

### 3) 監視測定体制

地方自治体の大気汚染の監視体制は、以下のように運営されている。

大気汚染問題に対処するためには、大気汚染の状況を常時把握できる体制を確立する必要がある。このため監視測定体制の整備を積極的に進めている。

地方における大気汚染に係る監視測定は、大気汚染防止法第22条の規定により、大気汚染の常時監視義務を有する都道府県および同法施行令により委任を受けた市などにおいて行われている。また、大気汚染物質のうち、現に規制の対象となっている物質のみならず、ほかの物質を含めて大気汚染の態様を全国的な視野で把握するとともに、環境基準の設定、公害防止計画の策定などに必要な基礎資料を得る目的で、国設大気汚染測定所および国設環境大気測定所も設置されている。

さらに、大気汚染物質を排出する発生源における二酸化硫黄濃度、燃料使用量等の常時監視を行い、その測定結果を中央監視センターに伝送するテレメーター装置の整備も、一部の地方公共団体において進められている。

### 4) 事業者の法的責任

工場を設置している事業者が公害を発生し、他人に何らかの被害を与えた場合には、概ね次の三つの形態で法的責任を問われる。

- ・公害発生行為を規制する条例や関係法律によって行政処分を受けたり、又は罰則が科せられる。
- ・発生させた損害について賠償を求められる（民事上の責任）。
- ・刑罰を科せられる（刑事上の責任）。

## 4.9.3 化学工場の例

### (1) 組織

安全・衛生・環境管理の組織は、スタッフ部門の組織の他に職制を離れて目的別に作られた組織がある。特に安全管理に関しては、種々の工場内での作業に対し現場の実情に則した安全管理を行う必要があり、その管理組織も職制の組織以外に、職制を離れた柔軟性のある組織作りが必要となってくる。

#### 1) 工場保安管理組織

図4-27に工場保安管理組織を示した。保安統括者等の職務は次のとおりである。

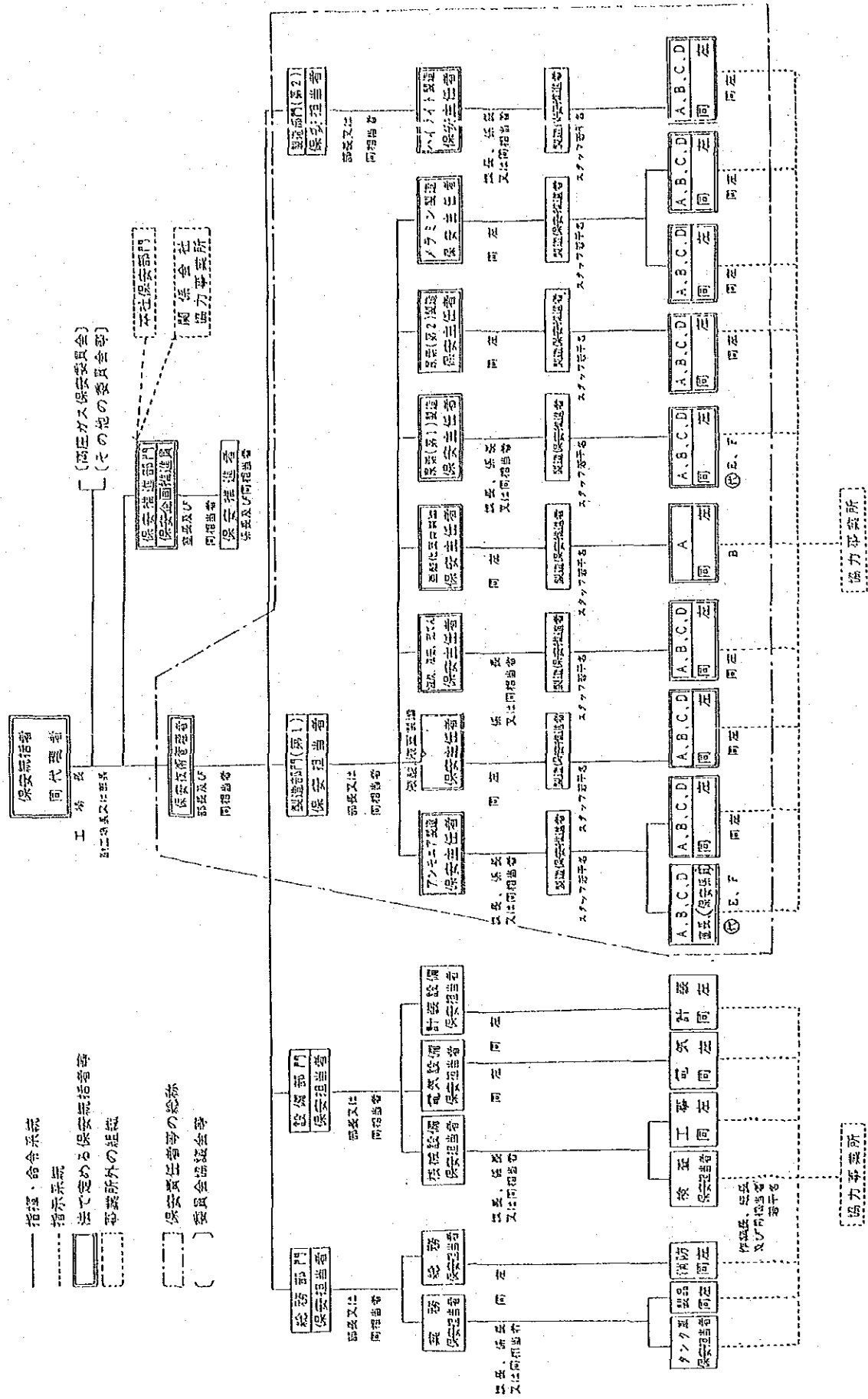
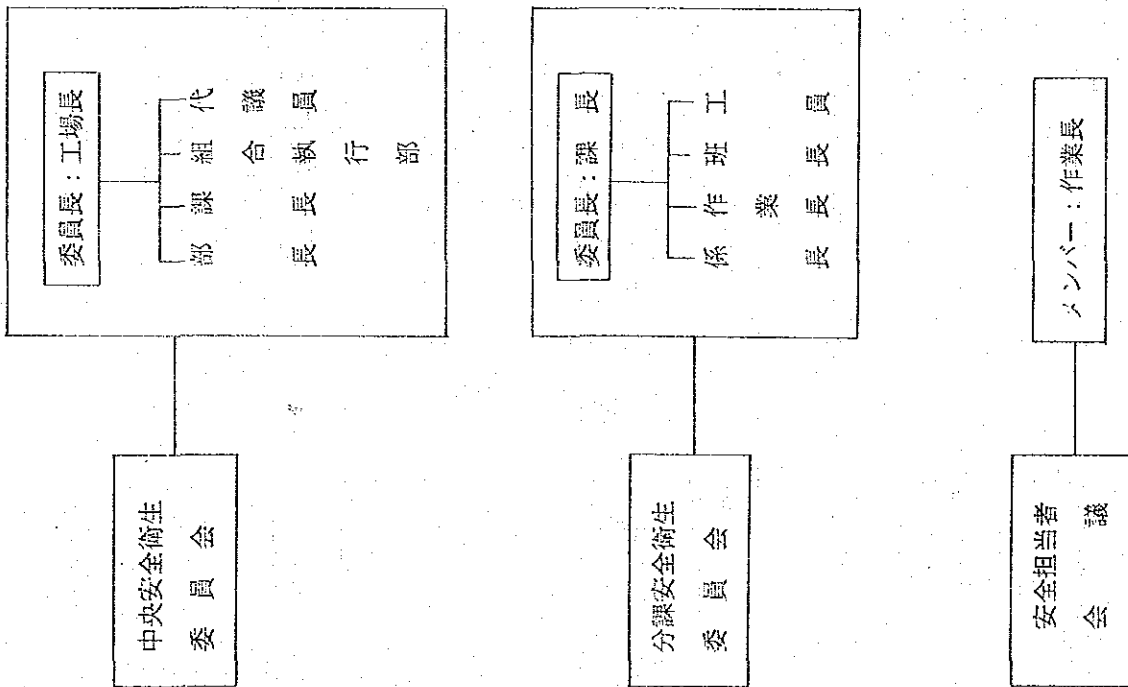


図 4-27 安全管理組織図

工場操業上の安全衛生委員会組織



工事の安全衛生委員会組織

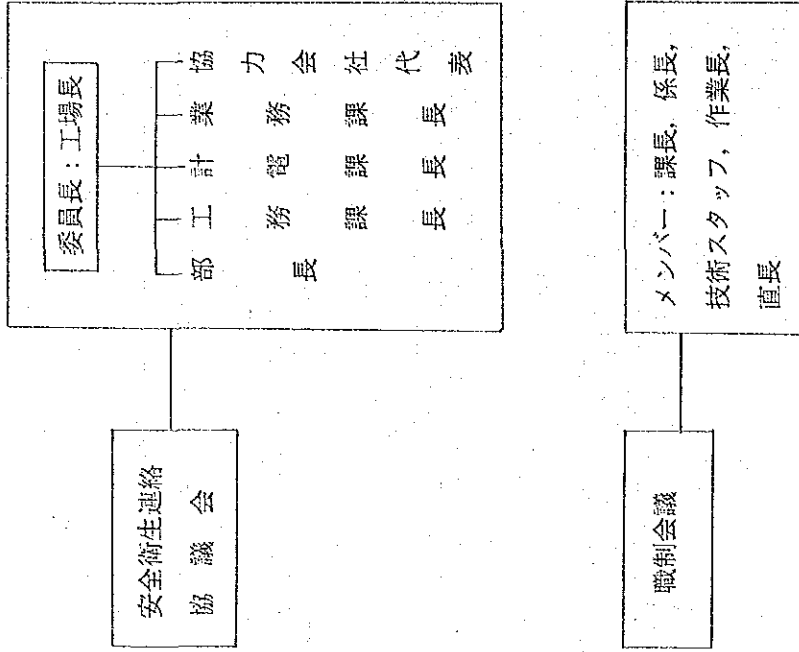


図 4-28 安全衛生委員会組織

- ・工場長は保安統括者として保安管理全般を統括管理
- ・製造部長は保安技術管理者として技術事項全般を統括管理
- ・環境保安室長は保安企画推進員として保安管理を推進
- ・各部門の担当部長は保安担当者として所管部門の保安管理を分担
- ・製造施設の課長又は係長は保安主任者として所管施設の保安管理を担当し保安係員を指導
- ・製造施設ごとの直長は保安係員として部下を指揮監督

## 2) 委員会組織

工場操業上の安全委員会組織は、中央安全衛生委員会、分課安全衛生委員会、安全担当者会議があり、工事の安全衛生委員会組織として、安全衛生連絡協議会がある。図4-28にこれら委員会組織を示した。

## 3) スタッフ部門の組織

スタッフ部門の組織として、環境保安室がある。図4-29に環境保安室の組織を示した。

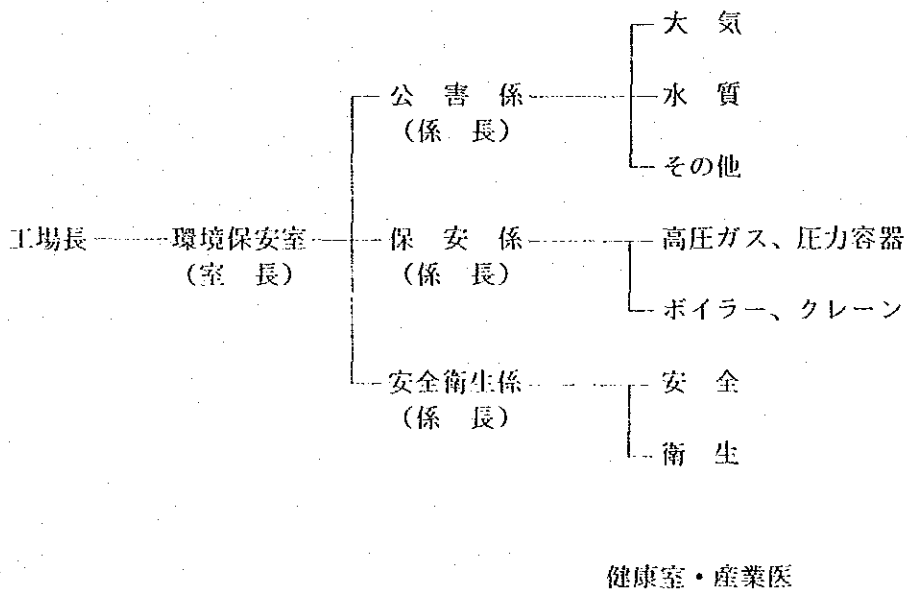


図4-29 スタッフ部門の組織

## (2) 安全衛生管理

組織による日常の安全衛生管理は、十分機能している。ここでは、それ以外に重点をおいて説明する。

### 1) 年間安全衛生計画

安全衛生に関し、まず毎年の目標を設定する。環境保安室では、年間目標に基づき毎月の目標を決め、更にその目標を達成する為に、具体的活動を月別展開する。表4-13に年間安全衛生計画の例を示した。

各課ではこの計画に基づき、個々の実施計画を作成し、実行に移し、その結果、効果を環境保安室にフィードバックする。

### 2) 安全推進グループ活動

全員参加の安全衛生活動として、以下の安全推進グループ活動を行っている。

#### (a) 危険予知の活動

##### a) KY、333運動

小集団活動の一環として危険に対する感受性を高め、安全の先取りを強化するKY（危険予知）、333運動（作業前後に3分間安全点検と反省を行う）を定常作業及び非定常作業に取入れている。実施状況の1例を表4-14に示す。

##### b) 潜在危険要因の発掘

日常作業の中で、不安全行動や不安全設備があったとき気軽に提出できるヒヤリカードを備付け、これを安全グループで討議、検討して対策を施している。1983年度に提出されたヒヤリ事例等は、1014件になる。

又、前記、ヒヤリ事例、KY等をイラスト化して、現場教育の資料に活用している。

##### c) プロセスKYの推進

プロセスの危険予測とオペレーターの能力向上を図るため、プロセスKYを導入し、今後積極的に進める事になっている。その1例を図4-30に示す。

#### (b) 改善、提案活動

この提案制度は、グループ提案を奨励し、各職場で大きな成果を上げている。又、職場及び工場間の交流を図るための発表会は、工場で2回/年、本社では1回/年以上行っている。

表 4-13 1985年度 保安教育等活動計画

1984年12月28日 環境保安室

| 月  | 項 目          | 内 容  | 備 考                         |
|----|--------------|--|-----------------------------|
| 1  | 5 S*運動の活性化   | グループ活動目標の設定及びグループ討議による意識の高揚                        |                             |
| 2  | 保安意識の高揚      | 厳冬季の高圧ガス設備、危険物設備等の保安管理技術の向上                        |                             |
| 3  | 誤操作防止の徹底     | 作業標準の周知徹底とプロセスKYの実施による緊急時の措置能力の向上                  | 春季火災予防週間                    |
| 4  | 環境整備         | 表示・標識類の見直しと整備並びに5 S活動を通じて屋外設備の点検と自家塗装等の実施          |                             |
| 5  | 保安、公害防止技術の向上 | 防災設備、除害設備の機能再点検及び緊急時対策の周知徹底                        |                             |
| 6  | 設備管理         | 5 S活動を通して設備機器の総点検と定修時における改善対策のグループ討議               |                             |
| 7  | 保安管理         | 定修工事に当たっての保安対策計画の作成と周知徹底                           |                             |
| 8  | 防災設備の整備      | 安全装置、警報装置、消防火設備等の点検整備                              |                             |
| 9  | 運転管理の向上      | 操業指針、緊急措置指針の見直し及び教育の徹底（プロセスKY活動等による周知徹底）           |                             |
| 10 | 危害予防の徹底      | 高圧ガス設備の危害予防思想の徹底及び保安意識の高揚                          | 高圧ガス危害予防週間<br>10月23日～10月29日 |
| 11 | 保安管理と防災教育・訓練 | 危険物貯蔵施設等の点検整備並びに消防火、除害設備の緊急時操作指針の周知徹底及び操<br>作訓練の実施 | 秋季火災予防週間                    |
| 12 | 基準・規定類の教育    | 関係法令、社内規定類の周知徹底<br>5 Sグループ活動の成果まとめ                 |                             |

\*整理・整頓・清掃・しつけ

表4-14 安全作業チェックシート(例)

工務課検査班

昭和 年 月 日

作業名: \_\_\_\_\_

作業指示STK

|    |    |     |    |
|----|----|-----|----|
| 課長 | 係長 | 作業長 | 班長 |
|    |    |     |    |

| 略号        | ポイント | 指示(5W1H) | 確認事項       | 指示内容 |
|-----------|------|----------|------------|------|
| S         | 作業   | 作業目的     | なぜ(Why)    |      |
|           |      | 作業内容     | いつ(When)   |      |
|           |      |          | どこで(Where) |      |
|           |      |          | なにを(What)  |      |
| T         | チーム  | 作業指揮者    | だれが(Who)   |      |
|           |      | 作業員      |            |      |
|           |      | 配員・分担等   |            |      |
| K         | 危険予測 | 作業方法     | どう(How)    |      |
|           |      | 作業手順     |            |      |
|           |      | 予測される危険  | どんな危険(KY)  |      |
|           |      | 危険のポイント  |            |      |
| それに対する具体策 |      |          |            |      |

これでよいのか、もう一度確認しあって共同作業

安全は指示よく、合図よく、手順よく

よ(要領)い(位置)か(確認)よ(予知される危険と対策)

現場ミーティング TBM-KY

し(指揮者)の指差し確認

| 項目       | 内容  | チェック  |
|----------|---|---|
| 現場状況確認   | 要許可作業の手続きはよいか<br>電源・配管等の遮断は完全か                            | ・火気使用・タンク内作業・レッカー等<br>・電源遮断・弁施錠・盲・標識・管取り外し  |
| 環境・保護具確認 | 危険・有害箇所はないか<br>環境測定の結果はどうか<br>保護具の装着はよいか<br>特殊保護具等の必要はないか | ・機械装置・電気設備・上場(確認板)<br>・仮設通路・危険物・有害物<br>・O <sub>2</sub> 濃度(21%)・引火性ガス・有毒ガス<br>・段取・マスク(空気・防毒・防塵)・命綱・手袋<br>・空気マスク・救命帯・換気装置・チェッカー |
| 作業要領確認   | 指示内容を十分理解しているか<br>作業段取り、準備に手落ちはないか<br>災害時の措置、連絡要領は?       | 5W1Hによる復唱<br>警備 236 外科 285 内科 283   |
| ワンポイント   | 2R ①ワンポイント<br>3R 重点実施事項                                   |   |
| KY       | 4R 行動目標(スローガン)  |   |

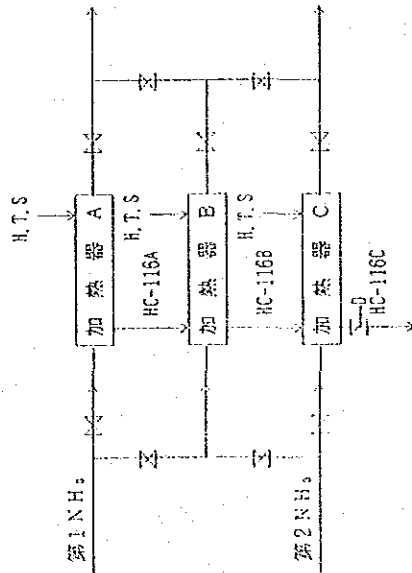
作業終了ミーティング

| 項目       | 内容  | チェック                      |
|----------|---|---------------------------|
| 作業終了時の確認 | 全員異状はないか<br>指示された作業に抜かりはないか<br>3Sはよいか<br>関係者に連絡したか<br>紛失・忘れ工具はないか               | ・整理・整頓・清掃<br>・作業終了連絡・異状報告 |
| 反省       | 作業段取り・作業手順は良かったか<br>後日の作業に生かせる改善はなかったか<br>ヒヤリ・ハット事故はなかったか(どんなことでも記入しよう)<br>・ヒヤリ |                           |

テーマ：NH<sub>3</sub> 加熱器温度低下

(1) ステップ1 「もしNH<sub>3</sub>加熱器の温度が低下したら」

- 原因
1. NH<sub>3</sub>流量の増加はないか
  2. H.T.S 温度の低下
  3. NH<sub>3</sub>予熱器のステーム圧力低下
  4. NH<sub>3</sub>の加熱器のH.T.S 温度低下
  5. 温度計の異常はないか



