

第2編 アンモニア・尿素プロジェクト

第1章 プロジェクトの基本的考え方

アンモニア・尿素プロジェクト

第1章 プロジェクトの基本的考え方

1.1 生産品目と規模

ジンバブエ国では水電解によるアンモニアから硝安を生産し、これを単肥、または一部を原料としてNPK肥料を生産して国内向けに供給し、その不足分は、原料用アンモニア、尿素、硝安などを輸入して充足して来た。本章でのプロジェクトの考え方は、現在の不足量、および将来の需要増に対し、国産石炭を利用しアンモニア600T/Dを生産し、うち300T/Dを中間原料として尿素を生産するものとする。アンモニアを石炭から生産する場合、炭酸ガスが副生するので、これを尿素合成に利用することができる。尿素の窒素含有量は46%であり、硝安の34.5%に比較して、格段に高い。このため輸送費も割安である。尿素の製造コストは他の窒素系肥料と比べ安いので、農民に安価な肥料を提供することができる。

尿素用原料を除く残り300T/Dのアンモニアは、SABLE社に供給することで現有設備を活用して硝安の生産を維持することができる。本プロジェクトの生産品目、能力を示す。

生産品目	能力	年間稼働率 330日
アンモニア	600T/D	198,000T/Y
尿 素	525T/D	173,000T/Y
出荷アンモニア	300T/D	99,000T/Y
副生硫黄(100%換算)	18.1T/D	5,973T/Y

1.2 製品の品質

製品の品質は以下に述べる通りである。

① アンモニア

・純 度	99.7wt. % min.
・水 分	0.3wt. % max.
・油 分	5 ppm max.
・貯蔵条件	4.3 kg/cm ² G、5℃ (20kg/cm ² G、常温)

② 尿 素 (グラニュール)

・窒素含有量	46.0wt. % min.
・ビウレット	0.9wt. % max.
・水 分	0.3wt. % max.
・添 加 剤	0.5wt. % average
・粒 度	2.2mm average
	(1 ~ 8 mm生産可能)

③ 硫 黄

・純 度	99.5wt. % min.
------	----------------

1.3 プラントサイト

プラントサイトはHwange地区とする。Hwangeは工業都市であって、本プロジェクトの原料石炭を供給するWANKIE社、電力を供給するHwange火力発電所には至近の距離にあって、原料石炭はトラックによる供給が可能である。鉄道もKwekwe市、Bulawayo市に通じる要衝の地で、製品のKwekwe、Harareなどへの輸送は容易である。

特に、工業用水の確保は、化学工業の立地の選定には非常に重要な条件であるが、予定地は Zambezi河の流域にあり、この河より取水することで雨量の少ないジンバブエ国においては、かんばつに際しても工業用水の確保が可能となる。工場建設予定地は平坦な地形で所要面積の確保は容易である。

所要面積 400,000m²

周囲は平坦で空地が多く、将来の拡張は容易である。

1.4 原料用石炭

現在ジンバブエ国で唯一採掘されているWANKIE炭を使用する。

原料用炭所要量 727T/D(240,000T/Y)

石炭は全量トラックでプラントへ供給される。原料用炭は、経済性の面から検討されるのは勿論であるが、技術的には灰分の含有量、流動点、粉碎性能、スラリー化性能、発熱量などを考慮し、慎重に選定される。

本プロジェクトでは、第I編5章にて述べたWANKIE炭の現地調査、およびそのサンプル試験結果に基づき、Table II-1-1の品質のWANKIE炭を原料炭として、概念設計を行い、設備仕様を決定した。プラントの生産、性能を維持するため、原料炭の灰分は20%以下とする。

Table II-1-1 Specification of Feedstock Coal for Conceptual Design

Name	Dry Coal For Domestic Use	
Particle Size		
50 mm Pass	min. 99	wt%
Moisture as received	1.4	wt%
Proximate Analysis		
Inherent Moisture	1.5	wt%
Ash	13.8	wt%
Volatile Matter	24.2	wt%
Fixed Carbon	60.5	wt%
Gross Heating Value (Inherent Moisture Basis)	7,090	kcal/kg
Hardgrove Grindability Index	57	
Ultimate Analysis (Dry Basis)		
Ash	14.0	wt%
Carbon	73.0	wt%
Hydrogen	3.8	wt%
Oxygen	5.08	wt%
Nitrogen	1.4	wt%
Inflammable Sulphur	2.59	wt%
Total Sulphur	2.70	wt%
Non flammable Sulphur	0.11	wt%
Chlorine	0.021	wt%
Ash Fusion Temperature	Reducing	Oxidizing
Initial Deformation Temperature	1,100 °C	1,320 °C
Softening Temperature	1,300 °C	1,350 °C
Hemispherical Temperature	1,320 °C	1,360 °C
Fluid Temperature	1,330 °C	1,365 °C

1.5 ユーティリティー

1.5.1 電力

プラントサイトはHwange火力発電所に近く、電力幹線に沿っている。従って、所要電力は発電所から直接プラントに2回線で、安定して供給される。よって本計画では非常用電力設備のほかには自家発電を設けず、所要電力は全量外部からの購入とする。

また、この地域は工業用水の入手に金がかかるため、工場の駆動方式は、極力電力を使用し、タービンの使用はスチームのバランスにより最少限に抑えるよう決定した。

1.5.2 原水

Hwange地区の原水は、第I編5章に述べたように、ボァーホール水と Zambezi 河からの取水が考えられるが、ボァーホール水は水質不良のため使用できず、本計画では、良質でかつ渇水時にも安定して取水可能な Zambezi 河からの取水によるものとする。

第2章 生産プロセスと生産設備

アンモニア・尿素プロジェクト

第2章 生産プロセスと生産設備

2.1 アンモニア製造技術の変遷と現状

アンモニア合成技術は、Fritz Harberおよび Carl Boshにより完成され、1913年 Oppau (独)で能力 30T/Dの工場が建設された。

当時、水素原料はコークスが主であった。水電解による水素製造はすでに M. Faraday 以来 150年にわたる伝統的な技術であって、1927年には Norsk Hydro社によって肥料用大型水電解プラントが建設されている。Winkler炉による石炭ガス化は、1926年に始まっている。その後、アンモニア原料は、石油・石炭・天然ガスと幾多の変遷を経たが、現在は軽質炭化水素(天然ガス、ナフサ)のスチームリフォーミングと重質燃料油、石炭などの部分酸化法が主流となっている。このうち、特に天然ガスはアンモニアの原料としては最も有利であり、天然ガスのスチームリフォーミングプラントは世界で最も数多く建設されている。それ等の単位能力は、900~1,040T/Dの範囲のものが多く、標準設計として能力550T/D、900T/D、1,040T/D、1,360T/Dのものが採用されている。

アンモニアプラントはスケールメリットの大きいプラントであって、その経済的最少規模は550T/Dと通常いわれている。しかし触媒や機械の研究開発、各ライセンサー/エンジニアリング会社の努力によって、より小さな能力のアンモニアプラントであっても、従来の大型プラントに対し競争力のある技術が研究され開発されつつある。従って経済的規模は逐次、下がる傾向にある。

本プロジェクトのアンモニア600T/Dの能力は、十分に経済単位にのったプラント能力である。

2.2 アンモニア合成ガス用原料の選定

近年石油系の原料がアンモニア製造原料の主流であったが、石油の価格は1973~74年の第1次オイルショック、1979年イラン革命による第2次オイルショックにより急激な価格上昇をみたため、石油以外に資源を求める努力がなされた。具体的に言えば、Table II-2-1に示すごとく比較的資源の分布が地球上広範囲にわたっており、かつ価格の変動も少ない石炭への原料シフトが一部の国で計られ鋭意研究開発が急がれている。

この開発はその後の石油価格の変動に従い、あるいは加速、あるいは減速され現在も続けられている。

Table II-2-1 Reserves for Fossil Fuel and Uranium in World

Country	Coal (10 ⁹ T)		OIL (10 ⁹ Barrel)		Natural Gas (10 ¹² FT ³)		Uranium (10 ³ T)	
	Re-serve	Deposit	Res.	Dep.	Res.	Dep.	Res.	Dep.
USA	178	1,285	30		210		643	1,696
Canada	9	57	6	150-250	58	1,800-2,000	182	838
Mexico	1	3	14		30		5	7
South America	10	14	26	80-120	79	800-900	60	74
Western Europe	97	215	27	50-70	138		87	487
Eastern Europe	31	80	3	—	10	500	NA	NA
Africa	34	87	59	100-150	207	1,000	572	722
Middle East	—	—	366	710-1,000	720	1,750	—	—
USSR	110	2,430	75	140-200	920		NA	NA
China	99	719	20	—	25	2,850	NA	NA
Asia (excluding China)	40	41	18	90-140	91		45	69
Australia	27	132	2	—	32	500	296	345
Total	636	5,063	646	1,330-1,930	2,520	9,200-9,600	1,894	4,288
Heating Value (10 ¹⁶ Btu)		140.6		7.7-11.2		9.4-9.8		16.7 (LWR) 1,002.6(FBR)

Note: All figures are estimates of recoverable quantities net of past production. All resource figures are cumulative. They include reserves.

Source: Coal-World Energy Conference, World Energy Resources, 1985-2000 (Gulfport, England, and New York, N.Y., IPC Science and Technology Press, 1978).

石炭の価格は、国際的にみて Table II - 2 - 2 の国連の調査資料が示すように他の原料に較べて大変安価である。しかもこの価格は長年にわたって比較的安定している。今後ともこの傾向は続くものと期待してよい。

一般に中・長期的に石炭は逐次他の原料に対し競争力をもつものと期待されている。

Table II-2-2 Energy Price of Feedstock

Fuel and Feedstock	Heating Value*	Cost, US\$/Unit (Base Case)	US\$/10 ⁶ kcal
Natural gas	8,015 kcal/m ³	0.053/m ³	6.6
Naphtha	10,556 kcal/kg	130/t	12.3
Fuel oil	9,722 kcal/kg	80/t	8.2
Coal	6,333 kcal/kg	25/t	3.9

Note: * Low heating value (LHV).

