

エチレン分離装置について

Low Temperature Separation Plant for Recovery of Ethylene

木村 茂*
Shigeru Kimura

内 容 梗 概

ナフサ分解ガスよりエチレンを分離する方法には吸着法、吸収法、深冷分離法の三つがあり、ここでは特に深冷分離法について述べる。

深冷分離法には大別してアメリカ方式とヨーロッパ方式があり、おのおの方式のプロセスを紹介し、プロセスの違いは寒冷製造法、アセチレン除去法、脱水法、精留塔配列にあることを分析している。さらに深冷分離法における問題点である原料ガス圧縮、脱水塔、アセチレン除去、重合物生成、精留塔について述べている。

1. 緒 言

第二次世界大戦後世界各国において石油化学工業が急速に発展し、石油化学原料の主役であるエチレンの需要は毎年うなぎのぼりに上昇している。石油化学の最も盛んなアメリカにおけるエチレン生産量の推移を第1図に示す。

石油化学の波は日本へも押し寄せ、昭和33年にはエチレンの生産が開発された。

現在の世界におけるエチレン生産能力は第1表に示すとおりである。日本はアメリカの343万tにはとうてい及ばないが、イギリス、西ドイツ、フランスにつぐ生産量を示しており、さらに多数のエチレンプラントが国内各社によって計画され、あるいは建設中である。

エチレン、プロピレンなどのオレフィン原料としてはアメリカにおいては大半は石油精製廃ガス、ヨーロッパおよび日本ではナフサが使われている。

工業的なエチレン分離法としては吸着法、吸収法、深冷分離法の三つがあげられる。

吸着法は活性炭吸着剤の移動床によりガスを分離するものでハイパーソープション法と呼ばれ、アメリカの Union Oil Co. of California によって開発された。工業的プラントは Dow Chemical 社 Midland 工場に建設され、運転されているが、吸着法は建設費、操業費が若干高いため、ほとんど行なわれていない。

吸収法は溶媒として分子量80程度の芳香族留分を使用して、 35 kg/cm^2 、 -15°C でエチレンおよびエチレンより炭素数の多い炭化水素を吸収して、水素、メタンを分離するものである。吸収法によるエチレン分離装置はアメリカの Lummus 社によって建設されているが、アメリカの生産量のうち15%を占めるにすぎず、大容量プラントでは深冷分離法より操業費が高くなるため Lummus 社も最近のプラントではすべて深冷分離法に転換している。

深冷分離法は原料ガスを低温まで冷却、液化し、蒸留によって各留分に分離するものであって、現在エチレン分離装置の90%以上を占めている。

本報文は深冷分離法の概要について述べることを目的としており特にナフサ分解ガスよりのエチレン分離装置を対象としている。

2. エチレン分離装置の代表的プロセス

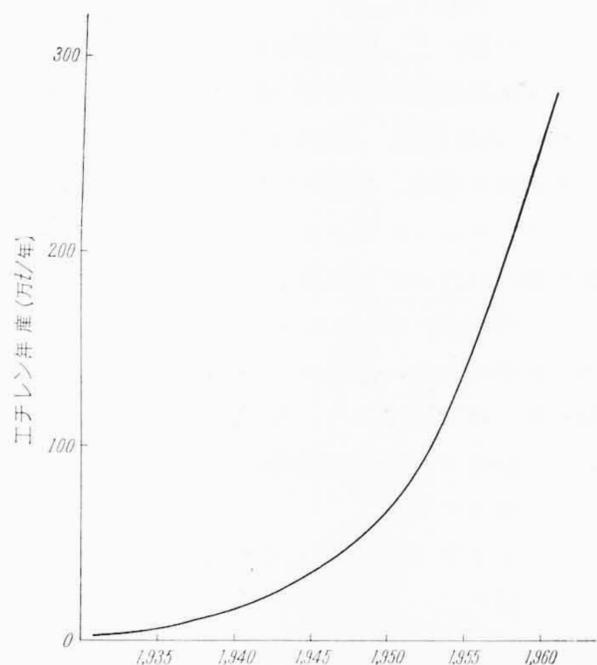
2.1 アメリカ方式とヨーロッパ方式

エチレン分離装置のプロセスにはいろいろあるが、大別すると

- (イ) アメリカ方式
- (ロ) ヨーロッパ方式

の二つに分けることができる。

* 日立製作所日立工場



第1図 アメリカにおけるエチレン生産量の推移

第1表 世界におけるエチレン生産能力(1961年)

(単位 1,000 t/年)

