

高炉専用空気分離装置(TO-プラント)の最適純度の検討

Study on Optimum Oxygen Purity for Air Separation Plants for Blast Furnace

In the iron and steel making, it has been a usual practice to use for converters high purity oxygen in large volume. Recently, the blast furnaces have come to use enriched oxygen for a greater pig iron output. Generally, the purity requirement for oxygen supplied to blast furnace ranges from 21 to 30% (O_2). It follows that what counts most in the air separation plant to be used exclusively with blast furnaces is the large volume production of inexpensive, low purity oxygen.

The authors introduces the results of their study on this sort of air separation plant from both technical and economical viewpoints covering comparative analyses of oxygen, purity of unit price of oxygen, initial costs of the plant, and power costs.

齊藤 章* Shô Saitô

岡部道昌* Michimasa Okabe

1 緒 言

鉄鋼業ではこれまで、99.6%以上の高純度酸素を転炉に吹き込んで製鋼用として大量に消費してきたが、最近、高炉にも酸素を富化して出鉄量の増大、コークス比の減少、操業性の向上などを図るようになってきた。

一般に高炉に使用される酸素純度は21~30%程度であるため、高炉専用に使用される空気分離装置(以下、TO-プラントと略す)では製品酸素を高純度にする必要はなく、単価の安い低純度酸素を大量に製造することが重要である。

高純度酸素を製造するには大きなエネルギーを必要とするが、酸素純度を下げれば原料空気圧縮機の吐出し圧力が下がるので、動力的に安い酸素を得ることができる。

最近、高炉用低純度酸素プラントの引合が多くなり、プロセス、原料空気量、原料空気圧縮機吐出し圧力、消費動力、設備費などを総合的に検討して、酸素単価の最も安い高炉用TO-プラントを開発する必要が生じてきた。

高炉用低純度酸素プラントは、わが国でまだ1基も建設されておらず、今回、日立製作所が川崎製鉄株式会社水島製鉄所に納入するものがわが国として最初のものである。

本稿では、高炉専用TO-プラントにおける製品酸素の単価と純度の関係について検討した結果を述べる。

2 系 統 図

図1は、高炉専用TO-プラントの系統図を示すものである。系統的には従来の高純度酸素採取全低圧式空気分離装置(TO-プラント)と同じである。

酸素製造に対しては、これまでも吸着法など、いくつかの製造方法が研究されてきているが、現在のところ、空気の深冷分離に代わるものがまだ一つも見いだされていない。

高炉、高炉ブロワ、TO-プラントを含めた全体系統は、図2に示すように製品酸素を高炉ブロワの吐出し側に入れる方法と、図3に示すように高炉ブロワの吸入側に吹き込む方法とがある。

図2の方法は、製品酸素を高炉ブロワの吐出し側に吹き込むための酸素圧縮機が必要である。

図3の方法では、酸素圧縮機は必要ないが、酸素富化された空気を高炉ブロワで圧縮するため、高炉ブロワの安全性を十分に検討することが重要である。

3 有効酸素量

酸素単価を比較する場合の基準として次の3条件があげられる。

- (a) 製品酸素量一定
- (b) 純酸素量一定
- (c) 有効酸素量一定

高純酸素を転炉に吹き込む場合は、これまで製品酸素 $1Nm^3$ あたりの単価を出し比較してきたが、高炉への酸素富化の場合には、有効酸素量一定として酸素単価を比較するのが最も一般的である。

これは、TO-プラントから発生する製品酸素は、高炉に富化される純度 $100\%O_2$ の有効酸素と空気とを混合したものであるという考え方で、次式で示される。

$$W_{ef} = W_o - \frac{0.21}{0.79} (W_T - W_o) \\ = \frac{1}{0.79} \left(\frac{x}{100} - 0.21 \right) W_T$$

ただし、 W_{ef} : 有効酸素量 (Nm^3/h)

W_T : 製品酸素量 (Nm^3/h)

W_o : 製品酸素中の純酸素量 (Nm^3/h)

x : 製品酸素純度 (Vol% O_2)

