

6.1.3 近代化計画実行案

(1) 全 般

この節では6.1.2節で決定した実行案について、より詳細に検討する。実行案は

- ・CO変換工程の加圧2段化
- ・脱炭工程ベンフィールド法の改良及び水洗法のベンフィールド法への置換
- ・精製工程を新液体窒素洗滌法とPSAの2系統を用いる方法への置換
- ・アンモニア合成塔1系列の出口に、アンモニア工場で消費できる量の給水余熱器の設置

の四つである。しかしこれ等の四つの案は、必ずしも全部実行しなければならないという事ではない。資金事情、収益性その他との関連から、一部のみ実行する事も可能である。本来ならばあらゆる可能性の組合せについて、物質収支、原料、用役消費、機器使用、所要資金等について説明すべきであるが、そうするとその組合せは膨大な数になってしまう。従って、各工程毎に二つづつの条件について、流程、原料・用役消費量差、機器仕様、配置、所要資金等を説明し（アンモニア合成関係は一つのみ）、その後組合せについては3通りの場合について、総合的な物質収支表、原料・用役消費量差、所要資金等を述べる。そして次節において、その組合せにおける消費量差と所要資金から、その組合せの改造を行った場合の製造原価を算出する事とする。

詳細な説明に入る前に、主として化肥工場側の要求であるが、計画の前提と言うべきものを列記しておく。

- ・アンモニア全生産量は560 t/dとする。図3-1との差13 t/dは、水性ガス化炉からの生産で増加させる。
- ・常圧重油ガス化炉は加圧重油ガス化炉に変換されているものとする。
- ・重油から生産されるアンモニアの総量は変らないものとする。
- ・完全に1系列になる工程をどこにも設けない。即ちどこかに事故が起っても、少くとも半減操業が続けられて、アンモニア、炭酸ガス等を他工場に供給し続けられるようにする。
- ・改造工事の為に工場を全停止する期間は、最も長くても3週間位とし、できるだけ短期間に切り換え工事は完了できるようにする。

(2) 変換工程改造

1) 流 程

変換工程の改造は、反応を加圧下で行われるようにする事と、高温と低温の2つの触媒層で反応させて残留一酸化炭素を減らす事である。現状では、加圧重油ガス化装置は高温変換器を持っていて、出口ガスは熱交換後200℃でベンフィールド脱炭装置の再熱器へ導かれて、含有水蒸気が凝縮する。このガス中のCOは約3%と高いから、低温変換器を通してCO0.5%まで下げる方が経済的である。従って、加圧重油ガス化炉から変換器を通ったガスは、脱炭工程へ行かずに、新設される低温変換器入口で、水性炉系統のガスと合流するものとする。

この場合の問題点としては、新設の変換器は高温、低温共に1系列とするので、低温変換器前で合流させれば低温変換器部分は1系列になって、もしこの部分に故障が起れば生産は完全停止という事である。これは前述の前提条件に反するので、これを避ける為には、切換弁を設けて加圧ガス化炉からのガスは低温変換器を通らずに、脱炭工程へも行けるような配管を設けておく。これによってどこに故障が起っても、約半減運転は保持出来る。

次に現状においては、コークス炉ガス中には9%のCOがあるにもかかわらず、コークス炉ガスは変換工程を通過していない。COガスは燃料となるにしても、明らかに損失である。このようにしている理由は、コークス炉ガスをベンフィールド脱炭装置に通すと発泡を起す可能性があることを恐れて、コークス炉ガスを水洗脱炭装置にだけ通す為、全体のガスと混合させないようにしているのである。しかるにベンフィールド法の実績として、コークス炉ガスとごく類似している都市ガス用に100基位の実績がある。又ベンフィールド法に類似しているGV法も、コークス炉ガスの実績がある。これ等の場合には、コークス炉ガスを軽油で洗滌し水洗するのみで、ベンフィールド装置に導入している。これは化肥工場の状況と全く同一である。要は、炭化水素がベンフィールド液中で凝縮しさえしなければ発泡の可能性は無く、化肥工場の場合には、常温で軽油で飽和されたガスが、多量の他のガスで薄められ、更に吸収塔では温度が上るのであるから、炭化水素が凝縮する可能性は全く無い。従って基本的には、コークス炉ガスは転化装置を通すべきである。

しかし、後段のメタン、一酸化炭素除去の精製工程において、2系統のPSA装

置を使用する場合には、半分以上の不純物の供給源であるコークス炉ガスを別途に処理した方が有利である事は前述した。その場合には当然の事ながら、コークス炉ガスを他のガスと共に変換、脱炭の工程を通す事は出来ない。

従って、変換工程は2つの場合について記述する事とする。即ち、次の2つの場合である。

①高温変換工程には水性炉ガスのみ、低温変換工程には水性炉ガスと加圧重油ガス化炉ガスを通す。

②高温変換工程には水性炉ガスとコークス炉ガスを通し、低温変換工程には、水性炉ガス、コークス炉ガス、加圧重油ガス化炉ガスを通す。

①の水性ガスのみを高温変換工程に通す場合の流程图及び各部流量、温度、圧力を図6-6に、②の水性炉ガスとコークス炉ガスを高温変換工程に通す場合を図6-7に示す。これは反応に必要なガス/水蒸気比と、反応に必要な触媒入口温度、反応熱から計算されたもので、計算の詳細は省略する。脱硫工程を出た常圧ガスは複合圧縮機の1段に入り、2段で約14kg/cm²gに圧縮され、冷却器を通らずに変換装置の加湿器に入る。これは充填塔であって、出口ガスとの直接熱交換及び追加水蒸気によって170~180℃程度に加熱された熱水と直接接触したガスは、160~170℃の飽和水蒸気を持って、②の場合は更に水蒸気を追加され高温変換器出口ガスと熱交換して250℃となって高温変換器に入る。一酸化炭素変換反応で温度が上り400~430℃になったガスは、入口ガスと熱交換し、ボイラーで水蒸気を発生させ、加圧重油ガス化炉ガスと合流して、約230℃で低温変換器に入り、残CO約0.5%となって出る。このガスは加湿器から出る約115℃の温水と接触して、水蒸気の一部を凝縮させ、135℃となって脱炭工程へ送られ、含有水蒸気はベンフィールド法の再生塔再沸に使用される。

反応に必要な水蒸気は、合成工程から熱回収して得られる180℃の温水と、系内の廃熱ボイラーから供給され、①の場合は余剰水蒸気が外部へ送出される。②の場合は水蒸気が不足であり、外部から供給されねばならない。その不足量はわずか1.8t/hであって、原則として、高圧の水蒸気の余剰は化肥工場内には無いとの事なので、高圧ボイラーの建設が必要となるが、変換工程の為だけに余りに小さいボイラーを建てる事は効率的でなく、重油ガス化工程でかなり多量の高圧水蒸気を

使用して1.8 t / hの余裕が無いという事は考えられないので、ボイラーは建設しない事とする。

2) 機器仕様

主要機器の仕様は下記の通りである。

・加湿器

塔径	1,900mm
塔高	20,000mm
材質	不銹鋼ライニング
型式	充填塔、不銹鋼ラシヒ環 8,200mm充填

・高温変換器

触媒充填量	12 m ³
径	2,500mm
高さ	4,100mm
材質	1 Cr 1 / 2 Mo鋼

・自己熱交換器

交換熱量	2.7×10 ⁶ kcal / h	Δtlm	149℃
伝熱面積	91 m ²		
材質	不銹鋼		

・廃熱ボイラー

水蒸気圧力	20kg / cm ² g
交換熱量	2.4×10 ⁶ kcal / h
伝熱面積	195 m ²
材質	熱交換器部 不銹鋼
	水蒸気胴 炭素鋼

・低温変換器

触媒充填量	30 m ³
径	3,600mm
高	5,200mm
材質	炭素鋼

・冷却塔

塔径	2,700mm
塔高	22,000mm
材質	不銹鋼ライニング
型式	不銹鋼ラシヒ環充填塔

・温水循環ポンプ（加湿器出口、冷却塔出口同一仕様）

揚水量	300 t / h
全揚程	60m
材質	不銹鋼
モーター	110 k W

3) 工場配置及び工事概要

変換工場は既存の常圧変換器が8基並んでいるうちの北側2基を取りこわして設置する。工場配置は図6-8の通りであって、既存の建屋もこの部分について取り壊して建設するものとする。計器室はこの工程だけのものを東側に建てる事を考える。

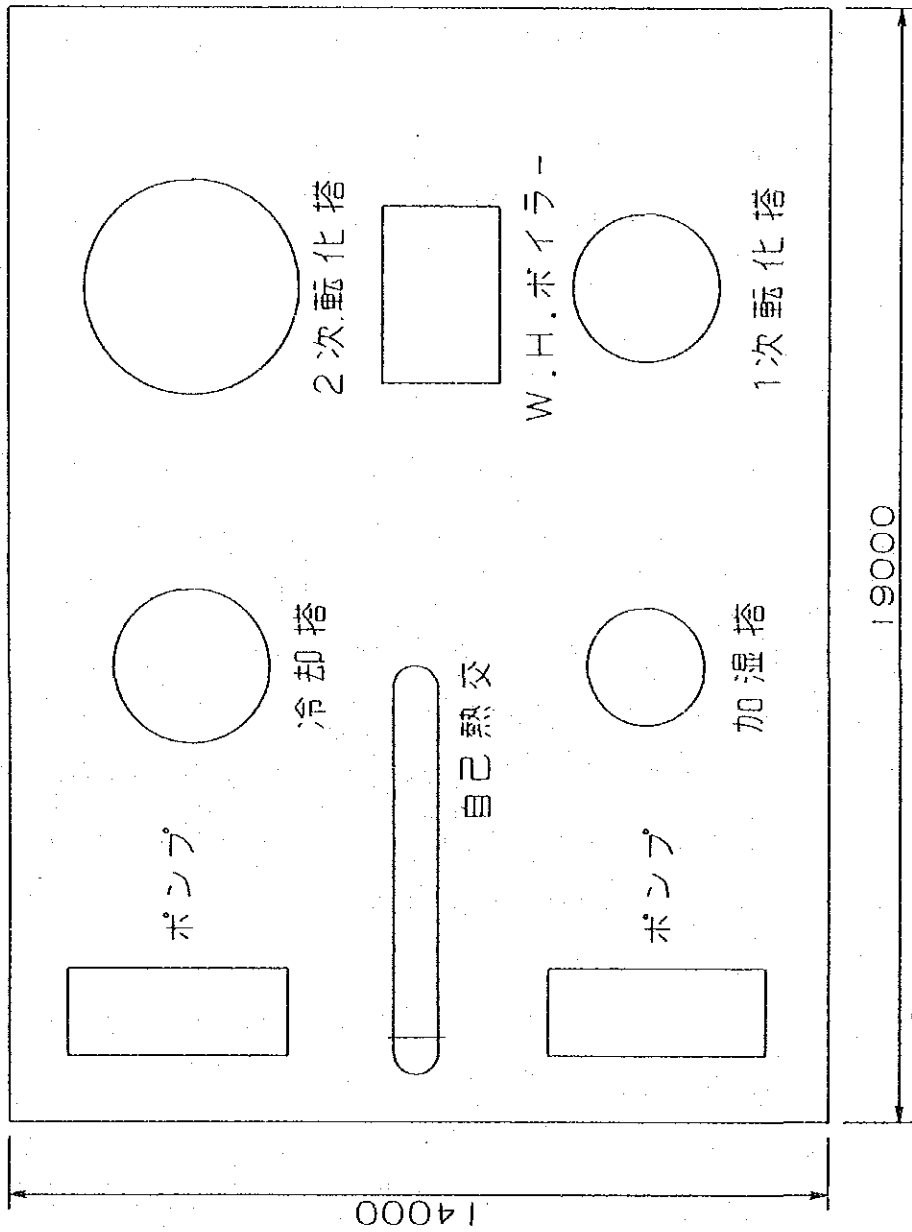
現在脱硫工程から常圧変換工程へ行っている配管と、常圧変換工程から複合圧縮機の1段吸引へ行っている配管は、変換工場北側において非常に接近している箇所がある。ここにおいてこの二つの配管のつなぎ合せを行い、脱硫工程から、圧縮機へ直接行くように配管変更を行う。複合圧縮機2段の吐出から脱炭工程へ行っている配管は、延長され、道路を横断して新設の変換工程へ入る。圧縮機2段吐出の冷却器は通さずに、配管は保温されるものとする。

又コークス炉ガスを変換工程を通す場合には、複合圧縮機の吸引へ行っているコークス炉ガス配管を、水性ガス炉配管につなぎ込めばよい。

4) 原単位

6.1.2節(3)項で行った計算法に従って残CO₂減によるエネルギー消費量=原料石炭使用量の差、利用される分も含めての水蒸気原単位の差、圧縮を含めての電力原単位の差、海水原単位の差を算出する。

北



縮尺 1/125

図6-8 変換工程配置図

(a) 残CO減によるエネルギー節約

図3-1より加圧及び常圧の変換器出口の合計のCO及びH₂は1,890 N m³/hと45,290 N m³/hである。一方コークス炉ガスを変換炉を通さない場合の変換器出口CO及びH₂は図6-6より381 N m³/hと48,547 N m³/hである。水素ガス量が同一になるように換算して計算するとCO残量の減少の全水素量に対する比率は3.4%である。従って熱量の節約は

$$(5.43 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{tNH}_3)(507 / 24 \text{ tNH}_3 / \text{h})(0.034) = 3.9 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