アメリカ	3,427	フランス	161
イギリス	390	イタリア	80
西ドイツ	285	日本	134

アメリカ方式はアメリカで発達した石油精製工業の常温または常温以上のプロセスを低温に移動したものであり、ヨーロッパ方式は空気分離装置、コークス炉ガス分離装置など -200°C 程度の極低温の装置に端を発し、むしろ温度の高い方へ発展させたものである。

アメリカ方式にしても、ヨーロッパ方式にしても固有の技術を開発させてきたものであり、プロセスの進歩発展に伴い、両方式の基本的な点は歩み寄りを示していることは興味深い。

アメリカ方式は Stone & Webster 社、Kellog 社、Lummus 社、C. F. Braun 社などによって代表される。その特徴は下記のとおりである。

- (1) 全プラント高压である。
- (2) 二元または三元冷凍サイクルを採用している。
- (3) アセチレン除去は接触水添による。

ヨーロッパ方式は Linde 社によって代表され、特徴は

- (1) メタン分離、エチレン分離を低圧で行なう。
- (2) 寒冷製造は一元冷凍と原料ガスのジュール・トムソン効果を利用している。
- (3) アセチレン除去はアセトン吸収法による。

2.2 代表的プロセスの説明

代表的なプロセスとして Stone & Webster 社、Kellog 社、Linde 社のプロセスについて述べる。

2.2.1 Stone & Webster 式プロセス

第2図に Stone & Webster 式プロセスを示す。

分解炉を出た分解ガスは熱回収ボイラにより冷却、さらにクエンチング塔で分解油と接触して冷却、蒸留塔で分解油を分離する。分解ガスは圧縮機により $17 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ に昇圧、ソーダ洗浄塔により CO_2 , H_2S を除去、第一脱水塔にて水分を除去する。脱プロパン塔ではプロパンより低沸点の留分が塔頂留出物となり、B-B留分より高沸点の留分が塔底留出物となる。缶出物は蒸留塔留出物の分解ガソリンとともに脱ペンタン塔へ供給され、 C_4 , C_5 は留出物、分解油は缶出物となる。留出物の C_4 , C_5 は脱ブタン塔で C_4 , C_5 に分離される。脱ペンタン塔缶出物は再蒸留塔で分解重油と分解ガソリンに分離する。脱プロパン塔頂の留出ガスはプロピレン冷媒によって冷却され、一部還流として戻る。留出ガスは原料ガスを冷却して寒冷を回収し、常温になり、再生熱交、加熱炉により温度上昇し、アセチレン水添塔を通る。水添塔では選択的水添によりアセチレンはエチレンに変わる。この際エチレンの一部は水素添加されてエタンに変わり、エチレン損失となる。ガスは冷却後、 $38 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ に昇圧される。第二脱水塔で脱水ののち、冷媒によって -60°C に冷却され、第一脱メタン塔に入り、水素、メタンに分離される。 C_2 - C_3 留分よりなる缶出物は脱エタン塔により C_2 と C_3 に分離される。

缶出物はそのまま P-P 留分として製品となるか、またはプロピレン塔によって純プロピレンが製造される。缶出物は二本のエチレン塔で精留され、98~99.9%のエチレンを得る。塔底より産出するエタンは専用の分解炉にて分解し、原料ガスに加えられる。第二エチレン塔よりのエチレンは第二脱メタン塔によりメタンなど軽い成分が除かれて製品となる。

2.2.2 Kellog 式プロセス

Kellog 社のプロセスを第3図に示す。

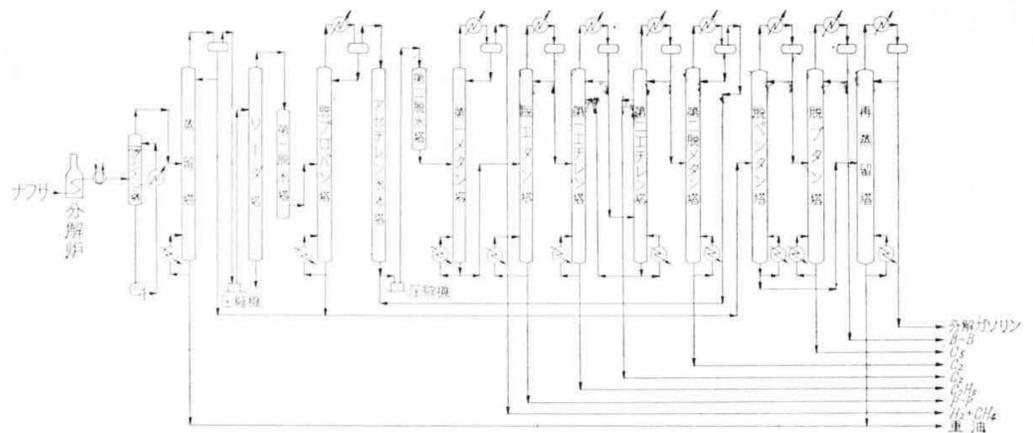
分解炉を出た分解ガスは圧縮機で 38 kg/cm^2 に昇圧し、予備分離塔にはいる。ここで P-P 分以上の重い留分缶出物となる。留出ガスは脱水塔で水分除去したのち脱メタン塔で水素、メタンを分離、脱エタン塔で P-P 留分分離ののち、 C_2 留分がエチレン塔へ供給され、98%のエチレンが留出ガスとして得られる。この98%エチレンに水素を添加したのち、水添塔にて接触水添を行なわせ、第二脱メタン塔にて少量のメタン、水素を分離し、第二エチレン塔でエタンを除去し、99.9%のエチレンを得る。予備分離塔缶出物は液状でソーダ洗浄、水洗浄が行なわれたのち、脱エタン塔缶出物の P-P 留分と合流して脱ブタン塔に供給され、分解油を分離したのち脱プロパン塔で P-P 留分と B-B 留分を得る。分解油はさらに再蒸留塔により分解ガソリンと重油に分離される。