(2) ステップ2 抽出した原因の形跡とそれに対する処置法

(対策)を検討する。

4. NH<sub>3</sub>加熱器出口のH.T.S 温度低下

現象 1) NH<sub>3</sub>ラインの温度警報

2) 反応系統管温度低下

処置 1) HC-116 作動テスト

2) NH<sub>3</sub>加熱器の切替

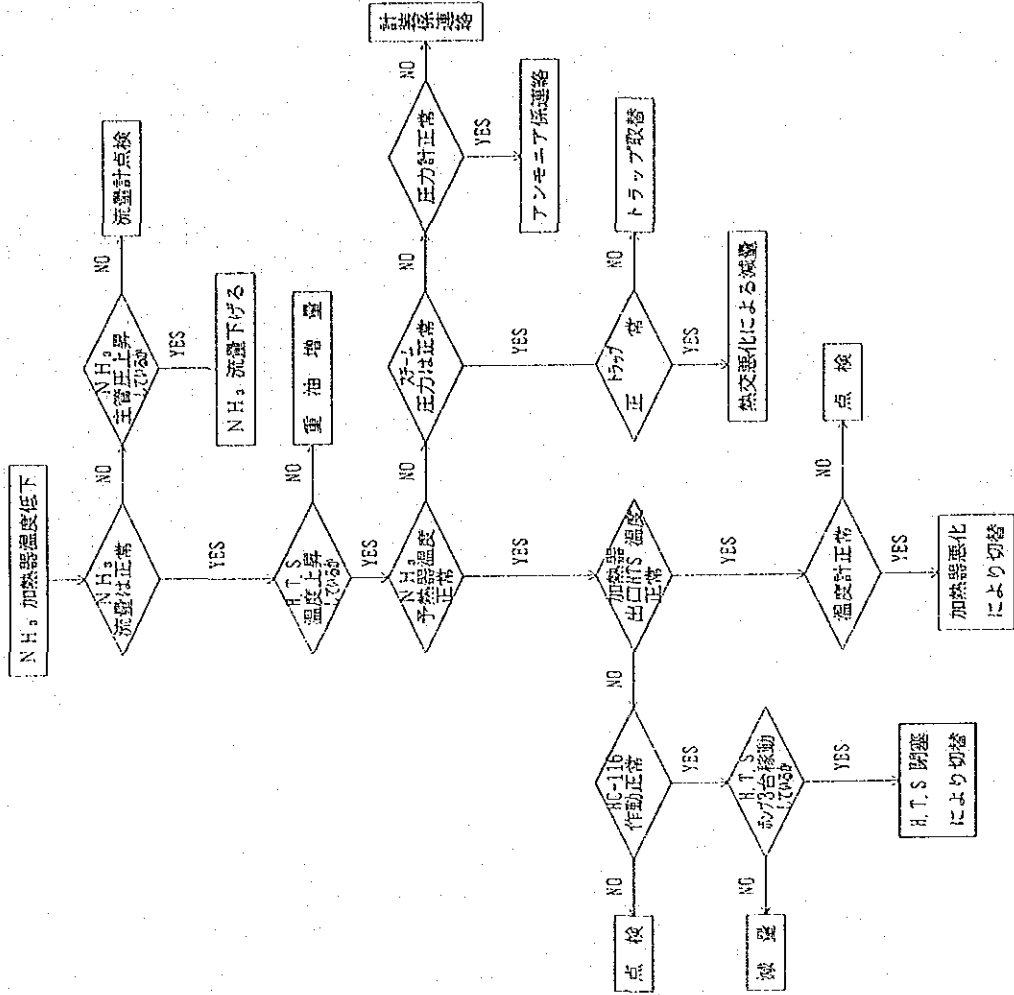


図 4-30 プロセスKXの例



### 3) 工事及び修理の安全

#### (a) 日常の修理

##### a) 事前準備

製造及び工務部門は事前の打合せにより内容、仕様、保安上の措置及び工程等を決定し、必要に応じて官庁への手続きを実施する。

又、製造、工務両部門の作業分担、指揮命令系統、作業方法、手順等を関係する作業員全員に周知徹底するとともに、関連部門への連絡、着工前の諸手続き（火気使用許可：表4-15参照、タンク内作業安全確認：表4-16参照等）を行う等、保安の確保に万全を期している。これら連絡、諸手続きの事後承認は、認められていない。

##### b) 修理作業

作業の開始にあたって製造、工務、協力業者の3者により、「ワンポイントKY」を実施している。

- ・対象設備の脱圧、洗滌、ガス置換、弁閉止、盲板等の縁切り及び電源シャ断等の確認を行う。
- ・火気使用を伴う場合は、事前にガス検知と、火気の飛散防止の措置を適切に行う。
- ・タンク内作業に当り、内部環境の測定を行い、安全を確認し、作業に当っては監視員をつける。
- ・工事は製造、工務それぞれの担当者立合い監督の下に実施する。

##### c) 修理完了時の措置

製造、工務及び協力業者3者により次の確認を行っている。

- ・工事、修理が計画どおり施工されているか。
- ・残存火気の確認
- ・縁切り、盲入箇所への復旧
- ・仮設物撤去と周辺整理

以上を確認後、試運転又は気密テストを3者立会いのもとに実施している。

#### (b) 定期修理及び大規模工事

定期修理及び大規模工事については、多くの工事が短期間に多数の作業員、協

部長

|  |
|--|
|  |
|--|

|       |   |    |    |    |
|-------|---|----|----|----|
|       | 課 | 課長 | 係長 | 係員 |
| 担当    |   |    |    |    |
| 製造    |   |    |    |    |
| 関連    |   |    |    |    |
| 環境保安室 |   |    |    |    |

表4-15 火気使用許可申請書

火気取締規則に基づき下記のとおり許可申請いたします。

|             |            |   |     |     |
|-------------|------------|---|-----|-----|
| 火気使用<br>責任者 | 担当課<br>製造課 |   | 施工者 |     |
| 工 事 名       |            | 火気の種類   |     |     |
| 火気使用期間      |            | 自 月 日 時 ~ 至 月 日 時   |     |     |
| 該当箇所の対象危険物  |            |   |     |     |
| 防 災 対 策     |            |   |     |     |
| 備 考         |            |   |     |     |
| 火気使用箇所略図    |            | 点 検 事 項   |     | 点 検 |
|             |            | <ol style="list-style-type: none"> <li>1. 依頼課との打合せが充分なされたか</li> <li>2. 附近の引火性ガス（液体）の有無をたしかめたか</li> <li>3. 火花の飛散防止手段をとつたか</li> <li>4. タンク、容器内等では事前にガスを検知したか</li> <li>5. バルブ、スイッチ等を完全に遮断したか</li> <li>6. 洗滌が確実に実施されたか</li> <li>7. 洗滌系統にdead spaceがないかどうかをチェックしたか</li> <li>8. 作業員に現場の特殊性を説明したか</li> </ol> |     |     |

(1) 作成部数

(正) 環境保安室保管  
(副) 担当課、製造課、警備掛

(2) 申請経路

担当課長 → 製造課長 → 環境保安室長 →

↑↑  
関連課長

部長 → 環境保安室 (正)  
→ 担当課 (副) → 警備掛 (副) → 許可証 → 掲示  
→ 製造課 (副)

表4-16 タンク内作業安全確認証

|  |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|--|---|------------------------------------|--------|--------|--------|--------|---------|---------|-------------|---|--|
| 期<br>間   | 昭和<br>昭和  | 年<br>年                             | 月<br>月 | 日<br>日 | 課<br>長 | 係<br>長 | 主任<br>者 | 発行<br>課 | 年<br>月<br>日 | 課 |  |
| 設備名  |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 作業名  |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| タ<br>ン<br>ク<br>点<br>検<br>表   | No  | 点 検 項 目                            |        |        |        |        |         | 点<br>検  | 備 考         |   |  |
|  | 1   | 内容物の排出 内部浄化                        |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | 2   | マンホール、のぞき穴の開放                      |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | 3   | タンク内空気の検査                          |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   | <sup>1)</sup> O <sub>2</sub> 濃度21% |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   | <sup>2)</sup> 可燃性ガス濃度              |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   | <sup>3)</sup> 有害ガス濃度               |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | 4   | タンク内温度、湿度の調節                       |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | 5   | 連絡管路等からの流体の流入防止措置                  |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   | <sup>1)</sup> 盲板入                  |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | <sup>2)</sup> 管の一部取外し   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  | <sup>3)</sup> 弁コックの閉止だけ   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 6  | 関係者との連絡打合せ  |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 7  | 動力開閉器の施錠標示  |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 8  | タンク内付着物の除去、落下防止措置（昇降設備含む）   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 9  | 有機溶剤の場合の対策  |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 10   | その他タンク内作業許可について必要な事項  |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
|  |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 注  | <p>1. 製造部門の課長は必要な点検項目を○でかこむ。</p> <p>2. 点検の結果適合するもの。または良好なものは点検欄に√印を記入する。</p> <p>3. 弁コックの閉止だけで流入防止措置をしたものには、その管路名を備考欄に記入する。その点検項目の点検に関し、特記すべき事項を記入する。</p> <p>4. タンク内作業に当って、保護具を要する場合、または特に連絡すべき事項、その他注意すべき事項を注意事項欄に記入する。</p> |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| 注意事項   |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |
| <p>この「タンク内作業安全確認証」は当該タンクの見やすいところに掲げ、作業終了の際または期間を経過したときはすみやかに発行課長へ返却すること。</p> <p>この表をビニールの袋に入れて吊しておく。</p> |   |                                    |        |        |        |        |         |         |             |   |  |

力業者によって行われる。その管理のため前記(a)のほか、次のことを実施している。

- ・安全連絡協議会を各プラントごとに設置  
製造、工務、環保、協力業者、メーカー参加による保安、安全活動。
- ・職制会議  
30分／毎朝、課長、係長、技術スタッフ、作業長、直長が参加して、作業進捗状況把握、当日の作業調整指示等を実施。
- ・協力事業所作業者及びメーカー作業員全員に安全教育を実施し、「作業員安全誓約書」に誓約させ、保安と安全の意識高揚を図る。
- ・部長、関連課長、協力業者を交じた合同パトロールの実施。
- ・3S（整理、整頓、清掃）運動を定期的実施して工事環境を整える。

#### 4) 衛生管理

衛生管理は職場の安全と密接な関係がある。各工場には産業医がおり、個人の健康診断を実施すると共に、産業医自身が職場を巡視し、医者立場から職場衛生及び安全のチェックを行っている。

##### (a) 健康診断

健康診断は6ヶ月毎に定期的に行われ、各個人の健康調査表が作成されている。産業医は、健康調査表より個人の長期にわたる健康状態を把握し、適切な措置、指導を行う。

##### (b) 職場巡視

産業医は毎月1～2回定期的に職場を巡視し、職場環境のチェック、安全保護具・救急用具の点検を行う。それと同時に、現場での健康相談を行い、キメ細かな社員の健康管理を実施している。

#### 4.9.4 考察／問題点

- ・安全管理組織は非常に整備されているが、上部からの指揮・命令を守るだけで、KYのように実際に自分の身の廻りの安全に対して積極的に考える姿勢に乏しい。
- ・日常の安全に関する問題は、自身の問題であり、それを守る方策は自分達で決め、自発的に、自分達で守る姿勢が必要である。その為に、積極的な安全推進グループ

活動の実施が望まれる。

- 公害防止については、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。毎月多額の罰金を支払って操業を続けるといった状態を早く脱するよう国としての方針を固めないと大きな問題となる可能性がある。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。

## 4.10 調達管理

### 4.10.1 現 状

#### (1) 組 織

原材料の調達管理は化肥工場でなく、供銷公司の原料課が行う。図4-31に化肥工場関係の調達管理組織を示した。

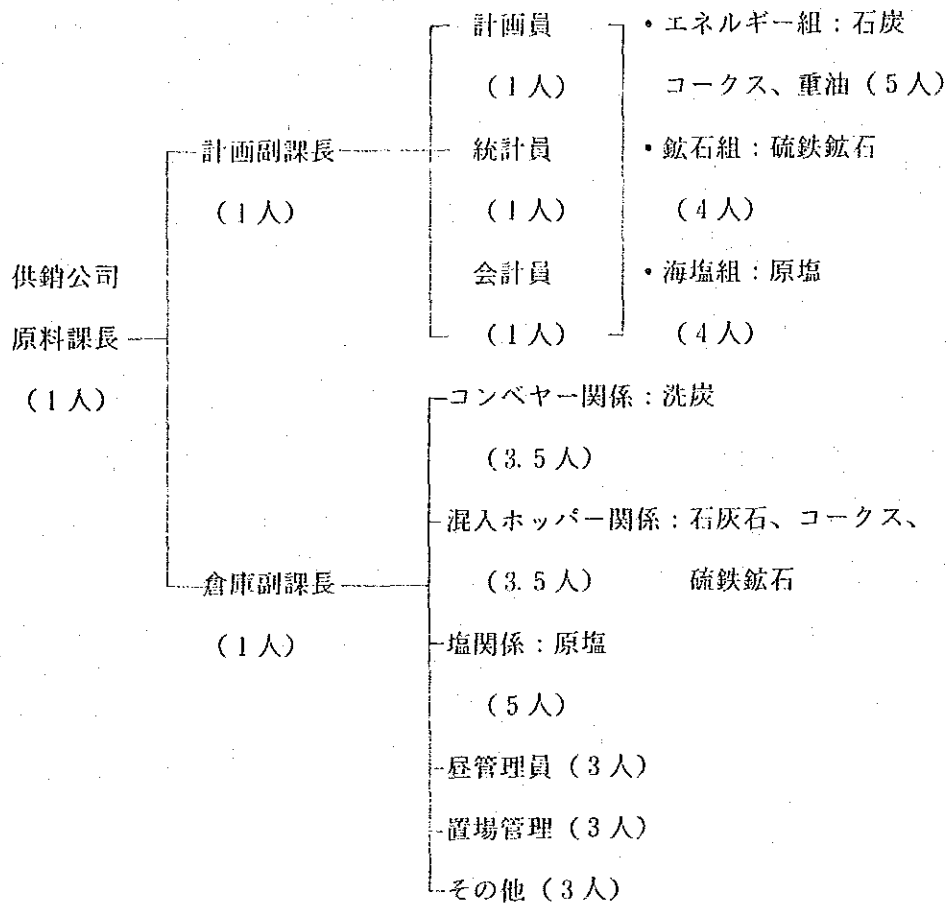


図4-31 調達管理組織

#### (2) 調達管理

原材料の調達量及び周期は、以下のように決められている。

- 年供給量 = 年生産量 × 原単位
- 毎月供給量 = 月生産量 × 原単位 ± 在庫量

原材料の供給に関しては、会社が上部機構（化学工業部、遼寧省、大連市）に申請

し、それに基づき上部機構は合理的に原材料を分配する。貨物到着後、保管員は化肥工場検査課に通知し、原料検査を行う。原材料の調達について、以下の制約がある。

- 石炭、コークス、重油：供給困難な産品の為、分配された後に不足しても調整できない。
- 原塩：国家が統一分配する。但し輸送が不安定である。
- 石灰石：自社で購入できる。
- 硫鉄鉱：化学工業部が統一分配する。1985年より一部品質の悪いものは、自社で購入可能となった。
- 洗油：申請後、冶金部より分配される。

#### 4.10.2 日本の調達管理

調達管理は、従来から行われている定量発注方式、定期発注方式に加えて資材所要計画(MRP, Material Requirements Planning)方式及び在庫ゼロ方式による管理が実施されている。どの方式も長所・短所があり、又、業種によって適・不適がある。どの方式を採用するかは、個々の企業がよく検討して決定すべきである。表4-17に調達管理手法の比較を示した。

表4-17 調達管理手法の比較

| 比較項目    |                         | 手法   |   |   |  |
|---------|-------------------------|--|---|---|--|
|         |                         | 定量発注方式   | 定期発注方式  | 在庫ゼロ方式  | MPP方式  |
| 管理のポイント |                         | <ul style="list-style-type: none"> <li>・購買経費などコスト低減</li> <li>・在庫切れの防止によるサービス向上</li> </ul>                                  | <ul style="list-style-type: none"> <li>・運転資金の節減</li> <li>・在庫切れの防止によるサービス向上</li> </ul>   | <ul style="list-style-type: none"> <li>・運転資金の節減</li> <li>・在庫切れの防止によるサービス向上</li> </ul>                                   | <ul style="list-style-type: none"> <li>・運転資金の節減</li> <li>・在庫切れの防止によるサービス向上</li> </ul>  |
| 特徴      |                         | つねに一定量（経済発注量）で発注を行い発注時期は在庫量が発注点に達したとき行うため不定  | つねに一定期間において発注を行い発注量は計画や予測に基づきその都度算出するため不定   | 買手市場に容易な方法で買手の在庫が減るかわりに在庫負担は売手が肩代わりすることが多い  | 計画をもとに、必要なものを、必要なときに、必要なだけ手配しようという計画中心の考え方   |
| 適用対象    | 単価消費（需要）共通度<br>納入リードタイム | <ul style="list-style-type: none"> <li>・安価なもの</li> <li>・消費量が安定しているもの</li> <li>・共通度の高いもの</li> <li>・納入リードタイムの短いもの</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>・高価なもの</li> <li>・消費量が不安定なもの</li> <li>・共通度が少なくかつ陳腐化しやすいもの</li> <li>・納入リードタイムは比較的長いもの</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>・消費量が比較的安定しているもの</li> <li>・納入リードタイムが短いもの</li> </ul>                              | <ul style="list-style-type: none"> <li>・従属需要品目が対象</li> <li>・生産計画期間より短いもの</li> </ul>  |
| 長所      |                         | <ul style="list-style-type: none"> <li>・管理が容易でかつ事務処理が簡単（自動化が可能）</li> <li>・発注費用が減少（経済発注量）</li> </ul>                        | <ul style="list-style-type: none"> <li>・需要の変化に適用可能</li> <li>・在庫量の減少（需要と供給の関係を保つ）</li> <li>・多品目の同時手配が可能</li> </ul>                     | <ul style="list-style-type: none"> <li>・在庫量の減少</li> <li>・在庫金額の減少</li> <li>・在庫場所の減少</li> <li>・在庫に関連する労力・経費の減少</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>・需要の変化に対応可能</li> <li>・在庫量の減少（需要と供給の関係を保ち、必要量のみ発注）</li> <li>・不必要な発注がなくなり、購買コストが減少</li> <li>・定期や定量発注方式との併用可能</li> </ul> |
| 短所      |                         | <ul style="list-style-type: none"> <li>・需要の変化に対応できない（需要と供給の関係が無関係）</li> <li>・形式的運用になりやすい</li> <li>・不定期によるコスト高</li> </ul>   | <ul style="list-style-type: none"> <li>・事務処理が煩雑</li> <li>・事務量が定まらない</li> <li>・管理努力が必要</li> </ul>                                      | <ul style="list-style-type: none"> <li>・取引関係が買手市場でないと実施が困難</li> <li>・在庫負担を購入手先が肩代わりする可能性がおおきい</li> </ul>                | <ul style="list-style-type: none"> <li>・事務処理が煩雑でコンピュータ利用が必要</li> <li>・管理努力が必要</li> </ul>   |



|          |  |  |   |  |
|----------|--|--|---|--|
| 運用上のポイント | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 発注点、安全在庫など基準値の見直し</li> <li>• 製造部門との連絡を密にする</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 需要予測、生産計画を正確にする</li> <li>• 発注量変動による管理制度の向上</li> </ul>           | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 特定の購入先に対し長期契約を行い供給を保証させる</li> <li>• 原則的として受入検査の廃止</li> <li>• 発注や納入手続の簡素化</li> <li>• 購入先の即納の保証体制をとらせる</li> <li>• 計画的な発注</li> <li>• 購入先に対する支払面で優遇処置</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 需要予測・生産計画を正確にする</li> <li>• 部品表の維持</li> <li>• 在庫・注残の正確な把握</li> <li>• リードタイムや安全在庫など各種値の見直し</li> </ul> |
| 主要な実施方法  | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 二棚法</li> <li>• 三棚法</li> </ul>                         | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 移動平均法</li> <li>• 指数平滑法</li> </ul> <p>(注) これらの発注量決定のさいに用いられる</p> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 定時定量納入方式</li> <li>• 準備契約方式</li> <li>• 使用高支払方式</li> <li>• 直送方式</li> </ul>   | <ul style="list-style-type: none"> <li>• コンピュータによる生産管理</li> </ul>  |

### 4.10.3 化学工場の例

#### (1) 組織

工場の調達管理は業務課資材係が行う。図4-32に調達管理組織例を示した。

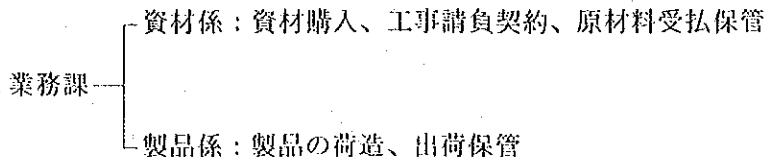


図4-32 調達管理組織例

#### (2) 管理方法

主原材料のように購入金額の大きなものは、本社資材部で購入し、工場の業務課に引渡す。副原料、副資材のように金額の小さいものは、工場の資材係で直接購入する。調達は主として、定量発注方式と定期発注方式の組合せで管理されている。

### 4.10.4 考察／問題点

- ・アンモニア製造の主要原材料は、石炭、重油であり、機械工場のように多品種の原材料・部品を調達する場合と異なり、比較的単純な調達管理を行える。
- ・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、調達部門は常に在庫量を減らし、在庫維持費用の逓減を図り、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。
- ・4.5で述べたように、原材料の使用側と供給側の連絡を密にし、合理的な調達管理を行う必要がある。



## 第5章 原 料

アンモニア製造の原料は、石炭、重油、ナフサ、LPG、天然ガス等が使用されるが、化肥工場の場合は、石炭と重油が使用されている。

### 5.1 原料性状

#### 5.1.1 石 炭

使用される石炭は黒龍江省産のものが中心で、一部撫順産が供給される。石炭の平均仕様は次の通りである。

- 発熱量 : 7,100kcal/kg
- 水 分 : 11.55%
- 灰 分 : 30.75%
- 揮発分 : 28~32%
- 粒 度 : 3mm以上90%
- 灰分融点 : >1,350℃

#### 5.1.2 重 油

使用されている重油の仕様は、

- 発熱量        10,000Kcal/kg
- 融 点            36℃
- 着火点         150℃
- 粘 度            20CP at 100℃
- 組 成            C : 85~ 87%, H : 12%, S : 3 %  
                    O : 0~0.5%, N : 0~1 %

のものである。

### 5.2 供 給

石炭は1984年に約7.72億トン採炭され、原油は1.15億トン採油された（重油生産量は約4,000万トンと推定される）。

原油は外貨獲得の為に優先的に輸出に廻されるが、石炭は主として国内燃料・原料に使用される。このように、中国においては、石炭は豊富な化石資源となっている。しかし、石炭の輸送手段の整備が遅れている。

化肥工場においては、石炭、重油は会社の申請により、国家より分配される。石炭は黒龍江省産が中心で一部撫順産が貨車により供給されている。重油は第7製油所から供給されて、石炭、重油は供給困難な産品の為に、分配された後に不足しても調整できない。