全アンモニア生産量に対する平均では0.17 kcal/tNH₃

石炭の量に換算すると第5章の発熱量7,100 kcal/kgより24 kg石炭/tNH₃

となる。

コークス炉ガスを変換器を通す場合には図6-7より同様に計算して変換炉出口CO及びH₂は429 N m³/h及び53,569 N m³/hである。同様にCO減量の水素量に対する比率は3.4%。従って熱量の節約は

$$(5.43 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{tNH}_3)(560 / 24 \text{ tNH}_3 / \text{h})(0.034) = 4.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

全アンモニア生産量に対する平均では0.18 kcal/tNH₃

石炭の量に換算すると 26 kg石炭/tNH₃

(b) 水蒸気原単位の差

重油ガス化炉をすべて加圧とした場合の変換炉入口の乾ガス量は19,820 N m³/h。6.1.2節(4)-1) -(b)項*2においてガス量12,095 N m³/hの時は脱炭酸再熱器に持ち込まれる水蒸気量は12.2 t/hと計算されている。ガス量に比例するとして再熱器に持ち込まれる水蒸気量は20.0 t/h。

一方常圧変換炉は図3-1では27.2 t/hの水蒸気が外部から導入されているが、アンモニア全生産量は547 t/dでなく560 t/dベースとするから、この差がすべて発生炉ガスとして補正すると28.4 t/hの水蒸気が導入される。従って差し引き水蒸気として

$$28.4 - 20.0 = 8.4 \text{ t/h消費される。}$$

一方加圧変換2段方式に改造した場合は図6-6、図6-7の収支より、コークス炉ガスを変換系統に入れない場合には、

180℃の温水5.9+8.5t/hは水蒸気換算して	4t/h
系外に出る水蒸気	5.9t/h
ベンフィールドの再熱器で利用される水蒸気	17.6t/h
差し引き外部へ出る水蒸気	19.5t/h

又コークス炉ガスを変換系統に通す場合には

180℃の温水5.4+4.8t/hは水蒸気換算して	2.8t/h
系外から導入される水蒸気	1.8t/h
ベンフィールドの再熱器で利用される水蒸気	20.3t/h
差し引き外部へ出る水蒸気	15.7t/h

従って水蒸気量の節約、原単位差は現状の消費と改造後の送を加えて

	コークス炉ガス通さず	コークス炉ガス通す
水蒸気節約 (t/h)	27.9	24.1
原単位差 (t水蒸気/tNH ₃)	1.2	1.03

(c) 電力原単位差

既存設備では常圧変換工程で235kWhの動力が消費されている。これをアンモニア生産量差で補正すると245kWh。既存の加圧変換工程では電力消費はないものとする。常圧変換装置を二段加圧変換装置に置換した場合は、コークス炉ガスを通す場合も通さない場合も、温水循環用に110kWのモーターを持つポンプが2台つく。これの実所要電力は180kW程度と予想される。従って変換工程改良による電力の節約は245-180=65kWh程度である。

この他に6.1.2節(3)-2)項で述べた如く、変換工程の前と後でガス量の差がある事から、圧縮動力として、コークス炉ガスを通さない場合は2,108kWhの動力所要量差がある。同様にアンモニア生産量差で補正すると2,200kWh。コークス炉ガスを通した場合はCOのガス量が約800Nm³/h増加するので比例的に所要動力が増すとして2,320kWhの動力所要量差がある。従って電力原単位差は

コークス炉ガスを通さない場合 $65 + 2,200 = 2,265 \text{ kWh} \rightarrow 97 \text{ kWh/tNH}_3$

コークス炉ガスを通す場合 $65 + 2,320 = 2,385 \text{ kWh} \rightarrow 102 \text{ kWh/tNH}_3$

(d) 海水原単位差

既存の常圧変換工程では、ガスの冷却の為に719t/hの海水を使用している。アンモニア生産量増加分を補正すると750t/hである。一方加圧2段変換方式では海水による冷却は行わない。従って海水使用量の原単位差は750t/h→32t/tNH₃

5) 工事金額

加圧2段変換工程への改造に要する工事費は次のように想定される。

(単位：百万円)

	外 貨	中 国 貨	計
機 器	353	—	353
触 媒	40	10	50
工事費	—	139	139
技術料	82	12	94
計	475	161	636

(3) 脱炭酸ガス工程改造

1) 流 程

改良ベンフィールド法の流程については、6.1.2節(4)－1)－(c)項で説明した。基本的には既存のベンフィールド法と異なる点は、再生塔中段から吸収塔中段へ行く半再生液が、減圧水蒸気発生装置を通して水蒸気が発生し、その水蒸気を再生塔で使用して、外部から供給される水蒸気量を節約するものである。

(1)項で述べた如く、既存のベンフィールド法脱炭装置を改良するのみで、既存の水洗法脱炭装置を残す場合と、既存のベンフィールド法を改良した上に、改良ベンフィールド法を1系列新設して、水洗法を廃棄する場合の2つの場合について検討する。

流程は前段の変換工程の条件によって若干異なって来るが、いずれの場合も変換工程は加圧2段方式に改造されている場合について検討する。変換工程にコークスガスを通さなかった場合に、既存のベンフィールド装置の改良のみとした場合を図

6-9、ベンフィールド装置を既存、新設の2系列とした場合を図6-10、コークス炉ガスを交換装置を通して、ベンフィールド装置2系列とした場合を図6-11に流程、流量、温度、熱負荷について記す。

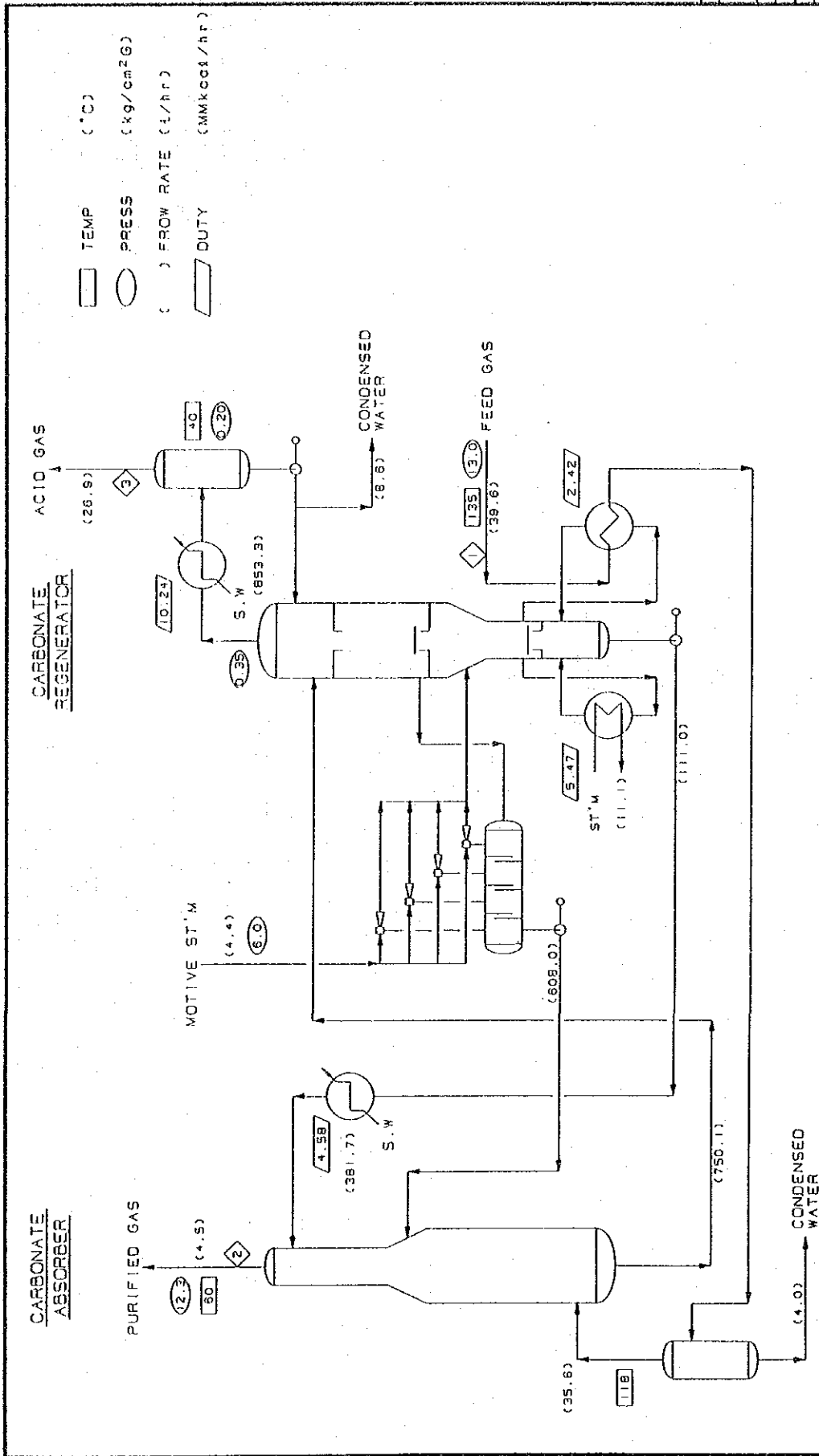
尚、既存のベンフィールド法脱炭装置を改良するのみの場合は、交換装置から水洗法脱炭装置に入るガスを118℃から50℃に冷却する冷却器を必要とする。

2) 機器仕様

既存ベンフィールド装置の改良は、基本的には減圧水蒸気発生装置を追加すればよいだけであるが、実際上は発生した水蒸気及び炭酸ガスを再生塔に戻す為に再生塔の改造が必要である。再生塔はかなり老朽化しているので工事はかなり困難と考えられる上に、その工事を行うとすれば、生産休止（アンモニアとしては半減）期間がかなり長くなる。従ってここでは再生塔を別に建て直す事として計画する。付図3-7の再生塔関係のうち、C-15CO₂分離器、C-13a、b、C-12a、b、C-28、C-26a、bの各ポンプは転用する。

新設される主要機器の仕様は下記の通り。

			新 設		改 造	
			コークス炉ガス		コークス炉ガス	
			なし	あり	なし	あり
・再生塔	上部径	(m)	3.0	3.1	3.1	3.1
	下部径	(m)	1.95	2.1	2.1	2.1
	高さ	(m)	41	41	41	41
	材質		炭素鋼			
	充填物		- 2" 及び 1 1/2" STEEL PAL RING -			
・再熱器 1	径	(m)	1.25	1.4	1.35	1.4
	長さ	(m)	8	8	8	8
	伝熱面積	(m ²)	401	508	479	508
	材質		— 管：不銹鋼、套：炭素鋼 —			
・再熱器 2	径	(m)	1	1	1.05	1
	長さ	(m)	6	6	6	6



NO.	◇	◇	◇
H ₂	63.1	94.5	0.4
N ₂	3.0	4.5	—
CO	0.5	0.9	—
CO ₂	33.2	0.1	99.6
CH ₄	0.1	0.1	—
その他	—	—	—
dry Nm ³ /h	40181	26804	13377
H ₂ O Nm ³ /h	11597	415	892
合計 Nm ³ /h	51778	27219	14269

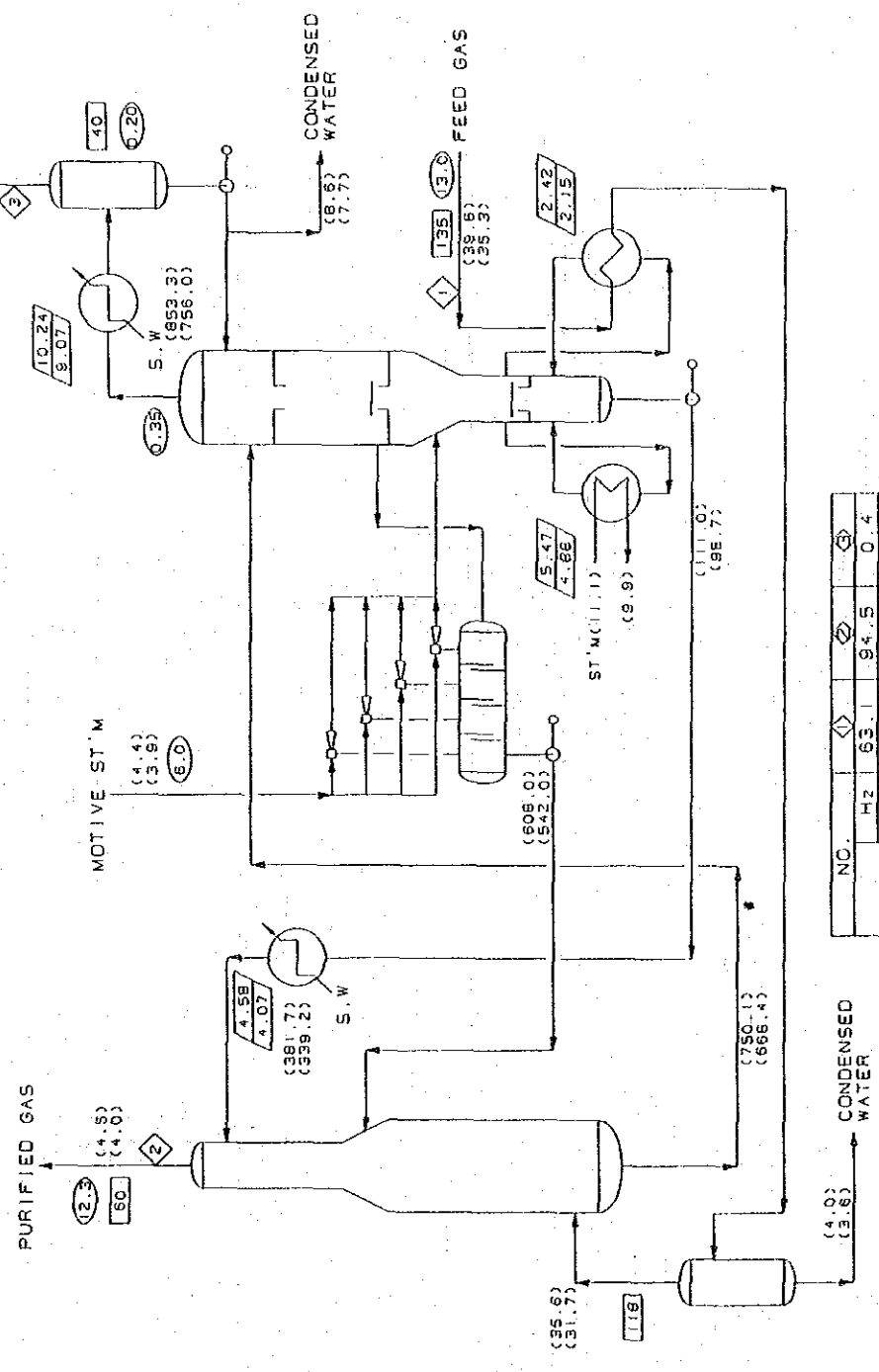
図 6-9
 中国 (大連)
 鉄炭酸工程
 (蒸気ガスを通さない場合)
 改造

