

溶剤回収システムの省エネルギーの一方法

浦田昌裕*, 香川利春**

An Energy Saving Method for Solvent Recovery Systems

Masahiro Urata, Toshiharu Kagawa

Abstract: This paper submits a method to improve the energy efficiency of solvent recovery systems. A higher superheating of steam enhances desorption of solvent from active carbon. A certain amount of temperature drop due to the Joule-Thomson's effect accompanies with the steam flow through a valve connecting the steam to a desorption tower. The proposed system includes a suitable re-heating device in the downstream of the valve, which improves the energy efficiency of the solvent desorption process. The rate of energy saving of the proposed system compared with conventional systems reaches about 10 %.

Key words: solvent recovery, energy saving, Joule-Thomson's effect, active carbon, desorption, control valve

1 緒言

本研究は溶剤回収装置のエネルギー効率の改善の一方法を提案する。プラントでは多様な溶剤を使用しているが、蒸発した溶剤を回収することが原則となっている。

多量の溶剤蒸発があるプロセスでは溶剤回収は、経済的にも必要である。溶剤濃度が高い場合は、単純な冷却で溶剤の凝縮回収が可能である。溶剤濃度が低い場合には、活性炭を筆頭とする吸着剤を用いて吸着除去を行なうか、スクラバーなどで水に吸収させて処理を行なうか、または燃焼処理する方法が一般的である。一部では放電などを用いた分解処理も提案されている。

本論文では、活性炭を吸着剤とする、溶剤回収装置におけるエネルギー効率の改善を考察する。活性炭は、溶剤を吸着させたあと脱着を行なって繰り返し使用する。この脱着には、多量の蒸気を使用され、そのエネルギーコストの削減が、プラント運転上の重要な課題となっている。この場合の省エネルギーは、コスト削減はもちろんであるが、工場で発生するCO₂削減にも貢献する。

工場の蒸気供給ラインと溶剤回収装置とは、減圧弁または調節弁により接続される。溶剤回収装置は、

経済的な観点から、耐圧が低く設計されているので、弁の出口の蒸気圧力はほぼ大気圧となっていなければならない。調節弁上流側は工場蒸気供給ラインの主管に接続されているから、この圧力は高圧で、おおむね一定値に制御されているし、蒸気温度もまた同様に一定値に制御されている。こうした状況で溶剤回収装置への蒸気流量調整が行なわれ、調節弁下流の蒸気温度は、とくに管理されていないのが実情である¹⁻⁴。

調節弁などの絞りを通る蒸気の流れでは、保温がしっかり施工されており、放熱は無視できるから、エンタルピーが保存されるとみなすことができるが、蒸気の流れにおいては、絞りによる圧力降下は、Joule-Thomson 効果による温度変化をとともなう。この温度変化は蒸気供給ラインおよび、溶剤回収で使用する蒸気の種類、圧力の範囲では、10 - 20 Kの温度降下である。このことは、蒸気の有効なエネルギー利用の上で、大きな影響をもたらす因子となる。そして、この温度低下を補償する装置を付加することにより、エネルギー効率の向上をはかることが可能となる。本論文では、減圧後の蒸気を再加熱することにより、溶剤回収プロセスのエネルギー効率を上げて、使用する蒸気流量を減らし、総量としての消費エネルギーの低減をはかる方法を提案する。

主な記号

A	流路断面積	[m ²]
c	溶剤濃度	[kg/m ³]
E	エネルギー	[J]
E_1	主管から取り出すエネルギー	[J]
E_B	ボイラーで加えるエネルギー	[J]

*富士フィルム株式会社 生産技術センター

**東京工業大学精密工学研究所

*Production Engng. Center, Fuji Film Co. Ltd.

**Precision and Intelligence Laboratory, Tokyo

Institute of Technology

(Received July 27, 2009)

E_p	脱着で有効に使われるエネルギー	[J]
h	比エンタルピー	[J/kg]
M	蒸気質量	[kg]
m	質量流量	[kg/s]
u	内部エネルギー	[J]
p	圧力	[Pa]
Q	熱量	[J]
T	温度	[K]
(文中で温度を表すときなどは、一部で θ を使う)		
T_C	活性炭温度	[K]
v	比体積	[J/kg]
w	流速	[m/s]
η	効率	[-]

添え字

- 0 主管
- 1 弁上流側
- 2 弁下流側
- 3 再加熱ヒータ下流

2 溶剤の回収

吸着とは、空間にある物質分子が界面に拘束される現象である。吸着されていた分子がそこからもとの空間に戻る現象が脱着である。溶剤を吸着する固体は比表面積の大きな固体が適しており、多くの溶剤回収プラントで活性炭が用いられる。低温ほど吸着しやすく、高温ほど脱着しやすい。ガス温度を一定として、ある圧力のもとで活性炭に接触させると、活性炭表面にガスが吸着していく。時間が十分経過すると、吸着量は飽和に達する。圧力が高いと吸着量が増す。この関係はいわゆる吸着等温線により表示される⁵⁻⁷。

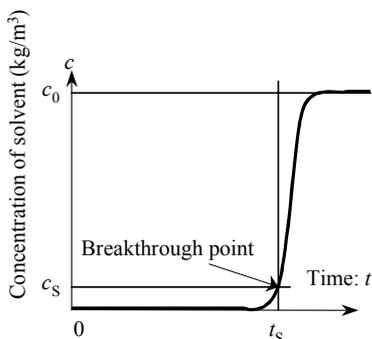


Fig. 1 Breakthrough curve

一定の厚さの活性炭層をガスが通るとき、すでに吸着した溶剤量が増加するにともない、活性炭層の出口でのガス濃度は上昇し、放置すれば入り口と出

口の溶剤濃度が同じになる。このようすは Fig. 1 のように表すことができる。出口濃度が排出許容濃度に達したときには、吸着のためにガスを送ることを停止しなければならない。この時点を超過点という。