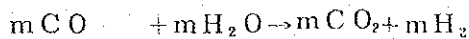
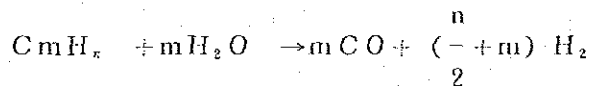
### 5.3 価格

石炭、重油の価格は以下の通りである。

- 石炭（配合洗淨炭）：85.02元/t
- 重油： 47元/t（原料）  
110元/t（燃料）

### 5.4 アンモニア製造原料としての比較

アンモニア製造、即ち水素の製造は、基本的には炭化水素と水蒸気の高温度下の反応である。



炭化水素源としては天然ガス、ナフサ、重油、残渣油、石炭等いろいろ考えられるが、ここでは天然ガス、重油、石炭の三つを選んで比較してみる。

|      | 発熱量           | n/m |
|------|---------------|-----|
| 天然ガス | 13,000kcal/kg | 4   |
| 重油   | 10,000 "      | 1.7 |
| 石炭   | 7,000 "       | 1.1 |

上表で見る如くn/m、即ち水素の比率は、石炭、重油、天然ガスの順で大きくなっているが、重量当りの発熱量はやはりこの順ではあっても、その割合はn/mよりはるかに小さい。即ちアンモニア原料としては、水素比率n/mの大きい原料を用いた方が、アンモニア

1 トンを生産する為のエネルギーは少なくすむ事となる。それを一般的に言われているアンモニアトン当りのエネルギーで表示すると、次の如くなる。

|      |                    |                       |
|------|--------------------|-----------------------|
| 天然ガス | $8.7 \times 10^6$  | kcal/tNH <sub>3</sub> |
| 重油   | $9.6 \times 10^6$  | "                     |
| 石炭   | $11.3 \times 10^6$ | "                     |

一方製造設備の建設費は、天然ガス、重油、石炭の順で大きくなる。今ここで300,000 t / NH<sub>3</sub>年の設備を考えると、各々を原料とする場合について、概略建設費は次のように想定される。

|      |       |
|------|-------|
| 天然ガス | 180億円 |
| 重油   | 280 " |
| 石炭   | 380 " |

今非常に大雑把な計算を行う為に、年間の固定費を建設費の30%と仮定すると、各々の場合の固定費は、18,000円/tNH<sub>3</sub>、28,000円/tNH<sub>3</sub>、38,000円/tNH<sub>3</sub>となる。

石炭の価格を85元/t (9,350円/t)として、固定費+原料費を上記の所要熱量及び発熱量から計算すると、石炭を原料とするアンモニアの製造原価は53,100円/tNH<sub>3</sub>となる。

重油原料の場合、現在の原料用重油価格である47元/tでは供給されず、燃料用重油の供給価格である110元/tで支給されたとしても重油を原料とするアンモニアの製造原価は固定費(28,000円/tNH<sub>3</sub>) + 原料費(11,600円/tNH<sub>3</sub>)で39,600円/tNH<sub>3</sub>となる。

天然ガスのコストは現地調査で入手出来なかったが、他のプロジェクトで中国が一般的に使用している天然ガスの値段である\$2/MMBTU (26,500円/t)を適用すると、天然ガスを原料とするアンモニアの製造原価は固定費(18,000円/tNH<sub>3</sub>) + 原料費(17,700円/tNH<sub>3</sub>)で35,730円/tNH<sub>3</sub>となる。

もちろんこの価格は大きく変り得るものであろうが、基本的にはアンモニア原料用としては重油の方が単位発熱量当りとして石炭よりはるかに有利であるから、もし重油が燃料として使用されているのであるならば、それは石炭にきりかえて、その重油をアンモニア原料とするような方針をとった方が、中国全体として見て大きなエネルギー節約となる。しかし今回の近代化提案は原料の転換にはふれない事としているので、直接には今回の計画には関係ない話題である。



## 第6章 工場近代化計画

本章においては、主として技術的な面から化肥工場の近代化の可能性を検討する。はじめに、各工程毎に、考えられる可能性を出来るだけ提起し、その中から採用する価値があると思われる案を選択し、それ等の案について詳細な検討を行い、実行計画を立て、所要資金の概算を算出して、予想製造原価を計算する。

### 6.1 近代化計画の内容

#### 6.1.1 基本的な考え方

工場の近代化・合理化を検討する場合に、一番先に考える点は、製造原価を下げようという事である。製造原価を下げるには、原料、用役の使用量を減らして変動費を低減する方法と、生産量を増加して固定費を低減する方法がある。今回の化肥工場近代化計画の場合は、生産量はほぼ現状のままで抑える事を原則にしているので、固定費の低減は期待出来ないので、原料、用役の使用量減を探索する事となる。アンモニアの場合は、主原料は、燃料と言う事が出来るので、エネルギー消費の低減方法を求めていく事となる。

第3章において、化肥工場の現状と問題点を工程毎に述べた。次節において、工程別に、現状をより新しい方式に変更した場合に、どの程度のエネルギーの節約になるかを、新しい方式の概要を紹介しながら数値で示していく。又、同時に新しい方式を採用した場合に、概要どの程度の投資金額を必要とするかについても述べる。

これ等の新しい方式の提案は、考えられるものを全てあげて行く形を採る事とする。従って、実際に採用するには不適當なものも、多く含まれるであろう。不適當である理由は、いろいろなものがあげられるであろうが、最も多いのは、工場の建て直しに近いような大改造になってしまって、投資金額が非常に大きくなる場合であろう。場合によっては、そのような改造をした方が、本当の意味の工場近代化になるであろうが、今回の計画は、既存の設備をなるべく利用して工場の近代化をはかるという大前提の下に行われるものであるので、そのような案は不適當であるとしてはずす事とする。その他工場の操業上の理由から採用できないもの、工事ができないもの、工場の停止期間が長くなるもの（工事を行う為の生産の完全停止は2～3週間しか許されないものとする）、



それに投資金額の割にエネルギーの節約が少ないもの等を、不適当な案とする事とし、残った案をもって、近代化計画の実行案として詳細検討を行い、提案する事とした。

## 6.1.2 改良工程案の提案

### (1) ガス発生工程

ガス発生工程は、コークスからの水性ガス、重油の加圧ガス化、重油の常圧ガス化、及びコークス炉ガスの利用の4種類から成っている。このうち、重油の常圧ガス化は、加圧ガス化に変更する工事が進行中であるので、考慮しない事とし、重油の加圧ガス化は、最新の技術とほぼ遜色ない状況にあると判断されるので、改造の必要性は認めない。従って、コークス炉と水性ガス発生炉での、他のプロセス採用によるエネルギーの節約の可能性を計算する。

#### 1) 現状工程での熱損失の検討

基本的には、次の3点を検討する事となる。

- ・石炭から水素を製造する場合に、コークスを経由する必然性は無く、石炭から直接水性ガスが得られる。コークスを経由する事によるエネルギー消費を計算し、コークスを用いない場合との比較を行う。
- ・コークスからの水性ガス発生炉は、一部ガスを大気放出する準回分方式である。大気放出されるガスによる損失を計算し、連続方式との比較を行う。
- ・ガス工程が常圧である為、ガスを完全に冷却してから変換工程に送らねばならない。このエネルギー損失を計算し、加圧ガス化の場合と比較を行う。

#### (a) コークス炉に於ける熱収支と損失の計算

正確には投入石炭及び燃料と、生成コークス、コークス炉ガス、その他の熱量収支から、コークス炉を経由する事による熱損失(実質的には、コークス及びコークス炉ガスの冷却熱量)を計算すべきであるが実質上は使用された燃料と消費された電力がエネルギー損失となる。

アンモニア原料としての石炭投入量

$$(16.2 \text{ t/h}) \cdot (1/0.72) = 22.5 \text{ t/h}$$

但し、16.2 t/h はアンモニア原料としてのコークス消費量(図3-1)、

0.72は1トンの石炭からのコークス生産量(合意書)燃料使用量

$$(5,500 \text{ Nm}^3/\text{h}) \cdot (15.7 \text{ t} / 21.6 \text{ t}) = 4,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

使用燃料熱量  $4,200 \text{ kcal}/\text{Nm}^3$  (3.2節より)

アンモニア原料としてのコークスに使用される燃料熱量

$$(4,000) \cdot (4,200) = 16.8 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}$$

電力消費  $14.5 \text{ kWh}/\text{t}$  石炭 (合意書)

$$\text{使用電力量 } (14.5 \text{ kWh}/\text{t}) \cdot (22.5 \text{ t}/\text{h}) = 326.3 \text{ kW}$$

$$\text{エネルギー換算 } (326.3 \text{ kW}) \cdot (2,850 \text{ kcal}/\text{kW}) = 0.93 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}$$

但し  $2,850 \text{ kcal}/\text{kW}$  は発電のエネルギー効率を約30%として、電力をエネルギーに換算する係数従って、コークスを経由してガスを発生する事によるエネルギー損失は、

$$16.8 \times 10^6 + 0.93 \times 10^6 = 17.7 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}$$

(b) 水性ガス発生炉大気放出ガスによる熱損失の計算

a) 大気放出ガス量の計算

・ガス組成 (図3-1及び化肥工場回答書より)

|               | 大気放出ガス (%) | 水性ガス (%) |
|---------------|------------|----------|
| $\text{CO}_2$ | 19.67      | 6.4      |
| $\text{O}_2$  | 0.29       | —        |
| $\text{CO}$   | 2.07       | 38.9     |
| $\text{H}_2$  | 0.29       | 48.4     |
| $\text{CH}_4$ | —          | 0.2      |
| $\text{N}_2$  | 77.68      | 6.1      |

・炭素収支から大気放出ガス量を求める

コークスからの炭素投入量

$$(16,200 \text{ kg}/\text{h}) \cdot (0.82) = 13,285 \text{ kg}/\text{h}$$

$$= 1,107 \text{ kg mol}/\text{h}$$

但し、16,200はコークス投入量、0.82はコークス中のカーボン比

水性ガス量は図3-1より  $33,165 \text{ Nm}^3/\text{h}$  であるから、水性ガスの中に行く

炭素のモル数は、

$$\left( \frac{33,165 \text{ Nm}^3/\text{h}}{22.4} \right) (0.064 + 0.389 + 0.002) = 674 \text{ kgmol/h}$$

従って、大気放出ガス中へいく炭素モル数は、

$$1,107 - 674 = 433 \text{ kgmol/h}$$

大気放出ガス量は、

$$(433 \text{ kgmol/h}) / (0.1967 + 0.0207) = 1,992 \text{ kgmol/h}$$
$$= 44,621 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

b) 大気放出ガスの燃焼熱

$$\text{H}_2 : (44,621 \text{ Nm}^3/\text{h})(0.0029)(3,050 \text{ kcal/Nm}^3)$$
$$= 0.393 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$\text{CO} : (44,621 \text{ Nm}^3/\text{h})(0.0207)(3,050 \text{ kcal/Nm}^3)$$
$$= 2,803 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

計

$$3.2 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

但し3,050はH<sub>2</sub>及びCOの燃焼熱

c) 大気放出ガスの顕熱

大気放出ガス組成を、水蒸気及びアルゴンについて補正する。

- 水蒸気は、コークス中の水素分が大気放出ガス中に、水蒸気となって入ってくるものとする。コークス中の水素組成を1.4%とすると、全コークス投入量と、大気放出ガスとなるコークスの比率から、大気放出ガス中の水蒸気量は、

$$(16,200 \text{ kg/h})(433/1,107)(0.014) / (2) = 44.4 \text{ kgmol/h}$$
$$= 994 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- 大気中のアルゴン濃度は、0.95%であるから、空気中の窒素濃度79%と大気放出ガス中の窒素濃度77.68%より、大気放出ガス中のアルゴン量は、

$$(44,621 \text{ Nm}^3/\text{h})(77.68/79)(0.0095) = 417 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- 以上より、大気放出ガス量及び25~220°Cの平均ガス比熱は次の通りになる。

|                 | <u>Nm<sup>3</sup>/h</u> | <u>kgmol/h</u> | <u>比 熱</u><br><u>(kcal/kgmol°C)</u> | <u>熱容量</u><br><u>(kcal/°Ch)</u> |
|-----------------|-------------------------|----------------|-------------------------------------|---------------------------------|
| CO <sub>2</sub> | 8,777                   | 392            | 9.7                                 | 3.8 × 10 <sup>3</sup>           |
| O <sub>2</sub>  | 129                     | 5.8            | 7.2                                 | 0.04 × 10 <sup>3</sup>          |
| CO              | 924                     | 41.3           | 7.0                                 | 0.29 × 10 <sup>3</sup>          |
| H <sub>2</sub>  | 129                     | 5.8            | 6.9                                 | 0.04 × 10 <sup>3</sup>          |
| N <sub>2</sub>  | 34,662                  | 1,547          | 7.0                                 | 10.83 × 10 <sup>3</sup>         |
| HO              | 994                     | 44.4           | 8.2                                 | 0.36 × 10 <sup>3</sup>          |
| Ar              | 417                     | 18.6           | 7.0                                 | 0.13 × 10 <sup>3</sup>          |
| 計               | 46,032                  | 2,054.9        |                                     | 15.49 × 10 <sup>3</sup>         |

- ・ 大気放出ガス温度は約220であるから（3.3節）、大気放出ガスの顕熱は25°Cを基準として、

$$(15.49 \times 10 (220 - 25)) = 3.02 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

- ・ これに水の蒸発潜熱を加えて総発熱量にすると、水分流量44.4kgmol/h、水の蒸発潜熱10.95 × 10<sup>6</sup> kcal/kgmolであるから、

$$(44.4 \text{ kgmol/h})(10.95 \times 10^6 \text{ kcal/kgmol}) = 0.49 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

従って、大気放出ガスの顕熱は総発熱量基準で、

$$3.02 \times 10^6 + 0.49 \times 10^6 = \underline{3.51 \times 10^6 \text{ kcal/h}}$$

#### d) エネルギー損失

以上b)、c)より水性ガス発生炉が準回分方式であって、加熱とガス発生を切換で行い、大気放出ガスがある事によるエネルギー損失は、

$$3.2 \times 10^6 + 3.51 \times 10^6 = \underline{6.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}}$$

#### (c) 常圧ガスである為の熱損失の計算

##### a) 冷却による熱損失

前述した如く、水性ガス発生炉は常圧で運転される為に、生成したガスはほぼ常温まで冷却されねばならず、添加される約25 t/hのスチームのうちの約1/2の

過剰水蒸気は、すべて凝縮させられている。これが加圧ガス化の場合には、重油の加圧の例でも見られる如く、ガスは170℃程度にまでしか冷却されず、そのまま変換工程に送られているので、過剰水蒸気はほとんど凝縮していない。常圧の場合、このガス冷却は海水との直接接触で行われているが、この熱は全く回収されていない。一方、加圧の場合は、急冷に用いられた水は新しい水と熱交換して、熱量は一部回収されている。

この熱損失の計算は、海水に持ち去られる熱量から推算するのが最も簡単である。海水の流量は、1基当り約70 t/h、出口水温70であって、入口水温を20℃と仮定すると常時6基運転であるから、

$$(70 \text{ t/h})(70-20)(6) = 21 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

しかし加圧ガス化を採用したとしても、この熱量全部が節約できるわけではないと考えられるので、 $15 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ と仮定する。

#### b) 圧縮動力の節約

加圧ガス化であれば、ガス発生圧力までのガス圧縮動力は不要となる。もちろん、石炭の加圧供給、酸素の圧縮動力等別途の動力を必要とするが、それは発生ガスの圧縮動力と比較するとずっと小さいので、別途検討する事として、ここでは3.10節(1)項で使用した式を使用して、3段で35 kg/cm<sup>2</sup> g迄圧縮する動力を計算してみる。

$$L_{ad} = 1.63 \frac{ZK}{K-1} P_s Q \left[ \left( \frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{K-1}{ZK-1}} \right]$$

ガス流量  $Q = 33,165 \text{ Nm}^3/\text{h}$  とし、他の数値は前述のもと同一とすると、

$$L_{ad} = 1.63 \frac{(3)(1.4)}{1.4-1} (1) \left( \frac{33,165}{60} \right) \left( \frac{293}{273} \right) \left[ \left( \frac{35+1}{1} \right)^{\frac{1.4-1}{(3)(1.4)-1}} \right]$$

$$= 4,132 \text{ kW}$$

圧縮効率65%とし、エネルギー換算係数2,850 kcal/kWを使用すると、

$$(4,132 \text{ kW})(1/0.65)(2,850 \text{ kcal/kW}) = 18.1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

## 2) 改良策の紹介と検討

一般的に言って、アンモニア原料としては、石炭、重油、ナフサ、天然ガスの順で、エネルギー当りの効率は良くなる。これは、この順で原料中の水素/炭素の比率が高くなって、重量当りのエネルギーの値より、水素の得率の大きくなり方が大きいからである。又、この順で取り扱いも容易になる。しかし、一般に単位エネルギー当りの価格もこの順で高くなるので、各地での価格差によって有利な原料は決まって来る。化肥工場の場合には、価格的には重油の方が有利であるが、供給面からの問題もあると考えられるので、この調査においては、原料は変更しない事として検討を進める。

前述した如く、ガス化工程を大改造する場合には、コークスを經由する理由は特に考えられない。従って、ガス化工程の改造は、常圧の石炭ガス化と加圧の石炭ガス化の2つについて述べる。

### (a) 常圧石炭ガス化

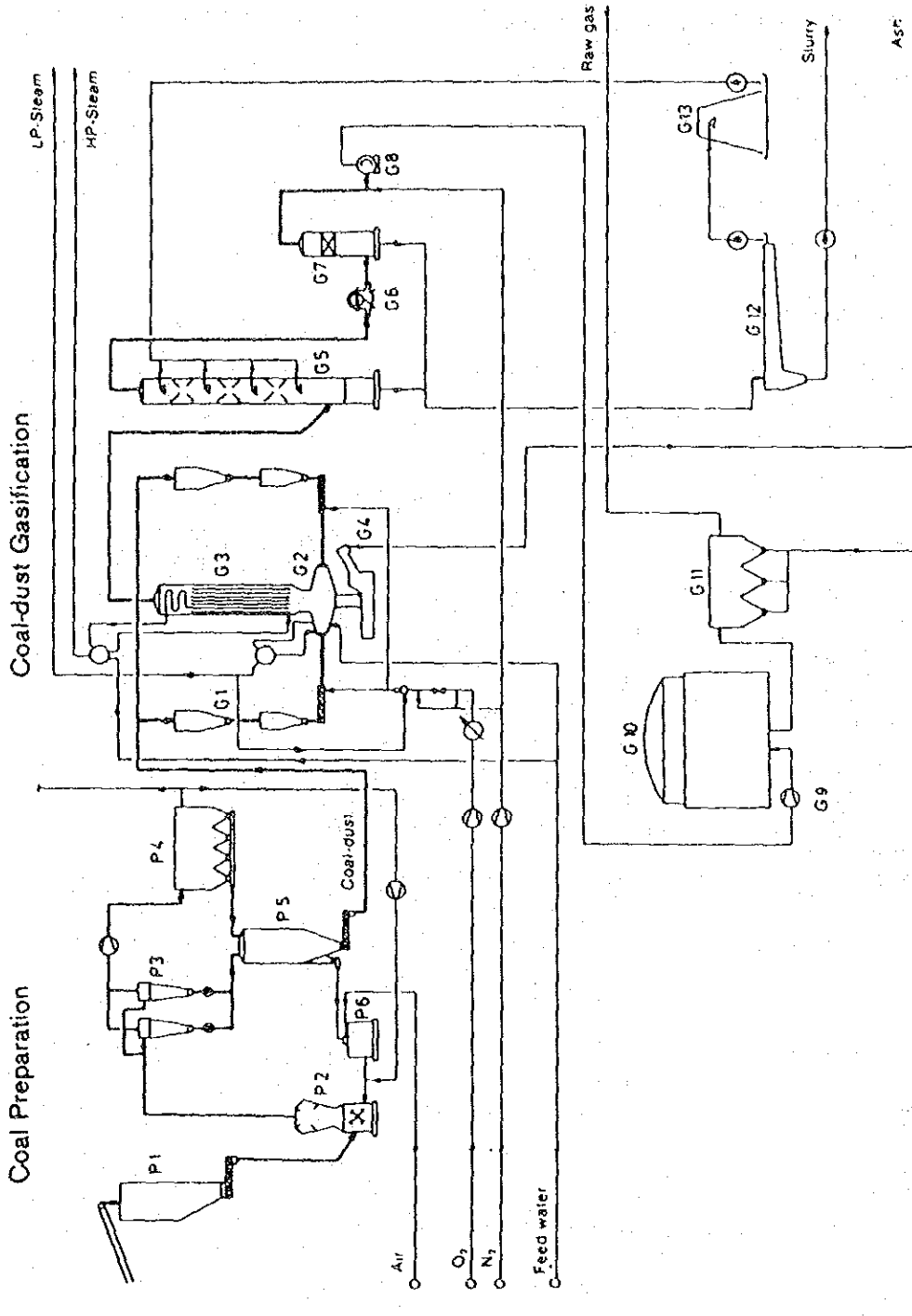
常圧の石炭ガス化は古くから行われているもので、流動層式のウインクラ方式、熔融スラッグ法のオットー・ルンメル、デュボン方式等が知られている。しかし最近では、実績的にも効率的にもKoppers-Tozek方式が、最もすぐれているとして定評がある。Koppers-Tozek石炭ガス化の概略工程図を図6-1にあげる。この方式は、石炭の0.1mm以下の微粉を、対向する2つ（又は4つ）の噴出口から酸素と共に炉内に噴出させ、酸素による部分酸化で高温を得ると同時に、燃焼口は周囲から吹込まれる水蒸気によって炉体を高温から保護すると共に、水性ガス反応を行わせるものである。炉内温は1,500°Cに達し、CO + H<sub>2</sub>が多く、メタンが0.1%以下のガスが得られ、灰分は燃焼口の下から熔融状態で排出される。Koppers-Tozekのガス化炉を採用している工場は、世界中に25工場ある。