このプロセスの特徴は予備分離塔で重質留分を分離してしまつて脱水塔におけるジエン類の重合による性能低下を防ぎ得たことおよび脱メタン塔後でアセチレン水添を行なつて水添の選択性を増加して、エチレン損失を小さくしたことにある。

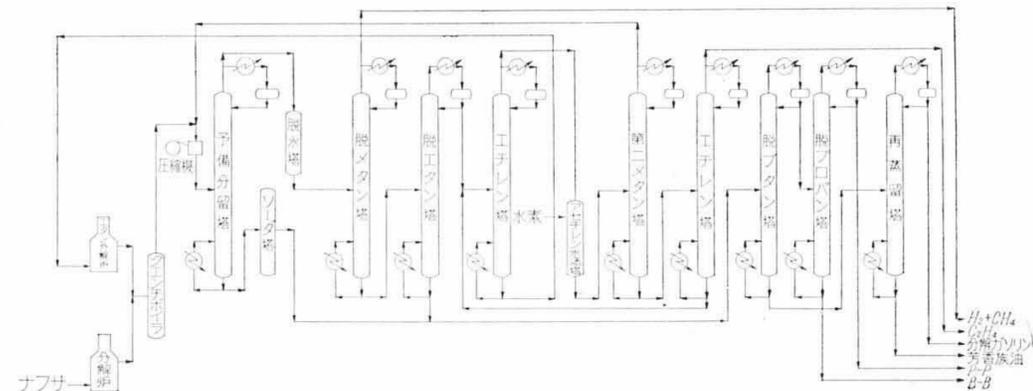
2.2.3 Linde 式プロセス

ヨーロッパ方式の代表としてリンデ社のプロセスを第4図に示す。

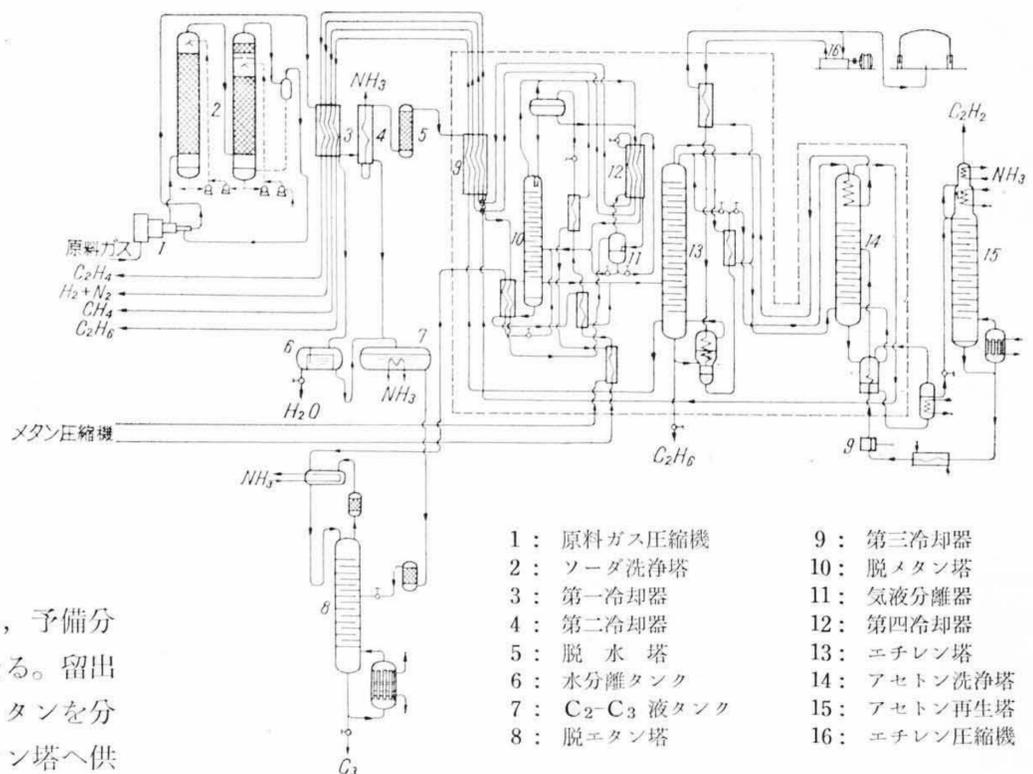
分解ガスは圧縮機により 35 kg/cm^2 に昇圧される。昇圧の途中中間段でソーダ洗浄が行なわれる。二本のソーダ塔のうち一本は硫化カルボニル除去を考慮して 60°C で運転される。 35 kg/cm^2 の