Source: Fertilizer manual No. 13 (United Nations)

このように石炭価格の有利性にもかかわらず、石炭法によるアンモニア製造プロセスの実施が著しく減少したのは、次のような諸原因による。

- ① 設備費が他の原料使用の場合と比較して高い
- ② エネルギー効率が悪い
- ③ ガス化・精製プロセスが複雑となる
- ④ 長期安定運転に不安があった
- ⑤ 固体ハンドリング、輸送の不利
- ⑥ 灰の処理が必要

しかし、近年の石炭ガス化技術の進展は著しいものがあり、すでに高温、高圧運転が可能となり、プロセスの単純化、エネルギー効率の向上など、著しいものがある。固体原料としての本質的な不利な点も軽減され、設備費の低減がみられる。

最近では、特に天然ガスの生産がなく石炭を著しく有利に入手し得る国、あるいは石炭資源を有する内陸国で、製品価格が輸送費の負担などのため著しく高価な国では石炭を原料とするプロジェクトが有利となることがみられるようになった。このようなプロジェクトは数多く計画され、いくつかは既に実現され、大きな経済効果を上げている。ジンバブエ国は内陸国で、アンモニア価格も295US\$/T (1988年価格) と高価であり、原料用の国産石炭価格は25Z\$/T (13.9US\$/T) エネルギー単価に換算すれば、1.96US\$/10⁶Kcal と比較的安価であるのでこの石炭ガス化計画の経済性が期待できる。

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 II - 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。これ等新技術はいづれも、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 II - 2 - 4 に挙げる。

Table II - 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 II - 2 - 4 にある BGC-Lurgi は B G C 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 II-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-Toizek	1. Nitrogenous Fertilizer Industry	Ptolemais, Greece	1959	Ammonia	700	4		
			1969		Total	1		
			1970			1		
			2. Azot Sanayii	Kutahya, Turkey	1966	Ammonia	500	4
			3. NCZ Nitrogen Chemicals of Zambia	Kefue, Zambia	1967	Ammonia & Methanol	550	1
		1974		Total	1			
		1975			2			
4. Fertilizer Corporation 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		
			2. Azot Sanayii	Kutahya, Turkey	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 II-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. II-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高い
 - ・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

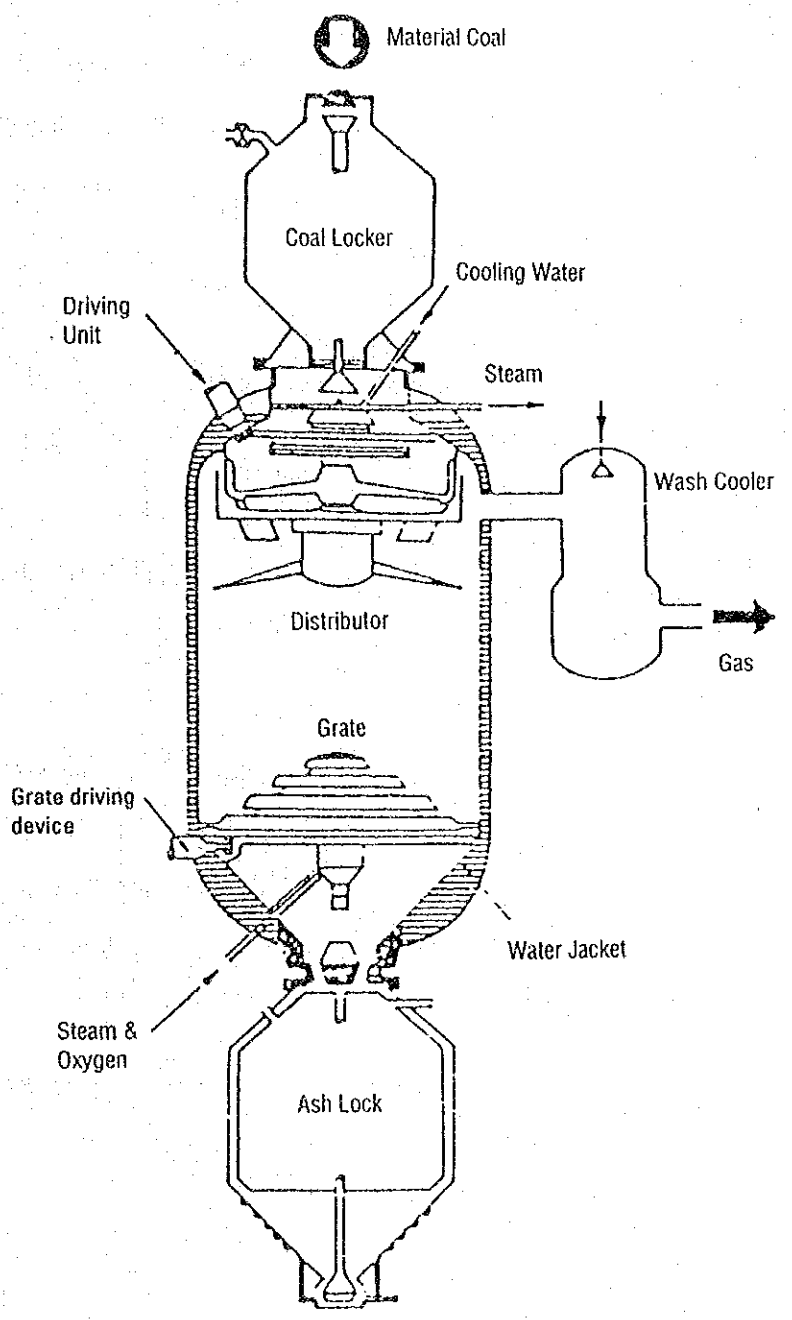


Fig. II-2-1 Lurgi Gasifier

- ・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。灰の軟化点を超える温度(1,400°C)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 II - 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. II - 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°C の間にある。石炭はスクリー・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%は下部のスクリー・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、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