本稿では有効酸素量を、 $40,000Nm^3/h$ 一定として検討を進める。

4 原料空気圧縮機の吐出し圧力

一般の複式精留塔を使用し、深冷分離で空気を分離するためには、ある一定の圧力を必要とする。

この圧力は、熱力学の方法で求めることができ、製品酸素純度、各部の流通抵抗、主凝縮器の温度差などによって変化する。

* 日立製作所笠戸工場

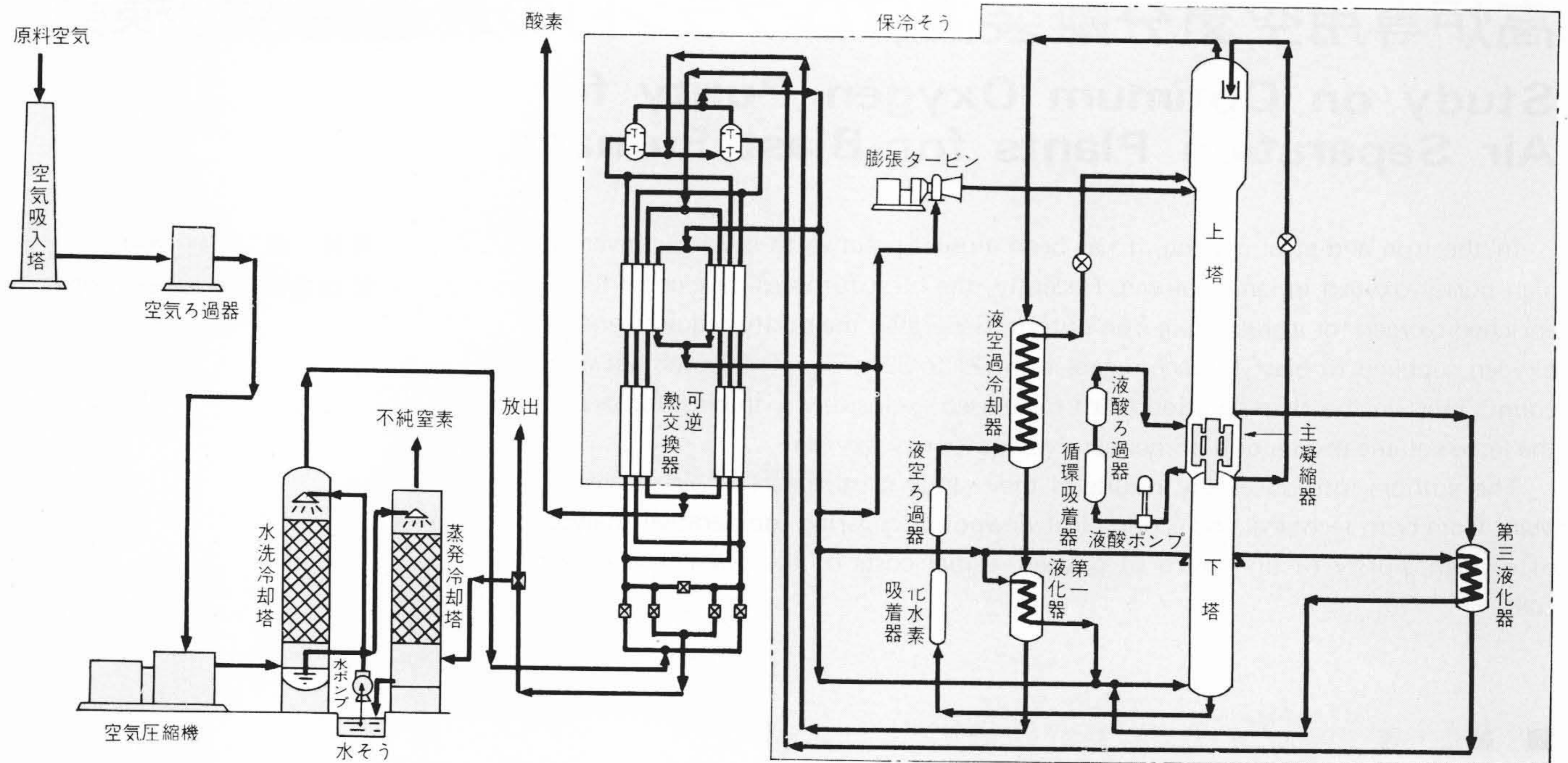


図1 高炉専用TO-プラント系統図 副コンデンサなしTO-プラントの系統を示す。

Fig. 1 Flow Diagram of Oxygen Plant Designed for the Service of Blast Furnace

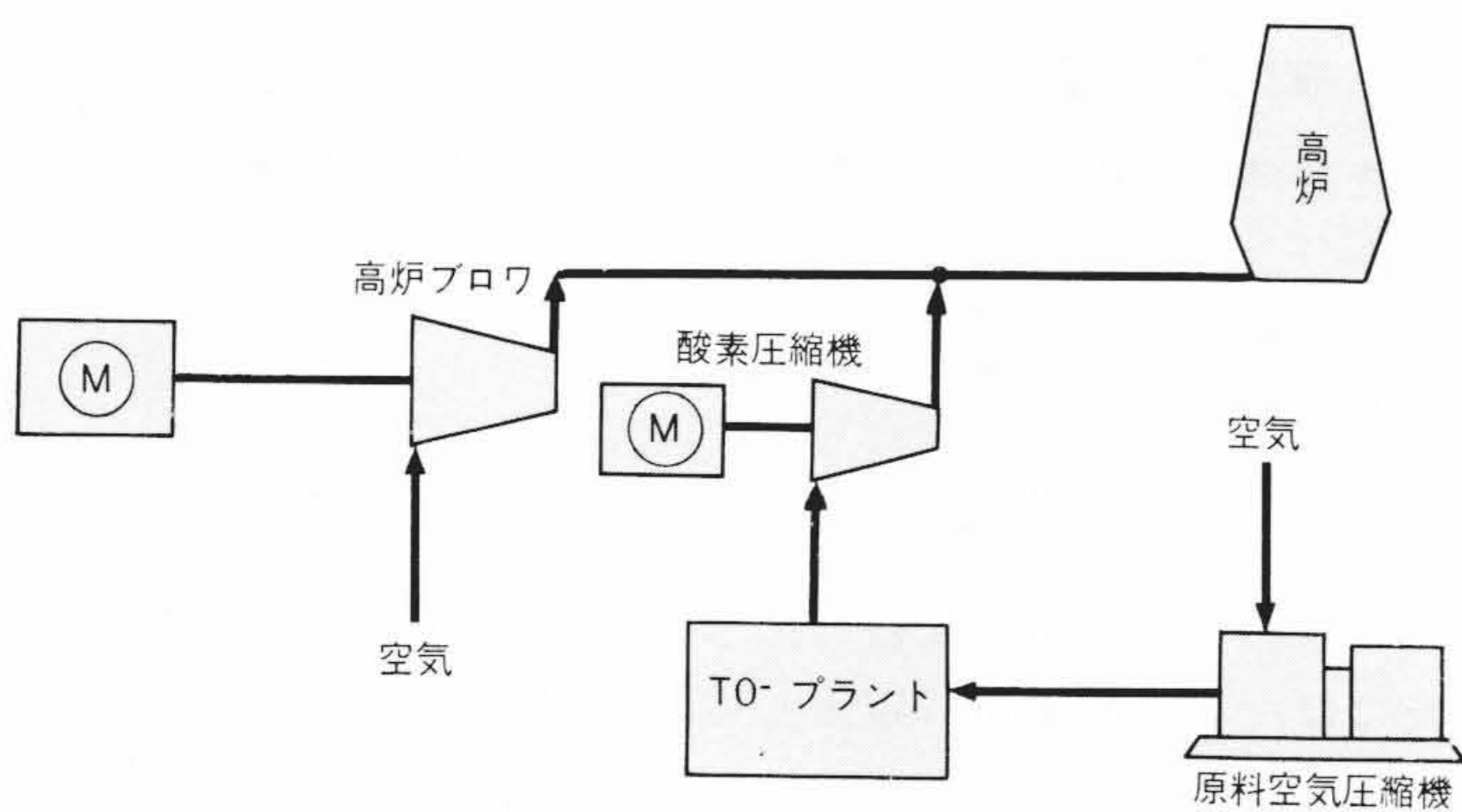


図2 高炉ブロワ吐出し側吹込み 高炉への酸素富化方法を示す。

Fig. 2 Oxygen Delivery to Discharge Side of the Blower

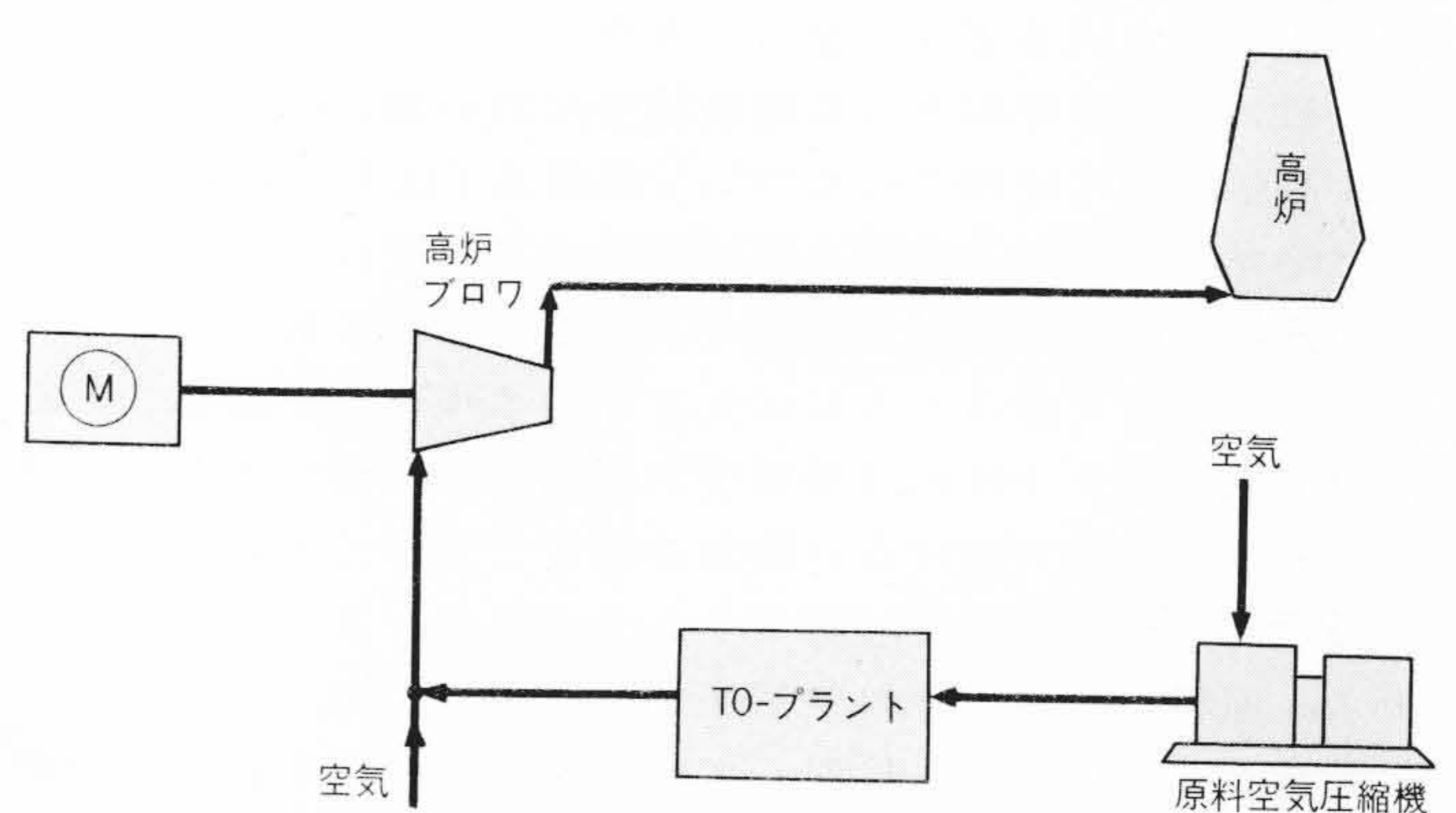


図3 高炉ブロワ吸入側吹込み 高炉への酸素富化方法を示す。

Fig. 3 Oxygen Delivery to Suction Side of the Blower

4.1 圧縮機吐出し圧力の計算方法

精留塔から酸素を取り出す場合、次の2方法がある。

(1) 精留塔からガスで取り出す方法 (副コンデンサなし)

この方法は、図4に示すように精留塔主凝縮器部の液体酸素と気液平衡状態にある酸素ガスを直接熱交換器を通して製品として取り出す方法で、副凝縮器 (副コンデンサ) を使わない、いわゆる液酸循環方式のプラントで、現在、最も一般的に採用されている方法である。

副コンデンサなしプラントの原料空気圧縮機の吐出し圧力は、不純窒素ラインから決定される。

図4において、

- (a) 不純窒素はA点で大気中へ放出されるので、A点の圧力は大気圧である。
- (b) 不純窒素ラインのB点 (精留塔上塔頂部) の圧力は、A～B間の流通抵抗で決定される。
- (c) C点の圧力 (上塔圧力) は、B点の圧力+上塔差圧となる。
- (d) D点の圧力 (下塔上部圧力) は、C点の圧力と主凝縮器の温度差 (ΔT) により決定される。

図6は、純度100%とした場合の主凝縮器温度差による

上塔圧力と下塔上部圧力の関係を示すものである。

(e) E点の圧力 (下塔圧力) は、D点の圧力+下塔差圧により決められる。

(f) F点の圧力 (原料空気圧縮機吐出し圧力) は、E点の圧力+E～F間の流通抵抗として決定される。

(2) 精留塔から液体で取り出す方法 (副コンデンサ付)

この方法は、図5に示すように精留塔主凝縮器より取り出された液体酸素を副コンデンサでガス化させて取り出す方法で、従来、副コンデンサ付TO-プラントとして採用されていた方法である。

この方法では、主凝縮器の液体酸素の純度がそのまま製品酸素純度となる。

副コンデンサ付プラントの原料空気圧縮機吐出し圧力は、副コンデンサなしプラントと同様に不純窒素ラインから決定される吐出し圧力と、酸素ラインから決定される吐出し圧力のいずれか大きいほうの圧力が採用される。しかし、一般に酸素純度が低くなると吐出し圧力は酸素ラインから決定される。図5において、

- (a) 酸素のA'点は、製品酸素出口圧力で、副コンデンサ付プラントでは一般に100～300mmAqとなる。

- (b) B'点の圧力(副コンデンサ出口圧力)は、A'点の圧力+A'~B'間の流通抵抗で決定される。
- (c) C'点の圧力は、B'点の圧力+副コンデンサの流通抵抗である。
- (d) D'点の圧力(副コンデンサの窒素側圧力)は、B'およびC'点の圧力と副凝縮器の対数平均温度差(Δt)によって決められる。
- (e) D点の圧力(下塔上部圧力)は、D'点の圧力+D'~D間の流通抵抗である。
- (f) E点およびF点は、副コンデンサなしプラントの場合と同様にして決定される。

4.2 酸素純度と飽和温度

高純酸素の場合には、気体(Dew Point)と液体(Bubble Point)の飽和温度の差がほとんどないが、低純酸素になるにつれて、図7に示すように気体と液体の飽和温度の差が非常に大きくなる。

副コンデンサ付プラントの場合は、副凝縮器内で酸素は液体の状態からガス状に変わるため、特にこの点に注意することが重要である。

一般に原料空気圧縮機吐出し圧力は、製品酸素の純度が低下するにつれて下がる傾向にある。これは、図7に示すように酸素純度の低下につれて酸素側の飽和温度が下がることに起因する。