第2図 Stone & Webster 式 プロセス



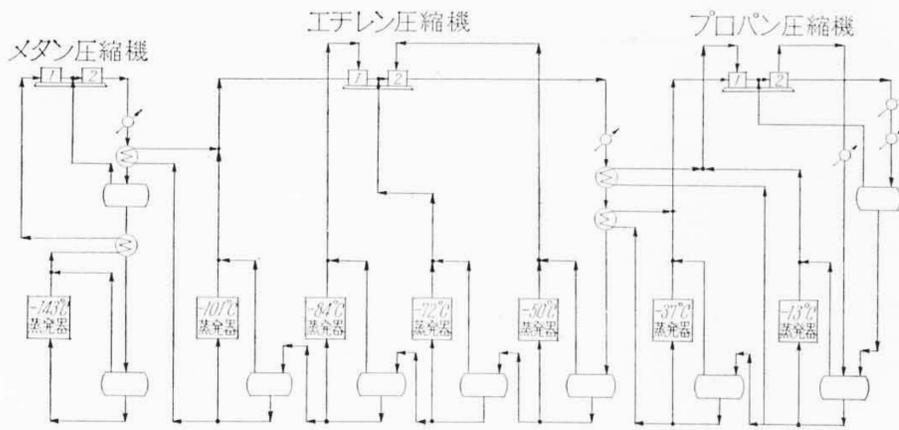
第3図 Kellogg 式 プロセス



- 1: 原料ガス圧縮機
- 2: ソーダ洗浄塔
- 3: 第一冷却器
- 4: 第二冷却器
- 5: 脱水塔
- 6: 水分離タンク
- 7: C_2 - C_3 液タンク
- 8: 脱エタン塔
- 9: 第三冷却器
- 10: 脱メタン塔
- 11: 気液分離器
- 12: 第四冷却器
- 13: エチレン塔
- 14: アセチレン洗浄塔
- 15: アセチレン再生塔
- 16: エチレン圧縮機

第4図 Linde 式 プロセス

分解ガスは第一冷却器により -10°C に冷却され、一部炭化水素と水分が液化する。液化炭化水素と凝縮水はタンクで分離され、液化炭化水素のみ C_2 - C_3 液タンクへはいる。第一冷却器を出た原料ガスは、第二冷却器でプロピレンまたはアンモニア冷凍により、 -40°C まで冷却される。第一冷却器、第二冷却器までは脱水塔がないため、両冷却器には水分、炭水化物加水物の氷結が起こり、伝熱管の間を閉鎖してしまう。そのため、第一、第二冷却器はおのおの2基設けられ、切換使用される。氷結の起こったものは加温ガスにより融水される。第二冷却器においては原料ガスの大半は液化し、P-P 留分より重いものはほとんど完全に液化する。第二冷却器頂部より出る原料ガスは脱水塔により完全に水分が除去され、第三冷却器にはいる。第三冷却器では一部のみ液化し -60°C で脱メタン塔リボイラにはいる。ここで -90°C に冷却された原料ガスは気液分離器で液化分を分離し、第四冷却器で -130°C まで冷却される。第四冷却器ではメタン、エチレンが液化する。特にエチレンは完全に液化してしまい、残ガス中に残るのは0.1%以下であ



