

琉球大学学術リポジトリ

水蒸気蒸留装置設計における考え方

メタデータ	言語: 出版者: 琉球大学農学部 公開日: 2007-06-15 キーワード (Ja): 水蒸気蒸留装置, 精油, 熱伝導 キーワード (En): steam distillation system, essential oils, heat transfer 作成者: 川崎, 聖司, 池間, 洋一郎, 國吉, 和男, 秋永, 孝義, Kawasaki, Seiji, Ikema, Youitirou, Kuniyoshi, Kazuo, Akinaga, Takayoshi メールアドレス: 所属:
URL	http://hdl.handle.net/20.500.12000/571

水蒸気蒸留装置設計における考え方

Designing of steam distillation system for essential oils

川崎聖司¹ 池間洋一郎² 國吉和男³ 秋永孝義¹

1. 琉球大学 農学部
2. 沖縄県工業技術センター
3. 沖縄県工業連合会

Abstract: Different processing methods are required to extract essential oils from different plants. Most oils are extracted using steam distillation, during which the plant tissues break down, the essential oils and water vapor are released, then collected and cooled. The volatile essential oil condenses, separates and is easily isolated. In this process the steam is prepared in a separate chamber and piped into the tank. This is especially good for plant materials with high boiling point oils.

Essential oils can be extracted using solvents. Hydro-distillation is not suitable for various products like delicately odored oils. There are three main ways that this can be performed. Solvent extraction is used when the odorous properties of delicate flower and plant material would be altered or destroyed by steam or water distillation or when a plant, for instance rose absolute and jasmine contains very little oil, making steam or water distillation impractical. Solvent extraction produces a concrete which in turn is refined into an absolute. The solvent dissolves the plants constituents including essential oils, fatty acids and waxes. The essential oil is extracted from the other constituents with alcohol. The fatty acids and waxes are not alcohol soluble so they are left behind. A secondary distillation then removes the alcohol, leaving the absolute oil behind. Supercritical carbon dioxide extraction uses carbon dioxide under extremely high pressure to extract essential oils. In the future, many botanicals that are not now available may possibly be obtained through carbon dioxide extraction.

A fundamental study to design new types of extraction systems for essential oils and a trial steam distillation systems was made. After leaves of alpinia were harvested, steam distilled essential oils were analyzed. Heat transfer of the system were also discussed. Good extraction results and performance were observed with this apparatus. Comparing heat and mass transfer on the experiments, it can be seen that the convection coefficient of essential oils seemed to be applicable to that of the theory of chemical engineering and some improvement of designing was necessary.

キーワード：水蒸気蒸留装置, 精油, 熱伝導

Key words: steam distillation system, essential oils, heat transfer

はじめに

精油（エッセンシャルオイル）は植物から採取される芳香を有する揮発性油を示す場合が多く、芳香油（アロマティックオイル）とも呼ばれる^{1,2)}。特に花に含まれる精油を花精油（エッセンシャル・フラワーオイル）といい、精油のうちでは最も高価である。精油は植物の有する香気の主体であり、植物の種類により異なるが、有機化学的にはテルペン類、芳

香族アルデヒド、ケトン、フェノール、各種アルコール、エーテル類の混合系である。古来、インド、ペルシャ、オリエント諸国、ギリシャ、エジプトなどで種々の植物、果実、葉、茎、樹木などから香料としてとして採取されており、香料または医薬・宗教用にも重用されてきた歴史がある。精油の採取法は植物、素材により異なるが原料の採取・収穫法を別にすると、現在は便宜的に圧搾法、抽出法、水蒸気蒸留法に大別されている。

