

表VI-1(1) 大気汚染物質排出基準 (GBJ4-73)

有害物名称	有害物排出業種	排 出 基 準				
		排気煙突高 (M)	排出量(kg/時)	排出濃度(mg/m ³)		
SO ₂	電 力	30	82			
		45	170			
		60	310			
		80	650			
		100	1,200			
		120	1,700			
		150	2,400			
	化学工業	30	34			
		45	66			
		60	110			
		80	190			
		100	280			
		硫化水素	化学工業		20	1.3
					40	3.8
60	7.6					
80	13					
100	19					
フッ化物 (フッ素 換算)	化学工業	30	1.8			
		50	4.1			
		120	24			
		窒素酸化物 (NO ₂ に換算)	化学工業	20	12	
				40	37	
60	86					
80	160					
100	230					
塩 素	化学工業	20	2.8			
		30	5.1			
		50	12			
		80	27			
塩化水素	化学工業	20	1.4			
		30	2.5			
		50	5.9			
		80	14			
		100	20			
一酸化炭素	化学工業	30	160			
		60	620			
		100	1,700			
硫 酸 (霧状)	化学工業	30 ~45		260		
		60 ~80		600		
ベリリウム 化合物 (ベリリウム換算)		45~80		0.015		

表VI-1(2) 大気汚染物質排出基準

煤 塵	<p><u>ボイラー</u> (GB13271-91)</p> <p><u>適用地区</u> <u>許容煤塵濃度(mg/Nm³)</u> <u>リンゲルマン</u> <u>煤塵濃度</u></p> <p>市街地、郊外、県庁 所在地等人口密集地区 <300 <1</p>
	<p><u>工業窯炉</u> (GB9078-88)</p> <p><u>適用地区</u> <u>許容煤塵濃度(mg/Nm³)</u> <u>リンゲルマン</u> <u>煤塵濃度</u></p> <p>工業区、郊外、県庁 既存 新規・建替 1 所在地</p>
粉 塵	<p>第1類(珪酸、石綿を10%以上含む粉塵):100(排出濃度mg/m³)</p> <p>第2類(珪酸、石綿を10%以下含む粉塵):150(排出濃度mg/m³)</p>

表VI-2 汚水総合排出基準 (GB8978-88)

① 第1類汚染物 (人の健康の保護に関する有害物質) 排出基準

汚 染 物	最高許容排出濃度 (mg/ℓ)
1. 全水銀	0.05
2. アルキル水銀	検出せず
3. 全カドミウム	0.1
4. 全クロム	1.5
5. 六価クロム	0.5
6. 全砒素	0.5
7. 全鉛	1.0
8. 全ニッケル	1.0
9. ベンゾ (a) ピレン	0.00003

② 第2類汚染物 (生活環境の保全に関する有害物質) 排出基準

汚 染 物	標準分類	二級基準	備 考
	規 模	新規/拡張/改造	
1. pH値		6~9	
2. 色度		80 (希釈倍数)	
3. SS (浮遊物)		200	以下mg/ℓ
4. BOD (5日間)		60	
5. COD (Cr)		150	
6. 石油類		10	
7. 動植物油		20	
8. 揮発性フェノール		0.5	
9. シアン化合物		0.5	
10. 硫黄化合物		1.0	
11. アンモニア性窒素		25	
12. 弗素化合物		10	
13. リン酸塩 (P換算)		1.0	
14. ホルムアルデヒド		2.0	
15. アニリン類		2.0	
16. ニトロベンゼン類		3.0	
17. 陰イオン合成洗剤 (LAS)		10	
18. 銅		1.0	
19. 亜鉛		4.0	
20. マンガン		2.0	

表VI-3 業種別最高許容排水量および汚染物最高許容排出濃度

規模	最高許容排水量又は 循環水最低許容利用率	汚染物最高許容排出濃度 (mg/ℓ)							
		BOD ₅		COD _{Cr}		SS		7-メチル基窒素	
		一級	二級	一級	二級	一級	二級	一級	二級
アンモニア工業	≥30万t:10.0m ³ /t アンモニア ≥4.5万t:80.0m ³ /t アンモニア <4.5万t:120.0m ³ /t アンモニア								50

表VI-4 工業騒音衛生基準 (TJ36-79)

騒音中作業時間 (時間/一日)	最高許容騒音レベル (dB (A))
8	85
4	88
2	91
1	94

注) 騒音の最大値は、115dB (A) を越えてはならない。

表VI-5 工場企業境界線騒音基準 (GB12348-90)

類別	地区種別	騒音レベル (単位: 等価音声レベルdB(A))		
		昼	夜	
III	工業地区	65	55	

2. 石炭化学コンプレックスの生産設備の基本的な考え方

2.1 生産設備

2.1.1 石炭ハンドリング設備

本設備は、コンプレックス石炭ヤードにおいて貨車から石炭を受入れ、貯蔵し、また、この石炭の消費先である石炭ガス化装置および石炭ボイラーの受入れホッパーまでの輸送設備一式である。

(1) 石炭の受入れ

石炭の貨車から荷降しする方法については、使用される貨車の型式に依存するが、通常中国では次の方式が行われる。

- ① ローリングダンプ方式
- ② ボトムダンプ方式
- ③ サイドダンプ方式
- ④ スクリューコンベアを利用して行う方式
- ⑤ 人力

各荷降し方式共に一長一短があるが本調査においては、中国で実績の多いサイドダンプ方式を採用して取り進めることとした。

(2) 貯炭量および貯炭方式

貯炭量については、出炭の能力、状況等を考え、できるだけ多い量を貯蔵できることが望ましいが、コンプレックスで使用する石炭量およびその他の使用計画も合わせて考慮した計画が望ましい。

また、コンプレックスサイト外の近傍に別途貯炭場を設け、ここからコンプレックス内に持込み貯炭することは投資効率の点から得策ではなく、直接コンプレックス内に持込み貯蔵するのが良いと考えられる。

貯炭方式については、野積方式は、石炭の汚染、安全性確保、取扱い易さの点で問題があり、本コンプレックスではサイロ貯炭方式で考えることとする。

(3) コンベアー設備の系列の考え方

〔2.2 生産設備の全体構成〕の項にて考察する通り、本コンプレックスの特殊性と運転の連続性を考慮し、2系列のコンベアーシステムを用意し、1系列運

転でも本コンプレックス全体の運転を可能にすることが必要である。

2.1.2 空気分離装置

深冷分離方式により、高純度の酸素および窒素を得る方式の空気分離装置は古くから行われている成熟したプロセスである。

分離圧力の程度により高圧・中圧・部分低圧・全低圧式として各プロセスが発展してきたが、最近の大型化の傾向と相俟って、現在ではそのほとんどが全低圧型となっている。製造時の各採用プロセスは若干の差異はあるものの、大略は同一内容のプロセスといて良く大差はみとめられない。

(1) 採用プロセスで考慮すべき点で一番大きな点は製品酸素の昇圧方式である。これが採用プロセスに決定的な影響をあたえる。すなわち

- ① ガス酸素を圧縮機で昇圧する方式
 - ② 装置内で液体酸素で収得しこれを液酸ポンプで昇圧し高圧を得る方式
- であり表VI-6のような比較をすることができる。

本コンプレックスでは②液体酸素昇圧方式を採用とする。

表VI-6 酸素昇圧方式の比較

項目	①ガス酸素昇圧	②液体酸素昇圧
昇圧力	中・高圧に適用	比較的高い圧力に適用
機器	多段圧縮機 予備機が持てない	液酸ポンプ 予備機を持つことができる
用役使用量	②に比較し低い	①に比較し高い
運 転	容易、小容量、比較的に圧力の低い場合に多い	容易、大容量、比較的に圧力の高い場合に多い
設備費	②に比較し高い	①に比較し安い
実 績	中国でのガス化装置での実績は少ない	中国でのガス化装置での実績は多い

(2) 空気圧縮機、循環窒素圧縮機および窒素圧縮機の駆動方式については、いずれも大容量であり、スチームタービン駆動を採用し効率化することが得策と考えられる。

2.1.3 石炭ガス化プロセス

(1) 石炭ガス化工程と代表的な技術

1) 石炭ガス化の主な方式

石炭ガス化の方式は固定床、流動床、噴流床及びに熔融床の4種類に分けられるが、化学工業用の合成ガスの製造には固定床及び噴流床の方式が商業規模の実績を有している。

固定床型ガス化炉は南アフリカのサソールで合成石油の生産に使用されているルルギ式ガス化炉のように、実績が多く、安全性、信頼性も高く、また石炭のカーボン転化率が高いなどの利点がある反面、粗ガス中にタールやフェノールを含み、その処理設備が必要なこと、大容量化が困難なことの欠点がある。

一方、噴流床型ガス化炉を用いる方式はガス化炉単位容積当りのガス化効率が高く大容量化が容易であり、粗ガス中にタールやフェノールを含まず、更にはどのような種類の石炭でも原料として使用出来るという特長がある。噴流床型ガス化炉法は更に原料の石炭の供給方法によって、WATER SLURRY FEED 法と DRY FEED法に分けられる。WATER SLURRY FEED 法にはTEXACO法、DOW 法があり、DRY FEED法にはSHELL 法がある。

2) テキサコ法石炭ガス化技術の特長

化学工業用の合成ガス製造の観点から石炭ガス化技術を考えて場合の必要条件に対応出来る石炭ガス化技術は、現状では第二世代の噴流床型石炭ガス化技術である。酸素吹き込み噴流床型石炭ガス化技術に目覚ましいものがあり、商業プラントでの実績の一番多いのはテキサコ法である。

テキサコ法は現在最も先進的な完成された石炭ガス化技術と考えられている。特に高温高圧下にて操業が行われることにより、化学工業用原料ガスの製造には最も適した技術である。

以下にその主な特徴を示す。

(a) 使用可能な原料炭の範囲が広い

原料の石炭をスラリー化して、噴流層で高温ガス化する為、原料石炭の性状（粒度、水分、反応性、粘結性等）の変化に対する順応性が高く、いろいろな品質の石炭が原料として使用可能である。

(b) 設備の構造が簡単で信頼性が高い

ガス化炉は内面が耐火煉瓦でライニングされた鋼鉄製のものであり、可動部は少なく極めて簡単な構造である。

(c) 高いガス化能力と高いガス化効率

高温、高圧にて石炭をガス化する為、石炭が数秒にて殆ど完全にガス化され、完成技術の中では水素及び一酸化炭素の得率が抜群に高い。しかも高圧（最高85kg/cm²G）のガスが発生可能である。

(d) 運転の負荷追随性が高い

噴流層式のガス化炉の為、50%から100%の範囲の負荷変動には極めて短時間内に追随し対応できる。

(e) 環境対策が容易

高温での石炭ガス化の為、ガス化生成物中にメタン以上の高級炭化水素化合物は存在しない。又、灰分は高温で熔融された後、水砕されてガラス状のスラグとなって排出されるので取扱いが容易である。スラグの浸出試験結果によると、このスラグを廃棄、埋立てに使用しても環境上の問題がないことが確認されている。廃水については既存技術で十分な処理が可能である。

(f) 豊富な実績

1983年初に最初の商業プラントの稼働を見て以来、1986年の西ドイツのプラント稼働までで合計4工場で商業運転を行っている。これらのプラントから生産される化学品はメタノール、無水酢酸、アンモニア、オキシ合成ガス、水素ガスである。さらに中国の魯南、北京で建設中であり、上海コークス化学工場の都市ガスおよび化学品製造、渭河化学肥料工場のアンモニア製造に採用を既に決定している。

テキサコ法石炭ガス化プラントの建設実績を表VI-7に示す。

表VI-7 テキサコ法石炭ガス化プラント建設実績

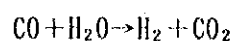
会社名	国名	Coal Capacity (MT/日)	運 転 開始年	Product	Heat Recovery
TDC (Pilot)	U. S. A.	15	1981		Quench
RAG /RCH	W. Germany	150	1978	Oxo-chemical	W. H. B.
DOW	U. S. A.	360	1979	Elec. power	
TVA	U. S. A.	170	1982	Ammonia	Quench
Tennessee-Eastman	U. S. A.	820	1983	Acetic Anhydride	Quench
Cool Water	U. S. A.	910	1984	Elec. power	W. H. B.
Ube Ammonia	日本	1,500	1984	Ammonia	Quench
SAR	W. Germany	730	1986	Oxo-chemical /hydrogen	Quench+ W. H. B.
Lunan	中国	380	1993	Ammonia	Quench
BEIJING	中国		1994	Fuel Gas	W. H. B.
WEIHE	中国		1996	Ammonia	Quench
SHANGHAI	中国		1996	Town Gas	Quench
WUJING	中国		1997	Acetic Acid	Quench

(2) 合成ガスの精製工程と代表的な技術

石炭のガス化によって得られた合成ガスは、下流の化学製品の合成プロセスに適した原料ガスを得るために、目的にあった方法でガスの精製をおこなう必要がある。

1) CO転化工程

H₂の量を増加させるためにCO転化反応が使用される。



例えば、アンモニア、水素を目的にする場合には全量のCOを、また、メタノールの場合には一部のCOをスチームと反応させてH₂に転化する。

現在、この反応には3つのタイプの触媒が使用されており、それらは

Fe₂O₃-Cr₂O₃系の高温転化触媒、CuO-Cr₂O₃(Al₂O₃)-ZnO 系の低温転化触媒、および耐硫黄性で活性温度範囲の広いCo-Mo系の触媒である。CO転化反応は、平衡上低温の方が有利なため、高温転化触媒は低温転化触媒と組み合わせて使用されている。低温転化触媒は硫黄化合物によって被毒されるため、使用に当たっては、前もって硫黄化合物を除いておく必要があるが、Co-Mo系の触媒は逆に、硫黄化合物によって活性化されるため、硫黄化合物を含んでいる石炭ガス化による生成ガスには、Co-Mo系の転化触媒が使用されることが多い。

本調査ではCo-Mo系の触媒を採用して検討する。

2) 酸性ガスの除去

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、酸性ガスと呼ばれる硫黄化合物 (H₂S, COS)、CO₂を含んでおり、生成ガスを化学原料に利用する場合には、化学品の合成反応に害を及ぼさない程度に酸性ガスを除かねばならない。酸性ガスの除去プロセスには大別して化学吸収プロセスと物理吸収プロセスがある。

化学吸収プロセスは、除去する成分が酸性ガスであることから、アルカリ性の水溶液を吸収剤として使用している。吸収液の吸収能力は吸収剤の濃度に依存する。酸性ガスの吸収・放散は化学平衡反応であり、吸収反応は低温 (40-120℃) で行なわれ、放散反応は高温 (吸収液の沸点近く) で行なわれる。このため吸収・放散反応で温度差が生ずることと、吸収液が水溶液であるために放散された酸性ガス中に水蒸気を同伴するためにエネルギーの消費が大きくなる。一般的に比較的低濃度の酸性ガスの除去、ならびに低圧の原料ガスからの酸性ガスの除去の場合にこの方法が適している。

化学吸収液としてMEA (Monoethanol amine)、DEA (Diethanol amine)、DIPA (Diisopropanol amine)、MDEA (Methyl diethanol amine) などのアミン系の吸収液を用いる方法の他に、熱炭酸カリを用いるプロセスが開発されている。

物理吸収プロセスは酸性ガスを物理的に吸収液に吸収する方法である。そのために吸収能力は低温・高圧の方が高くなる。吸収液としてはメタノール、Polyethylene glycol dimethyl ether、N-methyle-2-pyrrolidone等が用いられている。吸収液の循環量は処理する原料ガスに比例するが、酸性ガスの濃度による影響は小さく、操作圧力に反比例する。すなわち、テキサコ法による石炭

のガス化プラントの如く、高圧のプロセスには適した方法である。

物理吸収プロセスのもう一つの利点は、硫黄化合物と炭酸ガスの選択回収が可能で、高濃度のCO₂ガスおよび硫黄化合物が回収出来ることである。回収された硫黄化合物は濃度が高いために、クラウス法硫黄回収プロセスによって硫黄が回収出来る。

本調査では安価なメタノールを吸収液に使用していることに加えて、酸性ガスをはじめその他のガス中の不純物をほぼ完全に除去することができ、アンモニアやメタノールの合成プラントに於いて実績の多い、Linde社やLurgi社の開発したRECTISOL法を採用して検討する。

3) 窒素洗浄工程

RECTISOL法によって酸性ガスを除去した生成ガスには微量の一酸化炭素、アルゴン、メタン等が含まれている。一酸化炭素はアンモニア合成触媒の触媒毒となるので除去する必要がある。除去の方法としてはメタネーション法、液体窒素洗浄法等がある。

メタネーション法はニッケル系の触媒によってCOおよびCO₂をH₂と反応させてメタンにする方法である。メタネーションの反応は200-400℃の温度範囲で行なわれる。

窒素洗浄法は空気分離器からの高圧窒素ガスを冷ガスとの熱交換、減圧によって液化しその液化窒素によりCO、アルゴン、メタンを吸収して分離する方法である。CO₂やメタノールは冷却されると固化し装置を閉塞させる原因になるので前処理としてモレキュラーシーブで吸着除去される。

窒素洗浄法の特長はフィードガス中のCOの濃度の制約がなく、CO以外にアルゴン、メタン等の不純物も除去できる。一方、精製ガス（水素）中に約10%程度の窒素ガスが含まれるが、アンモニア合成に使用する場合には更に窒素ガスを添加するので問題にならない。特に、酸性ガスの除去にRECTISOL法を採用する時には出口ガスの低温（-50--60℃）を有効利用できるために経済的な方法であり、本調査では窒素洗浄法を採用して検討する。

4) COガスの分離

酢酸の合成はメタノールとCOガスを原料にしている。COガスを得るためには、CO転化工程を通さずに酸性ガス除去工程で処理したガスからCOガスを分離する。

合成用原料ガスの分離法として、深冷分離法、吸収分離法、吸着分離法および膜分離法が実用化されており、ガスの完全分離のみならず H_2/CO モル比の調整にも使用できる。

深冷分離法では CO （沸点 $-191\text{ }^\circ\text{C}$ ）と H_2 （沸点 $-253\text{ }^\circ\text{C}$ ）の沸点差を利用して分離している。この方法では、 CO が液化するように高圧、極低温にする必要があり、大型プラントほど効率が良いが、小型プラントでは熱損失が多く適していない。

吸収分離法は、 CO を選択的に吸収し分離する方法で銅液洗浄法、最近Tenneco社で開発されたCOSORB法がある。銅液洗浄法は現在では殆ど使用されていない。COSORB法は、トルエンを溶媒として四塩化第一銅アルミニウムを溶解した溶液を使用し、 CO の吸収性能が大きく注目を浴びている。

吸着分離法では、ゼオライトを主吸着剤とするPSA（Pressure Swing Adsorption）法が水素精製に使用されている。本法は、ゼオライトの H_2 に対する選択的吸着の性質を利用しており、脱着は減圧することにより行なわれる。操作は常温であり、省エネルギー型であるが、スケールメリットが余りなく大型プラントには適していない。膜分離法では、ガスによる膜透過速度の差を利用してガス分離を行なっている。

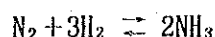
本調査では深冷分離法によって酢酸用の CO ガスを分離し、一方 H_2 はメタノール合成用の原料ガスとして有効利用するようにしている。

2.1.4 アンモニア合成プロセス

(1) アンモニア合成工程と代表的な技術

石炭ガス化工程、CO転化工程、RECTISOL工程および窒素洗浄工程を経て、精製され、ガス中の H_2/N_2 モル比が3/1に調整された合成ガスは、次にアンモニア合成工程に入って、合成ガス圧縮機で合成圧力近くまで昇圧された後、合成ループの循環合成ガスと混合され、この圧縮機の第二段で合成ループの圧力損失分が圧縮され、合成圧力となる。

この合成ガスは、アンモニア合成反応器からの反応済みの合成ガスと熱交換して、予熱されてからアンモニア合成反応器に供給される。アンモニア合成反応器内の合成触媒上で、次の反応式でアンモニアが合成される。



アンモニア合成反応器出口の高温の反応済みの合成ガスは、38kg/cm²G、370℃の過熱蒸気の発生に利用された後、前述のようにアンモニア合成反応器入口ガスと熱交換をする。アンモニア合成反応器出口ガス中の生成アンモニアは、冷却水および冷媒アンモニアによって冷却され、凝縮する。このガスはアンモニア分離器に送られ、ここで液体アンモニアと未反応合成ガスとに分離される。

この未反応ガスは循環合成ガスとして、合成ガス圧縮機に送られる。液体アンモニアは減圧された後、通常は尿素プラントに送られる。

アンモニア合成技術としては、M. W. KELLOGG 法、TOPSOE法、I. C. I. 法、B&R BRAUN 法、UHDE法などがあるが、どの方法もPROCESS SCHEME上は基本的に同じで、アンモニア合成反応器に特徴を持っている。

ここでは、代表的なものとして、M. W. KELLOGG 法、TOPSOE法、I. C. I. 法、で採用されているアンモニア合成反応器を中心とした特徴の比較を行なう。

なお、最近の建設、運転の実績があれば技術水準は同等であると言える。また経済性について言えば、アンモニア合成の上流プラントが占める比重が大きいと言える。

したがって、アンモニア合成設備におけるプラントコストやプロセス性能上の差が、表VI-8の比較表に示すようであれば、製品コスト全体に及ぼす影響は微小なものとなるので、経済性も同等と言えるので、本調査では、M. W. KELLOGG 法を採用して取り進めることとした。

