

別府化学工業株式会社納

全低圧式空気分離装置 (TO プラント)

Low Pressure Type Air Separation Plant for Befu Chemical Co.

松本文忠*
Fumitada Matsumoto中沢道雄*
Michio Nakazawa松本嘉雄**
Yoshio Matsumoto

内容梗概

本報告はわが国における全低圧式大型空気液化分離装置の第一号装置についてその特長を中心とする概要説明と一年以上にわたる営業運転の成績を記述したものである。

公称酸素製造能力は

酸素発生量	1,500 Nm ³ /h	純度	98% 以上
	30 Nm ³ /h	純度	99.2% 以上

ただし上記酸素はすべて精溜塔出口においては純度 99.2% 以上であること。

特記事項を要約すると

(1) 本装置は酸素のみを発生することを目的とし (窒素同時採取を必要とせず) 典型的な TO プラントの基本型式であり, TO プラント一号装置としてふさわしいものである。

(2) 300 Nm³/h の酸素発生能力を有する研究用 TO プラントを試作運転し, その実績を基として製作せられた。

(3) 精溜塔に関しては徹底的な基礎研究を実施し, その結果を応用して良好な成績を得た。

(4) 装置構成機器を制限し簡易化を計った。

(5) 膨脹タービンは窒素タービンを採用, また空気制動方式をとった。

(6) 液体空気過冷却を徹底的に行い液化器を省略した。

(7) 蓄冷器中間抽気機構に熱慣性体を設け逆止弁の凍結防止と装置の安定化を計った。

(8) 蓄冷器切換制御装置は電気制御方式に温動自動制御装置を加味した。

(9) 保冷槽は溶接構造の気密式とし外部よりの湿気侵入を防止し保冷効果の低下を防いだ。

運転成績は

(1) 夏季平均酸素発生量	1,550 Nm ³ /h	純度	99.2%
同上に必要な電力量	0.62 kWh/Nm ³ O ₂		
冬季平均酸素発生量	1,730 Nm ³ /h	純度	99.2%
同上に必要な電力量	0.604 kWh/Nm ³ O ₂		

であり, リンデフレンケル型の同一純度の酸素装置の約 0.80 kWh/Nm³ O₂ に比較し, 非常な進歩である。

(2) 始動後酸素発生までの所要時間は約 32 時間である。

(3) 連続運転は 1 箇年の長期も可能である。

(4) 精溜塔の分離効率はきわめて良く, 所要空気量は予想以上にすくなく済み, 従来のリンデフレンケル型式よりも小さい。

(5) この程度の容量のプラントでは寒冷補助系統のある方がよいという通説を打破し, 完全に安定な運転を行いうることを証明した。

(6) 膨脹タービンの効率はエンタルピにて 82.5% に達し, 設計点外の条件においても 80% を維持した。またほとんど監視の必要ない程度に信頼できることを証明した。

(7) 熟練すれば一名による運転も可能である。

〔I〕 緒 言

「安い酸素を大量に供給する」これがわが国における戦後の空気分離メーカーに課せられた最大の命題であつた。日立製作所にあつてはこの命題に答えうる最適の型式として, 蓄冷器と高効率高速度の反動タービンを膨脹機関とする全低圧式空気液化分離装置に焦点を絞り, その試作を開始した。昭和 28 年その試作装置の運転に成功し, 翌年一杯はその性能の試験および改良に当て着々としてその基礎を築いた。この間の事情については本誌においてすでに発表されたところである。

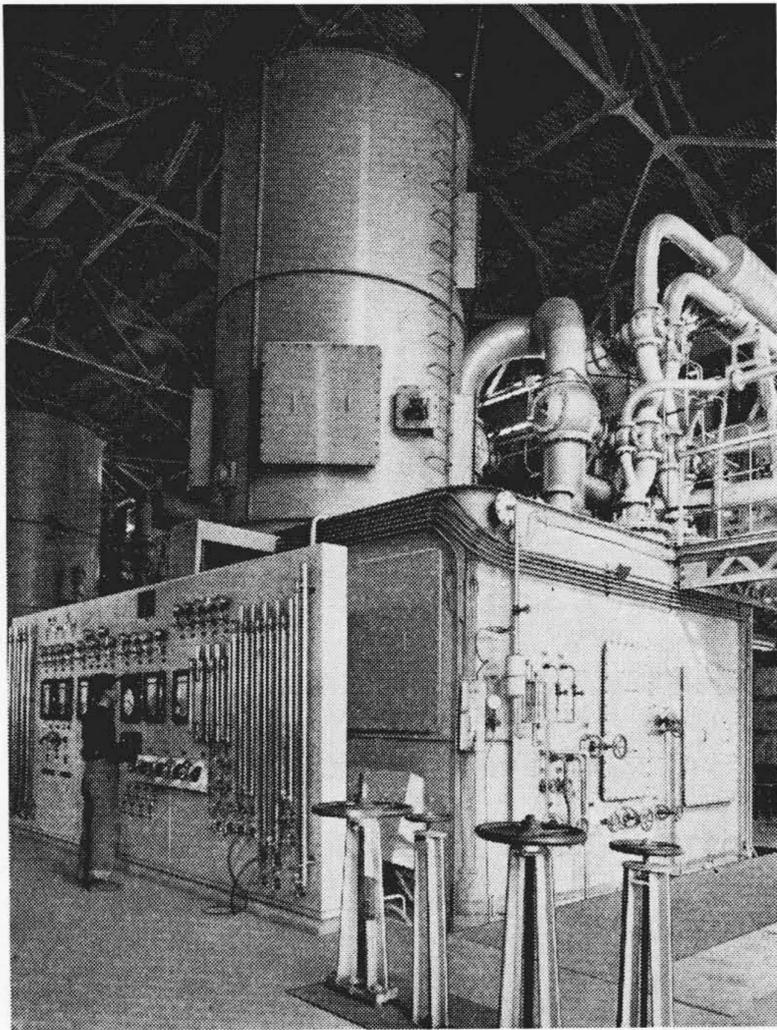
* 別府化学工業株式会社

** 日立製作所日立工場

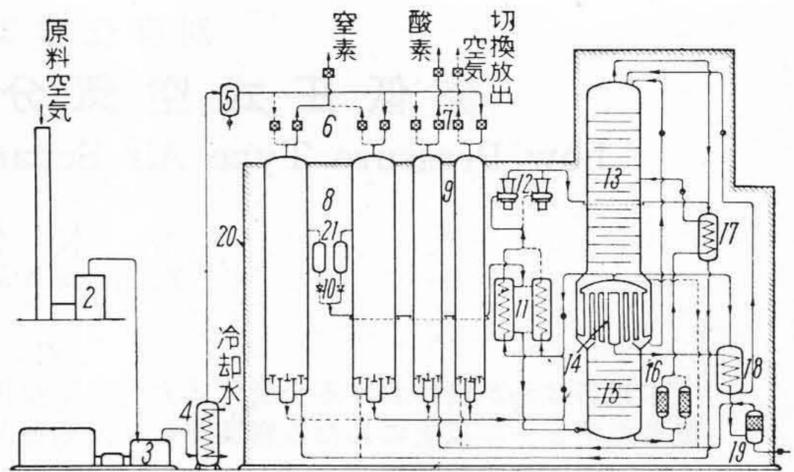
ついで昭和 30 年 5 月別府化学工業株式会社の理解と日立製作所の熱意とによつてここに本邦における全低圧式空気分離装置 (Tonnage Oxygen Generating Plant. TO プラント) の第一号装置を製作する機会が与えられた次第である。据付は昭和 31 年 2 月末完了し, 3 月には所期の性能を確認して無事試験運転を終つた。

しかしながら TO プラントの生命とするところはその稼動効率すなわち酸素発生原単位にあることももちろんであるが, これと同等以上に信頼性と長期運転性能にもあることは言を待たない。この見地より約 1 箇年以上経過した現在, ここにその概要をあきらかにするものである。