図8は、製品酸素中に含まれるアルゴンおよび窒素の量を示すものである。

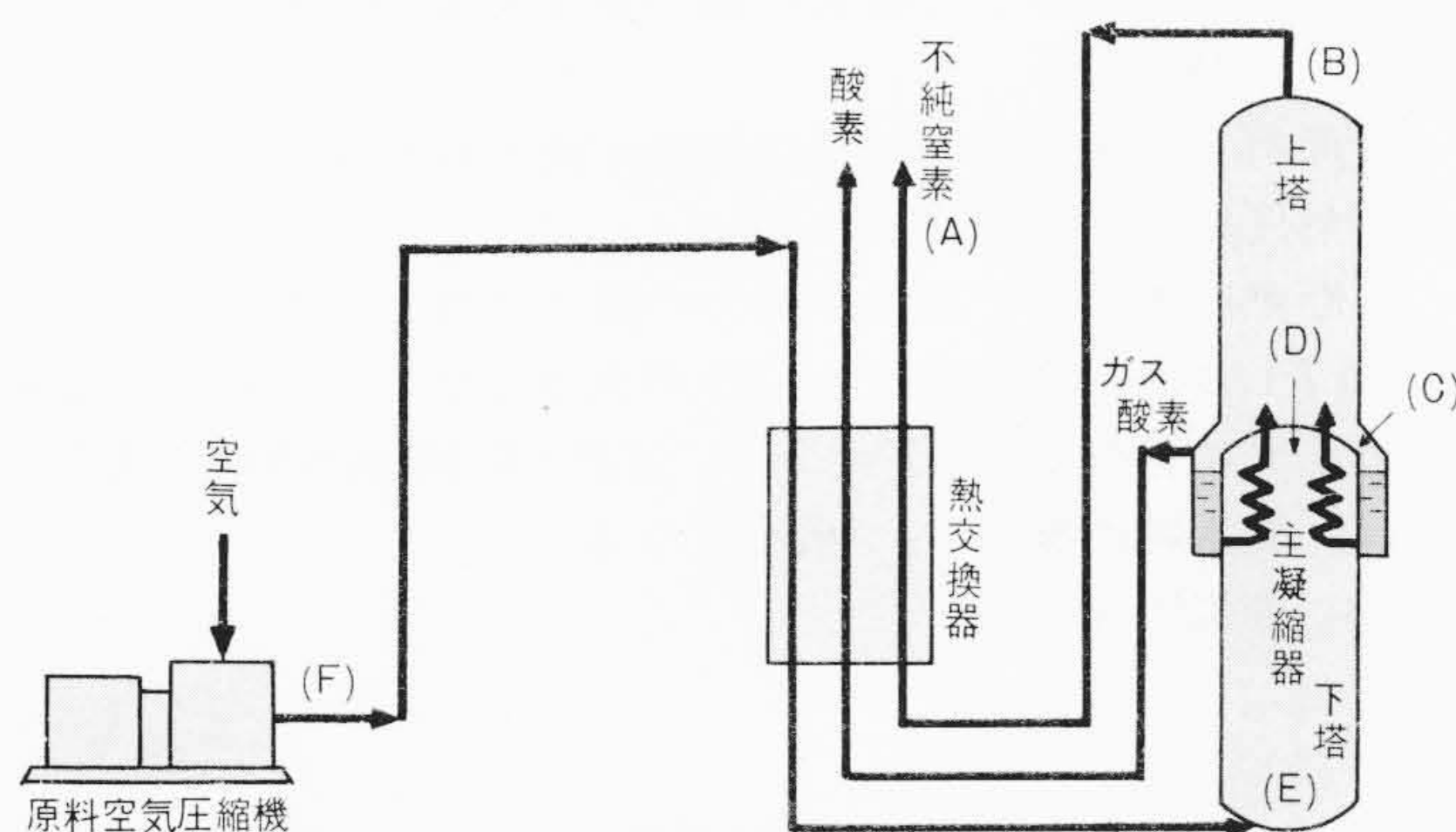


図4 精留塔からガスで取り出す方法 副コンデンサなしプラントの吐出し圧力決定方法を示す。

Fig. 4 Gaseous O₂ Production from the Column

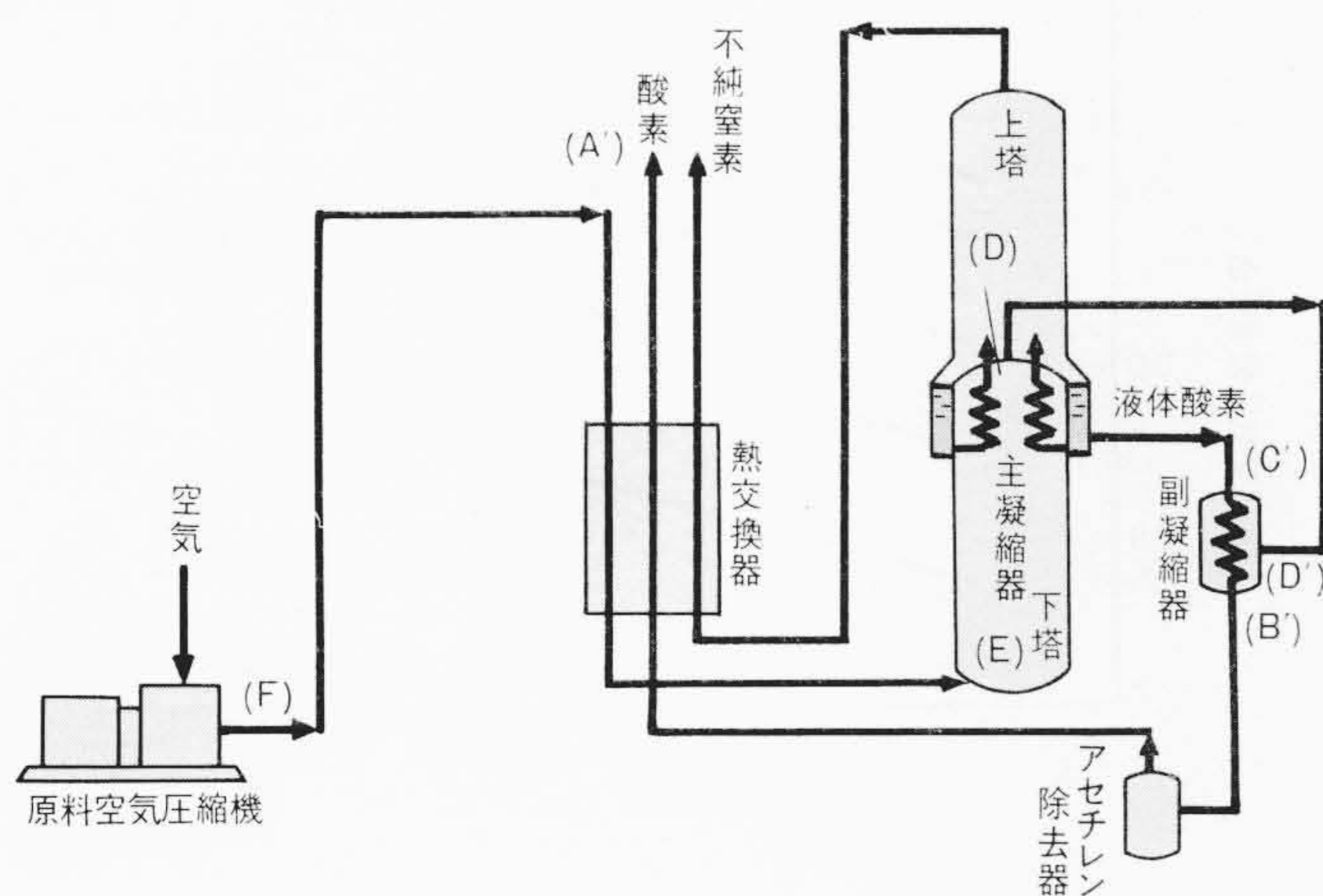


図5 精留塔から液で取り出す方法 副コンデンサ付プラントの吐出し圧力決定方法を示す。

Fig. 5 Liquid O₂ Production from the Column

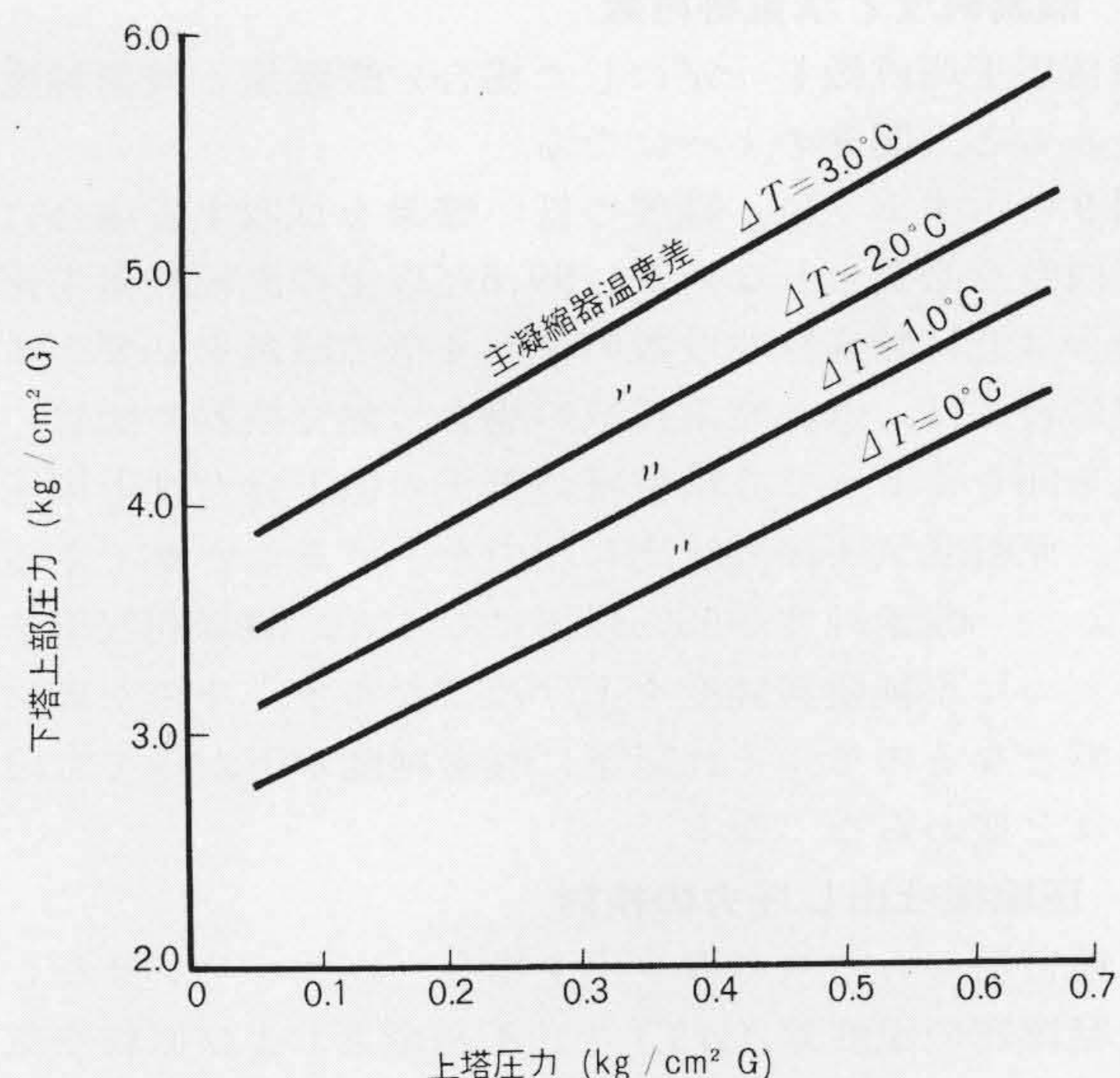


図6 主凝縮器温度差による上塔圧と下塔圧の関係 高純酸素採取プラントの上塔圧力と下塔圧力の関係を示す。

Fig. 6 Upper Column Pressure Vs Lower Column Pressure Against the Temperature Difference at Main Condenser