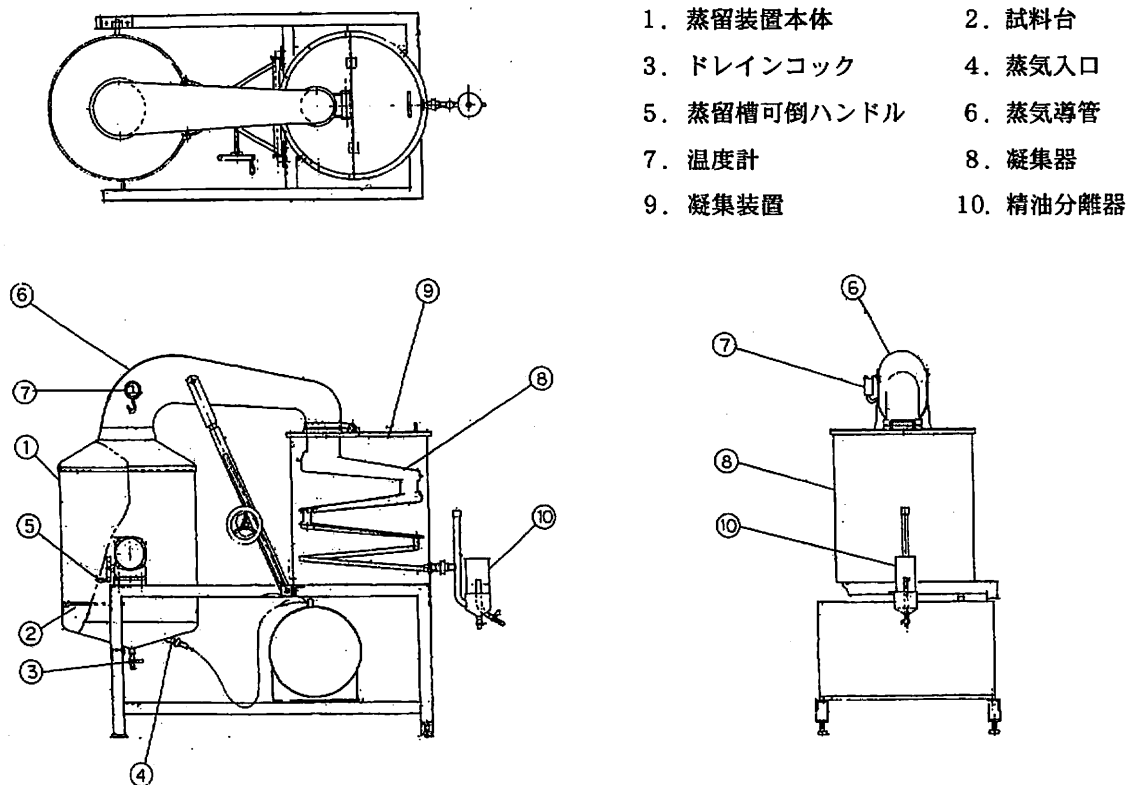


Fig. 1. Steam distillation apparatus.

圧搾法は柑橘類などに代表されるように対象物を加圧して精油を回収方法で、エキニル法、海綿法、機械搾油法などに細別される。

抽出法は花精油のように熱に不安定なものに適用される技術である。精製した牛脂や豚脂に対象物を浸漬して花精油などを吸着させて香脂とし、さらにアルコールで抽出してエキストラクト・エッセンスとする方法で、古来より行われている。60-70℃に加温した油脂を用いるのを温浸法、常温で行うのを冷浸法として分類する。他にヘキサン、石油エーテル、液化プロパンなどの揮発性溶剤を利用して花精油を抽出し、減圧蒸留によって粗製花精油をとり、アルコールを用いて精製する方法も行われている。

水蒸気蒸留法は、対象物に水蒸気を吹き込み、蒸気とともに精油成分をを気体状態で留出し、冷却して分離・回収する方法で、分離後の水はローズ水、ネロリ水などといい、各種用途に利用されている。この技術は紀元6世紀頃から行われていた方法で、精油は水に不溶で、対象物に水蒸気を吹き込むと、精油成分は破壊された細胞から分離するか、浸透圧により遊離して100℃以下の温度で所謂、共沸作用により留出させる方法である。圧搾法や抽出法に比較して原料の産地で経費が少なく簡単で大規模な生産に適しているが、熱に不安定なものや水溶性の化合物には不向きである。

今日では上記の伝統的な方法とは別に超臨界抽出^{3,4,5)}、分子蒸留の名称で示される技術が実用化されている。現在では、これら手法を単独または組み合わせて、他の香料と混合することにより各種香料が調合されている^{6,7)}。

ここでは著者らが簡便な水蒸気蒸留の試作装置^{8,9,10,11)}を

設計試作して、月桃を用いて特性を検討したので報告する。

運転特性・性能試験

1. 水蒸気蒸留装置主要諸元

本装置の主要諸元はFig.1に示されているが、ここではさらに計算・実測により以下の物理量を算出して物質収支・熱収支を考察する上での基礎資料とした。なお、ここでは使用材質の厚みによる影響については誤差内として考慮しなかった。

1) 蒸留装置本体

設計・製作図面より本体の容積、表面積を算出した。容積については上部の円筒形部分 (0.1964m³) と下部の円錐形部分 (0.0076m³) とに分け、全体容量 (0.2040m³) とした。そのうち原料投入可能な有効容量 (仕込量) は0.1793m³であり、これは前出の大阪化学機械 (株) の水蒸気蒸留装置 (モデル4-5108、仕込量100L) のほぼ2倍の容量を有していることになる。同様に、表面積は円筒形部分が1.1919m²、円錐形部分0.2945m²、合計1.1464m² (上蓋部分を除く) であった。

2) 蒸気導管

本体上部と接し凝集槽上部へと連絡する蒸気導管 (所謂馬の背部分) の表面積は図面より13個の円錐柱の集合体として分割計算し、合計値0.9319m²を得た。

3) 凝集装置 (冷却装置)