設計先
 設計者
 校核者
 承認者
 承認日
 承認者
 設計
 校核
 承認

CARBONATE ABSORBER

CARBONATE REGENERATOR

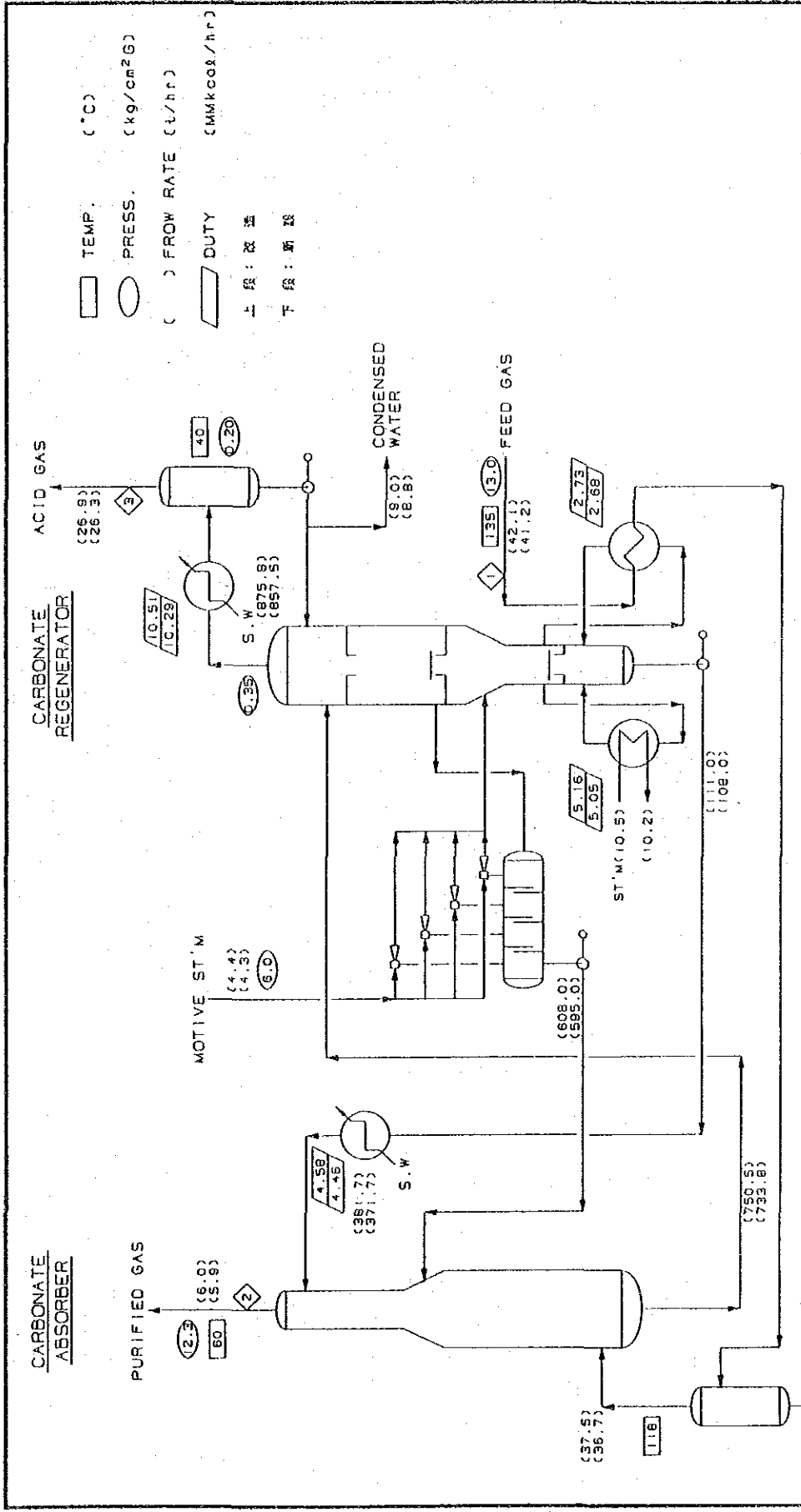
TEMP. (°C)
 PRESS. (kg/cm²G)
 FLOW RATE (t/hr)
 DUTY (MMKOL/hr)
 上段: 改造
 下段: 新設



NO.	◇	◇	◇	◇
dry vol%	H ₂	63.1	94.5	0.4
	N ₂	3.0	4.5	—
	CO	0.5	0.8	—
	CO ₂	33.2	0.1	98.6
	CH ₄	0.1	0.1	—
	その他	—	—	—
吸	dry Nm ³ /h	40181	26804	13377
	H ₂ O Nm ³ /h	11597	415	892
生	合計 Nm ³ /h	51778	27219	14269
昇	dry Nm ³ /h	35613	23880	11823
	H ₂ O Nm ³ /h	10336	370	787
出	合計 Nm ³ /h	46148	24250	12720

図 6-10
 中国 (大連)
 硫炭酸工程
 (黒炉ガスを逃さない場合)
 改造 + 新設
 設計者: 藤田 英彦
 校訂: 藤田 英彦
 承認: 藤田 英彦

設計者	藤田 英彦
校訂	藤田 英彦
承認	藤田 英彦
図番	図 6-10



□ TEMP. (°C)
 ○ PRESS. (kg/cm²G)
 () FLOW RATE (t/hr)
 ▭ DUTY (MMkcal/hr)
 上段: 改造
 下段: 新設

NO.	◇	◇	◇
H ₂	62.5	90.4	0.4
N ₂	2.9	4.2	—
CO	0.5	0.7	—
CO ₂	30.8	0.1	99.5
CH ₄	2.9	4.2	—
その他	0.3	0.4	—
改 乾 気	43312	29928	13384
H ₂ O 乾 気	12791	462	893
新 乾 気	56102	30390	14277
H ₂ O 乾 気	42398	29297	13101
取 合 計	12522	453	675
取 合 計	54920	29750	13976

図6-11
 中国(大通)
 脱炭酸工程
 (焦炉ガスを還元する場合)
 改造+新設

設計: 橋本 栄也
 校訂: 橋本 栄也
 設備: NONE
 図章:

設計者	橋本 栄也
校訂者	橋本 栄也
設備	NONE
図章	

	伝熱面積(m)	185	185	208	185
	材質	—管：不銹鋼、套：炭素鋼—			
•凝縮器	径 (m)	1.4	1.45	1.45	1.5
	長さ (m)	8	8	8	8
	伝熱面積(m ²)	508	555	555	600
	材質	—管：不銹鋼、套：炭素鋼—			
•減圧水蒸気発生胴	径 (m)	2.5	2.5	2.5	2.5
	長さ (m)	8.6	9.2	9.4	9.4
	材質	—炭素鋼—			
•吸収塔入口容器	径 (m)	1.5	1.6		
	高さ (m)	2.4	2.4		
	材質	—炭素鋼+不銹鋼—			
•環流液容器	径 (m)	1.8	1.9		
	高さ (m)	2.5	2.5		
	材質	—炭素鋼+不銹鋼—			
•半再生液ポンプ	揚液量(m ³ /h)	48	492		
	揚程 (m)	157	157		
	材質	—不銹鋼—			
	モーター(kW)	330	363		
•還流ポンプ	揚水量(m ³ /h)	15	17		
	揚程 (m)	62	62		
	材質	—不銹鋼—			
	モーター(kW)	3.6	4.0		
•再生液ポンプ	揚液量(m ³ /h)	82	90		
	揚程 (m)	167	167		
	材質	—不銹鋼—			
	モーター(kW)	64	70		
•吸収塔	上部径 (m)	1.2	1.3		
	下部径 (m)	2.2	2.4		

	高さ (m)	42	42		
	材質	—炭素鋼—			
	充填物	— 2" 及び 1 1/2" STEEL PALL RING —			
・再生液冷却器	径 (m)	1.1	1.15	1.15	1.15
	長さ (m)	8	8	8	8
	伝熱面積(m ²)	312	333	333	333
	材質	—管：不銹鋼、套：炭素鋼—			
・水洗塔入口ガス	径 (m)			1	
冷却器	長さ (m)			6	
	伝熱面積(m ²)			200	
	材質	不銹鋼			

3) 工場配置及び工事概要

改造工事に関しては、既存の脱炭装置周辺には空地は全く無い。その為に再生塔及びその附属機器は道路をへだてたCO変換装置内の遊休控室等の設備を撤去して建設する事として計画する。従って変換装置を加圧2段方式に変更しない場合には、用地的にはかなり苦しいが一応可能である。配置上は図6-12を参照にされたい。半再生液、再生液、再生塔凝縮液の配管をそれぞれのポンプの吸引口まで、再生塔供給液、凝縮液の配管を吸収塔出口及びポンプ吐出まで道路を越えて工事を行っておき、1~2週間の停止期間中につなぎ込み配管を行う事となる。

一方ベンフィールド装置一式を新設する場合には、図6-13に示す如く、新休憩室の周囲の倉庫及び空地に建設する事で計画する。この場合は加圧変換ガスの配管は新設される装置から事前に工事しておけるので、吸収塔出口ガス配管及び炭酸ガス配管を精製装置入口及び既存炭酸ガス送出配管まで工事をしておいて、1~2週間の停止期間中につなぎ込み工事をする事となる。

4) 原単位

(a) 水蒸気原単位

既存のベンフィールド装置は図3-1に示す通り20.6t/hの水蒸気を外部から導入している。又、改良ベンフィールド法の外部から導入する水蒸気量、使用量

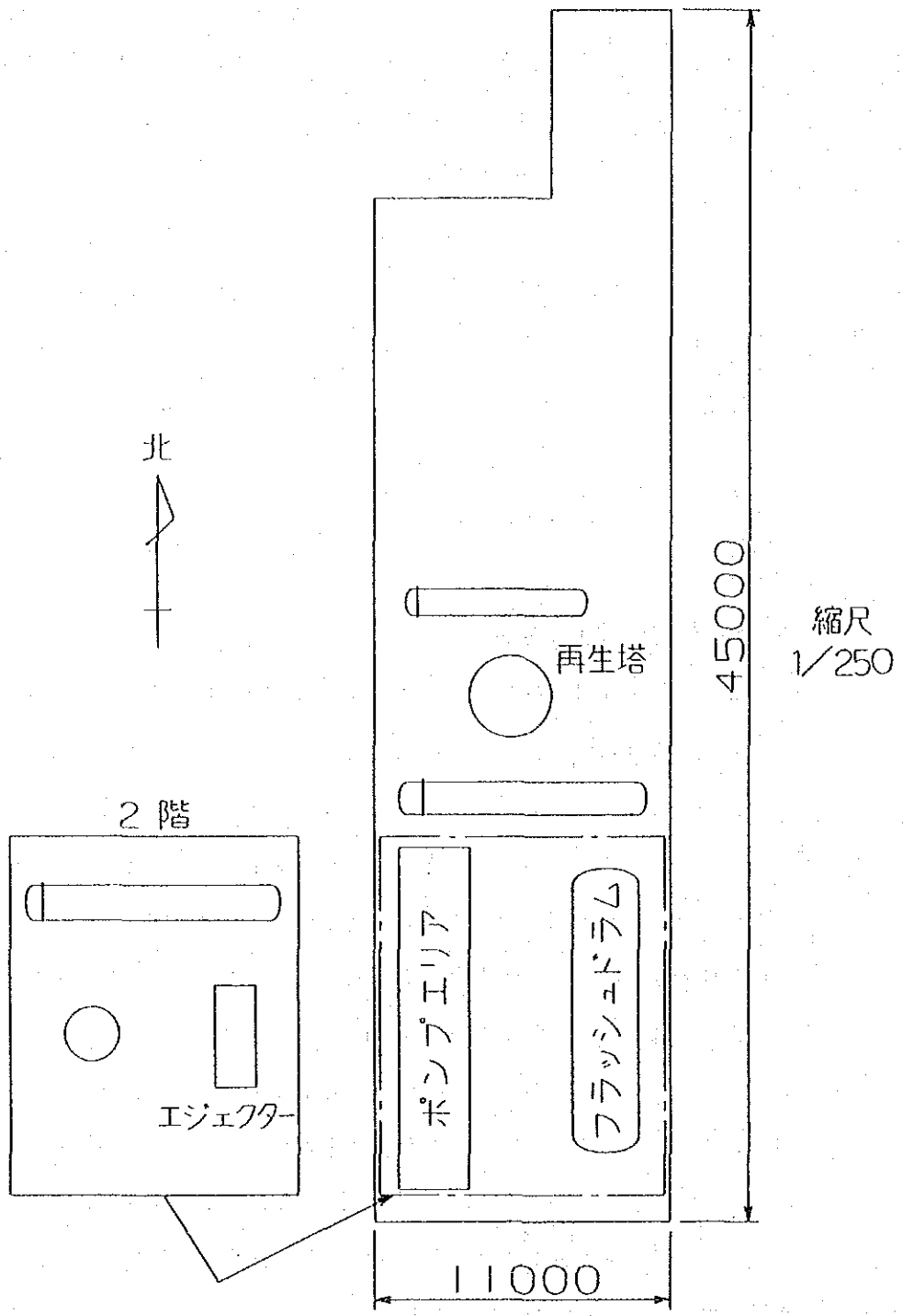


図6-12 BENFIELD装置配置図(改造用)