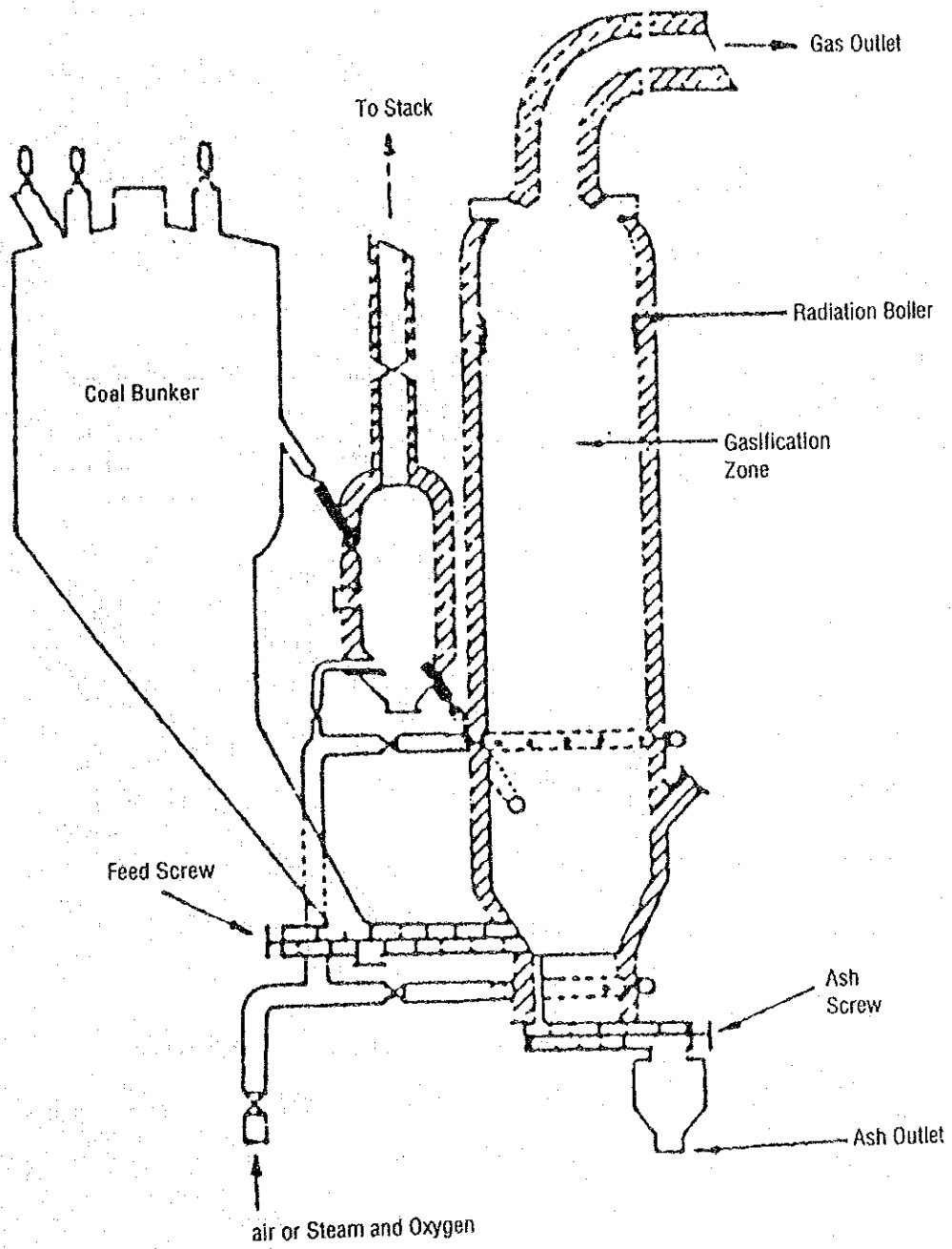


Fig. II-2-2 Winkler Gasifier

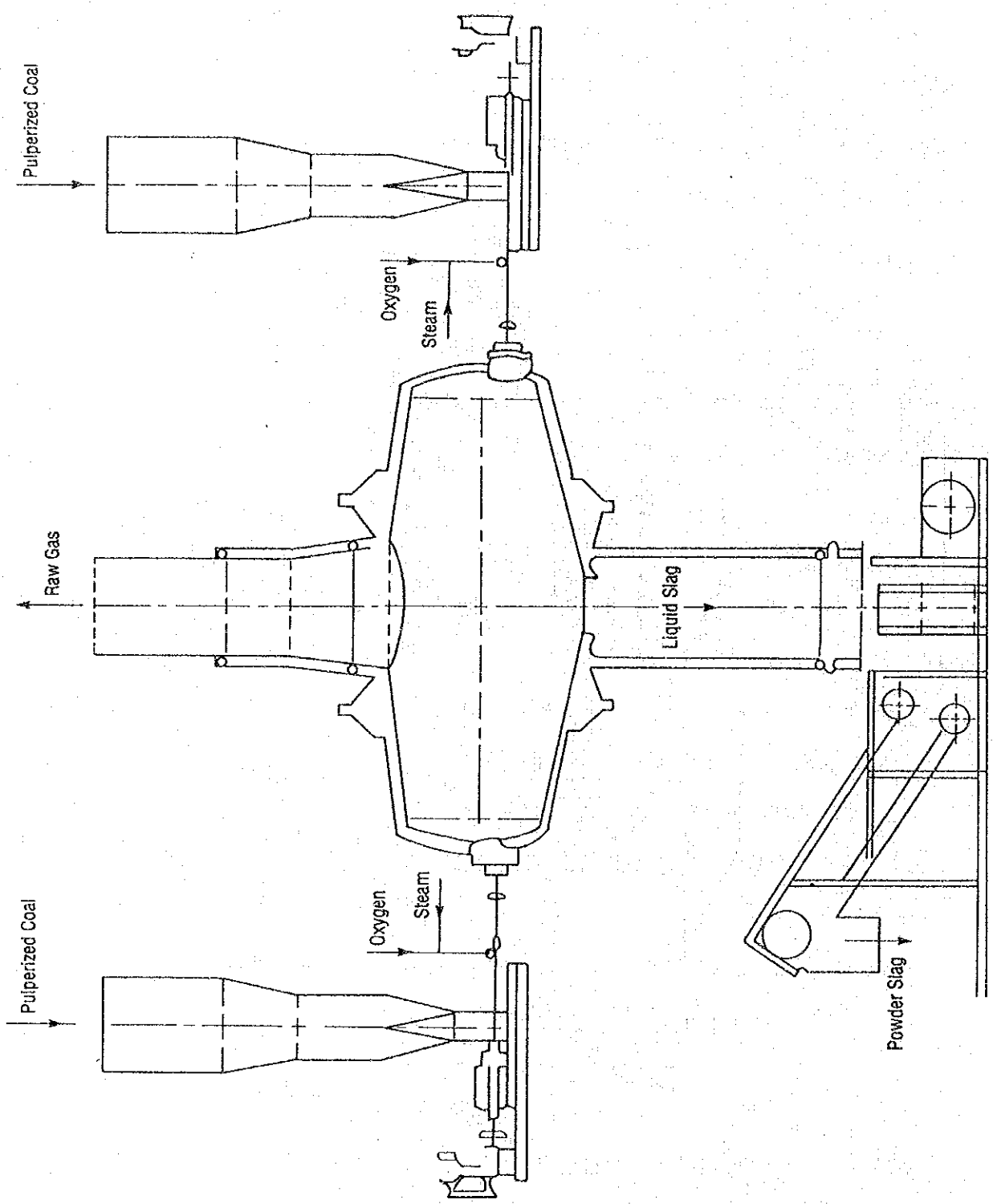


Fig. II-2-3 Koppers-Totzek Gasifier

数プラントが世界各国に建設されている。構造をFig. II - 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。

- (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 II - 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. II - 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。

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

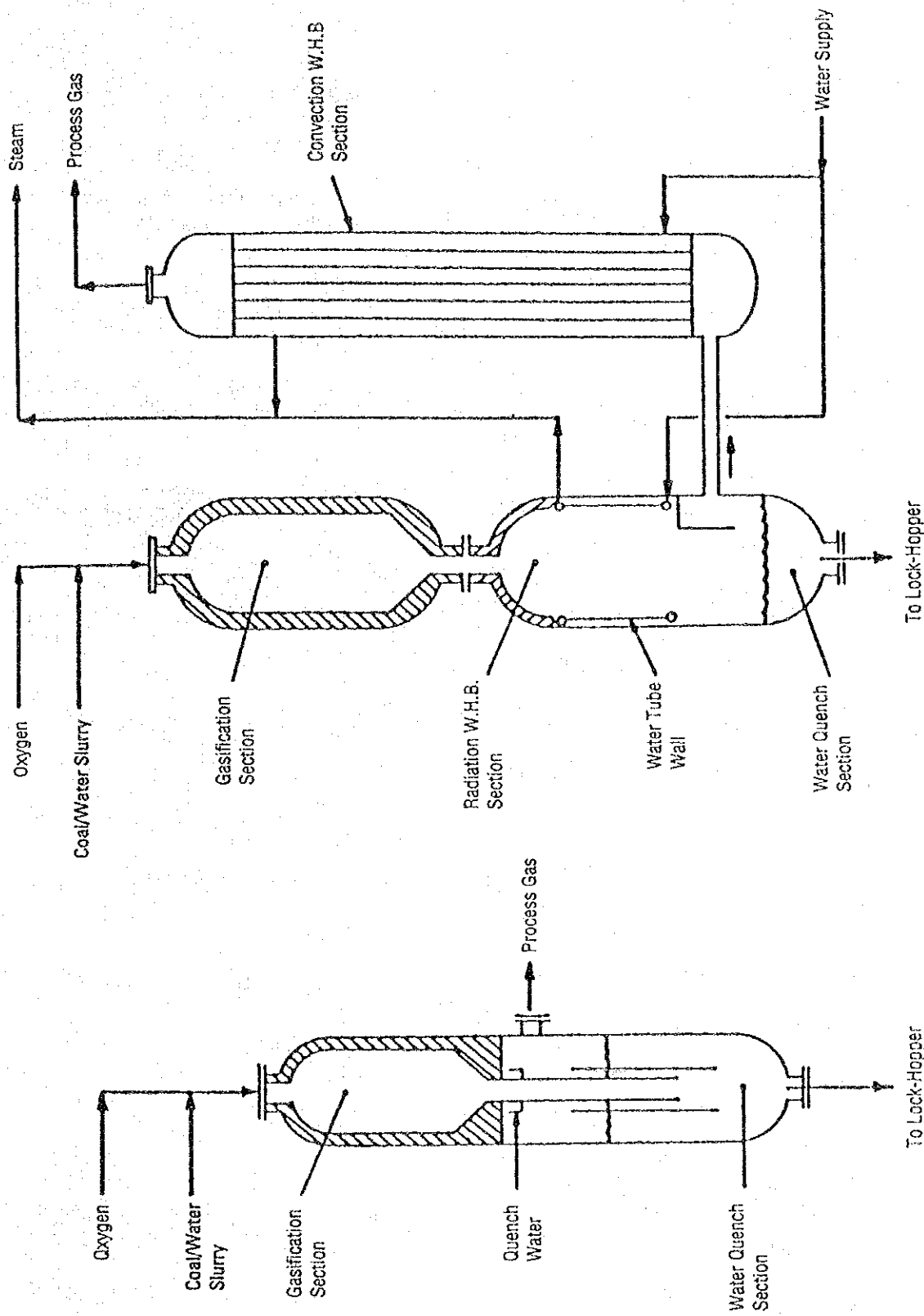


Fig. II-2-4 Types of Texaco Gasifier

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CO+H₂混合ガスの製造に適している。CO/H₂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 II - 2 - 5 に示す。

Table II-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 II - 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、高压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 II-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、作業を簡単化するなど、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 II - 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 II - 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あまり差異がなくなっている。

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。

Table II-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.
Promoted MEA	25-35% Mono-Ethanolamine Plus UCAR Amine Guard	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 50 PPM	Medium	Additive reduces corrosion and permits increase in circulation for increased CO ₂ pickup. Heat requirements lower than 20% MEA system.
DGA	60% 2-(2-Amino-Ethoxy Ethanol-Amine) Diglycol Amine	LT Absorption HT Stripping	Medium	Less Than 100 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
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ Plus As ₂ O ₃	Essentially Isothermal	High	500-1000 PPM	Low	Excellent performance Low utility consumption. Use of arsenic additive presents disposal and pollution problems. Considerable experience.
Vetrocoke	K ₂ CO ₃ Plus Glycine	Essentially Isothermal	High	500-1000 PPM	Low	Experience not as extensive as arsenic-based process. Requires somewhat greater steam for stripping than arsenic system.
Carsoil	K ₂ CO ₃ Plus Additives	HT Absorption and Stripping	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.
Cancarb	25-30% 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.
Benfield	25-30% K ₂ CO ₃ Plus Diethanol-Amine and Additives	Essentially Isothermal	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.
Lurgi	25-30% K ₂ CO ₃ Plus Additives	HT Absorption and Stripping	High	500-1000 PPM	Low	Low utility costs. Used in several installations in Germany and other areas.
Alkazid	Potassium Salt of Methyl-Amino Propionic Acid	LT Absorption HT Stripping	Dependent on Service		Low	Other Alkazid 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.
Combination Reaction-Physical Type Systems						
Sulfinol	Sulfolane 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		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.
Selexol	Propylene Glycol Dimethyl Ether	LT Absorption	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	-
Licensor	Union Carbide	Benfield Catacarb	Benfield	Lurgi, Linde	Allide Chemical	Fluor

2.4.3 尿素合成プロセス

尿素合成プロセスは数多くのプロセスが開発、商業化されているが、現在は省エネルギーの面からStripping Process が注目され優位にたっている。

Stripping Process は尿素合成塔より出た反応液に CO₂ または NH₃ を Stripping-agent として吹込み、カーバメイトの蒸気分圧を下げ、カーバメイトの分解を容易にするもので、分解塔および、凝縮塔の圧力を尿素合成圧力とほぼ等しい高圧にすることが可能である。従って、回収されたカーバメイト凝縮液は重力により合成塔に還流することができ、また凝縮塔からは凝縮熱を 3 ~ 5 kg / cm² のスチームとして回収し有効に利用することができる。

Stripping Process の利点としては、以下のことが挙げられる。

- ・ エネルギー消費が少ない（スチーム、電力ともに）
- ・ 設備費を減少することができる
- ・ 従来もっとも保守を要する、高温、高圧カーバメイトポンプが不要となり、動力、メンテナンス費用、設備費を減少することができる。

本プロジェクトでは、次のプロセスが考えられる。

- ・ ACES(TEC-MTC)(JAPAN) CO₂ stripping, Isobaric, NH₃ removal then carbonate decomposition
- ・ Stamicarbon (Holland) CO₂ stripping, Isobaric, Vertical lay out
- ・ Snamprogetti (Italy) NH₃ stripping, Isobaric,

Circulation by ejector, Horizontal lay out

・ IDR (Italy) NH_3 & CO_2 stripping, Isobaric,
Double Recycle Process

2.4.4 尿素造粒プロセス

肥料用尿素製品には、プリル塔によって製造されるプリル尿素と造粒設備によるグラニューール尿素的の2種類がある。最近は、固結しにくく、強度大で粒径の大きいなど優れた品質が要求され、造粒製品の需要が逐次増大してきている。尿素は固結防止のため、固結防止剤（Formaldehydeなど）、コーティング材（硅草土、陶土、タルクなど）の使用、貯蔵倉庫の調湿の施工、などの対策が行われてきた。これらの対策は高温多湿地帯では特に必要である。今回の計画では、吸湿の問題が少く、数々の利点をもつ、グラニューール尿素的を尿素製品とする。

造粒方式には従来ドラム式、皿型造粒機方式などが行われてきたが、最近開発されて、すでに実施されている流動式造粒法を採用する。

グラニューール尿素的とプリル尿素的の品質の比較表を Table II - 2 - 9 に示す。

Table II-2-9 Comparison of Product Quality

	Fluidized Granulation Process	Prilling Tower Process
Total Nitrogen (% by wt)	46.5	46.5
Biuret (% by wt)	0.8	0.8
Moisture (% by wt)	0.1~0.2	0.2
Hardness (at 3 mm)	2 kg	1 kg
Size Range (mm)	1~12	0.5~4