化肥工場のコークス炉と水性ガス発生炉を、同量のCO + H<sub>2</sub>ガスを発生するKoppers-Tozek炉に置き換えた場合のエネルギー節約を計算する。

・ Koppers-Tozek炉は酸素を必要とする。その酸素必要量は、

$$\text{Nm}^3 \text{O}_2 / 10,000 \text{KJ} \quad \text{真発熱量石炭} = 0.19 \sim 0.23$$

$$\text{Nm}^3 \text{CO} + \text{H}_2 / 10,000 \text{KJ} \quad \text{真発熱量石炭} = 0.57 \sim 0.62$$



- P1 Raw coal bunker
- P2 Sifter mill
- P3 Cyclone separator
- P4 Electrostatic precipitator
- P5 Coal-dust bunker
- P6 Hot gas producer
- G1 Coal-dust bunker system
- G2 Gasifier
- G3 Waste heat boiler system
- G4 Ash extractor
- G5 Cooling washer
- G6 Disintegrator
- G7 Final cooler
- G8 Gas seal pot
- G9 Gas blower
- G10 Gas holder
- G11 Electrostatic precipitator
- G12 Wash water settling tank
- G13 Wash water cooling tower

图 6-1 Koppers-Tozek 工程

で与えられる。必要な水性ガス及びコークス炉ガス中のCO+Hは、図3-1より36,394Nm<sup>3</sup>/hであるから、上の数値の中央値をとると、所要酸素量は、

$$(36,394)(1/0.6)(0.21) = 12,747 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

これだけの酸素を発生するには、0.45kW/Nm<sup>3</sup>O<sub>2</sub>の電力を必要とするとすれば(3-12節参照)、

$$(12,747 \text{ Nm}^3/\text{h})(0.45 \text{ kW}/\text{Nm}^3) = 5,736 \text{ kW}$$

2,850kcal/kWhを用いてエネルギーに換算すると、

$$(2,850 \text{ kcal}/\text{kWh})(5,736 \text{ kW}) = 16.3 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}$$

- Koppers-Tozekは、0.72~0.79kg/10,000kJ真発熱量石炭のスチームを副生する。そして使用されるスチームは、0~0.045kg/10,000kJ真発熱量石炭である。差し引き0.7kgを採用すると、42t/hのスチームを副生する。それに対して現状の水性ガス発生炉は、外部から13.7t/hのスチームを導入している(図3-1)。スチームの節約は、

$$42 + 13.7 = 55.7 \text{ t}/\text{h} = 36.2 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}$$

- Koppers-Tozek炉は、石炭を0.1mm以下に粉碎している。この動力は極く概算で400kW程度と予想され、これは1.2×10<sup>6</sup>kcal/h程度である。

以上をまとめると、

|                 |                                      |
|-----------------|--------------------------------------|
| コークス炉休止によるエネルギー | 1) -(a)項-17.7×10 <sup>6</sup> kcal/h |
| 水性ガス炉休止によるエネルギー | 1) -(b)項-6.7×10 <sup>6</sup> kcal/h  |
| 酸素使用のエネルギー      | 16.3×10 <sup>6</sup> kcal/h          |
| スチーム使用量差のエネルギー  | -36.2×10 <sup>6</sup> kcal/h         |
| 石炭粉碎エネルギー       | 1.2×10 <sup>6</sup> kcal/h           |

---


$$\text{差引} \quad \underline{-43.1 \times 10^6 \text{ kcal}/\text{h}}$$

これだけのエネルギー節約のための予想投資額は、下記の通りである。

|                 |   |          |
|-----------------|---|----------|
| Koppers-Tozek 炉 | 352tNH <sub>3</sub> /d                  | 5,000百万円 |
| 酸素発生装置          | 13,000Nm <sup>3</sup> O <sub>2</sub> /h | 2,200 "  |

---


$$\text{計} \quad \underline{7,200 \text{ 百万円}}$$



## (b) 加圧石炭ガス

加圧石炭ガス化プロセスもいくつかの方法があるが、実際に工業的装置で運転されているものは、Lurgi (ルルギ) 法とTexaco (テキサコ) - 宇部法の二つのみと言えるであろう。特にルルギ法は歴史的にも古く、すでに16工場42基で運転されている。テキサコ-宇部法はより新しいものであり、最初のものが1984年に運転開始したばかりである。次に各々の特徴を述べる。

ルルギ法は移動石炭層方式である。石炭はほとんど粉碎されずに、ガス化炉の上部からLock hopperを通して供給される。炉の下部から酸素と水蒸気が吹き込まれ、石炭は下の方からガス化される。炉の下の方には灰のかき出し装置がある。発生したガスは炉の肩の部分から出る。運転圧力は $30 \text{ kg/cm}^2$ 程度である。ルルギ法の特徴は、石炭に対する酸素の供給量を少くし、水蒸気の供給量を多目にして、反応温度を $1,000^\circ\text{C}$ 程度と非常に低くしている事である。その為に、機械的に複雑な構造があっても、何ら問題なく運転される。又、灰分が固体の状態では排出され、熔融その他で固結等の障害が起らないようにしている。実績も十分あって信頼出来る方式であるが、ガス化温度が低い為に、ガス成分中にメタンが非常に多い。Koppers炉では0.1%位であるのに対して、ルルギ法では7~10%程度にもなり、後のガス精製工程で分離されたメタンを別のメタン改質炉(外熱式でも部分酸化でもよい)によって更にガス化する必要がある。即ち、アンモニア合成ガス製造よりも、燃料ガスの製造に適しているとも言える。しかし、酸素の消費量はKoppers炉に比して50~60%程度である。しかしメタンの改質を酸素を用いる部分酸化で行えば、Koppers炉の70~80%の酸素を必要とする事になり、酸素消費が少い長所よりも、メタン改質炉がふえ、メタン分離装置の負荷が大きく、ガスを再圧縮する等の設備がふえる欠点の方が目についてくる。

一方、テキサコ-宇部法は、微粉碎(44 $\mu$ 以下40~60%)した石炭60%の水スラリーをポンプで加圧し、同じく加圧された酸素と共にバーナーで噴霧し、部分酸化してガス化する方式である。その工程図を図6-2に示す。圧力は $35\sim 40 \text{ kg/cm}^2$ で運転され、炉の温度は $1,300\sim 1,500^\circ\text{C}$ である。ガスは炉の下部で、加圧水を噴霧する事により急冷され、更に水で洗滌されて固型分を除去される。洗滌水から固形分が除去されて、その水は急冷水に使用される。灰分は炉底から溶

Flow Diagram of the Texaco Coal Gasification Process  
(Direct Quench Mode)

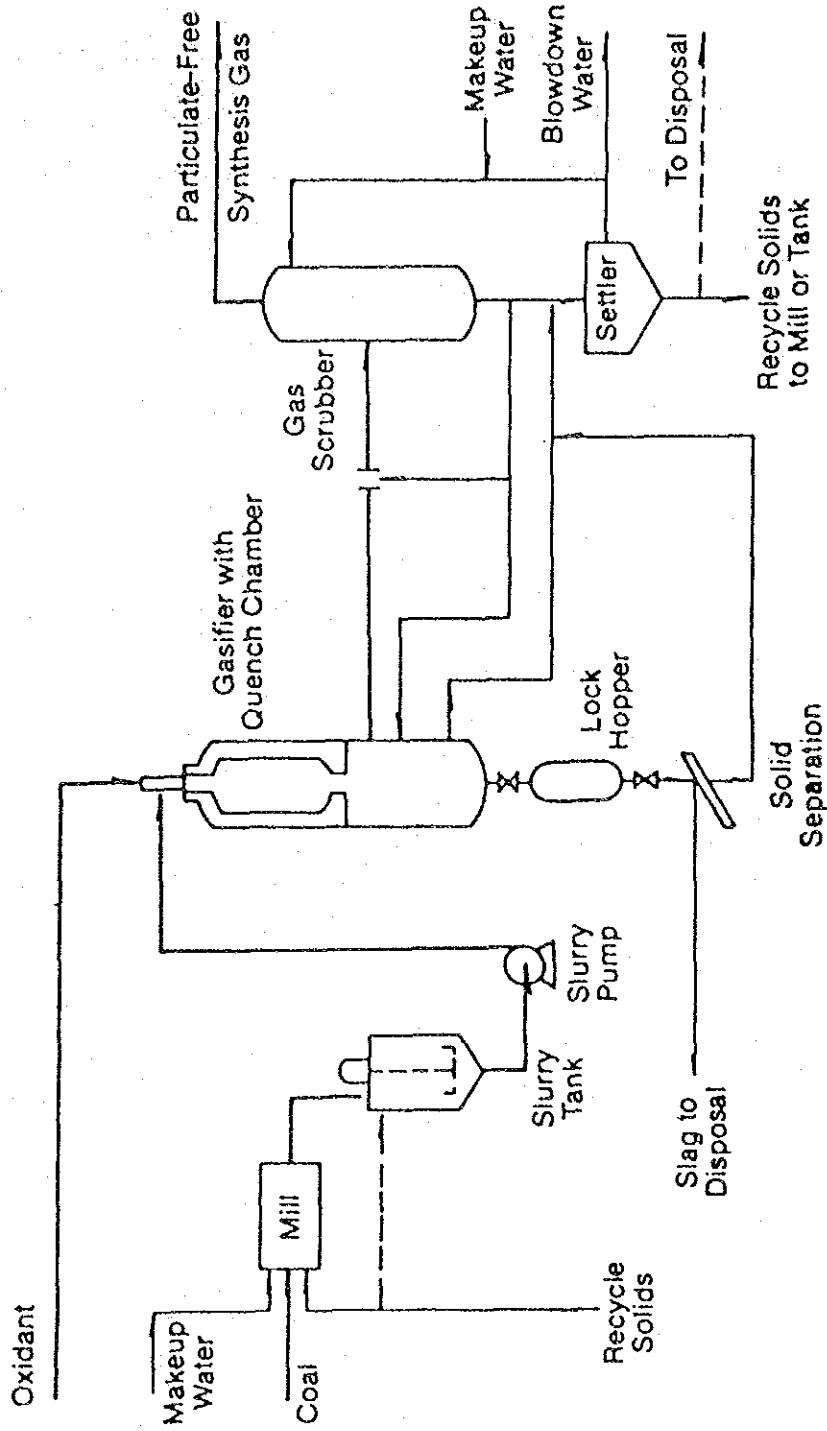


図 6 - 2 テキサコー宇部法石炭ガス化プロセス

融状態で取り出される。従って、石炭の質として灰分の融点の低いものが適している。高温で運転されているので、ガス中のメタンは0.1~0.5%と非常に少く、ルルギ式の時に生じるようなタールやフェノールのような副生物の生成がない。以上のように、炉に関してはすべてがスラリー又は液体、気体の取り扱いで、固体の取扱いがないので、機械的な問題が少い。実際に運転されている唯一基の宇部の装置も、全く順調に運転されている。炉の最大能力は今のところでは、1基300t/hアンモニア程度である。

以下に常圧石炭ガス化の場合と同じように、化肥工場のコークス炉と水性ガス発生炉を、同量のCO+H<sub>2</sub>ガスを発生する加圧石炭ガス化炉に置き換えた場合のエネルギー節約を計算する。ルルギ式の方が実例も多く、資料も詳細なものがあるが、副生産物が多くて比較が面倒になるので、かなりの仮定を設けてテキサコー宇部法と比較してみる。

- 酸素必要量はKoppers炉と同一とする。従って酸素を使う事によるエネルギー消費の増加は、

$$16.3 \times 10^6 \text{ kcal/h となる。}$$

- 副生スチームは急冷方式では少いであろう。しかし宇部では実行されていないが、廃熱ボイラーを用いる方法もあり、その時はスチーム副生量はKoppers炉とほぼ同じになるであろう。一応副生スチーム量をKoppers炉と同量としてみると、スチームの節約は、

$$42 + 13.7 = 45.7 \text{ t/h} \approx 29.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

- 石炭の粉碎粒度もKoppers炉と同程度であるので、粉碎に要するエネルギーは  $1.2 \times 10^6 \text{ kcal/h}$  となる。
- 酸素を40kg/cfまで、3段で圧縮する動力は1) -(c)-b) 項と同様の計算により、

$$1.63 \frac{(3)(1.4)}{1.4-1} (1) \left( \frac{12,747}{60} \right) \left( \frac{293}{273} \right)^{1.4-1} \left[ \frac{40+1}{1} (3)(1.4) - 1 \right] (1/0.65) \\ \times (2,850) = 6.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

以上をまとめると、ガス化部分をテキサコー宇部式に置き換えたとした時のエネルギー節約は、

|                 |              |                                    |
|-----------------|--------------|------------------------------------|
| コークス炉休止によるエネルギー | 1) -(a)項     | $-17.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 水性ガス炉休止によるエネルギー | 1) -(b)項     | $-6.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$  |
| 酸素使用のエネルギー      |              | $16.3 \times 10^6 \text{ kcal/h}$  |
| 酸素圧縮のエネルギー      |              | $6.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$   |
| スチーム使用量差のエネルギー  |              | $-29.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 石炭粉碎エネルギー       |              | $1.2 \times 10^6 \text{ kcal/h}$   |
| ガス冷却のエネルギー      | 1) -(c)-a) 項 | $-15.0 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| ガス圧縮のエネルギー      | 1) -(c)-b) 項 | $-18.1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 差引              |              | $-63.1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |

これだけのエネルギー節約のための予想投資額は下記の通りである。

|              |  |          |
|--------------|--|----------|
| テキサコー宇部ガス化装置 | 352 t NH <sup>3</sup> /d                 | 3,500百万円 |
| 酸素発生装置量      | 13,000 Nm <sup>3</sup> O <sub>2</sub> /h | 2,200 "  |
| 計            |  | 5,700百万円 |

## (2) 脱硫工程

第3章で述べた如く、常圧ガス化の場合は、現状の亜硫酸による方法は非常に良い方法であると判断される。従って、ガス化工程を変更しない場合、又はKoppers炉を採用する場合は、この工程を変更する必要は認めない。

しかし、この方法は加圧ガス化の場合は採用出来ない、又は大改造を必要とする。一般に石炭ガス化の場合は、ガス中の硫黄化合物の含有量が非常に高く、脱硫工程に特に留意する必要があるが、現在通常行われている方法は、一酸化炭素変換工程には硫黄化合物含有ガスをそのまま通してしまつて、脱炭酸ガス工程で、炭酸ガスと一緒に硫黄化合物を吸収する方法である。その際、ほとんどの炭酸ガス吸収剤は硫黄化合物を吸収するが、一般的に言って、炭酸カリ溶液やアミンによる化学吸収法においては、RSHやCS<sub>2</sub>といった化合物を吸収しないという点や、炭酸ガスと硫黄化合物を別々に脱離させにくいという点が欠点となっている。従って、脱硫と脱炭酸ガスを同時に行わせる方法の場合は、冷メタノールやポリエチレングリコールジメチルエーテルを使用する物理吸収法を使用し、炭酸ガスと硫化水素等の硫黄化合物を分別取得し

ている。硫黄として得たい場合には、クラウス法と言われる硫化水素等を酸化して固型硫黄を得る方法を組み合わせればよいが、一般にガスのまま硫酸製造原料とするのが有利である。

以上の如く、もしガス化工程を加圧ガス化法に変更するならば、脱炭酸ガス工程を Rectisol, Selexol と呼ばれる物理吸収法に変更する必要がある。

### (3) 一酸化炭素変換工程

化肥工場での一酸化炭素変換工程の問題点は、常圧である事と、高温でないと活性が出ない鉄-クロム触媒のみを使用している点である。

#### 1) 反応温度差によるエネルギー節約

変換反応  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$  は発熱反応であって、低温であるほど平衡は右へ移動して、一酸化炭素の残留量は少くなる。鉄-クロム触媒は  $400^\circ\text{C}$  でないと活性が出ず、水蒸気量をかなりふやしても、残留  $\text{CO}$  は 3% 程度以下には下らない。炭酸ガス除去工程を間にはさみ 2 段で変換反応を行わせれば、鉄-クロム触媒でもかなり  $\text{CO}$  は少くできるが、工程が複雑になって好ましくない。

現在開発されている最も低温で活性のある触媒は、銅-亜鉛系の触媒で、この触媒は  $180^\circ\text{C}$  程度から活性があり、残留  $\text{CO}$  は 0.1% 程度にまで下げる事はできる。しかし、全  $\text{CO}$  変換反応をこの温度で行わせる事は、反応速度上不利であるので、第 1 段に高温で活性な鉄-クロム触媒を使用し、大部分の  $\text{CO}$  変換反応を終了させた後にガスを冷却し、第 2 段の反応槽に低温で活性な触媒を使用して、残留  $\text{CO}$  を減らしている。この銅-亜鉛系の触媒の最大の欠点は、硫黄化合物によって被毒して、活性が無くなる事である。通常、天然ガス等の原料中の硫黄分を十分に除去した上に、更に変換触媒前に、酸化亜鉛硫黄化合物吸着層を保護用に使用している。しかし、亜硫酸による脱硫装置のような、 $100\sim 200\text{ppm}$  の硫黄分が残っているガスしか得られない場合には、酸化亜鉛の硫黄化合物吸着剤の必要量が非常に大きくなってしまって、実用的でない。従って、石炭又は重油のように硫黄含量が多く、脱硫が難しい原料を使用する場合には、銅-亜鉛系の触媒は使用出来ない。

一方、銅-亜鉛系ほど低温活性ではないが、鉄-クロム系よりは低温活性の触媒として、コバルト-モリブデン系の触媒がある。この触媒は、最近デンマークのトプソー社、米、独、日のガードラー社、西独 BASF 社等から発売されたものであ

て、250℃程度から活性があり、残留CO濃度は、0.5%程度にまで下げる事ができる。トプソー社の触媒はSSKと呼ばれ、重油、石炭のガス化装置7工場での実績があるが、その他の2社での実績は少ない。このコバルト-モリブデン系の触媒は、銅-亜鉛系とは逆に硫黄化合物が無いと活性が出ない。しかしガス中に200ppmのSがあれば、触媒は活性化する。従って、石炭、重油系の原料を使用するのに適した触媒であって、銅-亜鉛系の場合と同様に、第1段に鉄-クロム触媒を用い、第2段目の変換触媒として用いられるのが普通である。

このコバルト-モリブデン系触媒を使用して、残留CO濃度を0.5%とした場合のエネルギー節約を計算してみる。残留COは、ガス精製工程で合成ガスから分離され燃料となるから、すべて損失となるのではないが、それまでの工程に消費されるエネルギーは損失となるので、そのような考え方から計算してみる。又、既存の加圧重油ガス化装置には、低温変換装置は組み込まれていない。流程は若干複雑になるが、既存の加圧変換装置を出たガスを、新設低温変換装置に、他のガスと混合して通す事は可能であるので、一応そのような流程を仮定する。又、コークス炉ガスは、現在は変換装置を一切通っていないが、これを通すようにする事も可能である。しかし、コークス炉ガスは、他のガスと組成、不純物が著しく異なるので、一応通さないという仮定で計算してみる。

低温変換炉を加える事による水素生産量の増加  $x_1 \text{ Nm}^3/\text{h}$  は、図3-1より常圧変換炉関係は、

$$\frac{(55,542)(0.025) - x_1}{55,542 + x_1} = 0.005$$

$$x_1 = 1,105 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

加圧変換炉関係は、

$$\frac{(17,290)(0.029) - x_2}{17,290 + x_2} = 0.005$$

$$x_2 = 413 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

合計で、

$$x_1 + x_2 = 1,105 + 413 = 1,518 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

これは全水素量（図3-1の⑦及び⑧中のH<sub>2</sub>流量）44,110Nm<sup>3</sup>/hに対しては、

$$(1,518)(100)$$

$$\frac{\quad}{44,110} = 3.4\%$$

44,110

に相当する。残留COは、ガス精製で分離された後、燃料として使用されるから、残留COを減らす事によるエネルギー節約は、ガス圧縮より前の工程で消費するエネルギーのうち、原料分を除いたものの3.4%である。

最近の化肥工場でのアンモニアトン当りの全エネルギー消費は、 $16 \times 10^6$  kcal/tである。これからガス圧縮と合成工程で消費するエネルギーと、原料として供給されるコークスと重油のエネルギーを差し引く。図3-1より、ガス圧縮エネルギーは、 $18,533 + 1,502$  kWである。この後4段分4/6が精製工程以降の圧縮エネルギーとすると $13,357$  kW、それに合成工程の所要動力 $1,659$  kWを加え、アンモニアトン当りのエネルギー量に変換すると、

$$(13,357 + 1,659)(24/547)(2,850) = 1.88 \times 10^6 \text{ kcal/t NH}_3$$

重油の消費量は加圧 $4.1$  t/h、常圧 $2.78$  t/h、発熱量 $10,000$  kcal/kgを用いて、アンモニアトン当りの熱量に変換すると、

$$(4.1 + 2.78)(10 \times 10^6)(24/195) = 8.5 \times 10^6 \text{ kcal/t NH}_3$$

コークスの消費量は $16.2$  t/hで、コークス発熱量はコークス組成のカーボン82%、硫黄0.82%、水素1%、灰分16%、より $7.0 \times 10^6$  kcal/tと計算される。これより同様にアンモニアトン当りの熱量は

$$(16.2)(7.0 \times 10^6)(24/299) = 9.1 \times 10^6 \text{ kcal/t NH}_3$$

重油とコークスのものを加重平均すると、原料分の平均熱量は、

$$[(8.5)(195) + (9.1)(299)](1/494) = 8.9 \times 10^6 \text{ kcal/t NH}_3$$

従って、全所要エネルギーから、原料分のエネルギーと圧縮合成のエネルギーを差し引いて、原料をH<sub>2</sub>ガスに加工するエネルギーが求まる。

$$16 \times 10^6 - 8.9 \times 10^6 - 1.88 \times 10^6 = 5.22 \times 10^6 \text{ kcal/tNH}_3$$