この装置を起点としてその後さらに現在までに高純度



第1図 1,500 Nm³ TO プラント



- | | | |
|----------|-----------|-------------|
| 1 空気取入口 | 8 窒素蓄冷器 | 15 下部精溜塔 |
| 2 空気フィルタ | 9 酸素蓄冷器 | 16 液空濾過器 |
| 3 空気圧縮機 | 10 抽気逆止弁 | 17 液空過冷却器 |
| 4 冷却器 | 11 タービン熱交 | 18 副凝縮器 |
| 5 水分離器 | 12 膨脹タービン | 19 アセチレン分離器 |
| 6 窒素切換弁 | 13 上部精溜塔 | 20 保冷槽 |
| 7 酸素切換弁 | 14 主凝縮器 | 21 エコライザ |

第2図 1,500 Nm³ TO プラント系統図

空気分離装置メーカーに課せられた最大の命題に対して、われわれの採用したTOプラントが120%その目的とするところのものを満足することを実証できたことでわれわれのもつとも喜びとするところである。

〔II〕装置の説明

(1) フローシート

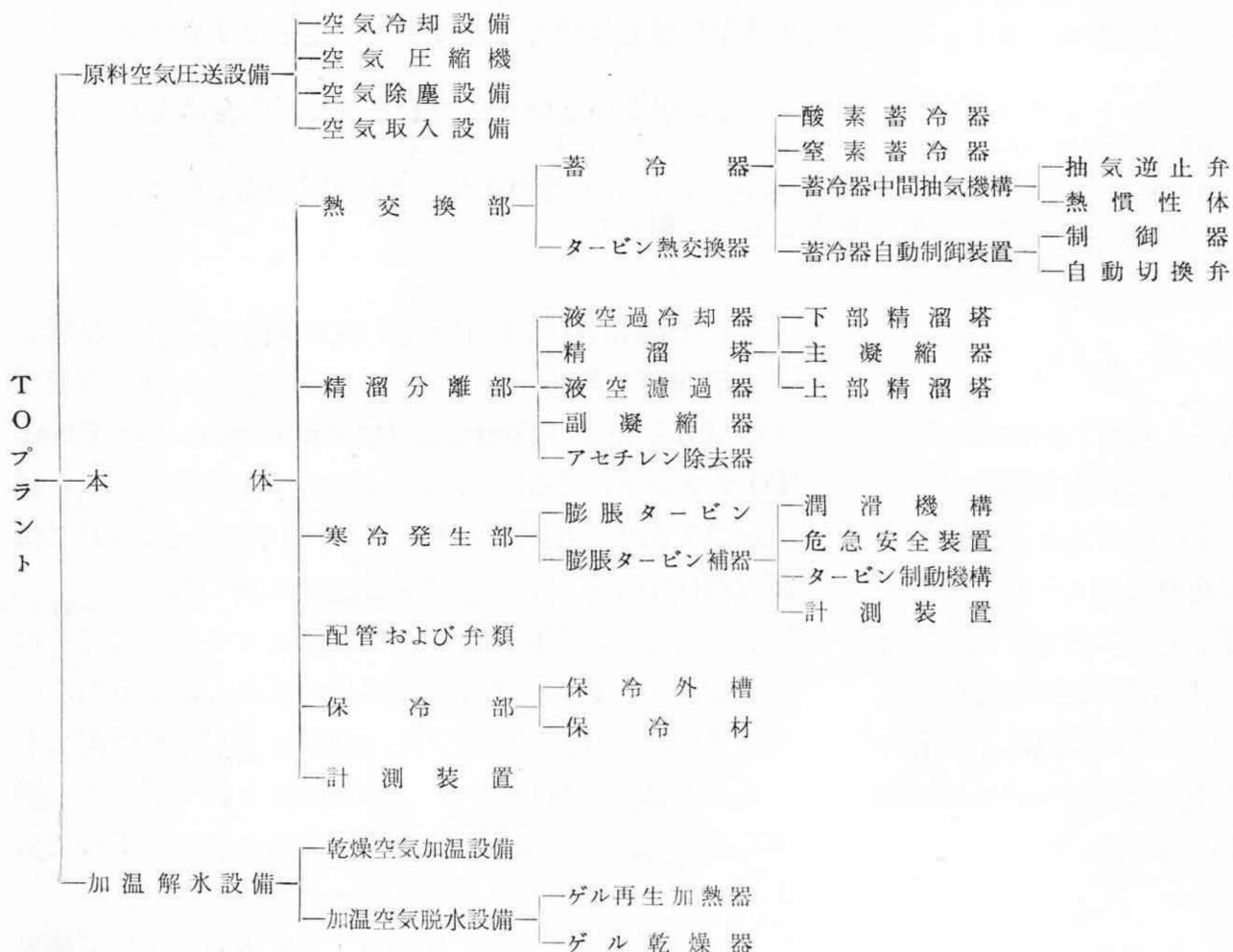
TOプラントのフローシートは第2図に示すごときもので、本フローシートには装置を解氷する加温設備のごとき補器は省略し骨子のみを示した。しかしてこれらの

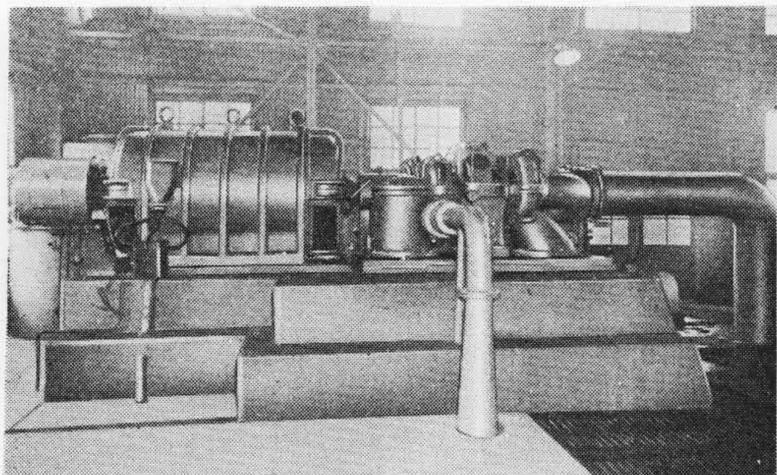
構成機器をそれぞれの目的によつて系列化して表示したものが第1表である。以下第2図と第1表によりフローシートを概説する。

(i) 原料空気圧送設備 (原動部門)

空気を液化し極低温においてO₂とN₂に精溜分離するに必要なエネルギーと、この装置を低温に維持するに必要な冷却エネルギー(前者に比してきわめて小さいが)を圧力の形で原料空気を与えるTOプラントの原動部分である。装置内で酸素と爆発を起す可能性のあるアセチレンを始め炭化水素分および砂塵など

第1表 TOプラント構成機器系列表





第3図 1,000 kW ターボ圧縮機

を防止するため空気取入塔を設け、さらに除塵の目的でフィルタを設置することは常識となつている。このように前処理を行なつて原動機のターボ圧縮機に入る。本機は第3図に示されたように4段圧縮の2軸複速型の新しい型式のものである。この内容については別に担当部門において発表されるであろう。高速度化による段数の減少と高低段2速度の採用による高効率をねらつた圧縮機である。

圧縮空気仕様

風量 10,000 m³/h 回転数 低圧段 11,030 rpm
 風圧 4.8 kg/cm² g 高圧段 15,000 rpm
 駆動馬力 1,000 kW (モータ定格出力)

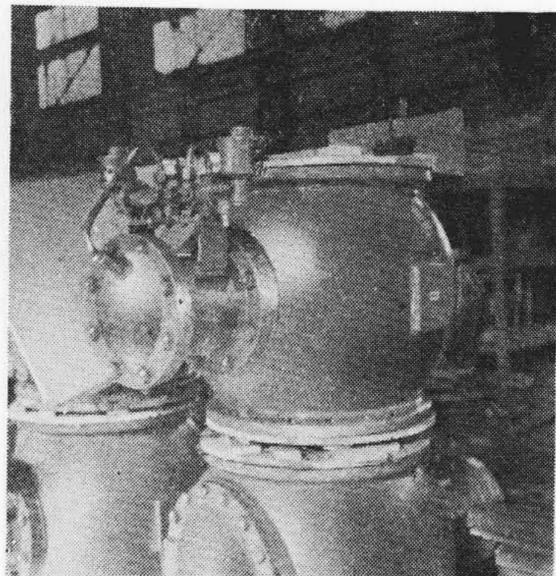
約 90°C, 4.8 kg/cm². g で吐出された空気は後冷却器により冷却せられ 35°C 程度になる。この際空気中の水分は加圧下に冷却せられるため、約 75% はドレーンとなり、⑤のドレーン分離器で除去される。