グラニューール尿素的は

・強度はプリル尿素的の2~2.5倍

- ・固結しにくい
- ・大粒尿素の製造可能（6～8 mm）
- ・粒度分布の均一性

など優れた性質を有し、バルクブレンディング肥料の製造に使用され、森林散布用の大粒尿素もこの方式で製造される。

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 II-1-1に示す品質のWANKIE炭を使用している。Fig. II-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. II-2-6およびFig. II-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. II-2-8およびFig. II-2-9にアンモニア合成プラント、尿素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. II-2-6、Fig. II-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) 石炭粉碎、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以下に予備粉碎後、湿式粉碎機 (H-302)にて所要粒度に微粉碎される。湿式粉碎機では、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。

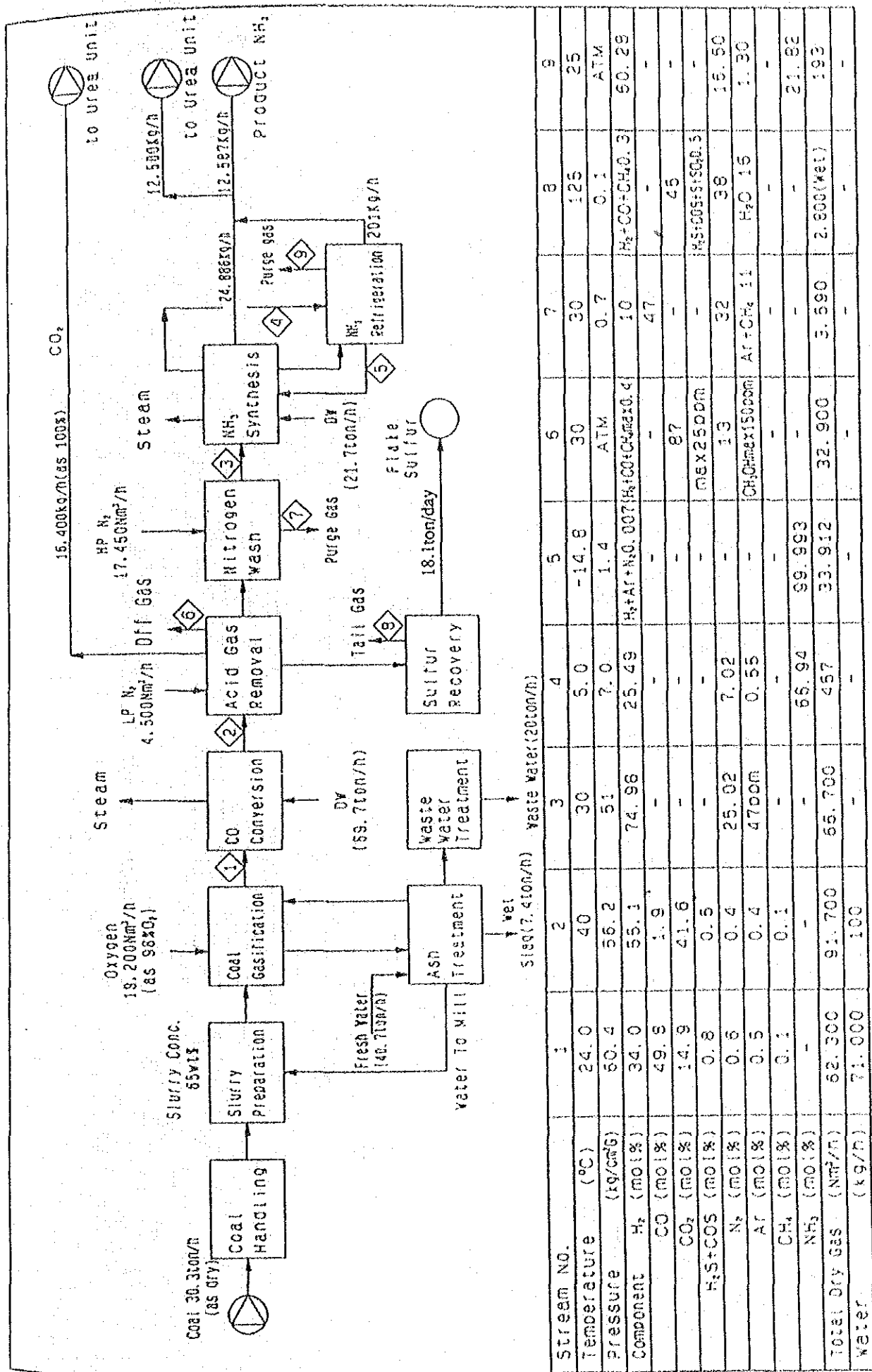
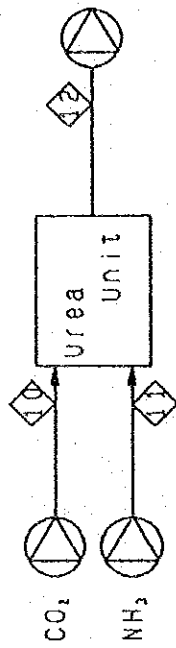
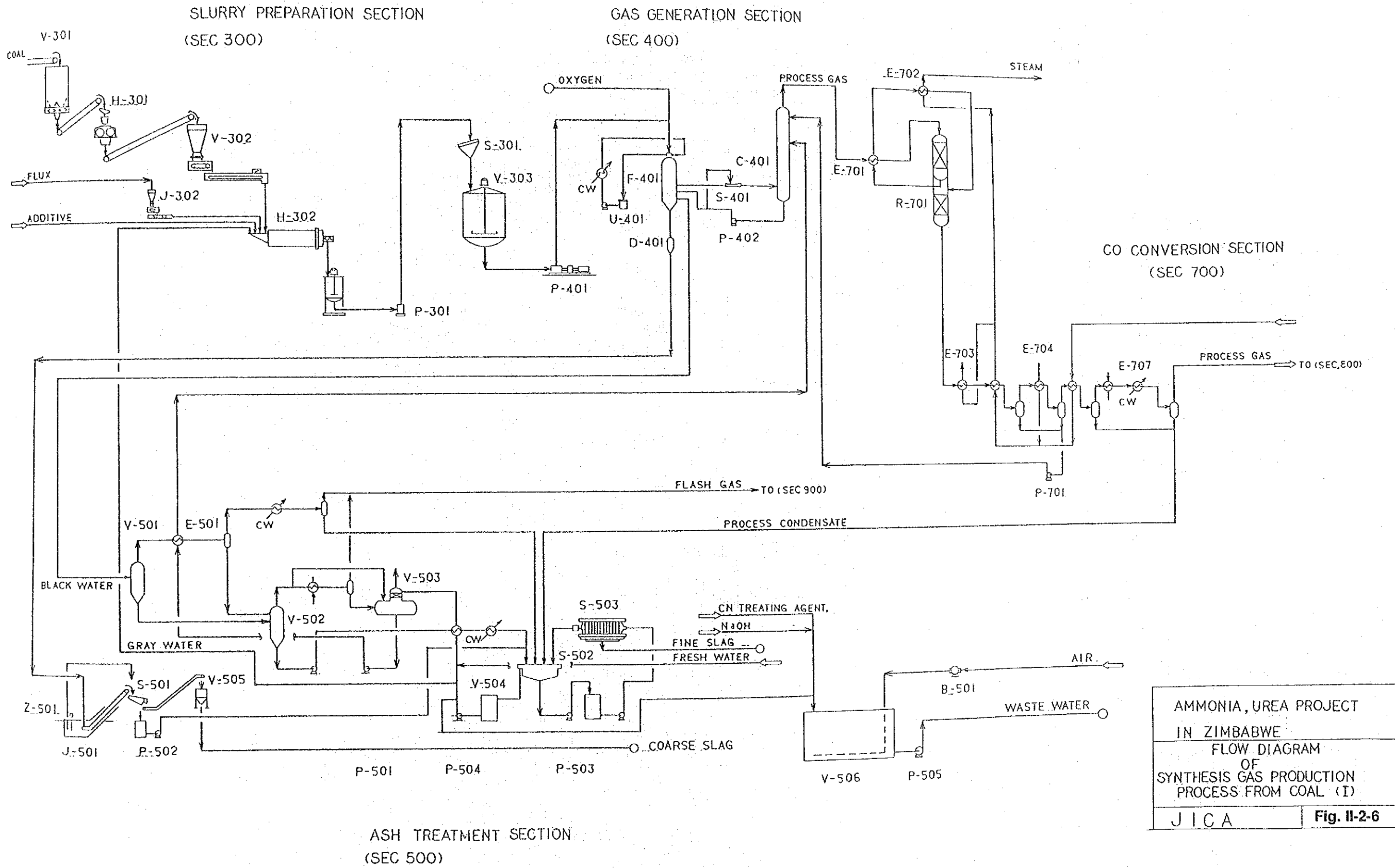


Fig. II-2-5(1) Block Flow Diagram (Ammonia, Urea)

