

(論文)

エクセルギー解析を用いた省エネ空気分離装置の開発

Energy Saving Air Separation Plant Based on Exergy Analysis



谷口賢晃*¹
Masaaki TANIGUCHI



浅岡 斉*¹
Hitoshi ASAOKA



鮎原俊行*¹
Toshiyuki AYUHARA

An air separation unit (ASU) requiring a large amount of energy has been widely used in the steel, chemical and electronics markets. Therefore, there is a strong demand for ways of reducing its energy consumption to help stop global warming. Shinko Air Water Cryoplant (SAC) has been collaborating with the University of Tokyo in developing an innovative process that greatly reduces the energy consumption. In this study, the concept of "Exergy" is introduced to evaluate the process efficiency. As result, the new single column process was developed and verified as requiring approximately 30% less energy than the conventional double column process.

まえがき (株)神戸製鋼所は1934年に日本初の空気分離装置を製作し、以後80年近くにわたり、空気分離装置のメーカーとして産業界の発展に寄与してきた。2004年以降はエア・ウォーターとの合弁会社、神鋼エア・ウォーター・クライオプラント株式会社（以下、SACという）にて同メニューの展開を行っている。

空気分離装置は主に、製鉄・化学・電子産業等での酸素・窒素・アルゴンの製造に用いられており、設備によっては数十MWもの電力エネルギーを必要とする。近年、二酸化炭素等による地球温暖化やエネルギー価格の高騰から、より一層の省エネルギーが求められている。さらに、大気よりも酸素濃度の高い酸素富化空気を用いて燃焼を行うことにより、排気ガスからの熱損失を削減し、燃焼効率を向上させる酸素富化燃焼技術が製鉄や火力発電分野で適用されつつあり、酸素需要はこれからも拡大していく見込みである。したがって、原価の安い酸素を製造できる空気分離装置が求められている。

空気分離装置においては、空気前処理設備への吸着剤の適用や蒸留塔への規則充填物の採用によって性能は大きく向上してきた¹⁾。しかしながら、これらの空気分離装置でも酸素製造原単位は360~500kWh/kNm³-O₂であり、空気分離の理論上の最小原単位である約70kWh/kNm³-O₂と比較すると空気分離装置には未だ動力削減の余地が残されている²⁾。

SACでは、従来の空気分離装置と比較して消費動力を大幅に削減するプロセスの実現を目指し、東京大学と共同で研究を進めてきた。そこで本稿では、エネルギー効率を評価する指標として、エクセルギーを用いたプロセス解析を紹介する。エクセルギーとは、標準状態において有効な仕事として取り出せるエネルギー量を表す指標であり、有効エネルギーと表現されることもある（後

述の式（1）参照）。

エクセルギーを用いた検討の結果、空気分離プロセスを複式精留プロセスから単式精留プロセスとし、熱循環量を増やすことによって従来比30%の動力削減が可能であることがわかった。

1. 複式精留プロセス

1.1 従来の空気分離プロセス（複式精留プロセス）

空気を分離して酸素と窒素を製造する大規模空気分離装置のプロセスとしては現在、空気を液化し、酸素と窒素の沸点差を利用して蒸留（精留）分離する深冷分離プロセスが用いられている。深冷分離といわれているのは、空気の液化温度が-170~-190℃付近であり、この分離プロセスが断熱された極低温の系で実施されているからである。一般的な深冷空気分離装置のプロセスフローを図1に示す。現在、大半の空気分離装置は精留塔を2塔持つ複式精留プロセスである。

複式精留プロセスでは、空気圧縮機（Air compressor）にて大気中の空気を450kPaG程度まで昇圧する。この空気は主熱交換器（Main heat exchanger）に導入され、その大部分が-170℃の飽和温度付近まで冷却される。この飽和空気は、高压塔（HP column）に導入され、酸素分の多い液体空気と液体窒素に分離される。一方、主熱交換器から-140℃程度で一部抽気された原料空気は膨張タービン（Turbine）に導入され、断熱膨張して低温・低圧となり、装置が低温を維持するために必要な冷熱を発生させる。液体空気と液体窒素はそれぞれ低压塔（LP column）に還流液として供給され、高純度の酸素と窒素に分離される。低压塔の底部には熱交換器（Condenser-reboiler）が設置されており、高压塔におけるコンデンサ、低压塔におけるリボイラの役割を担って