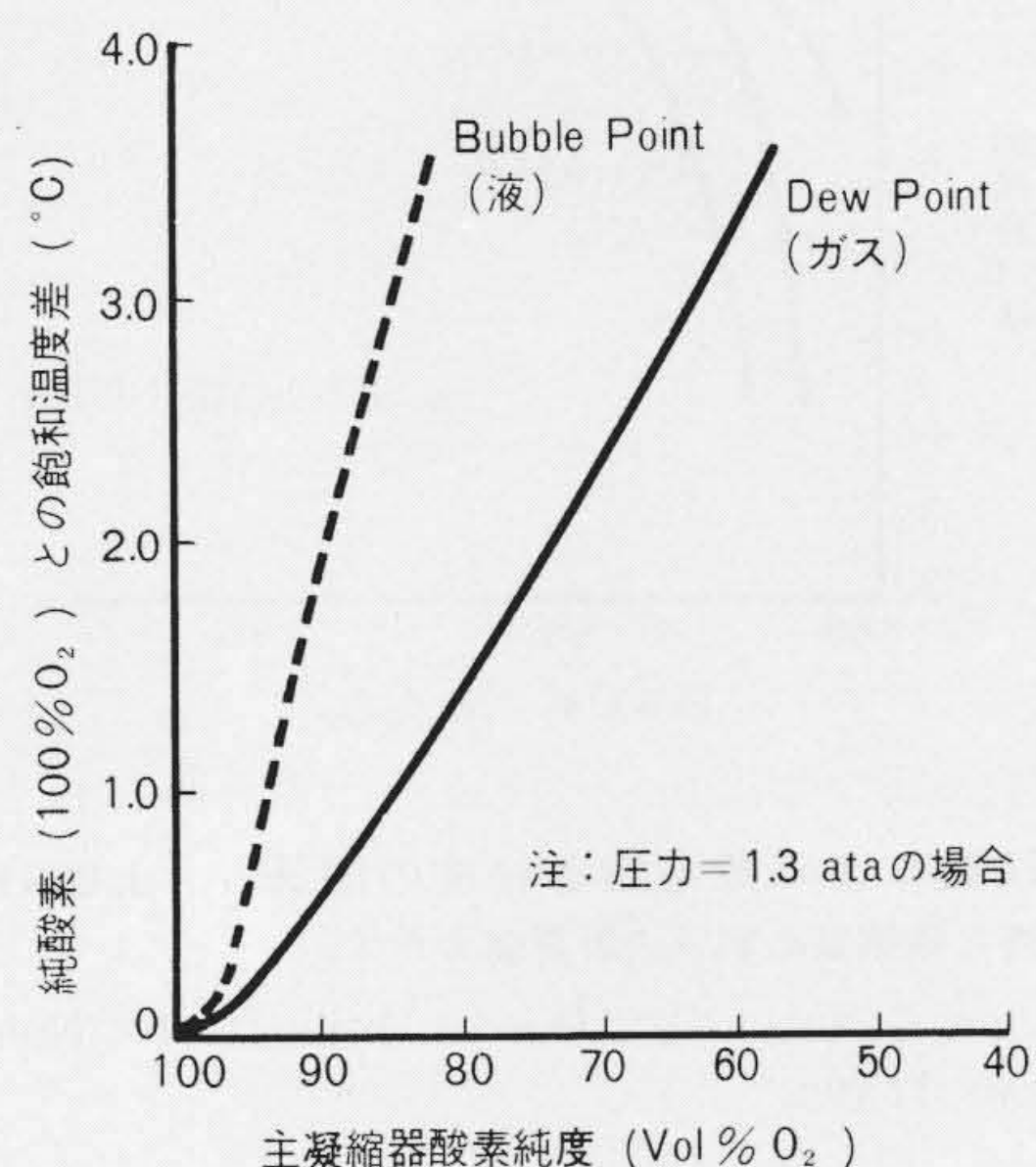


図7 主凝縮器の酸素純度に対する飽和温度差 100%O₂との飽和温度差を示す。

Fig. 7 Difference of Satulate Temperature of Pure Oxygen and Impure Oxygen

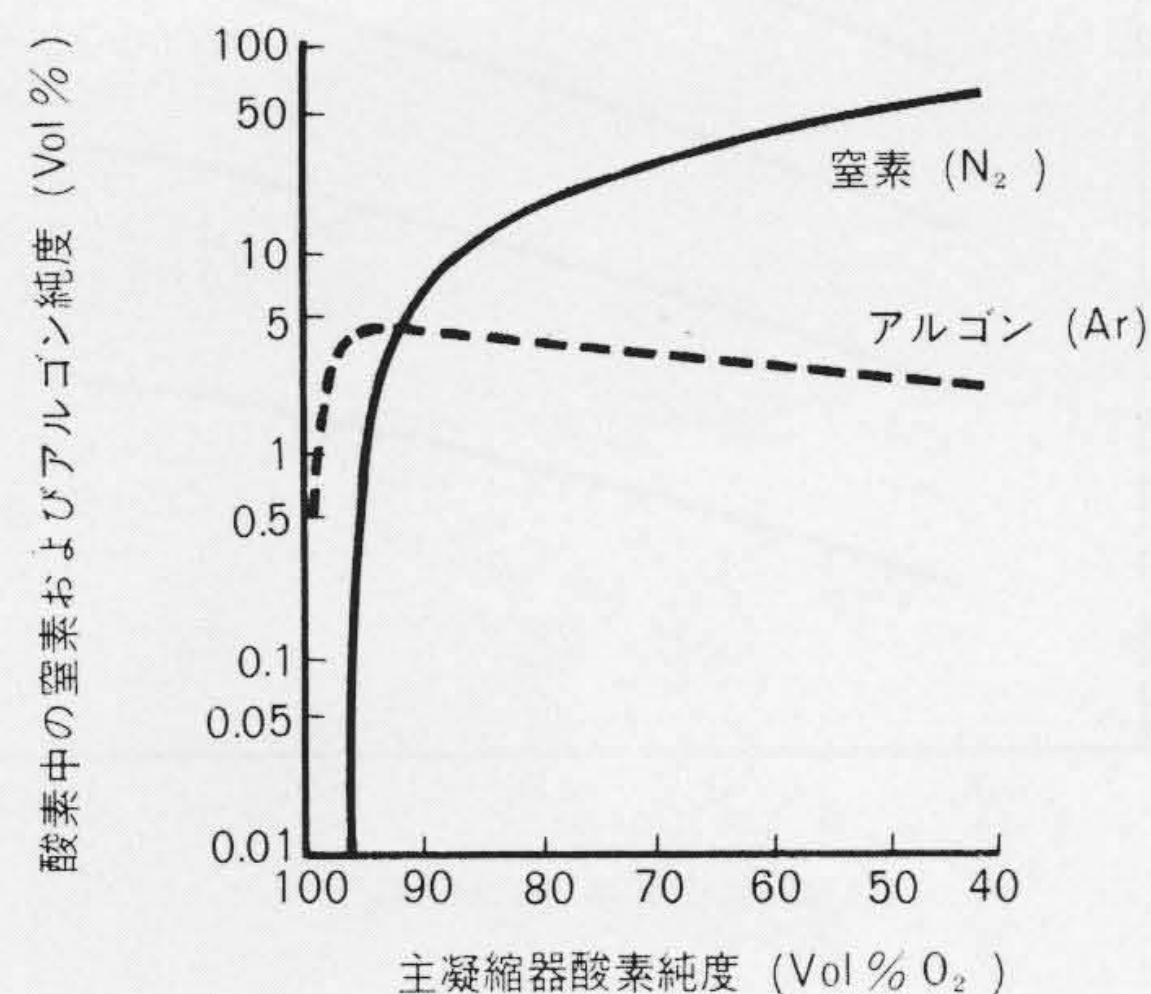


図8 製品酸素中の窒素およびアルゴン量 上塔の段数を一定にして製品酸素量を変化させた場合の計算値を示す。

Fig. 8 Nitrogen and Argon Contents in the Product Oxygen

4.3 酸素純度と精留塔段数

精留塔上塔段数を一定にした場合の酸素量と酸素純度の関係をみると、図9のようになる。

図9に示すように、純度の低い酸素を採取する場合にはさほど段数を必要としないが、99.6%以上の高純酸素を採取する場合は低純酸素採取段数の2～4倍の段数を必要とする。

逆に言えば、低純酸素採取の場合、熱交換器や配管の流通抵抗を同じくとっても精留塔の差圧の低下分だけ上塔圧力を下げ、原料空気圧縮機吐出し圧力を下げることができる。

しかし、酸素純度が95%以下になると、酸素回収率を良くするために不純窒素純度を上げねばならず、そのために段数が必要となるので、それ以下に酸素純度が下がっても段数はそれほど変わらなくなる。

4.4 圧縮機吐出し圧力の検討

(1) 精留塔からガスで取り出す場合（副コンデンサなし）

主凝縮器の温度差(ΔT)と、不純窒素および原料空気ライ

ンの流通抵抗(ΔP)をパラメータに、酸素純度と原料空気圧縮機吐出し圧力の関係を表わすと、図10のようになる。

図10で、 $\Delta T = 0^\circ\text{C}$ 、 $\Delta P = 0\text{ mmAq}$ の線は、無限大の伝熱面積を持つ主凝縮器と無限大の太さの配管をしたプラントの吐出し圧力を示すもので、副コンデンサなしプラントの最低吐出し圧力を示すことになる。

圧縮機の吐出し圧力は、図10より明らかなように、製品酸素純度、主凝縮器温度差および流通抵抗の増大につれて高くなる。

(2) 精留塔から液体で取り出す場合（副コンデンサ付）

副凝縮器の対数平均温度差(Δt)と、酸素および原料空気ラインの流通抵抗(ΔP)をパラメータに酸素純度と原料空気圧縮機吐出し圧力の関係を表わすと、図11のようになる。

吐出し圧力は、副コンデンサなしプラントの場合と同様に、製品酸素純度、副コンデンサ平均温度差および流通抵抗の増大につれて高くなる。

5 圧縮機消費動力

TO-プラントの圧縮機消費動力を、有効酸素量一定の条件のもとに比較検討すると次のようになる。

なお、この場合、酸素純度と製品酸素量および原料空気量の関係は、図12に示すとおりである。

5.1 所要動力の検討

(1) 精留塔からガスで取り出す場合（副コンデンサなし）

図13は、原料空気圧縮機の理論所要動力を、図10の吐出し圧力をもとに計算した結果に基づき示すものである。

(a) 断熱圧縮

原料空気圧縮機に軸流圧縮機が使われた場合は、一般に断熱圧縮として計算される。

断熱圧縮とした場合、動力の最小点は、主凝縮器温度差(ΔT)および流通抵抗(ΔP)の大きくなるにつれて、高純酸素側に移行し、 $\Delta T = 3^\circ\text{C}$ 、 $\Delta P = 5,000\text{ mmAq}$ の場合には、酸素純度85% O_2 が最小となる。

