素洗浄部門からの ページガス

5) 計装および工場用空気設備

・圧縮機	容量	1,300 Nm ³ /H
	圧力	7kg/cm ² G
・ドライヤー	容量	1,100 Nm ³ /H
	露点	-40°C

2.6.3 オフサイト設備

(1) 石炭運搬設備

ダンプトラック	容量	25 T × 8 輛
---------	----	------------

(2) 石炭貯蔵設備

WANKIEよりダンプトラックにて搬入された石炭は一旦石炭貯蔵所に貯蔵され、
必要に応じて混合し品質を調整したのち、製造プラントへ送られる。

石炭貯蔵・混合ヤード	容量	8000 T
------------	----	--------

(3) 製品アンモニア貯蔵・出荷設備

工場内に、アンモニア貯蔵タンクとして球型タンクを設置する。

受入側 (SABLE)には現在、900Tのアンモニア球型タンク 2 基があるが、更に
受入タンクを 1 基増設する。

製造工場側

・球型アンモニア貯槽（冷凍設備を含む）		2基
	容量	3000T × 2
	圧力	4.3 kg/cm ²
	温度	5 °C
・アンモニア出荷設備	能力	77 T/H
・タンク車	容量	25.5T 80輛 (SABLEより転用する)
・ディーゼル機関車	370PS	3輛

(4) その他

- ・化学品倉庫
- ・硫黄倉庫
- ・燃料タンク

2.6.4 公害防止設備

Hwange地区の工場建設予定地は、Wankie炭鉱に隣接した広漠な土地で、住居地域からは遠くはなれており、石炭専焼の大型火力発電所、WANKIEの施設が点在している。工業地帯の適地といえるが、ジンバブエ国は内陸国でもあり、かつHwange地区が今後石炭をベースとする大工業地帯として発展するためには、本プロジェクトにおいては公害防止に十分な配慮がされねばならない。

本プロジェクトに適用されている諸プロセスは全て先進諸国において実施され、環境問題の発生することのないプロセスであることが、実証されている。

規制基準としては、日本国の公害防止基準をベースとしている。

(1) 大気関係

大気に排出されるガスは次のごときものがある。

1) 排出ガス

・発生場所	:	酸性ガス除去セクション
・温度	:	30°C
・ガス量	:	32,900N m ³ /h
・組成		
CO ₂		87mol. %

N_2	13mol. %
$H_2+CO+CH_4$	max. 0.4mol. %
H_2S+COS	max. 25ppm
CH_3OH	max. 150ppm

(対策) 問題である硫黄化合物の濃度は ppmオーダーと、非常に少量のため、除去セクションの塔上の排出管より大気中に放散する。

2) パージガス

- ・発生場所 : 窒素洗浄セクション
- ・温度 : 30°C
- ・圧力 : 0.7kg/cm²G
- ・ガス量 : 3,590N³/h
- ・組成 :

H_2	10mol. %
CO	47mol. %
N_2	32mol. %
$Ar+CH_4$	11mol. %

(対策) $H_2 + CO$ で57%もあるため、補助ボイラーの燃料として有効に利用する。

3) テイルガス

- ・発生場所 : 硫黄回収セクション
- ・温度 : 125°C
- ・圧力 : 0.1kg/cm²G
- ・ガス量 : 2,800N³/h
- ・組成 :

CO_2	45mol. %
N_2	38mol. %
$H_2+CO+C_2H_4$	0.3mol. %
$H_2S+COS+S+SO_2$	0.5mol. %
H_2O (Vapor)	16mol. %

(対策) 補助ボイラーの燃焼ゾーンに混合し、硫黄化合物を SO_2 として35

Mの煙突から放出拡散する。

(2) 排水関係

このプロジェクトの排水は、石炭ガス化の灰処理セクションからの $20\text{ m}^3/\text{h}$ と冷却塔のブロー・ダウンを主体とするその他の排水 $30\text{ m}^3/\text{h}$ の合計 $50\text{ m}^3/\text{h}$ である。

1) 灰処理セクション排水

・排出場所	:	灰処理セクション
・温度	:	40°C
・水量	:	$20\text{ m}^3/\text{h}$
・水質	:	
pH		8 ~ 9
COD		500 ppm
BOD		250 ppm
SS		200 ppm
Chloride		300 ppm
Total CN		1 ppm
N-NH ₃		500 ppm

(対策) ・活性汚泥設備 $20\text{ m}^3/\text{h}$

Fig. III-2-6 に示すように、被処理水 $20\text{ m}^3/\text{h}$ は、CN Treating Tank (V-506) にてTotal-CNを1 ppm まで処理している。更に、この水を活性汚泥設備にて処理する。

・処理水の水質

・温度		35°C
・pH		6 ~ 9
・COD		60 ppm
・BOD		—
・SS		25 ppm
・T-CN		Trace

2) その他の排水

その他 $30\text{ m}^3/\text{h}$ の排水は、別系統の排水路に集められ、活性汚泥排水と一

緒に排出される。

なお、純水製造装置の樹脂再生廃水は中和処理を行う。

3) 副生スラッグ関係

灰処理セクションより排出される石炭スラッグには次の2種類がある。

約 2.5T/h

約 4.9T/h

(対策) 何れも高温ガス化反応により生成したスラッグであるため、公害発生のおそれはない。このスラッグはセメントの混合材として有効利用できるが、本プロジェクトでは灰捨て場へ運搬し放棄するものとする。

2.6.5 その他の補助設備

(1) 保全設備

工場設備は、定期的補修を行うと同時に操業時の点検および小修理を行うために、機器、計装、電機および輸送機器の保全設備を設ける。ただし、大型機器、あるいは特殊な機器のメンテナンスは外部機器メーカーによるものとする。

また、操業維持に必要な予備品、材料を収納する倉庫を設置する。

(2) 消化設備

放水による消化設備を工場全般に設ける。工場全般に消火用水の配管および消火栓、放水銃を適切に配置する。

電気設備はハロンガス消火設備とする。

火災報知器を場内に適切に配置する。

(3) 事務所および諸付属建造物

工場内に管理事務所、研究所、分析室、車庫、守衛室など必要な建造物を設ける。

以上の工場設備の概要を Table III-2-9に一覧表として示す。

Table III-2-9 Facilities Included in the Project

Facilities	Rated Capacity
1. Process Plants	
1) Ammonia	600 T/D
2) Sulphur (By-product)	18.1 T/D (as 100%)
3) Air Separation	Oxygen 21,200 Nm ³ /H Nitrogen H.P. 17,450 Nm ³ /H L.P. 4,500 Nm ³ /H
2. Utilities	
1) Water Intake	350 m ³ /H
2) Filtration	300 m ³ /H
3) Demineralizer	10 m ³ /H
4) Polisher	100 m ³ /H
5) Cooling Water	11,000 m ³ /H ($\Delta t=10^{\circ}\text{C}$)
6) Start-up Boiler	10T/H (40 kg/cm ² , 387°C)
7) Main Sub-station	30,000 KVA
8) Emergency Diesel Generator	750 kW
9) Instrument and Plant Air	Compressor 1,300 Nm ³ /H Dryer 1,100 Nm ³ /H
3. Offsite Facilities	
3-1 Product Storage and Loading	
1) Ammonia Storage (Hwange Side)	3,000 ^T x 2 4.3 kg/cm ² G
2) Ammonia Loading (Hwange Side)	77 T/H
• Railway Tank Car	25.5 ^T New 20 Nos Used 80 Nos
• Diesel Car	370 PS x 3
3) Others	
• Chemicals storage	
• Fuel oil storage	
• Sulphur storage	
3-2 Common facilities	
1) Waste Water Treatment System (Activated sludge method)	20 T/H
2) Equipment & Machines for Maintenance & Work-shops	
3) Equipment for Laboratories	
4) Drinking Water & Firefighting System	
5) Intercommunication System	
6) Lighting and Lightning System	
7) Miscellaneous Equipment & Machines for Common Facilities	

Table III-2-9 Facilities Included in the Project (Cont'd)

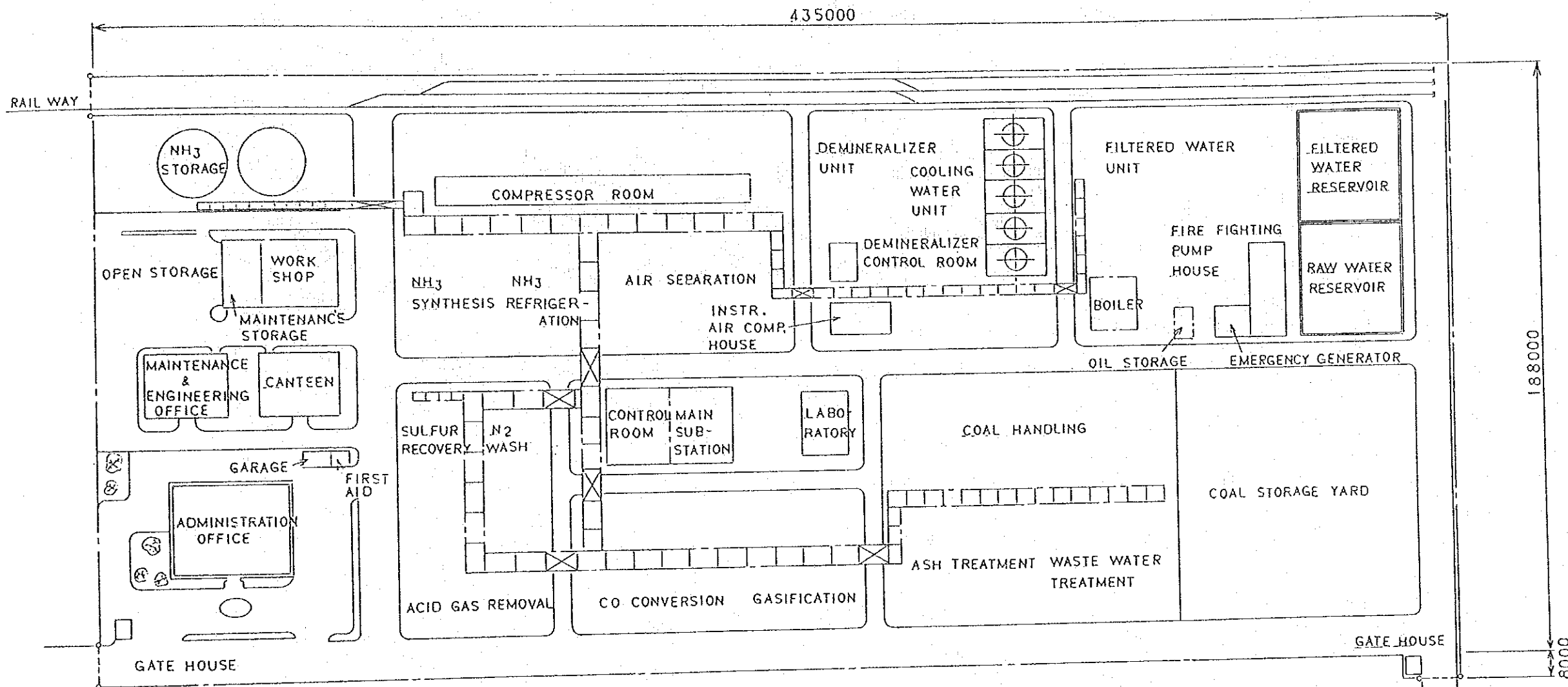
Facilities	Rated Capacity
3-3 Offsite Building and Structures	
1) Maintenance Storage	250 m ²
2) Laboratory	240 m ²
3) Local Laboratories	30 m ² x 2
4) Gate Houses	30 m ² x 2
5) Carport	50 m ²
6) Administration Office	1,000 m ²
7) Canteen	500 m ²
8) Workshop	450 m ²
9) First Aid House	30 m ²
10) Maintenance and Engineering Office	500 m ²
11) Fencing	One complete
12) Access Road	12 m ^w x 3 km