*¹ 神鋼エア・ウォーター・クライオプラント(株) プロジェクト部

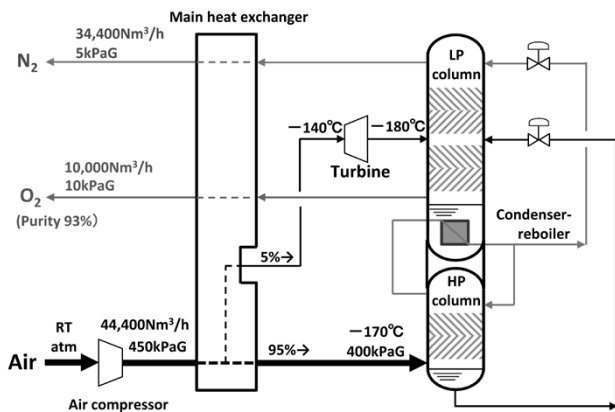


図1 複式精留プロセスフロー

Fig. 1 Process flow for double column rectification

いる。分離された酸素と窒素は主熱交換器で原料空気との熱交換によって昇温され、常温で回収される。

1.2 複式精留プロセスのエクセルギー解析

一般的な複式精留プロセスにおいて、エネルギー損失が大きい箇所を特定するためにエクセルギー解析を実施した。エクセルギー損失が大きいということはエネルギーが無駄に消費されていることを意味するため、エクセルギー損失が小さいプロセスほど優れているといえる。

エクセルギー (E) の定義式を式 (1) に示す。

$$E \equiv H - H_0 - T_0(S - S_0) = \Delta Q - T_0 \Delta S \quad \dots \dots \dots (1)$$

H: 系のエンタルピー (kJ)

H₀: 基準エンタルピー (kJ)

S: 系のエントロピー (kJ/K)

S₀: 基準エントロピー (kJ/K)

T₀: 基準温度 (K)

熱交換器におけるエクセルギー損失量の計算は、式 (1) の後半部分 $-T_0 \times \Delta S$ を熱交換器の全温度について積分する。

$$\Delta E = \int_{T_0}^T (-T_0 \times \Delta S) dT = -T_0 \int_{T_0}^T (S(T) - S_0(T)) dT$$

すなわち、T-S線図 (図2) において、高温側のプロットと低温側のプロットに囲まれた面積がエクセルギー損失量とほぼ等しくなる³⁾。具体的には、下記仕様の装置を想定して、エクセルギー解析を行った。

- 酸素流量 : 10,000Nm³/h
- 酸素純度 : 93% 以上
- 酸素圧力 : 10kPaG
- 窒素流量 : 34,400Nm³/h
- 窒素純度 : 99% 以上
- 窒素圧力 : 5 kPaG
- 原料空気流量 : 44,400Nm³/h (酸素回収率99.9%)
- 原料空気圧力 : 450kPaG
- 圧縮機効率 : 70%

1.2.1 空気分離装置全体のエクセルギー損失量

複式精留プロセスにおいて唯一外部からエネルギーを加えているのは、空気圧縮機である。またこのプロセスの製品である酸素と窒素は低压・常温であり、エクセルギーはほぼゼロである。よって、この空気圧縮機に加える仕事がこの空気分離装置全体のエクセルギー損失量に

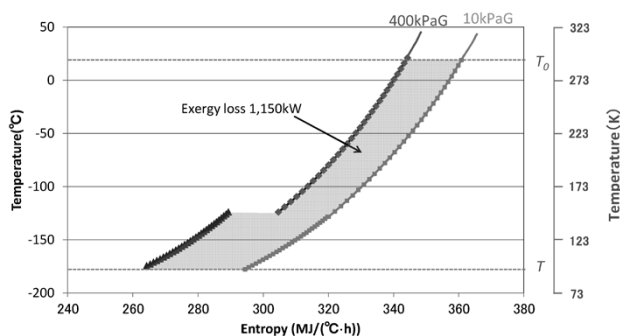


図2 複式精留プロセス 主熱交換器部 T-S線図

Fig. 2 T-S diagram of main heat exchanger in double column rectification process

相当する。ここから、空気分離装置全体のエクセルギー損失量は2,240kWとわかる。

1.2.2 主熱交換器部のエクセルギー損失量

複式精留プロセスにおける主熱交換器のT-S線図は図2に示したとおりである。前述したように、熱交換器のエクセルギー損失量はT-S線図から算出できる。この図からエクセルギー損失量を算出すると1,150kWとなる。