(b) 等温圧縮

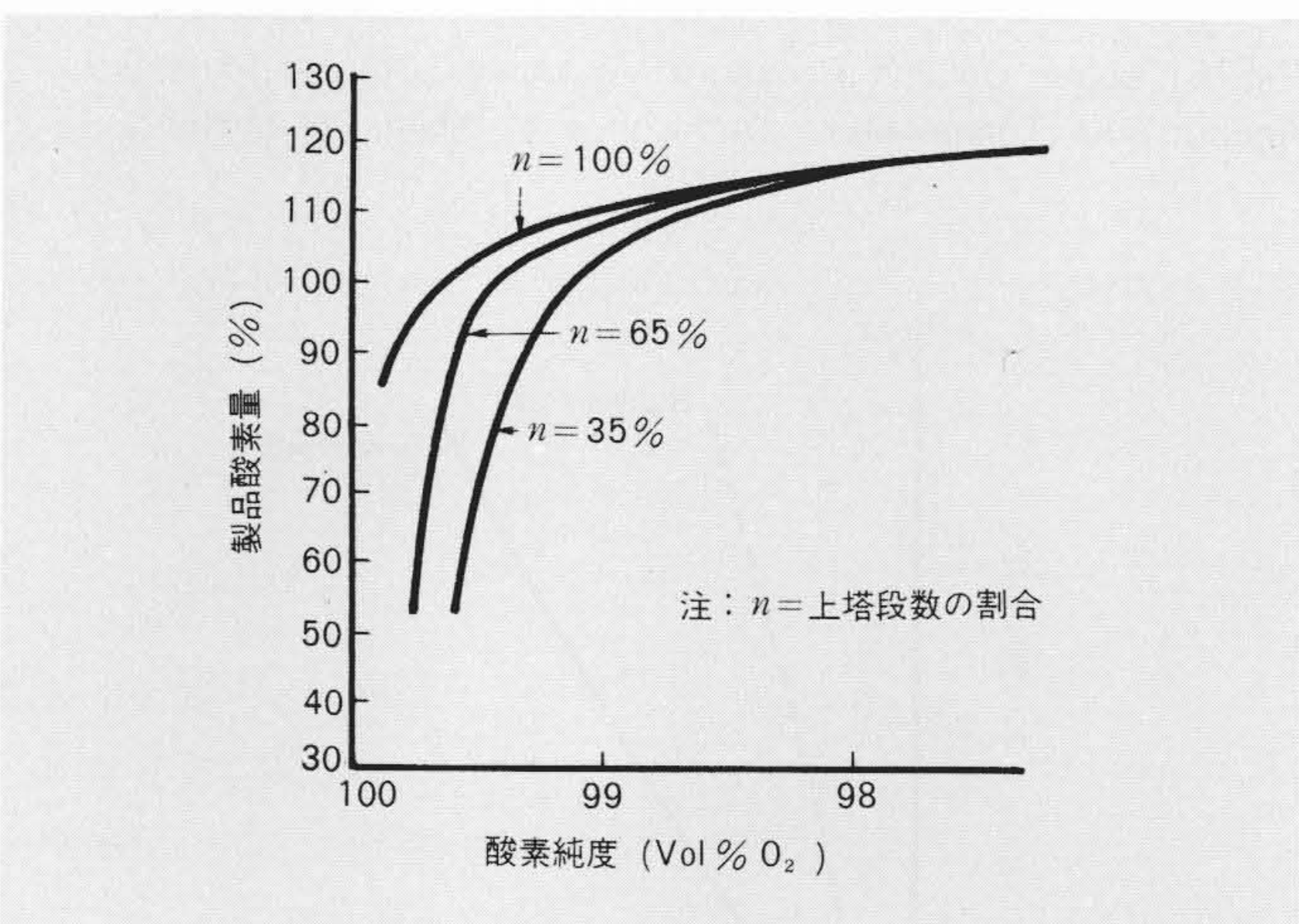


図9 上塔段数による酸素量と純度の関係 上塔段数を一定にした場合の酸素純度と酸素量の関係の計算値を示す。

Fig. 9 Oxygen Quantity Vs Purity Against the Number of Upper Column Trays

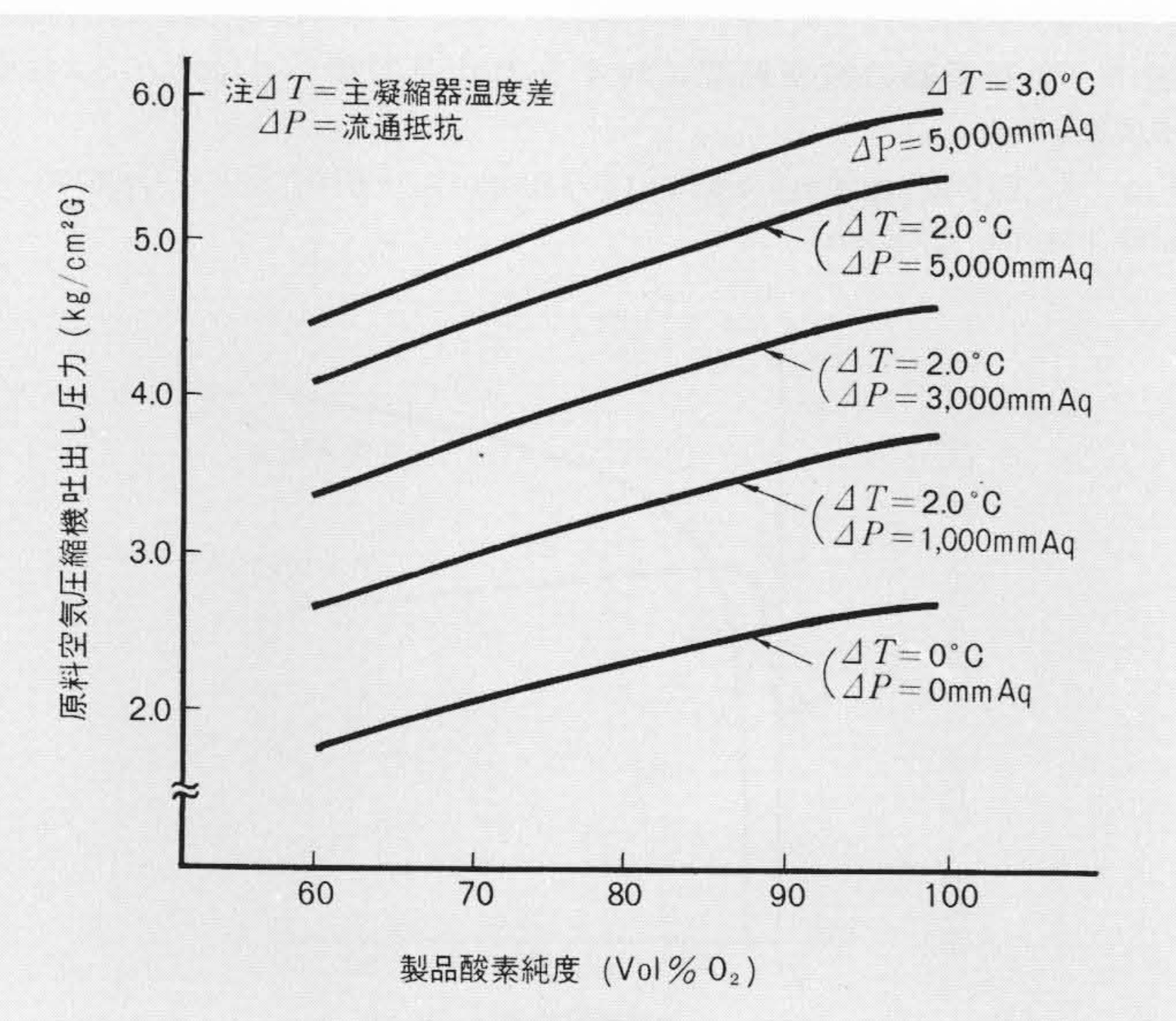


図10 副コンデンサなしプラントの酸素純度と圧縮機吐出し圧力の関係 圧縮機吐出し圧力は主凝縮器温度差と流通抵抗の取り方によって大きく変化する。

Fig. 10 Oxygen Purity Vs Compressor Discharge Pressure (Without Sub-Condenser)