2.6.6 工場用地、接続道路および工場レイアウト

工場用地計画および接続道路の概要は下記の通りである。

- 用地面積 400,000 m²
- 造成面積 200,000 m²
- 接続道路 巾12m × 3km

工場レイアウトの概略をFig. III-2-11に示す。



AMMONIA PROJECT	
IN ZIMBABWE	
PLOT PLAN	
OF	
AMMONIA	
JICA	FIG. III-2-11

2.7 原材料、用役 原単位

本プロジェクト概念設計上の諸原単位を下記に示す。

(1) アンモニア

石炭	(T/NH ₃ -T)	1.21
原水	"	12.0
冷却水	"	229
電力	(kWh/NH ₃ -T)	813.2(取水、送水用電力870kWh/Hを除く)
メタノール	(kg/NH ₃ -T)	1.32
水処理薬品	(US\$/NH ₃ -T)	2.47

第3章 プロジェクト実施計画

アンモニアプロジェクト

第3章 プロジェクト実施計画

本章ではプロジェクト実施計画作成の基本となるプロジェクトの範囲とプラントの設計条件をまとめると共に、建設から操業にいたるまでの、プロジェクト実施計画について説明する。

3.1 設備、工事の範囲

(1) 設備

アンモニア、尿素プラントの設備については、前章にて詳述した。その範囲は、Table III-2-10に示す通りであり、下記の諸設備を含む。

- 1) プロセスプラント
- 2) 用役設備
- 3) 公害防止設備
- 4) オフサイト設備
- 5) 共通設備
- 6) オフサイト建屋、道路

(2) サービス

プラントの運転を支障なく行うために以下の技術サービスを行う。

- 1) 運転要員の訓練
- 2) 試運転及びプラント操業指導

3.2 設計条件

本プラントの設計条件を以下にまとめる。

(1) 気象条件

設計最高温度	:	35 °C
設計最低温度	:	5 °C
設計湿球温度	:	22 °C
設計乾球温度	:	27 °C
設計気圧	:	929 mBar
設計降雨量	:	30 mm/h

設計降雪量 : None
設計風速 : 110 km/h max.
40 km/h average

(2) 地勢

標高 : 730 m
地震係数 : 0.05 G
地耐力 : 10 ton/m²

(3) 電力受電条件

電圧 : 33 KV
相 : 3 相
周波数 : 50 Hz
系統 : 2 Feeders

配電電圧系統

150 KW以上 : 6600 V 3 相 50Hz
150 KW以下 : 380 V 3 相 50Hz
照明その他 : 220 V 単相 50Hz
計装 : 100 V 単相 50Hz

(4) 原水

水源 : Zambezi 川
水質 pH : 7
TDS : 59 ppm
全硬度 : 40 ppm as CaCO₃
Ca 硬度 : 22 ppm as CaCO₃
Mg 硬度 : 18 ppm as CaCO₃
全アルカリ度 : 13 ppm as CaCO₃
磷 : 0.04ppm
遊離塩素 : 0.1 ppm
硫酸塩 : 5 ppm
Langelier Index : -2.3
プラントサイトからの距離 : 45 km

水源水位 (標高) : 480 m

(5) 原料石炭

50mmパス粒度 : 99 % min.

Moisture as received : 1.4 wt %

工業分析

固有水分 : 1.5 wt %

灰分 : 13.8 wt %

揮発分 : 24.2 wt %

固定炭素 : 60.5 wt %

総発熱量 : 7090 kca/kg

(Inherent Moisture Basis)

ハードグローブ粉砕能指数 : 57

元素分析 (ドライベース)

灰分 : 14.0 wt %

炭素 : 73.0 wt %

水素 : 3.8 wt %

酸素 : 5.08 wt %

窒素 : 1.4 wt %

燃焼性イオウ : 2.89 wt %

全イオウ : 2.70 wt %

不燃焼性イオウ : 0.11 wt %

塩素 : 0.021wt %

灰分溶融温度

還元雰囲気 酸化雰囲気

初期分解温度 : 1100°C 1320°C

軟化点 : 1300°C 1350°C

融点 : 1320°C 1360°C

溶流点 : 1330°C 1365°C

(6) ガス化炉

ガス化炉は灰分20% までの石炭が処理できるよう配慮する。

3.3 プロジェクト実施体制

本プロジェクトは、政府およびIDC等の投資による新会社により実施される。本プロジェクトの実施に当たっては、この新会社が実施母体となる。建設担当には広く全世界から最適の総合建設業者（General Constructor ; GC）を選ぶ。これらの関連業務の展開にあたっては、世界第一級のプロジェクトコンサルタント（Project Management Consultant ; PMC）を起用することが望ましい。PMCには基本的に次の3つの業務を委嘱する。

(1) 入札業務

前節までに示した条件の下にGCを選ぶに際し、次の一切の業務を行う。

- 1) 入札条件の明示
 - 2) 入札参加募集
 - 3) 入札業者の資格審査
 - 4) 入札業務の実施
 - 5) 入札結果の内容調整
 - 6) 調整までの内容評価および比較
 - 7) 落札可能業者の公正な評価と勧告
 - 8) 落札決定業者との契約業務の助言
- #### (2) 建設業務施工の監督

GCの実施する業務（11.1に記述）の管理を行う。その主たる管理業務は、

- 1) 技術書類、図面の内容のレビュー
 - 2) 機器、資材の品質の確認および勧告
 - 3) 建設工事の進捗度、遂行度の確認および勧告
 - 4) 建設時の各種の検査の立会
 - 5) 機器および操業の保証事項の確認
- #### (3) 建設時、操業時における運転、管理指導

本計画では、下記のPMCを考慮した。

入札業務および建設業務の監督 4名 3年6ヶ月

操業時における運転、管理指導 4名 1年

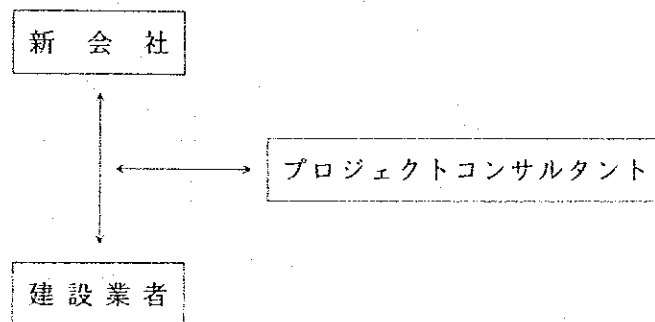
(4) 建設業者（GC）の選定

GCには、広く全世界からアンモニア、尿素プロジェクトの経験豊富な第一級の

業者を選定しなければならない。その選定方法については、PMCに委嘱するが、選定の最終決定は、PMCの勧告に従って新会社が行い、ジンバブエ政府の承認を得ることが必要である。

このGCは、現地事情に明るい現地業者を協力業者として活用するのが賢明である。従って場合によっては、現地業者をGCの合同企業体の形で入札時から参加させても良い。この場合、プロジェクト遂行に当たっての責任体制は、GCが代表するか、参加した複数企業が「責任分担方式」をとるかを、明確にしておく必要がある。

このようにプロジェクトの実施に当たっての新会社とPMCとGCとの関係は以下に示す通りとなる。



3.4 機器および資材の調達と契約方式

(1) 契約方式

建設業者との契約方式には、次の2つの形式がある。

一括方式 (Lump-Sum)

原価積上方式 (Cost plus-Fee)

一括方式は、すべての業務のコストを一括に決定し、GCに委嘱するもので、資金調達を含めて建設一切のコストが初期段階で把握できる。また契約の範囲内の業務は建設業者の責任で遂行される。

一方、原価積上方式は、インフレーション率の高い時期（地区）によく採用される形式で、双方が物価高騰のリスクを避けるのに好都合である。但し、この方式では双方に多岐に亘る合意事項、事務が発生し、プロジェクトの運営に多数の人員を要し複雑となる。

本プロジェクトの場合、全世界の経済環境から判断して一括方式が好ましい。

(2) 機器および資材の調達

資機器の調達は日本を主体として、必要性、経済的有利性によって広く世界各国より調達するものとした。ジンバブエ国での調達は下記のもの考えた。

- 設計圧力10kg/cm²以下の炭素鋼製塔槽類、タンク
- 鉄骨構造物、操作架台
- 土木、コンクリート構造物
- 建築資材
- 建設用機器の一部
- 現地工事労働力および雑工事資材

3.5 現地工事

(1) 輸送

ジンバブエ国は内陸国であるので、海外から輸入する機器・資材は近隣国のBEIRA, MAPUTO, DURBANの何れかに陸揚げし、以後鉄道を主体とした内陸輸送をすることとなる。本プロジェクトに用いられる機器の大部分は、鉄道輸送で十分運搬可能であるが、機器の重量が数十トン以上というものが幾つかある。鉄道輸送が不可能であれば、これら超重量機器は特殊索引車で輸送道路を補修した上運搬することになる。

(2) 現地工事

現地の建設工事はGCの派遣する監督 (Supervisor) の指導のもとに現地建設業者 (Local Sub-Constructor) により実施される。ジンバブエ国には、高いレベルの技術を持ち、且経験を積んだ近代的建設業者が数多くあり、これら建設工事に支障はない。

3.6 試運転

現地工事が終了すれば、試運転を行い、プラントの性能を確認する。総合試運転に先立ち、各プロセスの無負荷運転を行い、回転機器、計器類の調整を行い、また各設備の内部洗浄を行ったのち、原料を供給し試運転を行う。

この期間は、運転員教育の仕上げの時で、建設業者の派遣するスーパーバイザーの指導の下に新会社の運転員の手により実施される。試運転の概要は次の通りである。

(1) 試運転期間 3ヶ月

(2) 試運転における確認事項

生産能力

製品仕様

原料、用役原単価

3.7 建設スケジュール

建設スケジュールを次の通り想定した。

F/S 報告提出	1989年6月
プロジェクト実施決定	1989年12月
建設契約完	1990年12月
建設開始	1991年1月
建設工事完	1993年12月
商業運転開始	1994年1月

建設工事スケジュールの詳細をTable III-3-1に示す。

3.8 工場運営組織

工場の運営組織をFig. III-3-1のように考えた。

運転、保守の配員は次の通りである。

(1) プロセス、ユーティリティ

Foreman	: 16 (4 shifts)
Operator	: 76 (4 shifts)

(2) 石炭貯蔵

Foreman	: 2 (Day Service)
Wheel Loader Driver	: 3 (Day Service)
Labor	: 10 (Day Service)

(3) 分析

Chief Chemist	: 4 (4 shifts)
Chemist	: 20 (4 shifts)

(4) 保守

Mechanic Foreman	:	1 (Day Service)
		3 (2 shifts)
Mechanician	:	6 (Day Service)
		8 (4 shifts)
Electric Foreman	:	1 (Day Service)
		3 (2 shifts)
Electrician	:	6 (Day Service)
		8 (4 shifts)
Instrument Foreman	:	1 (Day Service)
		3 (2 shifts)
Instru. Technician	:	6 (Day Service)
		16 (4 shifts)