第5図 メタン-エチレン-プロパン三元冷凍フローシート

る。残ガスは水素70~80%, 残りはメタンという組成となる。

一方, C_2-C_3 液タンクにたまった液分留分は原料ガス中の C_3 より重い成分と, それにメタン, C_2 が混合したものであり, 脱エタン塔に供給され, メタンと C_2 は塔頂留出ガスとなる。脱エタン塔留出物は脱プロパン塔でP-P留分を分離, 脱ブタン塔でB-B留分, C_5 留分を分離している。脱エタン塔留出ガスは保冷槽にはいり, 脱メタン塔リボイラで液化, 脱メタン塔へ供給される。脱メタン塔でメタンと C_2 留分に分別される。脱メタン塔還流はメタンの循環サイクルによって製造される。脱メタン塔留出ガスは第四冷却器, 第三冷却器, 第一冷却器で徹底的に寒冷を回収して製品となる。脱メタン塔留出物(エチレンとエタンより成る)はエチレン塔に供給され, 高純度エチレンが作られる。エチレン塔の還流も脱メタン塔と同様に, エチレン循環サイクルによって作られている。

第三冷却器以後の機器は保冷槽に收容され, 各機器の間は保冷材の岩綿が充てんされる。

3. プロセスの差異の分析

以上, 代表的なエチレン分離装置のプロセスについて述べたが, このようなプロセスの差が出てくる原因を分析してみると, 次のような点の違いによるものであるということがわかる。

- (イ) 寒冷製造法
- (ロ) アセチレン除去法
- (ハ) 脱水法
- (ニ) 精留塔配列

3.1 寒冷製造法

2.1で述べたように, アメリカ方式では原料ガスの冷却, 精留塔の還流製造のため, 二元または三元冷凍サイクルを採用している。そのためプロセスの流れは比較的簡単であるが, 冷凍サイクルは複雑となっている。三元冷凍サイクルの一例を第5図に示す。

ヨーロッパ方式では原料ガスの -40°C までの冷却, 精留塔還流の製造にはアンモニアまたはプロピレンの一元冷凍が使われ, -40°C 以下の原料ガスの冷却は原料ガス自身の $20\sim 35\text{ kg/cm}^2$ から常圧付近までの膨張, すなわちジュール・トムソン効果によっている。このため脱メタン塔付近の流れはいくぶん複雑になるが, 冷凍サイクルは一元のため非常に簡単となる。

脱メタン塔, エチレン塔の還流製造は第6図に示したような循環サイクルによって行なわれる。

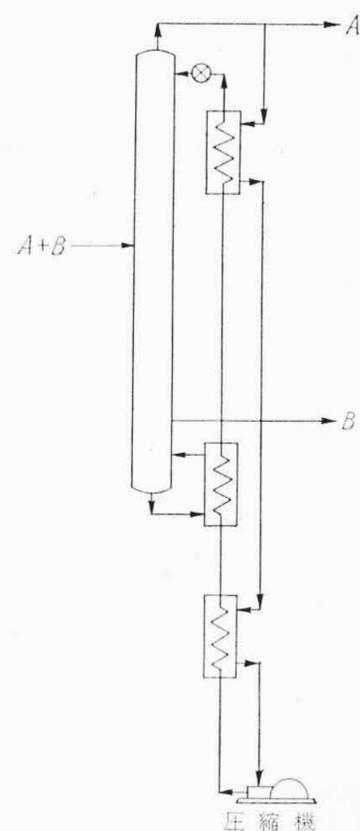
3.2 アセチレン除去法

アセチレン除去法には

- (イ) 接触水添法
- (ロ) 吸収法

の二つの方法がある。

接触水添法はアセチレンと水素が共存するガスを触媒層を通してアセチレンのみに水素を添加させ, エチレンに転換するもので第2



第6図 自己蒸気圧縮式還流製造法

図の Stone & Webster 式プロセスのように脱メタン塔の前で水添を行なう方式と第3図の Kellogg 式プロセスのように脱メタン塔の後で水添を行なう方式がある。前者の場合は原料ガス中に水素が存在するため, 特に水素添加を行なう必要はないが, 処理量が多く, 水素分圧が大きいため選択性のよい触媒を多量に必要とする。後者の場合, 外部より水素を添加するため, 水素分圧が低く, 処理ガス量も前者の三分の一程度になるが, 添加した水素を分離する精留塔を一基必要とする。

吸収法は第4図のように製品エチレン中アセチレンを低温のアセトンによって吸収除去するものでアセトンは再生され, 循環使用される。

3.3 脱水法

原料ガス中の水分が深冷部へ浸入すると配管の閉そくをひき起こすため, 水分は徹底的に除去する必要がある。水分の除去は活性アルミナ, 活性ボーキサイトなどの吸着剤による。

Stone & Webster 式プロセスでは原料ガスは水およびプロピレン冷凍によって 20°C に冷却されたのち, 脱水塔へはいる。脱水塔へはいる温度を低くすることは脱水剤の負荷を軽減する。このプロセスでは水添塔に蒸気を添加しているので水添塔の後に第二脱水塔を入れている。