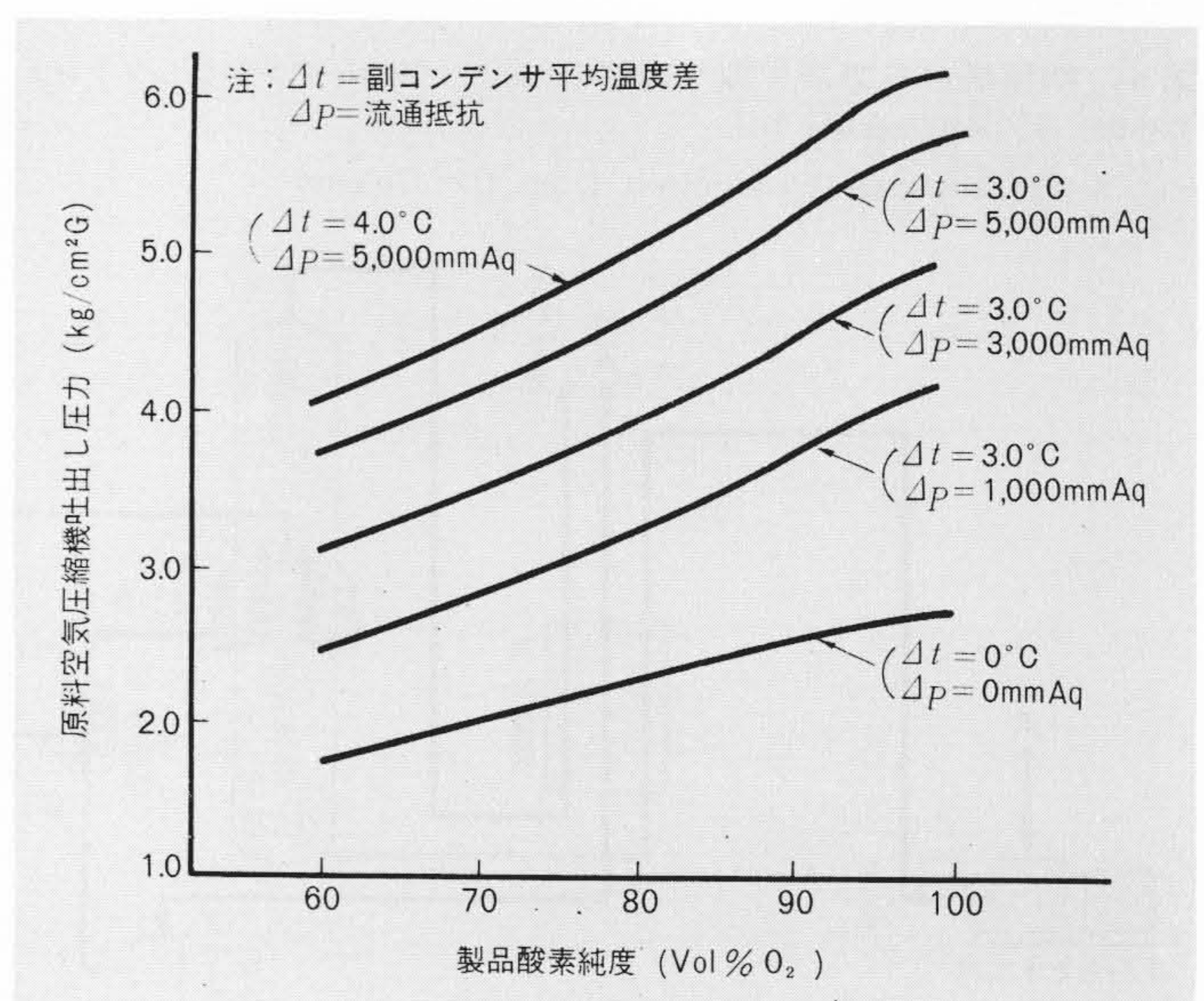


図11 副コンデンサ付プラントの酸素純度と圧縮機吐出し圧力の関係 圧縮機吐出し圧力は副コンデンサの温度差と流通抵抗によって大きく変化する。

Fig. 11 Oxygen Purity Vs Comp. Discharge Pressure (With Sub-Condenser)

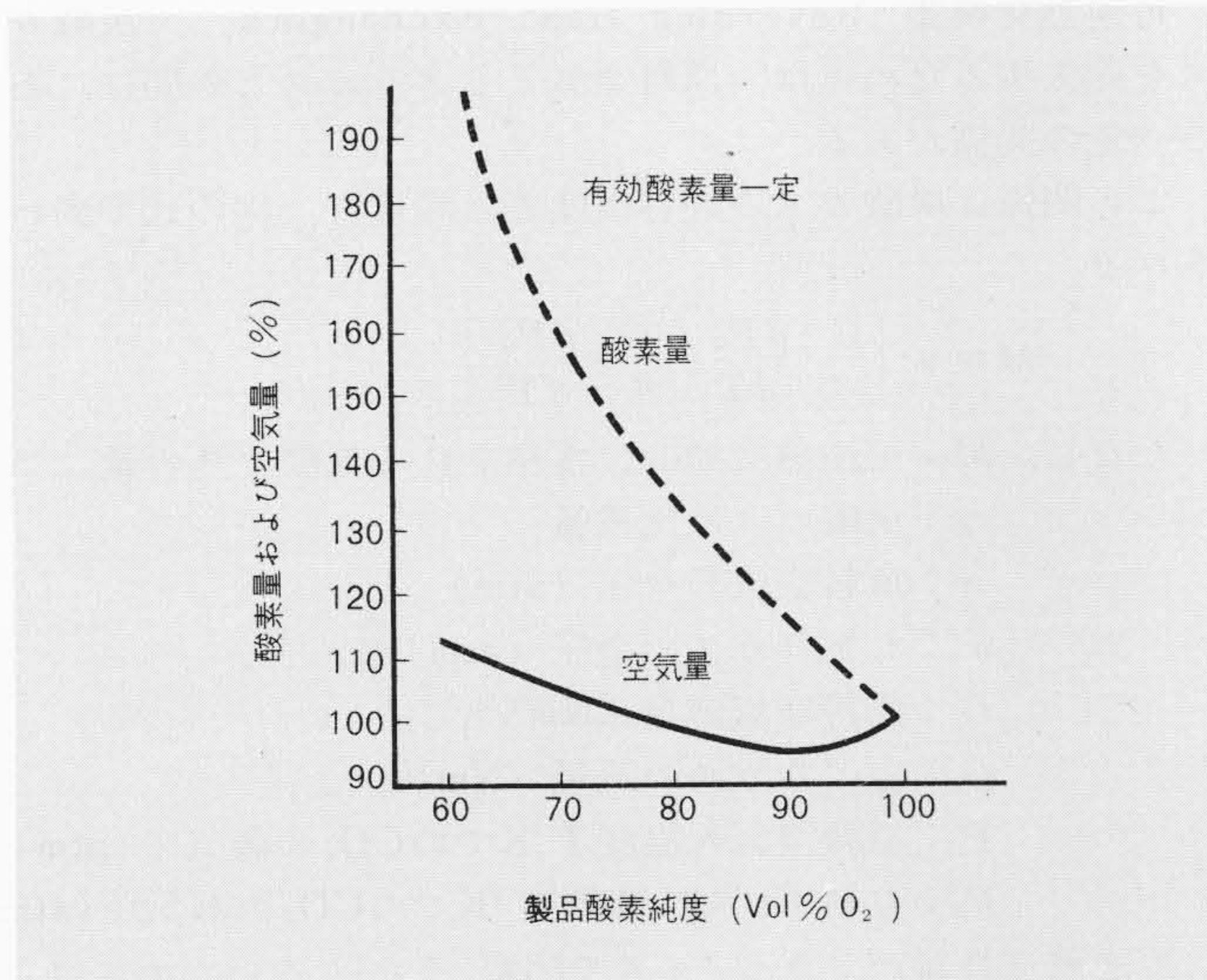


図12 酸素純度と酸素量および空気量の関係 有効酸素量を一定とした場合の関係を示す。

Fig. 12 Oxygen Purity Vs Oxygen Quantity and Air Quantity

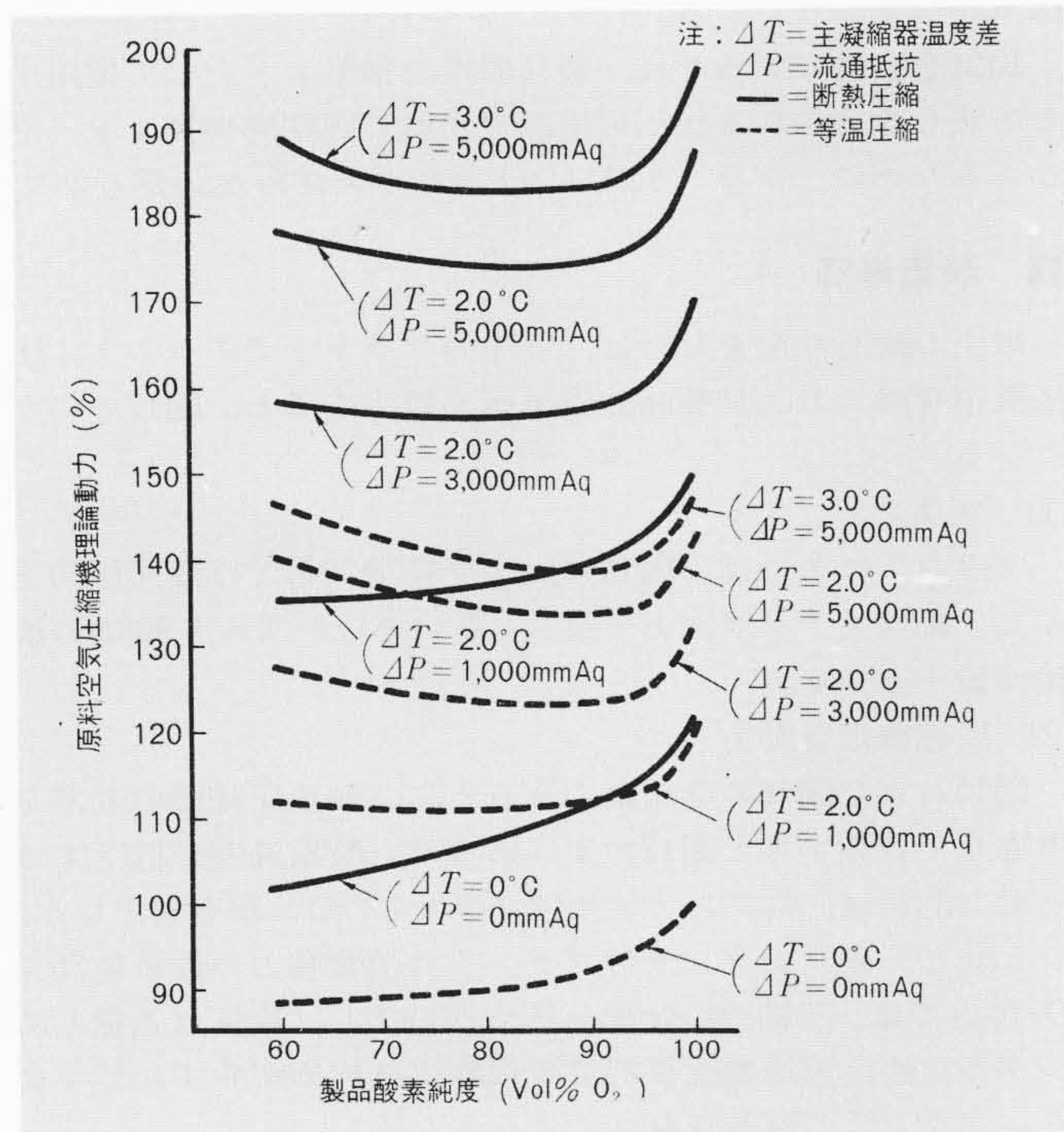


図13 副コンデンサなしプラントの酸素純度と圧縮機所要動力の関係 図10および図12をもとにした計算値を示す。

Fig. 13 Oxygen Purity Vs Required Compressor Power (Without Sub-Condenser)

原料空気圧縮機にターボ圧縮機が使用される場合には、動力は等温圧縮として計算することができる。

この場合には、動力の最小位置がさらに高純側に移行し、 $\Delta T = 3^\circ\text{C}$ 、 $\Delta P = 5,000\text{mmAq}$ では、90% O_2 が最小となる。

(2) 精留塔から液体で取り出す場合(副コンデンサ付)