Table III-3-1 Construction Schedule

(NH₃) Case

	Contract Effect				Acceptance	1994
	1991	1992	1993	1994		
(1) Facility Construction						
- Design and Engineering	16M					
- Equipment Procurement		18M				
- Site Preparation		6M				
- Civil Works		14M				
- Equipment Transportation		16M				
- Plant Erection Works			12M			
- Mechanical Testing			4M			
- Commissioning				3M		
(2) Commercial Production					1M	
- Provisional Acceptance						
- Commercial Operation						
(3) Training						
- Overseas Training		3M *1				*1 Overseas Training 10 persons
- Domestic Training			8M *4			*2 Domestic Training 50 persons
(4) Recruiting						
- Engineer		20 persons				*3 LECTURE All Operator
- Operator		160 persons				*4 OJT ON SITE All Operator
- Administration	10 persons					
			6M			
			*2			
		Balance				
		Balance				
		Balance				

- Note -

*1 Overseas Training 10 persons

*2 Domestic Training 50 persons

*3 LECTURE All Operator

*4 OJT ON SITE All Operator

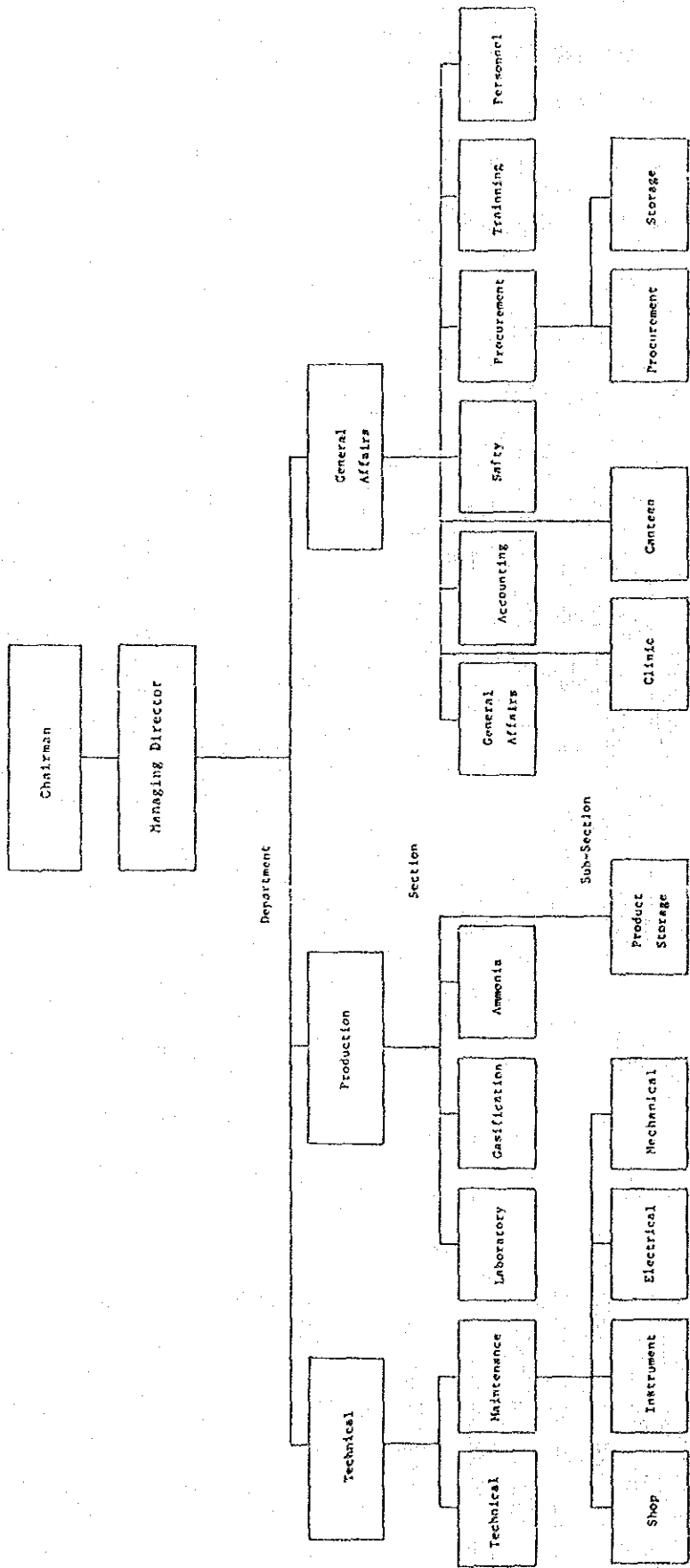


Fig. III-3-1 Typical Organization Chart

3.9 運転員訓練計画

操業開始時に目標を置き、運転員の訓練を行わねばならない。

(1) 国外におけるトレーニング

新プラントの管理、運転、保守部門担当者に対し、国外にて10人、3ヶ月のトレーニングを行う。この10名は帰国後、運転員トレーニングの中核となり、トレーニングを行う。

(2) 国内におけるトレーニング

運転員の一部を国内の化学会社に派遣し、トレーニングを受ける。

(3) 本プラントにおけるトレーニング

建設の末期には、各種機器の単独性能試験、部分試運転、総合試運転がコントラクターのスーパーバイザー指導の下に行われる。この期間を通してOn the Job Trainingを実施する。

3.10 生産および販売計画

以下に、本プラントの生産および販売計画をまとめる。

年 度	1994	1995	1996以降
アンモニア生産 T	158,400	178,200	198,000
“ 販売 T	155,400	178,200	198,000
“ 在庫 T	3,000	3,000	3,000

以上の計画は以下の前提に基づいて作成した。

(1) アンモニアの生産

1994年 80%

1995年 90%

1996年以降 100%

(2) 在 庫 初年度に備蓄する。

アンモニア 3,000 T

第4章 総所要資金

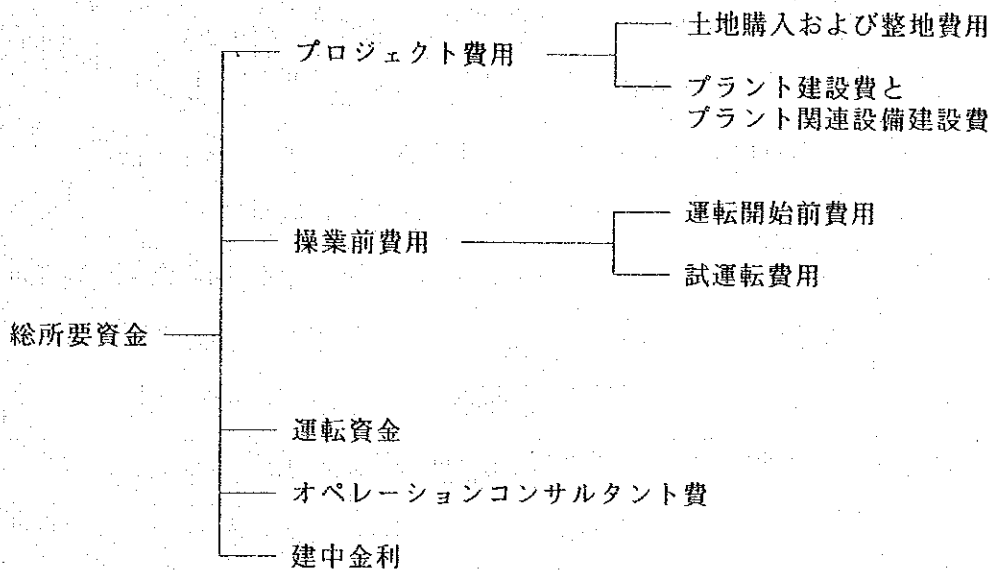
アンモニアプロジェクト

第 4 章 総所要資金

Wankie炭を原料としてアンモニア 600T/Dの生産能力をもつ本プロジェクトの総所要資金について以下にまとめる。

4.1 概要

総所要資金とは、商業運転を開始するまでに投下される資金の合計であり、本報告書ではその構成を以下のごとく定義する。



4.2 基本条件

総所要資金の積算のための基本条件を以下に述べるように仮定した。

(1) 機器の調達方式：

競争入札により調達することとした。

(2) 価格の基準：

1988年末の価格を基準とし、各費用の実際の出費までの時期に合わせ所要のエスカレーションを見込んだ。

(3) 積算のための通貨と換算率：

外貨部分はUS\$と日本円で積算し、日本円で積算したものは US\$ 1 = 130円
の交換率でUS\$に換算した。

一方、現地通貨部分はジンバブエ・ドル (Z\$) で積算し、US\$ 1 = Z\$1.8の
交換率でUS\$に換算した。

(4) エスカレーション：

総所要資金の算定にあたっては、エスカレーション率を年 3.5% (内貨部分
・外貨部分共) とした。

(5) 輸入関税：

生産財の輸入関税は免除となる。従って輸入関税は計上しない。

4.3 プロジェクト費用

プロジェクト費用の積算範囲と積算の基本的な考え方を以下に述べる。

(1) 土地購入費と造成費

本プロジェクトに必要な土地の面積は40万㎡、その内造成を必要とするのは20万㎡である。また、その作業の範囲は工場内の基本設計（特にレイアウト）が出来上がる前に発注可能な範囲としている。簡単に言えば、土地を平地にし、法面を防護し、敷地まわりの排水溝を作るまでである。

(2) プラント建設費

プロセス・プラント、用役設備、附帯設備、共通設備、オフサイト建屋および道路建設に係わる下記費用をプラント建設費として計上した。

1) エンジニアリング費用

エンジニアリング費用は基本設計と詳細設計からなり、全てジンバブエ国外で行うものとし、外貨で計上した。

2) 工場設備用機器および資材

土木建設用資材を除く工場設備用機器、資材である。多くの機器を国外より輸入するものとし、その費用はF O B価格で計上した。

一方、国内調達品、例えば下記の費用は内貨で計上した。

- 設計圧力10kg/cm²以下の炭素鋼製塔槽類、タンク
- 鉄骨構造物、操作架台
- コンクリート構造物
- 建築資材
- 建設用機械の一部
- 現地工事労働力および雑工事資材

3) 土木建築費

① 土木建築用機器および資材

工場建設に必要な機器および資材の内、ジンバブエ国内で生産されていないものと、生産されていても質的・量的・納期的に問題のあるものは外国からの輸入によるものとした。

② 建設労務費

外国人現場監督の費用は下記のスーパーバイザー費に含めたので、本費用

は現地人労働者の費用（諸手当を含む）のみを計上している。

4) 輸送費

本費用項目は海上輸送費、陸揚げおよび内陸輸送費と保険からなる。

5) 据付費

据付費には、据付のための仮設工事および道具損料、据付用機器、機器据付工事、塔内容物組立工事、その他小物の据付工事に係る費用を計上する。

6) スーパーバイザー費

現地工事はゼネラルコントラクターの派遣するスーパーバイザーの指導のもとに現地建設業者により実施されるものである。従って、コントラクターが派遣するスーパーバイザーの費用を外貨でプラント建設費の一項目として見積った。

(3) スペアパーツ

2年分相当の予備部品を準備するものとした。予備部品の価格は、海外調達分 3,000,000 U S \$、現地調達分 55千 Z \$ (30,556 U S \$) と推定した。