以上より、主熱交換器部のエクセルギー損失量1,150kWは空気分離装置全体のエクセルギー損失量2,240kWの半分以上を占めており、省エネルギーを実現するためには主熱交換器部におけるエクセルギー損失量の低減が効果的である。

図2のT-S線図を見ると、高温側流体 (空気) のプロットは低温側流体 (酸素・窒素) のプロットより左側に寄っており、このエントロピー差のためにエクセルギー損失量が多くなっていることがわかる。この熱交換において、高温側は原料空気全てが400kPaG程度の高圧であるのに対し、低温側はその全てが10kPaG程度と低压である。この圧力差が大きければ大きいほど熱交換におけるエクセルギー損失は大きくなる。したがって、主熱交換器のエクセルギー損失量を低減するためには、空気圧縮機の圧力を下げて高温側のプロットを右側寄りにする必要がある。

1.3 複式精留プロセスの課題

1.2節で述べたとおり、主熱交換器部のエクセルギー損失量を低減するためには空気圧縮機の圧力を低下させる必要がある。しかしながら、複式精留プロセスでは、高压塔のコンデンサと低压塔のリボイラを一体化することによって、高压塔コンデンサの凝縮潜熱を低压塔底部リボイラの蒸発潜熱として熱回収し、極低温の系に熱を加えることなく精留を成立させている (図3) ため、空気圧縮機の圧力を大幅に低下させることは難しい。

ここで、熱力学の第二法則より、高压塔のコンデンサから低压塔のリボイラに熱を移動させるためには、高压塔の頂部 (コンデンサ) の温度を低压塔の底部 (リボイラ) の温度より高く維持しなければならない。

さらに、同じ圧力では酸素の沸点は窒素の沸点より高い。例えば、通常の低压塔運転圧 (30kPaG) において酸素の沸点は-180°Cであるのに対して、窒素の沸点は-194°Cである。このため、窒素側 (高压塔) の圧力は酸素側 (低压塔) の圧力の4倍程度の400kPaGまで昇圧

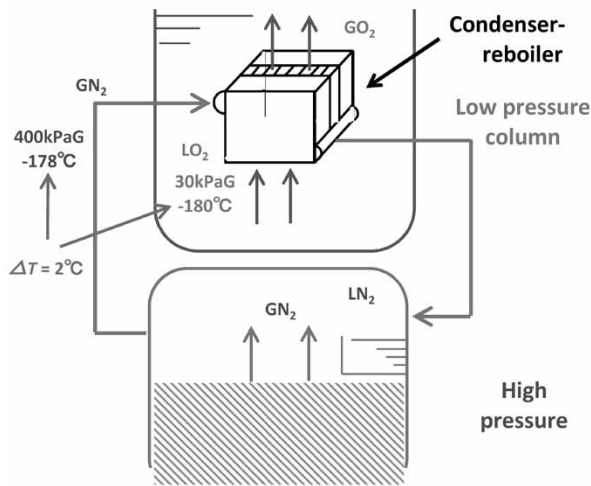


図3 複式精留コンデンサ・リボイラ図
Fig. 3 Condenser-reboiler of double column rectification process

しなければならない。

したがって、2塔に分割した精留塔とその間に結合されたコンデンサ・リボイラを特徴とする複式精留プロセスを用いる限り、空気圧縮機の圧力を大幅に低下させることは困難である。

2. 単式精留プロセス

2.1 単式精留プロセスの構築

1.2節で述べたとおり、主熱交換器部のエクセルギー損失量を低減するためには、空気圧縮機の圧力を低下させる必要がある。そこで、空気圧縮機の圧力を機器・配管の圧損分のみとすることが可能なプロセスの構築が課題となる。