これを時間当りに直し、その3.4%が変換工程において低温変換を導入する事によって、損失を免れるエネルギーである。

$$(5.22 \times 10^6) (4.94/24)(0.034) = 3.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

## 2) 加圧である事によるエネルギー節約

常圧変換炉においては、その後圧縮工程に入る為にガスを常温まで冷却して、変換の為の過剰に加えられている水蒸気を、完全に凝縮させねばならない。又常圧では、水蒸気の凝縮温度が低い為に、ボイラーであるとか、脱炭素ガス工程への熱供与というような形で、潜熱を回収する事が出来ないの、海水によって冷却し、エネルギーとして損失する以外にない。その熱量を計算すると、図3-1より入口、出口のCOとH<sub>2</sub>は、

|                | 入口                        | 出口                       |               |
|----------------|---------------------------|--------------------------|---------------|
| CO             | 16,273 Nm <sup>3</sup> /h | 1,389 Nm <sup>3</sup> /h |               |
| H <sub>2</sub> | 19,748                    | 34,632 *                 | * : 収支合うように補正 |
|                | 36,021                    | 36,021                   |               |

COの燃焼熱3,020 kcal/Nm<sup>3</sup>、H<sub>2</sub>の燃焼熱3,050 kcal/Nm<sup>3</sup>より、入口、の燃焼熱を計算・差し引きより、反応熱は、

入口燃焼熱

$$(16,273)(3,020) + (19,748)(3,050) = 109.3 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

出口燃焼熱

$$(1,389)(3,020) + (34,632)(3,050) = 109.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

$$\text{反応熱} = (109.8 - 109.3) \times 10^6 = 0.5 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

一方、図3-1に示す如く、水蒸気は27.2t/h加えられている。

この熱量は、

$$(27.2 \times 10^3 \text{ kg/h})(660 - 20 \text{ kcal/kg}) = 17.4 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

従って、概略  $(0.5 + 17.4) \times 10^6 = 17.9 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ の熱量が、海水で冷却されて損失となる。



一方、加圧の場合は、ボイラー等によりこの熱の一部が回収し得るが、その割合はボイラー等の構造により異なるものの、約30%程度と推定される。従って、加圧にした事によって節約出来る熱量は、

$$(17.9 \times 10^6)(0.3) = 5.4 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

この他に加圧の場合には、変換炉の入口ガスを13kg/cm<sup>2</sup>まで昇圧することになるが、このガス量は変換炉出口ガス量より少い。そのガス量差は、図3-1⑧と⑤の差であるから、

$$55,542 - 40,887 = 14,655 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

これの圧縮動力と、変換工程で消費する電力235kWを加え、効率65%として熱量に換算すると、

$$(1.63) \frac{(2)(1.4)}{(1.4-1)} \frac{(14,655)}{(60)(0.65)} \frac{293}{273} \left[ \frac{14}{1} \frac{1.4-1}{(2)(1.4)} - 1 \right] = 2,108 \text{ kW}$$

$$2,108 + 235 = 2,343 \text{ kW} = 6.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

### 3) まとめ

低温変換炉は常圧であっても成立する。従って、既存の高温変換炉の後に、常圧の低温変換炉をつけ加える事も可能である。しかし、その際には、 $3.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ のエネルギー節約にしかならないのに、常圧である為に、非常に大容量の低温変換炉を設置しなければならなくなり、詳細に検討するまでもなく得策でない。

又、低温変換炉のみを加圧にする事も考えられるが、その時は高温変換炉出口ガスを圧縮する為に、水蒸気を全部凝縮させるべく、ガスを冷却せねばならないから、加圧にする利益は全く無くなる。

従って、変換工程を改造する場合には、高温変換炉も新設して、高温・低温変換炉どちらも加圧にする場合しか実際上は考えられない。

加圧とする場合の問題点としては、系外から導入する水蒸気が、14kg/cm<sup>2</sup>以上の高圧でなくてはならない事である。化肥工場においては、高圧水蒸気は硫酸工場からの副生水蒸気のみであるが、その量は十分でない。従って、ボイラーを新設する必要があるが、アンモニア合成工程からの熱回収が可能であるので、その方向で検

討する。

従って、1)、2) 項で述べたエネルギーの節減は、

|                  |                             |
|------------------|-----------------------------|
| 低温交換炉新設によるCO損失の減 | 3.7×10 <sup>6</sup> kcal/h  |
| 加圧にする事による熱回収可能量  | 5.4×10 <sup>6</sup> "       |
| 加圧にする事による電力の節約   | 6.7×10 <sup>6</sup> "       |
| 計                | 15.8×10 <sup>6</sup> kcal/h |

これに対する所要投資額の予想は、

高温・低温加圧交換炉の新設 636百万円

尚、CO交換工程を加圧にして、低温交換炉を新設する場合に、ガス発生工程を常圧のままとする場合と、加圧のものを新設する場合では、状況は若干異って来る。常圧のままの場合には、現在交換工程を出たガスを複合圧縮機の1, 2段で13kg/cm<sup>2</sup>に圧縮しているものを、脱硫工程出口ガスを13kg/cm<sup>2</sup>に圧縮する事となる。圧縮機については若干条件は変って来るが、配管を変更するのみで、大幅な改造なしで転用出来る。一方、ガス化工程が加圧となった場合は、交換工程の圧力は35kg/cm<sup>2</sup>程度となり、当然ガスは圧縮工程なしで交換工程に送り込まれる。交換反応は圧力の影響を受けないから、装置的には13kg/cm<sup>2</sup>でも大差ないものとなる。しかし複合圧縮機に関しては、低圧段は不要となる為に、大幅な改造が必要となってくる。

#### (4) 炭酸ガス除去工程

既存の炭酸ガス除去工程は、水洗法とベンフィールド法の二つの方法より成っている。この工程は二つの方法の装置が入り組んで存在し、塔の数も多く、又、使用していない塔があったりして整理されていないので、全く新しいものを新設の方がすっきりするが、投資金額も小さくないので、どちらかを置き換える場合、改造する場合、完全に新設する場合の三つの可能性について検討する。又、ガス化工程が常圧の場合と加圧のものを新設する場合で、圧力及び要求される機能に差が出て来るので、各々について検討せねばならない。

比較検討すべき脱炭酸ガスの方法として次のようなものを取り上げる事としたい。

- ・改良ベンフィールド法
- ・レクチゾール法
- ・セレキゾール法

・P S A法 (Pressure Swing Adsorption, 圧力差脱着法)

これ等の方法について比較を行うが、経済性に関しては、所要水蒸気量、液循環量、水素ガス損失量についてエネルギー消費の差を比較し、その他の特性を加味して適当な方法を検討する事とする。

尚、脱炭酸ガスの方法としては、この他にも数多くあるが、一応現在はこれ等のものがすぐれたものとして考えられており、これ以外はエネルギー消費が大きいと判断される。尚、ベンフィールド法は熱炭酸カリによる化学吸収を基本としているが、同じ系統のものとして、カタカーブ法、G V法がある。カタカーブ法はベンフィールド法に類似しているし、G V法は毒性の強い亜硫酸を使用するので、取り扱いが面倒である為に除外した。

以下に、水洗法、ベンフィールド法を含む各方法の特徴とエネルギー消費を述べる。

1) 各脱炭酸ガス法の特徴とエネルギー消費

(a) 水洗法

化肥工場で用いられている水洗法は、3.8節で述べた如く、液の循環量が多く所要動力が多い事と、水素ガスの損失が大きい事が欠点である。他のプロセスと比較する為に、化肥工場の電力消費量を単位炭酸ガス除去量当りに換算したものと水素の損失率を、図3-1の値から計算すると次の通りである。

|                         |   |
|-------------------------|---|
| 電力消費量                   | : 2,290 k W h   |
| C O <sub>2</sub> 除去量    | : 9,700 N m <sup>3</sup> / h  |
| C O <sub>2</sub> 当電力消費量 | : $0.236 \text{ k W h} / \text{N m}^3 \text{ C O}_2 \approx 673 \text{ k c a l} / \text{N m}^3 \text{ C O}_2$ |
| 水素損失量                   | : 670 N m <sup>3</sup> / h  |
| 水素処理量                   | : 24,110 N m <sup>3</sup> / h   |
| 水素損失率                   | : $2.8\% \approx 358 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ C O}_2 * 1$   |

\* 1 : 水素損失率の熱量への換算法

6.1.2節(3)-1)項にて変換工程でのC O損失の熱量換算を計算した。変換工程で損失されるC Oは精製工程で回収され燃料となるが、脱炭酸ガス工程で損失される水素は炭酸ガス中に入り燃料とならない。従って同様な方法で水素損失を熱量換算するには、アンモニア生産の全所要熱量 $16 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t N H}_3$ から合成、圧縮工程での所要熱量(3)-1)項の計算では $1.88 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t N H}_3$ と水素精製工

程及び空気分離工程での窒素製造エネルギーを差し引くべきである。

図3-1の数値を使用すると

・水素精製工程の消費電力= $6,922 \text{ k W h}$

・空気分離機での消費電力= $2,506 + 3,318 = 5,824 \text{ k W h}$

ここでの生成窒素 $18,840 \text{ N m}^3 / \text{h}$ 、酸素 $5,769 \text{ N m}^3 / \text{h}$

従って窒素製造の為の所要電力は

$$(5,824 \text{ k W h})(18,840) / (18,840 + 5,769) = 4,459 \text{ k W h}$$

・上記2項の所要電力及びその熱量換算

$$6,922 \text{ k W h} + 4,459 \text{ k W h} = 11,381 \text{ k W h} = 28 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

・全アンモニア生産量は $547 / 24 = 22.8 \text{ t} / \text{h}$ であるから

$$(28 \times 10^6) / (22.8) = 1.4 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3$$

・炭酸ガス除去工程での $\text{H}_2$ の熱量換算は

$$(16 - 1.9 - 1.4) \times 10^6 = 12.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3$$

・全炭酸ガス量は $22,937 \text{ N m}^3 / \text{h}$ であるから

$$(22,937 \text{ N m}^3 / \text{h}) / (22.8 \text{ t NH}_3 / \text{h}) = 1,006 \text{ N m}^3 \text{ CO}_2 / \text{t NH}_3$$

・ $1 \text{ m}^3 \text{ CO}_2$ 当りの水素の熱量換算は

$$(12.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3) / (1,006 \text{ N m}^3 \text{ CO}_2 / \text{t NH}_3) \\ = 12.6 \times 10^3 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2$$

・水素損失率0.4%であれば

$$(12.6 \times 10^3 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2)(0.004) = 50 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2$$

(b) ベンフィールド法

もう1系列の化肥工場の脱炭酸ガス法であるベンフィールド法は、3.8節に説明した如く、熱炭酸カリ溶液に5酸化バナジウムとアミン化合物を触媒として加えた化学吸収法であって、その特徴とするところは、水素損失が少く、得られる炭酸ガスの純度が高く、液循環量が少いので電力消費も少い。最大の欠点は、化学吸収である為に圧力差では炭酸ガスの脱離が難かしく、加熱して発生水蒸気によって炭酸ガスを脱離しなければならない点である。以下に所要電力、水素ガス損失率、所要熱量をあげる。

電力消費量 : 590 kWh  
 CO<sub>2</sub>除去量 : 13,237 Nm<sup>3</sup> / h  
 CO<sub>2</sub>当電力消費量 :  $\frac{0.045 \text{ kWh} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2 \approx 128 \text{ kcal} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2}$   
 水素損失量 : 100 Nm<sup>3</sup> / h  
 水素処理量 : 25,894 Nm<sup>3</sup> / h  
 水素損失率 :  $\frac{0.4\%}{\approx 50 \text{ kcal} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2}$   
 再加熱器添加水蒸気量 : 20.6 t / h  
 加圧ガス化炉からの水蒸気量 : 12.2 t / h\*2  


---

 水蒸気量計 : 32.8 t / h

熱量換算 :  $(32,800 \text{ kg} / \text{h})(660 - 20 \text{ kcal} / \text{kg}) = 21 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$   
 除去CO<sub>2</sub>当り熱量 :  $(21 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}) / 13,237 \text{ Nm}^3 / \text{h} = \underline{1,586 \text{ kcal} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2}$

\*2 : 加圧ガス加圧炉からの水蒸気量計算法

- 加圧変換炉入口に於ては15atg、170℃のガス条件に対して、水蒸気は飽和であるとする。

170℃の水蒸気圧 8.01ata

ガス流量 (乾量) 12,095 Nm<sup>3</sup> / h

加圧変換炉に持ち込まれる水蒸気量を x とすると

$$\frac{x}{12,095 + x} = \frac{8}{16}$$

$$x = 12,095 \text{ Nm}^3 / \text{h} = 9.7 \text{ t} / \text{h}$$

- 加圧変換炉での消費水蒸気量は、COの変換量

$$(12,095 \text{ Nm}^3 / \text{h})(0.47) - (17,290)(0.029) = 5,183$$

Nm<sup>3</sup> / h 水蒸気消費モル数に等しいから、4.2 t / h

- 差し引き脱炭酸ガス再熱器に持ち込まれる水蒸気量

|               |            |
|---------------|------------|
| 加圧ガス化炉からの持込み  | 9.7 t / h  |
| 加圧変換炉での外部から投入 | 6.7 t / h  |
| 加圧変換炉での消費     | -4.2 t / h |
| 差 引           | 12.2 t / h |

(c) 改良ベンフィールド法

ベンフィールド法の欠点は、炭酸ガス脱離の為に熱量が大きい事であり、この点を改良したものが改良ベンフィールド法である。その工程図を図6-3に示す。これからわかるように、従来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に供給されている半再生液の流れに、減圧水蒸気発生装置が設けられている点である。この水蒸気発生装置は、水蒸気によるエジェクターによって装置圧力を減圧にしているが、その圧力を何段かにわけて下げていき、液の温度を順次下げていく事によって、水蒸気の発生を少しでも多くするようにしている。発生した水蒸気は、エジェクターの水蒸気と共に再生塔の中段に入り、炭酸ガスの脱離に使用される。

改良ベンフィールド法においては、水素の損失率は従来のものと同じである。

改良ベンフィールド法の電力及び熱量所要量は、下記の通りである。

$$\text{CO}_2\text{当り電力消費量} : 0.033 \text{ kW} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2 = 94 \text{ kcal} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2$$

$$\text{CO}_2\text{当り所要熱量} : 770 \text{ kcal} / \text{Nm}^3 \text{CO}_2$$

所要熱量は半分以下と大幅に節約になり、電力量も相当に低下する。電力消費が低下するのは、最新型のポンプは効率が良い為か、又は現状の電力消費量には冷却水用の電力が含まれている為と思われる。

(d) レクチゾール法

レクチゾール法は、低温のメタノールによって酸性ガスを吸収する方法であって、 $-20^{\circ}\text{C}$ 以下のメタノールが使用される。しかし、この方法の最も特徴とするところは、メタノールの吸収能の差を利用して、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{COS}$ 等の硫黄化合物と炭酸ガスを分別吸収して、各々を分離して得る点にある。もちろん、硫黄含有ガスを含まないガスの脱炭酸ガスにも利用出来るが、その特徴は発揮できなくなる。

図6-4にレクチゾール脱酸性ガス工程図の一例を示す。この工程図には、脱青酸ガス工程まで入っている事もあるが、非常に複雑である。まず硫黄化合物が、 $-38^{\circ}\text{C}$ で $\text{CO}_2$ をある程度含有した不完全再生メタノールで、洗滌され除去される。硫黄化合物を完全に吸収されたガスは、この工程図では $\text{CO}$ 変換工程に行く事になっているが、 $\text{CO}$ 変換工程後のガスを脱硫処理し、直ちに脱炭酸ガス工程

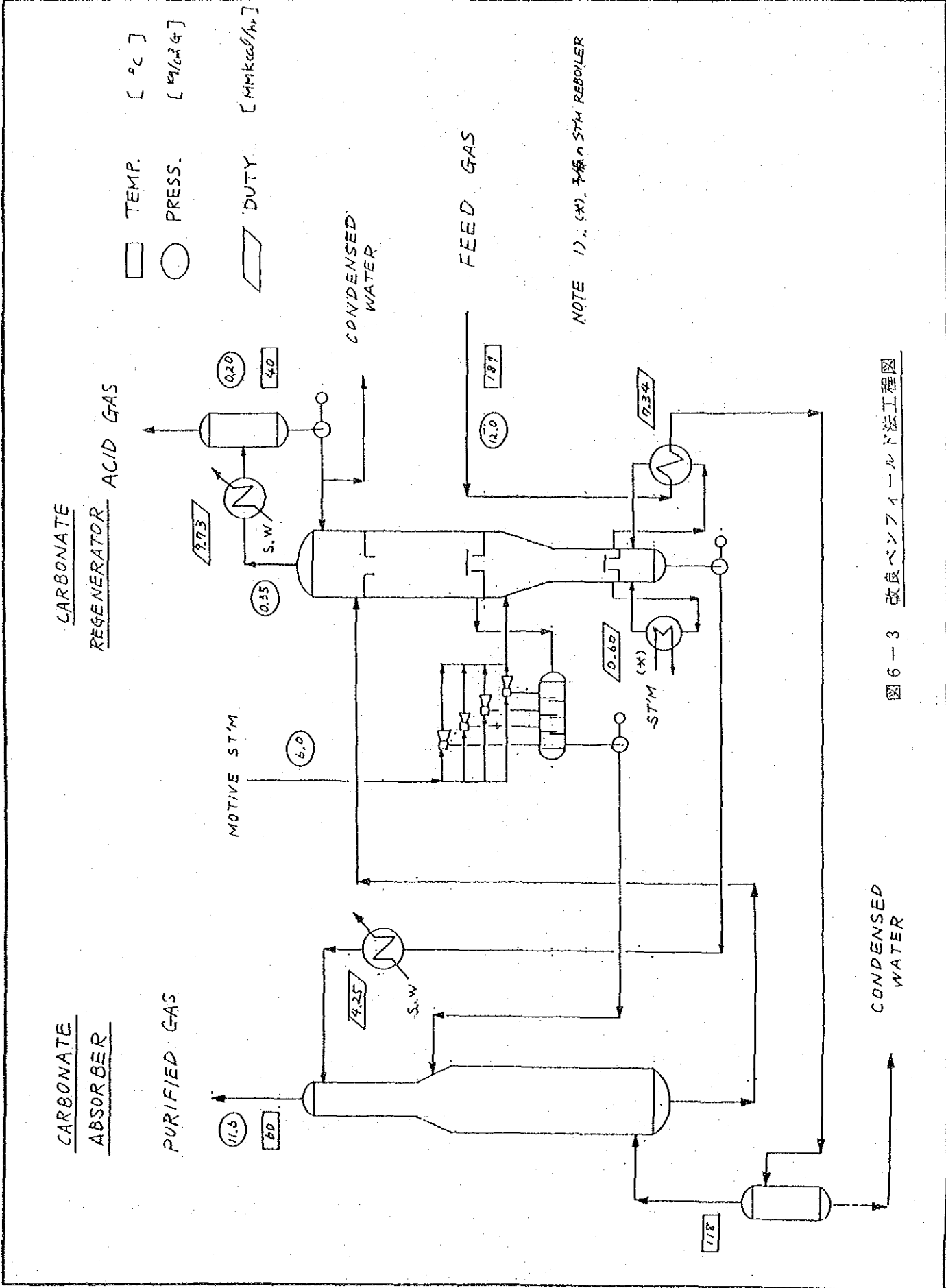


図6-3 改良ベンゾフイルド法工程図

Cold methanol wash

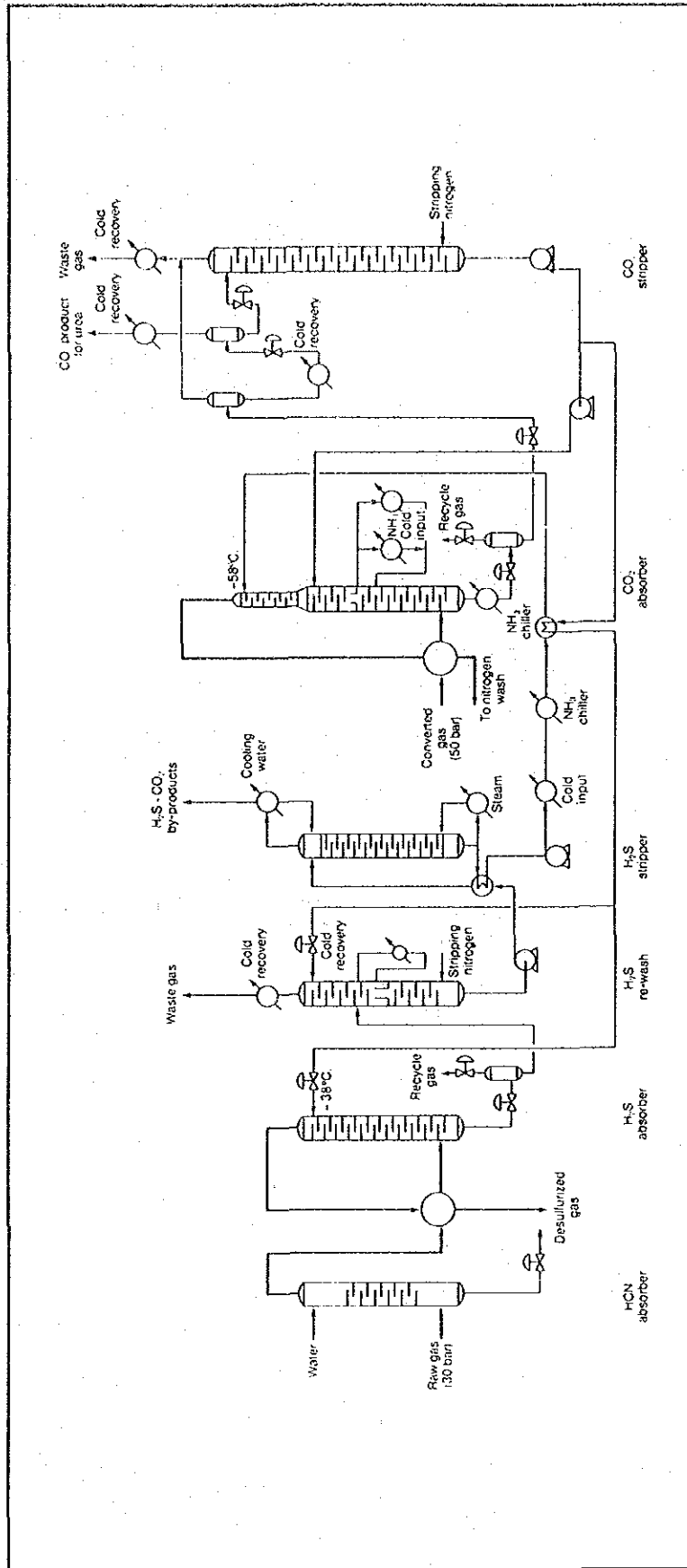


図 6-4 レクチゾール脱酸性ガス工程図の 1 例



に送る事も可能である。メタノールに吸収された硫黄化合物は、窒素ガスで一部追い出され、次の塔で水蒸気加熱によって、炭酸ガスと共に完全に追い出される。この塔の上からのガスは、硫化水素を主体とするガスで、クラウス法により硫黄として回収する事も出来るし、硫酸の原料にする事もできる。塔の下からのメタノールは炭酸ガスを含まないで、再び冷却されて $-58^{\circ}\text{C}$ となり、炭酸ガス吸収塔の塔頂に供給される。炭酸ガス吸収塔の中段には、不完全再生メタノールが入り、塔底からの炭酸ガスを吸収したメタノールは、脱圧して溶けている水素の一部を回収してから、再生塔頂に供給される。炭酸ガス再生塔においては、まず脱圧により純炭酸ガスを放出した後、窒素ガスで残りの炭酸ガスが追い出される。