破過点に達した活性炭から溶剤を脱着してやれば、再び吸着作用をさせることができる。溶剤の脱着は、高温の蒸気を活性炭に吹きつけ、活性炭の表面から蒸発する溶剤を蒸気とともに流出させることにより行なわれる。こうして取り出した蒸気と溶剤は、別の凝縮装置に送って、溶剤を分離回収する。

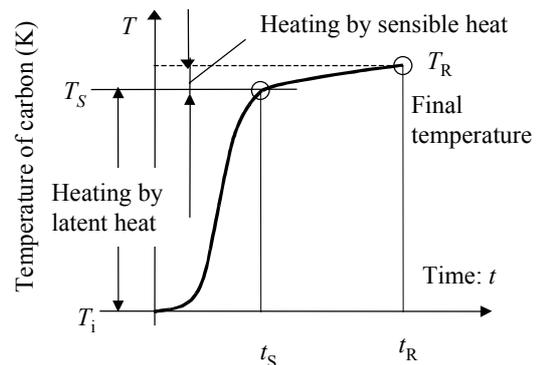


Fig. 2 Heating of active carbon

蒸気供給による活性炭の温度上昇は概略、Fig. 2 のようになる。すなわち、活性炭の温度は、蒸気吹きつけの初期には蒸気の潜熱によりまず上昇し、水の沸点に至った後は、蒸気の顕熱が活性炭の加熱に寄与する。脱着が十分に行なわれた活性炭は再度吸着に利用することができる。

以上述べた吸着と脱着を繰り返す行なう吸着塔と、その運転を簡単化して説明すると、つぎようになる。

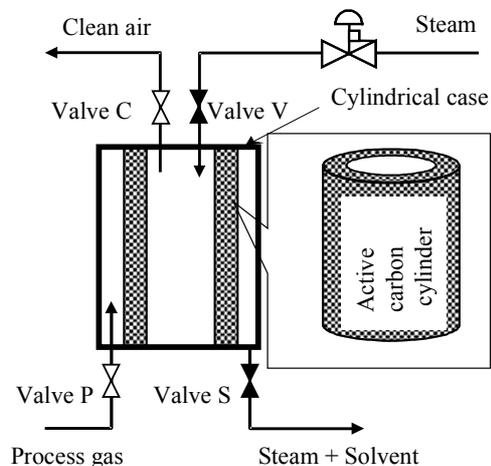


Fig. 3 Schema of solvent recovery unit

Fig. 3 は吸着および脱着を繰り返して行なう回収装置の原理を例示する．図示のように，円筒形の容器を作り，中に活性炭製の円筒を収める．初め，活性炭は清浄であるとする．ここで弁 P と弁 C を開き，弁 V と弁 S を閉じる．プロセスガスは活性炭円筒と円筒容器の間の円環状空間に入り，次いで活性炭層をとおって，中央部空間に至る．このとき，プロセスガス中の溶剤は活性炭に吸着し，清浄な空気となり，弁 C を通って，装置外部に送られる．この出口における溶剤濃度が規定値に上昇したときには，弁 P，C を閉じ，弁 S，V を開く．これにより蒸気が活性炭円筒の中空部に導かれる．

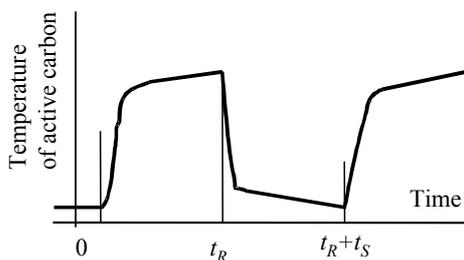


Fig. 4 Temperature change of active carbon

が回復する．そこで，弁 S，V を閉じて，弁 P，C を開くと 始めに戻り再び活性炭が溶剤を吸着する．この一巡のプロセスにおける活性炭温度の変化は，Fig. 4 のようになる．Fig. 3 のような装置一つだけでは，蒸気やプロセスガスの流れが間欠的になるため，実際のプラントでは，このようなユニットを多数並列に設置して，プロセスガスと蒸気の流れを全体としては連続的にしている．

活性炭の温度を上げるために，蒸気が運ぶエネルギーが使用される．この蒸気エネルギーの利用効率を上げるように装置運転を計画する．これまでに，蒸気温度を上げれば溶剤回収の効率が向上すること⁸が知られている．本論文ではこの特性を，工場全体の使用エネルギー削減の観点で利用しようとする．

活性炭の溶剤脱着は活性炭温度を上昇させるが，活性炭温度が水の沸点以下の間は，蒸気の潜熱が主に利用される．ただし，活性炭からの溶剤脱着が完了するのは，蒸気が活性炭内で凝縮しない水の沸点以上の温度になってからである^{2,3}．したがって，脱着完了には蒸気の顕熱が必要となる．この状態では 活性炭からの出口で蒸気は凝縮していないから，活性炭を出た蒸気が保有している潜熱は廃棄される．