表VI-8 アンモニア合成技術の比較

	M. W. Kellogg法	Topsoe法	I. C. I. 法 (AMMONIA CASALE)
1. 合成反応器			
据え付け	水平置き	縦置き	縦置き
触媒のSIZE(MM)	1.5 -3.0	1.5 -3.0	1.5 -3.0
触媒層の数	三層	二層	三層
触媒層温度制御	二段中間間接冷却	一段中間間接冷却	二段中間間接冷却
GAS の流れ方向	断面横断方向	放射方向	軸・放射方向
FEED GASの予熱	外置き熱交換器	内蔵熱交換器	内蔵熱交換器
触媒の出し入れ	容易	普通	普通
合成反応熱の回収	中圧過熱 STEAM	中圧過熱 STEAM	中圧過熱 STEAM
反応器用クレーン	不要	要	要
実績	10基	70基	18基
(合計)	(約150 基)	(約160 基)	(約90基)
2. 生成アンモニアの凝縮方法			
冷媒および段数	アンモニア 3段	アンモニア 2段	アンモニア 3段
CHILLER の形式	UNITIZED CHILLERの採用 (高圧配管、冷媒アンモニア配管の短縮と低圧力損失)	KETTLE型	KETTLE型

(2) M. W. KELLOGG 法

1) M. W. KELLOGG 法アンモニア合成技術の特徴

アメリカのM. W. KELLOGG 社のアンモニア合成技術に採用されている特徴のある主要な省エネルギー技術は、(a)横型中間間接冷却式三層アンモニア合成反応器 (b)結合型多段アンモニア凝縮器 (c)三段アンモニア冷凍システムである。これらの技術の内容について、下記に述べる。

(a) 横型中間間接冷却式三層アンモニア合成反応器

この型式の反応器の利点は、アンモニア合成において高転化率が得られ、反応器出口で従来より高い温度で熱回収が可能になって、合成反応熱がより効果的に利用出来る。また反応器出口ガス中のアンモニア濃度が高くなるので、冷凍機に要するエネルギーが低減される。さらに、高転化率のため合成循環ガス量が少なくなりまた低圧力損失型反応器である事から、合成循環ガスの圧縮エネルギーを大きく低減出来る。

なお、この型式のアンモニア合成反応器は、実績が示す様に大型化に向いている。

(b) 結合型多段アンモニア凝縮器

一基の凝縮器で、アンモニア合成反応器出口ガス中のアンモニアの凝縮が複数段階で行われる構造をしているので、合成ガスの高圧配管と冷媒アンモニアの配管が著しく短縮される。これらの配管での圧力損失が減少することによって省エネルギーが達成される。また、コスト低減にもなる。

(c) 三段アンモニア冷凍システム

アンモニア合成反応器出口ガスからのアンモニアの凝縮は、三段の冷凍圧縮機で効果的に行なわれるので、冷凍圧縮機の所要エネルギーの減少に貢献し、省エネルギーが達成される。

2) 新しいM. W. KELLOGG 合成技術の実績

M. W. KELLOGG 法アンモニア合成技術は、前述の技術を省エネルギーが最大限に得られるよう効果的に組み合わせられている。これらの技術の一部あるいは全部は、最初は日本の日本アンモニア社で採用された。またCANADAのSHERRITT GORDON MINE 社の1,000 MT/日プラントで採用されており、このプラントは1983年以来順調に運転されている。また、NETHERLANDSのUCAM/DSM 社の1,360 MT/日プラントでも採用されており、このプラントも1984年以来順調に運転されている。

さらにアメリカのIMC 社、SAUDI ARABIAのSABIC/SAFCO 社、中国の四川省化肥廠、インドネシアのPUSURI社などで採用されており、順調に運転されている。

中国の内モン古化肥廠、九江化肥廠、蘭州化肥廠のアンモニアプラントでも採用されている。

これら新しいM. W. KELLOGG 法アンモニアプラントの建設実績を表VI-9に纏める。

なお、従来法を含めたM. W. KELLOGG 法アンモニアプラントの累計建設実績は、150基以上であり、世界のアンモニア生産量の50%を占めている。

表VI-9 M. W. KELLOGG 法の横型アンモニア合成塔の建設実績

会社名/国名	プラントの容量 (MT/日)	運転開始年/現状
日本アンモニア, 日本	1,650	1971-1978 (停止)
SHERRITT GORDON, CANADA	1,000	1983
UCAM/DSM, NETHERLANDS	1,360	1984
IMC, USA	1,530	1986
OCELOT, CANADA	545	1986
SABIC/SAFCO, SAUDI ARABIA	1,500	1987
KEMIRA OY, ENGLAND	750	1989
四川省化肥廠、中国	600	1990
PUSRI 1B, INDONESIA	1,350	1993
GRESIK, INDONESIA	1,350	設計中
内蒙古化肥廠、中国	1,000	設計中
蘭州化肥廠、中国	1,000	設計中
九江化肥廠、中国	1,000	設計中

(3) TOPSOE法

1) TOPSOE法アンモニア合成技術の特徴

デンマークのHALDOR TOPSOE社のアンモニア合成技術は、その合成触媒の優秀さと共に、次の様な特徴を持っている。

(a) 高い合成効率

RADIAL FLOW型のSERIES-200アンモニア合成反応器の採用により、非常に高い合成率と非常に低い循環系の圧力損失により、エネルギー消費量が著しく低く抑えられる。

(b) 大型化に対応した合成反応器

構造が非常に簡単であり、したがって合成転化率の向上に対して有効な小径で比表面積の大きな合成触媒の使用によっても合成塔での圧力損失は非常に小さく、合成ガスの循環のための消費動力の低減がはかれる。

合成ガスが合成反応器を半径方向に流れる構造のため、大型化に対しても径は変わらず、1,000 - 2,000 MT/日以上的大型化に非常に有利になる。大型の場合でも合成反応器での圧力損失は変わらない。

(c) 高い熱回収と低い用役消費量

合成系におけるアンモニアの合成熱は、高圧蒸気の発生に有効に利用され、結果として冷却水および冷凍に必要な用役の消費量を低減することができる。

2) TOPSOE法アンモニア合成技術の実績

最近の十年間の建設実績は表VI-10に示すとおりである。なお、最新鋭合成塔への取替え工事の場合は、最近十年間で30基以上の実績がある。その内10基は中国国内の実績である。

表VI-10 TOPSOE法アンモニアプラント建設実績 (最近10年間)

会社名	場所/国名	プラントの能力(MT/日)	完工時期
QUIMIGAL	LAVRADO, PORTUGAL	900	1983
HINDUSTAN FERTILIZER CORP.	NAMRUP, INDIA	600	1982
PETROCHEMICAL INDUSTRIES, CO.	SHUAIBA, KUWAIT	1,000	1984
IMPERIAL OIL	REDWATER, CANADA	680	1982
CNEA(SULZER)	ARGENTINA	2,035	1983
CNEA(SULZER)	ARGENTINA	2,035	1984
ADNOC	RUWAI, ABU DHABI	1,000	1983
ESSO CHEMICAL	ALBERTA, CANADA	1,600	1983
RCF	THAL VAISHET, INDIA	1,350	1984/1985
RCF	THAL VAISHET, INDIA	1,350	1984/1985
RCF	THAL VAISHET, INDIA	768	1986
NFL	VIJAIPUR, INDIA	1,350	1987
IFFCO	AONLA, INDIA	1,350	1988
INDO-GULF	JAGDISPHUR, INDIA	1,350	1988
P. T. PUPUK KALIMANTAN TIMUR	BONTANG UTARA, INDONESIA	1,000	1988
NAGARJUNA CHEMICALS & FERTILIZERS LTD.	KAKINADA, INDIA	900	1990
JAMUNA FERTILIZER CO. LTD.	TARAKANDI, BANGLADESH	1,078	1991
TATA CHEMICALS LTD.	BABRALA, INDIA	1,350	1991/1992
CHAMBAL FERTILIZERS & CHEMICALS LTD.	GADEPAN, INDIA	1,350	1991/1992
BINDAL AGRO CHEMICALS LTD.	SHAHJAHNPUR, INDIA	1,350	1991/1992
FAUJI FERTILIZER CO.	GOTH MACHHI, PAKISTAN	1,000	1993
渭河化肥廠	陝西省、中国	1,000	1995

(4) ICI法 (AMMONIA CASALE法)

1) ICI法アンモニア合成技術の特徴

英国のICI社のアンモニア合成LOOPとスイスのAMMONIA CASALE社のAXIAL-RADIAL FLOW合成反応器との組み合わせにより、次のような特徴を持っている。

(a) 低圧合成

ICI社の低圧アンモニア合成触媒の採用により、低圧 (80-110kg/cm²G) でのアンモニア合成が可能となり、高合成率、低い合成GAS 圧縮エネルギーおよび低圧機器の採用によるプラントコストの低減が可能となっている。

(b) AXIAL-RADIAL FLOW 合成反応器

AMMONIA CASALE社のAXIAL-RADIAL FLOW 合成反応器は、低差圧・高合成率に加えて独特の内部構造により、すべての触媒を有効に利用できる。また、3触媒層/2内部熱交換型の採用により、QUENCH SYSTEM を全く利用しない3段合成が可能となり、低い合成圧にも拘らず、高い合成率を達成でき、エネルギー消費の低減が計れる。世界中で新設、既設の改造併せて90基以上の実績がある。

2) AMMONIA-CASALE法アンモニア合成塔の実績

1990年以降受注の実績は、表VI-11のとおりである。

表VI-11 AMMONIA-CASALE 法アンモニア合成塔建設実績

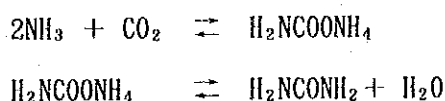
会社名/国名	プラントの能力 (MT/日)	運転開始年
INDIAN FARMERS FERTILIZER CO. PHULPUR, INDIA	950	1993
INDIAN FARMERS FERTILIZER CO. KALOL, INDIA	950	1993
PANJING, LIAONING CHINA	270	SEP. 1992
HEILONGJIANG, HARBIN CHINA	270	AUG. 1992
SICHUAN CHEMICAL WORKS 中国	1,200	OCT. 1991
ARCADIAN CORP., USA	1,360	FEB. 1991
KRISHAK BHARATI COOP., NO. 2 INDIA	1,600	1993
KRISHAK BHARATI COOP., NO. 1 INDIA	1,600	1993
P. T. ASEAN ACEH, INDONESIA	1,200	1993
UNOCAL CORPORATION, NO. 4 USA	1,640	OCT. 1991
UNOCAL CORPORATION, NO. 1 USA	1,640	AUG. 1992
TERRA INTERNATIONAL INC. USA	900	1993
KAIYUAN CHEMICAL FERTILIZER PLANT, 中国	270	1993
P. T. PUPUK KUJANG, INDONESIA	1,200	1993
TOGLIATTI-AZOT, NO. 1, RUSSIA	1,500	1992
TOGLIATTI-AZOT, NO. 2, RUSSIA	1,500	1992
TOGLIATTI-AZOT, NO. 3, RUSSIA	1,500	1992
TOGLIATTI-AZOT, NO. 4, RUSSIA	1,500	1992
ARCADIAN CORP., USA	950	1993
COROMANDEL FERTILIZERS LTD. INDIA	375	1993
AZOMURES, ROMANIA	900	1993
AZOMURES, ROMANIA	900	1993
GRAND PAROISSE, FRANCE	1,000	1993
INA, CROATIA	600	1993
IRISH FERTILIZER INDUSTRIES IRELAND	1,600	1993
ANYANG CHEMICAL FERTILIZER PLANT, 中国	270	1993
S. C. TURNU, ROMANIA	900	1993
S. C. TURNU, ROMANIA	462	1993
S. C. TURNU, ROMANIA	462	1993
NITRAMONIA S. A., ROMANIA	900	1993
DOLJCHIM S. A., ROMANIA	900	1993
SOPERT S. A., ROMANIA	900	1993
GUJARAT STATE FERTILISERS INDIA	1,350	1994
GRODNO P/O AZOT, BELARUS	1,360	1993
PERM, RUSSIA	1,360	1993

2.1.5 尿素合成プロセス

(1) 尿素合成工程と代表的な尿素合成技術

尿素は、下記の反応式に従い、アンモニアとCO₂を高圧下の尿素合成反応器で直接反応させて合成する。尿素合成反応器出口液は反応生成物である尿素、水、AMMONIUM CARBAMATEと未反応のアンモニアを含む混合液である。

合成工程に後続する分離、回収および濃縮工程において、この混合液からAMMONIUM CARBAMATE、未反応のアンモニアおよび水を分解あるいは分離し、尿素有濃縮する。最後に造粒工程において、製品粒状尿素になる。



代表的な尿素合成技術としては、TEC-ACES法、SNAMPROGETTI法およびSTAMICARBON法がある。

以下にその特徴を述べるが、表VI-12および表VI-13に示すとおりで、最近の建設、運転の実績があれば、技術水準は同等と言える。また現実のプラントコストはほぼ同様であることや、これから述べるプロセス性能の比較差では、製品コストに及ぼす影響は微小なものとなるので、経済性も同等と言える。

今回の調査に当たっては、TEC-ACES法を採用して取り進めることとした。

表VI-12 尿素合成技術の比較

		TEC-ACES法	SNAMPROGETTI法	STAMICARBON法
圧力 (kg/cm ² G)		175	155	140
温度 (°C)		190	185	183
NH ₃ /CO ₂ モル比		4.0	3.3~3.6	2.95
CO ₂ の転化率 (%)		68	63~66	58
合成反応器内の滞留時間 (min)		36	50	60
省エネルギーの方法	CO ₂ のONE-PASS 転化率	高 い	高 い	比較的低い
	合成系のNH ₃ /CO ₂	高 い	高 い	低 い (低い合成圧となり昇圧エネルギーが少ない。また低圧の分解・吸収系のみとなり蒸気消費量少ない)
	ストリッパー	未反応物質の効率的分離 (特徴のある棚段塔の採用)	高NH ₃ /CO ₂ 比に基づく穏和な状態でのNH ₃ STRIPPINGによる効果的なSTRIPPING	低NH ₃ /CO ₂ 比と効果的なCO ₂ STRIPPINGによる高いSTRIPPING 効率と低残留NH ₃ 濃度
	分離・回収工程の凝縮熱の有効利用	蒸気の発生循環液の予熱尿素液の濃縮	蒸気の発生原料 NH ₃ の予熱尿素液の濃縮	蒸気の発生原料 NH ₃ の予熱尿素液の濃縮

表VI-13 尿素合成法の比較

		TEC-ACES法	SNAMPROGETTI法	STAMICARBON法
高い稼働率の理由	運転条件	高いNH ₃ /CO ₂ 比(4.0)の採用で穏和な合成条件(再始動が容易)	高いNH ₃ /CO ₂ 比(3.3~3.6)の採用で穏和な合成条件 回収 AMMONIUM CARBAMATE 濃度が低いので、腐食が少ない	低いNH ₃ /CO ₂ 比(2.95)の採用で低圧/低温の運転条件による高い信頼性 回収 CARBAMATE濃度が低いので、腐食が少ない 低圧(3kg/cm ² G)一段のみの回収系によるSIMPLEなPROCESSによる運転/MAINTENANCEの容易
	使用材料	STRIPPER & CARBAMATE CONDENSER に特に耐蝕性の高い材料を採用(MAINTENANCE が不要)	ストリッパーには TITANIUMを採用	合成系の機器に安価で耐蝕性の高い材料を採用
	機器の形式	炭酸ガス圧縮機、アンモニアポンプ & CARBAMATE PUMP に遠心式を採用	炭酸ガス圧縮機、アンモニアポンプ & CARBAMATE PUMP に遠心式を採用	炭酸ガス圧縮機、アンモニアポンプ & CARBAMATE PUMP に遠心式を採用
操業の安定性	防蝕用空気量	少ない(爆鳴気を作らない)	少ない(爆鳴気を作らない)	比較的多い(爆鳴気を作らない様に H ₂ 除去 SYSTEMを設置)
公害対策	凝縮水	尿素加水分解塔の設置(ボイラー給水として再利用)	尿素加水分解塔の設置(ボイラー給水として再利用)	尿素加水分解塔の設置(ボイラー給水として再利用)
機器の配置		架構内縦型配置(一部地上配置)	一部地上配置(AMMONIA EJECTORの使用)	架構内縦型配置(一部地上配置)

(2) TEC-ACES法

1) TEC-ACES法尿素合成技術の特徴

80基以上の従来法の実績をもとにした東洋エンジニアリング株式会社 (TEC) の先進的な省エネルギー尿素合成技術であるACES (Advanced for Cost and Energy Saving) は、韓国肥料会社の蔚山工場で最初の工業化設備600 MT/日 が1983年5月運転を始めた。1988年10月には、スペインのPESA FERTILIZANTAS ESPANOLAS 社のHEULVA工場に750 MT/日の設備が運転を開始した。

1993年2月には、バングラディッシュのURBA FERTILIZER FACTORY 社の1,422 MT/日の設備が運転を開始した。また、1994年2月には、インドネシアのP. T. PUPUK SRIWIDJAJA社の1,725 MT/日の設備が運転を開始する予定である。

(a) 省エネルギー尿素合成技術である。

- ① 合成反応器 (175kg/cuG、190°C) でのCO₂の尿素へのONE-PASS転化率が68%と高い。
- ② 特徴あるストリッパー (棚段付き濡れ壁塔) を採用して未反応物質を効率良く分離できる。
- ③ CARBAMATE CONDENSER で廃熱回収を有効に行なう。

(b) 次の機器を採用する事で、柔軟性を持った運転が可能である。

- ① 多機能ストリッパー (過剰アンモニアの断熱分離とCO₂ ストリッピングが行われる) の採用。
- ② 中圧分解/吸収系 (18kg/cuG) の採用。

(c) 高い稼働率が維持出来るよう設計されている。

- ① 耐蝕性の高い金属材料を採用し、機器の信頼性を高めている。特にストリッパーおよび CARBAMATE CONDENSERには特別の耐蝕性の高い材料を採用している。
- ② CO₂ 圧縮機、アンモニアポンプおよびCARBAMATE PUMPは遠心式のものを採用し、その実績が多くある。
- ③ 高いNH₃/CO₂比 (4.0) の採用で、穏和な条件で合成反応器が運転される。
- ④ 迅速で順調な始動が可能である。

(d) 安全性を高めるよう設計されている。

- ① 使用されている金属の不働態化（防蝕）のための空気の所要量が少ないので爆鳴気の廃ガスを作らない。

2) TEC-ACES法尿素プラント建設実績を表VI-14に示す。

表VI-14 TEC-ACES法尿素プラント建設実績

会社名	国名	プラントの能力(MT/日)	商業運転開始年月
韓国肥料	韓国	600	MAY, 1983
FESA FERTILIZANTES ESPANOLES SA.	SPAIN	750	OCT., 1988
UREA FERTILIZER FACTORY LTD.	BANGLADESH	1,422	FEB., 1993
P. T. PUPUK SRIWDJAJA (No. 1)	INDONESIA	1,725	MAR., 1994
P. T. PETROKIMIA GRESIK	INDONESIA	1,400	MAR., 1994
P. T. PUPUK SRIWDJAJA (No. 2)	INDONESIA	1,725	FEB., 1994
渭河化肥廠	中国	1,760	1995 (予定)

(3) SNAMPROGETTI法

1) SNAMPROGETTI法

2,250 T/日の大型設備を含め50基以上の実績があり、次のような特徴を持っている。

(a) 省エネルギー尿素合成技術である。

① 合成反応器でのCO₂転化率が63~66%と高いので、分離、回収工程で消費される蒸気が少なくなる。

① 高圧、中圧、低圧の三段階で行われる分離、回収工程でのアンモニアとCO₂の凝縮時に発生する熱は有効に回収される。

(b) 穏和な運転条件によって高い稼働率が期待出来る。

① 合成反応器は高いNH₃/CO₂比(3.3~3.6)で運転される。

② AMMONIA STRIPPING法では、装置内の液は常にアンモニア過剰になるため、腐蝕が少なく稼働率が向上する。

③ 回収AMMONIUM CARBAMATE液濃度が比較的低いため、装置の腐蝕が少なく、また運転中の液の固結の心配がないので、高い稼働率が得られる。

④ ストリッパーの材料には耐蝕性の優れたTITANIUM材を使用しているため運転条件の変動に耐える。

⑤ 防蝕用に加える空気の量が少なく、爆発性のガスの生成を防止出来、安全な運転が出来る。

(c) 地上配置

ストリッパー凝縮分離ガスを合成塔へ循環させるために独自に開発した液体エジェクターを採用しており、これにより周辺機器の水平地上配置が可能となり、架構がより低く小さくなり、また保守点検が容易となる。

(d) 排水処理

長年の経験による設計の加水分解器を含む排水処理設備にて処理することにより、プロセス排水はボイラーの補給水として再利用される。

2) 1990年以降のSNAMPROGETTI法尿素プラント建設実績を表VI-15に示す。

表VI-15 SNAMPROGETTI法尿素プラント建設実績(1990年以降)