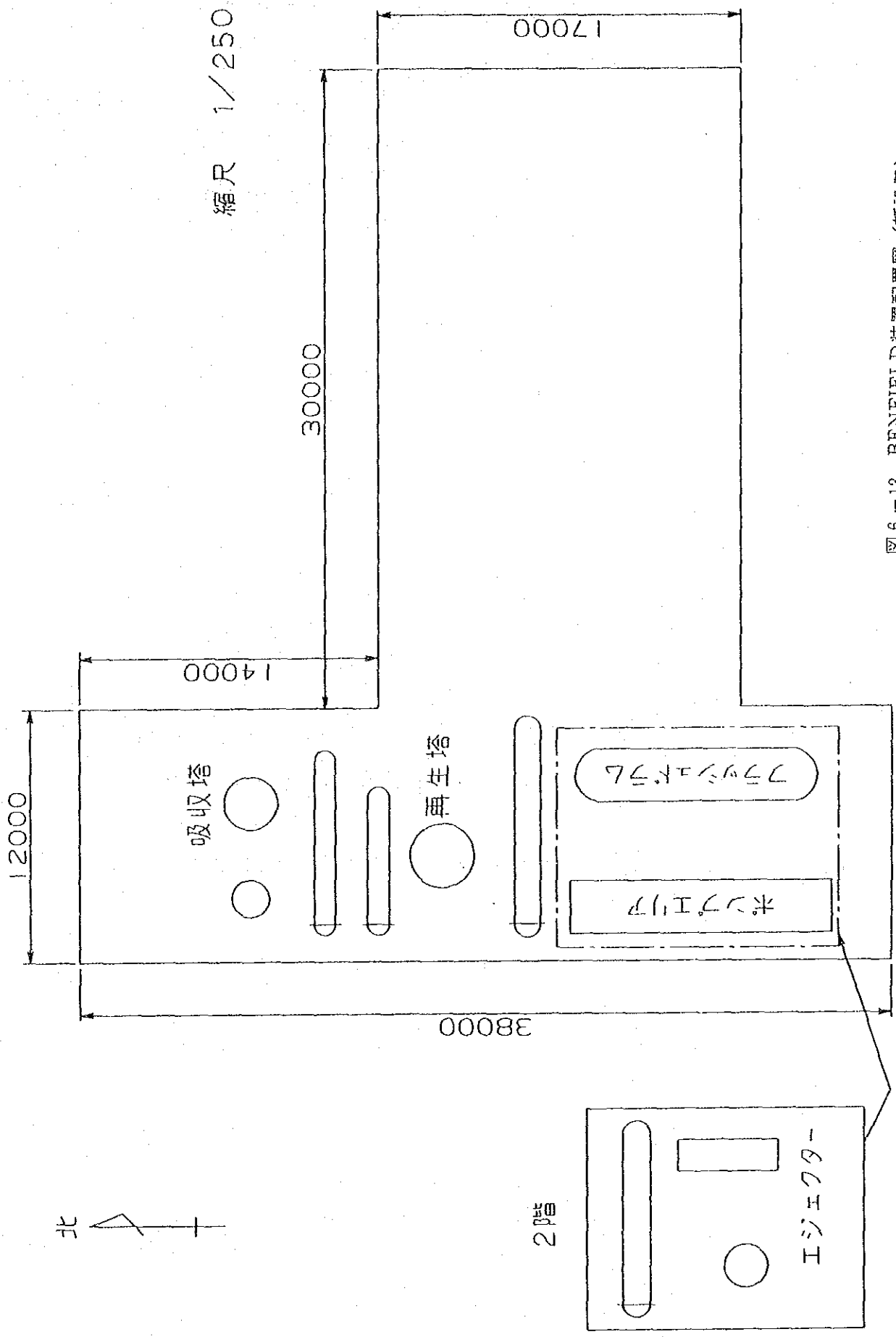


図 6 - 13 BENFIELD装置配置図 (新設用)

増、原単位増は次の通りである。

	<u>コークス炉ガス</u> <u>を通さない場合</u>	<u>コークス炉ガス</u> <u>を通す場合</u>
改造装置へ (t/h)	15.0	14.9
新設装置へ (t/h)	13.8	14.5
計 (t/h)	28.8	29.4
増加量 (t/h)	8.2	8.8
原単位増 (t/tNH ₃)	0.35	0.38

尚、既存ベンフィールド法の改造のみ行って、水洗法はそのまま残し、全ガスを一旦ベンフィールドの再熱器を通しそれから二つに分けるとすると、外部から11.5 tの水蒸気を入れればよい。従って水蒸気使用量減は $20.6 - 11.5 = 9.1$ t/h。

原単位減は0.39 t/NH₃となる。

(b) 電力原単位

水洗装置は図3-1に示すように2,299 kWhの電力を消費している。これを生産量増加の補正をすると2,400 kWhとなる。一方既存ベンフィールド装置は590 kWhの電力を消費している。合計2,990 kWhの消費である。

改造、新設後の電力消費量、消費量減、電力原単位減は次の通りである。

	<u>コークス炉ガス</u> <u>を通さない場合</u>	<u>コークス炉ガス</u> <u>を通す場合</u>
改造装置 (kWh)	590	590
新設装置 (kWh)	398	437
計 (kWh)	988	1,027
増加量 (kWh)	2,002	1,963
原単位増 (kWh/tNH ₃)	85.9	84.2

尚、改造のみを行う場合は電力原単位には変更はない。

(c) 水素損失

ベンフィールド装置の改造によって水素損失は変化ない。6.1.2節(4)-1) - (a)項にあるように水洗装置での脱炭酸ガス量は9,700Nm³/h。水素損失率を熱量に換算すると358kcal/Nm³CO₂。一方ベンフィールド装置における水素損失率熱量換算は51kcal/Nm³CO₂。水洗装置をベンフィールド装置に変えた場合の熱量節約は、生産量差の補正も加えて

$$(358 - 51 \text{ kcal/Nm}^3 \text{ CO}_2) (9,700 \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2/\text{h}) (312/299) = 3.1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

全アンモニア生産量に対する平均では 0.13kcal/tNH₃

石炭の量に換算すると 19kg石炭/tNH₃

5) 工事金額

脱炭工程の既存ベンフィールド装置改造及び1系列新設に要する工事費は次のように想定される。

(単位：百万円)

	コークス炉ガス通さない場合				コークス炉ガス通す場合	
	改造のみ		改造+新設		改造+新設	
	外貨	中国貨	外貨	中国貨	外貨	中国貨
機器	471	-	942	-	981	-
工事費	-	168	-	389	-	432
技術料	144	15	315	34	328	35
計	615	183	1,257	423	1,309	467
合計	798		1,680		1,776	

(4) 精製工程改造

1) 流 程

精製工程の改造は6.1.2節(5)項で論じた如く主として新型の液体窒素洗滌法とPSA法との比較であった。新型の液体窒素洗滌法は、化肥工場のものと比較して膨張タービンを利用する事によって、寒冷を得る為のエネルギー消費（高圧窒素の使用）は非常に小さくなっており、又蒸溜効率も非常に良くなっている為、水素の

損失もはるかに小さい。しかし窒素洗滌では不純物を除去する為の窒素の損失は避けられない。

一方PSA法は窒素によって不純物を追い出す方法と、窒素を用いないが水素損失の多い方法がある。窒素を用いる方法は化肥工場の条件では不利である事は、計算の結果に明瞭に現われている。又液体窒素洗滌法と比較して、窒素を用いない方法でも水素損失が大きい事、及び建設費が割高である事から不利になっている。しかし、先にも述べた如く、この工程で除去されるべき不純物の半分はコークス炉ガスから来ているのであって、この不純物を他の比較的きれいなガスと混合して分離しにくくしてから不純物を分離するという事は非常に不合理である。従って完全に1系列となる工程をどこにも設けないという大原則とも一致させ且つこの2種のガスを混合させない為には、液体窒素洗滌装置も2系列設ける必要が出て来る。しかるにコークス炉ガスのみを液体窒素洗滌装置に通す事は、重質の有機物を含んでいる事から閉塞等を起す可能性があって危険である。

そこで改造案としては、水性炉ガス及び重油ガス化炉ガスは液体窒素洗滌法により精製し、コークス炉ガスはPSA法による方法を提案する。しかし異種の方法二つが一つの工程に存在するのが好ましくないと考えるならば、PSA法2系統として二つの系統に互換性を持たせる方法も採用し得る。しかし異種の方法が同一工程に同時に採用されても何ら実質上の不都合は無いと考える。

PSA法の能力は主として除去されるべき不純物の量で決定される。従ってコークス炉ガスを処理するPSAは、通常は流通する全ガス量は少いが、不純物濃度の低い多量のガス、即ち水性炉ガス、及び重油ガス化炉ガスも処理できるように設計する事ができる。即ち万一液体窒素洗滌装置に異常があった場合は、変換炉出口ガスである水性炉ガスと重油ガス化炉ガスをPSAを通すように変更して、水素損失は15%程度あるが操業を続ける事が出来る。その際コークス炉ガスはすべて燃料に使用する事となる。又同様に万一PSA装置に異常があった場合は、コークス炉ガスはすべて燃料にして操業が続けられる。

又、液体窒素洗滌とPSAの組合せでなく、PSA2系列の組合せの場合は、二つのPSA装置は同一の設計となる。従って万一、一つのPSA装置に異常が起っても、変換炉出口ガスは全量処理し続ける事が出来る。即ち、水素損失が大きくなり、コー

クス炉ガスを燃料とする事により、約80%の操業率となる。

ちなみに、PSA装置は最少5本の吸着塔より成っているが、万一切換弁の故障等で、1本の塔が使用出来なくなっても、1本減らして4本での操業にすぐ切り換える事が出来る。その際は水素の回収率が下るが、90%程度の操業を続ける事ができる。

2) 装置の特徴

液体窒素洗滌装置もPSA装置も一式の装置として装置製造者から供給される性格のものである。従って装置内部の細かい点は明らかにされていない。

液体窒素洗滌装置は、保冷材入保冷箱に主要機器が入り、乾燥塔、弁操作盤、放出ガス膨張タービン、その他から成っている。PSA装置は5~10基の吸着塔、バルブスキッド、それ等の弁を操作するコンピューター、ガス溜その他から成っている。

PSA装置について若干の説明をつけ加えておくと、充填剤は数種類あって、各々の塔にはすべての充填剤が層状に同一の充填方法で充填してある。充填剤の寿命は半永久的であって、予備の充填剤を持つ必要はない。充填剤の性能が低下する可能性があるのは、吸着されたら離脱されないような液体が多量に入って来た場合及び圧力の急激な変化等により充填剤が流動化した場合等であって、装置はそのような事故が起らないよう配慮して設計されている。例えば塔1本分の性能が低下したとしても、その塔を切り離して操業すれば90%の能力が出て、その間に代替の充填剤を手配すればよいのであるから、予備充填剤は必要ない。

3) 工場配置及び工事

新精製装置は付図3-11②に示すように、既存の液体窒素洗滌装置1系列をとりこわし、それと隣接する倉庫用地を利用して建設される。その配置案を図6-14に示す。PSA2基の場合でも同一敷地内に建設する事ができるが、PSA-1の排ガスをPSA-2に導入する為の圧縮機は既存圧縮機室の空地に設置されねばならない。

工事は、脱炭ガス、合成ガス、燃料ガス、窒素ガス、液体アンモニア（既存アンモニア圧縮機より）、ガスアンモニアの配管つなぎ込みが必要であるが、十二分に準備してあればごく少い生産停止期間で十分である。