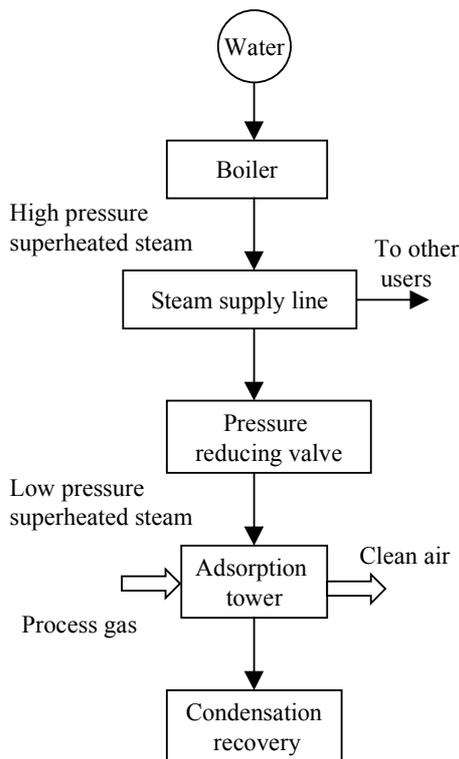


Fig. 5 Conventional solvent recovery system

蒸気は活性炭を暖め，溶剤を脱着させて，蒸気と溶剤ガスの混合気体が弁 S から外部の凝縮装置に送られる．脱着がある程度進むと，活性炭に吸着力

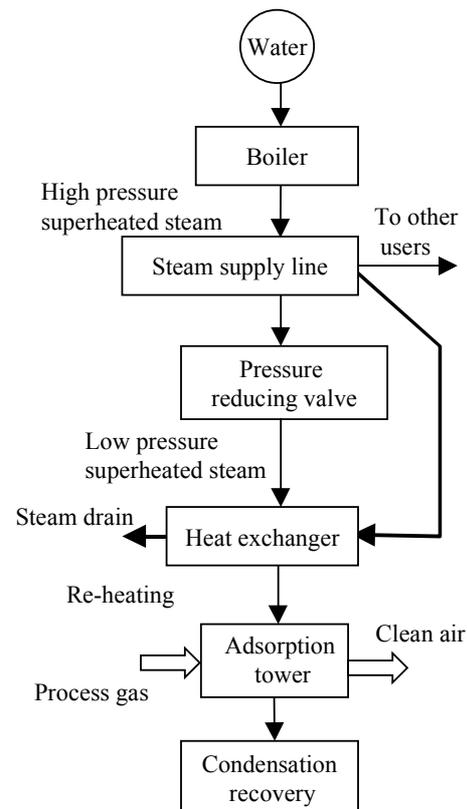


Fig. 6 Proposed solvent recovery system

それゆえ，この顕熱利用をしている期間は，損失する潜熱を減少させるために 蒸気流量を減らし，

蒸気の過熱度を上げて、顕熱エネルギーを有効活用することが省エネルギーに貢献する。これを実現する方法の一つを本論文で提案する。従来の装置では、溶剤回収装置へのプロセスガス送入と蒸気供給は Fig. 5 のようになっているので⁸、減圧弁による圧力降下に際して Joule-Thomson 効果による温度降下が現れ、蒸気温度は主管よりも下がってしまう。

そこで本論文では、Fig. 6 のように熱交換器を導入し、活性炭に供給する蒸気の過熱度を上昇させることにより顕熱エネルギーをより有効に活用することを可能にする

3 理論

本章では活性炭から溶剤を脱着するために必要なエネルギー効率を上げるという問題を、理論的に考察する。

3.1 加熱エネルギー効率

活性炭の温度を T_C 、吹き付ける蒸気温度を T とすると、活性炭の昇温に使われる熱量は、

$$dQ = [h(T, p_a) - h(T_C, p_a)]dM \quad (1)$$

ただし、 p_a は活性炭入り口圧力で、ほぼ大気圧に等しい。この蒸気流に付随する $h(T_C, p_a)dM$ のエンタルピーはドレンに落とされてしまう。加熱に有効に利用されるエネルギーの割合は、つぎの加熱エネルギー効率により表すことができる。

$$\eta_H(T) = \frac{h(T, p_a) - h(T_C, p_a)}{h(T, p_a)} \quad (2)$$

$\eta_H(T)$ を図示すると、Fig. 7 のようになる。

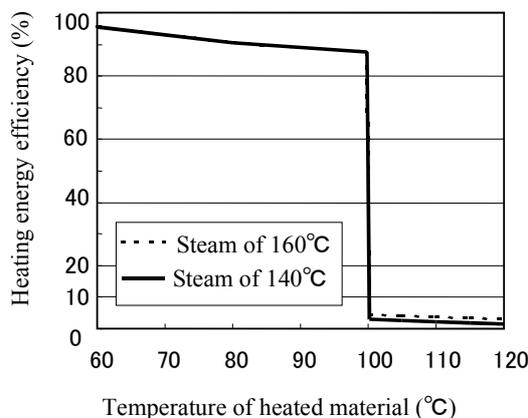


Fig. 7 Heating energy efficiency

加熱エネルギー効率は、被加熱体温度が 100 のところで、急落する。被加熱体温度が水の沸点以上

では顕熱は加熱に貢献するが、このときにはエンタルピーの主要部を占める潜熱はもはや加熱に利用されないからである。しかし溶剤の脱着は被加熱体が水濡れから脱した状態、すなわち 100 以上で完了するプロセスであるから、これを無くすわけにはいかない。

この範囲では加熱エネルギー効率がこのように低いので、何らかの手段で省エネルギーをはからねばならない。式(1)、Fig. 7 から、吹き付ける蒸気温度を上げれば、効率が向上することがわかる。蒸気温度と加熱エネルギー効率の関係は被加熱体の温度を 100 とした場合、Fig. 8 のようになる。加熱エネルギー効率は、蒸気温度上昇に対しほぼ線形関係で上昇するが、これには物性面からの制約がある。すなわちあまり高温では溶剤の分解を生じるなどの化学変化をおこす。また、工場において蒸気を供給する主管内蒸気温度も、設備上の制約をもたらす。

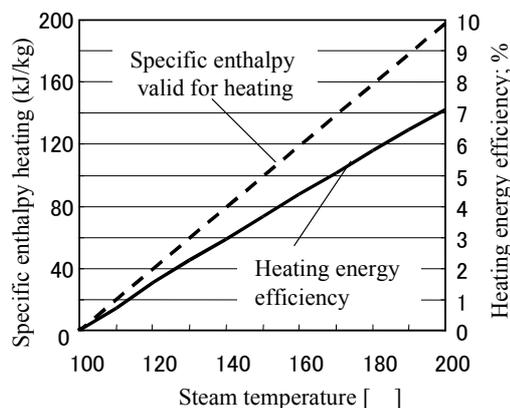


Fig. 8 Heating energy efficiency and valid specific enthalpy

加熱エネルギー効率は活性炭に吹き付けるときの蒸気のエネルギー効率を見たものであるから、蒸気発生に要するエネルギーが有効に使われる割合を表すものとはなっていない。なぜなら、蒸気主管内の蒸気温度と、活性炭に吹き付けられる蒸気とでは、Joule-Thomson 効果による温度差が生じているからである。