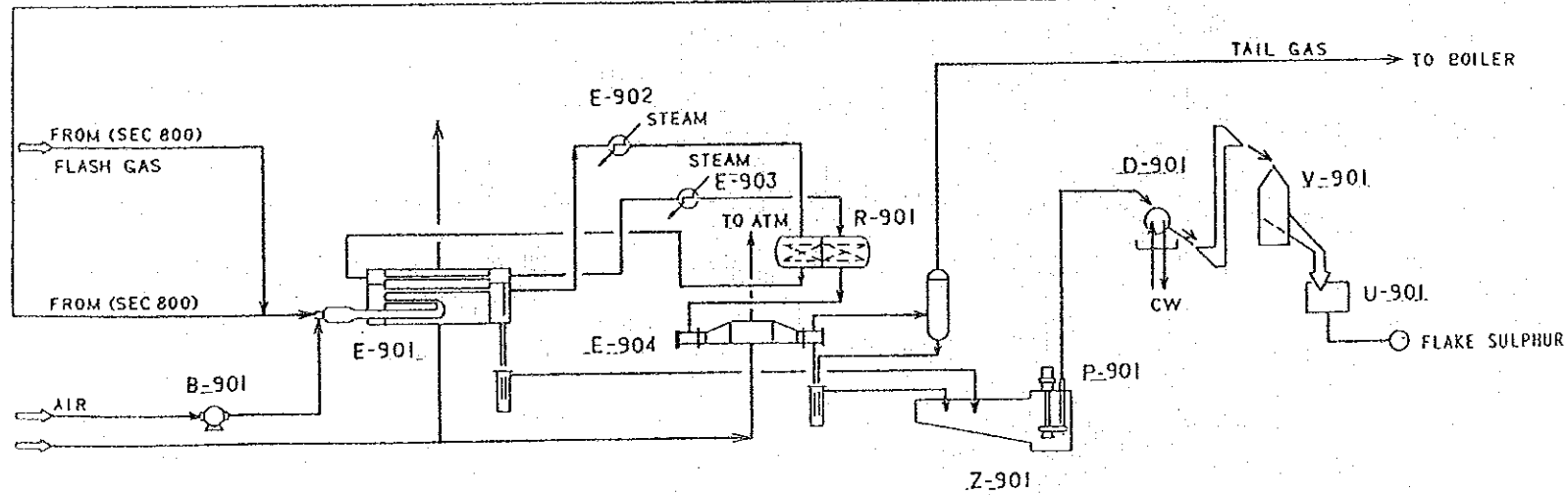
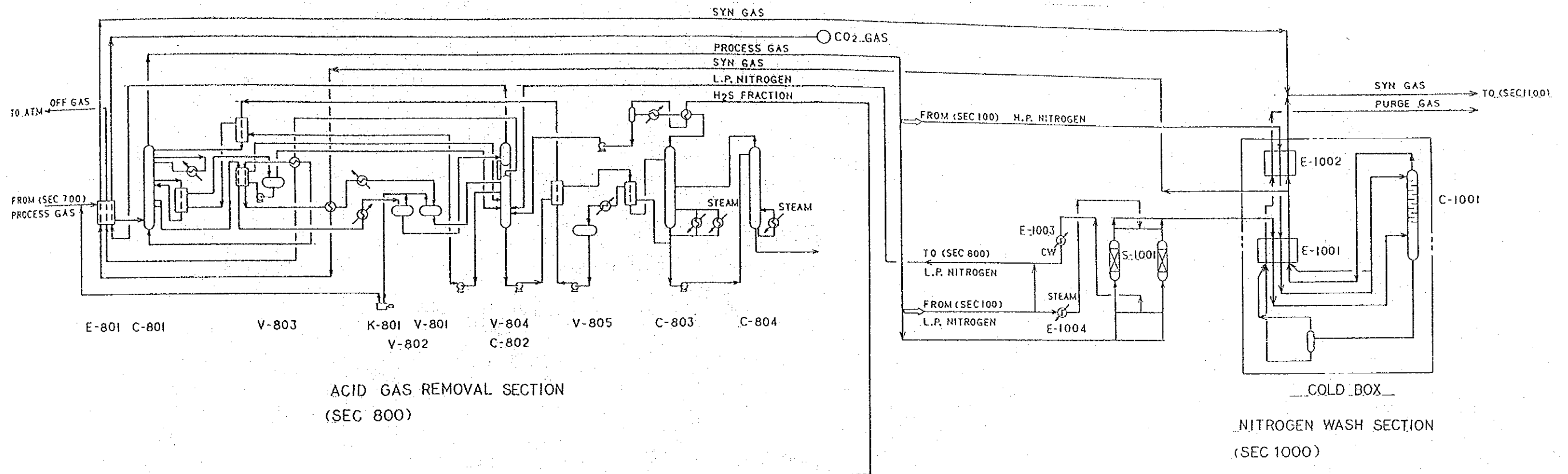


Stream No.	10	11	12
Temperature (°C)	35.0	5.0	42.0
Pressure (kg/cm ² g)	0.1	4.3	ATM
Component NH ₃ (%)	-	100.0	-
CO ₂ (%)	100.0	-	-
Urea (%)	-	-	99.0
Biuret (%)	-	-	0.8
Water (%)	-	-	0.2
Total (kg/h)	16,400	12,500	21,900

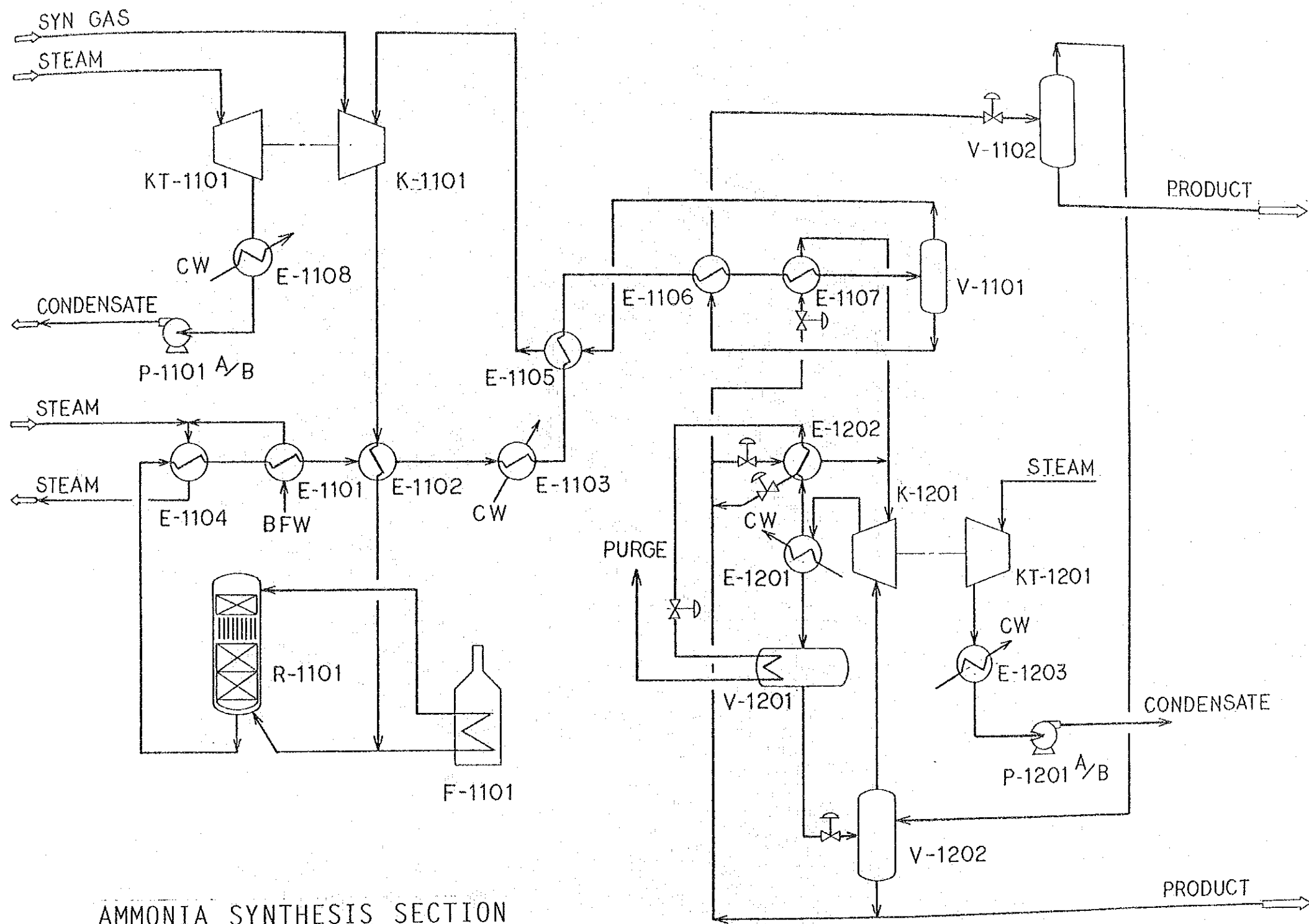
Fig. II-2-5(2) Block Flow Diagram (Ammonia, Urea)



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

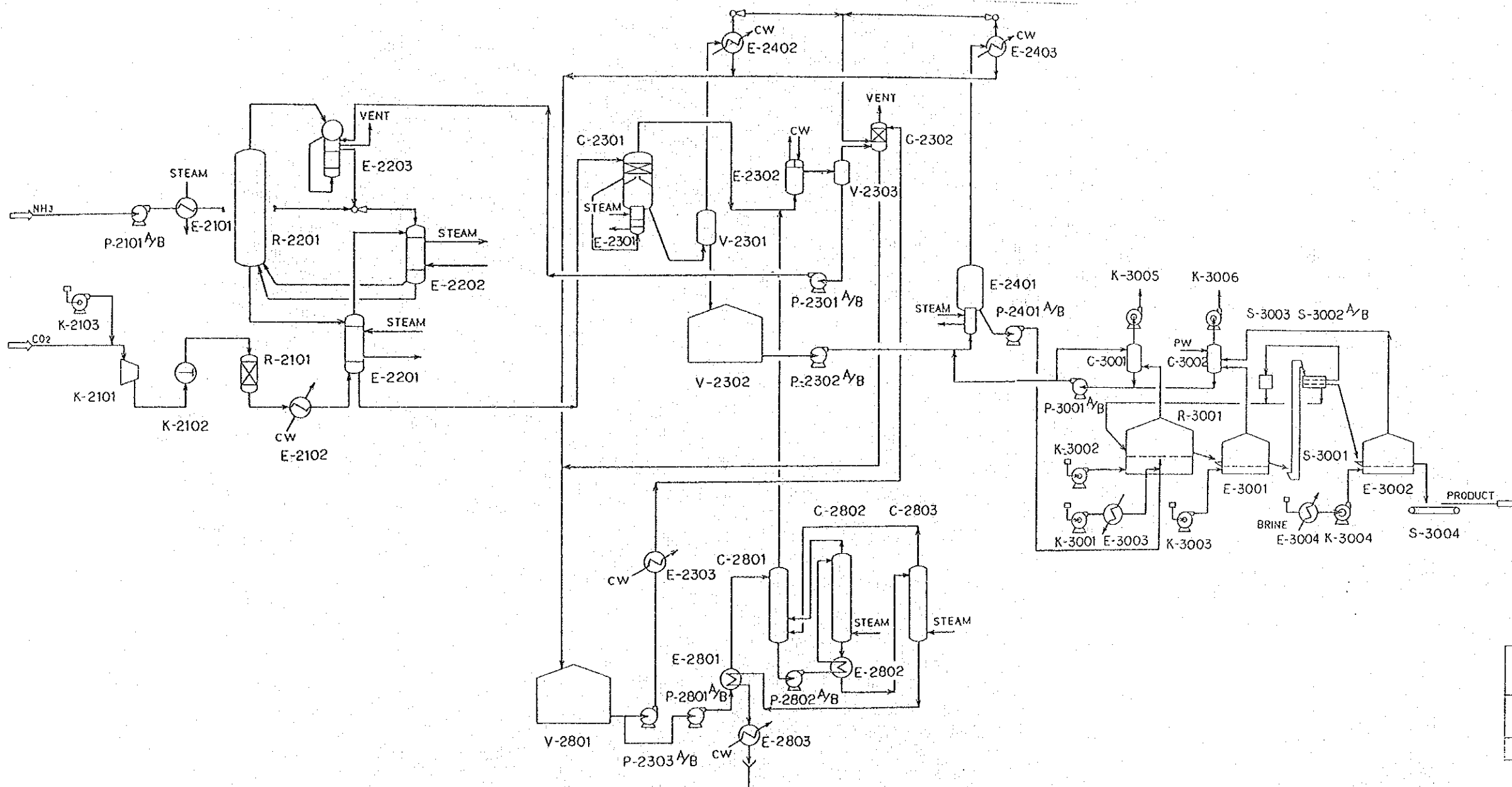


AMMONIA, UREA PROJECT IN ZIMBABWE	
FLOW DIAGRAM OF SYNTHESIS GAS PRODUCTION PROCESS FROM COAL (II)	
JICA	Fig. II-2-7



AMMONIA SYNTHESIS SECTION
(SEC 1100, 1200)