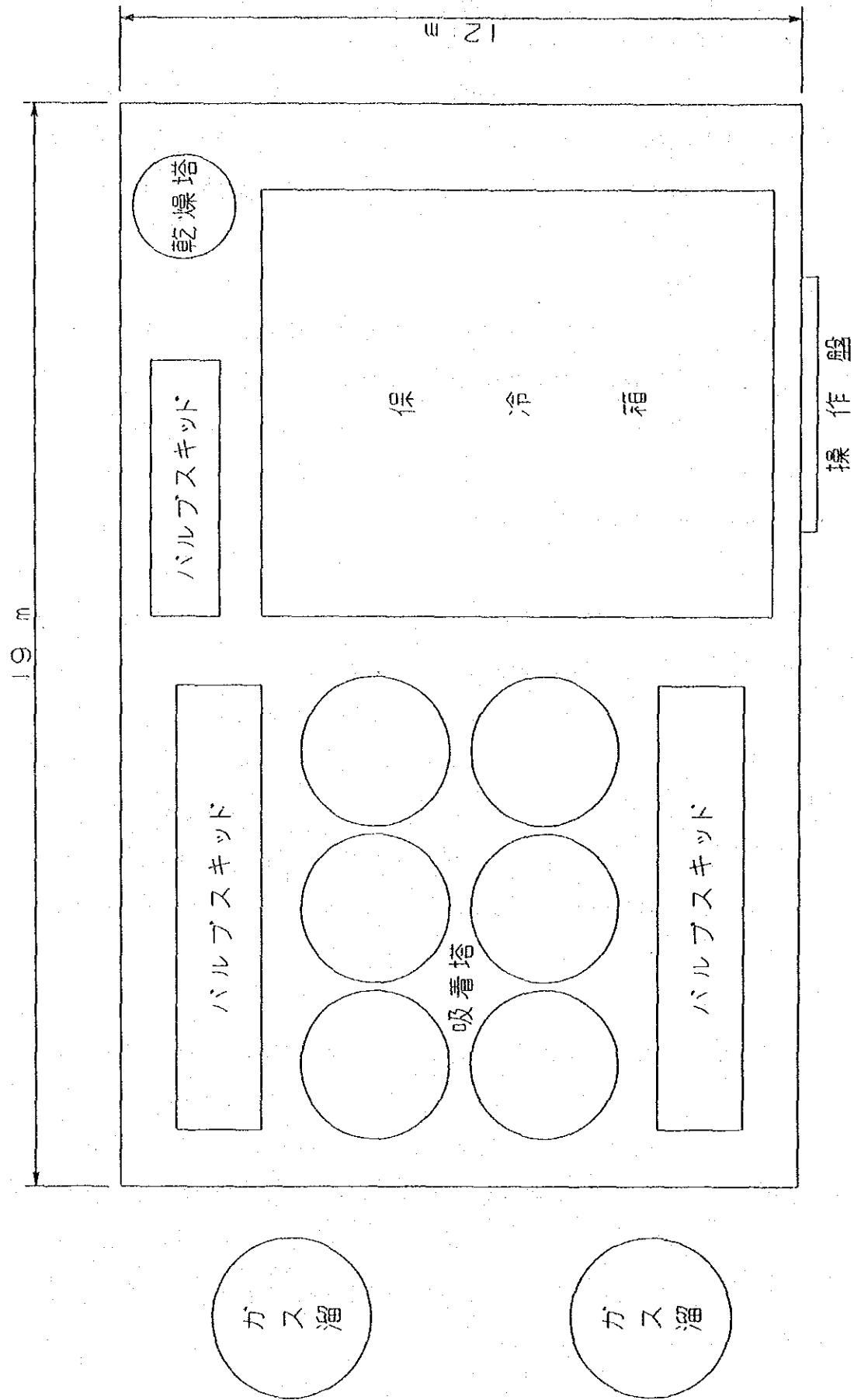


図 6 - 14 精製工程配置図

4) 原単位

(a) 水素損失

コークス炉ガスを変換工程を通さないで液室洗滌とPSAを組み合わせる場合には、脱炭ガス中の水素流量は45,200 N m³/h (付図6-1より)、液体窒素洗滌装置での水素損失率は0.2%であるから、水素損失は90 N m³/h。

コークス炉ガス中のH₂は4,814 N m³/h、PSAでの水素損失率は20%であるから963 N m³/h。2つの合計で1,053 N m³/h。

一方化肥工場における水素損失率は2.1%であるから、合計同一水素流量をとると、水素損失量は949 N m³/h。水素損失量はほぼ同一で水素損失による原単位差はごく少いので無視する。

一方コークス炉ガスを変換工程を通し、精製工程を液体窒素洗滌装置2系列とする場合には、精製工程入口水素流量は49,192 N m³/h (付図6-3より)。水素損失率は現状2.1%。6.1.2節(5)-1)項のデータを使用すると改造後0.4%であるとすると、水素損失量の差は

$$(49,192 \text{ N m}^3/\text{h})(0.021 - 0.004) = 836 \text{ N m}^3/\text{h} = 1.9 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$\text{NH}_3 \text{ 原単位に変換すると } 0.08 \times 10^6 \text{ kcal/tNH}_3$$

$$\text{石炭としては } 11 \text{ kg 石炭/tNH}_3$$

(b) 電力原単位の差

液室洗滌とPSAを組合せた場合は6.1.2節(5)-4) - (b)項のデータを水素ガス量比で換算すると電力消費量は2,594 kWh。放出窒素量2,151 N m³/h (付図6-1)を電力に換算したものの509 kWhを加えて3,103 kWh。

化肥工場における同様の電力消費量と放出窒素量を電力換算したもの(6.1.2節(5)-1)項)を生産量補正すると8,598 kWh。

$$\text{電力消費量差は } 8,598 \text{ kWh} - 3,103 = 5,495 \text{ kWh}$$

$$\text{アンモニア原単位に直すと } 236 \text{ kWh/tNH}_3$$

一方液体窒素洗滌のみの場合は、6.1.2節(5)-1)項の数値から同様の計算をすると、電力消費と放出窒素の電力換算の和を水素流量比で補正したものは4,306 kWh。

$$\text{電力消費量差は } 4,292 \text{ kWh} \rightarrow 184 \text{ kWh/tNH}_3$$

(c) 水蒸気使用量の差

新型の場合は高圧水蒸気を使用する。

使用量500kg/h→21kg/tNH₃

5) 工事金額

液体窒素洗滌とPSAの組合せの場合及び液体窒素洗滌2系列の場合の工事費は次のように想定される。この建設費の中には、窒素を15kg/cm²に圧縮する圧縮機設置の費用も含まれている。

(単位：百万円)

	窒洗+PSA		2×窒洗	
	外貨	中国貨	外貨	中国貨
機器	880	—	1,010	—
工事費	—	100	—	110
技術料	20	—	10	—
小計	900	100	1,020	110
合計	1,000		1,130	

(5) 合成工程改造

1) 流程

合成工程の改造は、高圧合成塔1基の出口にボイラー給水予熱器を設けて、熱水として熱を回収し、熱水を交換工程に供給するものである。しかるに、交換工程で必要としている熱量は、温水として14.4t/h又は10.2t/hであり、高圧合成塔1基から回収出来る熱量約25t/hよりかなり小さい。しかし、水性ガス発生炉関係で約10t/hの水蒸気発生があるので、ここにも温水で供給する事とし、大体アンモニア工場内で消化できるものとする。

2) 機器仕様

・熱交換器

伝熱面積	226m ²
交換熱量	3.5×10 ⁶ kcal/h

圧力	ガス側	260kg/cm ²
	水側	30kg/cm ²
温度	ガス側	220°C→87°C
	水側	20°C→180°C
型式	Uチューブ型	
材質	炭素鋼	

3) 工場配置及び工事概要

熱交換器はアンモニア合成工場建家内の空間に設置し、合成塔出口から高圧配管工事を行う。数日の工事日数が必要であろう。

4) 原単位

6.1.2節(7)項の計算から高圧合成塔からの回収熱量は、生産量調整を行って

$$(12.1 \times 10^6)(180/580) = 3.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

但し180/580は全アンモニア生産能力と高圧合成塔1基の生産能力である。

これは水蒸気の発生とみなされるので、スチーム発生量に換算すると

$$(3.8 \times 10^6 \text{ kcal/h})(660 \text{ kcal/kg}) = 5.8 \text{ t/h}$$

アンモニア原単位に直すと、全生産量に対する平均として

$$(5.8 \text{ t/h})(23.3 \text{ t/h}) = \underline{249/\text{kg水蒸気}/\text{tNH}_3}$$

5) 工事金額

(単位：百万円)

	外貨	中国貨
機器	15	—
工事費	—	3
計	18	

(6) 改造案の組合せ

以上(2)～(5)項で述べた工程別の改造案はそれぞれ単独で実行可能なものである。それ等の選択は中国側の意図によってなされるべきものである。しかし実際上はいくつかの組合せで実行されるであろう。そして総合的経済評価はそれ等の組合せの場合に

ついてなされるべきであるが、各工程につき複数の改造案が提案されているので、その組合せは膨大なものになってしまう。そこでこの報告書においては、実行される可能性が強いと思われる次の三つの場合について総合的原単位向上、所要資金の計算を行い、経済評価を行う事とする。尚この3つの組合せは、選択された工程が大きく異なるというものではなく、細い点が異なるのみであって、3つの組合せ間には大きな差はない。

	1)	2)	3)
変換工程	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通す
脱炭工程	改良ベンフィールド 2系列	改良ベンフィールド 水洗	改良ベンフィールド 2系列
精製工程	新液窒洗滌 コークス炉ガスPSA	新液窒洗滌 コークス炉ガスPSA	新液窒洗滌 2系列
合成工程	給水予熱1系列	給水予熱1系列	給水予熱1系列

1)、2)、3)の場合の物質収支図を付図6-1、6-2、6-3に示す。次に各々の場合の総合的原単位の向上と所要資金を述べる。

1) コークス炉ガスはPSAへ、脱炭ベンフィールド2系列

(a) 原単位差

	原料石炭 (kg/tNH ₃)	水 蒸 気		電 力 (kWh/tNH ₃)	清 水 (t/tNH ₃)	海 水 (t/tNH ₃)
		高 圧 (t/tNH ₃)	低 圧 (t/tNH ₃)			
転換工程	24	0.08	1.12	97	0.17	32
脱炭工程	19	—	Δ 0.35	86	0.64	Δ 47
精製工程	—	0.02	—	236	—	—
合成工程	—	0.15	0.1	—	Δ 0.25	—
計	43	0.25	0.87	419	0.56	Δ 15

(b) 工事金額

(単位：百万円)

	外貨	中国貨	計
転換工程	475	161	636
脱炭工程	1,257	423	1,680
精製工程	900	100	1,000
合成工程	15	3	18
計	2,647	687	3,334

2) コークス炉ガスはPSAへ、脱炭はベンフィールドの改造のみ

(a) 原単位差

	原料石炭 (kg/tNH ₃)	水蒸気		電力 (kWh/tNH ₃)	清水 (t/tNH ₃)	海水 (t/tNH ₃)
		高圧 (t/tNH ₃)	低圧 (t/tNH ₃)			
転換工程	24	0.08	1.12	97	0.17	32
脱炭工程	—	—	0.39	—	—	—
精製工程	—	0.02	—	236	—	—
合成工程	—	0.15	0.1	—	△ 0.25	—
計	24	0.25	1.61	333	△ 0.08	32

(b) 工事金額

(単位：百万円)

	外貨	中国貨	計
転換工程	475	161	636
脱炭工程	615	183	798
精製工程	900	100	1,000
合成工程	15	3	18
計	2,005	447	2,452

3) コークス炉ガスは変換へ脱炭はベンフィールド2基、精製は窒洗2系列

(a) 原単位差

	原料石炭 (kg/tNH ₃)	水 蒸 気		電 力 (kWh/tNH ₃)	清 水 (t/tNH ₃)	海 水 (t/tNH ₃)
		高 圧	低 圧			
		(t/tNH ₃)	(t/tNH ₃)			
転換工程	26	Δ 0.20	1.23	102	0.17	32
脱炭工程	19	—	Δ 0.38	84	0.64	Δ 53
精製工程	11	0.02	—	184	—	—
合成工程	—	0.15	0.1	—	Δ 0.25	—
計	56	Δ 0.03	0.95	370	0.56	Δ 21

(b) 工事金額

(単位：百万円)

	外 貨	中国貨	計
転換工程	475	161	636
脱炭工程	1,309	467	1,776
精製工程	1,020	110	1,130
合成工程	15	3	18
計	2,819	741	3,560

6.2 工 期

以上の改造工事による近代化を行うに要する期間は表6-3の通りであって、決定後16ヶ月以内で工事は完了させられるであろう。

又既存設備へのつなぎ込みの為の工場停止期間は2週間程度見ておけば十分と考えられる。

6.3 生産管理の近代化

6.3.1 工場管理

(1) 少人数による工場の運転

化肥工場の社会的及び技術的な特殊事情が存在するとは思いますが、従業員の人数が多い。先進工業国のアンモニア合成では、日本の化学工場の例にみられるごとく、かなりの少人数で工場の管理・操業を行っている。今すぐに人数を減らすということは困難であろうが、中長期の展望として少人数による効率の高い工場の運転を指向すべきである。

(2) 組織の活性化

従業員は長年同一職場で同一作業に従事しており、これが組織の硬直化につながっている。担当業務の拡大、配置転換等により組織の活性化に留意し、急速に変貌する時代の要求に対処出来る柔軟性も持てる状態にすべきである。

(3) 従業員の意識向上

工場管理は、究極的には、工場運営・操業等全ての広義の生産活動に従事する人間の意識の問題に帰着する。工场上層部よりの指示・指令を守るだけでなく、従業員1人1人が自らの目標を設定し、それを達成するという水準まで個人としての意識の向上が望まれる。

6.3.2 生産管理

(1) 予算計画作成への積極的参加

企業を運営していくには、利益計画予算をたててこれを遵守していく訳であるが、化肥工場としては与えられた予算を守るのみでなく、利益計画予算作成に積極的に参画し、少しでも原価を下げ、利益増加を生み出すべく努力すべきである。増益という観点から常に生産管理を見直し、従業員自らが積極的により良い提言で原価低減に努力できるような体制作りが必要である。