検討の結果、以下のプロセス要素を持つ単式精留プロセス（図4）であれば空気圧縮機の圧力を大幅に低下させることが可能であることが判明した。

- ・単式精留を採用する。これにより、空気圧縮機の圧力を機器・配管の圧損分のみとすることが可能になる。
- ・単式精留における底部リボイラの熱源として循環窒素圧縮機を設置する。精留塔頂部から窒素を取得し、その一部を循環窒素圧縮機にて昇圧して窒素の飽和温度を高くする。これを、精留塔底部のコンデンサ・リボイラに導入することによって底部の液体酸素を気化させる。
- ・コンデンサ・リボイラでの液体酸素の蒸発潜熱により、循環窒素圧縮機にて昇圧した窒素が液化する。この液化した窒素を精留塔頂部に還流液として供給する。
- ・精留塔フィード空気の一部を液化させるために、昇圧圧縮機にて空気の一部を昇圧し、空気の飽和温度を上昇させる。この空気を、空気凝縮器（Air Liquefier）にて精留塔底部から取得した液体酸素と熱交換させる。これによって、昇圧した空気は液化し、液体酸素は気化する。

2.2 単式精留プロセスのエクセルギー評価

以下のとおり、単式精留プロセスを採用することによ

ってエクセルギー損失量を大幅に低減することができる。

2.2.1 単式精留プロセス全体のエクセルギー損失量

単式精留プロセスでは、空気圧縮機に加え、フィード液体空気を生成するための昇圧圧縮機、還流液体窒素を生成するための循環窒素圧縮機の3台の圧縮機を用いており、加えた仕事（外部から与えられた圧力エネルギー）の合計が1,390kWである。

また、単式精留プロセスでは、圧縮窒素を液化するコンデンサ・リボイラの二次側にクーラを設置しており、ここに循環窒素圧縮機の動力分の冷熱を加えている。この冷熱のエクセルギー損失量が190kWとなる。

すなわち、単式精留プロセスのエクセルギー損失量は、加えた圧力エネルギーと冷熱エクセルギーの合計1,580kWとなる。

2.2.2 単式精留プロセスの主熱交換器のエクセルギー損失量

単式精留プロセスの主熱交換器のT-S線図は図5のようになり、エクセルギー損失量は40kWとなる。この値は、複式精留における主熱交換器のエクセルギー損失量の5%以下であり、この部分におけるエクセルギー損失はほとんどない。

上述のように、単式精留プロセスの採用により、主熱交換器部のエクセルギー損失量は1,150kWから40kWに大幅に減少した。ただし、単式精留プロセスでは、精留を成立させるために循環窒素圧縮機及び昇圧圧縮機を加

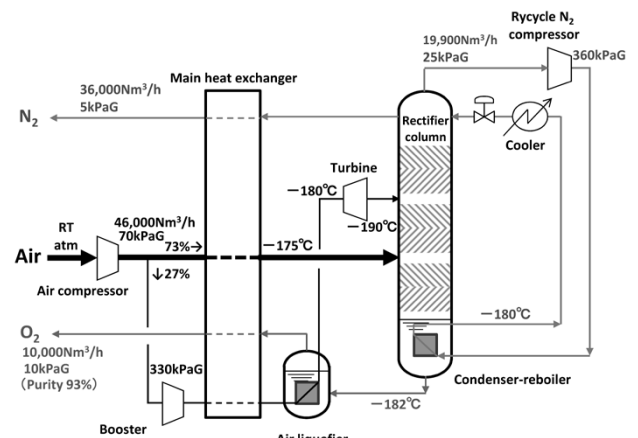


図4 単式精留プロセス
Fig. 4 Single column rectification process

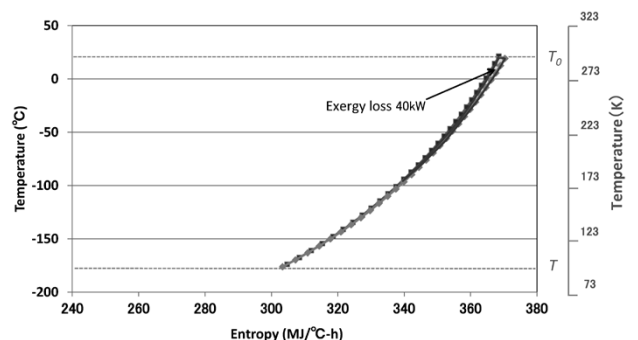


図5 単式精留プロセス 主熱交換器のT-S線図
Fig. 5 T-S diagram of main heat exchanger in single column rectification process