会社名	場所/国名	プラントの能力 (MT/日)	運転開始年 /現状
CNTIC	HENAN, 中国	1,750	1990
CNTIC	SICHUAN, 中国	1,765	建設中
CNTIC	SICHUAN, 中国	1,750	建設中
CNTIC	LIAONING, 中国	1,765	建設中
CNCCC	HEBEI, 中国	400	建設中
CNCCC	SHANXI, 中国	400	建設中
CNCCC	HENEN, 中国	400	建設中
CNCCC	BEIJING, 中国	400	建設中
NAGARJUNA FERTILISERS & CHEMICALS LTD.	KAKINADA, INDIA	1,500	建設中
NATIONAL CHEMICAL FERTILIZER CO.	AL JUBAIL, SAUDI ARABIA	1,500	1990
JAMUNA FERTILIZER CO. LTD.	JAMALPUR, BANGLADESH	1,700	1992
TATA FERTILIZERS LTD.	BABRALA, INDIA	1,125	建設中
TATA FERTILIZERS LTD.	BABRALA, INDIA	1,125	建設中
CHAMBAL FERTILIZERS LTD.	GADEPAN, INDIA	1,125	建設中
CHAMBAL FERTILIZERS LTD.	GADEPAN, INDIA	1,125	建設中
FAUJI FERTILIZER CO.	GOTH MACHHI, PAKISTAN	1,925	建設中
CNMIBC	SHANXI, 中国	400	建設中
MINISTRY OF INDUSTRY - FERTILIZER PROJECT COMM.	KHOR AL-ZUBAIR, IRAQ	1,750	建設中
MINISTRY OF INDUSTRY - FERTILIZER PROJECT COMM.	KHOR AL-ZUBAIR, IRAQ	1,750	建設中
BINDAL AGRO CHEM. LTD.	SHAJAHANPUR, INDIA	1,125	建設中
BINDAL AGRO CHEM. LTD.	SHAJAHANPUR, INDIA	1,125	建設中

(4) STAMICARBON 法

1) STAMICARBON CO₂ ストリッピング法尿素合成技術の特徴

STAMICARBON 社のCO₂ STRIPPING 法は、1965年に第一号商業装置が建設されて以来、現在までに全世界に約 200基の実績を有し、しかも 1,500 T/日以上
の大型装置でも40基の実績があり、長年にわたり蓄積されたCO₂ STRIPPING 法
に係わる運転上、および装置設計上のノウハウと、たゆまざる技術改良が相ま
って世界で最も信頼されている尿素合成技術の一つとなっており、次のような
特徴を持っている。

(a) 省エネルギー尿素合成技術である。

- ① 合成系および低圧回収系において最適なNH₃/CO₂ モル比が採用されている。
特に合成系は、NH₃/CO₂ モル比が共沸点に近い2.95で運転されており、
他プロセスに比べ比較的低い圧力、温度条件で高いCO₂ およびNH₃ 転化率
が得られる。
- ② 中圧および低圧の二段からなる回収系を採用する他プロセスと異なり回
収系は一段の低圧回収系で十分なので、この分用役消費量が少ない。
- ③ AMMONIUM CARBAMATEの生成熱は高圧CARBAMATE CONDENSER で低圧蒸気の
発生として回収され、プロセス内の熱源として一部消費された後、余剰の
低圧蒸気は、CO₂ 圧縮機の駆動機である蒸気タービンの駆動源の一部とし
て利用される。
- ④ 合成系の機器の配置は出来るだけ重力流れを利用する様に配置されてお
り、余分なエネルギーの消費を最小にする。

(b) 簡単なプロセス構成になっている。

- ① 尿素合成液に含まれている未転化の NH₃および CO₂の75%以上が合成圧
のまま循環再使用されるので、ストリッパーから出てくる尿素合成液は
未転化の NH₃および CO₂を僅かしか含んでおらず、また NH₃/CO₂のモル比
も2で出てくるので、中圧および低圧の二段からなる回収系を採用する他
のプロセスとは異なり、回収系は一段の低圧回収系で十分である。

(c) 高い安全基準に基づいて設計されている。

- ① 原料 CO₂ガス中に不純物の一部として存在する水素と、合成系で使用さ
れている金属の防蝕目的で導入される空気中の酸素はプロセス内でNH₃,

CO₂ および H₂Oが完全に凝縮した後のTAIL GASの主要成分となり、可燃性ガスとなる。

STAMICARBON 法では、上述の様な可燃性ガスの生成を防止するために、触媒によるCO₂ 中のH₂除去システムの設置を設計の標準としている。

- ② 上記①項で述べたH₂除去システムの設置に加え、尿素合成反応器から出てくる未反応 NH₃および CO₂を含むガス中から NH₃および CO₂を凝縮し回収するための高圧スクラバーの更なる安全を確立するために、特殊な設計がなされている。

(d) 高い稼働率が実証されている。

- ① 合成系の運転が以下に述べるような穏和な条件下で行われていることに加え、30年を越えるCO₂ STRIPPING 法における経験、注意深い材料選定、詳細な溶接方法に対する仕様、機器製作時における厳格な検査等により腐食問題が実際上ないと考えてよい。

- 穏和な運転温度： 183℃（尿素合成反応器）
- 尿素合成反応器における低い NH₃/CO₂モル比： 2.95
- 重力流採用によるプロセス流体の低い流速
- 十分に高い酸素濃度

- ② 主要回転機（CO₂圧縮機、高圧アンモニアポンプおよび高圧CARBAMATEポンプ）への遠心式の採用。

- ③ 容易、且つ短時間に行える運転開始および運転停止（緊急時を含む）操作方法。

2) STAMICARBON 法尿素プラント建設実績（1985年以降受注の分）を表VI-16に示す。

表VI-16 STAMICARBON 法尿素プラント建設実績 (1985年以降)

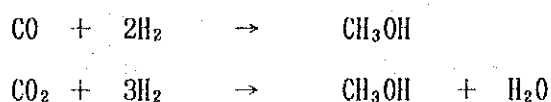
会社名	国名	プラントの能力 (MT/日)	受注年
STATE ORGANIZATION OF INDUSTRIAL DESIGN AND CONSTRUCTION	IRAQ	1,750	1985
PUPUK KALIMANTAN TIMUR	INDONESIA	1,725	1985
STATE ORGANIZATION OF INDUSTRIAL DESIGN AND CONSTRUCTION	IRAQ	1,750	1989
SAFERCO PRODUCTS INC.	CANADA	2,000	1990
KARNAPHULI FERTILIZER CO.	BANGLADESH	1,725	1990
SAUDI ARABIAN FERTILIZER	SAUDI ARABIA	1,800	1991
C. F. INDUSTRIES	USA	810	1991
KHORASAN PETROCHEMICAL CO.	IRAN	1,500	1991

2.1.6 メタノール合成プロセス

(1) メタノール合成工程と代表的な合成技術

1) 工程の説明

石炭ガス化工程、ガス精製工程を経て、ガス中の H_2/CO 比が約2に調整された合成ガスはメタノール合成工程に入って、合成ガスコンプレッサーにより合成圧力近くまで昇圧された後、合成ループの循環ガスと混合され、このコンプレッサーの最終段で合成ループの圧力損失分が圧縮されて合成圧力となる。この合成ガスは反応済み合成ガスと熱交換して予熱されてからメタノール合成塔に供給される。メタノール合成塔内の合成触媒上で、次の反応式によりメタノールが合成される。



メタノール合成塔出口ガス中の生成メタノールは冷却水によって冷却され、凝縮し、次に入るメタノール・セパレーターで、液体メタノールと未反応合成ガスに分離される。

この未反応合成ガスの一部はイナートガスの蓄積を押える為パージガスとして外部へ放出され、大部分は循環ガスとして、合成ガスコンプレッサーに送られる。

また、液体メタノールは水分をはじめ、副反応による若干の不純物質を含むため、減圧された後、精製する為蒸留装置に送られる。蒸留装置からはほぼ純粹のメタノールが得られ、これは製品として貯槽に送られ、その一部は酢酸合成の原料として酢酸プラントに送られ、残りは出荷される。

2) 代表的なメタノール合成技術

メタノール合成技術としては、MGC/MHI法、TEC/ICI法、LURGI法、TOPSOE法、KELLOGG法等があるが、いずれの方法もプロセス構成上は基本的に同じと言え、メタノール合成塔に特徴を有している。

ここでは、代表的なものとして、MGC/MHI法、TEC/ICI法の2つを取上げ、メタノール合成塔を中心として比較を行なう。

最近の建設、運転の実績からは、技術レベルは同等であると言える。また経済性について言えば、メタノール合成の上流プラントが占める比重が大である。

したがって、メタノール合成プロセスにおけるプラント・コストやプロセス性能上の差が、表VI-17の比較表に示す如くであれば製品コスト全体に及ぼす影響は微小なものとなるので経済性も同等と言えるので、本調査では、MGC/MHI法を採用して取り進めて行くこととした。

表VI-17 メタノール合成技術の比較

	MGC/MHI 法	TBC/ICI法 (MRF)
合成塔形式	二重管式熱交換器型	多段放射状流型
据付	縦 型	縦 型
合成圧力 (kg/cm ² G)	50~100	50~100
合成温度 (°C)	200~300	210~270
触媒層温度制御	自己熱交換/ 管外水冷却併用	管内水冷却
ガス流れ方向	軸方向	放射方向
合成ガスの予熱	外置熱交+内蔵熱交併用	外置熱交
合成反応熱の回収	40kg/cm ² G 飽和スチーム発生	35~40kg/cm ² 飽和スチーム発生
触媒の出し入れ	容 易	容 易
触媒メーカー	MGC	ICI
触媒形状	Pellet	Pellet
触媒寿命 (期待値)	5年	5年
合成塔出口 メタノール濃度	14 mol%以上	6~7 mol%

(2) MGC/MHI法メタノール合成技術

1) 沿革

MGC プロセスによるメタノールプラントは1951年に最初の生産を開始して以来、絶えず改良発展を続けて現在に至っている。

1983年にはMGCとMHI共同でSaudi Arabia向けに1,815 MT/日の世界最大級のメタノールプラントをModule工法で完成して、建設直後より順調な運転を続けており、本プロセスの優秀性と高信頼性を示している。

この間MGCとMHIは共同で新しい低圧メタノール合成反応器 (Superconverter) を開発し、1984年にパイロットプラントの運転により、その優秀な特性を実証している。

又このSuperconverterは、1993年4月に520 MT/日の商業プラントを建設し、実証運転完了し、これにより予期した通りの成果を収めているので、高性能のみならず高信頼性を実証したことになる。

2) MGC/MHI法メタノール合成技術の特徴

ここでは主としてSuperconverterの特徴を以下に述べる。

- ① 高いone pass conversion
- ② 少い循環ガス量
- ③ 少い動力消費
- ④ 熱回収率が高い (反応熱の有効な回収)
- ⑤ 少い冷却水量
- ⑥ 反応器外の熱交換器が小さくて済む。
- ⑦ 配管sizeを小さく設計できる。

上記を総合して、superconverter採用による効果はエネルギー消費の節減に於て特に顕著であり、0.7kcal / t-MeOHに達する。

しかもプラントコストもユーティリティ設備を含めたグラスルーツプラントでは削減される。上記の④は詳しく言えば、圧力40kg/cm²G 以上のスチーム発生により他合成塔形式より高レベルのエネルギー回収が行われており、しかもその発生量が多いということの意味する。通常メタノール1トン当たり1トン以上のスチームを発生する。これは動力用蒸気として利用することが可能であるという利点を与えている。

上記の諸特徴を生ずる最大の理由は、Superconverterが触媒に最適温度分布を与えるような構造を実現しているということである。このことは、触媒の冷却をスチーム発生を伴うボイラ水での冷却及び、合成塔フィードの冷ガスによる冷却の両方法により理想的な温度分布を実現していることを意味している。これが型式上の特徴である二重管型反応器の意義でもある。この型式では、二重管の円環部分に触媒が充填されており、内管をフィードの冷ガスが、胴側をボイラ水が流れている。

また、このプロセスでは、寿命5年の商業実績を有する優秀な MGC触媒を使用しており、コンプレッサー、タービン、高圧製缶品等の主要機器については MHI の信頼度の高い製品のいくつかを適用できることも利点として数えることができる。

3) MGC/MHIメタノール合成技術の実績

MGC プロセスとしては現在に至るまで12基の建設実績を数え、世界各地で稼動しているが、ここではそのうちMGC /MHI が協同して建設した実績（建設中のものも含む）に絞って表VI-18に示す。

表VI-18 MGC/MHI法メタノールプラント建設実績

会社名	国名	プラントの能力 (MT/日)	稼動開始年/現状
三菱ガス化学	日本	800	1975
Saudi Methanol Company	Saudi Arabia	1,815	1983
Saudi Methanol Company	Saudi Arabia	1,906	1991
Methanol de Oriente, Metor, S. A.	Venezuela	2,200	1994/建設中
三菱ガス化学	日本	520	1993

(3) I. C. I. 法メタノール合成技術

I. C. I. 法低圧メタノール合成技術は、全世界で50基以上の実績があり、その優秀性が認められている。I. C. I. 法の優位性は次の点である。

- 世界のメタノールプラントにおける高い占有率
- 高い技術的信頼性
- 高い一系列当りの生産能力
- 触媒性能とその保証に対する自信

1) 世界で最も信頼性の高い技術

I. C. I. 法低圧メタノール合成技術は、この25年間メタノール製造技術に極めて大きな影響を与えている。

I. C. I. 社は、1966年英国のBILLINGHAMで最初の低圧メタノールプラントの商業運転に成功した。それ以来I. C. I. 法はメタノール合成の先進的技術として顕著な信頼性を得ている。現在I. C. I. メタノール合成技術は、全世界のメタノール市場で約75%を占めており、その累積生産量は約 1,400万 T/年になる。

2) 長寿命、高活性の合成触媒

I. C. I. 社は、1950年代後半から銅系のメタノール合成触媒の研究を開始した。1980年代末に、I. C. I. 社はメタノール触媒I. C. I. 51-2に替わるI. C. I. 51-3を発表した。この触媒は以前のものに比べ、寿命がより長く、活性がより高く、副生成物のより少ない触媒である。この触媒は、I. C. I. 社のBILLINGHAMの1,500 MT/日メタノール工場で6年以上の運転実績がある。

最近になって、I. C. I. 社は安定剤としてMAGNESIUM を使用した触媒I. C. I. 51-7を使用し始めた。この触媒は、I. C. I. 51-3 より、更に寿命が長く、活性も良いもので、すでに4プラントで実用に供されている。また、近々さらに1プラントでも実用に供されようとしている。

3) 様々な形式のメタノール合成塔の選択が可能

a) I. C. I. 社の「QUENCH COOLED CONVERTER」

I. C. I. 社の「QUENCH COOLED CONVERTER」は、最近40年間で、最も建設実績のある合成塔で、その運転性と制御性の良好な事は良く知られている。

「QUENCH COOLED CONVERTER」は、LOZENGE と呼ばれる冷却管によって仕切られる三ないし六触媒層から成り立っている。触媒層の温度を制御するた

めのQUENCH GASは、連続触媒層に挿入されているこのLOZENGE と呼ばれる冷却管から、触媒層の全断面に平均的に行きわたるように導入される。

クエンチガスとして、100 - 150°Cのガスを使用するWARM QUENCH 方式を採用した場合には、合成塔出口で150 - 270°Cの廃熱の回収が可能になる。

b) I. C. I. 社の「TUBE COOLED CONVERTER」

約 150°Cまで予熱されたガスが合成塔に導入され、マニホールドを経て、触媒層に多数設置されているCONVERTER TUBEに入る。このCONVERTER TUBEを上昇しながら、ガスは約 240°Cまで加熱され、CONVERTER TUBEの上部に達する。次にガスは反転して、触媒層に入り、メタノール反応が行われる。

この型の合成塔では、合成塔出口で約250 - 270°Cの廃熱の回収が可能になる。

この型の合成塔の有利性は、最高反応速度線上に近い操作が出来るので相対的に触媒量が少なくできることで、小さい合成塔に出来ることである。

この型の合成塔は、3基の実績がある。その内の1基は、4年以上の運転実績をもっている。

c) TEC/ICI 法「STEAM RAISING CONVERTER」

この型の合成塔としては、東洋エンジニアリング(株)が開発したMRF CONVERTER がある。

このMRF CONVERTER (MULTI-STAGE INDIRECT COOLING TYPE RADIAL FLOWの略)は、壱型の圧力容器とその中に納められた多数の水冷管を持った触媒容器から出来ている。水冷管は、触媒層断面で見ると、複数の同心円上に配置されている。

この構造によって、断熱反応域と反応熱除去域が交互に配置される事になる。

この型の合成塔の有利性は、最高反応速度線上近くで、等温操作が出来るので触媒量が少なくできること、ガスが半径方向に流れるので圧力損失が小さいこと、反応熱が中圧蒸気の発生に効率良く利用できることである。

この型の合成塔は、2基の実績がある。その内の1基は、TRINIDAD TOBAGO METHANOL社向けの300 MT/日メタノールプラントで3年以上の運転実績を持っている。もう1基は、中国の四川省万県の川東化学工業公司向けの

315 MT/日メタノールプラントで採用され、1996年稼働予定である。

4) 現在建設中あるいは設計中のI. C. I. 法メタノールプラント

I. C. I. 法メタノールプラントの建設実績は、全世界で45基であり、さらに表VI-19に示すプラントが建設中あるいは設計中である。

表VI-19 現在建設中あるいは設計中のI. C. I. 法メタノールプラント

会 社	国 名	生産能力(MT/日)
PEMEX	MEXICO	2,500
CARIBBEAN METHANOL COMPANY	TRINIDAD	1,500
SUPERMETANOL	VENEZUELA	2,000
川東化学工業公司	中 国	315

2.1.7 酢酸合成プロセス

(1) 酢酸合成工程と代表的な合成技術

現在工業的に実施されている酢酸製造プロセスは、大別すると

- ① アセトアルデヒド酸化法
- ② 炭化水素液相酸化法（原料：n-ブタンおよびナフサ）
- ③ メタノール・カルボニル化法（BASF法およびBP CHEMICALS法）

となり、この順で工業化されてきた。

1) アセトアルデヒド酸化法

かつて、日本ではカーバイド→アセチレン→アセトアルデヒド→酢酸のルートで作られていたが、今日ではアセトアルデヒドの製法はエチレンからの合成法（Hoechst-Wacker法）に変わった。

本法は完熟された技術であり、技術の改善による収率向上に対する期待は将来とも望めそうにない。

将来予想されるナフサ価格の上昇はエチレンの価格上昇をとめない、延いてはエチレンから製造されるアセトアルデヒド、さらにアセトアルデヒドから製造される酢酸まで影響がおよび、技術改善が望めない現在、本法によるコスト競争力は確実に低下しつつある。

2) 炭化水素液相酸化法

アセトアルデヒド法同様、ここでも原料のブタン或はナフサがこのプロセスの経済性を左右する。安価なブタンが入手可能であるということで本プロセスを採用してきたアメリカにおいてさえ、次に述べるメタノール・カルボニル化法がとって変わろうとしている。

3) メタノール・カルボニル化法

メタノールのカルボニル化による酢酸合成技術はかなり古くから知られていた。1960年、BASF社は世界で最初にメタノール法による酢酸の商業装置を建設した。

しかしながら、BASF法は後述するBP CHEMICALS法に較べ反応圧力が非常に高かったこと（530atm）、また酢酸に対するメタノールの転化率が87%と低く、COの転化率も59%と低かったために、現在ではBASFプロセスに対する関心が失なわれつつある。

そこで登場してきたのがBP CHEMICALS法（旧 MONSANTO法）である。

1968年MONSANTO社はBASF社のCo（コバルト）触媒にかわって、Ir（イリジウム）またはRh（ロジウム）触媒をベースにI（ヨウ素）剤を促進剤に用いて圧力 28kg/cm²、温度 175℃という温和な条件で酢酸の合成を可能ならしめる製造プロセスの開発に成功した。

1970年にTexas Cityに年産13.5万トンの最初の酢酸プラントが稼動して以来、途中BP CHEMICALS社による本プロセスの買収があったものの、その後の実績は順調に伸びており今や10数基を数えるに至っている。

BP CHEMICALS法であれば、水素、一酸化炭素に起因する副生物はほとんどなく、酢酸のメタノール基準選択率は99%と非常に高い値であり、また一酸化炭素基準選択率も90%以上といわれている。

本BP CHEMICALS法の台頭以来、世界で運転されている年産10万トン以上の酢酸プラントのほとんどが本法を採用している。

上述の理由から、神木炭石炭化学コンプレックスでも、酢酸製造能力が20万トン/年の大型規模装置でもあり、BP CHEMICALS法メタノール・酢酸プロセスをベースに検討を実施することにした。

(2) メタノール法酢酸プロセスの特徴

メタノールと一酸化炭素の反応で酢酸を得る反応式は次に従う。



反応条件は供給される一酸化炭素の純度にもよるが、一般には 150~200℃の温度条件で圧力28~70kg/cm²のもとで酢酸は合成される。

この時使用される触媒はIr（イリジウム）又はRh（ロジウム）の選択となるが、これまでの商業装置では、Irより若干活性面で優れているRhが触媒に採用されてきている。

一方、反応促進剤となるヨウ素化合物はHI（ヨウ化水素）又はCH₃I（ヨウ化メチル）の形でRh触媒との組み合わせで酢酸合成反応器へ供給される。

Rh触媒およびヨウ素化合物はともに酢酸溶液に溶けた状態で使用される。実際には、Rh触媒は酢酸溶液の中でRhを中核に廻りにCO（一酸化炭素）とヨウ素が配位した化合物で存在する。