(ii) 本体

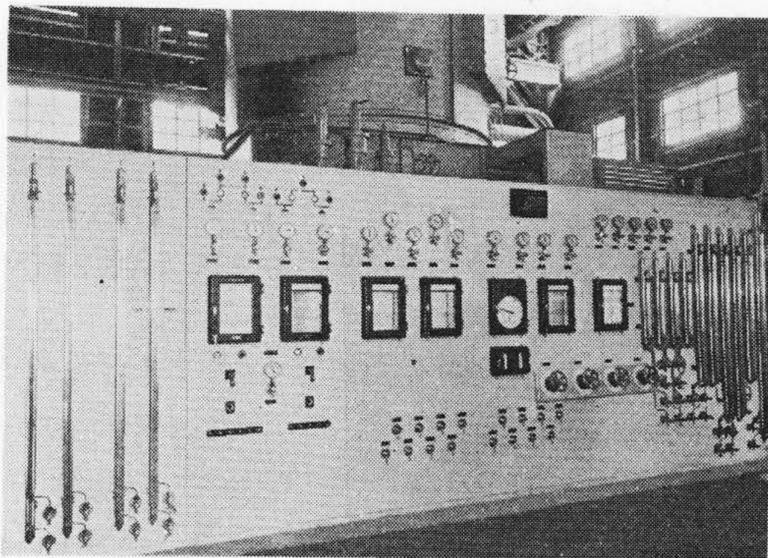
つぎに空気はいよいよ TO プラント本体に入るわけで、まず熱交換部の主体をなす窒素および酸素蓄冷器に入る。空気はここでアルミ製蓄冷体を通過する間にまず水分を、さらに低温において炭酸ガスをその表面に固化凝結せしめることにより、ほとんど純粋な空気の状態では -174°C まで冷却せられる。このことが従来の空気分離装置におけるような予備的な空気の清浄装置 (冷凍機およびソーダ洗滌設備) を必要としない TO プラントの大きな特長である。

蓄冷器への圧縮空気および低圧分離ガスの流路の周期的な切換は、第4図のような自動切換弁と第5図に示す正面操作盤の一部をなす切換弁制御装置により操作せられる。切替周期は約3分である。

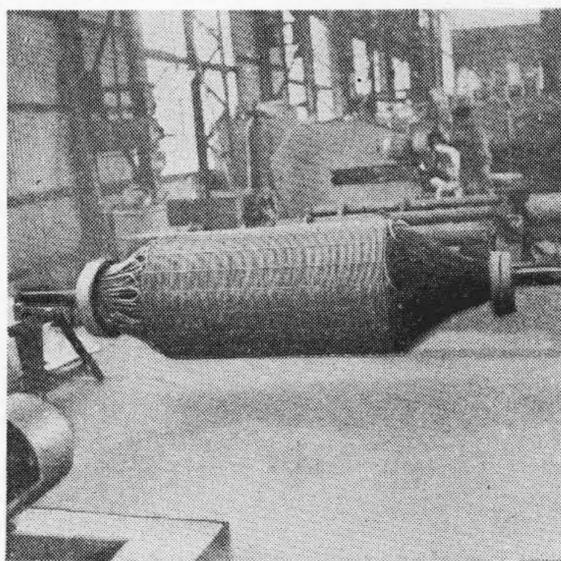
蓄冷器冷端の空気の温度を飽和温度まで十分冷却して流入低圧ガスとの温度差を縮めるために蓄冷器の中間の適当位置より空気を逆止弁を経て抽気する。この抽気は蓄冷器の切換を周期として約±20°Cの変動を行なうが、エコライザによつてこの変動はほとんど取除かれ、逆止弁を経てタービン熱交換器 (第6図) 管外に入り、精溜



第4図 自動切替弁



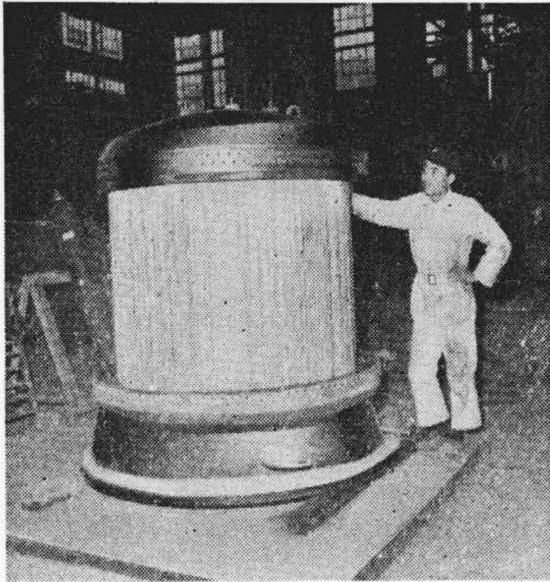
第5図 主操作盤 (左より二面目蓄冷器自動制御盤)



第6図 タービン熱交換器伝熱管

塔高圧塔よりくる窒素蒸気と熱交換して出口では飽和温度 (-174°C) となり、蓄冷器冷端よりくる空気とふたたび合流する。このタービン熱交換器内の冷却により抽気空気中に含まれている炭酸ガスはすべて凝結除去される。したがつてタービン熱交換器は2基1組とし切替再生を行う。

つぎに精溜部に移る。ここでは上記空気を受入れて液化し酸素と窒素に分離しふたたびガス化する。蓄冷器およびタービン熱交換器で飽和状態となつた -174°C の空気は合流後複式精溜塔の圧力塔 (下部精溜塔) の底部に



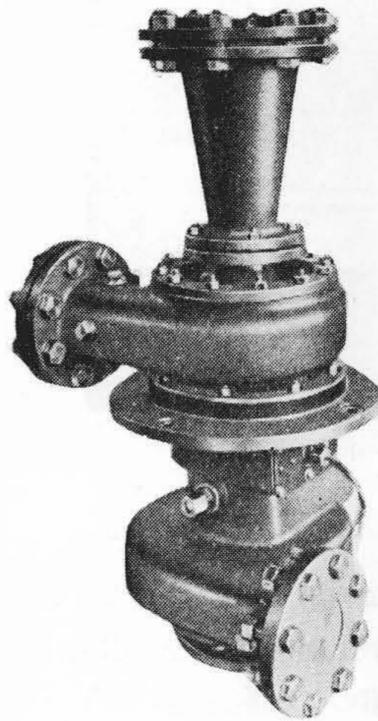
第7図 精溜塔主凝縮器

吹込まれ、ここで不純酸素液(酸素濃度40%)と窒素液(窒素濃度98%)に予備分離せられる。これらのガスの大部分は圧力塔頂部の凝縮器(第7図)管内で窒素として液化するが、一部窒素はガス状のまま -179°C で抽気せられ、タービン熱交換器を経て約 30°C 温度上昇して膨脹タービン(第8図)に入り、断熱膨脹して低温となり低圧塔(上部精溜塔)の頂部より発生する窒素ガスと合流する。ほかの抽気窒素ガスは副凝縮器管外に導かれる〔第7図の主凝縮器は同時にその上に取り付けられる低圧塔(上部塔)(第9図)の液体酸素蒸発器として働く〕。

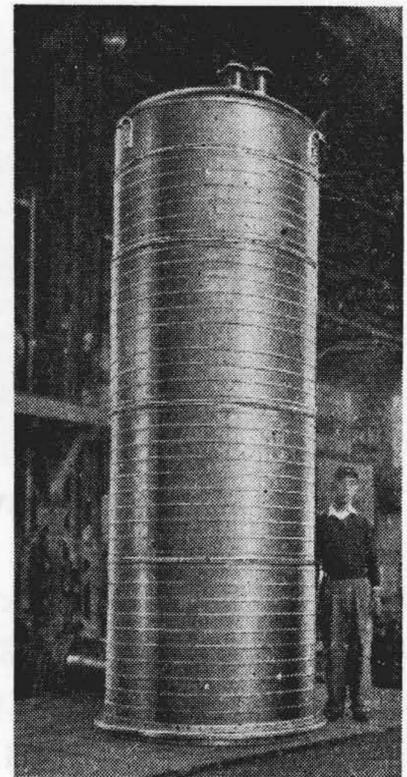
主凝縮器で液化した窒素の大部分は圧力塔の還流液となつて、流入空気中の酸素分を回収して底部では酸素濃度40%の不純酸素液となる。この不純酸素液は濾過器を通ることにより浮遊する微量のドライアイスなどを濾過せる後過冷却器において過冷却せられ、低圧塔の中間段適当位置に低圧塔の還流液として調整弁により低圧に膨脹して供給せられる。