顕熱エネルギーを使う段階で、活性炭の脱着工程で有効に使われるエネルギーは、

$$E_p = M[h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a)] \quad (3)$$

である。これはこのプロセス固有のエネルギーである。 M はこの段階で使う蒸気質量である。このとき、主管から取り出されているエネルギーは、運動エネルギーが無視できるから、

$$E_1 = Mh(T_1, p_1) \quad (4)$$

であるが、これはボイラーで蒸発後加熱して過熱蒸気にしている。ボイラーに供給する水の温度 T_0 から起算して、この質量の水に加えたエネルギーを求めると

$$E_B = M[h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a)] \quad (5)$$

よって脱着中のエネルギー効率

$$\eta_p(T_2) = \frac{E_p}{E_B} = \frac{h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a)}{h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a)} \quad (6)$$

と考えることができる。これを仮にプロセスエネルギー効率と呼ぼう。一般に

$$T > T_2 \quad \text{ならば} \quad \eta_p(T) \geq \eta_p(T_2) \quad (7)$$

である。すなわち、活性炭入り口温度が高いほうが効率が高くなる。また、このエネルギーの大きさは

$$E_B = E_p \frac{h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a)}{h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a)} \quad (8)$$

と表される。

3.2 調節弁における温度降下

前節では活性炭入り口における蒸気温度を上げるにより、脱着工程におけるエネルギー効率が高まることを示した。そこで、エネルギー効率を明らかにするためには、活性炭入り口温度がどのように決定するかを調べる必要がある。

主管から一つのプロセスに蒸気を取り出すには、流量を決定するために調節弁を介在させる。この脱着プロセスでは吸着塔がほぼ大気圧であるから、調節弁上流の主管圧力から吸着塔圧力まで圧力が下げられる。このときの蒸気流では、放熱の影響が少ないならば、エンタルピーが保存される。等エンタルピーで圧力が低下すると、Joule-Thomson 効果による温度の低下がおこる。この低温となった蒸気が活性炭に導かれるので、加熱エネルギー効率で考えている蒸気温度は、主管の蒸気温度とは異なってしまう。それゆえ、蒸気エネルギー利用の計画では、この温度降下の大きさを知る必要がある。

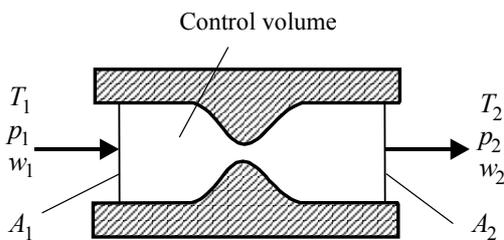


Fig. 9 Control volume for a throttle

$$m \frac{w_1^2}{2} + p_1 w_1 A_1 + m u_1 = m \frac{w_2^2}{2} + p_2 w_2 A_2 + m u_2 \quad (9)$$

である。また連続の式は

$$m = A_1 w_1 / v_1 = A_2 w_2 / v_2 \quad (10)$$

である。ここで (9) の両辺を m で割り、整理すると

$$\frac{w_1^2 - w_2^2}{2} + (p_1 v_1 + u_1) - (p_2 v_2 + u_2) = 0 \quad (11)$$

となる。比エンタルピーの定義は

$$h = u + p v \quad (12)$$

であるから、式 (11) は

$$\frac{w_1^2 - w_2^2}{2} + h_1 - h_2 = 0 \quad (13)$$

となる。

本論文で扱う蒸気の流れでは、比エンタルピーは、2500 kJ/kg = 2.5×10^6 m²/s² 程度の大きさである。これに対して運動エネルギーは流速を 10 m/s 程度としても、50 m²/s² で 4 桁もオーダーが違う。したがって、運動エネルギー分を無視した式、

$$h_1 - h_2 = 0 \quad (14)$$

が成り立つから、調節弁を通過する蒸気の定常流れに関してエンタルピーが保存されるとみなすことができる。

調節弁を理想気体が通過するのであれば、調節弁前後では外部とのエネルギーのやり取りがないので温度変化は発生しない。しかし、実在気体では Joule-Thomson 効果によりつぎのような温度変化を生じる^{9,10}。

まず、エンタルピーの変化は

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T dp \quad (15)$$

であるが、 $(\partial h / \partial T)_p = c_p$ 、 $h = u + p v$ を右辺に代入してから $dh = 0$ とおいて

$$\left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_h = -\frac{1}{c_p} \left(\frac{\partial h}{\partial p} \right)_T = -\frac{1}{c_p} \left[\left(\frac{\partial u}{\partial p} \right)_T + \left(\frac{\partial (p v)}{\partial p} \right)_T \right] \quad (16)$$

を得る。(16) 式の最後の辺で、第 1 項は、理想気体に対する Joule の法則 (内部エネルギーは温度のみの関数) からの偏り、第 2 項は Boyle-Charles の法則 (理想気体の状態方程式) からの偏りを表す。(16) 式の値、等エンタルピーでの温度低下率

$(\partial T / \partial p)_h$ は、工場蒸気 (180 以下) では常に負となるので、有限の圧力降下のもとで温度低下を生じ

る。この温度変化を純理論的に表すことはできず、多くの実験式が提案されているが^{2, 11}、現在では国際蒸気表¹²により求めるのが一般的である。Fig. 10に数値例を示す。