酢酸製造装置は通常次の3工程から構成されている。

- ① 触媒調合工程
- ② 酢酸合成反応工程
- ③ 酢酸精製工程

①の触媒調合工程は、使用済触媒の再生と触媒調合であるため、その運転はバッチ式であるが、②と③の工程は連続で運転される。

(3) メタノール法酢酸プロセスの実績

MONSANTO社からBP CHEMICALS社にライセンス権が移行してから、BP CHEMICALS社による実績リストの公表は一切なされていない。

次の表VI-20の実績リストは、一般プロジェクトニュースから資料収集し、まとめたものである。

表VI-20 メタノール法酢酸プラント建設実績

会社名	国名	現有能力 (MT/年)	稼動開始年
Monsanto	米 国	225,000	1970
Celanese		363,000	1978
National Distillers (U. S. Industrial Chemicals)		272,000	1980
協同酢酸	日 本	180,000	1980
Rhone Poulenc	フ ラ ン ス	225,000	1980
TECHMASHIMPORT	ソ 連	150,000	1980
協同酢酸	日 本	225,000	1981
BP Chemicals	イ ギ リ ス	181,000	1982
MSK	ユーゴスラビア	100,000	1983
CPDC	台 湾	90,000	1992
SAMSUNG	韓 国	150,000	1992
協同酢酸	日 本	380,000	1992
TECHMASHIMPORT	ソ 連	150,000	1994
GNFC	イ ン ド	50,000	1995
SHANGHAI WUJING	中 国	100,000	1996
LEUNA	ド イ ツ	200,000	計画中
RHODIA, Rhône Poulenc	ブ ラ ジ ル		計画中

(4) BP CHEMICALS社の技術施策と今後の課題

神木炭石炭化学コンプレックスでは、メタノールはコンプレックスでの主要製品であること、並びに一酸化炭素は石炭ガス化装置の下流側で深冷分離法にて経済的かつ容易に石炭ガスより分離生産できることから、メタノールと一酸化炭素を原料とするメタノール法酢酸プロセスは、本コンプレックスに適合する最適プロセスと考えられる。

このメタノール法酢酸プロセスのライセンサーは、上述した通りBP CHEMICALS社である。BP CHEMICALS社の本プロセスに係る技術開示はFSといえども協力を得ることが困難であり、技術供与にいたっては、極めて厳格な製品市場管理政策のもとで実施されているといわれる。すなわち、技術供与するに足りうるマーケットが近い将来中国に存在し得るか、更には中国との共同事業の可能性等中国を取りまく諸条件を勘案し最終的判断がなされる。

現時点では、BP CHEMICALS社はFSのための技術開示や技術供与の判断を下す具体的条件が揃っていないと考えている。

この様な状況下で、BP CHEMICALS社は本コンプレックス用の技術データ作成の依頼に応じない。したがって、これまで発表されてきた報文等での公知技術データを駆使し技術資料の作成を行なった。

将来、開示されるであろうBP CHEMICALS社作成の技術データとは若干異なることもあるかも知れないが、コンプレックス全体でみた場合、それによる経済性の影響は僅少であると考えている。

先ずは、今後努力しなければならない点は、中国国内でのマーケット調査であり、さらにはマーケットの開発である。

かかる努力の成果があってはじめてBP CHEMICALS社と話合うことができかつBP CHEMICALS社の協力を得ることが出来る。

BP CHEMICALS社の基本方針に対する中国側の理解と中国国内における酢酸販売先の確保が必要である。

2.1.8 硫黄回収プロセス

石炭ガス化装置より発生する硫化水素含有酸性ガスから硫黄分を除去するために、硫黄回収装置が設置される。硫黄回収プロセスは、クラウス法と湿式空気酸化法の二つに大別される。

湿式空気酸化法は、吸収塔で触媒を含有させた吸収溶液により硫化水素を吸収し、酸化塔で硫化水素を吸収した吸収溶液に空気を吸込むことにより硫化水素を単体硫黄に酸化する方法である。この方法は、回収した硫黄の純度が低くなるとともに、発生する非常に高いCOD濃度の廃液を処理するために高価な排水処理設備を設けて公害の防止を図る必要がある等の欠点を有する。

クラウス法は、高純度の硫黄を回収することができるとともに、湿式空気酸化法のような廃液を発生させない利点を有している。したがって、本装置にはクラウス法を採用するものとする。本クラウス法のプロセスフローは次に記すように、燃焼反応炉と3段のクラウス反応器の組合わせである。

本装置に供給された硫化水素含有酸性ガスは、多量の炭酸ガスを含有し発熱量が低い蒸気により予熱された後、燃焼反応炉に送られ部分燃焼され、硫化水素の1/3が亜硫酸ガスに転化される。燃焼反応炉では、同時にクラウス反応により硫化水素と亜硫酸ガスが反応し、硫黄蒸気が生成する。燃焼反応炉を出たプロセスガスは、ボイラーで冷却され硫黄蒸気が液化分離される。硫黄蒸気が液化分離されたプロセスガスは、蒸気で再加熱されて反応器に入り、反応器に充填されたクラウス触媒により残存する硫化水素と亜硫酸ガスが反応し硫黄蒸気が生成する。反応器を出たプロセスガスは、ボイラで冷却され硫黄蒸気が液化分離される。さらに、同様な再加熱、反応器、ボイラの工程を2度繰返した後、プロセスガスは、焼却炉で焼却処理されて大気に排出される。

液化分離され回収された単体硫黄は、硫黄ピットに集められた後、硫黄貯蔵出荷設備に送られる。硫黄貯蔵出荷設備では、硫黄タンクに液状硫黄を貯蔵し、硫黄固化設備で液状硫黄をフレーク状に固化して出荷する。

2.1.9 都市ガスプロセス

石炭ガス化設備で発生する合成ガスを原料として、燃焼性領域6Cの中カロリーの都市ガスを製造するものとする。本設備の都市ガスプロセスは、プロセスの簡略化と用役使用量の低減に配慮し、多段メタネーション法を採用する。本プロセスのフローを次に記す。

高圧の原料の合成ガスは予熱された後、ガスエキスパンダーにより減圧され、動力が電気で回収される。ガスエキスパンダーを出た合成ガスは、ガードベッドに入り合成ガスに含まれる微量の硫黄分が除去される。

脱硫された合成ガスの一部は分岐された後、蒸気を添加され、予熱されてメタネータに入り、メタンが生成する。このメタネータを出たガスは、脱硫された合成ガスの残りの一部と混合冷却されて、次のメタネータに入り、メタンが生成する。さらに、このメタネータを出たガスは、脱硫された合成ガスの残りとは混合冷却されて、次のメタネータに入り、さらにメタンが生成する。このメタネータを出たガスの一部は分岐し、最終段のメタネータに入り、メタンを生成した後、分岐した残りのガスと混合される。メタネーション反応は発熱反応であり、生成した高温の熱は蒸気として回収される。

多段のメタネータを出たガスは常温まで冷却された後、後工程で水分が凝縮するのを防ぐため脱湿器により水分が除去される。脱湿されたガスは付臭された後、都市ガスとして送出される。尚、都市ガスの需要と製造量のバランスをとるために球形ガスホルダーが設置される。

2.2 生産設備の全体構成

2.2.1 概説

前述第IV章の石炭を原料として用いガス化して合成ガスに転換し、それによりアンモニア、尿素、メタノール、酢酸、都市ガスを製造し、出荷外販する（アンモニアは外販しない）ための全てのプロセスユニットを以って、本コンプレックスの骨格が構成されている。

この構成が第VII章〔1.1.1 ブロックフロー〕に添付されている図VII-1のブロックフローダイヤグラムに示されている。

これが生産設備であり、以下にその考え方を全体について並びに、各プロセスについて分けて記述する。

ここで注目すべき点は、本コンプレックスが都市ガス生産設備を含んでいることであり、そのため通常の意味の化学工業プラントを複数集合したコンプレックスにない様々な考慮を要求していることになる。その考慮をした結果、本来簡単であるべき本コンプレックスのブロックフローダイヤグラムがかなり複雑化している。

以下の2.2.2で、その原因である都市ガス事業の特性について認識するため様々な側面を記述してみる。

その後、2.2.3および2.2.4でそれに対処するため、本コンプレックス構成の中で、如何なる考慮を行うべきかを中心に記述していく。

これは都市ガス生産が本コンプレックスの持つ機能として、建設予定地において期待されていることから、省略できない重要事項であると考えられるからである。

2.2.2 都市ガス事業の特性

(1) 都市ガス事業の公共性

都市ガスは、電力、LPG等と同様に、家庭用及び商公用燃料ならびに工業用のエネルギー源として重要な役割を担っている。

したがって、都市ガス事業は、一般化学品製造事業とは異なり、極めて高い公共性を持っていることを念頭におく必要がある。

(2) 都市ガスの安定供給

公共性を満足するには、まず、都市ガスを365日、需要量の変動に応じて、安定供給することが必要である。

この要件を満足するために、本コンプレックスでは、定修時においても、計画（設計）製造量の50%は供給し得る計画としている。

(3) 都市ガスの品質

都市ガスの品質（発熱量、組成、不純物含有量、供給圧力）は、需要家が都市ガスを便利・安全に使用できるように、規定値を満足していることが必要である。

(4) 都市ガスの燃焼性整合の必要性

コンプレックスの建設予定地である包頭市では、既に、市街区（青山区、昆都侖区）の家庭に都市ガスが供給されている。

この都市ガス（既存都市ガス）は、包頭市煤気会社が包頭製鉄所から購入しているコークス炉ガスであり、ガス導管を通じて各家庭に供給されている。

包頭市では、コンプレックスの都市ガスプラントが建設された場合、都市ガスの安定供給とガス導管の効率的な運用を図るため、既存都市ガスとコンプレックスの都市ガスとのガス導管を接続し、共通化する計画である。

ガス導管を共通化した場合、需要家で使用している同一のガス消費機器に対して、既存都市ガス、コンプレックスの都市ガス、両ガスの混合ガスが不規則に供給される可能性がある。

そこで、いずれの都市ガスが需要家のガス消費機器に供給された時にも、正常な燃焼が安定して得られるようにするために、既存都市ガスとコンプレックス都市ガスの燃焼性（Wobbe指数と燃焼速度で規定される）が、ガス消費機器の燃焼互換域（Wobbe指数を縦軸、燃焼速度を横軸として範囲を規定された区域）内にあることが必要となる。

両方のガスを比較すると、品質の点では、発熱量、不純物含有量、酸素含有量のいずれも中国の国家標準値を満足しているが、既存都市ガスは、比重が小さいのでWobbe指数が大きく、かつ、水素含有量が多いので燃焼速度が速い。

中国の城市煤気設計規範においては

- ① Wobbe指数の標準値 $\leq \pm 5\%$
- ② ガス燃焼性のその他の数値はガス消費機器の燃焼性の要求と互いに適合しなければならない。

とされている。

したがって、両ガスの燃焼性の相違を解消、克服するための対策を施す必要が

あり、以下、対策案について記述する。

『既存都市ガスの燃焼性をコンプレックス都市ガスに合わせる』

この対策案は、既存都市ガス（包頭製鉄所のコークス炉ガス）に高炉ガス及びLPGを適正な割合で混合し、燃焼性を調整した都市ガス（調整都市ガス）とするものである。ここに、中国の城市煤気設計規範に基づき、調整都市ガスの品質条件として、

- ① 燃焼性 : コンプレックスの都市ガスと同一の燃焼性領域内にある。
- ② 高位発熱量 : 4,500Kcal/Nm³
- ③ 容積百分率 : CO ≤ 10%
O₂ < 1%

とした場合の成分ガス混合量、調整都市ガス量を例示すれば

		(調整-1)	(調整-2)
コークス炉ガス	Nm ³ /d	100,000	100,000
高炉ガス	Nm ³ /d	38,500	11,200
LPG	Nm ³ /d	5,020	784
	T/d	12.3	1.9
調整都市ガス	Nm ³ /d	143,520	111,984

となるが、(調整-1)と(調整-2)の中間の調整も可能である。

本対策案では、都市ガス源の一つとして、新たに高炉ガスを利用することになるので、LPGを単独で供給する場合と比較すれば、約1,000～3,500戸の都市ガス供給戸数増加を見込むことができる。

包頭市の計画では、2000年に10万戸の家庭にLPGを供給することになっている。これらの家庭の1戸当りの消費熱量は都市ガス使用家庭と同じとすると、1日当りのLPG合計使用量は約67Tと見込まれる。これに対し、調整都市ガスに要するLPGは1日当り最大12.3T、最小1.9Tであり上記の約67Tよりはるかに少量である。

それ故、LPG約67Tの一部を調整ガス用に振り向ければ、上述のように、都市ガス供給家庭の増加を見込むことができる。

本対策の有利な点は

- ① 包頭市のガス導管の共通化計画に合致し、導管の効率的な運用が可能となり、都市ガスの安定供給に役立つ。

- ② コンプレックス都市ガスと燃焼性領域が共通となり、需要家のガス消費機器での燃焼状態が正常に安定する。
- ③ 既存都市ガスより約10～40%の増量となり、都市ガスを利用できる家庭が増加する。
- ④ 調整都市ガスとコンプレックス都市ガスは同発熱量となるから料金取扱が便利である。

などであり、十分、採用に値するものと考えられるので、今後、包頭市当局、包頭市煤気公司、包頭製鉄所等の関係機関にて、さらに協議・調整されるよう推奨する。

『既存都市ガスの燃焼性をコンプレックス都市ガスに合わせない』

この場合、需要家でのガス燃焼状態が不良・不安定となることを避けるため

- ① ガス導管の共通化計画を取止める。
- ② 既存ガス導管をコンプレックス都市ガスのガス導管として利用する場合は、既存都市ガスがコンプレックス都市ガスに混入しないように、ブロック弁で区切り、既存都市ガス供給区域とコンプレックス都市ガス供給区域を分離する。
- ③ 既存都市ガスとコンプレックス都市ガスは燃焼性が異なるため、既存都市ガス供給区域で使用していたガス消費機器を、コンプレックス都市ガス供給区域で使用する場合は、正常燃焼が得られるように器具調整を行なう必要がある。逆の場合も同様である。

都市ガス事業者としては、各供給区域の需要家がそれぞれ適格なガス消費機器を使用できるように、ガス消費機器の検定、機器メーカーに対する器具調整の指導を行う。

ことが必要である。

『コンプレックス都市ガスの燃焼性を既存都市ガスに合わせる』

この対策案は、コンプレックスの都市ガスの比重を軽くし、かつ、燃焼速度を速くするために、CO₂ 除去装置が必要となり、その結果、都市ガスプラントの構成が複雑化し、建設費の高騰による経済性の不利の他に、運転性・保全性の難度が加わるので推奨し難い。

(5) ガス消費機器に関する留意点

ガス消費機器での燃焼状態を安全・正常に保つためには、供給される都市ガスの燃焼性（Wobbe指数と燃焼速度で規定される）が、そのガス消費機器の燃焼互換域（Wobbe指数を縦軸、燃焼速度を横軸として範囲を規定された区域）内に入っていないなければならない。

したがって、都市ガス事業者としては、機器の検定、メーカーに対する指導等を行って、需要家が使用するガス消費機器の燃焼互換域を都市ガスの燃焼性に適合させることが必要である。

(6) 工業用ガスに関する留意点

現在、包頭市の都市ガスの供給先は、家庭用に限定されている。しかし、2000年の需要予測では、家庭用：40%、商公用：20%、工業用：40%が見込まれており、工業用需要のウエイトがかなり大きいので、工業用ガスに関する留意点を述べる。

ガス消費機器を類別して考察すると

- | | | |
|--------|-------------------|------------|
| ① 家庭用： | ガスの熱量を利用する一般加熱用 | |
| ② 商公用： | ガスの熱量を利用する一般加熱用 | |
| ③ 工業用： | a)ガスの熱量を利用する一般的熱用 | ボイラ、加熱炉等 |
| | b)ガラス加工用 | アンプル、管球等 |
| | c)雰囲気ガス用 | 浸炭、無酸化熱処理等 |

となる。

①、②及び③ a) に類別される一般加熱用のガス消費機器は同じ燃焼互換域で対応できると考えられる。

③ b) のガラス加工用については、都市ガス組成が変動した場合、発熱量、Wobbe指数、燃焼速度、空気／ガス比等の変化により、加熱性能や火炎の長さが変化して、ガラス加工性能に大きな影響が生じる。

③ c) の雰囲気ガス用については、ガスを化学原料として使用するためガス組成の変動は雰囲気熱処理炉の炉気制御に大きな影響を与える。

上記の理由により、一般加熱用以外のガラス加工用、雰囲気ガス用については、消費機器の互換域を一般加熱用消費機器の燃焼互換域よりもさらに狭くすることが必要となる。

包頭市で計画されている工業用需要の中に、一般加熱用以外のガラス加工用、雰囲気ガス用が含まれている場合には、都市ガスの品質、燃焼性管理について、とくに十分な配慮と措置を要する。

(7) 都市ガスホルダーの必要性

都市ガスの使用量は用途、季節によって変動するが、時間帯によっても変動し、昼間は製造量だけでは不足し、夜間は逆に過剰となる。

したがって、都市ガスの供給圧力を規定範囲内に保持しつつ、需要先の使用量変動に対処するためには、最大需要日において、夜間の過剰分を貯蔵し、昼間の製造量不足分を補給しうる容量の都市ガスホルダーが必要である。

なお、都市ガスホルダーは、安定供給及びガス導管の効率面から、需要地区に近接して設置することが望ましい。

2.2.3 定修の考え方

(1) 前記2.2.2での最も重要な事項である都市ガスの安定継続供給の要求を充たすためにコンプレックス全体の一斉シャットダウン、一斉定期修理は行わない。

(2) すなわち、このことはコンプレックス内の或るプロセスユニット、用役設備とも部分的に停止しては、定修を行いその後直ぐ再スタートした後、他のプロセスユニット、他の用役設備を停止し、定修を行うという手順を繰返す必要がある。

このためには、予め、定修計画を良く検討する必要があることを示している。

(3) 今回はこの定修計画の基本線のみ、以下のように定めておけば現状では十分であろう。

1) 後述の〔第Ⅶ章 1.1.2 物質収支〕から解るように、都市ガス用の合成ガスの要求量は大きなものではなく、アンモニア用合成ガス、メタノール合成ガス合計に比べて約15%を占めるにすぎない。

このことは都市ガスを生産維持する為だけに、石炭ハンドリングから始まって石炭ガス化、ガス精製ユニットを運転することは著しい困難を伴うことを示している。(都市ガス専用の石炭ハンドリング、石炭ガス化、ガス精製系列を持つことは経済性の確保と相反するため最初から考えていない。)

したがって、都市ガス生産を行う時は、アンモニア合成プラントか、メタノール合成プラントの運転を併行して行なうこととする。

- 2) 上記は、言い換えるとアンモニア/尿素系とメタノール系を同時に定修しないということであるから、表VI-21に示す如く定修計画の基本パターンが定まる。

表VI-21 各プラントの定修計画

プラント名	ケースA	ケースB	ケースC	ケースD
アンモニア/尿素	生産	定修	生産	生産
メタノール	生産	生産	定修	生産
酢酸	生産	生産	定修	定修
都市ガス	生産	生産	生産	生産

注1) 酢酸の定修は他に制約されず、かなり自由に時期設定できることがわかる。

都市ガスの定修（50%定修）は需要低下期に実施する。

注2) 但し酢酸はメタノールの誘導製品の性格があるのでメタノールを定修している時に酢酸は運転しないものとする。（2～3日なら可能だが意味がない。）

注3) 用役設備の定修も充分考慮を払う必要がある。特にボイラー、自家発電及び冷水塔が重要である。

ボイラー定修は3.1項に記述する。

自家発電の定修は自由に時期設定ができる。

冷水塔は分散して、定修を別々に行っていく。

2.2.4 系列数と設備能力の考え方

基本的には、本コンプレックスでは遊休予備設備を持たずに、かつ都市ガス生産を停めずに全系の定修を可能とする方法を中心に2.2.3で記述してきたが、それと不可分の関係にあるのが各設備個々に、それぞれ何系列持てばよいかということである。

ここではその結論のみを以下に要約する。

(1) 石炭ハンドリング設備

1) 計画範囲

コンプレックス石炭ヤードにおいて、貨車から受け入れた石炭をガス化およびボイラー地区へ供給する石炭ハンドリング設備で、石炭受入れホッパーからガス化およびボイラー地区の石炭ビンへ石炭を供給する。

2) 石炭使用量

コンプレックスにおける石炭使用量=5,630トン/日

内訳

ガス化用=3,720トン/日

ボイラ用=1,910トン/日

3) 石炭の大きさ

最大粒径50mm以下の石炭を山元から受入れ、粉砕せずにガス化およびボイラー地区へ供給する。

4) 山元からコンプレックスへの石炭輸送

石炭62トン積みの貨車を46輛連結した列車が、一日に2列車、山元から到着する。(5,700トン/日の石炭が到着)また、貨車はサイドダンプ方式とし、貨車からの荷下ろし時間は、一列車あたり3時間、全体で6時間とする。

5) 貯炭量および貯炭方式

コンプレックスにおける石炭使用量の10日分をサイロ方式で貯える、サイロは12,000トン/基×5基とし、コンベヤーは全て2系列とし、一系列が故障しても支障のない方式とする。

(2) 空気分離設備

コンプレックスの運転に際して、①都市ガス設備は年間を通して運転する、②アンモニア/尿素とメタノール/酢酸プラントを同時に計画的に定期的な保守点検作業のために停止させない、③都市ガスはアンモニア/尿素又はメタノール/酢酸プラントのどちらかと一緒に運転する、という条件をもとに各プラントの稼動パターンと酸素使用量を検討すると、以下に示すケースA～ケースDとなる。

表VI-22 酸素所要量

(単位 Nm^3/h)

