



## 消費動力を 10%低減可能な深冷空気分離プロセス

## Cryogenic Air Separation Process Capable of Reducing Power Consumption by 10%

橋 博志\*

TACHIBANA Hiroshi

## 1. はじめに

近年では CO<sub>2</sub> 排出抑制やエネルギー資源有効活用の観点から大量のエネルギーを消費する深冷空気分離装置 (ASU) の省エネルギー化は従来にも増して重要な課題となっている。ASU 動力性能の指標の一つに動力原単位 (低圧酸素ガス発生ベース) があるが、これは低圧 (およそ 130 kPa(abs)以下) の製品酸素ガスを 1 m<sup>3</sup>/h(normal)発生させるのに必要な ASU の消費動力である。図 1 は高純度酸素 (≧ 99.5%(volume)) を製造する当社の大型 ASU の動力原単位の推移であるが、1960 年代は 0.46 kWh/m<sup>3</sup> (normal)であった動力原単位が、蒸留計算の精度向上による酸素収率の改善、充填塔の採用による圧力損失の低減、後述する主凝縮器の流体間温度差の低減による下部塔圧力の低減、原料空気圧縮機の性能向上等の影響により現在は約 0.35 kWh/m<sup>3</sup> (normal)まで改善されている。しかしながら、直近の 20 年間に關しては動力原単位の改善が見られず、ASU の性能面に関しては頭打ち状態となり、限界に近付きつつあるようにも見える。この要因の一つとして低圧塔、高圧塔及びそれらを熱的に統合する主凝縮器とにより構成される ASU の基本プロセスが、とりわけ高純度酸素を製造するプロセスに関しては、約 100 年以上も前から変わっていないことが挙げられる。この傾向は国内外の同業他社についても同様であり、他社に対する動力面での優位性が得られないことが ASU 業界での熾烈な価格競争の一因になっている。

このような背景のもと、当社では、高純度酸素、高純度窒素及び高純度アルゴンを併産可能な ASU の基本プロセスを改良することにより、装置コストアップを抑えつつ、動力原単位を最大で 10%程度削減可能な ASU プロセスを開発<sup>1,2)</sup>、実用化した。本稿では、開発した ASU プロセスの概要について紹介する。

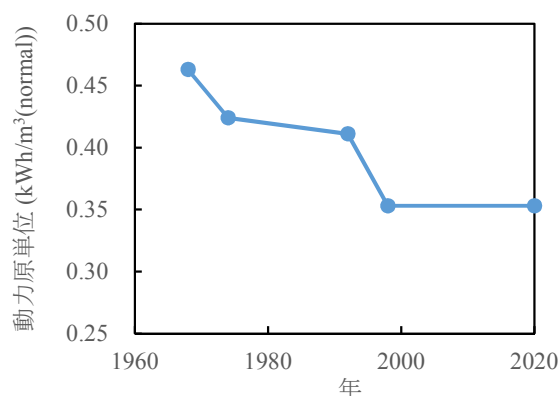


図 1 大型 ASU の動力原単位の推移

## 2. 開発した深冷空気分離プロセスの概要

図 2 に(a)現行プロセスと(b)新プロセスとのプロセスフローの比較を示す。両プロセスとも高圧塔、低圧塔、アルゴン塔の三つの精留塔により構成され、各々の精留塔が凝縮器を介して互いに熱的に統合されている一方で、各精留塔の熱統合の組み合わせと流体の取り回しが両プロセスで異なっている。現行プロセスでは高圧塔頂部と低圧塔底部とが主凝縮器により熱統合される、いわゆる複式精留プロセスが基本プロセスとなっており、低圧塔のサイドカットカラムであるアルゴン塔は補助的な位置付けであるのに対し、新プロセスでは高圧塔頂部とアルゴン塔底部、アルゴン塔頂部と低圧塔底部がそれぞれ熱統合されている点で基本的に異なる。

この熱統合の違いにより、両プロセスでは各精留塔の操作圧力が異なる。即ち、現行プロセスでは低圧塔の液化酸素を高圧塔の窒素ガスで蒸発させるために高圧塔の操作圧力を約 540 kPa(abs)まで上げればプロセスが成立するが、新プロセスでは低圧塔の液化酸素をアルゴン塔のアルゴンガスで蒸発させるためにアルゴン塔の操作圧力を約 220 kPa(abs)まで

\* エンジニアリング本部 PEC エンジニアリング部

- ①：原料空気圧縮機      ④：膨張タービン      ⑦：アルゴン塔      ⑩：空気蒸発器      ⑬：液化酸素ポンプ
- ②：前処理設備      ⑤：高圧塔      ⑧：主凝縮器／窒素凝縮器      ⑪：主熱交換器      ⑭：フィードアルゴンポンプ
- ③：空気昇圧機      ⑥：低圧塔      ⑨：アルゴン凝縮器      ⑫：窒素圧縮機