低圧塔の頂部に還流液として供給せられるものは、主凝縮器において液化せる窒素のごく一部と、副凝縮器管外に導かれ、同管内で蒸発する液体酸素の潜熱により液化凝縮せる窒素とである。高圧塔圧力および低圧塔圧力はそれぞれ約 $4.4\sim 4.5\text{ kg/cm}^2.\text{g}$ と $0.2\text{ kg/cm}^2.\text{g}$ である。

低圧塔に供給せられた各還流液は同塔を下降するとき上昇ガス中の酸素を回収して底部で酸素濃度99.2%の液として溜り、一部製品酸素として液のまま副凝縮器へ抽出されるが、大部分はここで蒸発して塔頂に向い、暫次窒素分を増し頂部においては窒素濃度96~97%となる。温度もこの部分がもつとも装置中低温で -195°C に達する。このガスはここより出てタービンの膨脹窒素ガスと合流し、過冷却器で十分温度上昇して(蓄冷器冷端部で空気が液化しない程度まで)窒素蓄冷器を経て常温となり、寒冷を流入空気に加え、さらに蓄冷器内に空気によ



第8図 膨脹タービン



第9図 低圧精溜塔(上部塔)

り持ちこまれた水分および炭酸ガスを蒸発せしめて装置外に吐出される。

製品酸素は前述のように主凝縮器液酸中にアセチレンのほか炭化水素の蓄積を防止するため底部より抜き取られ、副凝縮器で蒸発し、アセチレン除去器で炭水化素の濃縮せられたドレーンを排出せる後、ガスは酸素蓄冷器を経て窒素と同様装置外に送出される。なおこの酸素蓄冷器を出る酸素は同器において空気と同一通路を流れるために0.2~0.5%の純度低下はやむを得ない。

$30\text{ Nm}^3/\text{h}$ の高純度酸素はフローシートには明記されていないが、アセチレン除去器よりガス状にて抽出せられ、分流して2個の窒素蓄冷器内に埋蔵せられた蛇管を経て純度低下なく常温となり送酸される。

(iii) 加温解氷設備

装置の運転停止の際寒冷部を加温し常温に戻すとともに、運転中内部に蓄積せる水分およびドライアイスなどの排出清掃するため加温空気を送入する。この空気に必要なことは水分を -50°C 以下の露点まで除去した非常に乾燥した空気であることが必要である。

この装置では空気源は本体流入前の圧力空気をブランチして、シリカゲル乾燥器を通すことにより脱水して加温空気に当てるようにした。またこのゲル乾燥器は1箇月に1回程度の頻度でゲルの再生を行う。再生は $7\text{ kg/cm}^2.\text{g}$ のスチームによる再生用加熱器により高温空気を(約 150°C)をつくりこれに当てる。

(2) 装置の特長

本項ではこの装置においてとくに技術的に重点を置いた諸点について述べる。

(a) 蓄冷器中間抽気機構

試作プラントにおいて抽気逆止弁が氷の付着によつて

第2表 空気タービンと窒素タービンの比較

比較事項	空気タービン	窒素タービン
①流体熱力学的性質	同	同
②膨脹後液化温度	-189°C	-195°C
③膨脹圧力比	100%	105%
④上記に対応する熱落差比	100%	101.5%
⑤同一精溜効果における許容流量比率	100%	104%
⑥同一精溜効果における寒冷発生比率	100%	106%
⑦膨脹後の流体処理	上部精溜塔中間に吹込む	直接低圧窒素に合流
⑧流体の CO ₂ 含有量	相当混入の可能性あり	全然含まず
⑨精溜に対する特長	低純度酸素発生に有利である	高純度酸素発生に有利
⑩その他	蓄冷器抽気処理にゲル吸着法可能	かならず熱交換器の使用となる

作動せず運転続行不能となり、これが対策こそ低圧式実現の鍵であること、および具体的対策としてこの抽気空気をふたたび蓄冷器のより高温部に逆流再熱して一応切抜けたことを発表した。しかしながらこの再熱は蓄冷器の温端温度差を増加せしめる傾向があるため、装置の寒冷損失の増加の原因となる。この寒冷損失は大型装置になればなる程装置の全寒冷損失中にしめる割合は大きくなる。かかる欠点を無くすためにつぎのような対策を取った。

その1. 再熱度を小さくする。

その2. 軽度の再熱後に熱慣性体を置き、蓄冷器切換周期に伴う抽気空気自体の温度変動を減衰させ、逆止弁を通過する空気はつねに一定の温度とし、通過空気と弁体との温度差を小さくして水分の弁体への付着凝縮を起らぬようにする。

以上のような万全の対策を行つた。

(b) 窒素タービンの採用

膨脹タービンを利用せる空気分離装置においては従来タービンの流体は

リンデフレンケル型 (高低圧共用)	窒素 ⁽³⁾
ニューリンデフレンケル型 (全低圧)	空気 ⁽⁴⁾
エヤープロダクト型 (同上)	空気

であり、全低圧の代表的な装置においては空気を用いられる場合が多いようである。ただし米国エリオット社より発表せられたものには N₂ タービンを使用しているがわれわれが論じているものにくらべ複雑であり根本的なフローシートの差があるのでここではふれない。

N₂ および空気タービン両者の比較を行なつて本装置における N₂ タービン採用の根拠を説明して置きたい。本件は精溜と密接な関係があるが、この点とくに詳細に説明するためには非常な紙数をさかねばならぬので省略させて頂く。

第2表はこの比較表で簡単な説明を加えると、

① 断熱膨脹体としての熱力学的性質は両者ともに2原子ガスなるためにほとんど変りは無い。

② 膨脹後の圧力における液化温度は空気の方が約6°C 高い。このことはタービンロータ内で液体空気のミストが発生しやすく、とくに反動度の少い場合はノズルおよびブレードを痛めやすい。われわれが用いている反動度の大きな高速度高効率のタービンにあつてはそれ程大きな被害はないものと考えてよい。

③, ④ では空気タービンの場合、この流体中の O₂ を回収するために上部精溜塔中間段に吹き込んでやる必要がある。N₂ タービンの場合はすでに下部精溜塔で O₂ を分離された後 N₂ となつてタービンに入るのだから、この流体はさらに上部塔で精溜に参加する必要はない。したがつて空気タービンの方が背圧は高くなり膨脹比が小さくなる。結論的には同一流量では空気タービンの方が熱落差は小さい。

⑤における同一精溜効果ということの説明をすると、具体的には精溜塔凝縮部における酸素蒸発量裏を返せば窒素凝縮量を同一にし、すなわち上塔下部精溜段の気液比を同一とした場合と云うことである。この条件と原料空気量を同一とすると、窒素の潜熱が空気の潜熱よりも約4%小さいことから、タービンの方に送りうる量は窒素の量の方が4%多くできることになる。したがつて③⑤とを勘案すると⑥の結論が出てくることで、タービンの効率を1%上昇することでも大変な努力を必要としている点より見れば大変なことだといひうらと思う。

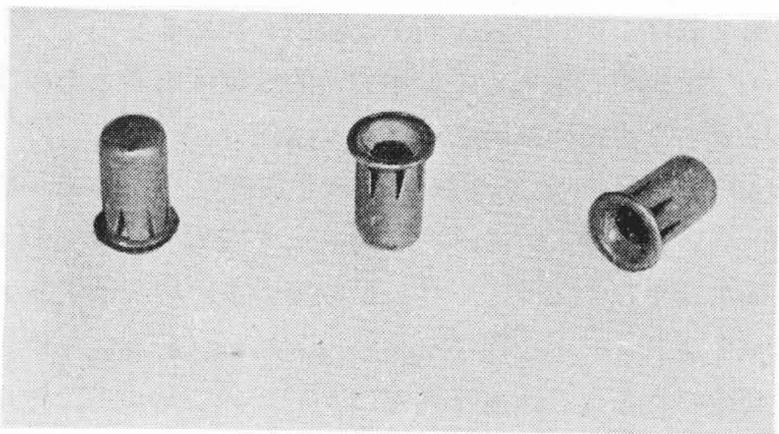
しかしながら N₂ タービンを採用した大きな根拠は⑦⑧⑨の実際的な点にあつたのである。