Kellogg 式プロセスでは予備分離塔で C_4 以上の重質炭化水素を除去したのち, 脱水している。これは高級ジエン類を脱水剤と接触させることを避けることができ, 吸着剤の寿命を長くすることができる。このプロセスでは水添を脱メタン塔後にしたため, 第二脱水塔の必要がない。

Linde 式プロセスでは原料ガスは -40°C まで冷却されてから脱水塔へはいる。したがって吸着剤の所要量は非常に小さくなる。

3.4 精留塔配列法

ナフサ分解ガスより

- (イ) 水素+メタン
- (ロ) エチレン
- (ハ) エタン
- (ニ) プロピレン-プロパン
- (ホ) C_4
- (ヘ) C_5 以上

の六成分に分離する場合

- (a) 脱メタン塔
- (b) 脱エタン塔
- (c) エチレン塔
- (d) 脱プロパン塔
- (e) 脱ブタン塔

の五本の精留塔が必要であり, これら精留塔配列の最初にどの精留塔をもってくるかによってプロセスはほぼ決まってしまう。この配列の方式は

- (1) 脱メタン塔 TOP
- (2) 脱エタン塔 TOP

(3) 脱プロパン塔 TOP

の三つがある。ほかの精留塔が TOP にくるプロセスは現在出ていない。

Stone & Webster 式プロセスは(3)であり、Kellogg 式、Linde 式は(2)の変形である。

4. エチレン分離装置の問題点

4.1 原料ガス圧縮機

4.1.1 原料ガスの凝縮

分解ガスは炭素数10くらいまでの重質炭化水素が含まれているため、圧縮の際一部凝縮する。凝縮は中間冷却器、後部冷却器において起こる。凝縮液が次段のシリンダ内にはいると潤滑油をうすめる可能性があるため冷却器後には分離器を設ける必要がある。

シリンダ内でも凝縮の起こる可能性があるため、シリンダ内には液だまり部分ができないよう、また凝縮液が重力によって除去できるように考慮しなければならない。

凝縮液はC₄以上の重質成分が多く含まれるが、水素、メタン、エチレンも若干含まれており、これらを回収するため次のような処理法が行なわれている。

(イ) C₄より軽い成分を分離して原料ガス圧縮機吸い込みへもどし、残液を脱ブタン塔へ供給する。

(ロ) 凝縮液を液相で水分除去したのち、ポンプによって原料ガスに加える。

4.1.2 ガム状付着物

分解ガス圧縮の際、含まれているジエン類など高級不飽和炭化水素が高温でガム状重合物を生成し、シリンダ内部、吸入弁、吐出弁、配管などに付着する。ガム状重合物には配管のさびが若干含まれているため弁をいためやすく、運転中または停止時に洗浄する必要がある。

重合物の生成を抑制するためにはシリンダ内ガス温度が100°Cを越えないようにすることが必要である。原料ガス圧縮機の吐出圧力を35~38 kg/cm²に昇圧するのに普通四段または五段圧縮が採用されている。

4.2 脱 水 塔

4.2.1 重合物による性能の低下

原料ガスの水分除去に使用される吸着剤の脱水性能は時間とともに減少してゆく。これは吸着剤にごく微量吸着された原料ガス中不飽和化合物が、吸着剤再生の際、高温ガスのため重合し、吸着剤の表面に付着して、再生のたびに蓄積されるためと考えられる。

吸着剤は触媒の担体を使用されていることからわかるようになり触媒作用があり、重合を促進している。

重合物による吸着剤の性能低下を抑制するには次のことに注意する必要がある。

- (1) 再生ガスには高級不飽和化合物を含まないものを使用する。
- (2) 加温する前に常温の再生ガスを通して、吸着剤に吸着されている高級不飽和化合物のページを行なう。
- (3) 吸着剤に触媒作用の少ないものを使用する。
- (4) 再生ガスには水分を含まない乾燥ガスを使用し、再生温度を低くする。

4.2.2 脱水塔入口温度

第2表にみられるように、水の蒸気圧は0~40°Cの範囲では温度が10°C下がると蒸気圧は半減するから、脱水塔にはいるガス温度が低いほど吸着剤の負荷は小さくなる。

一方、ガス温度が下がると炭化水素の水和物 (hydrate) の生成

第2表 水 の 蒸 気 圧

40°C	55.3 mmHg	10°C	9.2 mmHg
30°C	31.8 mmHg	0°C	4.6 mmHg
20°C	17.5 mmHg		

の危険がある。水和水は炭化水素と水分が高压の下で共存する場合、氷点以上でも凍結を起こす。そのためガス温度は脱水塔の負荷を小さくし、しかも水和水の生成の危険のない適当な温度を選択しなければならない。