AMMONIA, UREA PROJECT IN ZIMBABWE	
FLOW DIAGRAM OF AMMONIA SYNTHESIS PROCESS	
JICA	Fig. II-2-8



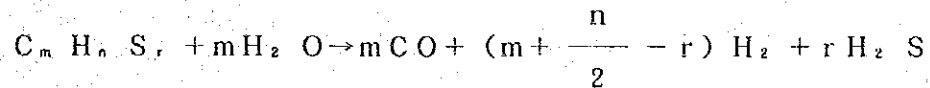
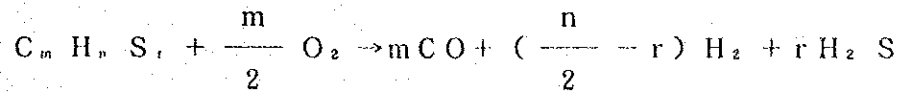
AMMONIA, UREA PROJECT IN ZIMBABWE
FLOW DIAGRAM OF UREA SYNTHESIS PROCESS
JICA Fig. II-2-9

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. II-2-10、Fig. II-2-11に示す。

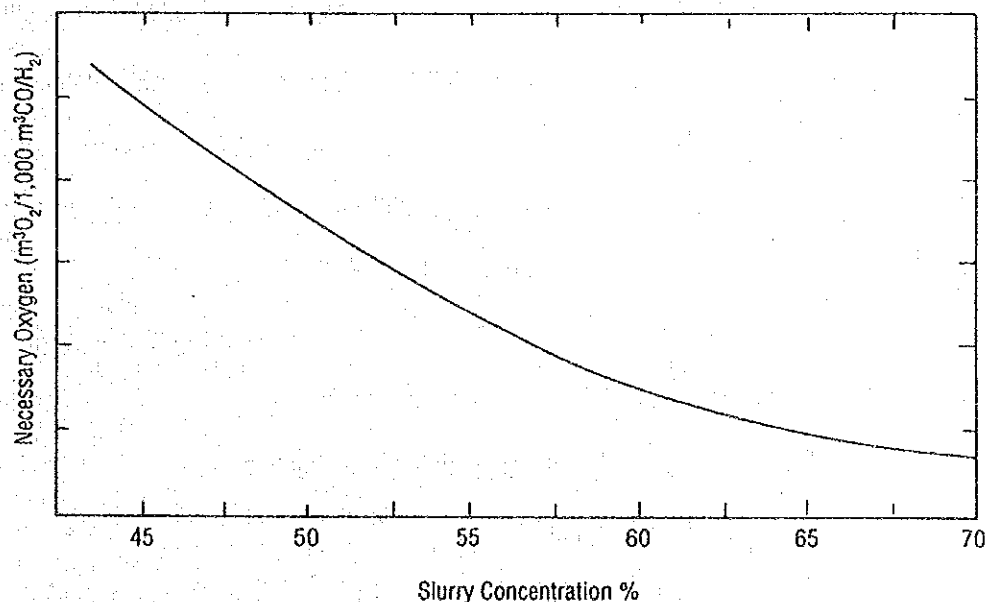


Fig. II-2-10 Slurry Concentration and Necessary Oxygen Volume

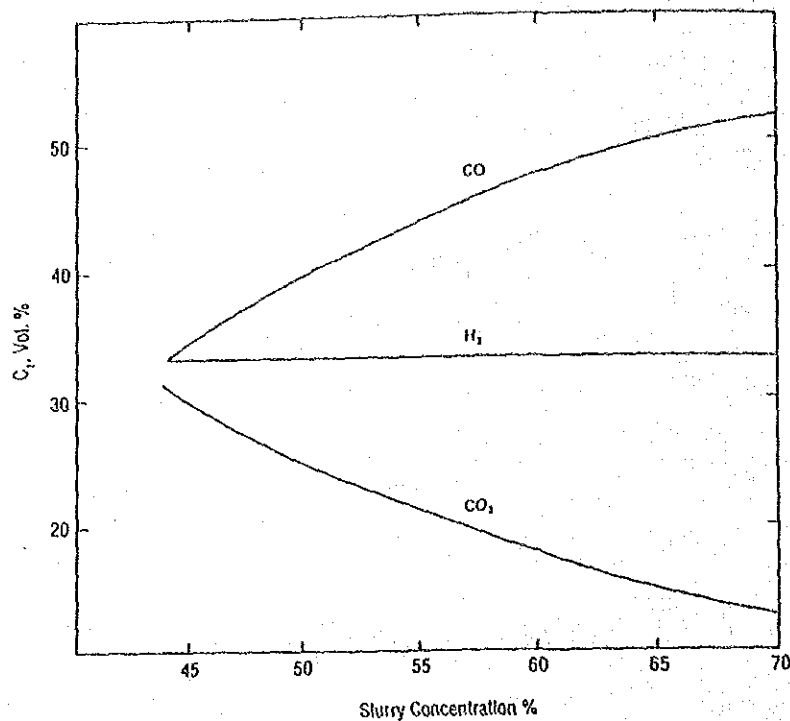


Fig. II-2-11 Slurry Concentration and Composition of Generated Gas (Dry)

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。

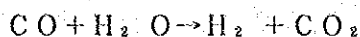
5) CO転化セクション

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。

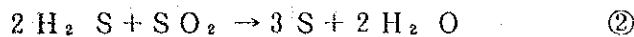
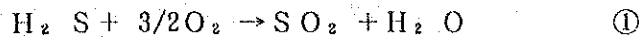
すなわち、酸性ガス除去セクションを出たアンモニア合成ガスは、切換使用される吸収塔（S-1001）にて、メタノール、水、 CO_2 がトレイスまで除去され、“COLD BOX”と呼ばれる装置に入る。“COLD BOX”内にて、上記の精製、比率の調整が行われる。本プロジェクトでは、精製合成ガスの一部は酸性ガス除去のセクションに送られ、冷源として使用される。また、パージガスはボイラーの燃料として、有効に利用される。

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。



$\text{H}_2 \text{ S}$ 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. II-2-7)

窒素洗浄装置を出た原料ガスは、約 50 kg/cm^2 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 146 kg/cm^2 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°C 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°C 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 (CH_4 、 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 $1.4 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ 、 -14.8°C で操業される。

(3) 尿素プラント (Fig. II-2-9)

1) 尿素合成セクション

Rectisolプロセスよりの高純度CO₂ガスは約0.6kg/cm²Gの圧力で供給される。CO₂ガスは、空気ブローア (K-2103)により少量の空気を腐食防止と水素の酸化のために加えられたのち、Tandem型圧縮機 (K-2101、K-2102)により約145kg/cm²に圧縮され、プラチナ酸化触媒の入った水素除去塔 (R-2101)を通過して、ストリッパー (E-2201)に吹き込まれる。

ストリッパーは合成ループを形成する4個のベッセルの1つで、操業圧力は4個のベッセルとも余り差はなく140kg/cm²位である。合成塔を出る液の組成は、尿素、CO₂、NH₃、アンモニウムカーバメイトで、そのCO₂、NH₃、カーバメイトの約85%はストリッパーにて高圧スチームによって加熱されて、ストリップされ、残りの合成液は減圧され、カーバメイト除去のため精留塔 (C-2301)に送られる。

アンモニア合成プラントよりのアンモニアは、ポンプにより昇圧後、スクラバー (E-2203)よりの戻り液と一緒にカーバメイトコンデンサ (E-2202)に吹き込まれ、ストリッパーよりのガス流と一緒に反応凝縮してカーバメイトとなる。この反応熱は3.5kg/cm²Gの圧力のスチームとして回収される。一部未反応NH₃、CO₂を含んだこのカーバメイト溶液は重力によって合成塔底部に戻される。合成塔ではカーバメイトの60%は尿素に転化する。合成塔上部にて、温度約180°Cでガスと分離した尿素液は重力にて、ストリッパーの上部に流入し、合成塔頂部よりのガスは、スクラバー (E-2203)に入り、循環カーバメイト溶液にて洗浄、吸収される。一方不活性ガスは大気に放出される。

2) 回収、濃縮セクション

ストリッパーよりの尿素液は減圧されて精留塔 (C-2301)に入り、濃縮され、カーバメイトは分解される。

次に真空フラッシュ槽 (V-2301)で、溶液中のNH₃、CO₂は除去され、約25%の水分を含んだ尿素液となる。尿素液はさらに真空濃縮器 (E-2401)にて約96%に濃縮されて、造粒セクションへ送られる。

精留塔 (C-2301)よりのガスは、脱気セクションよりの戻りガスとともに、カーバメイトコンデンサー (E-2302)にて凝縮する。ガス中のNH₃、CO₂

の約90%はカーバメイト溶液として凝縮し、残りは低圧スクラバー（C-2302）により、洗浄除去される。低圧スクラバー溶液は60%のカーバメイトを含み、ポンプにて合成塔のスクラバーに送られる。

3) 脱気セクション

このセクションでは尿素反応液中の水分蒸発から生ずる凝縮水中のNH₃、尿素、CO₂を回収する。

これら凝縮水は、プロセスコンデンセートタンク（V-2801）に貯えられる。脱気セクションは、第1脱気塔（C-2801）、加水分解塔（C-2802）、第2脱気塔（C-2803）よりなる。

第1脱気塔はスチームにより、NH₃、CO₂を水より分離する。加水分解塔は水分中の尿素を、加圧、加温によりNH₃、CO₂に分解する。分解ガスを含んだ水は、第2脱気塔にてスチームにより、完全に脱気された後、排水路に放出される。