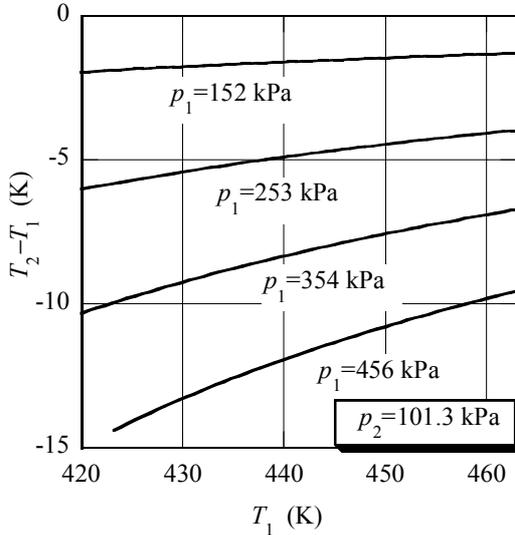


Fig. 10 Joule-Thomson's effect for steam flows through throttles

3.3 使用するエネルギー

3.1 節において、活性炭入り口温度が高いほうがプロセスのエネルギー効率が高いことが示されたのであるが、減圧弁または調節弁下流での活性炭入り口では、蒸気温度が下がることが3.2 節で示された。そこでこの温度低下を補償すれば効率が改善されると予想される。温度を上げる方法はいろいろ考えられるが、熱交換器を用いて、弁下流において蒸気温度を T_3 まで加熱する。これが Fig. 6 のように構成したシステムである。活性炭に必要な顕熱エネルギーは前と同じであるが、蒸気質量が変わる。これを M' とおくと、

$$E_p = M'[h(T_3, p_a) - h(T_C, p_a)] \quad (17)$$

と表せる。この場合には、ヒータによって温度を T_2 から T_3 まで上昇させているので、ヒータからエネルギーを供給している。その熱量は、

$$M'[h(T_3, p_a) - h(T_2, p_a)]$$

に等しい。このヒータは高温のボイラ蒸気から熱交換器により熱を受け取るものとする。したがってこの場合のボイラ蒸気から供給するエネルギーは

$$E_B' = M'[h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a)] + M'[h(T_3, p_a) - h(T_2, p_a)] \quad (18)$$

であって、これより供給蒸気を発生させているエネルギーから見た、プロセスのエネルギー効率は

$$\eta_p' = \frac{E_p}{E_B'} = \frac{h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a) + [h(T_3, p_a) - h(T_2, p_a)]}{h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a) + [h(T_3, p_a) - h(T_2, p_a)]} \quad (19)$$

である。(19)式は、(6)式の分母、分子に同じ正数を加えた形であるから、 η_p より 1 に近い値となる。

また、これを(6)式と比較すると、

$$\eta_p(T_3) \geq \eta_p' \geq \eta_p(T_2) \quad (20)$$

であることがわかる。等号は $T_2 = T_3$ で成り立つ。

これは弁で生じた温度低下を、主管蒸気の熱を使って昇温させることにより、プロセスの総エネルギー効率が向上することを理論的に示したものである。なお、(19)式から

$$E_B' = E_p \frac{[h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a)] + [h(T_3, p_a) - h(T_2, p_a)]}{h(T_3, p_a) - h(T_C, p_a)} \quad (21)$$

となる。

ヒータ挿入による省エネルギー効果は、総エネルギーの比で見ることでもできる。

$$\begin{aligned} A &= h(T_1, p_1) - h(T_0, p_a) \\ B &= h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a) \\ C &= h(T_3, p_a) - h(T_C, p_a) \end{aligned} \quad (22)$$

とおけば、(8), (21)式から

$$\frac{E_B'}{E_B} = \frac{B(A+C-B)}{AC} = \frac{B}{C} \left(1 + \frac{C-B}{A} \right) \quad (23)$$

である。ここで、

$$(C-B) \ll A \quad (24)$$

である (A には潜熱が含まれている) から、定圧比熱の温度による変化を無視すると

$$\frac{E_B'}{E_B} \approx \frac{B}{C} = \frac{h(T_2, p_a) - h(T_C, p_a)}{h(T_3, p_a) - h(T_C, p_a)} \approx \frac{T_2 - T_C}{T_3 - T_C} \quad (25)$$

が、概算での消費エネルギー比である。すなわち、過熱度の逆比によって省エネルギーの程度が概算できる。概算ではない正確な値は、(22), (23)式に数値を代入して求めればよい。