プラント名	ケースA	ケースB	ケースC	ケースD
アンモニア/尿素	32,500	停止	32,500	32,500
メタノール	26,100	26,100	停止	36,100
酢酸	18,300	18,300	停止	停止
都市ガス	10,100	10,100	13,900	13,900
酸素所要量合計	87,000	54,500	46,400	82,500

各プラントの定期修理(停止)を考慮して、コンプレックスの稼動状況を検討した結果をもとにして、空気分離装置の容量ならびに設置台数を計画した。

1) 装置容量および設置台数

65%能力×2系列

設置台数は、1系列案、2系列案、および3系列案について比較検討を行い、運転の安定性ならびに設備費を考慮して2系列案を採用した。

容量は上記のケースBをもとにして、この時の酸素使用量($54,500\text{Nm}^3/\text{h}$)を最大容量とする空気分離装置を2系列設置し、予備装置は設置しない。

なお、これにより通常的全プラントの稼動中は炭質の変動等に対して十分余裕のある容量を保持しうる事になる。

また、装置停止時の酸素と窒素の供給バックアップ機能は持たせないこととした。

2) 運転モード

- a) ケースAおよびケースDの運転では、空気分離装置を2系列全て運転する。
- b) その他のケースでは空気分離装置は1系列のみの運転とする。また都市ガス設備のみを運転する場合は、通常にはあり得ないケースであるので、もし何等かの事情でそのような必要があった場合は、空気分離装置の減量運転の下限界を下廻る容量となるので、この場合は余剰のガスは大気に放出することで運転を継続することができる。

(3) 石炭粉砕設備

65%能力×2系列

(注) 上記の表VI-22のケースBに対応するように定めてある。

(4) スラグ処理設備

65%能力×2系列

(注) 理由は(2)と同じ

(5) 石炭ガス化設備

20%能力×7系列

コンプレックスの年間稼働日数 330日を確保するためには、石炭ガス化工程においても下流の各製造プラントのいろいろな運転状態に見合う所要量の合成ガスを安定した状態で供給することが必要である。そのためには各ガス化炉に無理な負荷を掛けることを避けるようにすると共に、ガス化炉の補修期間を十分とることが必要である。この観点から、ガス化炉は常時は5基運転とし、2基を予備とする。予備を1基とすると、補修期間が短くなり、ガス化炉の十分な点検・補修が出来ない。

(注) 表VI-22の各ケースに対応して運転するガス化炉の基数は、次のとおりとなる。

ケースA：5基運転

ケースB：3基運転

ケースC：3基運転

ケースD：5基運転

(6) ガス精製設備

1) アンモニア合成用

100%能力×1系列

(注) 他設備にあまり制約されずに定修できるため

2) メタノール/都市ガス用

50%能力×2系列

(注) 都市ガスの生産を止めずに半分ずつ定修するため

3) CO (酢酸用) 用

100 %能力×1 系列

(注) 都市ガス生産と無関係に定修できるため

(7) アンモニア/尿素合成設備

100 %能力×1 系列

(注) 都市ガス生産と無関係に定修できるため

(8) メタノール合成設備

100 %能力×1 系列

(注) 都市ガス生産と無関係に定修できるため

(9) 酢酸合成設備

100 %能力×1 系列

(注) 都市ガス生産と無関係に定修できるため

(10) 硫黄回収設備

65 %能力×2 系列

(注) 理由は(2)と同じ

(11) 都市ガス設備

50 %能力×2 系列

(注) 最低25万N m³/日は、年間 365日連続供給が必要

(12) 用役設備についても定修可能なように系列数を考える。

特に石炭ボイラー、冷水塔、純水装置。

3. 用役設備の基本的な考え方

前記2.で記述した生産設備の安定運転を支えるため、本コンプレックスには各種の用役設備、オフサイト設備を配備する必要がある。

以下にそれらの基本的な考え方、今回注意した点を個別設備ごとに述べる。

3.1 ボイラーおよび自家発電設備

3.1.1 ボイラーの概要

各プロセスプラント設備、ユーティリティ設備、自家発電設備が必要とする蒸気は石炭焚ボイラーにより供給する計画である。

この石炭焚ボイラーは複数基設置して、信頼度を高くすることを考えている。

この石炭ボイラーは全て高圧過熱蒸気発生用とし、複数基のボイラーを全てヘッダーで結び石炭ボイラーセンターとして構成される。

3.1.2 ボイラー設置基数の考え方

次章第Ⅶ章1.1.3に添付した蒸気バランスを概括の上、標準条件で、高圧蒸気消費量合計は平常運転ベースで約600T/Hであるとして以下の(1)、(2)のケースを検討し、更に(3)のケースを検討して結論とした。

以下は、簡単のためボイラー蒸発量はすべて平常運転ベースで記述していく。

これを概念として敢えて分けるとアンモニア/尿素プラント全系の消費として約200T/H、メタノール/酢酸/都市ガス/発電設備全系の消費として約400T/Hとなる。

以上の事実から、必要基数を次の3つの場合について考えて見る。

(1) 最小基数、最小能力（予備なし）ケース

1) 主としてアンモニア/尿素設備用として

100T/Hボイラー×2基

2) 主としてメタノール/酢酸/都市ガス/発電設備として

200T/Hボイラー×2基

3) 合計基数4基、合計蒸発量最大 600T/H

4) 考 察

この構成ではアンモニアプラントが定修の時、100T/Hボイラー2基は定修できるが、メタノールプラント定修時200T/Hボイラー2基全てを同時期に定修す

ることが出来ないという欠点がある。即ち都市ガスを連続生産している限り全ボイラーの定修が完遂できないと言える。

(2) 適正基数・適正能力（予備あり）ケース

上記(1)の欠点を改善する為には、合計蒸気消費量600T/Hをボイラー4基均等配分して1基の能力を決めた後、予備1基を加える方が全ての点でより良くなることは容易に考えられる。

即ちこの場合は

$$1 \text{ 基の能力} = \frac{600}{4} \text{ T/H} = 150 \text{ T/H}$$

予備機も立ち上げた時の最大蒸発量=750T/H

建設費用としては上記(1)より高くなるが、長所は以下のとおり種々出てくる。

- 1) プロセス設備の定修時期に拘束されずに、任意の時期に1基停止しては、ボイラー定修が行なえる。
- 2) この為ボイラーそのものの信頼度が上がる。
- 3) 更に1年の大部分は予備を1基持っていることになるので、調子の悪いボイラーが出た場合には直ぐに切換えることができる。

これはボイラーセンター全体としての信頼度を高めることになる。

- 4) 1基の能力が大き過ぎず、小さ過ぎずであることからイニシャルスタート時の計画を容易にする効果がある。（蒸気を大気放出する回数を最少にすることができる。）

以上より都市ガス設備の運転を年間通して完全停止してはならないという本コンプレックスに与えられた条件を充たすためには、蒸気系統の安定は第一に考えねばならないことであるから(2)のケースが望ましいことは言うまでもない。

ここでは予備を全く持たないと言う考えを放棄したのは、都市ガスの生産を重視した為であるが、化学プラントの常識からは当然外れていると言える。

(3) さらに検討したケース

その後、さらに調査を続けた結果、中国ボイラーメーカーの見解として次の事が判明した。すなわち、

- 1) 前記(2)のケースの如き150T/Hボイラーは一般的には特殊設計となり、最初から設計しなければならない。

2) 一方220T/Hボイラーは実績多く、標準設計が適用できて、1基の価格としては150T/Hボイラーより安くなる。

これについては、中国の全てのボイラーメーカーが同じ見解かどうか、将来再確認調査を行う必要があると考えるが、今回は中国製ボイラーの採用を前提とする為、上記見解に従い、ボイラー基数を次のように決定する。

3) 常用ボイラーは220T/Hボイラー3基とし、予備として220T/Hボイラー1基設置し、合計4基でボイラーセンターを構成する。

4) すなわち、前記(2)のケースよりは合計ボイラー基数は1基減ることになるが、蒸発量能力としては、

常用能力： $220\text{T/H} \times 3 = 660\text{T/H}$

予備も立ち上げた時の能力：

$220\text{T/H} \times 4 = 880\text{T/H}$

これで能力的には十分余裕があることになる。

また、価格も安くなっていると考えられる。

5) 一方NORMAL蒸気使用量は計画の進展に伴い624T/Hとなったので、常用ボイラーはほぼ100%近い負荷で運転し、高効率を保つことができる。

6) スタートアップ時点で、蒸気の中放の機会が増えることは欠点となるが、計画としては前記(2)の利点を引継いでおり、適正計画と言える。

3.1.3 石炭焚ボイラーについて

- 1) 中国及び諸外国で実績の多い微粉炭焚ボイラーとする。
- 2) スタートアップ及びロードダウン時の運転に備えて、オイルバーナーとディーゼルオイルタンクを設置する。
- 3) 生産設備から出る可燃性オフガスをボイラーで燃せるようガスバーナーもボイラーに備えることとする。

3.1.4 自家発電設備

- 1) 全コンプレックスの常用電力に見合う発電量のスチームタービン駆動の発電設備を設置する。約4.9万kwとなる。
- 2) 発電設備は建物に収納する。

- 3) スチームタービンは $100\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の高圧蒸気を供給し、 $37\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ か、 $3.5\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の蒸気を抽気し、残りは復水とする。
- 4) プラントのイニシャルスタートアップ時の電力負荷が低い時は、この発電機は運転せず外部電力に依存することを考える。

3.2 受配電設備

3.2.1 受電電圧

110KV 受電電圧でコンプレックス内受電設備に入ることを前提にして計画している。受電電圧が高いほど信頼性が高いためである。

受電ケーブルは独立2回線とし空中架線でコンプレックス内に入るよう計画する。

3.2.2 受電設備

110KV の受電盤の後2回線独立に110KV/6KVのトランスを置き、変圧後、この6KVの電力を各生産設備、用役設備に設置されるローカル・サブステーションに送り出す。

この110KVラインに11KV/110KVのトランス経由、自家発電設備から発電電力を継ぎこんでいる。

受配電システムについては、第七章 電力システム概念図(図VII-5)を参照。

3.2.3 電源使用順位の考え方

- (1) コンプレックスの平常運転時は自家発電電力をコンプレックス内の各サブステーションに送電する。

これも2回線で構成されている。

- (2) 自家発電設備が停止した時は、外部受電の回線のいずれかよりそれまでの全負荷に対して無停電で電力を供給する。

- (3) 外部電源の停電頻度が極めて小さいと言われており、かつ2回線独立引込みであるから、全停電の確率は更に低くなると考えられる。

- (4) しかしながら、メインサブステーション又は各設備ローカル・サブステーションの単独故障も考えられないことはないので、コンプレックス内の一部が停電する確率が若干あることから、380Vラインに非常用ディーゼル発電機を継ぎ込んで置

く。

上記の考慮で電気系統の安定は確保されていると言える。

また、自家発電設備の定修が任意の時（プロセス設備の定修時期に拘束されない）に可能であることから、自家発電設備そのものの信頼度を上げることができる。

3.3 原水受入・処理設備

コンプレックス内で使用される用水の原水は、黄河より採取された河川水であり、黄河取水口より沈砂池を経て、包頭市浄水場に送られ、1次処理された用水のうち工業用水が、14.1Kmのパイプラインによる輸送によってコンプレックス内に供給される予定である。

1次処理された用水（工業用水）の水質（包頭市が提示した計画値、以下に示した）から判断して、水処理設備としては濾過装置（サンドフィルター）のみが必要となると予想される。この処理済原水（濾過水）は、さらに純水製造設備で処理されて、ボイラー給水およびプロセス水として使用されるもの、および再冷水設備の循環水の補給用水として使用されるのが大半を占めるが、その他、一部は、塩素滅菌されて生活用水として使用されるものと、消火用水にも使用される。

包頭市浄水場からの原水（工業用水）の水質（計画値）

水温	12°C
濁度	11度
総硬度	272mg/lit.
塩化物	120mg/lit.
pH	8.02
アルカリ度	199.2~212.5mg/lit.

3.4 純水製造設備

原水受入・処理設備からの濾過水は、ボイラーに給水するため、純水設備で、含まれている溶解性無機塩類および珪酸を、イオン交換樹脂による処理によって除去する。

ボイラー給水として要求される水質は、ボイラーの使用目的、運転条件により決定されるが、本コンプレックスのボイラーへ給水する水質の値は、以下の値になるように計画した。

純水・性状

導電率 (μ S/cm)	0.3
Fe (ppm as Fe)	0.02
SiO ₂ (ppm as SiO ₂)	0.01
Cu (ppm as Cu)	0.01

3.5 再冷水設備

本コンプレックスでは、時間当り65,000トンの多量の冷却水を使用する。黄河からの取水にも制約があり、一方、多量の温排水を河川に戻すことは、好ましくないことから、冷却水の回収を最大限に行い、再循環して使用する再冷水方式を採用している。

再冷水設備の形式としては、噴水池、自然通風冷水塔もあるが、包頭市は、冬期は、著しい低温となり、また、砂塵を伴う強風が吹き荒れる気候のため、冷水塔の運転と保守の便宜を考慮して、向流・誘引式の強制通風冷水塔を採用する。

本コンプレックスにおける再冷水設備は、風下に配置して、装置的に大きくなり過ぎるのを避けるために、複数基に分割して設置するように計画した。

3.6 計装・圧縮空気設備

コンプレックスで使用される圧縮空気としては、計装空気と装置用空気（プラントエア）がある。計装用空気は、圧縮・冷却後、除湿器で脱湿し、露点を大気圧で-40℃まで下げて通常7.0kg/cm²Gの圧力で各計器に供給される。一方、圧縮空気は、通常運転時または、定期補修時の際に、保守作業用に使用される。

3.7 窒素設備

コンプレックスで使用される窒素（液体窒素、ガス状窒素）の供給は、空気分離設備から行われるように計画される。したがって、この目的のために、特別な設備は必要としない。

4. 付帯設備の基本的な考え方

4.1 貯蔵設備

(1) 原料石炭ヤード

原料石炭ヤードの容量は、コンプレックス全体の石炭使用量（日量）を基に

- ① 輸送機関（鉄道）の遅延・その他のトラブル
- ② 石炭ハンドリング設備のトラブル
- ③ 石炭ガス化プラントおよび自家発電プラントのトラブル

などの発生を想定し、これらトラブルに充分対処できる貯蔵容量を決定する。

本コンプレックスでは、貯蔵容量として10日分とする。

(2) 液体アンモニア貯蔵タンク

製品アンモニアは常圧、温度 -33°C で貯蔵される。アンモニア合成工程からの製品アンモニアは通常は尿素プラントに直接送られる。

尿素プラントの停止時あるいは低負荷運転時には、製品アンモニアは温度 -33°C で液体アンモニア貯蔵タンクに送られる。

尿素プラントの起動時、アンモニアプラントの低負荷運転時には、不足分は液体アンモニア貯蔵タンクからの液体アンモニアをアンモニア加熱器で温めてから尿素プラントに送る。

アンモニア貯蔵タンクの冷凍は、通常はアンモニア合成プラント内の冷凍機で行われるが、予備機として、独立の冷凍設備がある。

液体アンモニア貯蔵タンクの貯蔵容量はアンモニア合成プラントからの液体アンモニア日産量を基に、

- ① アンモニア合成プラントのトラブル
- ② 尿素プラントのトラブル
- ③ 尿素製品の出荷状況

などを考慮し、これらトラブル発生時の製品アンモニアの量的バランス変動を充分吸収できるよう5日分の液体アンモニア貯蔵タンクを計画する。

(3) 製品尿素バルク倉庫、袋詰め設備および袋詰め尿素倉庫

(a) 尿素バルク倉庫

製品粒状尿素は造粒塔からベルトコンベアーでバルク倉庫に移送される。

バルク倉庫内は空気調整がなされており、常に倉庫内の温度が外気の温度より

高くすることで倉庫内の相対湿度が粒状尿素の水分の限界吸着条件より低く保たれている。

山積みされた粒状尿素はリクレーマーによってコンベアー(SIDING CONVEYER)に移され、さらにベルトコンベアー(BELT CONVEYER FROM BULK STORAGE)に移されスクリーンに送られる。

篩にかけられた粒状尿素は、次に袋詰め建屋に送られる。

(b) 袋詰め設備および袋詰め尿素倉庫

バルク倉庫からの粒状尿素はバギングホッパーに入る。次にバギングマシンによって半自動的に、一袋50kgに秤量され、封がされ、パレタイザーに移される。

パレタイザーは完全自動型で、50kg入り袋詰め尿素を一層につき5袋、1パレットにつき5層に荷積みする。

パレットに荷積みされた袋詰め尿素は、フォークリフトで袋詰め尿素倉庫に移送される。

製品尿素バルク倉庫および袋詰め尿素倉庫の容量は、尿素プラントの日産量を基に、

- ① 尿素プラントのトラブル
- ② 尿素出荷・輸送設備のトラブル
- ③ 尿素プラントの運転計画(定期修理のための停止、稼働率)
- ④ 尿素販売計画

などを考慮して倉庫貯蔵容量を決定する。

バルク尿素倉庫 : 10日分

袋詰尿素倉庫 : 3日分

尿素出荷用梱包袋倉庫 : 5日分とする。

(4) 製品メタノール貯蔵タンク

メタノール合成プラントからメタノール日産量を基に、

- ① メタノール合成プラントのトラブル
- ② 酢酸合成プラントのトラブル
- ③ 製品メタノール出荷・輸送機関のトラブル

などを考慮し、量的バランス変動を十分吸収できるよう10日分の容量の製品メタノール貯蔵タンクを計画する。

(5) 製品酢酸貯蔵タンク

酢酸合成プラントからの酢酸日産量を基に、

- ① 酢酸合成プラントのトラブル
- ② 製品酢酸出荷・輸送機関のトラブル

などを考慮し、量的バランス変動を十分吸収できるよう10日分の容量の製品酢酸貯蔵タンクを計画する。

(6) 都市ガスホルダー

都市ガス使用量は、季節により、また日間の時間帯により大きく変動する。

都市ガス安定供給のためには、最大需要日（冬季）において夜間の過剰分を貯蔵し、昼間の都市ガス量不足を補充し得る容量の都市ガス供給ホルダーを必要とする。

包頭市への都市ガス供給システムを勘案し、

- ① 石炭コンプレックス内に50,000 (m³) × 2基
- ② 都市ガス供給市街区内に50,000 (m³) × 2基

の都市ガスホルダー設置を計画する。

(7) 回収硫黄タンク

硫黄回収装置からの回収硫黄日産量を基に、

- ① 硫黄回収装置のトラブル
- ② 硫黄出荷・輸送設備のトラブル

を勘案し、回収硫黄タンクとして10日分の貯蔵容量を計画する。

(8) 触媒倉庫

プロセスで使用される反応触媒、イオン交換樹脂等については原則として充填量の100%の量を専用の触媒倉庫に保管する。

また、長期間保管による劣化防止を図るため倉庫内の調湿・調温を考慮した構造とする。

(9) ケミカルズタンク

一般化学品、燃料油、潤滑油については、工場全体の使用日量を基に購入に要する日数を勘案して決定する。

品目毎に10～100日分とし、性状、荷姿等により仕訳し保管する。

(10) 予備品倉庫

- ① 日常保全用予備品については、調達に要する日数を考慮した最低予備品量
- ② 長納期予備品、特注予備品については 100%の予備品を保管する予備品倉庫を計画する。

4.2 出荷設備

(1) 尿素出荷設備

袋詰め倉庫内の袋詰め尿素は、フォークリフトとポータブルコンベアーによって、鉄道貨車や貨物自動車に積み込まれる。

鉄道貨車による出荷を約70%、自動車（トラック）による近距離出荷を約30%として出荷設備を計画する。

製品尿素のバルク出荷は考慮しない。

(2) メタノール出荷設備

製品メタノールは、全量鉄道貨車により出荷される。

ローディングアーム、計量器、ポンプ等の設置を計画する。

(3) 酢酸出荷設備

製品酢酸は、全量鉄道貨車により出荷される。

ローディングアーム、計量器、ポンプ等の設置を計画する。

冬季低温時の酢酸凍結対策として加熱システムの配備が必要である。

(4) 回収硫黄出荷設備

回収硫黄は、自動車（トラック）により出荷される。

出荷設備としては、ホッパー、ベルトコンベアーの設置を計画する。

4.3 試験設備

石炭化学コンプレックスは次の機能を持つ、独立した試験検定部門をもつ。

① 受け入れ原材料の検定分析

石炭組成分析：受け入れ毎にサンプリングを行い石炭組成分析を行なう。

② 払い出し製品の品質管理

製品尿素、メタノール、酢酸、都市ガス、回収硫黄：各製品払い出しの単位毎にサンプリングを行い製品の品質検定を行なう。

③ 工場内用役（工業用水、蒸気、ボイラー水、冷却水、計装空気、窒素）性状分析

工場内用役の性状分析は、各プラント毎の工程分析グループが日常管理として担当するが、性状異常発生時の検定およびプラントスタートアップ時の分析に関しては試験検定部門がこれを行う。