(4) 触媒および薬品

本プロジェクトに必要な触媒および薬品は全て海外から調達するものとして外貨で計上した。

(5) 予備費

予備費はフィジカル・コンティンジェンシーとプライス・コンティンジェンシーから成るものである。

1) フィジカル・コンティンジェンシー

フィジカル・コンティンジェンシーは積算のための概念設計の精度、現地の未知のファクター等によって生じる実際の建設時の所要資金の超過に備える費用である。

予備費率を各費用項目毎に定めて計算し、合計ではプロジェクト費用の3%である。

2) プライス・コンティンジェンシー

将来のインフレーションによるプラント建設費の値上がりに備える費用である。本調査では、上記(1)~(4)までの費用の合計にフィジカル・コンティンジェンシーを加算した金額に、予測される価格上昇率を乗じてプロジェクト費用を

算出する。

外貨部分の価格上昇率はCEプラントコスト指数およびOECDのGDPデフレーター情報を基にUS\$建てで年率3.5%と予測した。

一方、ジンバブエ・ドル(Z\$)のインフレーションはUS\$に比べて大きいと予測されるが、Z\$とUS\$のインフレーションの格差は外貨交換率の修正に反映されるものと判断した。従って、ジンバブエ国内調達品のインフレーションはUS\$評価では、US\$と同一の3.5%と見積った。

以上の前提に基づき、予備費を除くプロジェクト費用をTable III-4-1に、出費スケジュールおよび予備費を考慮したプロジェクト費用をTable III-4-2に示す。

Table III-4-1 Project Cost (as of end of 1988)

Unit : US\$1,000

	Foreign	Local	Total
Land Acquisition & Site Preparation	0.0	1,486.4	1,486.4
Plant Construction Cost			
Engineering	24,186.2	0.0	24,186.2
Machinery & Equipment	110,887.8	3,594.3	114,482.0
Civil Works	5,955.0	29,603.1	35,558.1
Transportation	11,570.1	9,042.0	20,612.1
Plant Erection Works	3,018.2	20,628.7	23,646.9
Management & S/V	12,269.7	0.0	12,269.7
Total	167,886.9	62,868.1	230,755.0
Spare Parts	3,000.0	30.6	3,030.6
Catalysts & Chemicals	2,421.4	0.0	2,421.4
Total	173,308.3	64,385.1	237,693.4

Note: The following table shows the break-down of machinery and equipment costs by section.

Unit : US\$1,000

Machinery & Equipment Cost	Foreign	Local	Total
Gasification Section	53,285.6	1,869.0	55,154.6
NH ₃ Section	49,186.7	1,725.3	50,912.0
Off-site Section	8,415.4	0	8,415.4
Total	110,887.8	3,594.3	114,482.0

Table III-4-2 Project Cost & Expenditure Schedule

Unit : US\$1,000

	1991	1992	1993	Total
A. Land Acquisition & Site Preparation				
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	0.0
- L.C.P. -	1,486.4	0.0	0.0	1,486.4
B. Engineering				
- F.C.P. -	18,294.3	5,891.9	0.0	24,186.2
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	0.0
C. Machinery & Equipment				
- F.C.P. -	34,187.3	66,062.4	10,638.1	110,887.8
- L.C.P. -	1,108.1	2,141.3	344.8	3,594.3
D. Civil Works				
- F.C.P. -	618.4	4,182.1	1,154.5	5,955.0
- L.C.P. -	3,074.0	20,790.0	5,739.1	29,603.1
E. Transportation				
- F.C.P. -	1,496.7	8,676.3	1,397.1	11,570.1
- L.C.P. -	1,169.6	6,780.5	1,091.9	9,042.0
F. Plant Erection Works				
- F.C.P. -	0.0	1,029.3	1,988.9	3,018.2
- L.C.P. -	0.0	7,034.8	13,593.9	20,628.7
G. Management & S/V				
- F.C.P. -	4,089.9	4,089.9	4,089.9	12,269.7
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	0.0
H. Spare Parts				
- F.C.P. -	0.0	0.0	3,000.0	3,000.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	30.6	30.6
I. Catalyst & Chemicals				
- F.C.P. -	0.0	0.0	2,421.4	2,421.4
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	0.0
J. Sub-total				
- F.C.P. -	58,686.5	89,931.8	24,689.9	173,308.3
- L.C.P. -	6,838.2	36,746.7	20,800.3	64,385.1
- Total -	65,524.7	126,678.5	45,490.2	237,693.4
K. Physical Contingency				
- F.C.P. -	1,760.6	2,698.0	740.7	5,199.2
- L.C.P. -	205.1	1,102.4	624.0	1,931.6
- Total -	1,965.7	3,800.4	1,364.7	7,130.8
L. Price Contingency (3.5% p.a.)				
- F.C.P. -	6,571.7	13,665.0	4,773.0	25,009.7
- L.C.P. -	765.7	5,583.6	4,021.0	10,370.4
- Total -	7,337.4	19,248.6	8,794.0	35,380.1
M. Total Project Cost				
- F.C.P. -	67,018.8	106,294.8	30,203.5	203,517.2
- L.C.P. -	7,809.0	43,432.7	25,445.3	76,687.1
- Total -	74,827.9	149,727.5	55,648.9	280,204.3

4.4 操業前費用

プラントの建設においては、プラント建設費以外にも種々の費用が必要である。本調査では操業前費用として以下に示す費用を計上する。

1. 運転開始前費用

2. 試運転費用

4.4.1 運転開始前費用

運転開始前費用には、コンサルタント費、要員訓練費および事業主体が建設期間中に雇用する要員に必要な管理費が含まれる。

(1) コンサルタント費

本計画を実施するためには、基本計画に基づくテンドャードキュメントを作成し、コントラクター決定の為の引合業務、入札の評価を行う必要がある。また、契約後のコントラクターの管理も大切である。これらの業務を専門コンサルタントに依頼する必要がある。本調査では、プラントの建設開始6ヶ月前からプラントの完成までの3年半の間、常時4名の外国人コンサルタントを雇用するものとする。コンサルタントの雇用に必要な年間費用は、外貨分230,000 U S \$ /人、内貨分46,000 Z \$ /人 (25,556 U S \$ /人) とする。

(2) 要員訓練費

本費用は海外訓練費と国内訓練費とからなる。

海外訓練費は、新会社のエンジニア(10名×3ヶ月)を国外で訓練するのに必要な費用である。訓練は運転開始2年前の1992年に行うものとし、その費用は訓練対象者に要する国外生活費、渡航費およびトレーナーに支払う費用であり、総額1,260,000 U S \$ とした。

国内訓練費は、現地労働者(50名×6ヶ月)を国内の適当な機関(例えば Sable 社)で訓練するのに必要な費用で、500,000 Z \$ (277,777 U S \$) とした。

なお、訓練の対象者の訓練期間中の人件費は下記の管理費に含めたので、本費用に人件費は含まれていない。

(3) 管理費

事業主体が建設期間中に雇用する要員に必要な費用と間接費を本費用項目に計上する。人件費は下表に示す雇用計画に基づき算出し、間接費は人件費の50

%とした。職種別の人件費は以下のとおりとした。

- Director : 60,000 Z\$ / Y
- Manager : 45,000 Z\$ / Y
- Engineer : 28,000 Z\$ / Y
- Operator : 18,000 Z\$ / Y

Table III-4-3 Recruiting Schedule

Unit: Person

	1991		1992		1993	
	I	II	I	II	I	II
Director	3	3	3	3	3	3
Manager	7	7	7	7	15	15
Engineer	0	0	20	20	32	32
Operator	0	0	0	50	291	291
Total	10	10	30	80	341	341

以上の前提に基づく運転開始前費用をTable III-4-4にまとめる。

Table III-4-4 Pre-startup Cost

Unit: US\$1,000

	1990	1991	1992	1993	Total
Project Consultant					
- F.C.P. -	460.0	920.0	920.0	920.0	3,220.0
- L.C.P. -	51.1	102.2	102.2	102.2	357.8
Training					
- F.C.P. -	0.0	0.0	1,260.0	0.0	1,260.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	92.6	185.2	277.8
Administration					
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
- L.C.P. -	0.0	412.5	1,254.2	5,824.2	7,490.8
Total					
- F.C.P. -	460.0	920.0	2,180.0	920.0	4,480.0
- L.C.P. -	51.1	514.7	1,449.0	6,111.6	8,126.4
- Total -	511.1	1,434.7	3,629.0	7,031.6	12,606.4

4.4.2 試運転費用

負荷運転を行う期間を3ヶ月、この内実際にプラントが稼働する期間を1ヶ月と想定する。負荷運転時の平均操業率は設計能力の80%、原料・用役の平均使用量は通常の商業運転時の120%とする。試運転期間中に得られる14,400トンの製品アンモニアは規格に合致し、販売可能であると考え、その販売収入を試運転費用から控除する。アンモニアの販売価格は300US\$/Tとする。

なお、試運転時の人件費としては外国人の運転指導要員およびジンバブエ国のオペレーターに支払う費用が必要であるが、これらの費用はそれぞれプロジェクト費用および運転開始前費用に計上されているので、本費用には含めない。

以下に試運転費用をまとめる。

Table III-4-5 Trial Operation Cost

	Unit Consumption	Unit Price	Cost
Coal	1.21 x 1.2 T/T NH ₃	US\$ 13.889/T	US\$ 290,402
Electricity	848 x 1.2 kWh/T NH ₃	US\$ 0.027/kWh	US\$ 395,643
Product Sales			US\$ -4,320,000
Total			US\$ -3,633,955

4.5 初期運転資金

運転資金とは企業が日常の生産活動を支障なく続けるために必要な資金であり、本調査では以下の費用を見込んだ。

(1) 手持ち現金

工場の操業に必要な人件費の1月分相当額 582,417 Z \$ (323,565 U S \$)

と予想される初年度の売掛金相当額の現金を準備するものとする。

売掛金は、売上金の受取猶予期間を1ヶ月、操業初年度の販売量を14,400 T / M製品単価を 300 U S \$ / Tとし、4,320,000 U S \$とした。

(2) 触媒・薬品

1年分相当の触媒・薬品を予備として準備するものとした。これらの価格は1,000,000 U S \$である。

(3) 原料在庫

4,000トンの原料炭を操業に先立ち購入しておくものとする。原料炭の単位は13.89 U S \$ / Tであるので、必要な資金は55,560 U S \$である。

運転資金の合計をTable III-4-6にまとめる。

Table III-4-6 Summary of Initial Working Capital

Unit: 1,000 US\$

	Foreign	Local	Total
Cash	0.0	4,643.6	4,643.6
Catalysts & Chemicals	1,000.0	0.0	1,000.0
Raw Material Inventory	0.0	55.6	55.6
Total	1,000.0	4,699.1	5,699.1

4.6 オペレーションコンサルタント費

本調査では、プラントの操業開始時の運転を円滑に行うために、操業初年度に外国人のオペレーションコンサルタント4名を1年間雇用するものとし、その費用を総所要資金の一部として見込む。その年間費用は上記のマネジメントコンサルタントと同額（外貨分：230,000US\$／人、内貨分：46,000Z\$）とする。

4.7 資金計画と総所要資金

4.7.1 資金計画条件

現時点では、本プロジェクト実施のための資金計画は確定していない。それゆえ、本調査では現地調査での討議を踏まえ、外貨部分を適切な条件の長期借入金、内貨部分と建設期間中の金利を自己資金で賄うものと想定した。長期借入金の融資条件は Liborを参考に以下の条件を設定した。

- ・利率 : 10.0%
- ・返済期間 : 10年/10回
- ・返済猶予期間 : 借入れ調印後4年間
- ・返済方法 : 元金定額返済

4.7.2 総所要資金

各費用項目をまとめ、上記の資金計画に基づき総所要資金を計算し、Table III-4-7～III-4-9に示す。

Table III-4-7 Total Capital Requirement (in 1988 Constant Price Base)