(2) 運転指導要領書（マニュアル）の改訂

操業指導書（マニュアル）は装置の改良と共に逐次、改訂されるべきである。運転指導要領書が改訂されないということは、装置の改良も行われていないことであり、工場としての向上が少なく、ひいては利益向上がないということにつながる。利益向

上という観点より積極的に小さな改造・改良から取り組むべきである。

(3) 運転員の教育・訓練

運転員の職場内教育を能動的に進め、又適宜職場配置転換と合わせ、より広い範囲で最適運転条件を探求できるような環境作りを、教育・訓練を通じて考えるべきである。

6.3.3 在庫管理

主要原材料が国家による分配・配給に基づき供給されている現状より考えて、今すぐ適用するのは困難と思うが、在庫量を最小限に押えることが、今後重要となる。資金の流動化の要請及び金利負担等の考え方が導入されるようになると、原材料在庫及び製品在庫が必要以上にあると経営が圧迫される。諸因子を考慮し、最適在庫量の設定が望まれる。

6.3.4 技術管理

(1) 技術の伝承

将来の技術開発の基礎となるのは、現有技術の完璧な把握である。この意味からも、現在保有している技術は若い技術者に積極的に伝承すべきである。

(2) 新技術の導入・開発

新技術の導入に不可欠の新知識情報の情報源が限られているようである。海外の技術情報は主として英語で書かれており、英語の文献を消化する力を養成する必要がある。又新技術を独自に開発することも考えるべきである。

(3) 若手技術者の積極的採用

新技術開発、新製品の開発という作業は、創造的な考えを持っている若い研究者・技術者により達成されたものが沢山ある。若い優秀な研究者・技術者を積極的に採用して、新製品開発部門に投入すべきである。

6.3.5 品質管理

(1) 分析・検査器具の更新

分析器具、検査器具が大変古いものである。これを新型の器具、装置に早急に取り

換えるよう考えるべきである。

(2) 品質管理意識の向上

品質管理は製品の品質分析を行い、顧客に品質不合格の製品を出さなければ良いというだけでは不十分である。常に合格品を製造して行くということが、利益に直結しているということを従業員1人1人が良く認識して、品質管理、即利益向上という考え方で対処することが肝要と考える。

(3) 品質管理手法の改良

自分の工場で改良された品質管理の工夫、手法を採用するのは勿論のこと、他公司、他の工場が発表した内容の良いものは積極的に取り入れるべきである。

6.3.6 原価管理

(1) 全員の原価意識の向上

職場の工員1人1人の原価に対する意識が乏しい。これを改善するには、原単位管理の教育を行い、どの原価項目をいくら下げれば、利益としてどうはね返るかという事を徹底的に教え、自分達で原価低減を行うのだ、という意識を植え付ける。目標原価の立案も現場で行い、自分達で作成した原価目標は、必ず守るという体制にすべきである。

(2) 全体的な原価管理

現在は各職場の原価員が自分の職場の原価を管理し、各職場の原価を積み上げるという方法で原価管理を行っている。各職場のプロセスは相互に関連しており、複数の職場にまたがる原価削減の方策は、余り検討されていない。個々の職場での原価管理を行うと共に、全体的な原価管理も重要である。

(3) 原価低減の為の小集団活動の活用

実際原価を計画原価以下に抑えるという努力は、各職場で行われているが、実際原価を更に削減する努力は余りなされていない。原価削減は職場の小集団活動のよいテーマであり、これにより全員が原価について考える、という効果も期待できる。

6.3.7 教育訓練

(1) 職務転換の必要性

工場は従業員の長期育成計画の一貫として職務転換を行うべきで、これにより

- ・色々な職場を経験することにより、その職場の長所・短所を知り、仕事のやり方を学べる。又、良好な人間関係ができる。
- ・他の職場を理解することにより、視野の広い考え方のできる班長・作業員の人材を育成できる。
- ・仕事のマンネリ化を防ぎ、個人の学習意欲をひきだす。
- ・仕事に対する個人の適・不適がわかり、個人の潜在能力がひきだされ、適材適所の人員配置ができる。
- ・他の職場を考慮した改善案が提案できる。

等の効果が期待でき、職場の活性化を図れる。職場としては、知識・技能の伝承が難しくなる等、色々の問題が考えられるが、長期的にみて職務転換の効果は大きく、是非化肥工場で検討すべきである。

(2) 業務に関連した集合教育（OFF J.T.）の実施

従業員の教育レベルを高める為の「文化教育」の企業内教育は整備されているが、実際の業務に関する集合教育は、余り実施されていないようである。今後この面の充実を図り、個人の業務レベルを高める必要がある。

(3) 職場内教育（O.J.T.）の充実

職場内教育は、新入社員の教育訓練として、現場配属後1年間しか実施されておらず、不十分であり、更に検討の必要がある。職場内教育による技能の伝承という面から、系統だてた教育計画が必要である。それと同時に、教育担当者をバックアップする社内システムを作ることも重要である。

実際の情報が現場の工員に対し余り提供されておらず、利益管理面での職場内教育ができていない。利益管理は全員が行うもので、この面の教育及び各自の意識向上は、重要である。化肥工場の現状、他の工場との対比を行うことにより改善を考えるということは、職場内教育の一貫として教えるべきことである。

(4) 自己啓発の発揚

上記(1)～(3)を実施することにより、職場の活性化が図れ、個人のモラルも向上し、

自己啓発による学習意欲も増進する。

(5) 安全教育訓練

安全教育訓練は十分行われているが、個人が自分達の安全を自分達で考えるという姿勢に欠け、この面での教育及びシステム作りが必要である。

6.3.8 設備保全管理

(1) 保全組織の一本化

現在化工五職場と補助四職場に分散している設備保全管理組織を一本化する。保全部門を集中化することにより、保全作業が専門化し、保全技術の向上が図れ、又、保全技術の伝承も容易となる。

(2) 予備機保有の逡減

現在殆んど全ての機械に予備機を設けているが、予備機に頼り過ぎて、故障を減らすという努力が余りなされておらず、保全費用の削減が期待できない。又、予備機を多く抱えているということは、固定費用が増大しているということであり、工場の経営を圧迫する要素となっている。更に、故障を減らすという努力がなされないことは、仕事のマンネリ化をきたし、技術向上を妨げる。従って、今後新設する設備については、予備機が必要かどうか十分検討し、必要最小限の予備機保有に留めると共に、既設の予備機についても不要のものは、転用を図るという検討を行っていくべきである。

(3) 設備保全予算の削減

保全費の削減は、職場の保全要員全員が真剣にその方法を考え、実行に移すべきである。その為の小集団活動等の機能を検討する必要がある。ただ単に一括予算を与えられ、それを消化するという姿勢は改めねばならない。

6.3.9 安全・衛生・環境管理

(1) 安全推進グループ活動の実施

国、党の指揮・命令を守る安全衛生管理組織は十分整備されているが、職場の作業者自らが、身の廻りの安全を考え、積極的に職場の安全を追求することは、余りなされていない。現在の安全衛生管理組織の活動とは別に、安全推進グループ活動を実施する必要がある。その為に工場は、従業員教育を行うと共に、グループ活動に対す

る支援が必要である。

(2) 環境管理の努力

公害防止については、積極的に取組む姿勢がみられるが、厳格に実施されるかどうかは今後の問題と思う。基準以上の廃棄物を排出した場合、ただ単に罰金のみでは効果的でないと思う。国は、何段階かの罰則規定（燃料転換、改善命令、操業停止等）を設け、公害防止を図ると同時に、工場は経済性があり、且つ公害の発生しないプロセスに、順次転換する必要がある。

6.3.10 調達管理

原材料の供給権は上部機構に握られており、更に輸送面で不安がある現状では、在庫量を減らす為に、生産に応じた調達を行うということは難しいと考えられるが、調達部門は原材料使用側と連絡をとりながら、常に在庫量を減らし、在庫維持費用の逡減を図り、在庫による資本の固定化を避けるよう、努力する必要がある。調達管理の目標は、品質の良いものを安く安定供給することにある。

6.4 近代化計画実施上の留意点

図6-15に近代化計画達成の系統図を示した。これを達成する為には以下の留意があげられる。

- ・近代化改造工事を行う上で最も気になる点は工事期間である。大連工場の希望として、工場の全停止期間は3週間以内という事が要求されているが、今回の提案のうちこの点が問題になりそうなのは、既存ベンフィールド脱炭装置の改造のみである。これが実行される場合には、万全の工事準備が必要である。
- ・精製工程の改造工事は、ほとんど生産停止なしに行えるが、工事がすべて屋内である為に、機器の搬入、据付工事等にある程度のむずかしさが予想される。
- ・変換工程の改造には、大口径の配管の変更を伴う。低圧配管であるから、つなぎ変え自体はそんなに日数を要せず可能であろうが、その準備を可燃ガスが流れている場所で行わねばならないから、火気取扱等には細心の注意を要する。
- ・今回の提案4項目は各々独立に実施する事が出来る。又全部を実施するにしても、実施時期をずらす事も可能である。実施時期をずらす理由としては、資金的な問題もあるか