加水分解塔、第2脱塔からのNH₃、CO₂は第1脱気塔に戻され、前述のごとくカーバメイトコンデンサーに送られ、回収される。

4) 尿素造粒セクション

ポンプにより濃度約96%の尿素液は、空気ブローア（K-3001）による低圧、温風とともに、流動層型造粒器（R-3001）に吹き込まれる。供給された種子粒子を核として流動中に粒子は成長して造粒器から抜き出され、流動層冷却器（E-3001）によって冷却される。冷却空気には大気を使用される。

造粒品はスクリーン（S-3002）にかけられ、オーバーサイズとアンダーサイズが分離され、オーバーサイズは粉砕機（S-3003）にて粉砕され、細粒はアンダーサイズとともに種子粒子として、流動層式造粒器に戻される。

規定サイズの製品は最終クーラー（E-3002）を経て、袋詰め、貯蔵される。

造粒器、クーラー等の機器より出る微粉の尿素ダストは、スクラバー（C-3001、3002）により洗浄され、45%の尿素溶液として濃縮セクションに戻される。

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
・尿素	525 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 ³ /H)
	5 kg/cm ² (4,500 Nm ³ /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. II-2-6、Fig. II-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) Ammonia Synthesis Plant

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

3) Urea Plant

Feed Compression & Urea Synthesis Section

K-2101	CO ₂ Booster Compressor	1
K-2102	CO ₂ Compressor	1
K-2103	Air Blower	1
R-2101	H ₂ Removal Reactor	1
E-2101	NH ₃ Heater	1
E-2102	H ₂ Removal Reactor Cooler	1
P-2101A/B	HP NH ₃ Pump	1+1
R-2201	Reactor	1
E-2201	Stripper	1
E-2202	Carbamate Condenser	1
E-2203	Scrubber	1

Recirculation & Evaporation Section

C-2301	Rectifier	1
C-2302	LP Scrubber	1
E-2301	Heater	1
E-2302	Carbamate Condenser	1
E-2303	Cooler	1
P-2301A/B	Carbamate Pump	1+1
P-2302A/B	Urea Solution Pump	1+1
P-2303A/B	Scrubber Circulation Pump	1+1
V-2301	Flash Vessel	1
V-2302	Urea Storage Tank	1
V-2303	Level Tank	1
E-2401	Evaporator	1
E-2402	Vacuum Condenser	1
E-2403	Evaporator Condenser	1
P-2401A/B	Urea Feed Pump	1+1

Desorption Section

C-2801	First Desorber	1
C-2802	Hydrolizer	1
C-2803	Second Desorber	1
E-2801	Heat Exchanger	1
E-2802	Heat Exchanger	1
E-2803	Cooler	1
P-2801A/B	Desorber Feed Pump	1+1
P-2802A/B	Hydrolizer Feed Pump	1+1
V-2801	Process Condensate Tank	1

Granulation Section

R-3001	Granulator	1
K-3001	Atomization Air Blower	1
K-3002	Fluidization Air Fan	1
K-3003	Cooler Air Fan	1
K-3004	Final Cooler Air Fan	1
K-3005	Exhaust Fan	1
K-3006	Exhaust Fan	1
C-3001	Scrubber	1
C-3002	Scrubber	1
E-3001	Cooler	1
E-3002	Final Cooler	1
E-3003	Atomization Air Heater	1
E-3004	Final Cooler Air Cooler	1
S-3001	Bucket Elevator	1
S-3002A/B	Screen	2
S-3003	Crusher	1
S-3004	Conveyor	1
P-3001A/B	Scrubber Circulation 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	35,000KVA
	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		400 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	350 m ³ /H
・濾過水槽	容量	3600 m ³
・純水装置	能力	10 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	13,000 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 パージガス

5) 計装および工場用空気設備

・圧縮機	容量	1500 Nm ³ /H
	圧力	7kg/cm ² G
・ドライヤー	容量	1300 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。出荷用アンモニアの貯蔵と、アンモニア、尿素プラント間のクッションタンクのためである。

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/cm²
 - 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 50輛
(SABLEより転用する)
 - ・ディーゼル機関車 370PS 2輛

受入工場側

- ・球型アンモニア貯槽（冷凍設備を含む） 1基
 - 容量 3000T × 1
 - 圧力 4.3 kg/cm²
 - 温度 5 °C
- ・アンモニア受入設備 77 T/H

(4) 尿素貯蔵設備

製品尿素は原則として製造後直ちに袋詰めして貯蔵する。従って、バルク貯蔵倉庫はなく、袋詰めの製品倉庫のみが設置される。

- ・袋詰尿素貯蔵倉庫（50kg袋） 容量 20,000 T
- ・袋詰機 能力 30 T/H 2系列

(5) 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	:	32,900Nm ³ /h
・組成		
CO ₂		87mol. %
N ₂		13mol. %
H ₂ +CO+CH ₄		max. 0.4mol. %
H ₂ S+COS		max. 25ppm
CH ₃ OH		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/cm ² G
・ガス量	:	3,590Nm ³ /h
・組成	:	
H ₂		10mol. %

CO	47mol. %
N ₂	32mol. %
Ar+CH ₄	11mol. %

(対策) H₂ + 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℃
- ・圧力 : 0.1kg/cm²G
- ・ガス量 : 2,800N³/h
- ・組成 :

CO ₂	45mol. %
N ₂	38mol. %
H ₂ +CO+C ₂ H ₄	0.3mol. %
H ₂ S+COS+S+SO ₂	0.5mol. %
H ₂ O (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SO₂として35Mの煙突から放出拡散する。

4) 尿素造粒設備、排出空気

Fig. II-2-9に示すように、造粒、冷却器の排出空気に同伴される尿素粉は大部分はサイクロンで回収され、最終的に湿式スクラバーにて洗浄除去される。排出空気の尿素有量は30mg/N³以下である。

(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20m³/hと冷却塔のブロー・ダウンを主体とするその他の排水35m³/hの合計55m³/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℃
- ・水量 : 20m³/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 m³/h

Fig. II - 2 - 6 に示すように、被処理水20 m³/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35 m³/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。

① Fine Slag	〔固型分 50%〕 〔水分 50%〕	約 2.5T/h
② Coarse Slag		
	〔固型分 75%〕 〔水分 25%〕	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作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、作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 II-2-10 に一覧表として示す。

Table II-2-10 Facilities Included in the Project

Facilities	Rated Capacity
1. Process Plants	
1) Ammonia	600 T/D
2) Urea	525 T/D
3) Export Ammonia	300 T/D
4) Sulphur (By-product)	18.1 T/D (as 100%)
5) 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	400 m ³ /H
2) Filtration	350 m ³ /H
3) Demineralizer	10 m ³ /H
4) Polisher	100 m ³ /H
5) Cooling Water	13,000 m ³ /H ($\Delta t=10^{\circ}\text{C}$)
6) Start-up Boiler	10 T/H (40 kg/cm ² , 387°C)
7) Main Sub-station	35,000 KVA
8) Emergency Diesel Generator	750 kW
9) Instrument and Plant Air	Compressor 1,500 Nm ³ /H Dryer 1,300 Nm ³ /H

Table II-2-10 Facilities Included In the Project (Cont'd)

Facilities	Rated Capacity
3. Offsite Facilities	
3-1 Product Storage and Loading	
1) Ammonia Storage (Hwange Side)	3,000 ^r x 2 4.3 kg/cm ² G
2) Ammonia Storage (SABLE Side)	3,000 ^r x 1 4.3 kg/cm ² G
• Railway Tank Car	25.5T 50 Nos. (diverted from SABLE)
• Diesel Car	370 PS x 3
3) Ammonia Loading (Hwange Side)	77 T/H
4) Ammonia Receiving (SABLE Side)	77 T/H
5) Bagged Urea Storage	20,000 T
6) Urea Packing	30 T/H x 2 sets
7) 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 II-2-10 Facilities Included in the Project (Cont'd)

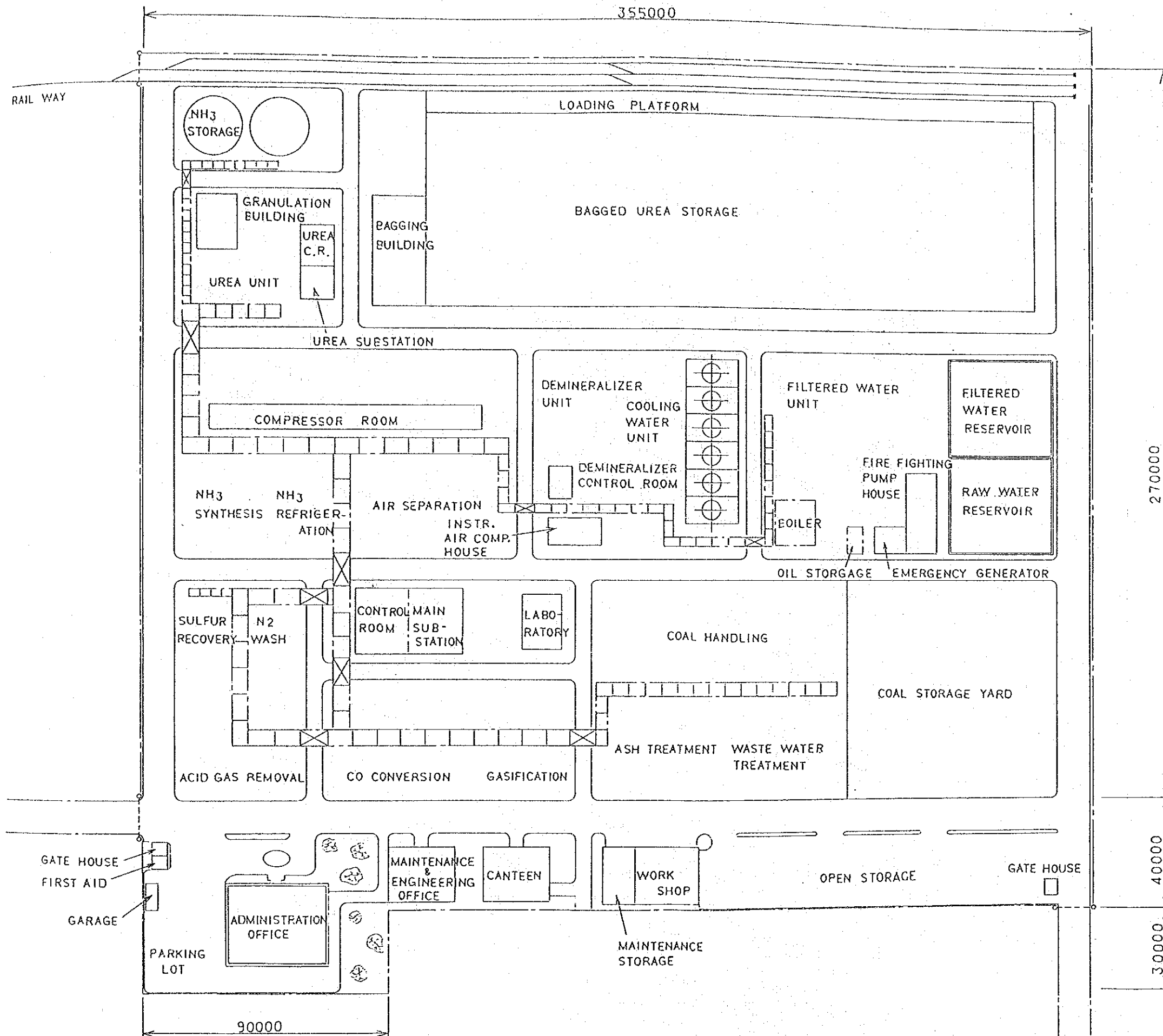
Facilities	Rated Capacity
3-3 Offsite Building and Structures	
1) Maintenance Storage	250 m ²
2) Laboratory	240 m ²
3) Local Laboratories	30 m ² x 2
4) Gate Houses	30 m ² x 2
5) Carport	50 m ²
6) Administration Office	1,000 m ²
7) Canteen	500 m ²
8) Warehouse	1,600 m ²
9) Workshop	450 m ²
10) First Aid House	30 m ²
11) Maintenance and Engineering Office	500 m ²
12) Fencing	One complete
13) 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. II-2-12に示す。