Unit: US\$1,000

	1990	1991	1992	1993	Total
A. Base Project Cost					
- F.C.P. -	0.0	58,686.5	89,931.8	24,689.9	173,308.3
- L.C.P. -	0.0	6,838.2	36,746.7	20,800.3	64,385.1
- Total -	0.0	65,524.7	126,678.5	45,490.2	237,693.4
B. Physical Contingency (3% of A)					
- F.C.P. -	0.0	1,760.6	2,698.0	740.7	5,199.2
- L.C.P. -	0.0	205.1	1,102.4	624.0	1,931.6
- Total -	0.0	1,965.7	3,800.4	1,364.7	7,130.8
C. Preoperation Cost					
- F.C.P. -	460.0	920.0	2,180.0	920.0	4,480.0
- L.C.P. -	51.1	514.7	1,449.0	2,477.6	4,492.4
- Total -	511.1	1,434.7	3,629.0	3,397.6	8,972.4
D. Working Capital					
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	1,000.0	1,000.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	4,699.1	4,699.1
- Total -	0.0	0.0	0.0	5,699.1	5,699.1
E. Operation Consultant					
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	920.0	920.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	10.2	102.2
- Total -	0.0	0.0	0.0	1,022.2	1,022.2
F. Total Cost (excl. IDC)					
- F.C.P. -	460.0	61,367.1	94,809.8	28,270.6	184,907.5
- L.C.P. -	51.1	7,558.0	39,298.1	28,703.2	75,610.5
- Total -	511.1	68,925.2	134,107.9	56,973.8	260,518.0
G. Interest during Construction	23.0	3,114.4	10,923.2	17,077.2	31,137.8
H. Total Financing Required	534.1	72,039.5	145,031.1	74,051.0	291,655.7

Table III-4-8 Total Capital Requirement (Current Price Base)

Unit: US\$1,000

	1990	1991	1992	1993	Total
A. Base Project Cost					
- F.C.P. -	0.0	58,686.5	89,931.8	24,689.9	173,308.3
- L.C.P. -	0.0	6,838.2	36,746.7	20,800.3	64,385.1
- Total -	0.0	65,524.7	126,678.5	45,490.2	237,693.4
B. Physical Contingency (3% of A)					
- F.C.P. -	0.0	1,760.6	2,698.0	740.7	5,199.2
- L.C.P. -	0.0	205.1	1,102.4	624.0	1,931.6
- Total -	0.0	1,965.7	3,800.4	1,364.7	7,130.8
C. Preoperation Cost					
- F.C.P. -	460.0	920.0	2,180.0	920.0	4,480.0
- L.C.P. -	51.1	514.7	1,449.0	2,477.6	4,492.4
- Total -	511.1	1,434.7	3,629.0	3,397.6	8,972.4
D. Working Capital					
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	1,000.0	1,000.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	4,699.1	4,699.1
- Total -	0.0	0.0	0.0	5,699.1	5,699.1
E. Operation Consultant					
- F.C.P. -	0.0	0.0	0.0	920.0	920.0
- L.C.P. -	0.0	0.0	0.0	102.2	102.2
- Total -	0.0	0.0	0.0	1,022.2	1,022.2
F. Price Contingency (3.5% p.a.)					
- F.C.P. -	32.8	6,671.7	13,986.6	5,306.0	25,997.1
- L.C.P. -	3.6	821.7	5,797.4	5,387.2	12,009.9
- Total -	36.4	7,493.4	19,784.0	10,693.2	38,007.0
G. Total Cost (excl. IDC)					
- F.C.P. -	492.8	68,038.8	108,796.4	33,576.6	210,904.6
- L.C.P. -	54.8	8,379.7	45,095.4	34,090.4	87,620.4
- Total -	547.5	76,418.6	153,891.9	67,667.0	298,525.0
H. Interest during Construction	23.6	3,451.2	12,293.0	19,411.6	35,180.5
I. Total Financing Required	572.2	79,869.8	166,184.9	87,078.7	333,705.5

Table III-4-9 Summary of Total Capital Requirement

Unit: US\$1,000

	Foreign	Local	Total
[in 1988 Constant Price Base]			
Project Cost	178,507.5	66,316.7	244,824.2
Preoperation Cost	4,480.0	4,492.4	8,972.4
Working Capital	1,000.0	4,699.1	5,699.1
Operation Consultant	920.0	102.2	1,022.2
Interest during Construction	31,137.8	0.0	31,137.8
Total Financing Required	216,045.3	75,610.5	291,655.7
[Current Price Base]			
Project Cost	203,517.2	76,687.1	280,204.3
Preoperation Cost	5,107.1	5,230.8	10,337.9
Working Capital	1,187.7	5,581.1	6,768.8
Operation Consultant	1,092.7	121.4	1,214.1
Interest during Construction	35,180.5	0.0	35,180.5
Total Financing Required	246,085.1	87,620.4	333,705.5

Note: Project Cost covers following costs.

- Land Acquisition and Site Preparation Cost
- Plant Construction Cost
- Spare Parts for 2 years
- Catalysts & Chemicals (initial charge)
- Physical Contingency

第5章 財務分析

アンモニアプロジェクト

第 5 章 財務分析

5.1 財務分析の基本方針

本章ではWankie炭からアンモニア 600T/Dを生産する計画の収益性を検討する。財務分析に当たっては通常の工業投資プロジェクトに適用される一般的な手法を用いる。即ち、下記の財務諸表を作成し、本プロジェクトの経常収支・資金繰り等を検討する。また、投資効果の測定尺度としてDCF法(Discounted Cash Flow Method)による内部収益率 (Internal Rate of Return)および投資回収期間 (Pay-back Period)を算出する。

- ・ 製造原価計算書
- ・ 損益計算書
- ・ キャッシュフロー表
- ・ 貸借対照表

5.2 主要前提条件

財務分析を行うのに必要な主要前提条件を以下にまとめる。

(1) プロジェクトの期間

- ・入札業務：6ヶ月
- ・建設期間：3年
- ・運転期間：15年

(2) 価格の基準

財務分析で用いる価格は1988年固定価格とする。計算は全てUS\$で行い、現地通貨（ジンバブエドル；Z\$）および日本円で見積ったものは以下の換算レートでUS\$に換算する。

- ・US\$ 1 = 1.8 Z\$ = 130円

(3) 生産および販売計画

本プロジェクトの生産および販売計画をTable III-5-1に示す。

Table III-5-1 Production and Sales Plan

Unit: T/Y

Project Year	1	2	3-15
On-stream Factor	80%	90%	100%
Production Volume	158,400	178,200	198,000
Sales Volume			
Ammonia-A	76,000	76,000	76,000
Ammonia-B	23,000	23,000	23,000
Ammonia-C	56,400	79,200	99,000
Stock	3,000	(3,000)	(3,000)
Total	158,400	178,200	198,000

製品アンモニアAおよびBはKwekweにあるSable Chemical社に硝安の原料として販売される。前者は同社が生産しているアンモニアを代替し、後者は同社が輸入しているアンモニアを代替するものである。アンモニアCはHwangeで販売される。

製品の工場出荷価格は市場調査の結果に基づき、Table III-5-2に示すとおりとする。

Table III-5-2 Sales Prices

Unit: US\$/T

Ammonia-A	361.3
Ammonia-B	319.2
Ammonia-C	337.3

(4) 税金

本プロジェクトに対しては税引き前利益の50%の法人税が賦課される。ただし、この法人税はジンバブエの税制に基づき、投資コスト（プラント代金）が回収されるまでは免除されるものとする。

(5) 減価償却

本調査では、ジンバブエの税制に基づき以下の減価償却を考慮する。

項 目	減価償却方法	残存価値
機 器	10年定額	10%
土建および建物	20年定額	10%
操業前費用	5年定額	—
建中金利	5年定額	—

(6) 運転資金

運転資金とはプラントの操業を支障なく行うために準備する資金の事である。

本調査では、以下に示す流動資産から流動負債を引いた額を運転資金と定義する。

1) 流動資産

- ・現金：人件費（オペレーションコンサルタントの費用を除く）の1ヶ月分を現金で保有する。
- ・触媒薬品：1年分相当の触媒・薬品を予備として保有する。
- ・原料在庫：石炭 4,000トン在庫として保有する。
- ・製品在庫：3,000トンのアンモニアを在庫として保有する。製品在庫の評価は、単位量当りの運転費用に在庫量に乗じた金額とした。
- ・売掛金：アンモニアの販売代金の回収期間を1ヶ月と仮定し、販売収入の1ヶ月分を売掛金として計上する。

2) 流動負債

- ・買掛金 : 原材料費(石炭・電力)の1ヶ月分を買掛金として計上する。

(7) 資金計画

現時点では本プロジェクト実施のための資金計画は確定していない。本章では第4章「総所要資金」の積算結果に基づき建中金利を除く総投資額の70%を長期借入金で、残りの30%および建中金利を自己資金で賄うものとする。

長期借入金の条件は以下のとおりとする。

- ・金利 : 年率10%
- ・返済 : 10回/10年
- ・返済免除期間 : 借入れ調印後4年間

なお、運転期間中に資金不足が発生した場合は、下記の条件の短期借入金を導入するものとする。

- ・金利 : 年率15%
- ・返済 : 全額翌年返済

5.3 総所要資金

第4章「総所要資金」では、インフレーションを考慮した総所要資金を算出した。本章では財務分析の実施を目的に価格上昇を除いた1988年固定価格ベースの総所要資金を算出し、その結果をTable III-5-3に示す。

Table III-5-3 Total Capital Requirement

Unit: US\$ Million

	1990	1991	1992	1993	Total
Application of Funds					
Project Cost	0.00	67.49	130.48	46.85	244.82
Preoperation Cost	0.51	1.43	3.63	3.40	8.97
Initial Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	5.70
Interest during Const.	0.02	2.45	9.55	16.21	28.23
Total	0.53	71.37	143.66	72.16	287.72
Source of Funds					
Equity	0.17	23.13	49.79	32.99	106.08
Long-term Loan	0.36	48.25	93.88	39.17	181.65
Total	0.53	71.37	143.66	72.16	287.72

5.4 運転費用

(1) 石炭

アンモニアの製造に必要な石炭の量および単価を各々、1.21 T/T・アンモニアおよび 13.89US\$/Tとした。

(2) 電力

石炭からアンモニアを製造するのに必要な電力原単位は下記のとおりである。

・プロセス用 : 813.2 kWh/T

・取水、送水用 : 34.8 kWh/T

電力の平均単価は原料調査の結果に基づき 0.027US\$/kWhとした。

(3) 触媒および化学品

触媒および化学品の年間平均費用を1,000,000US\$と見積った。

(4) 副製品控除

本プロジェクトでは、原料ガスの脱硫工程より年間 5,973トン(100%操業時)の硫黄が副製品として得られる。本調査では、回収硫黄を販売するものとし、運転費用から硫黄の販売代金を控除するものとした。硫黄の価格は国際価格と同等の 100US\$/Tとした。

(5) 人件費

本計画の実施に必要な人件費を Table III-5-4 にまとめる。

Table III-5-4 Labour Cost

Unit: Z\$/Y

Director	(3 persons)	180,000
Manager	(15 persons)	675,000
Engineer	(32 persons)	896,000
Operator	(291 persons)	5,238,000
Total	(341 persons)	6,989,000

なお、操業初年度は上記以外に外国人のオペレーションコンサルタント4名を雇用し、その費用を1,022千ドルとする。

(6) 管理費

人件費の 100%とする。

(7) 補修費

プラントの年間補修費をプラントコストの1.5%とする。なお、プラントの補修に必要な人員の費用は上記(5)の人件費に含めたので、本費用はプラント補修のための資機材の費用である。