④ 設備機器の材料分析

材料（化学）分析、装置内の異物（化学）分析について、各プラントまたは保全部門からの依頼により分析を行なう。

⑤ 環境負荷分析

大気、水質、廃棄物等の環境汚染質の分析を行なう。

コンプレックス周辺に専門の環境負荷分析の下請け企業が利用できる場合は、これを活用し分析を外注する。

⑥ 各プロセス工程のオンライン分析機器の検定

試験検定部門に設置されたオフライン分析機器により、プラントのオンライン分析機器の検定を適時行なう。

なお、各プラント運転管理上必要な工程分析については、各プラント毎に工程分析担当部門を設け、これを行なう。

試験検定部門の組織は品質管理共通グループ、無機分析グループ、化成品分析グループからなる。

分析機器としてガスクロマトグラフ、示差熱分析計、吸光光度計などを装備する。

4.4 保全設備

(1) 機械設備保全の基本的な考え方

コンプレックスの生産設備・機器の保守は予防保全（PREVENTIVE MAINTENANCE）の考え方に基づいて行なうこととする。

すなわち、機械保全部門はプラントの安定運転を継続するため計画的な保守・点検を実施し、中・小規模の補修、修理、部品交換を行なうことにより、設備構成機器トラブルの発生を未然に防ぐ。

定期修理時の大規模な保全作業は、コンプレックス周辺に立地している関連の機械保全工場およびその他専門の工場と契約しこれを行なうこととする。

機器予備品については、各予備品の交換頻度および製作／購入に要する期間を加味して、工場内に保管する予備品の数量を決定する。

したがって、機械保全設備として、

- ① 点検・検査機器（非破壊検査機器）
 - ② 予備品倉庫建屋
 - ③ 日常補修作業工場（溶接機、旋盤、フライス盤、研磨機、ボール盤、プレス）
- などの保全設備を配備し、保全作業を行なう。

機械保全部門の組織としては技術検討グループ、保全管理グループ、検査グループからなる。

(2) 電気設備保全の基本的な考え方

予防保全を基本とし各プラント、設備、その他建屋に設置されている電気機器すべてを対象として、日常点検作業計画書および定修点検作業計画書を作成する。

これに基づいて、各電気機器の点検・部品取り替え・補修を行なう。

日常点検作業計画は、各電気機器毎に①作業周期、②対象機器、③作業者、④法規制を盛り込んだものである。

最短作業周期としては電動機軸受け点検を2カ月毎、最長作業周期としては変圧器油点検を2年毎とする。

法規制対象機器については所要の作業者立ち会いのもと点検作業を行い、点検結果の報告書を作成する。

定修点検作業計画は、プラント設備の定期修理に合わせ、電気機器の大規模点検作業を行なう。

主要な作業としては、大・中型電動機分解点検、電動機絶縁抵抗測定、受配電キュービクル分解点検、高圧ケーブル点検などである。

作業周期としては2年～10年とし、分解点検時の測定データに基づき次回の点検時期および点検内容を決める。

特殊機器はメーカー作業員が点検・補修作業を行なう。

一般機器は、専門の電気保全業者に外注する。

電気機器保全部門の組織としては技術検討グループ、電気設備保全管理グループからなる。

(3) 計装設備保全の基本的な考え方

予防保全を基本とし、各プラント、設備、その他建屋に設置されている計装機器すべてを対象として日常点検作業計画書および定修点検作業計画書を作成する。

これに基づいて各計装機器の点検・部品取り替え・補修を行なう。

日常点検作業としては、不良計器の取り外し、予備計器の整備・作動点検、分析計サンプリングシステムの点検、インターロック・シーケンスシステムの作動確認を行なう。

定修点検作業計画は、プラント設備の定期修理に合わせ計装機器の大規模点検作業を行なう。

主要な作業としては、DCS・インターロックシステム・シーケンスシステムの総合機能テスト、分析計校正、計装機器校正、計装電源系統点検などである。

特殊機器は、メーカー作業員が点検・補修作業を行う。

一般機器は、専門の計装設備保全業者に外注する。

計装設備保全部門の組織としては技術検討グループ、計装設備保全管理グループからなる。

(4) 土建設備保全

土建設備保全はスタッフ約3名で、専門の土建設備保全業者に外注する。

4.5 環境対策設備

(1) 総合排水処理設備

工場内の各プラントから排出される汚染質は、排出源で処理することが最も効果的である。

工場排水についても、まずプラント排出源において水質・水量に応じた処理を行った後、各プラントからの一次処理排水を集約し総合排水処理設備にて、二次処理を行なう。

総合排水処理設備へは、各生産設備、用役設備、付帯設備および下水系統からの排水が流入する。

総合排水処理設備は、活性汚泥法による処理とし馴育されたバクテリアにより汚染質成分を生物分解処理するものである。

総合排水処理設備により、工場排水は「汚染総合排出基準（GB8978-88）」に適合するよう最終調整され公共水域（昆都侖河）へ排出される。

4.6 消防設備

(1) 消火用水

消火用水としては、工業用水受け入れピットから消火水送出ポンプにより工場内に配置された消火水配管ネットワークに供給される。

排出ポンプは電動機駆動および停電時対策を考慮して、ディーゼルエンジン駆動とする。

(2) プラント内消火設備

工場内各プラントには、水消火栓および泡消火栓を配備する。

泡消火栓は各プラントごとに設置された、泡原液槽、エアフォーム送出ポンプおよび泡消火配管ネットワークに接続される。

これらのほか、プラント内に可搬式の一般消火器、ドライケミカル消火器を配置する。

(3) 消防車

一般用消防車2台および化学用消防車1台を工場内消防車庫に配備する。

4.7 事務所

工場共通部門の事務所として、

- ① 工場管理事務所建屋
- ② 技術部門建屋
- ③ 試験分析建屋
- ④ 保全建屋
- ⑤ 予備品倉庫建屋
- ⑥ サービスセンター（食堂、診療室、シャワー室）
- ⑦ 駐車場・駐輪場

等の建屋を計画する。

5. 関連インフラストラクチャーの基本的な考え方

石炭化学コンプレックスフェンス外に次の関連設備を計画する。

(1) 工業用水取水管

黄河から取水された工業用水は浄水処理後、サイト東北14kmに位置する浄水場からサイト工業用水受け入れ貯水池までに取水管を敷設する。

取水管は、中口側から要求の2系統方式とする。

(2) 工場排水排出管

サイトの総合排水処理設備から、昆都侖河までの約2kmに1系統の排水管を敷設し、処理済排水を排出する。

(3) スラグ排出管

サイトから排出されるスラグは、サイト東南約7kmに位置するスラグ置場へ排出する。

スラグの移送は、中国側から要求のスラリー化方式とし、ポンプおよび排出管を敷設する。

(4) 受電ケーブル

麻池変電所からサイト主受電設備までの約10kmおよび張家営子変電所からサイトまでの約22kmに、それぞれ110kv 受電ケーブル（架空線）を敷設する。

(5) 鉄道

包頭駅からサイト迄の約3kmに、原料石炭搬入および製品出荷用として操車線ならびに引込線を敷設する。

(6) 電話回線

包頭市電話局からサイト迄の約10kmに、電話回線を敷設する。

サイト内には自動交換機、各プラント間の連絡用内線、包頭市内局線の回線を計画する。

(7) 貨車・車両

製品酢酸、メタノールを出荷するためのタンク貨車および所要の機関車を配備する。

(8) 住宅

サイトから市街地の方向北5kmに位置する福利厚生地区に、従業員宿舎を計画する。

(9) 福利厚生設備

従業員リクレーション設備、診療所、マーケット等の福利厚生設備については、包頭市街に既設されている学校、病院、その他の公共施設も多く、これらを有効に活用することとする。

6. 環境対策の基本的な考え方

6.1 環境対策基本条件

(1) 先進技術プロセスの採用

石炭化学コンプレックスの基本計画策定に当り、採用する各プロセスは世界的に商業化の実績あるプロセスのうちから

- ① 使用する原料石炭性状との適合性
- ② 運転性・保全性
- ③ 経済性
- ④ 排出される循環負荷の量、性状と適用される環境保護関連法規・基準に対して容易に達成できること。
を考慮して選定する。

(2) 排出源対策

各プラントから排出される環境汚染負荷については、まず第一に各プロセスの排出源ごとの処理を行い、その後必要に応じて工場全体処理を計画する。

(3) 環境モニタリング体制の確立

工場内に環境管理担当部門を設け

- ① 工場環境対策の企画・調整
- ② 定期的循環測定の実施
の実務を行う。

(4) 三同時の原則

石炭化学コンプレックスの建設事業に伴う環境保護対策設備は、「環境保護法第26条」に規定されるとおり、本体工事と同時に設計し、同時に施工し、同時に稼動を始めることとする。

6.2 排出源と対策

(1) 石炭ハンドリング

- ① 粉塵の飛散防止：シェルター付搬送コンベアー
- ② 地下水汚染対策：石炭置き場ペーブメント

(2) 石炭ガス化プロセス

- ① 石炭粉砕機粉塵、騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽
- ② プロセス排水：循環再利用しブローダウン水をプラント内一次処理後総合排水処理設備で二次処理
- ③ 石炭スラグ：廃棄処分
- ④ 酸性ガス分離装置の排ガス：含有される硫化水素は硫黄回収設備で分解され硫黄として回収
- ⑤ オフガス：フレアースタックにより可燃ガス成分を燃焼処理後、系外排出

(3) アンモニア合成プロセス

- ① アンモニア合成ガス圧縮機騒音：運転員および保守要員のためのシェルターおよび建屋による遮蔽
- ② オフガス：燃料ガスとして回収利用

(4) 尿素合成プロセス

- ① 炭酸ガス圧縮機：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽
- ② プロセス排水：処理後再利用

(5) メタノール合成プロセス

- ① メタノール合成ガス圧縮機騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽
- ② 合成塔オフガス：燃料ガスとして回収利用
- ③ プロセス廃液：焼却炉で燃焼処理
- ④ プロセス排水：総合排水処理設備にて処理

(6) 酢酸合成プロセス

- ① CO圧縮機騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽
- ② オフガス：燃料ガスとして回収利用
- ③ プロセス排液：上記焼却炉で燃焼処理

(7) 硫黄回収プロセス

- ① 排ガス：ガス焼却処理後、スタックから大気放出

(8) 都市ガスプロセス

- ① ガスエキスパンダー騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽

(9) 石炭ボイラー

- ① 排ガス：ベンチュリースクラバーにて煤塵捕集、高層煙突により系外排出
- ② 石炭灰：水スラリー状で、前記のスラグ排出設備を利用して排出スラグ置場まで圧送廃棄する。

(10) 自家発電所

- ① タービン発電機騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽

(11) 空気分離設備

- ① 空気圧縮機騒音：運転員および保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽
- ② 窒素圧縮機騒音：運転員及び保守要員のためのシェルター、および建屋による遮蔽

(12) 純水設備

- ① イオン交換樹脂再生排水：酸・アルカリによる中和処理後スラグ圧送に利用

7. 省エネルギーの基本的な考え方

7.1 省エネルギー対策基本条件

(1) 基本計画段階における省エネルギーの基本

石炭化学コンプレックスの基本計画策定に当たり、以下の2項目を基本とした。

- 1) コンプレックスを構成する各プロセスは省エネルギーの観点からも世界的に実績のあるプロセスを選定した。
 - 2) コンプレックス全体を通してのエネルギーの相互有効利用を最大限に配慮した。
- #### (2) 基本計画段階における省エネルギーの対策技術

省エネルギーの対策技術は概念上、下記の如く分類される。これに基づきそれらの適用を考慮している。

- 1) 燃料の燃焼合理化
 - 2) 加熱・冷却・伝熱の合理化
 - 3) 放射・伝導などによる損失の防止
 - 4) 排エネルギーの回収利用
 - 5) 熱の動力などへの変換の合理化
- #### (3) コンプレックス操業段階における省エネルギー管理

コンプレックス操業段階においては、設備管理強化、操業管理などにより省エネルギー管理を進めることとする。

省エネルギー管理推進部門として製造部、技術部および管理部からなる協力体制での組織的な取り組みが必要である。

7.2 省エネルギー対策技術

上記7.1の考慮に基づき、本コンプレックス全体または各プロセスにおいて織り込んだより具体的な省エネルギー対策技術または配慮について以下に記述する。

- (1) コンプレックス全体の省エネルギーの特徴は、各プロセス単独立地の場合に比べ、各プロセスのインテグレーションによる省エネルギー対策の効果が最大限に発揮されるよう考慮している。
- (2) 石炭ガス化、アンモニア、尿素、メタノール、酢酸および都市ガスなどの各製品の製造プロセスに関しては、現在世界で実績があり、最も効率の良いものを選定している。

本コンプレックスではテキサコ法の石炭のガス化技術は噴流床型のガス化炉のために、ガス化炉の構造が簡単で操業安定性が高く、実績から見ても高い稼働率が得られている。このことは、取りも直さずコンプレックス全体の省エネルギーに大きく寄与している。

また、テキサコ法はガス化圧力を高くできるために、ガス化後の圧力を有効に利用し、ガス精製においても高压にて精製効率が高いレクチゾール法と組み合わせることにより、高度のガス精製とともに、省エネルギーを実現している。

酢酸製造の原料としてのCOガス分離設備においては、コンプレックスの特徴を活かして、酸性ガス除去設備と共用することにより、建設費の削減とともに、省エネルギーを可能にしている。

さらに、COガスを分離した後の水素リッチガスを燃料ガスとして使用するのではなく、メタノール合成用の原料ガス用に回収し、資源の有効利用とともに、省エネルギーとしての効果も大きい。

- (3) 熱損失を最少化する観点から、廃熱ボイラーおよび加熱炉の熱効率は良いものを選定しているし、保温の強化、熱交換システムの最適化なども考慮している。

プロセス廃熱の回収強化はもちろん実施しているが、プロセス廃熱の有効利用については、極力エネルギーレベルの高い状況で回収することになっている。

即ち、CO転化工程やアンモニア合成工程の廃熱は、100kg/cufGのボイラー給水の予熱や37kg/cufGの過熱スチームの発生によって可能な限り回収し、残りのプロセス廃熱は3.5kg/cufGのスチーム発生やデアレーターへの給水の予熱によって回収している。

また、尿素プロセスにおけるANNMONIUM CARBAMATE とアンモニアの凝縮によるプロセス廃熱は低圧のスチーム発生や尿素液回収の熱源に利用している。

さらに、尿素合成工程の場合はCO₂ COMPRESSOR用のスチームタービンからスチームを抽気して、プロセス用に利用することでカスケード利用を行っている。

メタノールプロセスでは、合成圧力を低く押さえるとともに、廃熱ボイラーで37kg/cufGの飽和スチームとして廃熱回収し、そのスチームをパージガス燃焼によるスーパーヒーターで過熱蒸気として送り出し、タービン駆動用蒸気として有効に利用している。

このように、コンプレックスとして、スチームシステムの最適化を行い、省エネ

ルギーを図っている。

- (4) 圧力エネルギー損失の抑制の観点から、高圧ガス化プロセスの採用、低圧力損失型の反応器の採用、機器の適正配置、配管サイズの適正化などを図っている。

尿素プロセスにおけるUREA REACTOR出口液中のANNMONIUM CARBAMATEの分解は合成圧と同じ圧力でCO₂ストリッピングを行うことで省エネルギーを図っている。

特に、尿素合成工程では、合成圧および分解圧の最適化をはかり、CO₂ガスの昇圧のための動力エネルギーを削減している。

- (5) 動力エネルギーの低減の観点から、各プロセスで採用する圧縮機、送風機、ポンプなどは効率の良いものを選定している。

- (6) エネルギー回収の観点から、都市ガスプロセスにおいては、都市ガス送出圧力を10kg/cm²Gと想定し、メタン化反応を最適圧力で行うため合成ガスの圧力を減圧する必要がある。ここにガスエキスパンダーを設置しその減圧エネルギーを電力として有効に回収している。

- (7) 触媒の選定では、活性の高いものを選定しているが、そのサイズの選定についても反応器での圧力損失（反応器内のガスの流れ方）との関連を十分に検討した上で、最適なものを選定している。

なお、反応器で最大限の転化率が得られるように、反応器の構造及び運転条件を選び、その結果反応器出口の廃熱回収を高いレベルで効率的に行ったり、循環ガス量を減少させたり、冷凍機の駆動エネルギーを減少させたりして、省エネルギーを行っている。

第VII章 概念設計

第VII章 概念設計

1. 石炭化学コンプレックスの生産設備

1.1 生産設備の概説

1.1.1 ブロックフロー

図VII-1ブロックフローダイヤグラムについて、その流れの順序に従って、各ブロックが備えるべき機能のみを概括的に以下に述べる。

(1) 石炭ハンドリング

石炭を貨車から受入れ、その品質をチェックした後、石炭ガス化エリアに送り込む機能を有する。

主要なコンベヤーは2系列とする。

(2) 石炭粉碎機

石炭を微粉とし、水を加えて石炭スラリーを製造する機能を有する。スラリー貯蔵設備も備えている。第VI章 2.2.4で述べた理由により、65%能力×2系列で構成されている。

(3) 空気分離設備

石炭ガス化に必要な酸素とアンモニア合成に必要な窒素を供給する。いずれも必要なコンプレッサーを含んで空気分離センターとして構成する。

第VI章 2.2.4で述べた理由により65%能力×2系列を備えることとする。

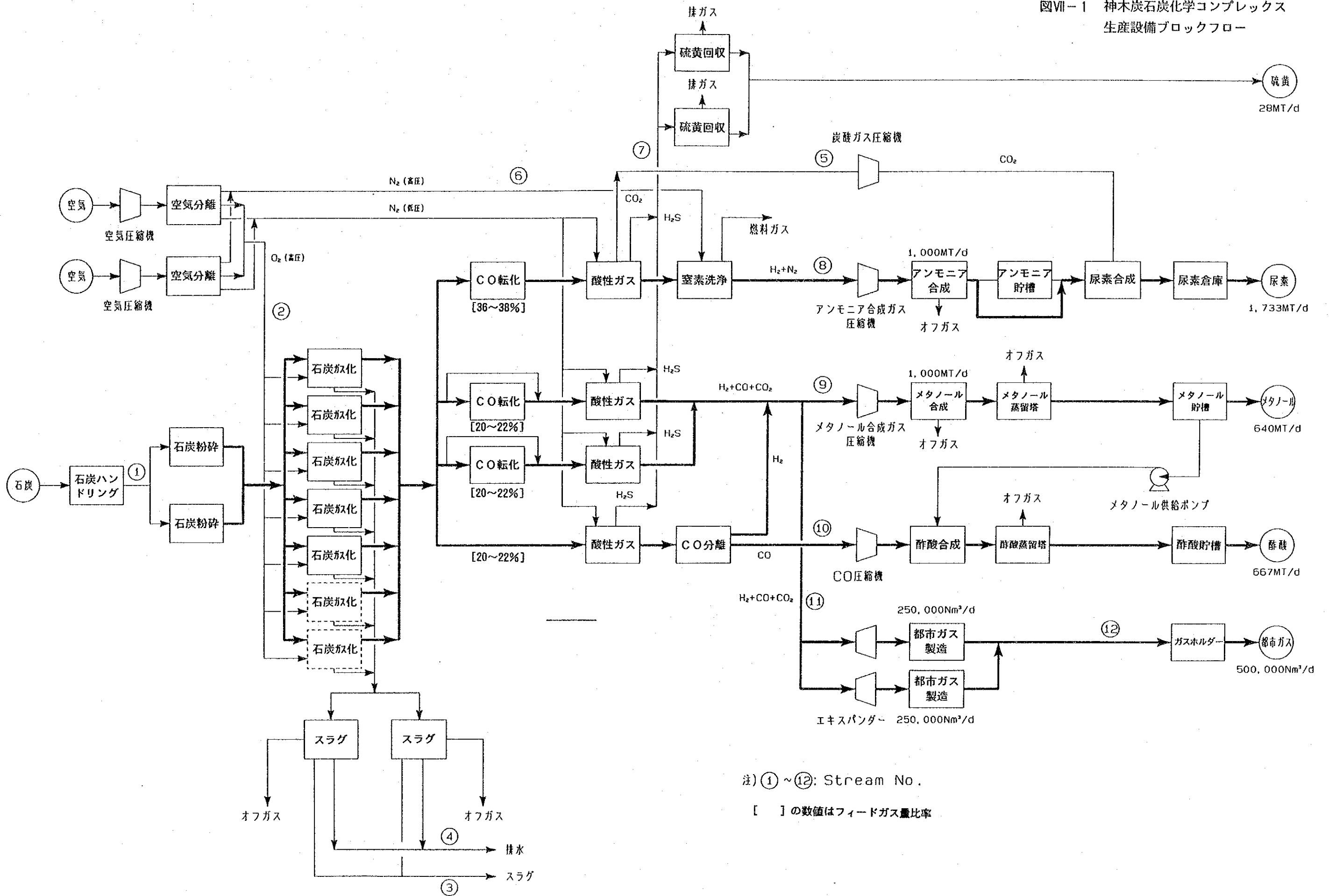
(4) 石炭ガス化設備

石炭ガス化を行い除塵して次のガス精製設備にガスを送り出す。

ガス化炉基数は第VI章 2.2.4に記述した如く、合計7基あり、内2基が予備であるが、全体一括して石炭ガス化センターとして管理運用するものとする。

即ち、石炭ガス化粗ガスは一本のヘッダーに集合してから下流に送ることにより、個々のガス化炉の運転、停止が弾力的に行えるようになっている。

図VII-1 神木炭石炭化学コンプレックス
生産設備ブロックフロー



注) ① ~ ⑫: Stream No.