AMMONIA, UREA PROJECT
IN ZIMBABWE
LAYOUT
JICA | Fig. II-2-12

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

(2) 尿素 (但し増分原単位)

アンモニア	(T/尿素-T)	0.571
炭酸ガス	(T/尿素-T、as100%)	0.750
原 水	(T/尿素-T)	2.286
冷 却 水	(T/尿素-T)	69
電 力	(kwh/尿素-T)	217.4(取水、送水用電力の増分145kWh/Hを除く)
添 加 剤	(kg/尿素-T)	10.06

第3章 プロジェクト実施計画

アンモニア・尿素プロジェクト

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 II-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 : 2.59 wt %

全イオウ : 2.70 wt %

不燃焼性イオウ : 0.11 wt %

塩素 : 0.021wt %

灰分熔融温度

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) 建設時と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 5名 3年6ヶ月

操業時における運転、管理指導 5名 1年

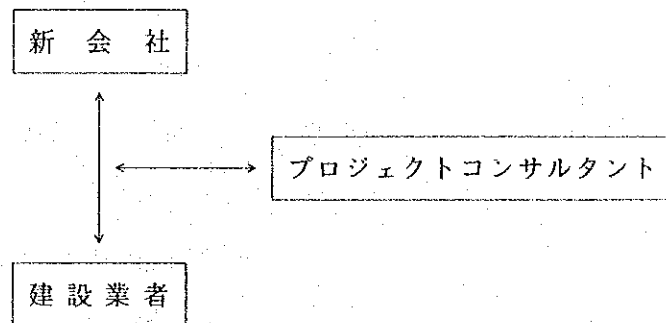
(4) 建設業者（GC）の選定

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の何れかに陸上げし、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G C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 II-3-1に示す。

3.8 工場運営組織

工場の運営組織をFig. II-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	:	20 (4 shifts)
Operator	:	92 (4 shifts)

(2) 石炭貯蔵

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

(3) 尿素袋詰

Foreman	:	8 (4 shifts)
Labor	:	16 (4 shifts)
Forklift Driver	:	16 (4 shifts)

(4) 尿素出荷

Forklift Driver : 5 (Day Service)

Labor : 60 (Day Service)

(5) 分析

Chief Chemist : 4 (4 shifts)

Chemist : 28 (4 shifts)

(6) 保守

Mechanic Foreman : 1 (Day Service)

3 (2 shifts)

Mechanician : 6 (Day Service)

12 (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)

20 (4 shifts)

Table II-3-1 Construction Schedule

	Contract Effect	1991	1992	1993	Acceptance	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						
- Provisional Acceptance					1M	
- Commercial Operation						
(3) Training						
- Overseas Training			3M *1			
- Domestic Training					8M *4	
(4) Recruiting						
- Engineer			20 persons	6M *2	3M *3	
- Operator			60 persons	Balance	Balance	
- Administration				Balance	Balance	
		10 persons				

- Note -

*1 Overseas Training 12 persons

*2 Domestic Training 60 persons

*3 LECTURE All Operator

*4 OJT ON SITE All Operator

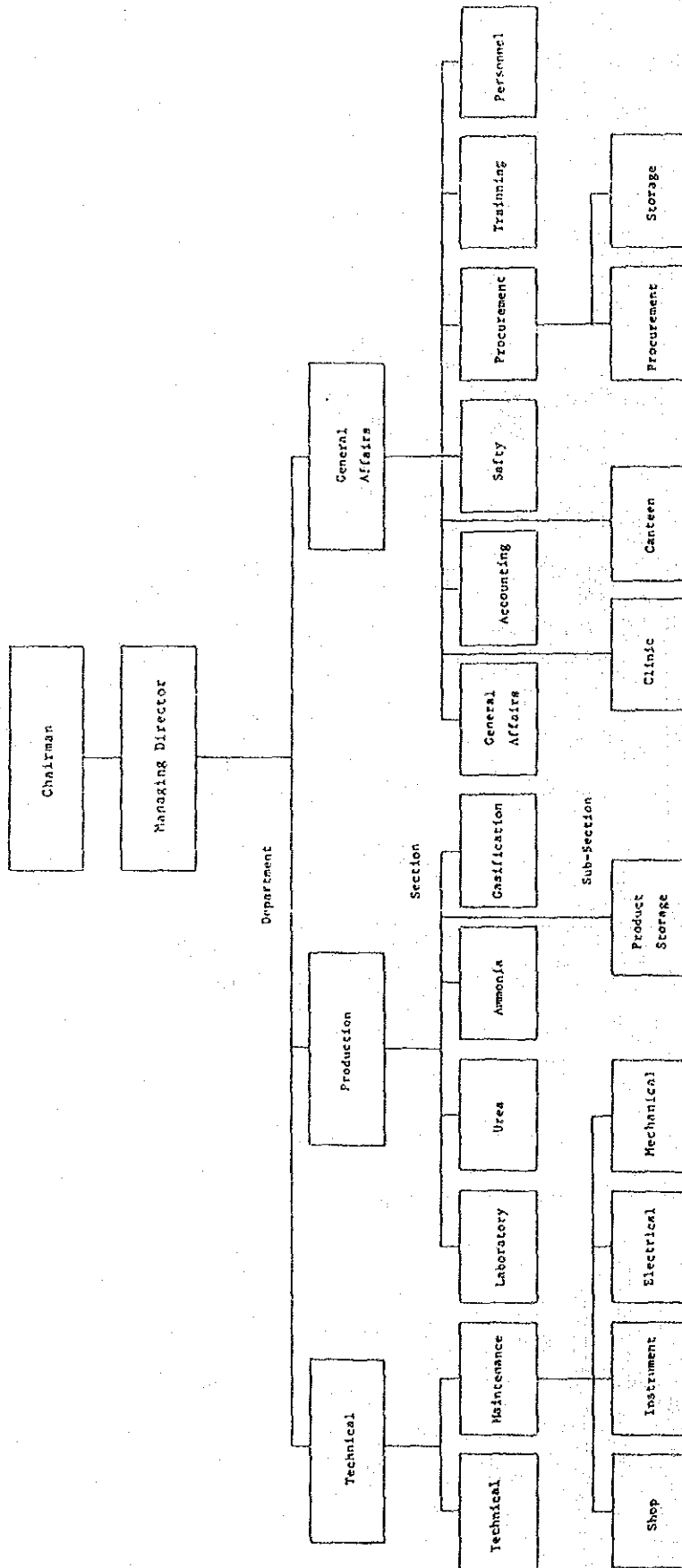


Fig. II-3-1 Typical Organization Chart

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12人、3ヶ月のトレーニングを行う。この12名は帰国後、運転員トレーニングの申核となり、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	99,000	99,000	99,000
"	自消 T	56,400	79,200	99,000
"	在庫 T	3,000	3,000	3,000
尿 素 生産	T	98,700	138,000	173,250
"	販売 T	88,700	138,000	173,250
"	在庫 T	10,000	10,000	10,000

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) SABLE 社への供給

初年度より 300 T/D、年間99,000 T

(3) 在 庫 初年度に備蓄する。

アンモニア 3,000 T 尿素 10,000 T

(4) 尿 素 の 製 造

SABLE 社への供給および在庫備蓄の残りのアンモニアを原料として尿素を製造する。

第4章 総所要資金

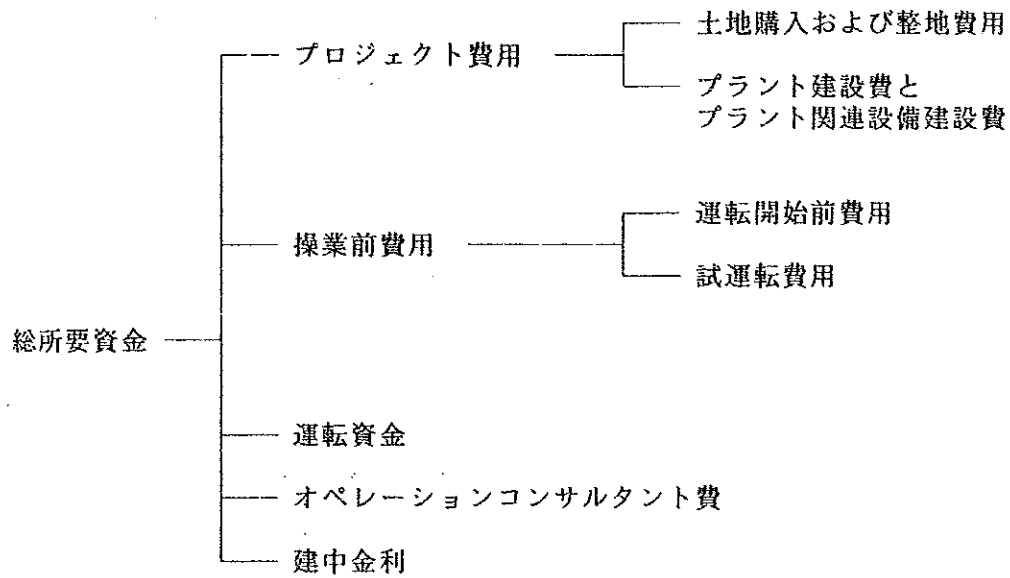
アンモニア・尿素プロジェクト

第 4 章 総所要資金

Wankie炭を原料としてアンモニア 600T/D、尿素 525T/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。