副コンデンサなしプラントと同様に、原料空気圧縮機の理論所要動力を、図11の吐出し圧力をもとに計算すると、図14のようになる。

(a) 断熱圧縮

副コンデンサ付プラントでは、副コンデンサなしプラントに比べ、動力の最小値は低純酸素側に移り、 $\Delta t = 4^\circ\text{C}$ 、

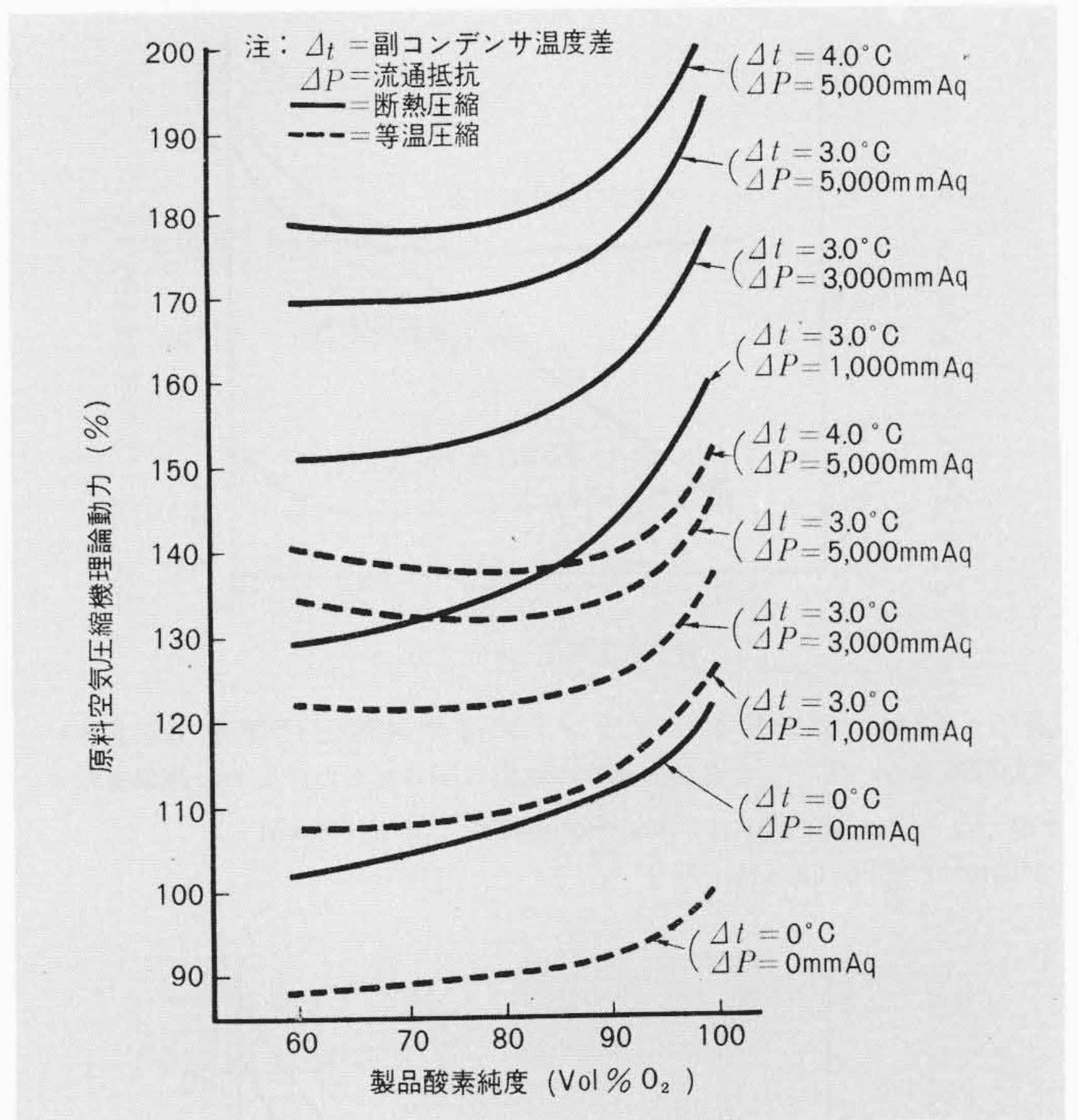


図14 副コンデンサ付プラントの酸素純度と圧縮機所要動力の関係 図11および図12をもとにした計算値を示す。

Fig. 14 Oxygen Purity Vs Required Compressor Power (With Sub-Condenser)

$\Delta P = 5,000\text{mmAq}$ では、酸素純度70% O_2 が最小となる。

(b) 等温圧縮

この場合も、副コンデンサなしプラントと同様で、動力の最小値は断熱圧縮に比べ、高純酸素側に移っている。

$\Delta t = 4^\circ\text{C}$ 、 $\Delta P = 5,000\text{mmAq}$ の場合の最小値は、酸素純度78% O_2 である。

5.2 実際プラントでの圧縮機所要動力

原料空気圧縮機の吐出し圧力および所要動力は、原料空気、不純窒素および酸素ラインの流通抵抗、ならびに主凝縮器や副凝縮器の熱交換性能(温度差)によって大きく左右される。

これを実際のプラントにあわせ、酸素純度による精留塔の段数なども考慮して理論動力を算出すると、図15および図16のようになる。

(1) 精留塔からガスで取り出す場合(副コンデンサなし)

副コンデンサなしプラントの場合は、図15に示すように、所要動力の最小値は、断熱圧縮で酸素純度76% O_2 、等温圧縮で87% O_2 となる。しかし、断熱圧縮でみると、酸素純度60～90% O_2 の範囲では、動力の差がほとんどない。

(2) 精留塔から液体で取り出す場合(副コンデンサ付)

図16は、副コンデンサ付プラントの場合を示すものである。所要動力については、副コンデンサなしプラントの場合と同一条件とするために、製品酸素ガスを150mmAqから2,000mmAqまで昇圧するための酸素ブロウの所要動力を加算している。

この場合、所要動力の最小値は、断熱圧縮で酸素純度70% O_2 であり、等温圧縮では76% O_2 となる。

6 炭酸ガスの除去性能

TO-プラントにおいては、原料空気中の水分および炭酸ガスの除去性能が、長期連続運転を左右する重要な問題の一つであり、特に炭酸ガスの除去性能については慎重に検討する必要がある。

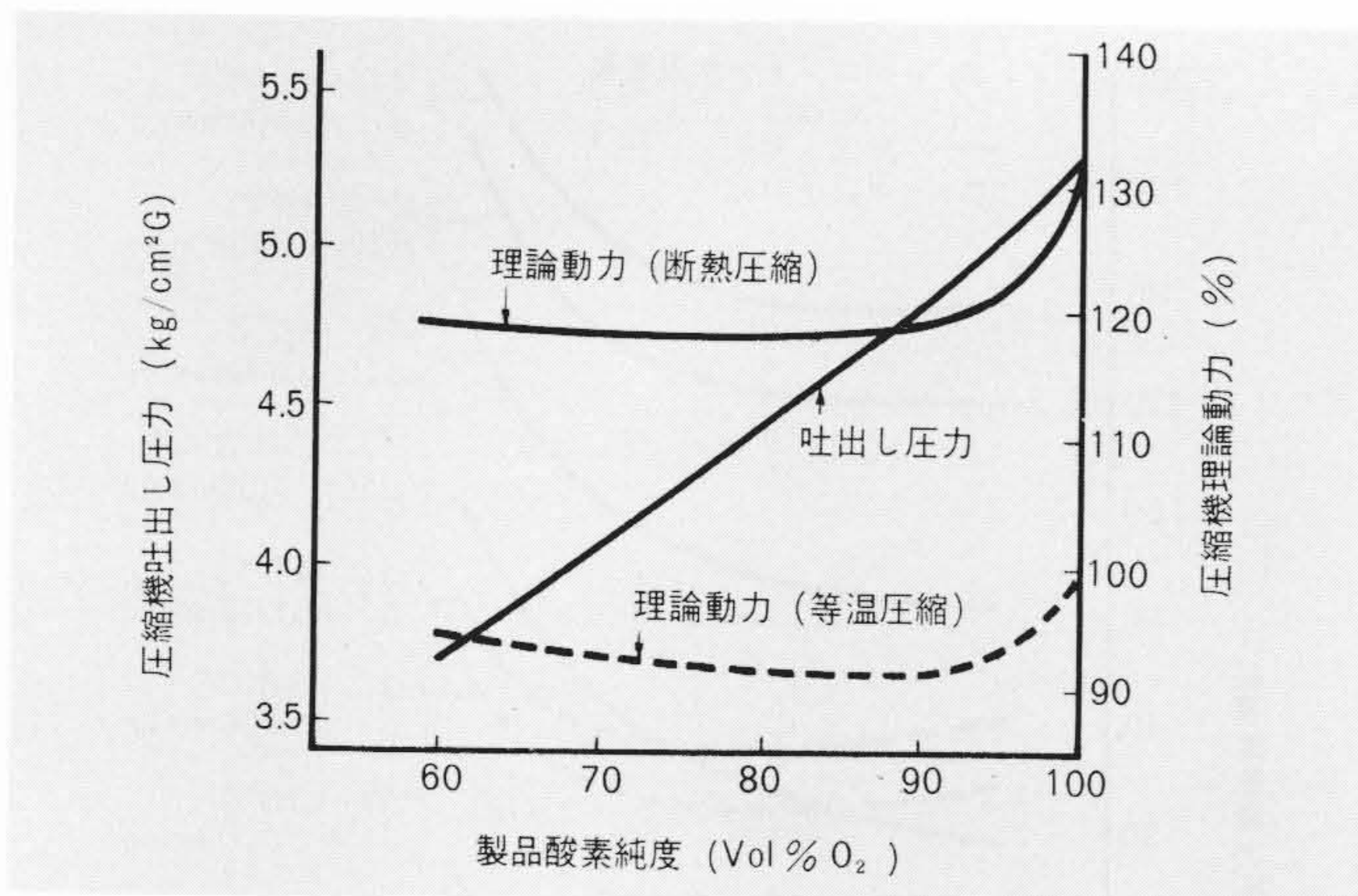


図15 副コンデンサなしプラントの酸素純度と所要動力の関係
有効酸素量を一定とした場合の実際の吐出し圧力をもとにした計算値を示す。

Fig. 15 Oxygen Purity Vs Required Total Power
(Without Sub-Condenser)