えている。これら圧縮機で加える仕事量の一部は複式精留プロセスにおいて、主熱交換器以外で発生していると考えられるエクセルギー損失量に相当する仕事量に加わる。これにより主熱交換器以外のエクセルギー損失量は1,090kWから1,540kWまで450kW増加している。

しかしながら、プロセス全体をエクセルギー損失量で評価すれば、単式精留プロセスのエクセルギー損失量は複式精留における損失と比べて660kW（30%）も減少している。すなわち、単式精留プロセスの方がエクセルギー損失量の少ない、効率が高いプロセスである。

3. 単式精留プロセスの省エネルギー効果

空気分離装置に単式精留プロセスを適用した場合、どれだけ省エネルギー効果があるのか試算を行った。その結果を表1に示す。

ここで、複式精留プロセスの消費動力は空気圧縮機の動力のみである。一方、単式精留プロセスの消費動力は、空気圧縮機動力・昇圧圧縮機動力・循環窒素圧縮機動力の合計にクーラで加える冷熱を考慮したものとなる。

表1 複式精留-単式精留プロセス動力比較

Table 1 Power comparison between double column and single column rectification process

	Double column process	Single column process
Product oxygen (Nm ³ /h)	10,000	10,000
Air compressor		
Air flow (Nm ³ /h)	44,400	46,000
Pressure (kPaG)	450	70
Power (kW)	3,210	1,020
Booster compressor		
Air flow (Nm ³ /h)	-	12,500
Pressure (kPaG)	-	330
Power (kW)	-	610
Recycle N ₂ compressor		
Nitrogen flow (Nm ³ /h)	-	19,900
Pressure (kPaG)	-	360
Power (kW)	-	370
Cold potential exergy		
Cold energy (kW)	-	370
Carnot efficiency (-)	-	0.73
Exergy (kW)	-	270
Power consumption (kW)	3,210	2,270

3.1 複式精留プロセスの消費動力

ここでは、インペラの損失・モーター変換効率・機械損失等を含めた全体効率を0.7と仮定して現実的な空気圧縮機の動力を見積もった。その結果3,210kWとなり、これが複式精留プロセスの消費動力である。

3.2 単式精留プロセスの消費動力

3.1と同様に、空気圧縮機、昇圧圧縮機、循環窒素圧縮機の全体効率を0.7と仮定すると、各圧縮機の合計消費動力は2,000kWと見積もられる。冷熱についても、冷熱のエクセルギー量を消費動力として評価すると270kWとなり、これらの合計値2,270kWが消費動力となる。

以上より、単式精留プロセスは、従来の複式精留プロセスと比較して消費動力が30%（940kW）も少ない、効率の良いプロセスであることがわかる。

むすび=本研究により、熱循環量を増加させた単式精留プロセスは従来型の複式精留プロセスと比較して動力を約30%低減することが可能な省エネルギープロセスであることが示唆された。

空気分離装置の効率向上は、装置の省エネルギーのみにとどまらず、酸素富化燃焼技術等を通じてより大きな省エネルギーに貢献できる技術であり、この技術開発は有意義なものとする。

今後は、プロセスシミュレーションによる検討に加えて、このプロセスを実プラントとして実現させる上での課題を解決し、効率の高い空気分離装置の開発を進めていきたいと考えている。

本稿は、東京大学 生産技術研究所 エネルギー工学連携研究センター 堤研究室との共同研究成果に基づくものであり、堤敦司特任教授、甘蔗寂樹特任准教授をはじめ関係各位から多大なご指導をいただきました。ここに謝意を表します。

参考文献

- 1) F. G. Kerry. Industrial Gas Handbook. Gas Separation and Purification CRC Press. 2006.
- 2) A. Kishimoto. 第9回コプロワークショップ講演要旨集. 2010, p.105-111.
- 3) Y. Kansha et al. Evaluation of a self-heat recuperative thermal process based on thermodynamic irreversibility and exergy. J. Chem. Eng. Jpn. 2013, Vol.46, No.1, p.87-91.