4 実験

本章では蒸気温度が低い場合と高い場合の2つの場合について、蒸気温度が活性炭温度に与える影響を示し、かつ蒸気温度の適正管理による省エネルギー効果を検証する。

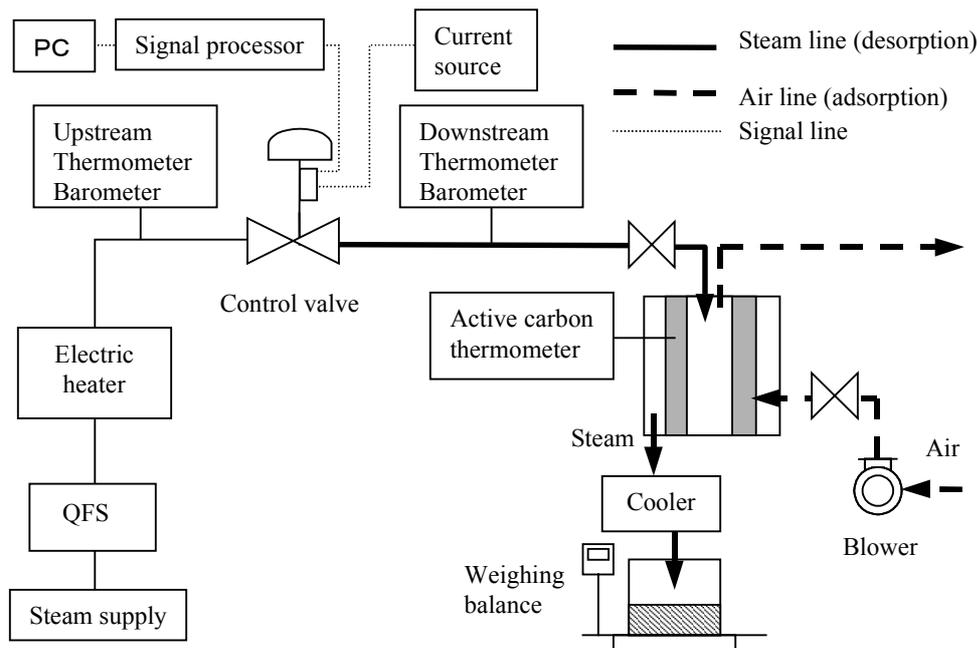


Fig. 11 Experimental setup

Fig. 11 に、この温度調節を行なう実験装置の概略を示す。蒸気主管より取り出した蒸気は、調節弁を通して、活性炭装置に接続してある。活性炭装置はパイロットプラントとして使用する小型のもので、容器の内径 200 mm、高さ 250 mm、活性炭円筒は外径 230 mm、内径 40 mm、高さ 250 mm である。

調節弁の上流側（1次側）の蒸気温度を変更するために電気ヒーターを設置した。主管からの蒸気取り出し口付近に流量計(QFS)を設置し、蒸気流量を計測する。使用した流量計の較正は冷却クーラーの二次側に設置した重量計により行なっている。調節弁の前後には温度計および圧力計をそれぞれ設置してある。活性炭温度の真値を得ることは困難であるから¹³、相对比较ができる観測値を得ることにし、活性炭に小穴を穿ち、温度計感温部を埋め込んだ。

この実験装置では、蒸気の流量、調節弁上流の蒸気温度を設定することができる。これら二つを入力変数として、各部の圧力、温度を出力変数として観測することができる。圧力は流量、調節弁、配管、活性炭槽などの流体力学的な負荷によって決定される。実験結果が示すところであるが、配管と活性炭槽の流体抵抗は十分小さく、蒸気通過状態での調節弁下流圧力は大気圧とみなしてさしつかえない。

この実験装置を用いて、活性炭の温度を同じ水準とし、電気ヒーターを用いて蒸気を昇温させた場合と昇温させない場合で、蒸気流量が変化の様子を実験によって調べる。

Table 1 Experimental condition

	Case-1	Case-2
Active carbon temperature, °C	97.2	96.9
Steam temperature, °C	128.9	109.9
Steam specific enthalpy, kJ/kg	2734	2697
Steam flow rate, kg/h	2.818	3.162

ここではガスを含まない蒸気で実験を行ない、吸着時間 7 分、脱着時間 6 分で実験を行なった。その他の実験条件を Table 1、実験結果を Fig. 12、Fig. 13 に示す。

Fig. 12、13 を観察すると、つぎのことがわかる。まず、蒸気温度は、脱着が行なわれない過程では、調節弁二次側圧力の上昇に伴って高くなる。一方で脱着が行なわれる過程では、調節弁前後のジュールトムソン効果と放熱の影響で温度が降下する。本実験では、このような理由で蒸気温度が変動するため、蒸気温度は脱着時間の平均温度を求めて算出した。なお、活性炭に関しても吸着している時間に徐々に活性炭温度が下がり、脱着している時間に活性炭温度は徐々に上昇している。このため、活性炭温度は最高到達温度を参考値とした。この結果からわかるとおり、同じ活性炭温度でも、ケース 1 のほうが蒸気流量が約 10%減少していることがわかる。一方で蒸気のエンタルピーの増加分は約 1.5%程度と少ない。活性炭を挿入した温度計の指示値は 100 を越えていないが、これは温度計を挿入している関係で、感温部の水がすべて蒸発に至っていないためである。

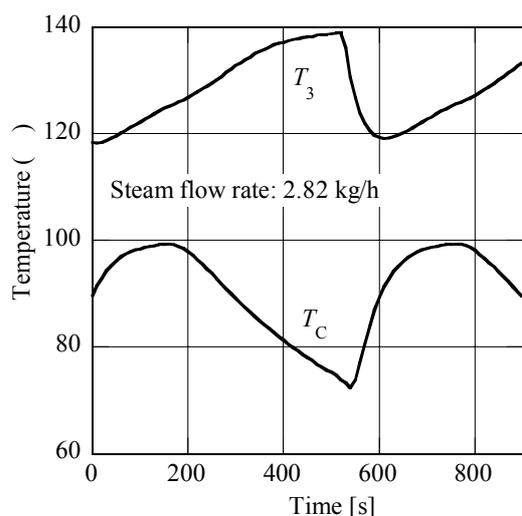


Fig. 12 Temperature change by a high supply steam temperature (Case-1)

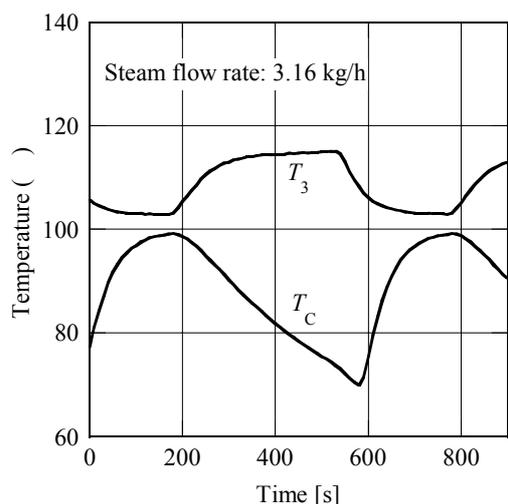


Fig. 13 Temperature change by a low supply steam temperature (Case-2)

Table 2 Energy consumption in two cases

	Case-1	Case-2
Active carbon temperature, °C	97.2	96.9
Steam temperature, °C	128.9	109.9
Steam specific enthalpy, kJ/kg	2734	2697
Steam flow rate, kg/h	2.818	3.162
Specific enthalpy of 20 °C water, kJ/kg	84	84
Energy requirement at boiler, kJ/h	7468	8262