この酸性ガス除去工程は、 $30\sim 50\text{kg}/\text{cm}^2$ の圧力で操業されるのが普通であって、圧力が $13\text{kg}/\text{cm}^2$ と低い場合には、後述する如くに、水蒸気の消費も、電力の消費も（液循環量が多くなる）、所要窒素量も多くなり、非常に不利である。もう一つの問題点は、酸性ガスの離脱に窒素ガスを使用する為に、大部分の炭酸ガス中に窒素が混入し、純炭酸ガスは一部しか得られない事である。炭酸ガス中に入る窒素量は、操業圧力が高くなれば、減らせるし、又、極力少くするよう設計する事も可能であるが、 $30\text{kg}/\text{cm}^2$ の圧力の場合には、炭酸ガス中の窒素濃度は平均して10%以下である。従って、一応ソーダ灰工場では、問題なく使用できると考えられる。

上記の如く、硫黄化合物を分離回収する事に特徴があって、高圧での操業が要求される事から、レクチゾール法は、現状の脱炭工程を置き換えるには適当な方法ではない。ガス化工程が加圧石炭、又は、重油のガス化法に変更された場合には、逆にこのような方法を取らなくてはならなくなる。

次に、3つの条件での、炭酸ガス $1\text{Nm}^3$ 当りの電力消費量、水素損失率、窒素必要量、熱量（水蒸気）必要量をあげる。

・圧力 $13\text{kg}/\text{cm}^2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$  250ppm、 $\text{CO}_2$  31.7%の場合

電力消費量 :  $0.125\text{ kWh} / \text{Nm}^3\text{CO}_2 \approx 356\text{kcal} / \text{Nm}^3\text{CO}_2$

水素損失率 :  $0.13\% \approx 16\text{kcal} / \text{Nm}^3\text{CO}_2$

窒素必要量 :  $0.31\text{ Nm}^3\text{N}_2 / \text{Nm}^3\text{CO}_2 \approx 208\text{kcal} / \text{Nm}^3\text{CO}_2 * 1$

水蒸気必要量 :  $0.442\text{kg} / \text{Nm}^3\text{CO}_2 \approx 283\text{kcal} / \text{Nm}^3\text{CO}_2$

・圧力30kg/cm<sup>2</sup>、H<sub>2</sub>S 250ppm、CO<sub>2</sub>31.7%の場合

電力消費量 : 0.073 kWh / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 208kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

水素損失率 : 0.15% ≒ 19kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

窒素必要量 : 0.11 N m<sup>3</sup>N<sub>2</sub> / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 73kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> \* 1

水蒸気必要量 : 0.222kg / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 135kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

・圧力30kg/cm<sup>2</sup>、H<sub>2</sub>S 1.1%、CO<sub>2</sub>43.8%の場合

電力消費量 : 0.055 kWh / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 158kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

水素損失率 : 0.2% ≒ 25kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

窒素必要量 : 0.168 N m<sup>3</sup>N<sub>2</sub> / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 114kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> \* 1

水蒸気必要量 : 0.288kg / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 184kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

\* 1 : 窒素必要量を熱量に換算する方法は、(a)項水洗法の注\* 1の中に記した如く、窒素18,840 N m<sup>3</sup> / hを製造する為に4,459 kWhが消費されていると考えられる。従って

$$4,459 \text{ kW} / 18,840 \text{ N m}^3 \text{N}_2 = 0.237 \text{ kWh} / \text{N m}^3 \text{N}_2$$

$$(0.237 \text{ kWh} / \text{N m}^3 \text{N}_2)(2,850 \text{ kcal} / \text{kWh}) = 675 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{N}_2$$

(e) セレキソール法

セレキソール法は、原理的にはレクチゾール法とほぼ同じであるが、異なる点は吸収溶剤がメタノールでなく、ジメチルエーテルポリエチレングリコールである点である。この為に、吸収液温度は-15℃程度と、大分レクチゾールより高くてよい。硫黄化合物との分別分離に特徴がある事、高圧の場合にエネルギー効率が良くなる事等の特徴も、レクチゾールと同じであり、全体の工程も、設計者によって若干は違って来るとしても、ほとんど同じである。図6-5の工程図を参照されたい。

参考までに、圧力30kg/cm<sup>2</sup>、H<sub>2</sub>S 1.1%の場合について、レクチゾールの場合と同様に、電力、水素損失率、窒素必要量、水蒸気必要量をあげておく。これから見ると、水蒸気使用量と窒素使用量は、レクチゾールの場合より少なくなっているが、電力はレクチゾールより多い為に、全体としては大差なくなっている。

電力消費量 : 0.08 kWh / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub> ≒ 228kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

水素損失率 : 0.5% ≒ 63kcal / N m<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>

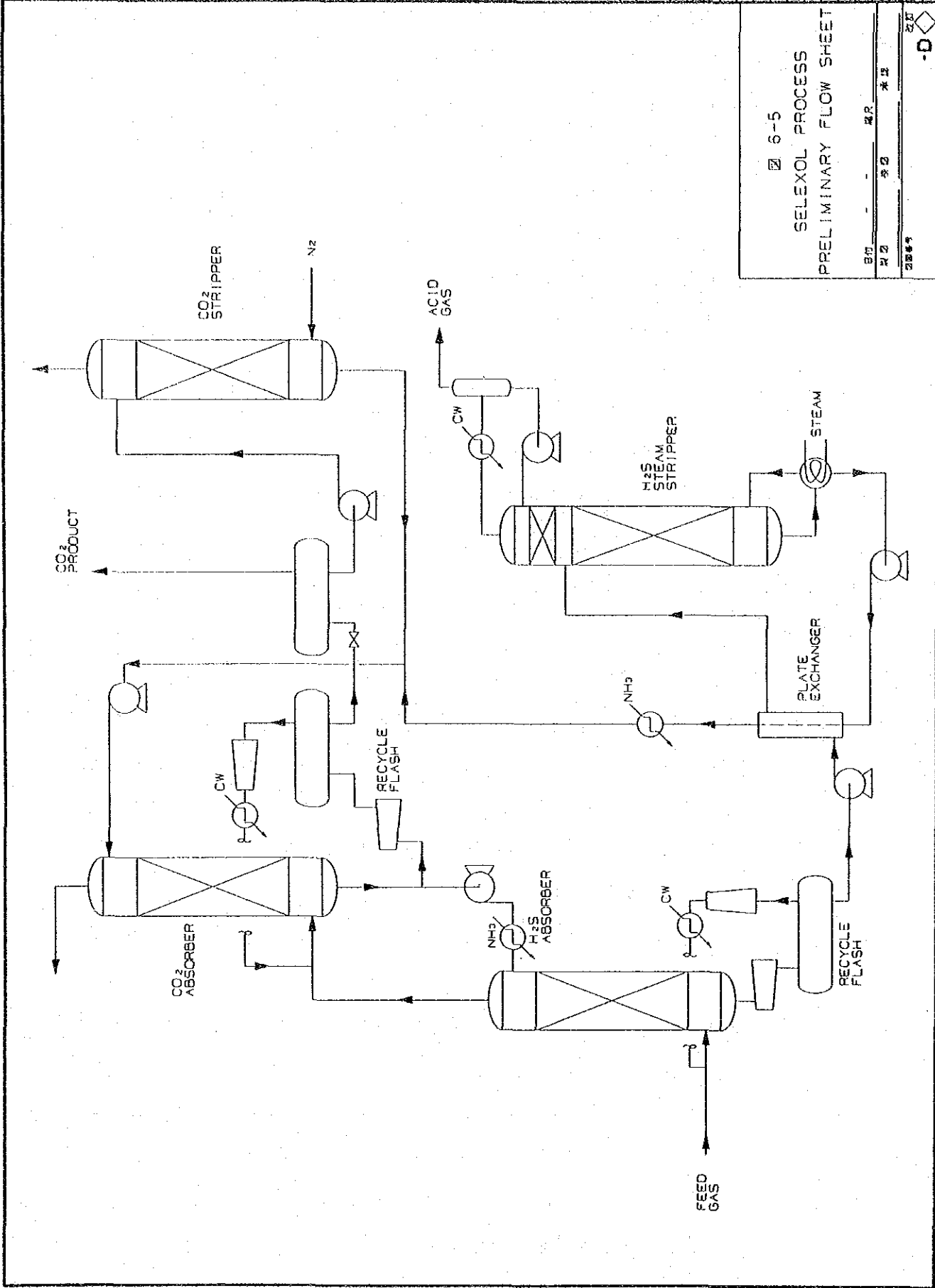
|    |  |
|----|--|
| 图号 |  |
| 图名 |  |
| 比例 |  |
| 日期 |  |
| 设计 |  |
| 校核 |  |
| 审核 |  |
| 批准 |  |
| 制图 |  |
| 绘图 |  |
| 工艺 |  |
| 设备 |  |
| 材料 |  |
| 其他 |  |

6-5  
SELEXOL PROCESS  
PRELIMINARY FLOW SHEET

设计  
 校对  
 审核  
 批准

日期  
 地点  
 比例

张号  
 共张  
 -D



窒素必要量 :  $0.133 \text{ N m}^3 \text{ N}_2 / \text{N m}^3 \text{ CO}_2 \approx 90 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2$

水蒸気必要量 :  $0.142 \text{ kg} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2 \approx 91 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2$

(f) P S A 法

P S A とは pressure swing adsorption の略で、吸着剤（分子篩、molecular sieve）に加圧下で分子量の大きいガスを吸着させ、脱圧する事によって吸着されたガスを脱離して、分子量の大きいガスを分子量の小さいガス（水素）から分離するものである。一つの塔には、数種類の吸着剤が層状に充填されていて、約10本の充填塔から成っている。各々の塔に対する吸着剤の充填方法は、同一である。各々の塔はある瞬間においては、別々の機能を果している。即ち、ある塔には処理されるべきガスが流れ、不純物を吸着して居り、次の塔では吸着が終った塔からの一部脱圧によって、水素を回収しており、次では、完全脱圧により不純物の一部離脱が行われ、次の塔では、一部脱圧によって得られた水素で、不純物の完全離脱が行われ、次の塔では、一部脱圧で得られた水素で、塔の加圧が行われるという様に、異った役割を演じている。そして、その役割はコンピューターによって、一定時間毎に弁の開閉によって切り換えられ、今まで吸着を行っていた塔は、一部脱圧を行うというように、機能が交替する。上にあげた機能の順は一例に過ぎず、窒素による追い出しの工程が入った場合は、更に複雑になる。又、吸着が常に一つの塔だけで行われているとも限らない。その為に、ガスの切換は、微妙にコンピューターで操作されている。従って、装置は10本位の吸着塔と、50ヶ位の切換弁と、それを制御するコンピューターから成っていて、熱的な出入りは全く無い。

このようにこの方法では、炭酸ガスばかりでなく、あらゆる不純物ガスを皆除去する事ができるので、脱炭酸ガス工程と後の精製工程を兼ねる事ができ、制約条件を満たす事ができれば、工程的には非常に簡単になる。

最大の欠点は、窒素ガスで脱離を行わせる為に、不純物が純粋なものとして得られない事である。条件により大きく変わってはくるが、 $13 \text{ kg/cm}^2$ の圧力で化肥工場の全ガス（水性ガス、加圧重油ガス化ガス、常圧重油ガス化ガス、コークス炉ガス）を処理した場合は、炭酸ガス濃度は約58%であって、ソーダ灰工場で使用するのに支障が起る。又、メタン、COといった不純物も炭酸ガス、窒素と混合

して出て行くので、燃料として使用できない。又、多量の窒素ガスを必要とする事も、水素の回収率が92%程度と低い事も欠点であるが、全く熱も電力も必要としないという点は、大きな利点である。

以上の如くこの方法は、化肥工場の条件下では採用できないが、比較の為に熱経済の比較を行ってみる。上記のように、化肥工場の全ガスを処理する場合には、  
図3-1の数値より

|      |   |                                    |
|------|---|------------------------------------|
| ガス流量 | : | 81,747 N m <sup>3</sup> / h        |
| ガス組成 | : | H <sub>2</sub> 61.1%               |
|      |   | N <sub>2</sub> 3.4"                |
|      |   | CO 3.5"                            |
|      |   | CO <sub>2</sub> 27.9"              |
|      |   | CH <sub>4</sub> 3.7"               |
|      |   | C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> 0.4" |

圧力13kg/cm<sup>2</sup>gとすると

|        |   |  |
|--------|---|--|
| 所要窒素   | : | 21,200 N m <sup>3</sup> / h                        |
| 水素回収率  | : | 92%  |
| 精製ガス組成 | : | H <sub>2</sub> 80.9%                               |
|        |   | N <sub>2</sub> 19.1% = 10,849 N m <sup>3</sup> / h |
|        |   | CO 10ppm   |
| パージガス量 | : | H <sub>2</sub> 3,996 N m <sup>3</sup> / h          |
|        |   | N <sub>2</sub> 10,351 "                            |
|        |   | CO <sub>2</sub> 22,807 "                           |
|        |   | CO 2,861 "   |
|        |   | CH <sub>4</sub> 3,025 "                            |
|        |   | C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> 327 "                |

という結果が得られる。パージガスは各々ガスの燃焼熱を使用して、熱量損失を計算すると

$$\text{H}_2 : (3,996 \text{ N m}^3 / \text{h})(3,050 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 12.2 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$\text{CO} : (2,861 \text{ N m}^3 / \text{h})(3,040 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 8.7 \times \quad "$$

$$\text{CH}_4 : (3,025 \text{ N m}^3 / \text{h})(9,500 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 28.7 \times \quad "$$

$$\text{C}_2\text{H}_6 : (327 \text{ N m}^3 / \text{h})(40,000 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 3.1 \times \quad "$$

---


$$\text{計} \qquad \qquad \qquad 62.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

ページとなる窒素ガスも損失として考えると、(e)項の注\*1で示した如く、  
675 kcal / N m<sup>3</sup> N<sub>2</sub>であるから、10,351 N m<sup>3</sup> / hの窒素を熱量に換算した損失は、

$$(10,351 \text{ N m}^3 / \text{h})(675 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 7.0 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$\text{合計熱量損失} (62.7 + 7.0) \times 10^6 = 69.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

これに対する比較の対象としては、脱炭工程における所要熱量と、ガス精製工程における所要熱量の合計となる。脱炭の方法として改良ベンフィールド法を選び、図3-1の液体窒素洗滌による水素分離工程の所要熱量を使用して計算すると、

脱炭工程は(c)項記載のように

|      |   |
|------|---|
| 電力消費 | 94 kcal / N m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub>  |
| 所要熱量 | 770 kcal / N m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> |
| 水素損失 | 51 kcal / N m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub>  |
| 計    | 915 kcal / N m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> |

炭酸ガス除去量は22,807 N m<sup>3</sup> / hであるから

$$\text{熱量計} (22,807 \text{ N m}^3 / \text{h})(915 \text{ kcal} / \text{m}^3) = 20.9 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

精製工程は

$$\text{電力消費} \quad 6,922 \text{ k W h} = 19.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

ページ窒素は3.9節にある如く、6,232 N m<sup>3</sup> / hである。

$$\text{従って、熱量換算} (6,232 \text{ N m}^3 / \text{h})(675 \text{ kcal} / \text{N m}^3) = 4.2 \times 10^6 \text{ kcal}$$

$$\text{合計} \quad (19.7 + 4.2) \times 10^6 = 23.9 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

従って、脱炭、精製を加えて

$$(20.9 + 23.9) \times 10^6 = 44.8 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

この値は、P S A方式の69.7 × 10<sup>6</sup> kcal / hと比較してはるかに小さい。

即ち、P S A方式は、この場合には、外部からの熱量（水蒸気）、電力を全く

消費しなくても、副生ガスを燃料として使用出来ないという点だけから、熱経済的には常に不利になっている。従って、炭酸ガスをソーダ灰工場に使用するという条件が無かったとしても、この場合には有利な方法ではない。

## 2) 各脱炭酸ガス法の比較及びまとめ

1) において、各方法の特徴と熱量消費を列挙した。その結果をまとめると表6-1のようになる。

表6-1 各脱炭酸ガス法の比較

(単位：kcal/Nm<sup>3</sup>CO<sub>2</sub>)

|            | 電力  | 水素損失 | 水蒸気   | 窒素  | 計     |
|------------|-----|------|-------|-----|-------|
| 水洗         | 673 | 358  | —     | —   | 1,031 |
| ベンフィールド    | 128 | 50   | 1,586 | —   | 1,764 |
| 改良ベンフィールド  | 94  | 50   | 770   | —   | 915   |
| レクチゾール低圧   | 356 | 16   | 283   | 208 | 863   |
| レクチゾール高圧   | 206 | 19   | 135   | 73  | 433   |
| レクチゾール高圧S有 | 158 | 25   | 184   | 114 | 481   |
| セレキソール高圧S有 | 228 | 63   | 91    | 90  | 472   |

既存の水洗法及びベンフィールド法を、操業圧力を変更せずに置き換える事ができるのは、改良ベンフィールド法と低圧レクチゾール法であるが、低圧レクチゾール法は炭酸ガス中の窒素が高くなり、化肥工場には適用できない。又、エネルギー消費もかなり大きいので除外する。又、複合圧縮機の低圧部分3段を使用するようにし、変換工程も、後のガス精製工程も更新して、高圧での操業に耐えられるようにするならば、高圧のレクチゾール、又はセレキソール法を採用する事もできる。その時の炭酸ガス中の窒素は10%程度で、ソーダ灰工場で使用できる。ガス化工程を加圧のものに変更した場合には、必然的に硫黄化合物分離工程を含んだレクチゾール、又はセレキソール法となる。PSA法はこのような使い方をする場合には、化肥工場で要求されている条件を満たさないし、熱的にも経済的でない。

従って、脱炭工程を新しい方式に置き換えるには、次のような可能性がある。

- ベンフィールド法を改良ベンフィールド法とする。
- 水洗法、ベンフィールド法の両方を改良ベンフィールド法とする。
- 脱炭工程の操業圧力を上げ、水洗塔、ベンフィールド法両方を加圧のレクチ

ゾール法とする（セレキゾール法とは大差ないものとする）。

この3つの場合について、エネルギーの節減と、概略の所要投資額をあげる。

(a) ベンフィールド法を改良法に変更

CO<sub>2</sub>処理量：13,237 N m<sup>3</sup> / h

ベンフィールド法での熱量消費量は先の表の値を使用して：

$$(1,764 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2)(13,237 \text{ N m}^3 / \text{h}) = 23.4 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

改良ベンフィールド法での熱量消費量は同様にして：

$$(915 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2)(13,237 \text{ N m}^3 / \text{h}) = 12.1 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$\text{差引熱量節約量} : (23.4 - 12.1) \times 10^6 = \underline{11.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$$

推定所要投資額 730百万円

(b) 全脱炭系を1系列の改良ベンフィールド法に変更

CO<sub>2</sub>処理量：ベンフィールド法 13,237 N m<sup>3</sup> / h

水洗法 9,700 N m<sup>3</sup> / h

計 22,937 N m<sup>3</sup> / h

ベンフィールド法での熱量消費量は上記のように：

$$23.4 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

水洗法での熱量消費量は先の表の値を使用して：

$$(1,031 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2)(9,700 \text{ N m}^3 / \text{h}) = 10.0 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

合計熱量消費量 33.4 × 10<sup>6</sup> kcal / h

改良ベンフィールド法での熱量消費

$$(915 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ CO}_2)(22,937 \text{ N m}^3 / \text{h}) = 21.0 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$\text{差引熱量節約量} (33.4 - 21.0) \times 10^6 = \underline{12.4 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$$