⑧項は空気タービンでは蓄冷器から出ただけの空気であるから、CO₂ は当然微量ながら含まれているとせねばならず、また蓄冷器の熱平衡がなんらかの理由で崩れた場合に異常に大きな CO₂ の侵入は覚悟せねばならない。N₂ タービンでは N₂ はかならず下部精溜塔で N₂ 液で洗滌されるために絶対にこのような恐れはない。CO₂ 侵入による害はタービン効率の低下、上部精溜塔への CO₂ の侵入、タービンノズルの磨耗などにあらわれてくる。したがつて CO₂ の問題に関しては装置の信頼性、長期連続運転性能にも大きく影響を及ぼすものであるため、とくに慎重を期したわけである。

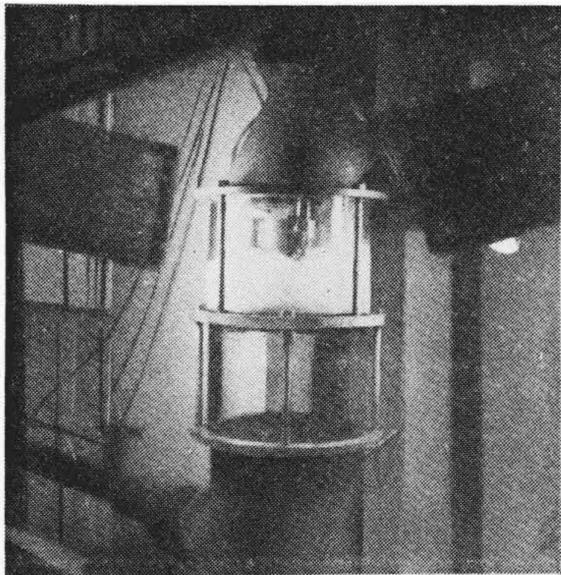
⑨はとくに説明をしていると相当な紙数となるので結論のみにして省略させていただく。

(c) 液空過冷却器の設置

試作 300 m³ TO プラントにおいては寒冷回収機器として液化器を設け、精溜塔および膨脹タービンを出た深冷ガスと蓄冷器を出た高圧飽和空気と熱交換させ空気を一部液化して精溜塔に送つていた。また従来の装置は液



第10図 空気分離精溜塔用泡鐘



第11図 精溜皿実験装置

空を過冷却せずに液室を過冷却しているために、かならずその後には液化器を置き、低圧不純窒素ガスを十分蓄冷器冷端温度に近づけて、蓄冷器冷端における空気の液化を防止し寒冷の損失を防止する必要があつた。下塔の液体空気温度は蓄冷器冷端温度に等しいために、液体空気を過冷却することにより窒素過冷却器と液化器を併用せる場合とほとんど同一の効果が得られるとともに、精溜に及ぼす影響もかえつて良好になるので本方法の採用を決定した。

(d) 泡鐘精溜皿の採用

下部精溜塔下段のみには第10図のような泡鐘からなる精溜皿を使用した。蓄冷器より下塔底部に流入する空気は完全に CO_2 が除去されているとはいいがたい。長期連続使用に際しては、従来の網目精溜皿のみでは、 CO_2 の閉塞による精溜効率の低下も予想されるので、若干の CO_2 の附着によつても、その害を受けないこの型式の精溜皿を用いた。

(e) 精溜皿

TOプラントの性能をもつとも大きく支配するのは精溜塔の分離効率である。精溜塔の分離効率はもちろん運転操作の良否、装置全体の安定度にもよることではあるが、これらの条件は熟練度によつてほとんど解決できることであつて、これを取去れば精溜皿の設計の良否によることがほとんどである。しかしながら過去において網

目皿による液体空気の精溜を目的とした研究データなく、明確な設計基準というものが見当たらない。本TOプラントの設計に先立ち十数種類の精溜皿による精溜研究を行い設計の基礎をかためた。第11図はその実験装置である。その結果

(i) 適正な精溜皿を用いればガス速度は従来よりもかなり大幅に大きくしうる。

(ii) 精溜皿の設計は精溜塔のCapacityはもちろんのこと、場所によつて相当大きな区別を行わねばならない。

この外種々の興味ある結果を得、設計に反映せしむることを得た。

(f) 保冷

この種深冷装置では外界より保冷を侵透して入ってくる熱量を小さくすることが、性能の向上とくに装置の安定化に必要である。寒冷を発生する膨脹タービンは、その半量はこの侵入熱量を装置外へ汲出すためにあるのである。従来長期使用においても保冷効果を最良に維持するための努力は比較的軽視せられていた。本装置はこれを真剣に採り上げた。長期使用後における保冷効果の低下はつきのごとき過程を踏むものと考えられる。すなわち

(1) 外部よりの水分の侵透により保冷材の凍結ブロック化による熱伝導率の増大

(2) このブロックの凍結および融氷の繰返しによる保冷材の粉末化

(3) 保冷層内に空洞の発生

などがその主要原因をなすものである。これが対策として

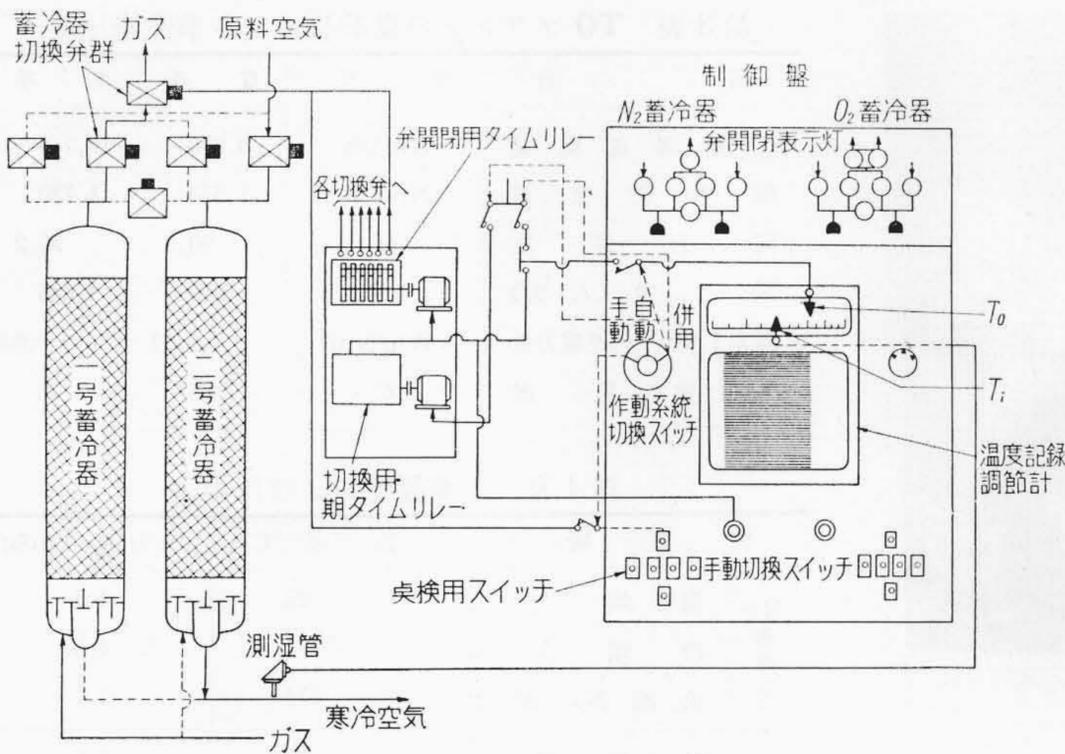
(1) 寒冷機器を保冷材とともに収納する大きな保冷槽を主として溶接組立構造気密型とする。