(8) 保険代

保険費は固定資産に対する火災保険を見込み、年間の保険代をプラントコストの0.7%とした。

5.5 財務諸表

以上の前提条件に基づく財務分析結果をコンピューターアウトプットとして以下の財務諸表にまとめ、章末に添付した。

- ・製造原価計算書 (B-Table 5-1)
- ・損益計算書 (B-Table 5-2)
- ・キャッシュフロー表 (B-Table 5-3)
- ・貸借対照表 (B-Table 5-4)

各財務諸表の要約を以下に示す。

(1) 製造原価計算書

本調査では、運転費用に減価償却と金利を加算した費用を製造コストと定義する。この定義に基づくアンモニアの15年間の平均製造原価は約242US\$/Tであり、SABLE社の製造原価および輸入価格を下回る。それ故、製造原価の分析から本計画の妥当性が示される。

(2) 損益計算書

操業開始後2年間は欠損金が発生するが、それ以降は利益が見込まれる。また、8年目にはプラントコストの回収が終わり、税金の支払いが開始される。15年間の税引後利益の合計は約1.7億US\$である。

(3) キャッシュフロー表

操業開始初年度は資金不足が発生するが、それ以降は資金余剰が見込まれ、全体としての採算性は良好である。15年間の余剰資金の累計は約2.6億US\$に達する。

(4) 貸借対照表

貸借対照表から判断しても、プロジェクトの財務状況は良好である。操業終了時の手持ち現金の総額は2.7億US\$に達する。

5.6 内部収益率および投資回収期間

本調査では投資効果の測定尺度として総資金内部収益率(Internal Rate of Return on Investment ; IRROI) および自己資金内部収益率(Internal Rate of Return on Equity ; IRROE) を税引前、税引後について求めた。

IRROI はプロジェクトに必要な資金を全て自己資金で賄う条件下での、投資に対する収益率であり、融資条件や自己資本比率の影響を除いたプロジェクト本来の収益性を示す。

ROE は想定した資金計画下での自己資金に対する収益率である。

内部収益率は以下の定義式より算出される。

$$\sum_{i=0}^N \frac{(\text{CFE}) \text{ of } i}{(I+R)^i} + \frac{S+W}{(I+R)^n} = 0$$

(CFE) Represents cash flow element of each year

<u>IRROI</u>	<u>IRROE</u>
(CFE) = - Investment	(CFE) = - Equity
+ Revenue	+ Revenue
- Operating Costs	- Operating Costs
- Income Tax	- Interest
- W/C Increase	- Income Tax
+ Salvage Value Return	- Repayment of Debt
	- W/C Increase
	+ Salvage Value Return

一方、投資回収期間は投資額を回収するまでの年数であり、本調査では IRROI および ROE の両ケースの税引後キャッシュフローから総投資回収期間と自己資金回収期間を各々算定した。

算出された各指標は以下のとおりであり、IRROI (税引前) からプロジェクト実施の妥当性が示される。

・ IRROI (税引前) :	12.5%	・ IRROE (税引後) :	9.8%
・ IRROI (税引後) :	9.7%	・ 総投資回収期間 :	6.2年
・ IRROE (税引前) :	13.4%	・ 自己資金回収期間 :	8.1年

5.7 主要財務指標

以下の財務指標を操業年度毎に算出し、Table III-5-5にまとめた。

(1) 借入金返済能力 (Debt Service Coverage Ratio ; DSR)

本指標はプロジェクトにおける借入金の返済能力を示し、次式により算出される。

$$DSR = \frac{\text{Profit after Tax} + \text{Depreciation} + \text{Interest} - \text{Increase of WC}}{\text{Repayments} + \text{Interests}}$$

プロジェクトの借入金の元本および金利の支払いは、本指標が1以上の時には新たな資金の導入なしに可能である。本計画の場合は算出されたDSRからも明らかなように初年度には追加資金の導入が必要となる。しかし、この資金不足を想定した短期借入金で充当する場合には、2年目以降は外部資金の導入なしで借入金の返済が可能となる。

以上より本計画の借入金の返済は十分可能であると判断される。

(2) 損益分岐点 (Break Even Point ; BEP)

本指標はアンモニアと尿素の製造コストを賄うのに必要な製品価格と設定した製品価格との比率を示す指標であり、次式により算出される。

$$BEP = \text{Total Production Cost} / \text{Sales Revenue}$$

従って、本指標が1以上の年度は損益計算書上で損金が計上される。本プロジェクトのBEPは平均で0.70である。

Table III-5-5 Financial Indicators

Year	Debt Service Coverage Ratio	Break Even Point
1994	0.88	1.30
1995	1.01	1.10
1996	1.41	0.97
1997	1.51	0.94
1998	1.61	0.91
1999	1.72	0.78
2000	1.84	0.75
2001	1.69	0.72
2002	1.67	0.70
2003	1.78	0.67
2004	—	0.34
2005	—	0.34
2006	—	0.34
2007	—	0.34
2008	—	0.34
Average	1.51	0.70

5.8 感度分析

基本ケースに対して次の要因につき数値を変化させ感度分析を行い、その結果を Table III-5-6 に示す。

・製品価格の変化	(±10%)
・プラント建設費の変化	(±10%)
・原料(石炭・電力)価格の変化	(±20%)
・資金条件の変化	(金利5%、返済猶予期間:ローンアグリーメント後4年間および11年間)
・資本金の変化	(資本金20%、40%)
・インフレーション	(年率3%、5%)
・稼働率	(稼働1年目:60%、2年目:70%、3年目:80%、4年目:90%、5年目以降:100%)

各要因の変動に対する影響を以下に要約する。

(1) 製品価格の変化

製品価格の変動はプロジェクトの採算性に最も大きな影響を与え、製品価格が10%上昇すると、税引き後のIRR O IおよびIRR O Eは各々1.8%、3.5%上昇する。

(2) プラント建設費の変化

プラント建設コストが10%減少すると税引き後のIRR O Iは1.4%、IRR O Eは2.9%各々上昇する。

(3) 原料価格の変化

石炭および電力価格の影響は比較的小さく、原料代が20%上昇してもIRR O I、IRR O Eの低下は1%以下である。

(4) 資金条件の変化(B-Table 5-5~5-8参照)

基本ケースの資金条件の代わりに上記のソフトローンにてプロジェクトの採算を計算すると、IRR O E(税引き後)は9.5%上昇する。また、この場合には資金不足は一切発生しない。

(5) 資本金の変化

資本金の変化が本計画の収益性に与える変化は少ない。

Table III-5-6 Summary of Sensitivity Analysis

Unit: %

Parameter	IRROI (b/tax)	IRROI (a/tax)	IRROE (b/tax)	IRROE (a/tax)
Product Price				
+10%	14.6	11.5	17.2	13.3
Base Case	12.5	9.7	13.4	9.8
-10%	10.2	7.7	9.4	6.0
Plant Investment Cost				
+10%	11.0	8.5	10.8	7.2
Base Case	12.5	9.7	13.4	9.8
-10%	14.2	11.1	16.5	12.7
Raw Material Cost				
+20%	12.0	9.3	12.5	9.1
+10%	12.2	9.5	13.0	9.5
Base Case	12.5	9.7	13.4	9.8
-10%	12.7	9.9	13.9	10.2
-20%	13.0	10.0	14.3	10.6
Financing Source				
Base Case	12.5	9.7	13.4	9.8
Soft Loan Case	12.5	9.7	22.3	19.3
Soft Loan with 11 yrs Grace of Repayment	12.5	9.7	25.5	23.6
Equity Ratio				
20%	12.5	9.7	13.7	9.9
30% (Base Case)	12.5	9.7	13.4	9.8
40%	12.5	9.7	13.2	9.8
Inflation				
0% (Base Case)	12.5	9.7	13.4	9.8
3%	16.1	12.6	19.6	15.1
5%	18.6	14.4	23.4	18.6
Operating Rate				
<u>1994 1995 1996 1997 1998</u>				
60% 70% 80% 90% 100%	10.9	8.2	10.5	7.0
Soft Loan with 11 yrs Grace of Repayment	10.9	8.2	20.8	18.5

(6) インフレーション

上記のインフレーション率を全ての項目に一律に乗じた場合の影響は大きい。

3%の価格上昇率を考慮した場合の税引き後のIRRROIおよびIRRROEは基本ケースに対して各々2.9%、5.3%上昇する。

(7) 稼働率 (B-Table 5-9~5-12参照)

稼働率の低下が、収益性に与える影響はかなり大きい。稼働率が、運転初年度60%、2年度70%、3年度80%、4年度90%、5年度以後100%の場合、IRRROI (税引後) は8.2%、IRRROE (税引後) は7.0%となるが、もし年率5%の金利で11年の返済猶予から成るローンが本プロジェクトに適用されれば、IRRROE (税引後) は7.0%から18.5%に改善される。

5.9 総合評価

以下に財務分析の要約を示す。

- ・アンモニアの平均製造原価は242US\$/Tであり、SABLEの製造原価および輸入原価および輸入価格を下回る。従って製造原価の分析から本計画の妥当性が示される。
- ・プロジェクトの評価の指標である内部収益率（IRR）は税引前で10%を越え、本プロジェクトの妥当性を示している。
- ・操業開始時には資金繰りにやや難があるが、それ以降の資金繰りに問題はなく、プロジェクト全体の収益性は良好である。
- ・ソフトローンを想定した場合には、感度分析の項で示したように、プロジェクトの収益性は大幅に向上し、資金不足は一切発生しない。それ故、本計画の実施にあたっては、できるだけ低利で有利な資金を調達するよう努力すべきである。
- ・以上を総合すると、本計画は主要前提条件に大きな変化がない限り、財務的に妥当な計画である。

B-Table 5-1 Production Cost Accounting Table (Base Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Production Cost Accounting Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Average	
Operating Rate	-/-	-/-	-/-	-/-	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	98%	
Production Volume (kt)	-/-	-/-	-/-	-/-	158.40	178.20	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	194.04
Operating Cost																					
Coal	-/-	-/-	-/-	-/-	2.66	2.99	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.26
Electricity	-/-	-/-	-/-	-/-	3.63	4.08	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.44
Catalyst & Chemicals	-/-	-/-	-/-	-/-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
By-product Subtraction	-/-	-/-	-/-	-/-	-0.48	-0.54	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.59
Labour	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Overhead	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Maintenance	-/-	-/-	-/-	-/-	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67
Insurance	-/-	-/-	-/-	-/-	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71
Total Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	22.01	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.41
Depreciation																					
Machinery & Equipment	-/-	-/-	-/-	-/-	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	13.78
Building	-/-	-/-	-/-	-/-	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83
Preoperation Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79
Interest during Construction	-/-	-/-	-/-	-/-	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65
Total Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	18.09
Financial Cost																					
Interest on L/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	18.16	16.35	14.53	12.72	10.90	9.08	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.56
Interest on S/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.68	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.05
Total Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	18.16	17.02	14.53	12.72	10.90	9.08	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.71
Total Production Cost																					
Unit Prod. Cost(US\$/ton)	-/-	-/-	-/-	-/-	70.11	67.65	65.89	64.07	62.25	53.00	51.18	49.36	47.55	45.73	23.25	23.25	23.25	23.25	23.25	23.25	46.20
	-/-	-/-	-/-	-/-	442.61	379.64	332.75	323.58	314.41	267.66	258.46	249.51	240.15	230.96	117.41	117.41	117.41	117.41	117.41	117.41	241.77