推定所要投資額 1,600百万円

(c) 全脱炭系を30kg / cm<sup>3</sup>の圧力で操業するレクチゾール法に変更

現状での全熱量消費(b)項と同じで 33.4 × 10<sup>6</sup> kcal / h

30kg / cm<sup>3</sup>操業とすれば、炭酸ガスのみは従来法より昇圧しなければならない事になるから、13kg / cm<sup>3</sup>から30kg / cm<sup>3</sup>への炭酸ガスの昇圧エネルギーを計算する。



$$L a d = 1.63 \frac{(1)(1.3)^{1.3} - 1}{1.3 - 1} (14) \left( \frac{22,937}{60} \right) \left( \frac{1}{14} \right) \left( \frac{293}{273} \right) \left( \frac{31}{14} \right)^{(1.3-1)/1.3} - 1 \} \\ = 575 \text{ k W}$$

圧縮効率65%、エネルギー換算係数2,850kcal / kWを用い

$$(575 \text{ kW}) (1 / 0.65) (2,850 \text{ kcal / kW}) = 2.5 \times 10^6 \text{ kcal / h}$$

レクチゾール高圧の場合の熱量消費

$$(433 \text{ kcal / Nm}^3 \text{ CO}_2) (22,937 \text{ Nm}^3 / \text{h}) = 9.9 \times 10^6 \text{ kcal / h}$$

$$\text{合計熱量消費} \quad 12.4 \times 10^6 \text{ kcal / h}$$

$$\text{差引熱量節約量} (33.4 - 12.4) \times 10^6 = 21.0 \times 10^6 \text{ kcal / h}$$

$$\text{推定所要投資額} \quad \underline{2,300 \text{ 百万円}}$$

#### (5) 精製工程

合成触媒毒となる一酸化炭素を中心とした不純物を除去するガス精製の方法としては、次のようなものが考えられる。

- 液体窒素による洗滌法
- 銅アンモニア溶液による洗滌法
- メタン化法
- P S A法

これ等について簡単に説明した上で化肥工場で採用できるものについて、採用した場合のエネルギー節約の比較を行う。

##### 1) 液体窒素洗滌法

現在化肥工場で使われている方法であって、3.9節で説明した通りの原理である。不純物を液体窒素に吸収させ、溶解した不純物と水素・窒素を精溜分離するものであって、所要エネルギーは、如何にして窒素を液化させるか、如何にして不純物に同伴させる窒素の量を減らすか、如何にして不純物中に入って行って損失となる水素の量を減らすか、という装置的なものによって変わってくる。

化肥工場の液体窒素洗滌による水素分離装置は、200kg/cmfの高圧窒素を用いて、そのJoule-Thomson膨張とアンモニアの蒸発によって低温を作り、窒素を液化させている。最新型の液体窒素洗滌装置も原理的には同一であるが、膨張をうまく行わせる事によって、高圧の窒素を用いなくても、窒素を液化できるようになっている。

化肥工場の消費量を述べてみると、

|       |                              |                                   |
|-------|------------------------------|-----------------------------------|
| 消費動力  | 6,922 kWh                    | = 19.7 × 10 <sup>6</sup> kcal/h   |
| 窒素放出量 | 6,232 N m <sup>3</sup> /h *1 | = 4.2 × 10 <sup>6</sup> kcal/h *2 |
| 水素損失量 | 1,027 N m <sup>3</sup> /h *2 | = 2.3 × 10 <sup>6</sup> kcal/h *3 |
| (損失率  | 2.1%)                        |                                   |
| 計     |                              | 26.2 × 10 <sup>6</sup> kcal/h     |

\*1 : 3. 9節 窒素洗滌装置放出ガス収支より

\*2 : 6. 1.2節 (4)1) (d)項\*1記載 675kcal/N m<sup>3</sup>N<sub>2</sub>

\*3 : 6. 1.2節 (3)1) 項記載の方法で計算

$$(5.22 \times 10^6 \text{ kcal/t NH}_3)(20.6 \text{ t NH}_3)(0.021)$$

一方、最新型の液体窒素洗滌装置の消費量は、化肥工場のガスを1系列するとして、

窒素 : 17kg/cmf g 18,325 N m<sup>3</sup>/h

内放出されるもの 4,669 N m<sup>3</sup>/h

水素損失率 : 193 N m<sup>3</sup>/h = 0.4%

冷却用アンモニア : 1.4 t/h

吸着剤再生用水蒸気 : 500kg/h

この数値を熱量に換算する。

窒素ガスを18kg/cmf a b s に圧縮する動力は

$$(2)(1.4) \frac{18,325}{(1.4-1)} \frac{293}{60} \frac{18^{(1.4-1)/(2)(1.4)}}{273} \{ \frac{1}{1} - 1 \}$$

$$(1/0.65) = 2,935 \text{ kW}$$

1.4 t/h = 1.85 N m<sup>3</sup>/h のアンモニアを、1 kg/cmf a b s から10kg/cmf a b s に圧縮する動力

$$(1.63) \frac{(2)(1.3)}{(1.3-1)} = \frac{1,845}{60} - \frac{283}{273} \left( \frac{10^{0.3/(2.1-3)}}{1} - 1 \right) \quad (1/0.65) = 210 \text{ kW}$$

電力消費量計  $2,935 + 210 = 3,145 \text{ kW}$

前の例と同様の計算により

|       |                                |                                    |
|-------|--------------------------------|------------------------------------|
| 消費動力  | 3,145 kW h                     | $= 9.0 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 窒素放出量 | 4,669 N m <sup>3</sup> /h      | $= 3.2 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 水素損失量 | 193 N m <sup>3</sup> /h = 0.4% | $= 0.5 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 水蒸気   | 500 kg/h                       | $= 0.3 \times 10^6 \text{ kcal/h}$ |
| 計     |                                | $13 \times 10^6 \text{ kcal/h}$    |

もし全部を新型の液体窒素洗滌装置におき換えるとすると、節約される熱量は

$$(26.2 - 13) \times 10^6 = 13.2 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

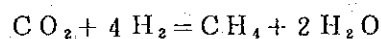
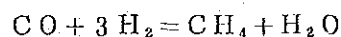
これに対して新しい装置一式の推定所要投資額は500百万円

## 2) 銅アンモニア溶液洗滌法

アンモニア性第一炭酸銅錯塩  $\text{Cu}_2(\text{NH}_3)_x\text{CO}_3$  が一酸化炭素 CO と不安定な付加化合物を作る事を利用して、ガス中の CO を吸収する方法で、昔からある方法である。200~300 kg/cm<sup>2</sup> の高圧で CO を吸収し、脱圧・加温 (約 80°C) により CO を離脱するが、高圧を必要とし、メタンは全く吸収しない等の欠点が多く、メタンが非常に少いか、純度の高い CO が欲しい場合等に使用される。化肥工場向に特に検討するには値しないと考えられる。

## 3) メタン化法

最近の天然ガス、ナフサ等の水蒸気改質法においては、外熱式の 1 次改質炉の後に、空気を用いる 2 次改質炉で部分酸化を行って、ガス化反応を行っている。この場合は、空気分離機を必要としないので、液体窒素洗滌法は採用できず、専らニッケル系の触媒を用い、300°C 以上の温度で残留 CO + CO<sub>2</sub> を、



の反応でメタンに戻し、アンモニア合成触媒毒とならないようにして、そのままアンモニア合成工程に送り込んでしまう方法である。

この方法は、触媒を通すだけで熱エネルギー動力を全く使用しない簡単で良い方法であるが、脱炭工程出口のCO + CO<sub>2</sub>濃度が十分低くないと、発熱が大きく温度上昇が大きくなってしまふ事と、水素の損失が大きくなるので、採用できない。従って、変換工程には低温変換触媒が使用される事が絶対条件である。又、アンモニア合成塔へ入ったメタン、アルゴンは、不活性ガスとして蓄積するので、常に合成循環ラインからガスの一部を抽出さなくてはならない。循環ガス系では、メタン + アルゴンを15~20%で運転し、抽出したガスは燃料に使用されるが、水素を燃料としてしまうのは損失であるから、最近開発されたPRISMと呼ばれる方法では、膜を利用して水素とメタン、アルゴンを分離し、水素は系内に戻しているところが出て来ている。PRISMを使用しても、水素の損失はあるし、高圧の装置を設置しなくてはならない事から、メタンが合成系統へ入るという事は大きな欠点である。それ以上の問題点として、アンモニア合成を不活性ガス15~20%で運転すれば、同一の装置については、その分だけ合成圧力を上昇させないと、同じ量のアンモニアが生産できなくなる事である。即ち、能力一杯で運転されていた合成装置を、メタン化法ガスを使用するように変更すれば、能力は15~20%下がってしまう事になる。化肥工場は、全工程中で、アンモニア合成工程が隘路であって、他の工程は皆、合成工程に比較して予備を含めてゆとりがある。従って合成工程の能力が下がる事は致命的であって、それが故に、メタン化方式は化肥工場には採用できない。但し、合成工程をあらかじめメタン化方式のガスに合うように大きく設計した場合、即ち合成系統も改造するような場合にはその限りではない。

このように化肥工場では採用できない方式ではあるが、参考までにエネルギー消費という面から、液体窒素洗滌法と比較してみる。メタン化法で消費されるエネルギーは、CO及びCO<sub>2</sub>と反応するHのエネルギーである。CO 1モルに対してH<sub>2</sub> 3モル、CO<sub>2</sub> 1モルに対してH<sub>2</sub> 4モル消費するが、メタンが各1モルできて、これは燃料となる。従って、反応するHのうちメタンになる分は燃料として控除でき、水になる分は完全な損失である。今Co-Mo系の低温変換触媒を用いたとすると、ガス中の残留COは0.5%、ベンフィールド法で残留CO<sub>2</sub>は0.1%とすると、完全に損失となるH<sub>2</sub>は全H<sub>2</sub>に対し $0.5 + 2 \times 0.1 = 0.7\%$

原料をH<sub>2</sub>に加工する熱量が損失となるH<sub>2</sub>は全H<sub>2</sub>に対し

$$2 \times 0.5 + 2 \times 0.1 = 1.2\%$$

6.1.2節(3)-1) 項記載の計算法により

完全に損失となるHのエネルギーは圧縮合成のエネルギーをさし引いて

$$16 \times 10^6 - 1.88 \times 10^6 = 14.12 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3$$

$$(14.12 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3)(20.6 \text{ t NH}_3 / \text{h})(0.007) = 2.0 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

原料をHに加工する熱量が損失となるHについては原料分もさし引いて

$$16 \times 10^6 - 8.9 \times 10^6 - 1.88 \times 10^6 = 5.22 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3$$

$$(5.22 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{t NH}_3)(20.6 \text{ t NH}_3 / \text{h})(0.012) = 1.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

$$\text{合計} \quad (2.0 + 1.3) \times 10^6 = 1.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

アンモニア合成に必要な量の窒素を13kg/cm<sup>2</sup> absまで圧縮する動力は必要であるから

$$(1.63) \frac{(2)(1.4)}{(1.4-1)} \frac{12,493}{60} \frac{293}{273} \frac{13^{(1.4-1)/(2)(1.4)}}{1} - 1$$

$$(1/0.65) = 1,338 \text{ kWh} = 4.95 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

この他に合成系から入ったメタンとほぼ同容量の窒素が放出されて損失となる。ガス中のメタンを約0.8%と想定すると、その容量は約500N m<sup>3</sup>/hとなる。これは約0.3×10<sup>6</sup>kcal/hに相当する。

$$\text{従って合計} (3.3 + 4.95 + 0.3) \times 10^6 = 8.6 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

この値は、化肥工場の精製工程の消費エネルギー26.2×10<sup>6</sup>kcal/hより大幅に小さいし、新型の液体窒素分離装置の13×10<sup>6</sup>kcal/hと比較しても小さい。しかし、この他に合成システムでの不利益もあるので、エネルギー的には、新型のものと比較して圧倒的に有利というわけではない。しかし新しく作る場合には、装置的には非常に簡単になって安くなる。

#### 4) PSA 法

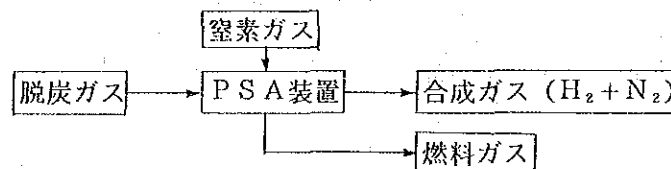
PSA法の原理は(4)-1) -(f)項に述べた通りである。脱炭工程に使用した場合は、窒素を用いて吸着した不純物を脱離させる為に、炭酸ガスと可燃不純物と窒素の混合物が得られてしまう為に、炭酸ガスの純度が悪くて使用できない上に、可燃ガスが燃料として利用できないという大きな欠点を持っていた。しかし、PSA法

を他の方法で脱炭酸ガスを行った後に適用すれば、この欠点は存在しないで、動力も熱量も全く要しないという事は、大きな利点となって来る。又、その上に、深冷によって残留微量CO<sub>2</sub>が固化する心配もないので、苛性ソーダによってCO<sub>2</sub>を完全に除去する必要がなくなるという利点もある。

処理方法にいくつかの方法が考えられるので、それ等について検討する。

(a) 全ガスPSA処理の場合

工程を略記すると次の如くである。



13kg/cnf gの全脱炭ガスを1系列で処理するとした場合には、2kg/cnf gの窒素ガス8,000N m<sup>3</sup>/hを必要とし、水素回収率は93%で、合成ガス中のCO 5 ppm以下、CH<sub>4</sub>100ppm以下とする事ができる。

図3-1の数値を使用すると各ガス量、組成は次の通りである。

|                               | 脱炭ガス  |                            | 合成ガス |                            | 燃料ガス  |                         |
|-------------------------------|-------|----------------------------|------|----------------------------|-------|-------------------------|
|                               | 組成    | 流量                         | 組成   | 流量                         | 組成    | 流量                      |
| H <sub>2</sub>                | 84.8% | 48,564 N m <sup>3</sup> /h | 92%  | 45,165 N m <sup>3</sup> /h | 21.0% | 3,400 m <sup>3</sup> /h |
| N <sub>2</sub>                | 4.7   | 2,692                      | 8    | 3,927                      | 41.8  | 6,765                   |
| CO                            | 4.8   | 2,749                      | —    | —                          | 17.0  | 2,749                   |
| CH <sub>4</sub>               | 5.1   | 2,921                      | —    | —                          | 18.1  | 2,921                   |
| C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> | 0.56  | 321                        | —    | —                          | 2.0   | 321                     |
| O <sub>2</sub>                | 0.04  | 23                         | —    | —                          | 0.1   | 23                      |
| 計                             | —     | 57,270                     | —    | 49,092                     | —     | 16,179                  |

この燃料ガスは燃料として使用して何ら問題ない。(5)-1) 項の液体窒素洗滌の場合と同様に、放出窒素と追加して加えるべき窒素11,258 N m<sup>3</sup>/hの圧縮動力と水素損失を熱量換算してみると、次のようになる。

窒素放出量 :  $(6,765 \text{ N m}^3 \text{ N}_2 / \text{h})(675 \text{ kcal} / \text{N m}^3 \text{ N}_2) = 4.6 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

窒素圧縮動力 :  $1,449 \text{ k W h} = 4.2 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

水素損失量 :  $3,400 \text{ N m}^3 / \text{h} \rightarrow 7\% \rightarrow 7.8 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

計  $16.6 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

このエネルギー消費は最新型の液体窒素洗滌法よりかなり大きく、既存の装置をこのPSA法に置換した場合の熱量節約は

$$(26.2 - 16.6) \times 10^6 = 9.6 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

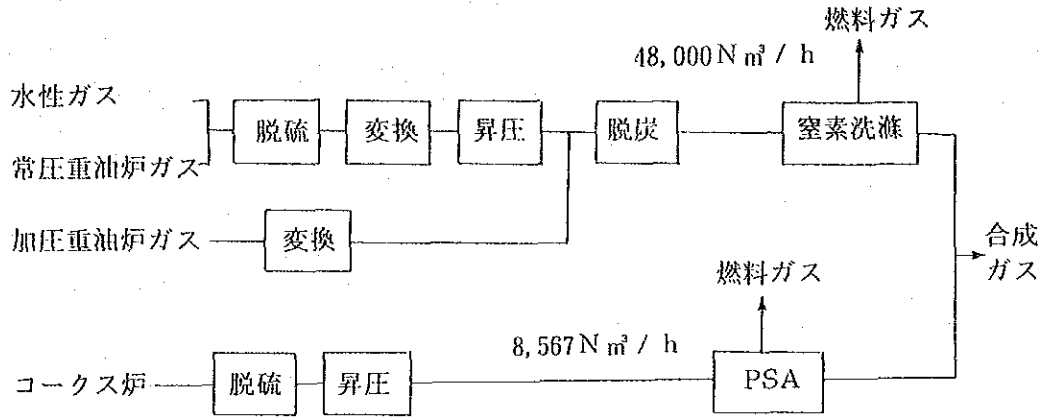
PSA装置一式の推定所要投資額は720百万円

尚、PSAは必ずしも窒素を用いなくても、吸着された不純物を離脱させる事が出来る。その時は、水素の損失率はずっと大きくなって、 $13 \text{ kg} / \text{cm}^3$ で操業する場合には13%程度となる。13%の水素損失率の熱量は、 $14.5 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$ であって熱量的には窒素を用いた方が有利となるが、差は余り大きくないので、両者のうちのどちらかを採用するというような場合には、より詳細な各種条件の検討が必要である。

以上は4種類のガス、即ち、水性ガス、加圧重油ガス化炉ガス、常圧重油ガス化炉ガス、コークス炉ガスを皆混合してPSA装置にかける事を検討してきた。しかし、ここで図3-1の収支表を見直してみると、この工程で除去されるべきCO、 $\text{CH}_4$ 、 $\text{C}_2\text{H}_6$ 合計 $5,991 \text{ N m}^3 / \text{h}$ のうち、約半分当たる $2,638 \text{ N m}^3 / \text{h}$ の $\text{CH}_4$ と $\text{C}_2\text{H}_6$ はコークス炉ガスからきている事がわかる。即ち全部のガスを混合する事によって、不純物が濃縮されているコークス炉をきれいな他のガスでうすめている事になる。PSAでは不純物が濃縮されている方が効率が良く、装置の大きさは吸着される不純物の量で決ってくるので、ガスを全部混合する事は得策でない。そこでコークス炉ガスを他のガスと混合せずに変換工程、脱炭工程を通さずに、PSAを通して純水素を得て、他のガスは別系統のPSA、又は液体窒素洗滌装置で精製する方法が考えられる。

(b) コークス炉ガスのみPSAとする場合

工程図は次の通りである。



各装置で除去される不純物及び水素流量は、図3-1より以下となる。

(単位：N m³ / h)

|                               | 窒素洗滌装置 | PSA   |
|-------------------------------|--------|-------|
| CO                            | 1,911  | 838   |
| CO <sub>2</sub>               | —      | 348   |
| CH <sub>4</sub>               | 514    | 2,407 |
| C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> | —      | 276   |
| O <sub>2</sub>                | —      | 23    |
| 計                             | 2,425  | 3,892 |
| H <sub>2</sub>                | 43,750 | 4,814 |

窒素洗滌装置の消費量は、最新型の装置として

窒素：15kg / cm<sup>3</sup>      14,853 N m³ / h

内放出されるもの 2,080 N m³ / h

水素損失率：0.2%

冷却用アンモニア：1.6 t / h

吸着剤再生用水蒸気：400kg / h



これを熱量に換算する。(5)－(1) 項と同様の計算により

|           |   |
|-----------|---|
| 窒素圧縮動力    | : 2,271 k W h   |
| アンモニア圧縮動力 | : 240 k W h   |
| 電 力 計     | 2,511 k W h = $7.2 \times 10^6$ kcal / h                      |
| 窒素放出量     | : $2,080 \text{ N m}^3 / \text{h} = 1.4 \times 10^6$ kcal / h |
| 水素損失量     | : $88 \text{ N m}^3 / \text{h} = 0.2 \times 10^6$ "           |
| 水 蒸 気     | : $400 \text{ kg} / \text{h} = 0.3 \times 10^6$ "             |
| 計         | <u><math>9.1 \times 10^6</math> kcal / h</u>                  |

PSAについては、通過する水素量が少いから、窒素ガスを使用しないPSA法とする。その場合は、水素の回収率は80%となる。そして所要熱量はこの水素損失のみであるから

$$\text{水素損失量} : (4,814 \text{ N m}^3 / \text{h})(0.2) = 963 \text{ N m}^3 / \text{h} = 2.2 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$$

窒素洗滌装置とPSA装置での所要熱量計は、

$$(9.1 + 2.2) \times 10^6 = \underline{11.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$$

この値は、新型窒素洗滌装置よりも、窒素を用いるPSA装置よりも低い。化  
肥工場の既存窒素洗滌装置を、この方式に置き換えた場合のエネルギー節約は

$$(26.2 - 11.3) \times 10^6 = \underline{14.9 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}}$$

この場合の推定所要投資額は、装置が二つになるので高くなって

740百万円

(c) 二つのPSA装置を用いる場合

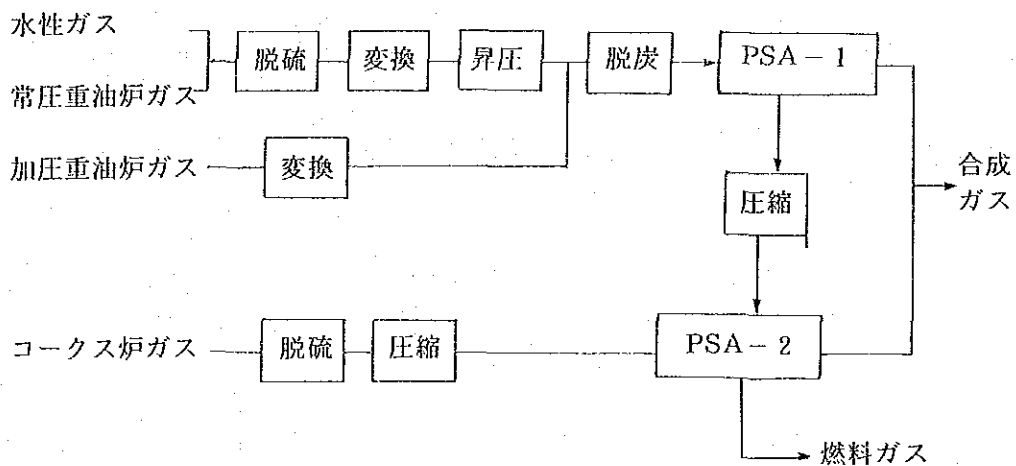
(b)項においては、コークス炉ガスはPSA、その他のガスは液体窒素洗滌法を用いる場合について検討したが、ここでは、コークス炉ガスとその他のガスを別々に処理する事には変りないが、その他のガスについても、PSA方式を採用する場合を検討する。当然、この場合もコークス炉ガスは、変換工程も脱炭工程も通らない。