ここまでで得られた結果をまとめると Table 2 のようになる。蒸気を工場で発生するには 20 程度の水を使っている。このことを踏まえて、ケース 1 の場合がケース 2 の場合に対してボイラーでの必要

エネルギーの観点で整理した。すなわち、 $(\text{蒸気エンタルピー} - 20 \text{ の水のエンタルピー}) \times (\text{蒸気流量}) = \text{ボイラーに必要なエネルギー}$ である。こうして、ケース 1 のほうが約 1 割の省エネを達成できることがわかる。

5 考察

ここまでの検証により、蒸気温度を高くすることにより、蒸気流量を減少させて吸着、脱着のサイクルあたりの消費エネルギーの総量の減少、すなわち省エネが実現できることがわかった。これをプラントにおける省エネを行なうためのシステムの設計に適用する方法を考察する¹⁴。

前章の実験では電気ヒータを用いて加熱を行なったが、稼働させる実プラントで熱エネルギーを得るには、一般的に電力よりも蒸気のほうがエネルギーコストが低い。それゆえ、温度調節は、Fig. 14 に示すように高压蒸気から一部を取り出して、熱交換器にて減圧した低温蒸気を加熱するのがよい。高压蒸気は一般設定では、十分に高温だからである。

この熱交換器は加熱する側のチューブのみを高压の耐圧仕様とすれば良く、熱交換器の装体は薄い鋼板もしくはステンレス鋼板で製作することができる。この熱交換器で減圧した蒸気を高压蒸気の飽和温度近くまで昇温することが可能である。

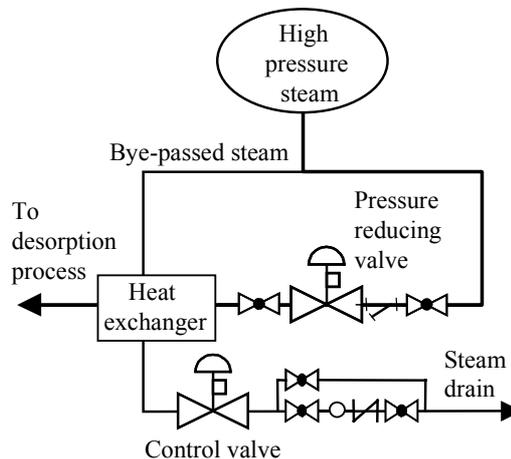


Fig. 14 Re-heating devise

この装置を溶剤脱着装置に組み入れることが、コストの面で有利となるかどうかを検討する。総合的なコストは装置自体のコストと、ランニングコストから構成される。

装置設計に当たっては、設計上いくつかの前提が必要である。前提として蒸気の高圧力が 0.53 MPa、

蒸気は飽和状態と仮定して蒸気温度を 154.2 で使用する蒸気流量が 5,000 kg/h と仮定する。この際に蒸気が大気圧まで減圧されると仮定するとジュールトムソン効果で約 137 まで温度が低下する。熱交換する高圧蒸気の温度を考慮して 152 までの昇温を目標値とする。低圧蒸気は腐食性がないため、熱交換器の材質として熱伝導率の高い銅チューブ、銅フィンなどで製作できる。これらの前提から熱交換器の規模を計算すると、付帯機器なども含めて数百万円での製作が可能となり、大きさ・コスト共に実現可能である。

さて、この熱交換器を通過する際に大きな圧力損失が発生してしまうと、ジュールトムソン効果で再び蒸気温度が低下することが懸念されるが、数値を調べると、熱交換器を通過する際の圧力損失は約 40 Pa である。これに相当する温度降下は 0.001 K 程度であるから、その影響は無視できる。

つぎに、蒸気を使用する場合のコストを考える。この場合に蒸気を噴出している時間として年間稼動を約 4 割の約 3,500 h としてランニングコストを算出する。蒸気使用量が 5,000 kg/h で 20 の純水もしくは軟水から 0.53 MPa の蒸気を通常の小型貫流ボイラで効率 85% で発生させる場合は、Table 3 で示すように約 430 l/h の A 重油が必要となる。

Table 3 Costs and crude oil required for steam generation

Rate of steam generation, kg/J	5000
Specific enthalpy of 20 °C water, kJ/kg	84
Steam specific enthalpy, kJ/kg	2751
Energy required for steam generation, kJ/h	13335
Heat generation by crude oil-A, MJ/h	36.7
Boiler efficiency, %	7468
Crude oil-A consumption, L/h	427
Energy cost, JPY/year	74848×10^3

A 重油の単価を 50 円/リットル（財団法人日本エネルギー経済研究所石油情報センター 2009 年の 3 ~ 4 月価格の記載値を参考）として算出すると、約 75,000 千円/年となる。一方で低圧蒸気を再昇温させるためには、Table 4 に示すとおり、約 29 kJ/kg のエネルギーが必要となり、全体の蒸気で約 148 MJ/h のエネルギーが必要となる。

このエネルギーをもとに必要な高圧蒸気の量を求める。高圧蒸気は熱交換する際にドレンが高温で排出される。全体エンタルピー 2,751 kJ/kg のうち 649 kJ/kg がドレンによる排熱となるため、熱交換に寄与するエンタルピーは 2,102 kJ/kg となる。この数値と必要な熱量約 148 MJ/h から、必要な高圧蒸気量は 70 kg/h となる。このコストは、前述のボイラ

のランニングコストから算出した蒸気単価 4.3 円/kg により、約 1,000 千円/年となる。第 3 章の理論および第 4 章での実験結果から、所要蒸気総量の 1 割が削減できると仮定して、再加熱に費やす蒸気量の損失分を差し引くと、約 6,500 千円/年のコスト削減が実現できることがわかる。