4.3 リボイラにおける重合物の付着

脱プロパン塔、脱ブタン塔、脱ペンタン塔の塔底、特にリボイラでは不飽和化合物が重合してガム状重合物を生成し、伝熱管表面に付着し、伝熱を妨げる。付着した重合物には適当な洗浄剤がない、め機械的に除去する以外方法はないので、リボイラは二基設けて切替使用しなければならない。

リボイラの重合物の生成を抑制するには塔の操作圧力を低くして塔底温度をできるだけ下げ、加熱蒸気も低圧のものを使用する。

操作圧力をできるだけ低くして、塔底温度を重合を起こさない程度に低温にすることも考えられるが、塔頂コンデンサに冷凍を使用する必要が出てきて経済的ではない。

リボイラは清掃の容易な点を考えて管内にプロセス流体、管外蒸気加熱とする。

4.4 アセチレン除去法

4.4.1 水 添 法

アセチレン水添触媒には次のようなものがある。

MoS, Pd, Ni-Cr, Ni, Co-Mo, Ni-Co-Cr

エチレン分離装置に広く使用されているのはCo-Mo, Ni-Co-Crの二種である。

Co-Mo 触媒はSV 500~1,000, 180~320°Cで使用され、選択性を増すため水蒸気が添加される。2~4週間ごとに再生を行なう必要がある。再生は370°Cの過熱蒸気に空気を添加したものを使用する。エチレンの損失は1~3%といわれる。

Ni-Co-Cr 触媒はSV 1,000~3,000, 120~300°Cで使用され、水蒸気の添加は行なわれない。3ヶ月ごとに370°Cの過熱蒸気と水素で再生を行なう。エチレン損失は1%以下といわれる。

水添触媒は再生直後は活性が大きいので、低温で使用し、活性がおちるに従って温度を上げていき、被毒効果を温度で補ってゆく。比較的少量の硫化物、一酸化炭素は触媒の選択性を増すが、硫化物が多いと短期間で活性を失ってしまう。

4.4.2 吸 収 法

Linde 式プロセスでは-60~-70°Cにおけるアセトン吸収が使われる。この温度におけるアセチレンの溶解度はエチレンの30倍であってアセチレンは容易に除去できるが、エチレンの分圧が大きいためエチレンも溶解するので、アセトンを再生塔に供給する前に一度加温フラッシュしてエチレンの回収をはかる必要がある。

溶媒としてはDMF (ジメチルフォルムアミド)を使用すれば操作温度をもっと高くすることができる。

4.5 低 温 材 料

一般に炭素鋼は転移温度が高く、衝撃値は0°C付近より下降し始め、使用可能最低温度は-15~-20°Cである。この温度以下では次のような材料が使用される。

-45°C	アルミキルド鋼
-60°C	2.5% Ni 鋼
-100°C	3.5% Ni 鋼
-100°C 以下	18-8 ステンレス鋼, 銅, アルミ, 黄銅

第3表 ASTM 規格の低温材料

衝撃試験温度	板	管		ボルト	鋳鋼	鍛鋼
		配管用	熱交換器用			
-45°C	A 300 CL.1 (A 201 GD.A,B) (A 212 GD.A,B)	A 333 GD.C	A 334 GD.C		A 352 GD.LCB	A 350 GD.LF1
-60°C	A 300 CL.2 (A 203 GD.A,B)				A 352 GD.LC1	
-70°C					A 352 GD.LC2	
-100°C	A 300 CL.3 (A 203 GD.D,E) A 300 CL.5 (A 353 GD.A,B)	A 333 (GD.3) (GD.4) (GD.5)	A 334 (GD.3) (GD.5)	A 320 (GD.L7) (GD.L10) (GD.G43)	A 352 GD.LC3	A 350 (GD.LF3) (GD.LF4)
-140°C				A 320 GD.L7		
-180°C				A 320 GD.B8F		
-200°C	A 300 CL.4 (A 353 GD.A,B)			A 320 (GD.B8) (GD.B8C) (GD.B8D) (GD.B8T)		

第3表に ASTM 規格にきめられている低温材料を示す。従来の JIS 規格には低温用の材料規格はなかったが、昭和 37 年 3 月に新しく下記のものが制定された。

STPL 39 (A 333 GD. C 相当)

STPL 46 (A 333 GD. 3 相当)

STBL 39 (A 334 GD. C 相当)

STBL 46 (A 334 GD. 3 相当)