F：流量 [-], P：圧力 [kPa(abs)]

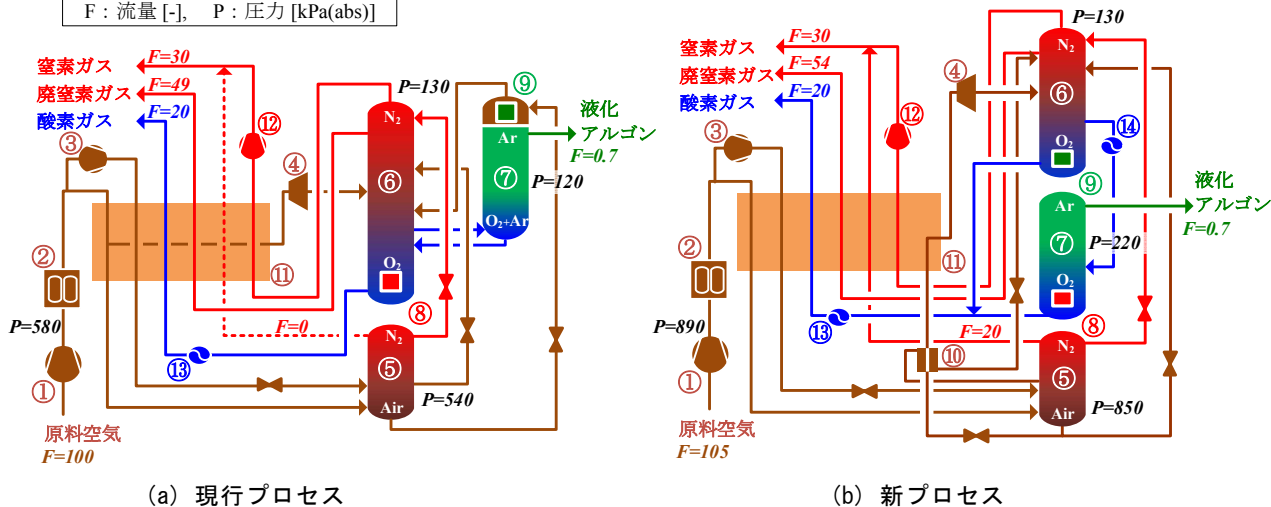


図2 現行プロセスと新プロセスとのプロセスフローの比較

上げる必要があり、更にアルゴン塔底部の約 240 kPa(abs)の液化酸素 を高圧塔の窒素ガスで蒸発させるために高圧塔の操作圧力を約 850 kPa(abs)まで上げる必要がある。このため、現行プロセスでは原料空気圧縮機 (MAC) で原料空気を約 580 kPa(abs)まで圧縮しているのに対して、新プロセスでは原料空気を約 890 kPa(abs)まで圧縮する必要があり、MAC の消費動力は大きくなる。

一方で、新プロセスは高圧塔頂部から導出される中圧窒素ガスの流量を増やすことができる特長がある。現行プロセスでは低圧塔とアルゴン塔の上昇ガスを主凝縮器で発生させているのに対して、新プロセスではこの役割をアルゴン凝縮器と窒素凝縮器とに分割し、低圧塔の上昇ガスをアルゴン凝縮器で、アルゴン塔の上昇ガスを窒素凝縮器で発生させている。従って、新プロセスでは窒素凝縮器の交換熱量を現行プロセスの主凝縮器よりも小さくすることができ、上記の通り中圧窒素ガスの導出量を増やすことが可能になる。従って、高圧の窒素ガスが必要な製品仕様条件においては、この中圧窒素ガスを有効利用することで窒素ガスの圧送動力が削減されるため、ASU 全体として消費動力を削減することができる。