[] の数値はフィードガス量比率

(5) スラグ処理設備

前記のガス化炉から出るSLAG & WATERは、2系統のスラグ処理設備でスラグの分離を行い、外部へ搬出出来る程度に脱水する。

水は回収して系内で再利用するが、一部は外部へ排出するための一次処理を行う設備を含んでいる。

1系統ずつ定修を行うために、各系統の能力は65%としていることは前述のとおりである。

(6) ガス精製設備

ガス精製は用途に従い以下の3つに分けて行う。

1) アンモニア合成ガス用ガス精製設備

ここではCO変換を可能な限度まで行い、次に酸性ガス除去も可能な限度まで行い、続いて窒素洗滌により不純物を除去すると同時にアンモニア合成原料となる窒素をここで添加する。定修の制約が比較的少いので1系列である。

2) メタノール合成ガス用ガス精製設備

この合成ガスは都市ガス製造にも使われる為、このガス精製設備はメタノール合成ガスと都市ガス合成ガスの合計の能力を有する。

しかし、メタノール合成プラントを定修する時も、都市ガスの生産は停止しないので、このガス精製設備が1系列で構成されるとすると、この部分の定修が不可能になる。

それ故50%能力×2系列として、1系列ずつ定修できるように考慮している。

(これは第VI章 2.2.4で記述した思想を別の面から説明したものである。)

プロセス上の機能としては、この設備でのCO転換はメタノール合成に必要なCOの濃度を確保しながら、 H_2/CO 比を調整する為に設置されている。このための操作はCO転換のバイパス量を制御して行う。

酸性ガス分離設備では H_2S は可能な限り除去するが CO_2 は完全に除去する必要はないので、若干の CO_2 が残るように設計される。

3) CO用ガス精製設備

酢酸合成に必要なCOは石炭ガス化ガスを脱硫脱炭酸だけ行って、COと H_2 を深冷分離法により分離する。

このガス精製系列ではCO転換を行う必要がない事は自明である。

また、酢酸プラントは任意の時に定修できるため、設備としては1系列で十分である。

(7) 硫黄回収設備

上記(6)から分るようにガス精製設備は全部で4系列あるが、このそれぞれから分離して出る H_2S を高濃度に含む CO_2 を全て集合して、クラウス法にて液状硫黄を回収し、 H_2S をほとんど含まない CO_2 ガスを空中に放出する。

なお、回収硫黄はフレーク状硫黄として外販する計画である。

(8) アンモニア/尿素合成設備

ここの機能は、第VI章 2.1.4および2.1.5に記述のとおりであり、最終製品の尿素を1,733 トン/日生産するのが目的である。

(9) メタノール合成設備

ここの機能は第VI章 2.1.6で既に記述されているのでここでは省略する。

最終製品である精製メタノールを1,000トン/日生産し、そのうち360トン/日を酢酸合成設備に送るのが目的である。

(10) 酢酸合成設備

ここの機能は第VI章 2.1.7に記述のとおりである。

最終製品である精製酢酸を667トン/日生産するのが目的である。

(11) 都市ガス製造設備

ここの機能は CO をできるだけ減らして安全性を高めることと、適当な発熱量を得ることを勘案しつつ、50万 $N\ m^3$ /日の都市ガスを製造することが目的である。

注意すべきは、定修時でも常用製造量の50%の都市ガスは送り出すことと定められているので、50%能力×2系列で構成して、1系列ずつ順次に定修可能なように計画していることである。

(12) その他

1) 各製品の合成設備からはオフガスが出てくるが、定常運転では一定組成であるから、これらを全て集約した後、コンプレックス内の燃料用ガスとして使う計画である。

余ったガスは石炭ボイラーに送り補助燃料として使用する。

2) 各製品の貯蔵と送り出し設備もブロックフローダイヤグラムに表現されているが、これらはオフサイト設備の性格を有しているため、第VI章の〔4.1 貯

蔵設備)、〔4.2 出荷設備〕に基本的な考え方を記述しているので、参照されたい。

Ⅶ章 1.1.1-(6)-2)「メタノール合成ガス用ガス精製設備」に係わるケーススタディ

頭書に書かれている結論の理解を助ける為に、この結論に至るまでに行ったケーススタディの経過について以下に記述する。

1. ケーススタディの動機

都市ガス用の合成ガスはS化合物ゼロでCOとH₂の両方を含んでいる事が条件であるから、若干の条件譲歩を行うことは必要であるが、MeOH合成ガスそのものを利用する事が唯一の共存条件となることは自明である。

この為、MeOH合成ガス精製設備の経済性の悪化を伴うが、その範囲で最も経済性があるかつ両者の定修に支障がなく、都市ガス設備が年間 365日連続生産できるブロックフローダイヤグラムを求める必要が生じた。

2. ケースの設定

Variation は数多く考えられるが、ここで検討する意義のあるブロックフローダイヤグラムを挙げると(略図表示であるが)図Ⅶ-2の如くなる。

図VII-2 メタノール合成ガス用ガス精製設備の考え方

ケース	その見かけ特徴	ガス精製の 分 配	合成ガスの 分 配
A.	現在採用している案 同一規模のガス精製 2系列同時運転。		
B.	代案1 都市ガス専用（全量）の ガス精製をSTAND-BYとして 設置。		
C.	代案2 都市ガス専用（半量）の ガス精製をSTAND-BYとして 設置。		
D.	代案3 都市ガス専用（全量）の MeOH専用のガス精製を設置 し、同時運転。 (代案1の改善案)	<p>TG専用ガス精製が停止した時 この方向に流す、MeOHは減量運転</p>	

3. 各ケースの比較

ケース	コスト比較	運転上の比較	
		主ガス精製停止時	MeOH停止時
A	Capacity68.8のガス精製コストを Aと置く 従って $A \times 2 = 2A$	問題なし (MeOH合成 SHUT DOWNし、残ったガ ス精製は減量56% 運転ロードで、都 市ガスの生産続行)	問題なし (ガス精製1系列 停止し、他方は、 56%運転ロード)
B	$\left(\frac{137.6}{68.8}\right)^{0.7} \times A + \left(\frac{38.3}{68.8}\right)^{0.7} \times A$ =2.289A	問題有 (COLD STAND-BYの ガス精製立ち上げ るまで都市ガスも 停止する欠点があ る。)	問題有 (137.6のガス精製 の運転ロードは 27.8% となり運転 不能)
C	$\left(\frac{137.6}{68.8}\right)^{0.7} \times A + \left(\frac{19.2}{68.8}\right)^{0.7} \times A$ =2.034A	問題有 (ケースBと同じ 欠点)	問題有 (137.6ガス精製の 運転ロードは14% となり運転不能)
D	$\left(\frac{99.3}{68.8}\right)^{0.7} \times A + \left(\frac{38.3}{68.8}\right)^{0.7} \times A$ =1.957A	問題なし (99.3のガス精製停 止時はMeOH合成 SHUT DOWN するが、 都市ガス生産続行。) (38.3のガス精製の み停止した時は MeOHは61%に減量 運転し、都市ガスは 生産続行できる。)	問題有 (99.3のガス精製 のみ動いている時 と重なると、この 運転ロード38.5% となり運転困難)

4. 考察

4.1 ケースAよりケースDが一見コストは安い、僅かな差であり(2.2%)、エンジニアリング、調達、工事が全て別々に推進しなければならない手間の増大を考えるとこの差は消えてしまう可能性が高い。

4.2 運転に入ってからケースAに較べれば、他のケースは全て運転管理がやはり2重手間を要する。

また、保守面でも予備品の2重管理を要する。

5. 結論

以上勘案すると

5.1 コスト比較では安い順に

$$A \leq D < C < B$$

5.2 運転問題では問題が少い順に

$$A < D < B < C$$

5.3 総合的にはケースAが優れていると言える。

1.1.2 物質収支

コンプレックス生産設備ブロックフロー（図VII-1）の主要点のガス量、ガス組成を表VII-1に示す。

ここに記載のStream No.は、ブロックフロー図上のStream No.に対応している。

1.1.3 用役収支

蒸気ブロックフローを図VII-3に示す。

用水（原水、純水、ボイラー給水、循環冷却水）および排水のブロックフローを図VII-4に示す。

コンプレックスの電力系統を図VII-5に示す。

プラント用電力ブロックフローを図VII-6に示す。

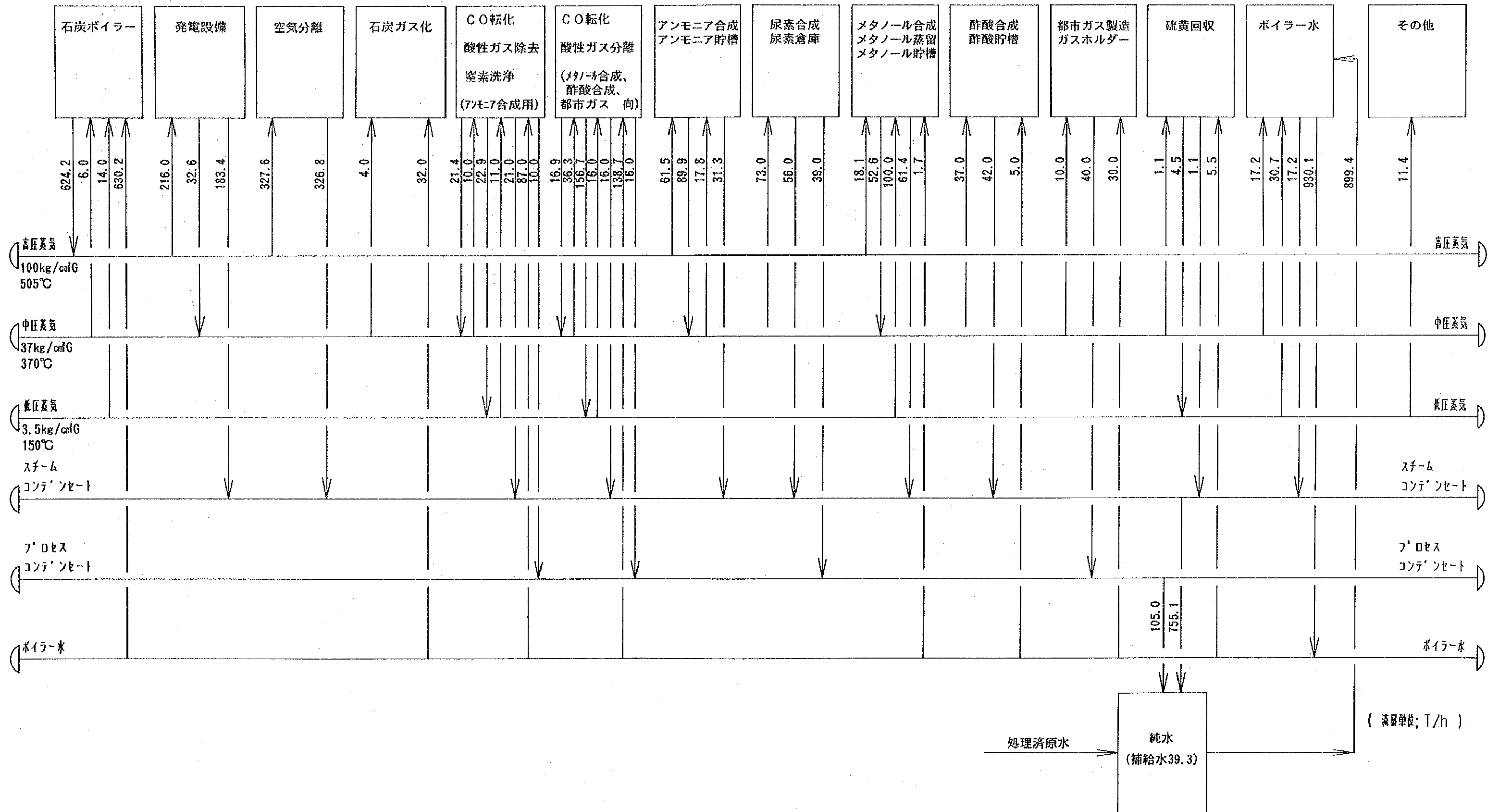
表VII-1 物質収支 (1/2)

STREAM No.	①		②		③		④		⑤		⑥	
	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %
H ₂												
CO	2.016									1.2		
CO ₂	28.01											
CH ₄	44.01									98.8		
N ₂	16.04											
A	28.02			Max. 1.8								99.98
O ₂	39.948											0.015
H ₂ S + COS	32			Min. 98.0								<10ppm
Total Gas-Dry	Nm ³ /h		87,000*	100					27,500*	100	30,300	100
				* as 100% O ₂						* as 100% CO ₂		
Dry Coal	t/h	132			Coarse Max. 9.5t/h (dry)		Flow Rate 25~30t/h					
Water	t/h	23			Fine Max. 2.5t/h (dry)							
Total Coal	t/h	155										
Temp.	°C	Ambient	37						10~30		40	
Press.	kg/cm ² g	Atmospheric	85						1.4		59	

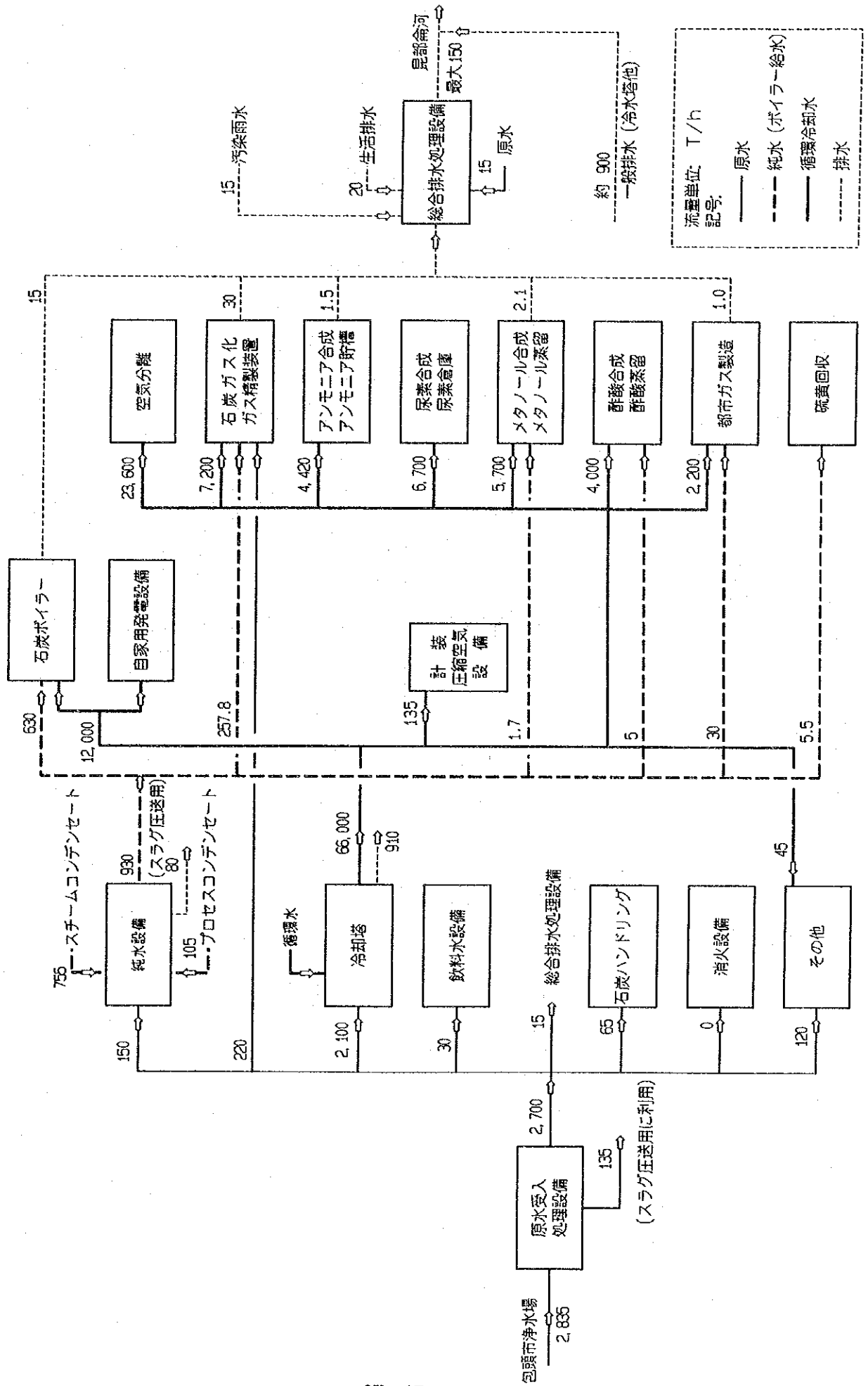
表VI-2 物質収支 (2/2)

STREAM No.		⑦		⑧		⑨		⑩		⑪		⑫	
		Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %	Nm ³ /h	vol %
	MW												
H ₂	2.016				75.0		67.27		0.04		67.27		41.17
CO	28.01						30.53		97.46		30.53		0.94
CO ₂	44.01		49.27								1.00		22.32
CH ₄	16.04								0.32		0.16		33.71
N ₂	28.02		5.41		25.0				1.09		0.52		0.93
Ar	39.948				33ppm				1.09		0.52		0.93
O ₂	32				2ppm								
H ₂ S + COS			45.32										
Total Gas-Dry	Nm ³ /h	1,900	100	110,272	100	94,923	100	12,313	100	37,448	100	20,834	100
Dry Coal	t/h												
Water	t/h												
Total Coal	t/h												
Temp.	°C	35	30	30	30	25	30	30	30	30	30	30	30
Press.	kg/cm ² G	1.5	50	51	51	1~7	51	51	51	51	51	51	9.9