前にも述べた如く、PSA装置の大きさは除去すべき不純物の量で決ってくる。

(b)項で述べたように、各装置で除去される不純物は、 $2,425 \text{ N m}^3 / \text{h}$ と $3,892 \text{ N m}^3 / \text{h}$ と比較的近い量なので、二つのPSA装置の大きさを同一のものとする

事ができる。又、窒素ガスを使用しないPSA法では、エネルギー的に損失となるのは、水素損失のみである。水素損失の率は大体同一であるから、もし二つのPSA装置に同一の方式を採用するとしたら、水素流量の多い水性ガス、重油炉ガスを処理するPSAからの損失が圧倒的に多くなる。そこでここでは、水性ガス等のPSAから放出される不純物と水素を、もう一度圧縮して、コークス炉ガスと混合して、2回目のPSAに入れる事とする。

工程図は次の通りとなる



二つのPSAで除去されねばならない不純物量及び水素流量は、(b)項で述べた通りである。PSA-1における水素損失率は13.3%であるから、PSA-1の放出ガスは

|                 |   |   |
|-----------------|---|---|
| H <sub>2</sub>  | : | (43,750 N m <sup>3</sup> / h)(0.133) = 5,819 N m <sup>3</sup> / h |
| CO              | : | 1,911 N m <sup>3</sup> / h  |
| CH <sub>4</sub> | : | 514 N m <sup>3</sup> / h  |
| N <sub>2</sub>  | : | 2,478 N m <sup>3</sup> / h  |
| 計               |   | 10,722 N m <sup>3</sup> / h                                       |

PSA-2に入るガスはコークス炉ガスと上記のガスであるから

(単位: N m<sup>3</sup> / h)

|                               | コークス炉 | PSA-1 放出ガス | 計      |
|-------------------------------|-------|------------|--------|
| H <sub>2</sub>                | 4,814 | 5,819      | 10,633 |
| N <sub>2</sub>                | 214   | 2,478      | 2,692  |
| CO                            | 838   | 1,911      | 2,749  |
| CO <sub>2</sub>               | 348   | —          | 348    |
| CH <sub>4</sub>               | 2,407 | 514        | 2,921  |
| C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> | 276   | —          | 276    |
| O <sub>2</sub>                | 18    | —          | 18     |
| 計                             | 8,915 | 10,722     | 19,637 |

PSA-2 での水素損失率は22%であるから、PSA-2 より燃料となる水素の損失は  $(10,633 \text{ N m}^3 / \text{h})(0.22) = 2,339 \text{ N m}^3 / \text{h} = 5.3 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

この他に所要エネルギーとして、PSA-1 の放出ガスを13kg / cm<sup>3</sup> g に圧縮する動力と、アンモニア合成に必要な窒素を12kg / cm<sup>3</sup> g に圧縮する動力がある。

10,722 N m<sup>3</sup> / h のガスを13kg / cm<sup>3</sup> g に圧縮する動力は 1,542 kW

窒素圧縮動力は、(5)-3) 項で計算した通りで 1,338 kW

合計 2,880 kW

$= 8.2 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

従って、総所要エネルギーは

$(5.3 + 8.2) \times 10^6 = 13.5 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

化肥工場の窒素洗滌装置を、この方式に置き換える事による節約エネルギーは

$(26.2 - 13.5) \times 10^6 = 12.7 \times 10^6 \text{ kcal} / \text{h}$

これに要する推定所要投資額は 840百万円

#### (6) 圧縮工程

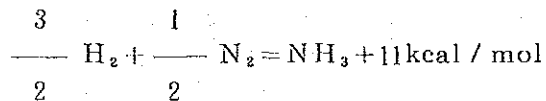
第3章でも述べた如く、化肥工場の圧縮機は非常に老朽化していて、保守面から順次更新して行かなければならない状況になっている。しかし、現状は効率がそんなに悪いわけではなく、往復動圧縮機である限り集中化して大型のものとしたとしても、効率はそんなに向上しない。遠心圧縮機を採用するという考え方もあるが、その時は大型でなくてはならないので、化肥工場のように原料ガス工程も、アンモニア合成系統も多様な場合には適当でない。

従って、原料ガス工程の変更に伴って、必要な変更改造は考えられるが、圧縮工程としての合理化案は提案しない。

#### (7) アンモニア合成工程

化肥工場では、4系列のアンモニア合成装置が、2系列ずつ異なった圧力の下で運転されている。この事は操業上及び保守上は、いろいろと面倒な点が発生して、好ましい事ではない。しかし第3章で述べた如く、アンモニア合成の効率は、既存の装置について論じるならば、操業圧力の差によって余り影響されない。又新設の場合は別として、小型と大型で効率には大差が出てこない。従って、合成工程の統合による大改造案は、提案しない事とする。

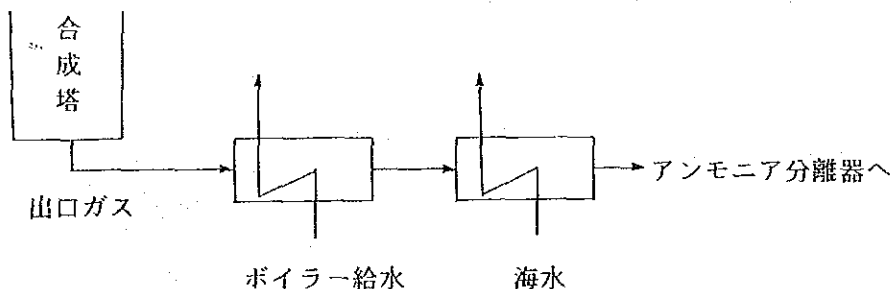
化肥工場の合成工程での熱経済上の問題点は、第3章に述べた如く、全反応熱を全く回収せずに、全て合成塔の出口ガスを海水で冷却して、損失している事である。アンモニアの反応熱は次の通りである。



この熱の回収は、合成塔出口ガスから、水蒸気又はボイラー給水の予熱として回収するしかないが、その方法としては次の3通りが考えられる。

##### 1) 合成塔出口ガスラインに給水予熱器を設ける

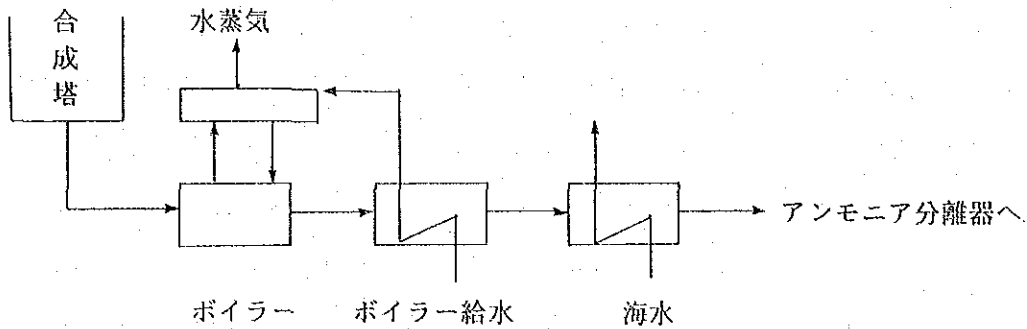
他の工程のボイラー給水や、必要な温水の供給源として利用する。



##### 2) 合成塔出口ガスラインに低圧ボイラーを設ける。

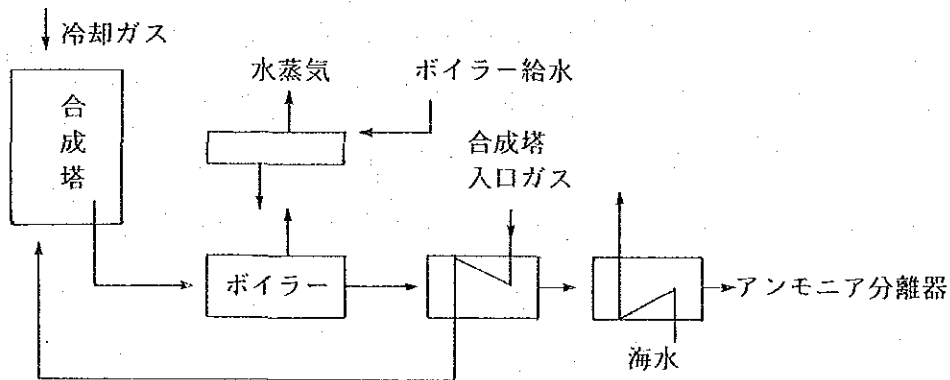
合成塔出口ガス温度は190~210℃と低いので、熱をボイラーで回収するにはせい

せい 2 kg/cnf位の低圧ボイラーとなる。



### 3) 内部装置を改造して高圧ボイラーを設ける

合成塔出口ガスでは温度が低いので、もっと温度が高いガスから熱を回収する為に、合成塔の内部装置を改造して、触媒層を出たガスを熱交換器を通さずに外に出し、高圧ボイラーを通し、次いで、外部で合成塔入口ガスとの熱交換器を通してから、海水冷却を行う。この方法では合成塔内部装置は全面改造になる上に、合成塔の外壁冷却用に冷たいガスも入るようにする為に、合成塔本体も少し改造する必要が出て来る。



アンモニア生産量  $547 \text{ t/d} = 22.8 \text{ t/h}$  であるから、全発熱量は

$$(11 \times 10^3 \text{ kcal/kgmol})(1/17 \text{ kmol/kg})(22.8 \times 10^3 \text{ kg/h})$$

$$= 14.7 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

このうち熱としては80%位が回収出来るので、回収可能熱量は

$$(14.7 \times 10^6)(0.8) = \underline{11.8 \times 10^6 \text{ kcal/h}}$$

1)の給水予熱の場合には、合成塔出口ガス温度を200℃と考えると、給水は10kg/cm<sup>2</sup>程度の圧力として、180℃程度まで加熱する事ができる。

給水入口温度を30℃とすると、この熱量では

$$(11.8 \times 10^6 \text{ kcal / h})(180 - 30^\circ\text{C})(1 \text{ kg / kcal}) = 79 \times 10^3 \text{ kg / h}$$

約80 t / hのボイラー給水としての温水が得られる。一方化肥工場アンモニア工場だけを考えると、廃熱ボイラーは水性ガス発生炉にあるのみであって、その水蒸気発生量は10 t / h程度である(3.3節)。後述するように、変換系統を加圧にした場合に、廃熱ボイラーの給水及び高圧水の直接給水に14 t / h程度必要とする。従って、差し引き56 t / h以上のボイラー給水を他の工場が受け入れるならば、この方法は簡単で一番良い方法である。

2)の低圧水蒸気回収法では、2 kg / cm<sup>2</sup> gのボイラーと仮定すると、水蒸気温度は130℃であって、ボイラーでガス温度は130℃まで下がるとしてもその後の給水予熱器では10℃程度しかガス温度は下げられないであろうから、全部の熱回収率は60%がせいぜいである。即ち、

$$(14.7 \times 10^6)(0.6) = 8.8 \times 10^6 \text{ kcal / h}$$

程度となる。投資金額の割に熱回収量は多いが、このような低圧の水蒸気の用途が少ないので、実用上は問題である。

3)の高温ガス部にボイラーを設ける方法ならば、20 kg / cm<sup>2</sup> gのボイラーとして、

$$(11.8 \times 10^6 \text{ kcal / h})(638 \text{ kcal / kg}) = 18.5 \times 10^3 \text{ kg / h}$$

18.5 t / hの水蒸気を得られ、これはアンモニア工場で使用される水蒸気より少ない。

1)、2)、3)各々の場合について、合成装置4系列すべてに熱回収装置を設置する推定所要投資額は

|       |       |     |
|-------|-------|-----|
| 1)の場合 | 65    | 百万円 |
| 2) "  | 230   | "   |
| 3) "  | 1,000 | "   |

程度と予想される。

#### (8) 空気分離装置

第3章で述べた如く、化肥工場の空気分離機の所要電力量は、最新型のものと比較して窒素の取得率が高い場合で20%位高くなっている。化肥工場では空気分離機の全所要動力は、6,000kWh程度であり、その20%なら1,200kWh、熱量に換算して $3.4 \times 10^6 \text{kcal/h}$ である。

それに対して、8,000Nm<sup>3</sup>/hを発生させる空気分離機は、17億円程度と予想され、電力節約の為だけに空気分離機を新設する意義は認められない。

#### (9) 提案のまとめ及び実行案の採択

以上(1)~(8)項で考えられる改造案の提案、それによるエネルギーの節約、問題点、概略所要資金を列挙して来た。それ等すべてをここにまとめてみる。

##### 1) 結果のまとめ

以上の結果を表6-2にまとめた。

表6-2 検討結果のまとめ

|  | エネルギー節約A<br>( $10^6$ kcal/h) | 投資額B<br>( $10^6$ 円) | A / B<br>( $10^{-3}$ kcal / 円) | 改 造<br>提 案 | 大 改<br>造 案           |
|--|------------------------------|---------------------|--------------------------------|------------|----------------------|
| 1. ガス化工程                                   |                              |                     |                                |            |                      |
| (a)常圧石炭ガス化                                 | 43.1                         | 7,200               | 6.0                            |            |                      |
| (b)加圧石炭ガス化                                 | 63.1                         | 5,700               | 11.1                           |            | ○                    |
| 2. 変換工程                                    |                              |                     |                                |            |                      |
| (c)加圧2段CO変換                                | 15.9                         | 636                 | 25.0                           | ○          | ○                    |
| 3. 脱炭工程                                    |                              |                     |                                |            |                      |
| (d)既存ベンフィールドの改造                            | 11.3                         | 730                 | 15.5                           |            |                      |
| (e)2系列ベンフィールド                              | 12.4                         | 1,600               | 7.8                            | ○          |                      |
| (f)レクチゾール法                                 | 21.0                         | 2,300               | 9.1                            |            | ○                    |
| 4. 精製工程                                    |                              |                     |                                |            |                      |
| (g)新型窒素洗滌                                  | 13.2                         | 500                 | 26.4                           |            | ○                    |
| (h) $N_2$ バージ法PSA                          | 9.6                          | 720                 | 13.3                           |            |                      |
| (i)窒素洗滌、PSA組合せ                             | 14.9                         | 740                 | 20.1                           | ○          |                      |
| (j)2種PSA組合せ                                | 12.7                         | 840                 | 15.1                           |            |                      |
| 5. 合成工程                                    |                              |                     |                                |            |                      |
| (k)合成塔出口給水予熱器                              | 11.8                         | 65                  | 181.5                          | ○          | ○                    |
| (l)合成塔出口低圧ボイラー                             | 8.8                          | 230                 | 38.3                           |            |                      |
| (m)合成塔中間高圧ボイラー                             | 11.8                         | 1,000               | 11.8                           |            |                      |
| エネルギー節約計 ( $10^6$ kcal / h) **             |                              |                     |                                | 46.7       | 109.5                |
| アンモニアt当りエネルギー節約 ( $10^6$ kcal / t $NH_3$ ) |                              |                     |                                | 2.0        | 4.7                  |
| 概算投資額計 (百万円)                               |                              |                     |                                | 3,009      | 10,169* <sup>2</sup> |

\*1 : 改造提案では (k) は、 $3.5 \times 10^6$ kcal / h、金額19百万円のみ実行

\*2 : 所要投資額として合成圧縮機改造等を追加



## 2) 検 討

(a)と(b)はガス化工程の改造である。この表から見ると、(a)の低圧石炭ガス化は、所要資金が非常に大きい割にエネルギーの節約は小さく、加圧石炭ガス化の方が、ずっと所要金額の割に効率が良い事は明らかである。しかし、前述した如く、加圧石炭ガス化とした場合は、CO変換工程、脱炭工程、精製工程をすべて新設して、更に圧縮機を枠と電動機のみ残して、本体を複合圧縮機から合成ガス圧縮機に改造するという工事も必要になる。その為の資金は、上表の(b)、(c)、(f)、(g)に圧縮機改造を加えたものであって、総額100億円程度となる。このような多額の投資は、本調査の主旨である極力既存の設備を利用するという実施細則記載内容からはずれるので、実行案には組み入れない事とする。低圧石炭ガス化も非効率的であると共に、投資額が大きい事から実行案には組み入れず、ガス化工程は現行のままとして実行案を組み立てる事とする。

CO変換工程は(c)一つのみしか提案が無いので、(c)は実行案に組み入れる。詳細は次節に述べる。

脱炭酸ガス工程は、(d)、(e)のベンフィールド法と(f)のレクチゾール法があり、エネルギー経済上はレクチゾール法の方が有利であるが、投資額が大きくなり、後の精製工程も必ず高圧設備にする必要が出てくる上に、複合圧縮機廻りの配管変更等工事も多くなる。又、用地的にもかなり無理になる。

一方、ベンフィールド法の方は、とも角既存の装置が1系列あって、それを改造出来るのであるから、全脱炭工程をベンフィールド法2系列にしても、投資金額はレクチゾール法より投資金額が小さくなり、更に投資金額を小さくしようとするならば、既存のベンフィールド法の改造のみにとどめれば、投資に対する効率は非常に大きくなる。従って実行案には、既存のベンフィールド法の改造(d)と、ベンフィールド法をもう1系列新設して、2系列のベンフィールド法とする場合の2つの場合について取り上げる事とする。

精製工程は(g)、(h)、(i)、(j)の4つの案が並んでいて、エネルギー節約上は大差が無いが、投資金額が低いという点から、液体窒素洗滌法の方がPSA法より有利である。しかし(g)の液体窒素洗滌法は1系列の設備を考えていて、これは次節で述べる大連工場としての条件である1系列の工程を設けないという条件を満たさない。

又、これを50%能力2系列とすれば、建設費は上って必ずしも有利でなくなる。ここでは(i)案の液体窒素洗滌を主なるガス系統に適用し、コークス炉ガスをPSA方式とするものを主として取り上げる事とする。しかし、主なるガス系統もPSA方式とする(j)案も考えられるので一応次章では説明する。

合成工程の熱回収については、(k)、(l)、(m)の3案があるが、(l)の低圧ボイラーによる熱回収は、水蒸気の圧力が低いという点が問題であり、(m)の合成塔内部装置を改造する案は、かなりの大工事であり、場所的にもかなり無理があり、老朽化している合成塔を改造する事に問題もあるので、(k)の給水予熱器を設ける案を実行案に組み入れる。しかしこの案は、得られる温水の全部を受け入れる所が、アンモニア工場内には無いという点が問題であって、公司として、又は外部も含めて検討されねばならない問題である。従って実行案においては、アンモニア工場内で消費されるだけの温水を得るような案を組み入れる。即ち、160 t / d の高圧アンモニア合成装置1基にのみ給水予熱器を取り付け、 $3.5 \times 10^6$  kcal / h の熱量を回収するとするものである。

### 3) 総括

以上改造案として採用するものを表6-2に○印をつけて示した。

又、参考までにガス化工程の改造も含めて大改造案の時採用される方法にも○印をつけ、エネルギー節約、投資金額の合計も記した。

上記の4案、(c)、(e)、(j)及び(k)の一部の四つの改造全部を採用したとすると、全部で $46.7 \times 10^6$  kcal / h、アンモニアトン当りに換算すると、 $2.0 \times 10^6$  kcal / t NH<sub>3</sub>となる。現在の化肥工場のエネルギー消費は、 $16 \times 10^6$  kcal / t NH<sub>3</sub>であるから、 $14.0 \times 10^6$  kcal / t NH<sub>3</sub>となる事になる。現在、石炭を原料としては世界最高と言われる宇部興産のアンモニア工場のエネルギー消費は、 $11.3 \times 10^6$  kcal / t NH<sub>3</sub>と言われており、これにはまだかなり差がある。しかも化肥工場の原料は石炭ばかりでなく、重油も使用しているのであるから、もっと低い値が最終目標値である。

それに達成するには、ガス化工程を更新せねばならない。しかし、それは工場をほぼ新設するに等しい改造工事となる。改造実行案では、コークス炉、水性ガス化炉等は皆そのまま残る事になっているが、これ等は皆、耐用年数を過ぎて使用しているものであって、もしコークス炉等に簡単に補修出来ないような事故が起ったと

したら、工場は大混乱に陥る。従って、化肥工場は、価格競争力を保持する為にも、操業の安定性を維持する為にも、工場を新設した方がよい状況であると言う事ができる。

最も良いのは、全く新しく大型のアンモニア工場を建設する事であり、1,000 t NH<sub>3</sub> / dであれば石炭を原料とすれば、300億円程度かかるであろう。しかし化肥工場の用地は非常に限られていて、原料石炭の置場、排出する灰の置場を必要とする石炭ガス化工場を建てる敷地を確保するのは、非常に困難と思われる。重油を原料とするならば、何とか敷地を確保する事は、岸壁附近を整理すれば可能なのではないだろうか。

大型工場の新設まで飛躍しなくても、前述の(b)案類似の加圧ガス化の実行も可能であろう。この場合は既設の工場の近くでなくてはならないが、石炭のガス化でなく、重油のガス化であるならば、ガス化、変換、脱炭、精製の工程を全く新しく建設する用地は、確保出来ると考える。その候補地は、付図3-11の工場配置図の中に記載してある。