(3) 装置稼動時は常時約100 mm水柱程度の微圧を保持せしめ、外界よりの水分の侵入を防止する。

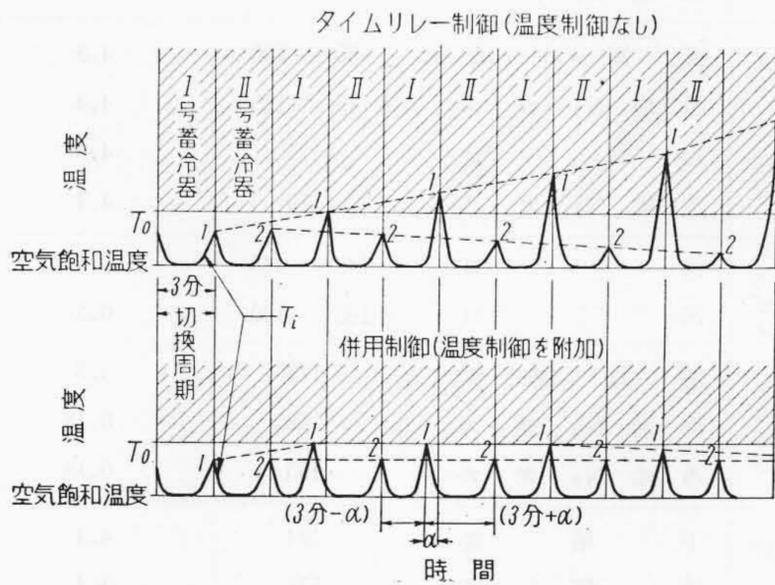
このことは一見簡単なことのようにであるが、構造的に貫通物の多い保冷槽のこととて細心の設計を必要とした。

(g) 蓄冷器自動制御機構

本機構はとくに紙数を割いて述べたい。この機構に慎重を期した理由は蓄冷器の役割から出発しなければならない。TOプラントにおいては蓄冷器はあたかも人体における消化器管のように、原料空気をまず -174°C まで冷却して精溜塔に送入するとともに、精溜塔より分離されて出てくる窒素および酸素の低温ガスをほとんど原料空気の温度まで加温して、寒冷を97.5%迄高度に回収する。また原料空気が持込む不純物水蒸気および炭酸ガスを冷却途中において捕捉除去し、さらに空気とガスとのきわめてわずかな温度差を利用してふたたびガス中に昇華させ除去する、いわゆる蓄冷器の濾過作用をなさしめるも



第12図 蓄冷器制御系統説明図

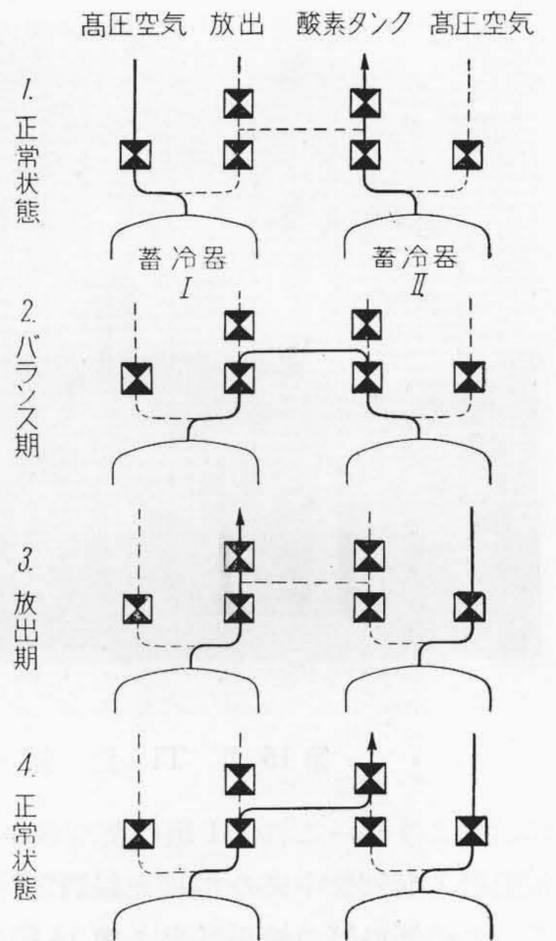


第14図 蓄冷器温度制御原理説明図

のである。したがってこの機器はきわめて巧妙な作動機構を有する高級なものである反面微妙な平衡を維持して運転する必要がある。1組の蓄冷器がこのような熱的平衡と両流体の流量平衡をつねに維持するようにせねば熱交換効率(寒冷回収効率)は低下し、また氷あるいはドライアイスが蓄冷体内に蓄積して、運転停止のやむなきに至る。したがって運転状況の変化に応じて蓄冷器の平衡を維持することは、本装置運転の要諦でありまた繰返し強調してきたところである。

従来この蓄冷器の自動切換制御装置は、機械的機構のみを利用した比較的确实ではあるが、単に切替周期をきざむだけの自動機構で、微妙な運転状況の変化にはその周期さえ変化させる事が困難であった。これに対しわれわれは試作当初電気制御方式を採り、その特長を利用して周期を変化せしむるなど改善を行つた。

さらに今回の装置においては蓄冷器冷端温度を検出して、自動的に蓄冷器が平衡を維持できるような制御を追加するとともに、機械的要素を組入れてその信頼度を高



第13図 蓄冷器切替弁作動順序

めた。

(i) 制御機構の概要

第12図に示すように制御機構は蓄冷器制御盤、タイムリレーおよび切換弁群の三要素よりなつている。

切換弁群は整定時には一定周期ごとに第13図に一例を示すとき順序により、2~3秒間に切換操作を完了する。この弁の開閉順序を規正するのが弁開閉タイムリレーで、切換時ごとにモータが起動され、ここでカムにより弁の開閉を電氣的スイッチの開閉に置き換え、各弁の駆動空圧を制御する電磁弁を動作せしめる。弁開閉タイムリレーを一定周期ごとに動作せしめる信号は、切換周期規正タイムリレーにより送られる。以上が弁作動の基本系統である。このほかつぎの操作によつても弁を開閉することができる。

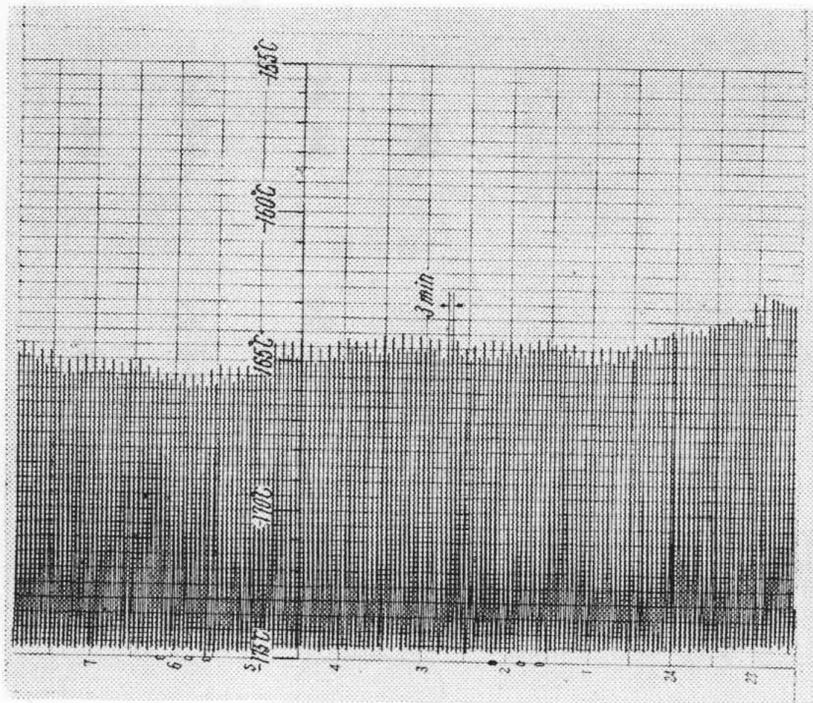
点検.....制御盤の作動系統切換スイッチを点検に置けば、下にある点検用スイッチを開閉することにより単独に各切換弁の開閉ができる。弁作動は上部の弁開閉標示灯の点滅により確認する。

自動.....系統切換スイッチを自動にすれば、前記基本動作により一定周期で弁は切換自動動作をする。

併用.....切換スイッチを併用にすれば、自動動作を基本とし、これに温度制御を併用せる制御動作を行う。

手動.....なお自動および併用作動系統時に、手動切換スイッチにより切替周期タイムリレーに関係なく弁開閉タイムリレーが動作して切換弁は所定の切換動作を行うとき自由度も持つている。