最近、低温装置の建設が盛になっており、JIS 規格の低温材料も充実されるものと思われる。

4.6 脱メタン塔

脱メタン塔の操作圧力はアメリカ方式では 37 kg/cm^2 、ヨーロッパ方式では 0.5 kg/cm^2 程度である。圧力 37 kg/cm^2 の場合、コンデンサは二元冷凍ではエチレン冷媒により、三元冷凍ではメタン冷媒によって冷却される。したがって脱メタン塔頂留出ガスの温度は二元冷凍で -95°C 、三元冷凍で -135°C である。三元冷凍の場合、留出ガスの水素メタン中に残るエチレンは 0.1% 以下であるが、二元冷凍の場合には 4% 程度のエチレンが残っており、そのままではエチレン収率が悪いので、エチレンを回収するプロセスが追加されている。

操作圧力 0.5 kg/cm^2 の場合、還流は循環メタンサイクルによって製造される(第6図参照)。循環メタンは塔頂より留出するメタンを 50 kg/cm^2 に昇圧し、脱メタン塔リボイラを加熱することにより循環メタンを冷却し、膨張弁を通じて 0.5 kg/cm^2 までフラッシュさせ、液体メタンをつくる。

操作圧力 37 kg/cm^2 の場合、メタンとエチレンの比揮発度は約 5 であるが、操作圧力 0.5 kg/cm^2 では比揮発度約 40 であり、低圧の方が分離しやすい。

脱メタン塔の熱収支制御はアメリカ方式ではリボイラ加熱量調節によるのが、ヨーロッパ方式は缶出物の液化ガスの割合を調節することによって行なわれる。

4.7 エチレン塔

アメリカ方式では操作圧力 $20\sim 28 \text{ kg/cm}^2$ 、還流の製造およびリボイラ加熱はプロピレンまたはプロパン冷媒による。ヨーロッパ方式では操作圧力 0.4 kg/cm^2 、還流の製造およびリボイラ加熱は循環エチレンによって行なわれている。比揮発度は操作圧力 20 kg/cm^2 で 1.4、 0.4 kg/cm^2 で 2.2 で、低圧法の方が分離しやすく、還流比、段数を小さくすることができる。

4.8 脱エタン塔

操作圧力 $20\sim 30 \text{ kg/cm}^2$ 、コンデンサ冷却はプロピレンまたはプロパン冷媒の蒸発による。リボイラは予備の必要なく、蒸気加熱で

ある。

4.9 脱ブタン塔

操作圧力 $2\sim 5 \text{ kg/cm}^2$ 、コンデンサは水冷却でよい。

4.10 脱プロパン塔

操作圧力は $15\sim 18 \text{ kg/cm}^2$ で、Stone & Webster 式のように脱プロパン塔が脱エタン塔の前にある場合にはコンデンサはプロピレンまたはプロパン冷凍により冷却する必要があるが、Kellog 式、Linde 式のように脱エタン塔の後にくる場合には水冷却でよい。

4.11 プロピレン分離

プロピレン-プロパンの比揮発度は非常に小さいため、その分離は比較的困難である。

分離法には操作圧力 20 kg/cm^2 の高圧式と操作圧力 $6\sim 13 \text{ kg/cm}^2$ の中圧式があり、その還流製造を高圧式ではコンデンサによる水冷却によって行なっているのに対し、中圧式は循環プロピレンサイクルを使用する自己蒸気圧縮式である。高圧式では精留塔段数は 100 段を越えるため、塔を二本に分けることが必要となってくる。

高圧式でも中圧式でも建設費は大差ないが、原料液中のプロピレン濃度が 90% 以上の場合には高圧式が若干有利である。

5. 結 言

以上エチレン分離装置の各プロセスの特徴、問題点について述べた。

日立製作所においては数年前よりエチレン分離装置の開発を行なっており、気液平衡係数の測定、新しい脱水剤の開発、アセチレン除去法の研究などを続けてきたが、これらの研究を基礎として、現在日立式エチレン分離装置第 1 号を製作中である。われわれはこのエチレン分離装置が純国産技術のみによって設計、製作されたものであることを誇りとしている。

参 考 文 献

- (1) A. W. Pratt & N. L. Foskett: Am. Inst. Chem. Engrs., 12, 149 (1946)
- (2) C. C. King: Trans. Inst. Chem. Engrs., 36, 162 (1958)
- (3) L. B. Baker: ibid., 36, 11 (1958)
- (4) J. R. Fair et al: Chem. Eng. Progr., 54, No. 12, 39 (1958)
- (5) T. H. Arnold: Chem. Eng., 4 Sept. (1961)
- (6) 磯村豊: 高圧ガス協会誌 22, No. 10, 15 (1958)
- (7) 坪田良雄: 化学工業 No. 1, 13 (1962)
- (8) D. D. Roselius & R. Wylie: Chem. Eng. Progr., 56, No. 10, 59 (1960)
- (9) R. E. Reitmeier & H. W. Fleming: ibid., 54, No. 12, 48 (1958)