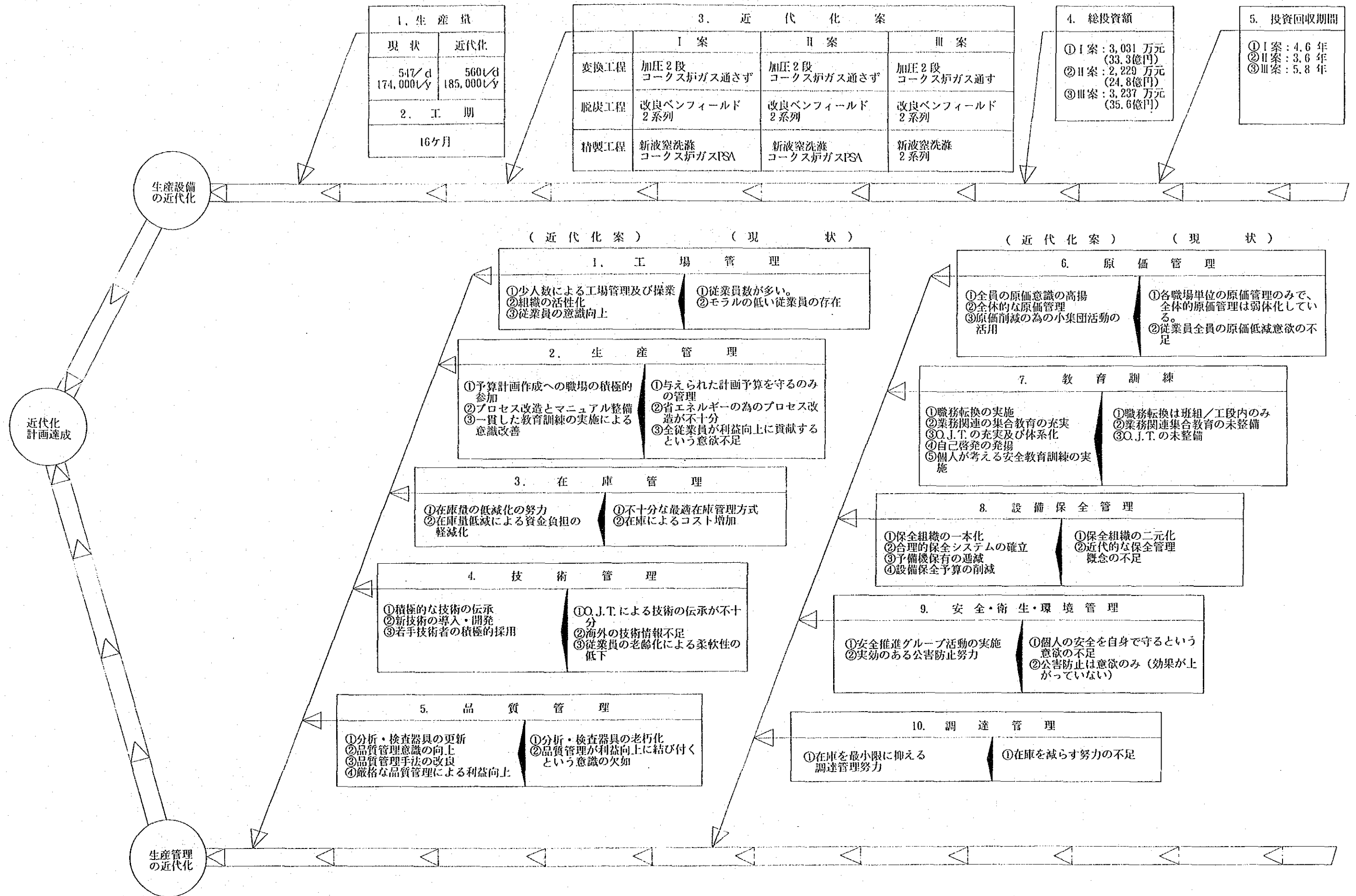


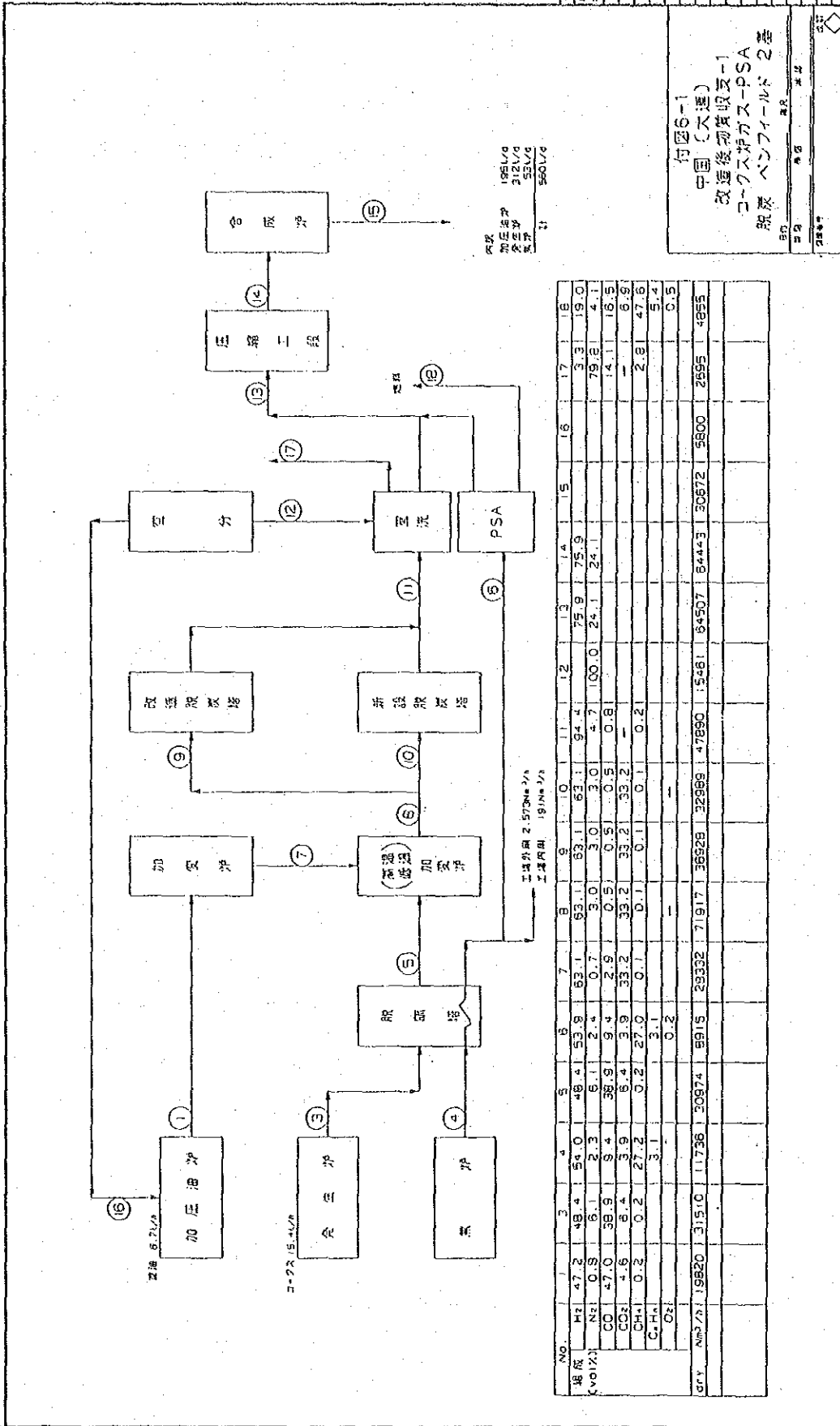
図6-15 近代化計画達成の系統図

もしれない。

- 工事を行うに当たっての、技術者、作業員、工作機器等の数に限りがあるという事も考えられる。又別の面として、変換工程の改造を先に行い、その後で既存ベンフィールド装置の改造を行うものとするならば、既存変換工場の跡にかなりの空地が確保出来、作業が非常に容易になるという利点も考えられる。
- 今回の提案は、大部分の機器は外国から輸入し、工事は中国側が行うという仮定に立っている。しかし実質的には中国ではほとんどの機器が製作可能と考えられる。実際にどの機器迄中国で作るかという点は中国側の都合で決定されるべきものであろうが、精製工程は、液体窒素洗滌をPSAも一式で設計され、供給される性質のものであって一括外国に発注する事が必要であろう。

変換関係の触媒、ベンフィールド改造の設計にも外国会社の特有の技術が含まれていて、少くとも技術料の支払は必要である。しかしこれ等の技術は皆誰でも簡単に買えるような状況になっている。

- 環境の問題については、今迄ほとんどふれなかったが、これは中国が国として真剣に取り組まねばならない問題である。大連工場の中では、アンモニア工場は比較的環境汚染とは関係が少い部門であるのでふれなかった次第であるが、今回改造を全く行わないコークス炉の煤塵の問題等改善せねばならない箇所はある。既存の設備は国の指導を待つ事になるであろうが、新設のものについては十二分に環境問題に留意する事が必要である。しかし今回提案した改造装置には、環境問題が問題となるような工程はない。
- 工場管理については、性急に何らかの成果を得ようとして急いだりせずに、時間をかけて改善して行く事が必要であると考え。ほとんどの問題点は人の問題であり、人の意識の問題であるから、人の配置転換、職場内小集団活動、活発な提案制度等作業員個人個人が積極性を持てるような機会を与えるような配慮を早急に行って、作業員の意識改革を時間をかけて行うべきであろう。

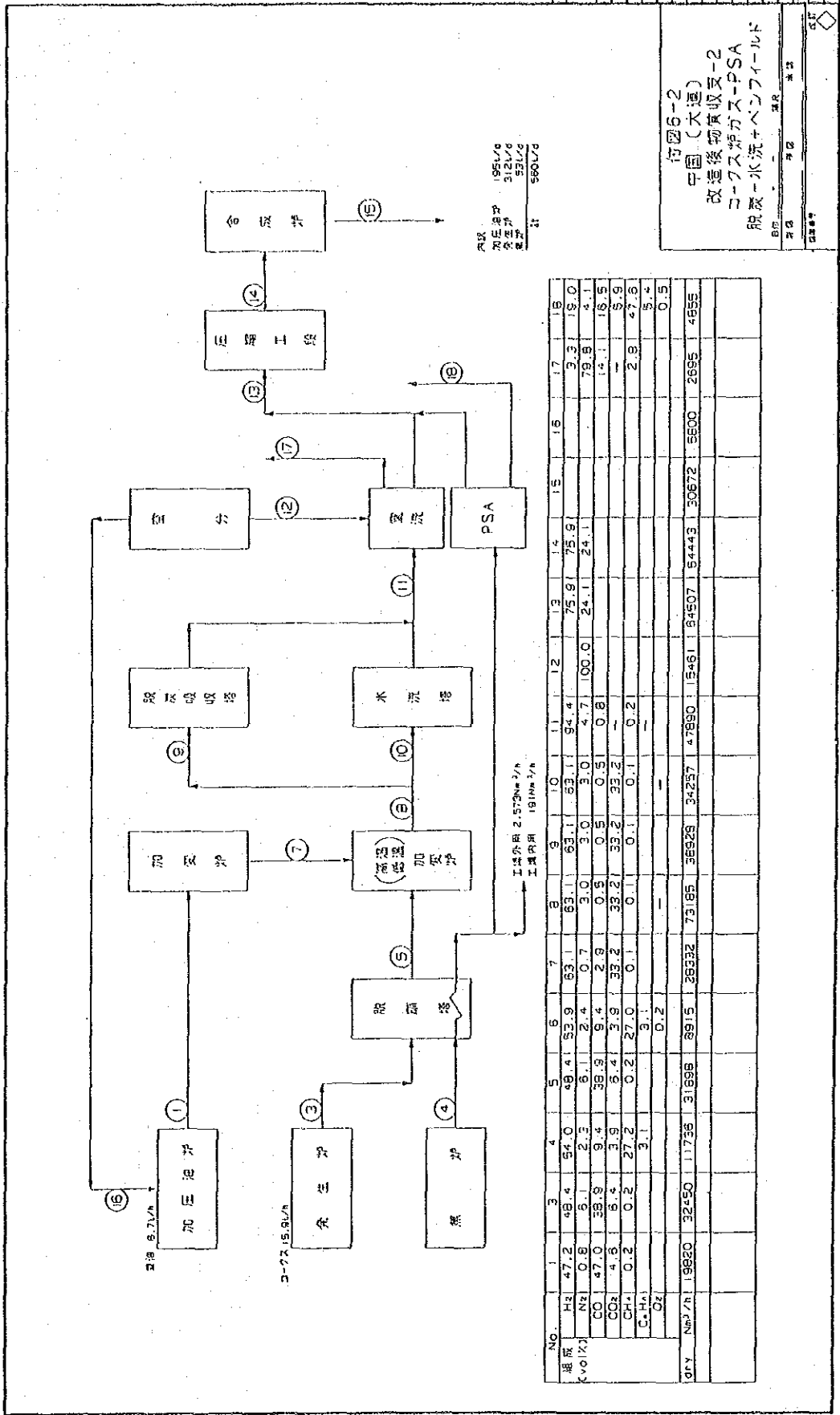


NO.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
組成	47.2	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4
(vol%)	0.9	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1
CO	47.0	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9	38.9
CO ₂	4.6	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4	6.4
CH ₄	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
C ₂ H ₆																		
O ₂																		
NO.	19820	31510	11736	20974	5915	29332	71917	36628	32969	47890	15461	64507	64443	30672	5800	2895	4855	

加圧機 1981/9
 加圧機 3121/9
 加圧機 551/9
 加圧機 5501/9

付図6-1
 中国 (大連)
 改造後物産収受-1
 コークス炉ガス-PSA
 脱炭 ヘンフィールド 2基

2000 CG001-30020



195L/h
 312L/h
 52L/h
 580L/h

中国 (大連)
 改造後物質収率-2
 コークス炉ガス-PSA
 脱炭-水洗+ベンゾフェニールド

NO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
流量	47.2	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4	48.4
(vol%)	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
CO	47.0	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8	38.8
CO ₂	4.3	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4	5.4
CH ₄	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
C ₂ H ₆	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
O ₂																		
QTY Nm ³ /RI	19820	32450	11739	31938	8915	38332	73185	35929	34257	47890	15461	84507	54443	30672	5500	2695	4555	

工場外用 2.157Nm³/h
 工場内用 191Nm³/h

3809 16002-10520

第7章 経済性評価

6.1.3-(6)で述べた三つの改造による近代化案について、経済性の評価を行う。経済性の評価は、現状と近代化実施後の費用の増減を比較し、それを基に投資回収期間を求めることとする。

7.1 前提条件

7.1.1 検討を行う近代化案

検討を行う近代化案を表7-1に示した。

表7-1 検討を行う近代化案

	I 案	II 案	III 案
変換工程	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通さず	加圧2段 コークス炉ガス通す
脱炭工程	改良ベンフィールド 2系列	改良ベンフィールド 水洗	改良ベンフィールド 2系列
精製工程	新液窒洗滌 コークス炉ガスPSA	新液窒洗滌 コークス炉ガスPSA	新液窒洗滌 2系列
合成工程	給水予熱1系列	給水予熱1系列	給水予熱1系列

7.1.2 アンモニア原料及び生産量

近代化案のアンモニア生産量は560t/日、年間生産量は185,000t/年とする。現状の生産量は547t/日、年間生産量は過去3年間の実績の平均より174,000t/年とする。

アンモニア原料及び生産量の関係を表7-2に示した。

表7-2 アンモニア原料及び生産量

(単位：t/h)

原料	現 状		近 代 化	
	原料投入量	アンモニア生産量	原料投入量	アンモニア生産量
石 炭	22.50	14.67	22.5-(節減量)	15.20
重 油	6.88	8.13	6.88	8.13
計	29.38	22.80	—	23.33

7.1.3 通貨の交換レート

通貨の交換レートは1984年ベースとし、1元=110円とする。

7.1.4 価格の基準

現地調査で得られたデータは1984年基準であるので、近代化案の価格基準もそれにあわせて1984年ベースとする。又、物価上昇による価格のエスカレーションは考慮しないものとする。

7.1.5 資金調達

総所要資金の20%は自己資金とし、残りの80%は借入金で賄うものとする。

7.1.6 借入金返済条件

以下の返済条件を採用する。

- 期間：10年
- 金利：24%/年
- 返済方法：元金均等返済

7.1.7 検討期間

経済性検討期間は操業開始後15年とする。

7.2 総所要資金

表7-3に近代化に要する総所要資金をまとめた。

表7-3 近代化に要する総所要資金

	外 貨		中 国 貨		計	
	百万円	百万元	百万円	百万元	百万円	百万元
I 案	2,647	24.06	687	6.25	3,334	30.31
II 案	2,005	18.23	447	4.06	2,452	22.29
III 案	2,819	25.63	741	6.74	3,560	32.37

7.3 現状と近代化後の比較

7.3.1 変動費の原単位差

表7-4に変動費の原単位差を示した。

表7-4 変動費の原単位差

		蒸 気		電 力	清 水	計	
		高 圧	低 圧				
単 価	石 炭	86.9元/t	8.50元/t	5.35元/t	0.07元/kWh	0.55元/t	--
I 案	×1/tNH ₃	0.043 t	0.25 t	0.87 t	419kWh	0.56 t	--
	元 / tNH ₃	3.74	2.13	4.65	29.33	0.31	40.16(4,418)
II 案	×1/tNH ₃	0.024 t	0.25 t	1.61 t	333kWh	▲0.08 t	-
	元 / tNH ₃	2.09	2.13	8.61	23.31	▲0.04	36.10(3,971)
III 案	×1/tNH ₃	0.056 t	▲0.03 t	0.95 t	370kWh	0.56 t	-
	元 / tNH ₃	4.87	▲0.26	5.08	25.90	0.31	35.9 (3,949)

(注) : () 内数字は円/tNH₃を示す。

I 案で40.2元/tNH₃ (4,418円/tNH₃)、II 案で36.1元/tNH₃ (3,971円/tNH₃)、III 案で35.9元/tNH₃ (3,949円/tNH₃) の変動費の節約となっている。