つぎに蓄冷器の温度制御について説明すると、第13図



第15図 Ti 記録紙

に示すように、これは1組の蓄冷器の冷端空気合流後の測温管と制御盤中央の温度記録調節計とからなっている。この測温管の検出温度は第15図のTiのような変動を蓄冷器切換周期に乗って繰返している。しかしてTiは両蓄冷器の冷端空気温度を交互に指示する。両蓄冷器が完全に温度平衡の状態にあればTiの波形は同じであり、周期終末の温度のピークは等しい。温度平衡が破れてI号蓄冷器の過温、II号蓄冷器が過冷の傾向にあれば、Tiは第14図のようになり、温度のピーク1は次第にCO₂侵入可能限界(温度記録調節計のT₀)以上となり蓄冷器CO₂閉塞などの事故原因となる。この場合合作動系統を“併用”とすれば、下図のごとき不平衡矯正動作を行う。すなわち過温蓄冷器の空気流通周期においてTiは所定の周期よりも α 時間だけ早くT₀に到達する筈である。この時ただちに弁の切換動作を行わせてやり、つぎの切換は所定のタイムリレーによる切換に戻るようにしてやれば、結局

過温蓄冷器I：空気は(切換周期- α)時間流入

寒冷ガスは(切換周期+ α)時間流入

過冷蓄冷器II：上の逆の現象となる。

このことは両蓄冷器の温度不平衡をその切換周期を1時的に α 時間だけ跛行せしめることにより矯正していることになる。この矯正動作の目的が達成できれば自動的に周期はタイムリレーによる基本動作にかえる。

本制御の特長は

(1) 検出温度が蓄冷器制御の制御すべきもつとも重要な温度そのものを直接測定している。

(2) 両温度のピークを交互に同一測温管で測定し誤差がないことと、過温状態においてとくにSensitiveであること。

(3) 制御装置全体として必要最少限の条件のみを入れ、単純化をはかり信頼度の大きなものとした。

第3表 TOプラントの夏季および冬季性能比較

項目	単位	夏季	冬季
圧縮機送風量	Nm ³ /h	9,200	10,750
酸素発生量	Nm ³ /h	1,550	1,730
同上純度	%	99.2	99.2
電力(入力)	kW	960	1,045
酸素1Nm ³ 当り電力量	kWh/Nm ³	0.62	0.604
外気温度	°C	25	13

第4表 主要温度および圧力表

測定場所		温度(°C)	圧力(kg/cm ² g)
N ₂ 蓄冷器	温端空気	25	4.5
	冷端空気	-174	4.5
	冷端N ₂ ガス	-178	0.1
O ₂ 蓄冷器	温端空気	25	4.5
	冷端空気	-174	4.5
	冷端O ₂ ガス	-180	0.1
タービン熱交	温端空気	-60~-100	4.5
	温端N ₂ ガス	-145~-155	4.4
	冷端空気	-175	4.5
	冷端N ₂ ガス	-179	4.4
タービン	入口	-145~-155	3.8~3.3
	出口	-180~-190	0.2
過冷却器	温端液空	-175	4.3
	温端N ₂ ガス	-178	0.18
	冷端N ₂ ガス	-193	0.18
精溜塔	下塔底	-174	4.4
	下塔頂	-179	4.4
	上塔底	-180	0.3
	上塔頂	-194	0.18

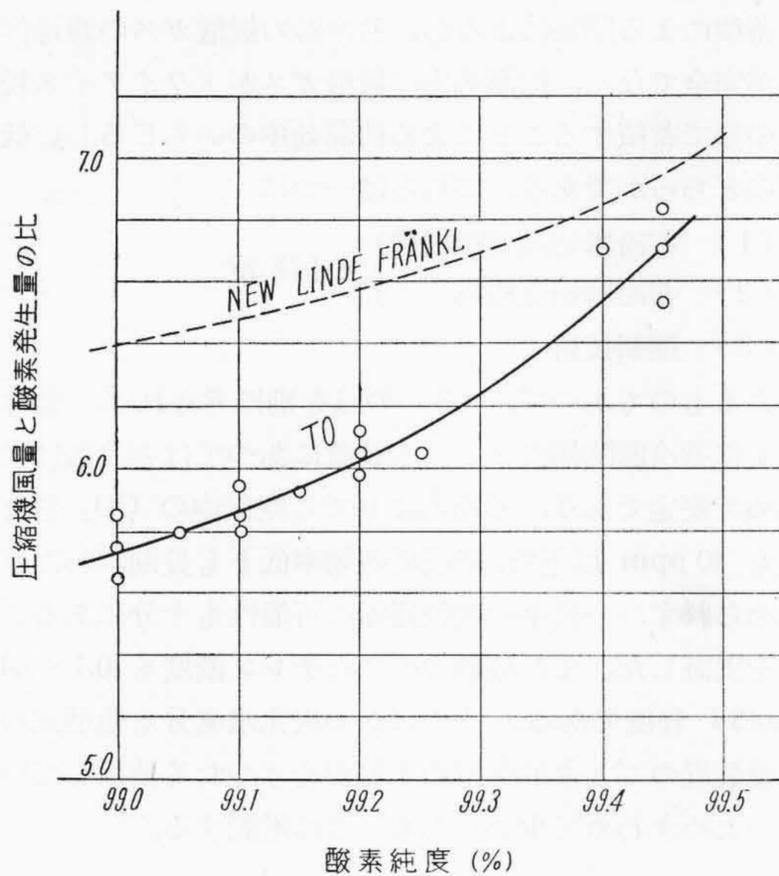
[III] 装置の成績

(1) 酸素発生量

TOプラントの性能は冬季および夏季によつてその能力に差のすることは周知のことである。これは空気圧縮機の吸入空気の密度の変化による送風量の増減によることのほかさらにTOプラントの環境温度による諸寒冷損失の増減が若干加味されるためである。

第3表は冬季と夏季の性能の差を、発生酸素純度をほぼ同一とした場合について示した。

第16図は酸素純度と空気-酸素量比の関係を示す。なお比較として同様な数値をNew Linde FlanklについてLinde社より公表されているものを記入して見た。Linde数値は公表値なるため若干の余裕を見たものと推定せられるが、酸素純度99.5%の高純ではほぼ同等の成績であるが、99%前後ではかなり大きく差をつけてわれわれの方がすぐれている。これは精溜段数が両者かなら



第16図 酸素純度と空気-酸素比の関係

ずしも同一でないこの辺の違いが原因であろうか。

(2) 温度分布

第4表は分離器内部各部温度である。

(3) 精溜塔内純度

第5表に示すように結果は良好でとくに下塔の分離効率は良く N₂ タービンを採用し下塔に大きく負荷をかけたことも方針として間違いで無かつたことを示す。

(4) 膨脹タービンの性能

TO プラントにおける膨脹タービンは設計点を若干はずれた状態で使用せられるのが普通である。したがって設計点をはずれてもその効率の変化が小さいものが望ましい。この要望に対して空気制動方式を採用しその状況に応じて最適の回転数に自動的に変動させるとともに内部重要部に慎重な設計を行つたものである。

第6表はタービン成績の一例を示す。とくに使用条件を変えても効率が低下していないことに注意する必要がある。

(5) 始動所要時間

始動は窒素蓄冷器および熱交類の冷却, 精溜塔の冷却,

第5表 精溜塔関係純度表

測定位置	測定値	備考
下部塔	下塔底吹入空気 79%	
	下塔底不純酸素 40~41%	*
上部塔	上部凝縮部 N ₂ ガス 夏 97~98% 冬 98~99%	夏冬の差はタービンへの N ₂ 引抜率の差による
上部塔	凝縮部液酸 99.2%	*
	頂部液体窒素 下塔凝縮部 N ₂ ガスに同じ	
	頂部窒素ガス 95~97%	