Table 4 Comparison of energy costs for re-heating

Steam heater	
Energy requirement, MJ/h	147.5
Amount of steam for re-heating, kg/h	70.2
Steam price, JPY/kg	4300
Energy cost, JPY/year	1051×10^3
Electric heater	
Energy requirement, MJ/h	147.5
Electric power for re-heating, kW	41
Unit price of electricity, JPY/kWh	12×10^3
Energy cost, JPY/year	1723×10^3

溶剤を回収している工場では、使用蒸気量が削減できることにより、蒸留工程で使用される蒸気量も削減される。このことは Fig. 15 に集約して示し、説明に代える。蒸留システムによって、効果は異なるが脱着蒸気の削減に加えて、更に約 0.5 ~ 1 倍程度のランニングコスト削減が可能となるが、その詳細は本論文の主題ではないので、ここでは省略する。

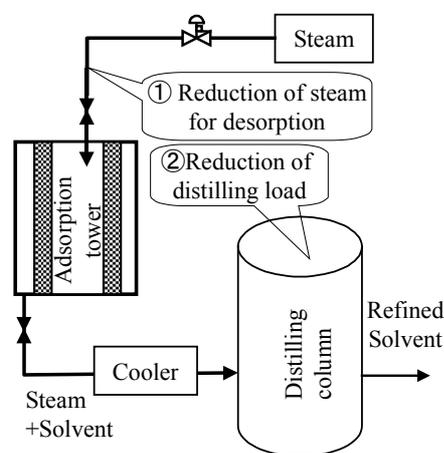


Fig. 15 Effects of steam saving in a plant

蒸留工程でのランニングコスト削減を含まなくても、上記の設備コストと本システム導入によるランニングコストダウンの金額を比較すると約 1 年での投資回収が可能である。すなわち、単に省エネルギーという観点だけでなく、コスト面でも非常に有力な手法であるといえよう。

なお、本計算は工場での使用エネルギーを電気は買電、蒸気は貫流ボイラで供給しているケースを

想定したが、コージェネレーションシステムとしてボイラで発電し、電気と蒸気を使用しているケースでは価格などが変化する。電気で加熱する場合を考えると電気単価を 12 円/kWh とした場合に、再加熱に必要なコストが約 1,700 千円/年となるため、通常はある温度までを蒸気で再加熱して、更なる高温を電気で加熱するほうがコスト的に有利であるといえよう。

6 結論

溶剤回収装置に減圧弁などを介して蒸気を接続するとき、弁において Joule-Thomson 効果による温度変化が生じる。これにより蒸気の熱利用効率が低下することに着目して、これを補償し、省エネルギーを達成する一つの方法を提案した。得られた結果の要点はつぎのごとくである。

1. 工場の蒸気配管において各装置に蒸気を供給する弁における圧力降下は、Joule-Thomson 効果による温度変化をとまなう。それは溶剤回収で使用する蒸気の温度、圧力の範囲では、10 - 20K の温度降下となり、溶剤回収装置のエネルギー効率に対して大きな影響がある。

2. 溶剤回収装置のエネルギー効率は、蒸気を吸着塔に連結する減圧弁の下流に再加熱装置を設置して、温度を再上昇させることにより、大きな改善をすることができる。

3. 再加熱のために、蒸気配管の高圧蒸気を用いる熱交換器を導入すれば、設備費と運転コストの総計の評価において、経済的に有利な装置とすることができる。

本研究を遂行するにあたり、富士フィルム(株)の全般的支持を頂いた。富士フィルム(株)、ならびに同社清水茂久執行役員、上野友義部長、波々伯部彬前部長、福堀信治主任、喜島嘉彦課長、小橋創一主任、松下正幸氏ほか関係各位に厚く御礼申しあげる。

文 献

1. 前田 武士 外 6 名, 溶剤回収装置, 特許公開平 11 - 123311 (1999).
2. 兼山 尚, 排ガス処理装置, 特許公開 2006 - 272187 (2006).
3. 林 敏明, 有機溶剤回収システム, 特許公開 2007 - 38071 (2007).
4. 椋島 一美 外 1 名, ガス処理方法, 特許公開 2009 - 726717 (2009).

5. D. M. Young, A. D. Crowell 著, (訳) 高石哲男・古山昌三, ガスの物理吸着, 産業図書, (1967).
6. 近藤精一・石川達雄・安部郁夫, 吸着の科学, 丸善, (1991).
7. (監修) 立本英機・安部郁夫, 活性炭の応用技術, (株) テクノシステム, (2000).
8. J. Gronvaldt, D. Dietrich, Low-energy solvent recovery from carbon adsorption beds, ASHRAE Transactions **93** (pt 1), pp. 645-650, (1987).
9. H. B. Callen, Thermodynamics, John Wiley & Sons, (1960).
10. 谷下市松, 工業熱力学・基礎編, 裳華房, (1964).
11. R. C. Reid, J. M. Prausnitz, B. E. Poling, The Properties of Gases and Liquids; 4th International Edition, McGraw-Hill, (1988).
12. 日本機械学会蒸気表, 日本機械学会, (2000).
13. J. Gu, H.-J. Bart, Heat and mass transfer in steam desorption of an activated carbon adsorber, International Communications in Heat and Mass Transfer, **32** (3-4), pp. 296-304, (2005).
14. 浦田昌裕, 吸着剤再生方法及び設備, 特願 09F02987, (2009)

[著者紹介]

浦田 昌裕



2002 年東京工業大学 総合理工学研究科精密機械システム専攻修了。同年富士フィルム(株)入社。精密工学会の会員

香川 利春(正会員)



1974 年東京工業大学制御工学科卒業。同年北辰電機製作所入社, 1976 年東京工業大学工学部制御システム工学科助手, 同講師, 同助教授を経て, 現在同大学精密工学研究所教授。流体制御システム, 流体計測, 生体計測に関する研究に従事(工学博士)。計測自動制御学会評議員, 日本フルードパワーシステム学会理事, 日本機械学会などの会員