B-Table 5-2 Profit and Loss Statement (Base Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Profit and Loss Statement >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total	
Sales Revenue																					
Product-A	-/-	-/-	-/-	-/-	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	411.88
Product-B	-/-	-/-	-/-	-/-	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	110.12
Product-C	-/-	-/-	-/-	-/-	19.02	26.71	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	479.84
Total	-/-	-/-	-/-	-/-	53.82	61.51	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	1,001.85
Costs of Goods Sold																					
Initial Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-
Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	22.01	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	321.10
Final Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-
Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	22.50	22.50	22.50	22.50	22.50	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	271.34
Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	16.16	17.02	14.53	12.72	10.90	9.08	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	100.58
Profit before Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	-15.87	-6.21	2.28	4.12	5.94	15.20	17.01	18.83	20.65	22.46	44.95	44.95	44.95	44.95	44.95	44.95	508.83
Income Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.84	10.32	11.25	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	140.60
Profit after Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	-15.87	-6.21	2.28	4.12	5.94	15.20	17.01	11.99	10.32	11.23	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	168.24

B-Table 5-3 Cash Flow Table (Base Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

Source of Funds	ROI(b/tax)= 12.5%		ROI(a/tax)= 9.7%		ROE(b/tax)= 13.4%		ROE(a/tax)= 9.8%		Payout Period(ROI): 6.2 years		Payout Period(ROE): 8.1 years		2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total		
	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total				
Profit after Tax	0.00	0.00	0.00	0.00	-15.67	-6.21	2.28	4.12	5.94	15.20	17.01	11.99	10.32	11.23	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.31	166.24	
Depreciation	0.00	0.00	0.00	0.00	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	22.50	22.50	22.50	22.50	22.50	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	271.34
Equity	0.17	23.13	49.79	32.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	166.08	
Long-term Loan	0.36	48.25	93.88	39.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	181.65	
Short-term loan	0.00	0.00	0.00	0.00	4.51	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.51	
Total Source	0.53	71.37	143.66	72.16	18.58	23.73	32.22	34.06	35.88	37.70	39.51	34.49	32.82	33.73	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.14	731.80	
Application of Funds																								
Plant Investment	0.00	67.49	130.48	46.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	244.82	
Pre-operation Cost	0.51	1.43	3.63	3.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.97	
Initial W/C	0.00	0.00	0.00	5.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.70	
Interest during Construction	0.02	2.45	9.55	16.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	26.23	
Working Capital Increase	0.00	0.00	0.00	0.00	0.41	0.56	0.51	0.60	0.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-5.70	
Repayment on L/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	181.65	
Repayment on S/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.51	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.51	
Total Application	0.53	71.37	143.66	72.16	18.58	23.23	18.68	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.18	468.18	
Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.50	13.55	15.90	17.71	19.53	21.35	16.33	14.66	15.56	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	31.35	263.62	
Cum. Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.50	14.04	29.94	47.66	67.19	88.53	104.86	119.52	135.08	159.39	183.69	207.99	232.30	256.62	280.92	305.22	329.52	-/-	
Sulvase Value Return	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.69	10.69	
Cash Flow(ROI b/tax)	-0.51	-68.93	-134.11	-55.95	31.82	40.20	46.24	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	64.32	437.64	
Cash Flow(ROI a/tax)	-0.51	-68.93	-134.11	-55.95	31.82	40.20	46.24	46.78	46.78	39.15	34.64	34.64	34.64	34.64	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	42.01	269.25	
Cash Flow(ROE b/tax)	-0.17	-23.13	-49.79	-32.99	0.00	0.50	13.55	15.90	17.71	19.53	21.35	23.16	24.98	26.80	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	64.32	308.83	
Cash Flow(ROE a/tax)	-0.17	-23.13	-49.79	-32.99	0.00	0.50	13.55	15.90	17.71	19.53	21.35	16.33	14.66	15.56	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	42.01	166.24	

B-Table 5-4 Balance Sheet (Base Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Balance Sheet >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	
Current Assets																				
Cash	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.50	14.04	29.94	47.66	67.19	86.53	104.86	119.52	135.08	159.39	183.69	207.99	232.30	274.31	
Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	6.11	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	6.11	7.17	21.23	37.13	54.84	74.37	95.72	112.04	126.70	142.26	166.57	190.87	215.18	239.48	274.31	
Fixed Assets(Less Depr.)	0.53	71.90	215.56	282.02	252.09	222.15	192.21	162.27	132.33	109.84	87.34	64.84	42.34	19.84	18.01	16.18	14.35	12.52	0.00	
Total Assets	0.53	71.90	215.56	287.72	258.20	229.32	213.44	199.40	187.17	184.21	183.05	176.88	169.04	162.11	184.58	207.05	229.53	252.00	274.31	
Short-term Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	4.51	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Long-term Loan	0.36	48.61	142.48	181.65	163.48	145.32	127.15	108.99	90.82	72.66	54.49	36.33	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Shareholders' Equity	0.17	23.30	73.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	
Capital	0.00	0.00	0.00	0.00	-15.87	-22.07	-19.79	-15.67	-9.73	5.47	22.49	34.48	44.80	56.03	78.51	100.98	123.45	145.93	168.24	
Retained Earning	0.17	23.30	73.08	106.08	90.21	84.00	86.28	90.41	96.35	111.55	128.56	140.55	150.88	162.11	184.58	207.05	229.53	252.00	274.31	
Total Equity	0.53	71.90	215.56	287.72	258.20	229.32	213.44	199.40	187.17	184.21	183.05	176.88	169.04	162.11	184.58	207.05	229.53	252.00	274.31	

<< Working Capital Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Current Assets																			
Cash	0.00	0.00	0.00	4.64	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Raw Material Inventory	0.00	0.00	0.00	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.00
Product Inventory	0.00	0.00	0.00	0.00	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Catalysts & Chemicals	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Account Receivable	0.00	0.00	0.00	0.00	4.89	5.59	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	6.68	7.32	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	0.00
Current Liabilities																			
Account Payable	0.00	0.00	0.00	0.00	0.57	0.64	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.00
Total Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	6.11	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00

B-Table 5-5 Production Cost Accounting Table (Soft Loan Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Production Cost Accounting Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Average
Operating Rate	-/-	-/-	-/-	-/-	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	98%
Production Volume (kt)	-/-	-/-	-/-	-/-	158.40	178.20	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	194.04
Operating Cost																				
Coal	-/-	-/-	-/-	-/-	2.66	2.99	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.26
Electricity	-/-	-/-	-/-	-/-	3.63	4.08	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.44
Catalyst & Chemicals	-/-	-/-	-/-	-/-	-/-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
By-product Subtraction	-/-	-/-	-/-	-/-	-0.48	-0.54	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.59
Labour	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Overhead	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Maintenance	-/-	-/-	-/-	-/-	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67
Insurance	-/-	-/-	-/-	-/-	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71
Total Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	22.01	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.41
Depreciation																				
Machinery & Equipment	-/-	-/-	-/-	-/-	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67
Building	-/-	-/-	-/-	-/-	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83
Preoperation Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79
Interest during Construction	-/-	-/-	-/-	-/-	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82	2.82
Total Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	27.15
Financial Cost																				
Interest on L/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	9.08	9.08	9.08	9.08	8.17	7.27	6.36	5.45	4.54	3.63	2.72	1.82	0.91	0.00	0.00	5.15
Interest on S/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	9.08	9.08	9.08	9.08	8.17	7.27	6.36	5.45	4.54	3.63	2.72	1.82	0.91	0.00	0.00	5.15
Total Production Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	58.20	56.89	57.61	57.61	56.70	51.18	50.27	49.36	48.45	47.55	46.64	45.73	44.82	43.91	43.00	42.10
Unit Prod. Cost(US\$/ton)	-/-	-/-	-/-	-/-	367.45	319.23	290.98	290.98	286.39	258.48	253.90	249.31	244.72	240.13	235.54	230.95	226.36	221.77	217.18	212.59

B-Table 5-6 Profit and Loss Statement (Soft Loan Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

(<< Profit and Loss Statement >>)

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total	
Sales Revenue																					
Product-A	-/-	-/-	-/-	-/-	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	21.46	21.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	411.88	
Product-B	-/-	-/-	-/-	-/-	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	119.12
Product-C	-/-	-/-	-/-	-/-	19.02	26.71	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	479.84
Total	-/-	-/-	-/-	-/-	53.82	61.51	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	1,001.85
Costs of Goods Sold																					
Initial Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-	
Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	22.01	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	321.10
Final Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-
Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	22.50	22.50	22.50	22.50	22.50	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	257.22	
Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	9.08	9.08	9.08	9.08	8.17	7.27	6.36	5.45	4.54	3.63	2.72	1.82	0.91	0.00	0.00	77.20	
Profit before Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	-3.96	4.56	10.56	10.58	11.49	17.01	17.92	18.83	19.74	20.65	42.22	43.13	44.04	44.95	44.82	346.33	
Income Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.95	9.42	9.87	10.32	21.11	21.56	22.02	22.47	22.31	141.04	
Profit after Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	-3.96	4.56	10.56	10.58	11.49	17.01	15.97	9.42	9.87	10.32	21.11	21.56	22.02	22.47	22.51	205.29	

B-Table 5-7 Cash Flow Table (Soft Loan Case : Ammonia)

Year	ROI(b/tax)= 12.5%		ROI(a/tax)= 9.7%		ROE(b/tax)= 22.3%		ROE(a/tax)= 19.3%		Payout Period(ROI): 6.2 years		Payout Period(ROE): 3.0 years		(Unit:Million US\$)								
	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total	
Source of Funds																					
Profit after Tax	0.00	0.00	0.00	0.00	-3.96	4.56	10.56	10.58	11.49	17.01	15.97	9.42	9.87	10.32	21.11	21.56	22.02	22.47	22.31	285.29	
Depreciation	0.00	0.00	0.00	0.00	27.12	27.12	27.12	27.12	27.12	22.50	22.50	22.50	22.50	22.50	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	237.22
Equity	0.16	21.90	45.01	24.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	91.96
Long-term Loan	0.36	48.25	93.88	39.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	181.65
Short-term Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Source	0.52	70.15	138.89	64.05	23.15	31.67	37.67	37.70	38.60	39.51	38.47	31.91	32.37	32.82	22.94	23.40	23.85	24.30	24.14	736.12	
Application of Funds																					
Plant Investment	0.00	67.49	130.48	46.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	244.82
Pre-operation Cost	0.51	1.43	3.63	3.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.97
Initial W/C	0.00	0.00	0.00	5.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.70
Interest during Construction	0.01	1.22	4.78	8.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	14.11
Working Capital Increase	0.00	0.00	0.00	0.00	0.41	0.56	0.51	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-5.70
Repayment on L/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	181.65
Repayment on S/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total Application	0.52	70.15	138.89	64.05	0.41	0.56	0.51	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	449.56
Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	22.74	31.12	37.16	19.53	20.44	21.35	20.30	13.75	14.20	14.66	4.78	5.23	5.69	24.30	31.33	286.56	
Cum. Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	22.74	53.85	91.01	110.54	130.98	152.33	172.63	186.38	200.58	215.24	220.02	225.25	230.93	255.24	296.56	-/-	
Sulvage Value Return																					
Cash Flow(ROI b/tax)	-0.51	-68.93	-134.11	-55.95	31.82	40.20	46.24	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	46.78	64.32	437.64
Cash Flow(ROI a/tax)	-0.51	-68.93	-134.11	-55.95	31.82	40.20	46.24	46.78	46.78	39.15	34.64	34.64	34.64	34.64	24.30	24.30	24.30	24.30	24.30	42.01	269.25
Cash Flow(ROE b/tax)	-0.16	-21.90	-45.01	-24.89	22.74	31.12	37.16	19.53	20.44	21.35	22.26	23.16	24.07	24.98	25.89	26.80	27.70	27.70	27.70	64.32	346.33
Cash Flow(ROE a/tax)	-0.16	-21.90	-45.01	-24.89	22.74	31.12	37.16	19.53	20.44	21.35	20.30	13.75	14.20	14.66	4.78	5.23	5.69	24.30	24.30	42.01	295.29

B-Table 5-8 Balance Sheet (Soft Loan Case : Ammonia)

<< Balance Sheet >>

(Unit:Million US\$)

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Current Assets

Cash	0.00	0.00	0.00	0.00	22.74	53.85	91.01	110.54	130.98	152.33	172.63	186.38	200.58	215.24	220.02	225.25	250.93	255.24	297.25
Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	6.11	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	28.85	60.53	98.20	117.73	138.17	159.51	179.82	193.56	207.77	222.42	227.20	232.43	238.12	262.42	297.25

Fixed Assets(Less Depr.)