### 3. ケーススタディによる有効性の評価

開発した新プロセスの有効性を評価するため、一般的な製鉄所向けの ASU に新プロセスを適用して試設計を行い、消費動力と装置コストに関して現行

プロセスを適用した場合と比較した。表 1(a)に本ケーススタディで設定した製品仕様を示す。

#### 3.1 消費動力と動力原単位

表 1(b)に新プロセスを適用した場合の現行プロセスとの消費動力の差を示す。前述の通り、新プロセスでは MAC の吐出圧力が高くなることから消費動力が増加しているが、MAC の二次側に設置される空気昇圧機 (BAC) は吸入圧力が高くなることにより消費動力が下がる。また、現行プロセスでは(動力増加を伴うことなく)中圧窒素ガスを導出できないのに対して、新プロセスでは原料空気量の 2 割程度の中圧窒素ガスを導出することができるため、窒素圧縮機 (NC) の低圧段の処理量を減らすことができ消費動力を削減することができる。その他、原料空気ラインの高压化に伴う前処理設備のコンパクト化により内部の吸着剤量を削減でき、その再生に必要なエネルギーを削減できる。結果として合計で 551 kW の動力を削減できることが確認された。これは ASU 全体の消費動力の約 5%に相当し、低压酸素ガス発生ベースの動力原単位の 10%削減に相当する。前述の通り、低压酸素ガス発生ベースの動力原単位とは、低压の酸素ガスを 1 m<sup>3</sup>/h(normal)発生させるのに必要な ASU の消費動力であり、ASU 全体の消費動力から製品ガスの圧縮および液製品の液化に係る相当動力を差し引いて製品酸素量で除したものである。ここで、圧縮に係る相当動力とは製品ガスを大気圧から製品圧力まで圧縮するのに必要な動力を意

味する。

### 3.2 装置コスト

表 1(c)に新プロセスを適用した場合の現行プロセスとの装置コストの差を示す。新プロセスは液化ガスポンプ（フィードアルゴンポンプ）の追加，コールドボックスのサイズアップ等のコストアップ要因がある一方で，中圧窒素ガス量の増加による NC 低圧段のコンパクト化，原料空気ラインの高圧化による前処理設備や外部配管のコンパクト化によるコストダウンが見込まれることから，ASU 全体の装置コストとしては現行プロセスとほぼ同等であることが確認された。

表 1 ケーススタディによる現行プロセスと新プロセスとの消費動力と装置コストの比較

(a) ケーススタディの製品仕様			
製品	流量 m <sup>3</sup> /h(normal)	純度*	圧力 MPa(abs)
酸素ガス	11,500	O <sub>2</sub> ≥ 99.5%	3.4
液化酸素	500	O <sub>2</sub> ≥ 99.5%	-
窒素ガス	17,500	O <sub>2</sub> ≤ 4ppm	2.1
液化窒素	500	O <sub>2</sub> ≤ 4ppm	-
液化アルゴン	400	O <sub>2</sub> ≤ 1ppm, N <sub>2</sub> ≤ 5ppm -	-

\*純度は体積分率

(b) 消費動力の差（新プロセス-現行プロセス）

原料空気圧縮機/MAC	+680
空気昇圧機/BAC	-630
窒素圧縮機/NC	-516
その他	-85
合計	-551 (-5%)

単位：kW

(c) 装置コストの差（新プロセス-現行プロセス）

液化ガスポンプ	+16	(追加)
コールドボックス	+34	(サイズ UP)
圧縮機	-21	(NC コンパクト化)
前処理	-30	(コンパクト化)
外部配管 他	-7	(コンパクト化)
合計	-8	

単位：百万円

### 4. 適用範囲

表 2 に過去の具体的なプロジェクトへの新プロセスの適用例（ケーススタディ）を示す。製品仕様によりプロセス適用効果は様々であるが，最大で 10%

程度の動力原単位削減が見込まれることが確認された。具体的な適用範囲の目安としては概ね以下の通りである。

- ・ 製品酸素純度 > 99%(volume)
- ・ 製品酸素ガス圧力 > 200 kPa(abs)
- ・ 製品窒素圧力 > 800 kPa(abs)

表 2 具体的なプロジェクトへの適用例  
(ケーススタディ)

		製品仕様			動力原単位 削減率
		酸素	窒素	液採取率	
A	流量 圧力	50,000 0.9	66,000 0.9	1% of AIR	-6%
B	流量 圧力	5,000 2.3	10,000 2.1	25% of AIR	-9%
C	流量 圧力	35,000 0.8	70,000 0.8	1% of AIR	-7%
D	流量 圧力	10,000 1.3	10,000 1.6	3% of AIR	-10%
E	流量 圧力	8,500 1.5	8,200 0.8	0% of AIR	-12%

\* 流量：m<sup>3</sup>/h(normal), 圧力：MPa(abs)

### 5. おわりに

ASU の基本プロセスである複式精留プロセスを改良することにより，装置コストを従来と同程度に抑えつつ，消費動力または動力原単位を最大 10%削減可能な深冷空気分離プロセスを開発した。本プロセスにおける各構成機器は従来と変わらないものの，蒸留塔の操作圧力やプロセスサイクルが従来とは異なるため，これまでに実績のない精留条件下での蒸留塔の性能確認試験や本プロセスに適した制御方法，起動方法の検討を完了し，現在は実機への適用を開始している。今後，本プロセスの適用を推進し，ガス単価の低減，環境負荷低減に貢献していきたい。

#### 参考文献

- 1) 大陽日酸株式会社. 空気分離方法, 及び空気分離装置. 特許第 6155515 号. 2017-7-5.
- 2) 大陽日酸株式会社. 空気分離方法, 及び空気分離装置. 特開 2018-169051. 2018-11-1.