7.3.2 金 利

総所要資金の80%は、金利2.4%/年、返済期間10年の条件の借入金で賄う。表7-5に借入金返済計画を示した。金利は新たにかかる費用となる。

7.3.3 保 全

保全費用は年間120万元（Ⅰ案）、80万元（Ⅱ案）、120万元（Ⅲ案）節約されると推定される。

7.3.4 減価償却

(1) 基本償却費

中国では折目費と呼ばれ、化肥工場の場合7.5%（定額）である。償却費のうち95%は企業の設備更新の為に留保でき、5%は大連市に収め、大連市が市内の工場設備更新の為に使う。

現状の設備の基本償却は終了していると仮定すると、近代化実施後の設備の基本償却費は、残存価値10%と仮定して表7-6に示したようになる。

表7-5 借入金返済計画

(単位：1,000元)

年	Ⅰ 案		Ⅱ 案		Ⅲ 案	
	元 金	金 利	元 金	金 利	元 金	金 利
1	2,425	582	1,783	428	2,590	622
2	"	524	"	386	"	559
3	"	466	"	345	"	497
4	"	407	"	303	"	435
5	"	349	"	262	"	373
6	"	291	"	220	"	311
7	"	233	"	179	"	249
8	"	175	"	137	"	186
9	"	116	"	95	"	124
10	2,423	58	"	54	2,586	62
計	24,248	3,201	17,832	2,409	25,896	3,418

表 7 - 6 基本償却費

(単位：百万元)

	1～13年	14年	15年
第Ⅰ案	2,046	681	0
第Ⅱ案	1,505	496	0
第Ⅲ案	2,185	728	0

(2) 大修理の為の償却費

大修理の基金としての性格をもち、実用としている固定資産原価の5%をコストとして勘定できる。改造対象となる現有設備の償却額は不明である。ここでは現有設備と近代化後の設備の資産原価は等しいと仮定し、両者の差は0とした。

7.3.5 近代化前後で変化しない費用

以下の費用は近代化前後で変化しないと仮定した。

- ・重油
- ・薬品／触媒
- ・消耗品
- ・直接／間接人件費
- ・工場管理費
- ・保健費
- ・保険

7.4 現状の原単位

化肥工場の現状の原単位を表7-7に示した。

表 7 - 7 化肥工場の現状の原単位

	原 単 位		
	—	元/tNH ₃	円/tNH ₃
石 炭	1,531t/tNH ₃	133.05	14,634
電 力	860,000kwh/d	110.05	12,106
清 水	3,549t/d	3.57	393
高圧蒸気	69t/d	1.07	118
低圧蒸気	1,507t/d	14.74	1,621
薬品/触媒	—	1.50	165
消 耗 品	—	2.00	220

7.5 経済性評価

現状と近代化実施後の経済性評価を行う為に、近代化後の生産量（185,000t/年）を便宜上現状と等しい生産量（174,000t/年）と増産分（11,000t/年）に分けて考える。以下に評価方法を述べた。

7.5.1 生産量174,000t/年分の比較

7.3.5で示した近代化前後で変化しないと仮定した項目については、年間経費の差は0となる。経費に差がでるのは、表7-4に示した原単位差から計算した変動費減少と、借入金の金利支払（増加）、保全費（減少）及び減価償却（増加）である。

7.5.2 増産分（11,000t/年）の比較

産品税を除く全ての固定費は金額7.5.1の計算に計上したので、新たにかかる経費は変動費（重油を除く）と産品税である。これと現状で11,000t/年のアンモニアを製造した場合のコスト差が、近代化実施のメリットとなる。表7-8に近代化実施後の原単位を示した。

表 7 - 8 近代化実施後の原単位

(単位：元/tNH₃)

	石 炭	蒸 気		電 力	清 水	薬品／触媒／消耗品
		高 圧	低 圧			
I 案	128.70	-1.06	10.09	80.72	3.26	3.50
II 案	130.96	-1.06	6.13	86.74	3.61	3.50
III 案	127.57	1.33	9.66	84.15	3.26	3.50

7.5.3 経済性計算

近代化実施の効果は、7.5.1で計算した効果と7.5.2の増産による効果の和である。

表 7 - 9 に計算結果を示した。

近代化投資金額の回収期間及び15年間の効果合計と投資金額の比は、表 7 - 10 のようになる。

表 7 - 10 経済性評価

	投資回収期間(年)	15年間の効果合計／投資額
I 案	4.6	3.5
II 案	3.6	4.4
III 案	5.8	2.9

表 7 - 9 経 済 性 計 算

(単位: 1,000 円)

項 目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
石炭															
炭	- 651														- 651
力	- 5,103														- 5,103
水	- 54														- 54
蒸気	- 371														- 371
蒸気	- 809														- 809
低品位/精煤															
費用	- 6,988														- 6,988
人件費															
管理費															
利息	582	524	466	407	349	291	233	175	116	52	0				0
全額	- 1,200														- 1,200
保険															
生産															
減価	2,046												2,046	681	0
固定	1,428	1,370	1,312	1,253	1,195	1,137	1,079	1,021	962	904	846	846	846	- 519	- 1,209
費用	- 5,580	- 5,618	- 5,676	- 5,735	- 5,793	- 5,851	- 5,909	- 5,967	- 6,026	- 6,084	- 6,142	- 6,142	- 6,142	- 7,507	- 8,188
合計 (A)	1,416														1,416
石炭															
炭	888														888
力	36														36
水	- 12														- 12
蒸気	111														111
蒸気	39														39
低品位/精煤															
費用	2,478														2,478
人件費															
管理費															
利息															
全額	611														611
保険															
生産															
減価	611														611
固定															
費用	3,089														3,089
合計 (B)	- 964														- 964
C = B - 4,053 *															
A + C	- 6,524	- 6,582	- 6,640	- 6,699	- 6,757	- 6,815	- 6,873	- 6,931	- 6,990	- 7,048	- 7,106	- 7,106	- 7,106	- 8,471	- 9,152
(A + C) の積算	- 6,524	- 13,106	- 19,746	- 26,445	- 33,202	- 40,017	- 46,880	- 53,821	- 60,811	- 67,859	- 74,965	- 82,071	- 89,177	- 97,648	- 106,800

* : 4,053 は現在アンモニアを11,000t/年作った場合の費用 目標原価: 368.41元/tNH₃ 368.41(元/t) × 11,000(t/年) = 4,053,000(元/年)

(単位:1,000 元)

Ⅱ 要

項目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
十七万四千 / 年分															
變動費	- 364														- 364
石油	- 4,056														- 4,056
電力	- 371														- 371
蒸気	- 1,498														- 1,498
蒸気/消耗品	- 6,282														- 6,282
薬品/消耗品															
賃借料															
人件費															
管理費															
利息	428	386	345	303	262	220	179	137	95	54	0				0
税金	- 800														- 800
保険															
減価償却	1,505														0
固定費	1,133	1,091	1,050	1,008	967	925	884	842	800	758	705	705	1,505	496	800
合計 (A)	- 5,149	- 5,191	- 5,232	- 5,274	- 5,315	- 5,357	- 5,398	- 5,440	- 5,482	- 5,523	- 5,577	- 5,577	- 5,577	- 6,586	- 7,082
増産分 (一万一千 / 年)															
變動費	1,441														1,441
石油	954														954
電力	40														40
蒸気	- 12														- 12
蒸気/消耗品	67														67
薬品/消耗品	39														39
賃借料	2,539														2,539
人件費															
管理費															
利息															
税金															
保険															
減価償却	611														611
固定費	611														611
合計 (B)	3,140														3,140
C = B - 4,053	- 913														- 913
A + C	- 6,062	- 6,104	- 6,145	- 6,187	- 6,228	- 6,270	- 6,311	- 6,353	- 6,395	- 6,436	- 6,490	- 6,490	- 6,490	- 7,499	- 7,995
(A + C) の増減	- 6,062	- 12,166	- 18,311	- 24,458	- 30,726	- 36,996	- 43,307	- 49,660	- 56,055	- 62,491	- 68,981	- 75,471	- 81,961	- 89,460	- 97,455

(单位: 1,000 元)

三 案

项 目	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
变动费差	- 847														- 847
石油	- 4,507														- 4,507
电力	- 54														- 54
水	45														45
蒸汽	- 384														- 384
消耗品	- 6,247														- 6,247
变动费合计															
人工	622	559	487	435	373	311	249	186	124	62	0				0
管理费															
利息															
税金															
保险费															
折旧	- 1,200														- 1,200
固定费差	2,185														0
固定费合计	1,607	1,544	1,482	1,420	1,358	1,296	1,234	1,171	1,109	1,047	985	985	2,185	728	- 1,200
合计 (A)	- 4,640	- 4,703	- 4,765	- 4,827	- 4,889	- 4,951	- 5,013	- 5,076	- 5,138	- 5,200	- 5,262	- 5,262	- 5,262	- 6,719	- 7,447
变动费	1,403														1,403
石油	926														926
电力	36														36
水	15														15
蒸汽	106														106
消耗品	39														39
变动费合计	2,525														2,525
人工															
管理费															
利息															
税金															
保险费															
折旧	611														611
固定费	611														611
固定费合计	611														611
合计 (B)	3,136														3,136
C = B - 4,053	- 917														- 917
A + C	- 5,557	- 5,620	- 5,682	- 5,744	- 5,806	- 5,868	- 5,930	- 5,993	- 6,055	- 6,117	- 6,179	- 6,179	- 6,179	- 7,636	- 8,364
(A + C) の取戻	- 5,557	- 11,177	- 16,859	- 22,603	- 28,409	- 34,277	- 40,207	- 46,200	- 52,255	- 58,372	- 64,551	- 70,730	- 76,909	- 84,545	- 92,909

第8章 結論及び勧告

大連化肥工場は老朽化した工場であって、本来的には建て直すべき状況になっている。又、根本的に合理化するには、ガス発生工程を変更する必要があるがそれを行うと、工場の建て直しに近い改造となり、それでは調査実施細則の主旨に添わない事となる。

従って技術面から各工程の改善の可能性を幅広く検討した結果、調査実施細則の主旨に添った内容のものとして、

- ① 一酸化炭素変換工程の加圧2段化
- ② 脱炭酸ガス工程の新型ベンフィールド方式への改造
- ③ 精製工程の新型液体窒素洗滌法と吸着法（PSA）の組合せへの変更
- ④ アンモニア合成塔出口からの熱回収

の四つの改造を提案した。

この四つの改造は別々に実行する事もできるが、四つ全部を実行したとすると、全所要資金は23～36億円と予想され、アンモニアトン当たりの所要エネルギー量として、現状の 16×10^6 kcalを 14×10^6 kcal程度とすることができ、現在の最新の石炭からのアンモニア製造装置が 11×10^6 kcal/tNH₃のエネルギーを必要とする事を考えれば、かなりの成果と言えるであろう。変動費に関するアンモニア製造原価の低減は、4,000～4,500円/tNH₃であり、これにより投下資金は、3.6～5.8年で回収する事ができる。

又経済評価は組合せ三つについて行ってあるが、これ等の間ではⅡ案>Ⅰ案>Ⅲ案の順となっている。従って投下資金が少なくエネルギー節約では大差が無いⅡ案の採用をすすめる。

Ⅱ案とは既存の水洗式脱炭酸ガス工程をそのまま残す案であって、投下資金は3.6年で回収出来、例え工場大改造の実現が時期的に早くなっても、この投資が無駄になる可能性は少ない。

これ等の提案は、既存装置を極力利用して、所要資金をあまり大きくしないという条件下で選ばれたものである。従って、工場の大部分が建て直しとなるような大改造は除外されている。しかし化肥工場は建設されてから50年以上たっており、常識的には建て直しの時期にきている。従って機械装置が老朽化していて、保全費もかなりの額になっている。又、特に老朽化したものは順次入れ替えて行かねばならないであろう。今回の提案は、改造を極力少なくする為に、ガス発生工程は全く手をつけずにしてある。今後数年から10年程度は運転は続けられるであ

ろうが、コークス炉は特に老朽化が激しく、運転が続けられないような状態になる事も考えられ、そうってからでは手遅れとなる。ガス発生工程を含めた大改造の検討を進めておく事が必要であろう。

又今回の改造は、全アンモニア製造工程中、1系列しか無い工程は設けないという大原則で計画され、それが為に経済的に不利となった所もある。最近のアンモニア装置はすべて1系列であって、ほとんど事故は無くなっているのが実状であるから、他工場への原料供給の義務に支障を来さないようにという理由からであるならば、それに対する対策例えば貯槽等を考える事として、今後の計画は1系列という考え方をとるべきであろう。

工場管理関係については、大連化工公司是組織としてはほぼ整っていると言える。しかし問題点はその組織を運営して行く上で、従業員各人が、自分等の組織として運営しようとして行くという意識を持っているかどうかという点である。各人の持場を守ってればよいという意識が根底にあるように見受けられるが、従業員全員が経営に参加するのだという意識を持つような雰囲気を作り出す事が、必要である。その為に、配置転換、責任範囲の拡大、小集団による研究検討活動、提案制度の活性化等の方法を適用し、全員の意識を向上させる事が必要である。

公害関係については、積極的に取り組む姿勢がみられるが、実際には国の規定はほとんど守られていない。毎月多額の罰金を払って操業しているといった状態が続いている。このような状態から速やかに離脱するように国としての方針を固めない大きな問題となる可能性がある。国は何段階かの罰則規定を設け、公害防止に取り組むと同時に、工場は経済性があり、且つ公害の発生しないプロセスに、順次転換する必要がある。

JICA