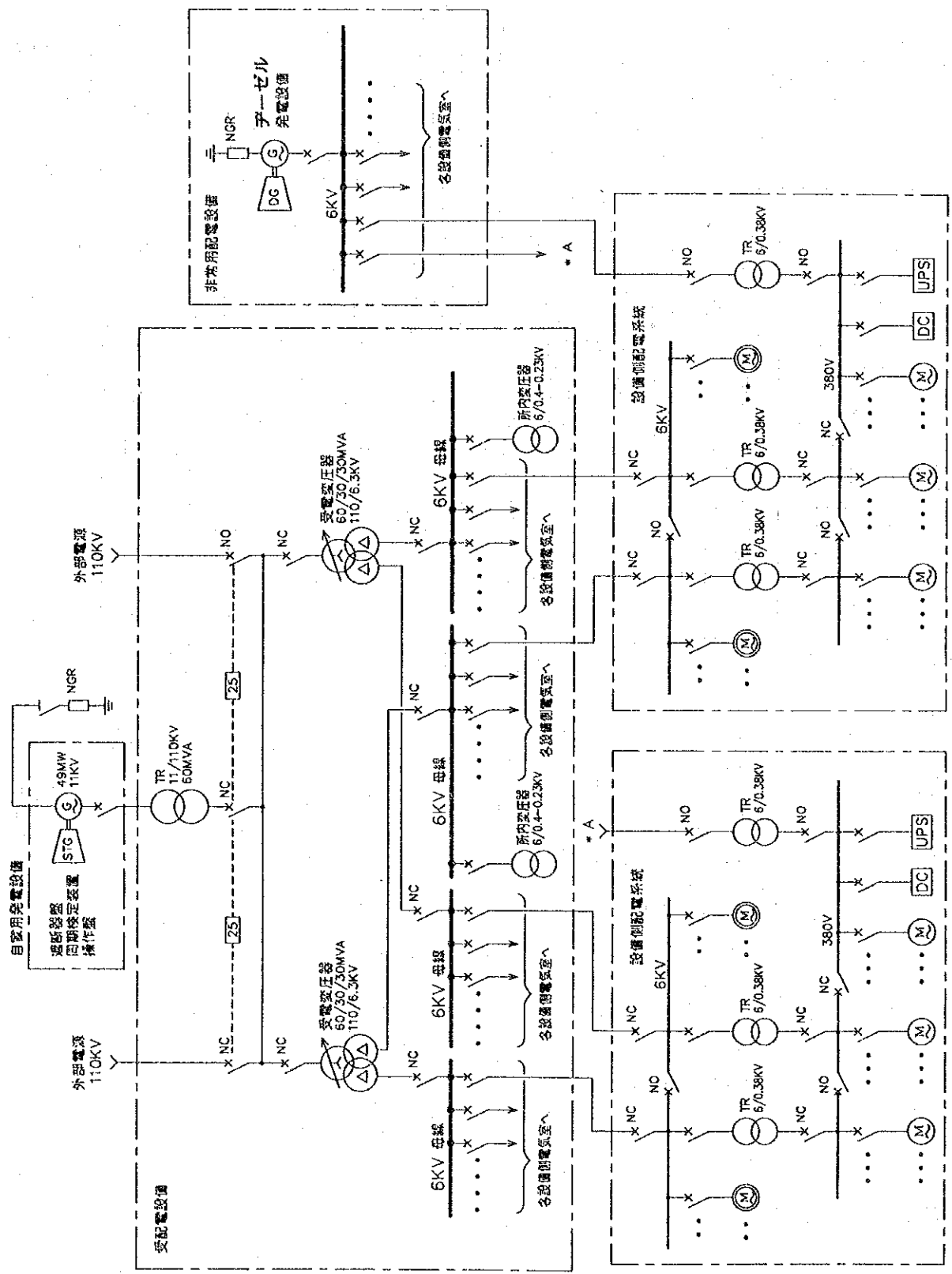
図VII-3 用役(蒸気)ブロックフロー



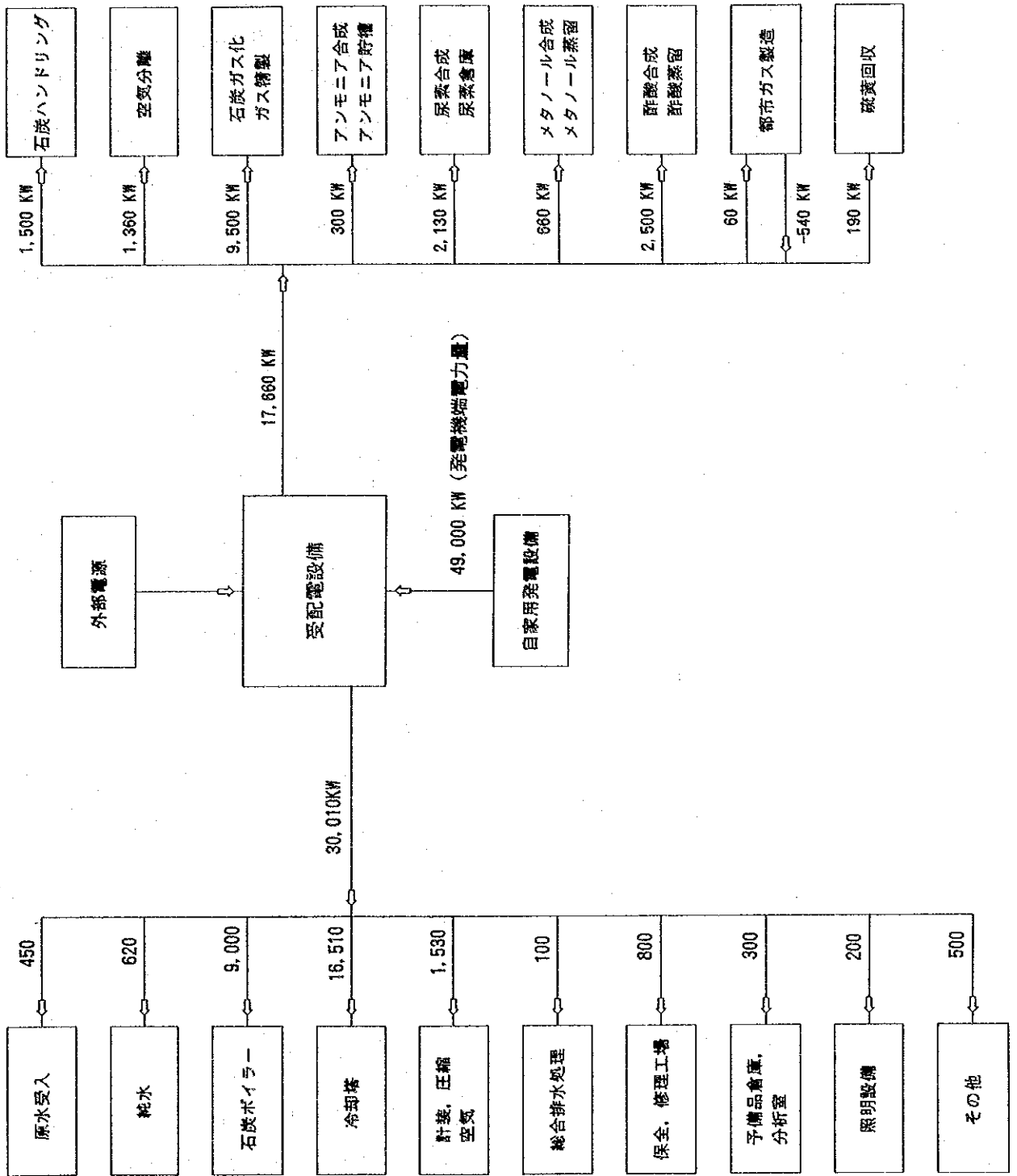
図VII-4 用役(用水)ブロックフロー



圖VII-5 電力系統概念圖



図VI-6 用役(電力)ブロックフロー



1.2 プロセスおよび主要機器リスト

1.2.1 石炭ハンドリング

1.2.1.1 石炭ハンドリング設備プロセスフロー

石炭ハンドリング設備は、受入れ系統、貯炭および払出し系統から成立っている。受入れ系統は通常は2系列で運転する。ただし受入れ状況により1系列でも運転可能である。山元から到着した石炭は石炭貨車（WAGON）を1両ずつ人手によりWAGON 側面を開き石炭をWAGON HOPPER（HP）に投入する。WAGON HOPPERに投入された石炭はWAGON HOPPERの下に設置されたBC1 BELT CONVEYOR により切出されJUNCTION TOWER（JT1）でBC1 BELT CONVEYOR からBC2 BELT CONVEYOR に乗り継ぎ、さらに、JUNCTION TOWER（JT2）でBC2 BELT CONVEYOR からBC3 BELT CONVEYORに乗り継ぐ。またBC2 BELT CONVEYOR に設置されたBELT WEIGHER（BW）により石炭の受入れ量を管理する。

貯炭設備は2系列で運転するため、各系列から同時にSILO（S）へ石炭を投入できる。ただし、1系列運転の場合は運転中の1系列からのみ投入可能となる。

SILO（S1）への投入方法はBC3 BELT CONVEYOR から直接石炭を投入し、SILO（S2-S4）への投入方法はJUNCTION TOWER（JT3）で切り換えダンパーによって、石炭がBC3 BELT CONVEYOR からBC4 BELT CONVEYOR に乗り継ぎ、BC4 BELT CONVEYOR から各SILO中央部に設けられたSCRAPER（SP）により分岐し、SILO内へ石炭が投入される。SILO（S5）へはBC4 BELT CONVEYOR から直接石炭を投入する。

石炭を投入するSILOの選択は、SILOに取付けたレベル計でSILO内の貯炭量を検出することにより行なう。

払出し系統も受入れ系統と同様、通常は2系列で運転する。SILO（S1-S5）の下に設置されたPLOW FEEDER（PF）が払出し位置を変えながら払出しSILOの出口を選んで払い出す。PF-AはBC5A BELT CONVEYORにPF-BはBC5B BELT CONVEYORにそれぞれ石炭を払出す。また、原則として先に貯炭した石炭から払出す。

BC5A, 5B BELT CONVEYOR に払出された石炭はJUNCTION TOWER（JT8）でBC5A, 5B BELT CONVEYORからBC6 BELT CONVEYOR に乗り継ぎ、さらにJUNCTION TOWER（JT9）でBC6 BELT CONVEYOR からBC7 BELT CONVEYOR に乗り継ぎ、最後はBC7 BELT CONVEYOR からガス化用石炭BIN（B1）及びボイラ用石炭BIN（B2）に必要な応じて石炭を投入する。

また、払出し量の管理はBC5A, BC5B BELT CONVEYORに各々設置されたBELT WEIGHER (BW) により行なう。

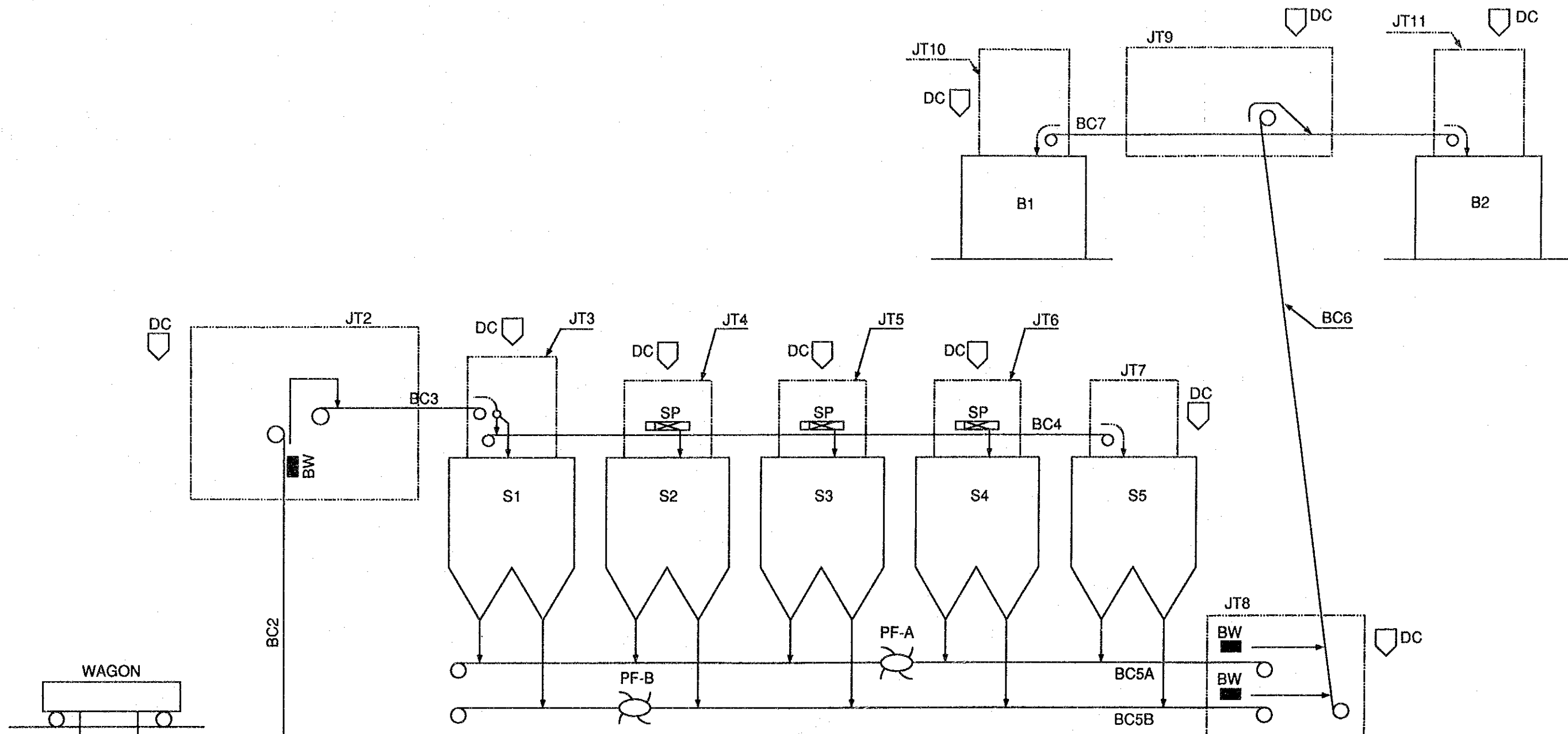
環境対策として①各BELT CONVEYOR のJUNCTION TOWER部にDUST COLLECTOR (DC) ②コンベヤギャラリーおよびJUNCTION TOWERに適切な換気扇③各BELT CONVEYOR の頭部にチップ式ベルトクリーナの各装置を設けることにより、石炭の飛散を防止している。

なお、DUST COLLECTORで集めた炭じんは下流側のBELT CONVEYOR 上に戻される。設備を保護するために、①WAGON HOPPER上部に格子及びBC1 BELT CONVEYOR 頭部に鉄片除去装置 ②各BELT CONVEYOR にベルト片寄り防止装置 ③BELT CONVEYOR シュート部にオーバーフロー防止用の満杯検出器を設ける。

緊急停止用のスイッチを各BELT CONVEYOR に取付け、緊急停止に備える。また、緊急停止の際は受入れ系統はBC1 BELT CONVEYOR から、払出し系統はBC5 BELT CONVEYORから順に下流側が停止するシーケンス制御とする。

火災防止のために、石炭SILO内にメタンガスおよび一酸化炭素ガスの検知機を設け、常時監視を行なう。

図VII-7 石炭ハンドリング
プロセスフローシート



MARK	NAME
BC	BELT CONVEYOR
SP	SCRAPER
S	SILO
PF	PLOW FEEDER
HP	WAGON HOPPER
B	BIN
BW	BELT WEIGHER
DC	DUST COLLECTOR
JT	JUNCTION TOWER

1.2.1.2 石炭ハンドリング設備主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
BC1 BELT CONVEYOR	2	500 t/h	
BC2 BELT CONVEYOR	2	500 t/h	
BC3 BELT CONVEYOR	2	500 t/h	
BC4 BELT CONVEYOR	2	500 t/h	
BC5 BELT CONVEYOR	2	400 t/h	
BC6 BELT CONVEYOR	2	400 t/h	
BC7 BELT CONVEYOR	2	400 t/h	
WAGON HOPPER	1	160 m ³ 7 m ^B × 14m ^L × 3 m ^D	CONCRETE
SILO	5	12,000 t/unit 1D 28.5m × 40m ^H	CONCRETE
SCRAPER	6	500 t/h	
PLOW FEEDER	2	400 t/h	
BELT WEIGHTER	4	500 t/h, 600t/h	
DUST COLLECTOR	11	160 m ³ /min	

1.2.2 空気分離装置

1.2.2.1 空気分離装置プロセスフロー

空気分離装置は原料空気圧縮工程、原料空気精製工程、精製空気冷却工程、精留工程、および寒冷発生工程から成り立っており、精製空気冷却工程、精留工程および寒冷発生工程はCOLD BOXに納められ、低温状態に保持される。

空気ろ過器で清浄にされた原料空気はAIR COMPRESSOR で圧縮され、SPRAY COOLERにおいて冷却水により予冷却される。

予冷却された空気は自動切換式MS ADSORBER で水分と炭酸ガスを除去される。MS ADSORBER は、2塔設置され、空気中の水分と炭酸ガスを吸着後は、加熱器で加熱された廃ガスにより再生される。吸着-再生は自動切替により行われる。

MS ADSORBERを通過した空気はCOLD BOXに入りMAIN HEAT EXCHANGERで低温の廃ガスおよび窒素により冷却された後RECTIFYING COLUMN 下部筒底部に入り、精留作用により高純度窒素および酸素分に富んだ液化空気に分離される。

RECTIFYING COLUMN 下部筒で分離された高純度窒素及び液化空気はSUB COOLER を通り上部筒へ送られ、酸素、窒素、廃ガス（不純窒素ガス）に分離される。下部筒上部から抜き出された窒素ガスは、MAIN HEAT EXCHANGER を経てEXPANSION TURBINE で必要な寒冷を発生し、再度常温まで加熱されEVAPORATION COOLERへ導入されSPRAY COOLERに使用する低温水を作るために使用される。

上部筒下部からは液体酸素が抜き出されLiq. OXYGEN PUMPで昇圧された後、OXYGEN HEAT EXCHANGERで高圧の循環窒素との熱交換により、常温まで昇温され、高圧の製品酸素ガスとして送り出される。

上筒部上部から高純度窒素ガスが抜き出され一部はSUB COOLER及びMAIN HEAT EXCHANGER を通り常温になり、FEED NITROGEN COMPRESSORの吸込側へ送られる。他の一部はOXYGEN HEAT EXCHANGERを通過して常温にされ、FEED NITROGEN COMPRESSORの吸込側へ送られる。

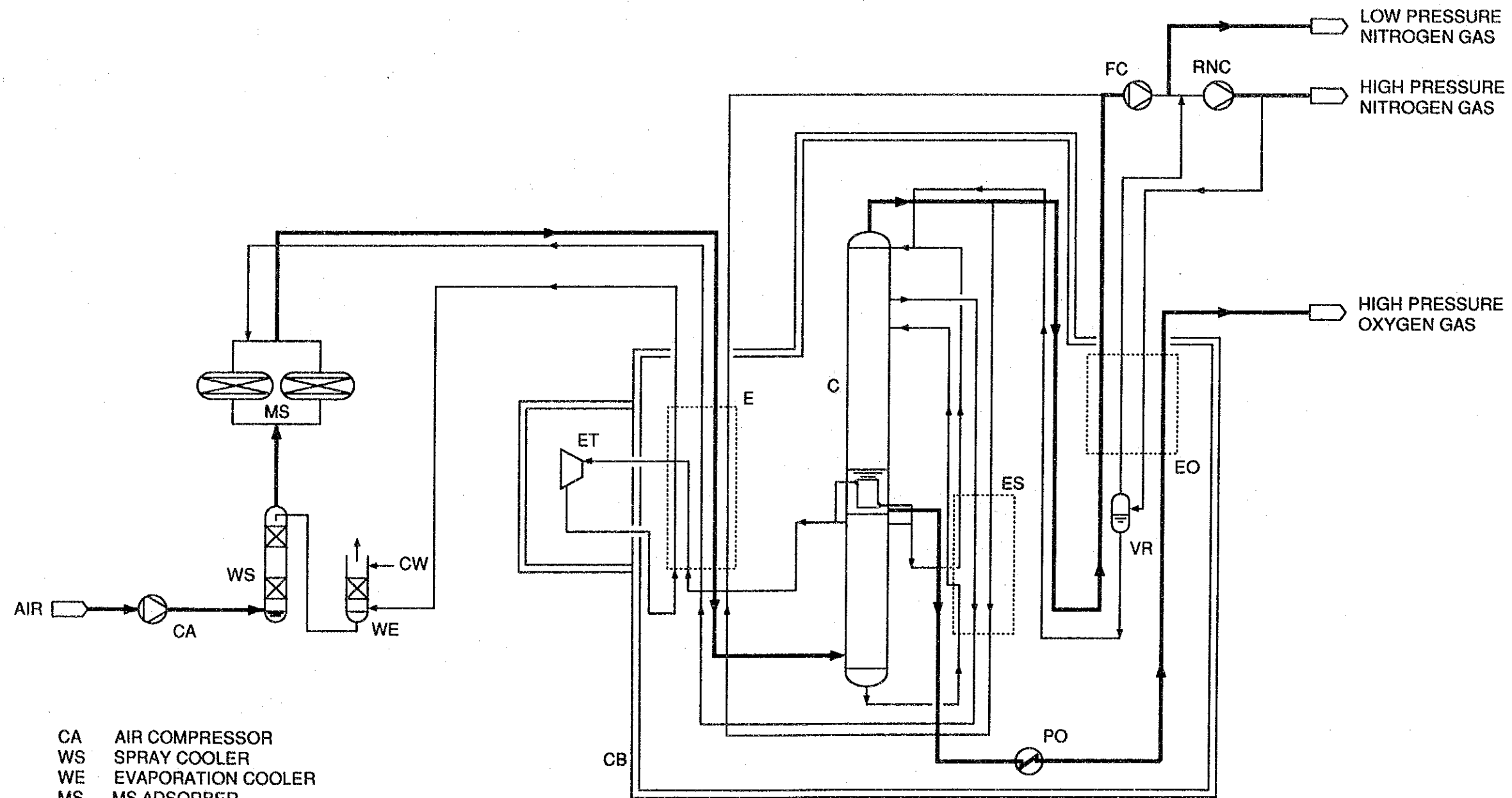
廃ガスはSUB COOLERとMAIN HEAT EXCHANGER を通して常温にされ、一部はMS ADSORBERの再生ガスとして利用し、残りは大気へ放出される。

Liq. OXYGEN PUMPで昇圧された液化酸素を昇温気化するための高圧窒素ガスをOXYGEN HEAT EXCHANGER へ供給するために高圧窒素循環系統が設けられている。循環系に設置されたFEED NITROGEN COMPRESSORとRECYCLE NITROGEN COMPRESSOR

はそれぞれの吐出圧力を製品窒素ガスの必要圧力に合わせることで、製品窒素ガス圧縮機と兼用している。

FEED NITROGEN COMPRESSORの吐出ガスは、一部が低圧製品窒素ガスとして送り出され、残りはRECYCLE NITROGEN COMPRESSORの吸入側へ送られる。RECYCLE NITROGEN COMPRESSORの吐出ガスは、一部が高圧製品窒素ガスとして送り出され、残りはOXYGEN HEAT EXCHANGERで高圧の液体酸素との熱交換で冷却されLiq. NITROGEN RESERVOIRに入り、そこで一部は液化窒素として上部筒頂部へ送られ、残りは再びOXYGEN HEAT EXCHANGERで常温にされ、RECYCLE NITROGEN COMPRESSORの吸込側へ戻される。

図VII-8 空気分離装置プロセスフローシート



- CA AIR COMPRESSOR
- WS SPRAY COOLER
- WE EVAPORATION COOLER
- MS MS ADSORBER
- E MAIN HEAT EXCHANGER
- C RECTIFYING COLUMN
- ET EXPANSION TURBINE
- EO OXYGEN HEAT EXCHANGER
- PO LIQ. OXYGEN PUMP
- VR LIQ. NITROGEN RESERVOIR
- RNC RECYCLE NITROGEN COMPRESSOR
- FC FEED COMPRESSOR
- ES SUB COOLER
- CB COLD BOX

1.2.2.2 空気分離装置主要機器リスト

<u>SERVICE</u>	<u>QUANTITY</u>	<u>DESCRIPTION</u>	<u>MATERIAL</u>
AIR COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 272,000 Nm ³ /h	
SPRAY COOLER	1	CYLINDRICAL 5.5mID×3.5mL	CARBON STEEL
EVAPORATION COOLER	1	CYLINDRICAL 5.5mID×15.5mL	CARBON STEEL
MS ADSORBER	2	CYLINDRICAL	CARBON STEEL
MAIN HEAT EXCHANGER	1	PLATE FIN 7m ^L ×5m ^W ×13m ^H	Al ALLOY
RECTIFYING COLUMN	1	CYLINDRICAL 5mID×38mL	Al ALLOY
EXPANSION TURBINE	2	RADIAL TURBINE	
OXYGEN HEAT EXCHANGER	1	PLATE FIN	Al ALLOY
LIQ. OXYGEN PUMP	4	RECIPROCATING	
LIQ. NITROGEN RESEVOIR	1	CYLINDRICAL	STAINLESS
RECYCLE NITROGEN COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 209,000 Nm ³ /h	
FEED NITROGEN COMPRESSOR	1	CENTRIFUGAL 120,000 Nm ³ /h	
SUB COOLER	1	PLATE FIN	Al ALLOY