	0.52	70.67	209.55	267.91	240.79	213.68	186.56	159.45	132.33	109.84	87.34	64.84	42.34	19.84	18.01	16.18	14.35	12.52	0.00
Total Assets	0.52	70.67	209.55	273.61	269.65	274.20	284.76	277.18	270.50	269.35	267.15	258.40	250.11	242.27	245.21	248.61	252.47	274.94	297.25

Short-term Loan

	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Long-term Loan	0.36	48.61	142.48	181.65	181.65	181.65	181.65	163.48	145.32	127.15	108.99	90.82	72.66	54.49	36.33	18.16	0.00	0.00	0.00

Shareholders' Equity

Capital	0.16	22.06	67.07	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96	91.96
Retained Earning	0.00	0.00	0.00	0.00	-3.96	0.60	11.15	21.73	33.22	50.23	66.20	75.62	85.49	95.81	116.92	138.49	160.51	182.98	205.29
Total Equity	0.16	22.06	67.07	91.96	88.00	92.56	103.11	113.69	125.18	142.20	158.17	167.58	177.45	187.77	208.88	230.45	252.47	274.94	297.25
Total	0.52	70.67	209.55	273.61	269.65	274.20	284.76	277.18	270.50	269.35	267.15	258.40	250.11	242.27	245.21	248.61	252.47	274.94	297.25

<< Working Capital Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Current Assets

Cash	0.00	0.00	0.00	4.64	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Raw Material Inventory	0.00	0.00	0.00	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.00
Product Inventory	0.00	0.00	0.00	0.00	0.42	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Catalysts & Chemicals	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Account Receivable	0.00	0.00	0.00	0.00	4.89	5.59	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	6.68	7.32	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	0.00

Current Liabilities

Account Payable	0.00	0.00	0.00	0.00	0.57	0.64	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.00
Total Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	6.11	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00

B-Table 5-9 Production Cost Accounting Table (Decreased Operating Rate Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Production Cost Accounting Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Average	
Operating Rate	-/-	-/-	-/-	-/-	-/-	60%	80%	90%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	93%	
Production Volume (kt)	-/-	-/-	-/-	-/-	118.80	138.60	158.40	178.20	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	198.00	184.80
Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	2.00	2.33	2.66	2.99	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.33	3.11
Coal	-/-	-/-	-/-	-/-	2.72	3.17	3.63	4.08	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.53	4.23
Electricity	-/-	-/-	-/-	-/-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalyst & Chemicals	-/-	-/-	-/-	-/-	-0.36	-0.42	-0.48	-0.54	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.60	-0.56
By-product Subtraction	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Labour	-/-	-/-	-/-	-/-	4.90	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.95
Overhead	-/-	-/-	-/-	-/-	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67	3.67
Maintenance	-/-	-/-	-/-	-/-	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71
Insurance	-/-	-/-	-/-	-/-	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96
Total Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	20.55	19.24	19.96	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.07
Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	13.78
Machinery & Equipment	-/-	-/-	-/-	-/-	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83
Building	-/-	-/-	-/-	-/-	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79	1.79
Preoperation Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65	5.65
Interest during Construction	-/-	-/-	-/-	-/-	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94
Total Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	20.67	13.78
Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	18.16	16.35	14.53	12.72	10.90	9.08	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.66
Interest on L/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	2.30	3.58	3.87	3.04	0.92	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.91
Interest on S/T Loan	-/-	-/-	-/-	-/-	18.16	18.65	18.11	16.59	13.94	10.00	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	7.57
Total Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	68.66	67.82	68.01	67.21	65.29	53.91	51.18	49.36	47.55	45.73	43.91	42.09	40.27	38.45	36.63	34.81	33.00
Total Production Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	577.92	489.35	429.57	377.16	329.76	272.30	258.48	249.31	240.13	230.96	221.79	212.62	203.45	194.28	185.11	175.94	166.77
Unit Prod. Cost(US\$/ton)	-/-	-/-	-/-	-/-	4.86	3.53	2.71	2.13	1.66	1.39	1.29	1.26	1.23	1.20	1.17	1.14	1.11	1.08	1.05	1.02	0.91

B-Table 5-10 Profit and Loss Statement (Decreased Operating Rate Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

<< Profit and Loss Statement >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total	
Sales Revenue	-/-	-/-	-/-	-/-	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	27.46	411.88
Product-A	-/-	-/-	-/-	-/-	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	7.34	110.12
Product-B	-/-	-/-	-/-	-/-	5.67	13.36	20.04	26.71	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	33.39	433.09
Product-C	-/-	-/-	-/-	-/-	40.47	48.16	54.84	61.51	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	68.19	955.10
Total	-/-	-/-	-/-	-/-	20.04	19.34	20.00	20.72	21.44	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	316.01
Costs of Goods Sold	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.52	0.42	0.38	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-
Initial Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	20.55	19.24	19.96	20.69	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	21.42	316.01
Operating Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	0.52	0.42	0.38	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-/-
Final Product Inventory	-/-	-/-	-/-	-/-	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	-/-
Depreciation	-/-	-/-	-/-	-/-	18.16	18.65	18.11	16.59	13.94	10.00	7.27	5.45	3.63	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	113.61
Financial Cost	-/-	-/-	-/-	-/-	-27.67	-19.77	-13.21	-5.73	2.88	14.28	17.01	18.83	20.65	22.46	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	254.13
Profit before Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.06	11.23	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	124.50
Income Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	-27.67	-19.77	-13.21	-5.73	2.88	14.28	17.01	18.83	19.59	11.23	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	22.47	129.64
Profit after Tax	-/-	-/-	-/-	-/-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	129.64

B-Table 5-11 Cash Flow Table (Decreased Operating Rate Case : Ammonia)

(Unit:Million US\$)

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	Total	
<< Cash Flow Table >> ROI(fb/tax)= 10.9% Payout Period(ROI): 7.2 years ROE(fb/tax)= 10.5% Payout Period(ROE): 10.4 years ROE(a/tax)= 8.2% ROE(a/tax)= 7.0%																					
Source of Funds																					
Profit after Tax	0.00	0.00	0.00	0.00	-27.67	-19.77	-13.21	-5.75	2.88	14.28	17.01	18.85	19.59	11.25	22.47	22.47	22.47	22.47	22.31	129.64	
Depreciation	0.00	0.00	0.00	0.00	29.94	29.94	29.94	29.94	29.94	22.50	22.50	22.50	22.50	22.50	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	1.83	271.34
Equity	0.17	25.13	49.79	32.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	106.68
Long-term Loan	0.36	48.25	93.88	39.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	181.65
Short-term Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	15.34	23.86	25.80	20.26	6.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	91.39
Total Source	0.53	71.37	143.66	72.16	17.61	34.03	42.53	44.47	38.94	36.78	39.51	41.33	42.08	33.73	24.30	24.30	24.30	24.30	24.14	780.09	
Application of Funds																					
Plant Investment	0.00	67.49	130.48	46.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	244.82
Pre-operation Cost	0.51	1.43	3.63	3.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.97
Initial W/C	0.00	0.00	0.00	5.70	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.70
Interest during Construction	0.02	2.45	9.55	16.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	28.23
Working Capital Increase	0.00	0.00	0.00	0.00	-0.56	0.52	0.50	0.51	0.51	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.18	-5.70	
Repayment on L/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	181.65
Repayment on S/T Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	15.34	23.86	25.80	20.26	6.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	91.39
Total Application	0.53	71.37	143.66	72.16	17.61	34.03	42.53	44.47	38.94	24.29	18.16	18.16	18.16	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.18	555.06	
Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12.49	21.35	25.16	23.92	15.56	24.30	24.30	24.30	24.30	31.33	225.03	
Cum. Cash Surplus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12.49	33.84	57.00	80.92	96.48	120.79	145.09	169.40	193.70	225.03	-/-	
Salvage Value Return	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.69	10.69	

B-Table 5-12 Balance Sheet (Decreased Operating Rate Case : Ammonia)

(Unit: Million US\$)

<< Balance Sheet >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	
Current Assets																				
Cash	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12.49	33.84	57.00	80.92	96.48	120.79	145.09	169.40	193.70	235.71	
Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	5.14	5.67	6.17	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	5.14	5.67	6.17	6.67	7.18	19.67	41.02	64.18	88.10	103.67	127.97	152.28	176.58	200.88	235.71	
Fixed Assets(Less Depr.)	0.53	71.90	215.56	282.02	252.09	222.15	192.21	162.27	132.33	109.84	87.34	64.84	42.34	19.84	18.01	16.18	14.35	12.52	0.00	
Total Assets	0.53	71.90	215.56	287.72	257.23	227.82	198.38	168.94	139.52	129.51	128.36	129.02	130.44	123.51	145.98	168.46	190.93	213.40	235.71	
Short-term Loan	0.00	0.00	0.00	0.00	15.34	23.86	25.80	20.26	6.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Long-term Loan	0.36	48.61	142.48	181.65	163.48	145.32	127.15	108.99	90.82	72.66	54.49	36.33	18.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Shareholders' Equity																				
Capital	0.17	23.30	73.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08	106.08
Retained Earning	0.00	0.00	0.00	0.00	-27.67	-47.44	-60.65	-66.38	-63.50	-49.23	-32.21	-13.38	6.20	17.43	39.91	62.38	84.85	107.33	129.64	
Total Equity	0.17	23.30	73.08	106.08	78.40	58.64	45.42	39.69	42.57	56.85	73.86	92.69	112.28	123.51	145.98	168.46	190.93	213.40	235.71	
Total	0.53	71.90	215.56	287.72	257.23	227.82	198.38	168.94	139.52	129.51	128.36	129.02	130.44	123.51	145.98	168.46	190.93	213.40	235.71	

<< Working Capital Table >>

Year	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Current Assets																			
Cash	0.00	0.00	0.00	4.64	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Raw Material Inventory	0.00	0.00	0.00	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.00
Product Inventory	0.00	0.00	0.00	0.00	0.32	0.42	0.38	0.35	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.00
Catalysts & Chemicals	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Account Receivable	0.00	0.00	0.00	0.00	3.68	4.38	4.99	5.59	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	6.20	0.00
Total	0.00	0.00	0.00	5.70	5.57	6.17	6.74	7.32	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	7.90	0.00
Current Liabilities																			
Account Payable	0.00	0.00	0.00	0.00	0.43	0.50	0.57	0.64	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71	0.00
Total Working Capital	0.00	0.00	0.00	5.70	5.14	5.67	6.17	6.67	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	7.18	0.00