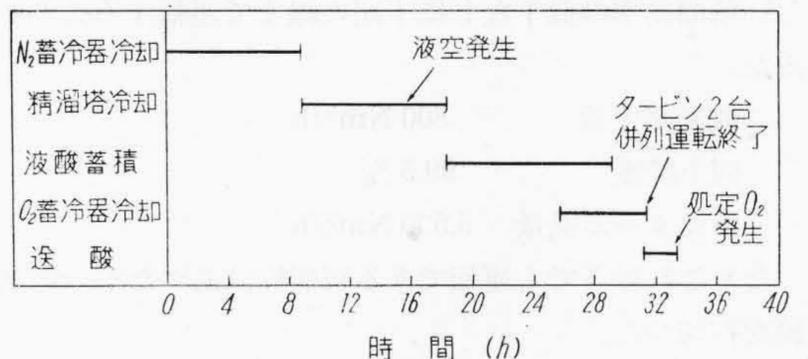
* 印は酸素濃度, ほかは窒素濃度

第6表 入口状態変化に伴うタービン効率の変化

	単位	I	II	III
タービン入口圧	kg/cm ² g	4.23	3.33	3.23
タービン出口圧	kg/cm ² g	0.21	0.21	0.21
タービン入口温度	°C	-148	-157	-152
断熱落差	kcal/Nm ³	12.56	10.6	10.8
実熱落差	kcal/Nm ³	10.3	8.5	8.6
エンタルピ効率	%	82.5	80.3	79.5
回転数	rpm	24,000	22,300	22,000

第7表 装置の総合効率

項目	単位	TO	New Linde Fränkl
圧縮機空気風量	Nm ³ /h	9,400	9,400
同上圧縮力	kg/cm ² g	4.5	4.8
発生酸素量	Nm ³ /h	1,550	1,390
同上酸素純度	%	99.2	99.2
圧縮機入力	kW	970	970
単位酸素当り電力量	kWh/Nm ³	0.625	0.700



第17図 起動所要時間

液酸の精溜塔内での蓄積, 酸素蓄冷器の冷却, 送酸という型で進められる。これらに要した時間を第17図に示す。従来の補助高圧サイクルを有する大型装置になんらおとるところがない。

(6) 小停止後出酸までの所要時間

本件は運転者の熟練度によつて大幅に異なる性質であるが, 一応熟練したものとして所要時間を停止時間の関係において示せば第18図のごとき程度と考えてよい。

(7) 装置の能力限界と減量運転可能限界

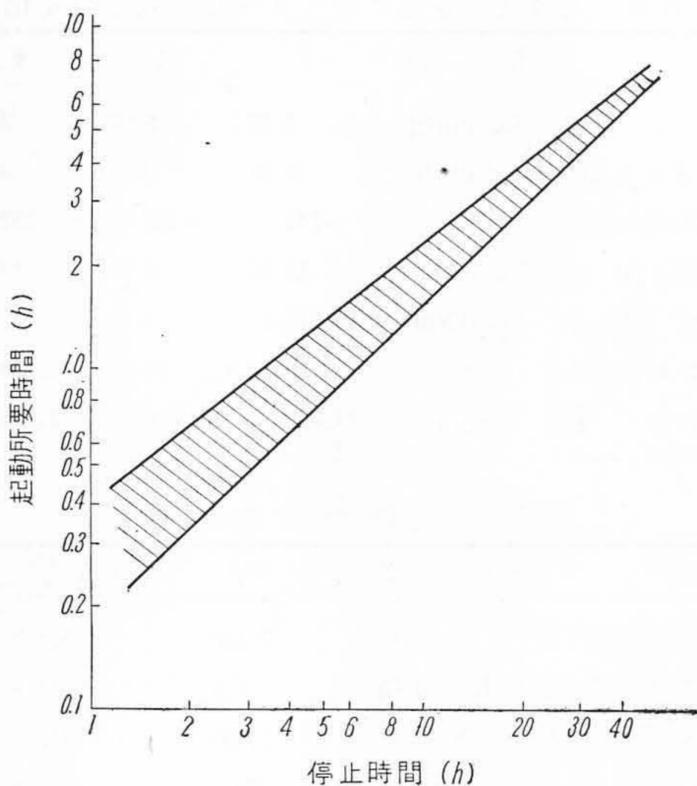
本装置の最大能力は精溜塔上部塔における溢沓現象により制限を受ける。最大能力は次の数値である。

酸素発生量 1,915 Nm³/h

同上純度 99.0%

原料空気量 11,000 Nm³/h (ターボ圧縮機吐出風量)

減量運転可能限界はいちじるしい性能の低下無いものとして 60%までは可能のようであるが, 本件は主としてターボ圧縮機の設計点いかんによつていちじるしく変化することでもあるので, 一概にうんぬんすることは危険である。ターボ圧縮機のサージングによる減量限界を離れて, 精溜塔における精溜限界の下限についてはいちじる



第18図 小停止後再起動に要する時間

しい精溜効率の低下なしに下記の線まで運転することを
得た。

酸素発生量	800 Nm ³ /h
同上純度	99.5 %
所要ターボ風量	5,500 Nm ³ /h

なおこれ以下でも運転できる可能性はあつたが一応試験を打切つた。

結局本装置の精溜塔は性能をおとさぬ範囲内で、下記のごとき大きな範囲で十分使用にたえうるものであることを確認した。

最大酸素発生量	1,900 Nm ³ /h
最小酸素発生量	800 Nm ³ /h 以下

最大能力に対し半量以下の減量負荷にも耐えうるのでターボ圧縮機の設計点の選定いかんでは大幅の減量運転の可能性は十分にある。

(8) 装置の総合効率

本装置の定格附近における性能、とくに酸素発生原単位を世界的メーカーであるドイツのリンデ社より公表せられている同社のニューリンデフレンケル装置(全低圧式空気分離装置)の性能値と比較すると第7表のごとくなる。この比較の場合条件としてはターボ圧縮機送風量および酸素純度(精溜塔出口における)を同一とした。TOプラントは実績値、リンデは酸素純度を同一とするために公表数値の内挿法によつて求めた。約10%程度TOプラントの方がすぐれていることがわかる。

(9) 長期運転性能

この場合分離装置としての立場より見るに装置の全加温のやむなきに至るのは、蓄冷器の水分および炭酸ガス

の蓄積による閉塞によるか、蓄冷器の炭酸ガスの濾過作用が完全でなく、精溜塔内に炭酸ガスがドライアイス粉末の形で蓄積することによる精溜効率のいちじるしい低下のどちらかである。これらは一つに

- (1) 蓄冷器切替制御機構
 - (2) 蓄冷器抽気機構
 - (3) 運転技術
- } の信頼度

によるものであつて、(3)の点を別に考えれば、他はともに蓄冷器関係にある。本装置にあつては蓄冷器はきわめて安定であり、蓄冷器よりでる空気中のCO₂含有度も10ppm以下で、精溜塔の効率低下も長期にわたり認められず、一箇年の連続運転の可能性も十分にあることを実証した。また液酸中のアセチレン濃度も0.1~0.4mg/5l程度である。そのほかの炭化水素分も他型式の分離装置のごとき油潤滑の圧縮器をまったく使用していないためきわめて少いこともここに附記する。

[IV] 結 言

以上全低圧空気分離装置の国産第1号装置について述べたが、本装置の成果はすでに業界の認めるところとなり、引続きこの種装置の製作の機会を与えられている。われわれとしては一日の停滞なく進歩改良につとめており、引き続き全低圧法において

- (1) 酸素と高純窒素の同時分離(山陽化学株式会社)
- (2) 小型全低圧装置の製品化(住友金属株式会社, 日本鉱業株式会社)
- (3) 石材蓄冷器の採用による高純度大量酸素の発生(中山製鋼株式会社)

とくに(3)の進歩はきわめて大きく、石材蓄冷器は今後の全低圧空気分離装置の決定版というべき種々の利点のあるものであるが、別の機会に詳述する予定である。かくのごとく戦後における本装置の進歩発達はいちじるしい。この新傾向の本邦における第一歩を予期以上の成績で踏み出したのがこの装置であるといえる。日立製作所の問題を根本迄掘り下げる徹底せる実証主義と豊富な経験を持つ別府化学株式会社の技術陣とはぐくまれた所産である事は、かえりみて本装置を成功に導いた最大の素因であり、幸運であつたといわねばならない。この意味において本装置に関係せる各位に深く感謝する次第である。

参 考 文 献

- (1) 松本外: 日立評論 36, 19 (昭29-8)
- (2) 特許 232438
- (3) (4) E. Karwat: Stahl u. Zisen Nr. 145 Juli (1951)