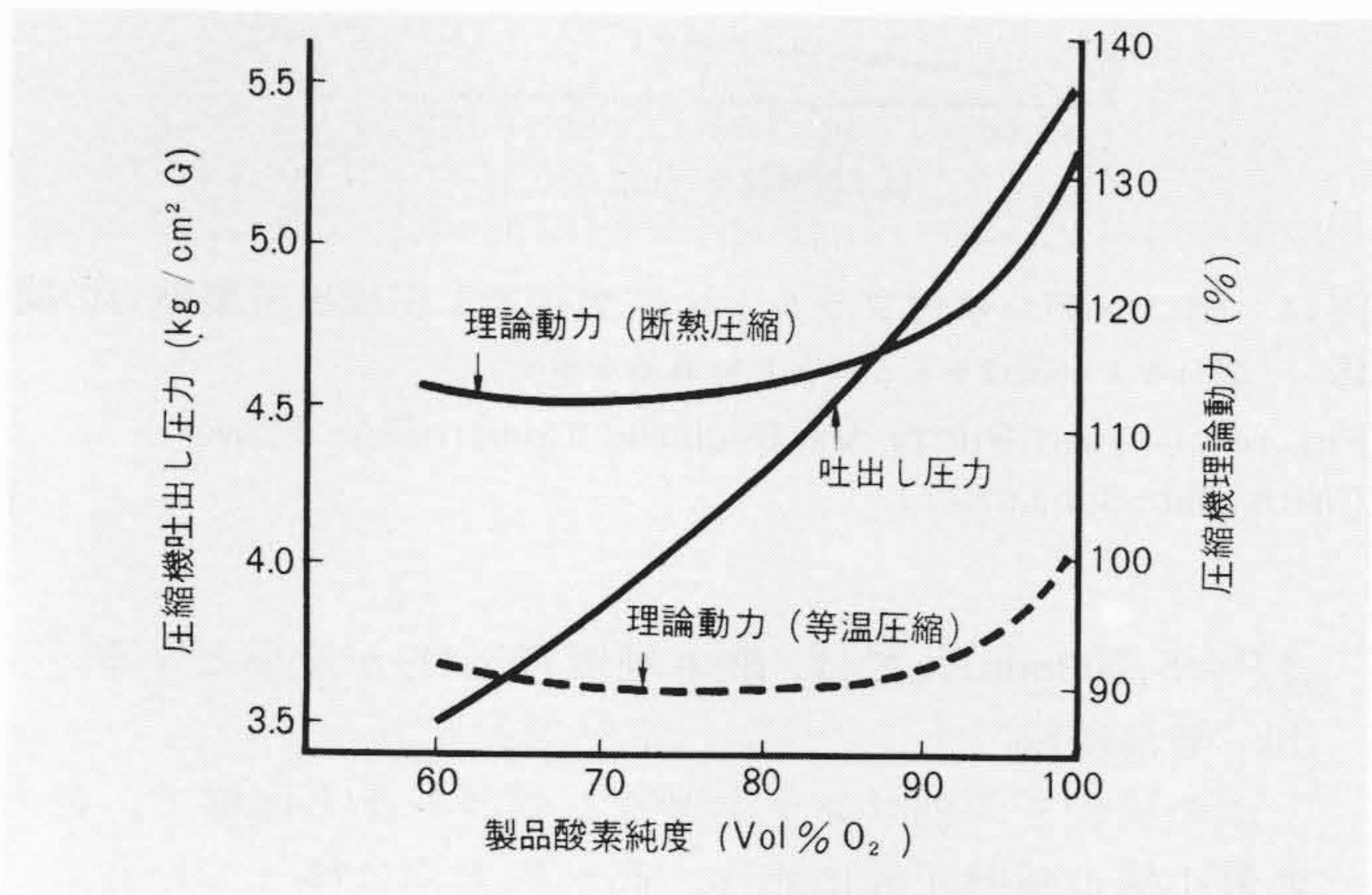


図16 副コンデンサ付プラントの酸素純度と所要動力の関係
有効酸素量を一定とした場合の実際の吐出し圧力をもとにした計算値を示す。

Fig. 16 Oxygen Purity Vs Required Total Power
(With Sub-Condenser)

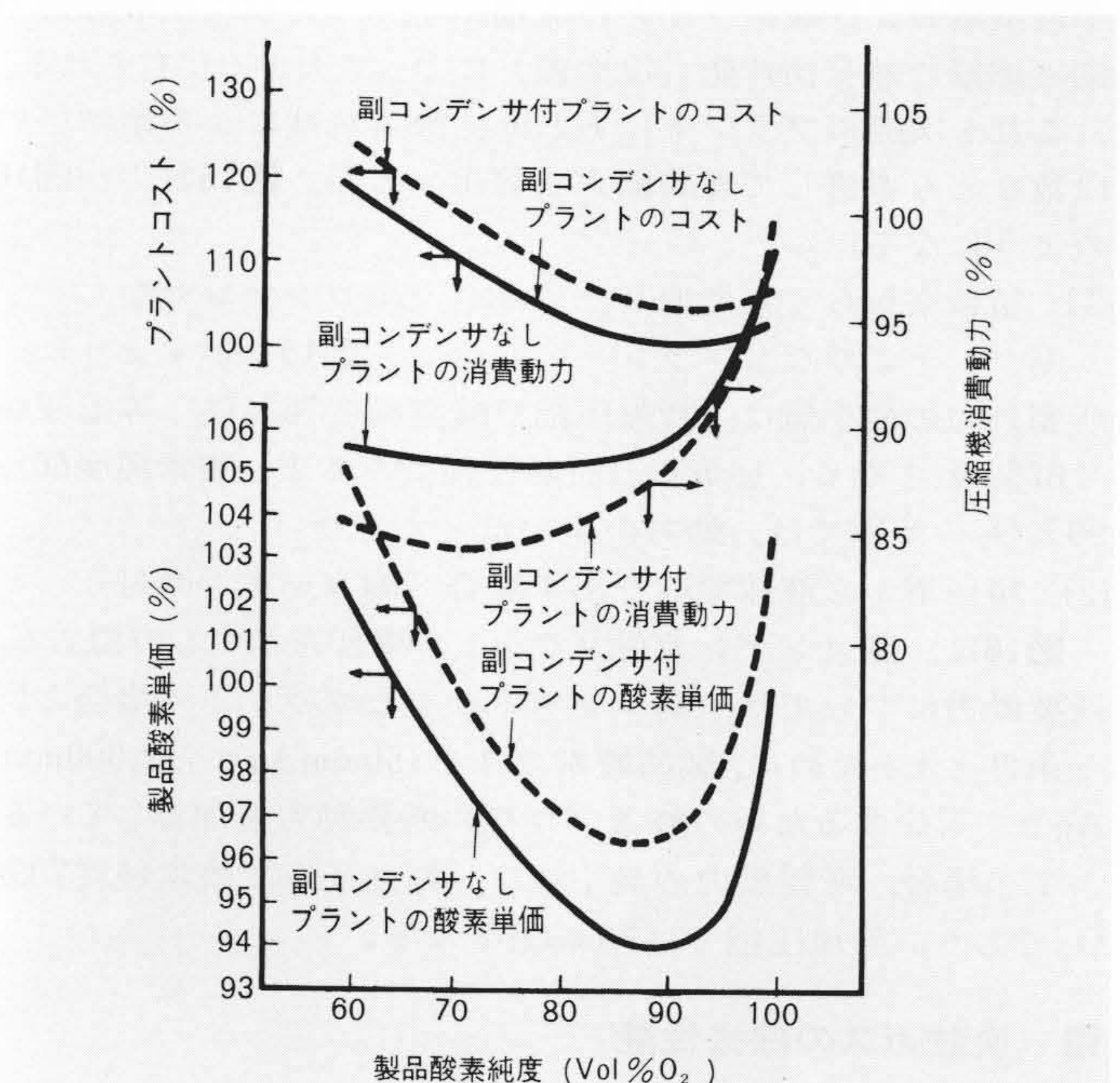


図17 酸素純度と酸素単価の関係 有効酸素量一定とした場合の実際のプラントでの消費動力、コスト、製品単価を示す。

Fig. 17 Oxygen Purity Vs Unit Price of Oxygen

可逆熱交換器 (Reversing Heat Exchangers) で炭酸ガスを除去するためには、原料空気ともどりガスとの間に、ある一定の関係がある。

この関係は炭酸ガスの許容温度差と呼ばれ、次の式で表わされる。

$$M = \gamma \cdot \left[\frac{G}{\pi} \cdot \frac{dP_a}{dT} - \frac{G'}{\pi'} \cdot \frac{dP'_a}{dT'} \right]$$

ただし、 M ：可逆熱交換器に蓄積される炭酸ガスの量

γ ：炭酸ガスの比重量

π ：原料空気の全圧 (atm)

π' ：もどりガスの全圧 (atm)

G ：原料空気流量 (Nm³/h)

G' ：もどりガスの流量 (Nm³/h)

P_a ：原料空気の温度 T °KでのCO₂の蒸気圧 (atm)

P'_a ：もどりガスの温度 T' °KでのCO₂の蒸気圧 (atm)

可逆熱交換器がドライアイスで閉塞(そく)しないためには、 M の値は負でなければならない。

製品酸素をドライガスとして取り出す場合、低純酸素採取プラントほど、原料空気圧縮機の吐出し圧力が低下し、掃気ガス(不純窒素)量が少なくなるため、ドライアイスの完全掃気がむずかしくなる。

掃気を容易にするため、製品酸素を掃気ガスとして使用する方法も考えられるが、可逆熱交換器の周期的切換ショックがあるために、プラント出口に大きなガスだめが必要となる。

7 酸素単価

以上の検討結果をもとに、実際のプラントでのコスト、圧縮機消費動力および製品酸素単価を算出すると、図17のようになる。

(1) プラントコスト

プラントコストは、図12に示す原料空気量とはほぼ同傾向を示し、副コンデンサがある場合、ない場合いずれも90%O₂前後が最小となる。

(2) 圧縮機消費動力

図15および図16の理論動力をもとに、軸流圧縮機の効率を考慮して計算すると図17のようになり、酸素純度が低下すると動力的には、副コンデンサ付プラントのほうが有利となる。

しかし、副コンデンサ付プラントの消費動力の最小値70% O₂付近では、圧縮機の吐出し圧力が低下し、掃気ガス量も減少するため、可逆熱交換器での炭酸ガス除去がむずかしくなり、プラントの連続運転ができなくなる。

(3) 製品酸素単価

プラントコスト、動力費、運転費、原価償却費などを考慮した酸素単価は、副コンデンサなしプラントのほうが有利となり、いずれの場合も酸素純度90% O₂前後が最小になる。

8 結 言

高炉用TO-プラントについて、有効酸素量一定という条件のもとに酸素単価を最小にすることを検討した結果、製品酸素の最適純度は90% O₂前後になることが明らかとなった。

今回の検討結果は、川崎製鉄株式会社水島製鉄所向け高炉専用プラントに適用され、現在建設が進められている。

本プラントは、わが国最初の高炉専用プラントであるばかりでなく、容量においても世界最大のプラントで、昭和49年1月に完成する予定である。

終わりに臨み本プラントの開発にご協力をいただいた関係各位に深く謝意を表する。