本凝集槽は円筒形であり、一般的に採用されている型式を踏襲している。凝集槽の型式としては、冷媒となる冷却水を別途に冷却装置等で冷却して再循環する方法と、水道水或いは井戸水などを使い捨て (ワンパス) にする手法とに大別される。本装置では後者を採用している。冷却水と蒸気・凝集水とが金属壁を接して実際に熱交換を行う熱交換器部分に関しては、通常加工上・構造上の利便性或いは経験的蓄積等が豊富であるとの理由により螺旋状の円管または直線円管を複数平行配置した多管式が採用されているのが多くみられる。大阪化学機械 (株) の装置も同資料より、蛇管である螺旋状の円管を採用しているものと推定される。しかしながら、本装置は大きさの異なるドーナツ状の円盤型の冷却管を3個配してそれを連絡管で結ぶとともに、さらに円管をループ状に成型した最終冷却管に導いて凝集水を回収する独自の様式を導入している。本構造上の特徴と熱効率に関しては後に譲ることにして、ここでは図面を元に伝熱面積の計算を行った。その結果、第一次冷却管の伝熱面積は 0.4849m^2 、二次冷却管 0.3538m^2 、三次冷却管 0.2489m^2 、最終冷却管 0.1062m^2 、各冷却管の接合部 (継手部分) および蒸気導管との連結部の和は 0.0537m^2 であり、これらの合計値である冷却水と接する総伝熱面積として 1.2473m^2 を得た。

凝集槽円柱部分の表面積は 1.2293m^2 、上下円盤部分 (蒸気導管取付部を除く) は 0.5539m^2 であり、これらの合計より総外部表面積は 1.7832m^2 であった

一方、冷却槽の総容量は 0.1850m^3 であり、有効冷却水貯留量は、冷却水を下部排水孔より抜き取り計測した実測値 (体積置換法) より 0.1570m^3 であった。両者の差から求めた冷却管の総占有体積は 0.0280m^3 であった。

2. 物質収支・熱収支

単位操作において、着目している系に対して物質収支と熱収支 (エネルギー収支) を適用することはその状態を定量的に理解する上で基本となる考え方である。ここで述べる系とは即ち、蒸気発生装置 (ボイラーおよび蒸気パイプ)、蒸留槽、蒸気導管、凝集槽、及び回収槽を結ぶシステムとしての装置系列、ボイラーから発生した蒸気 (水)、試料 (原料) として投入する植物、冷却のため凝集槽を通過する水、それから周囲の空気 (雰囲気) を意味する。これらの相互関係の基で様々な熱の移動・物質の移動 (出入) が生じるとしてそれ以外の要因はここでは考慮しない。

物質の移動としては、蒸気発生装置からの蒸気が蒸留槽に導入され、試料を加熱するとともにそれに含まれる揮発性成分 (精油成分などの目的物質) を水蒸気分圧等との関係により共沸・気化させて、分子状態あるいは微細粒子 (ミスト) として蒸気自身とともに蒸気導管を経て凝集槽で冷却されるとともに回収槽で精油と凝集水 (植物の水溶性成分を含む) に分離回収されると考える。ここで、発生蒸気の一部は試料の加熱あるいは蒸留槽外壁と空気との温度差により冷却され蒸留槽下部に凝縮・残留する、あるいは試料に吸収される、また逆に試料中の水分が気化・凝集されることなどは生じて

も前述の装置系列外部からの物質の出入はないものとする。

熱の移動に対しても同様に考えることができる。燃料の燃焼により、加熱蒸発した蒸気の熱エネルギーが蒸留槽に伝達され、装置および試料を加熱するとともに精油成分および水分を気化・蒸発させる。熱エネルギーの一部は蒸留槽の外壁と雰囲気空気との温度勾配により外部へ放散する。さらに、蒸留槽上部へ達した蒸気の熱エネルギーは蒸気導管を通過する過程でその一部を導管外壁を介して外部へ放出する。さらに凝集槽では熱交換器を介して冷却水と熱交換を行い冷却水を加熱するとともに、その冷却水の熱エネルギーの一部は凝集槽外壁を通して系外に放出される。蒸気および精油成分は完全に相の変化を終えて液化し、回収槽で捕集される。

一般に、エネルギーの形態は様々であって、物質収支より複雑になる。化学工業で問題になるエネルギーには物質の分子構造と温度によって決定される内部エネルギー、物体の位置エネルギー、運動エネルギー、熱量、および仕事などが考えられる。本来、解析にはこのような形態の異なるエネルギーについて、すべてを列挙して収支式をたてておくべきであるが、本水蒸気蒸留のような場合には位置、運動エネルギーの変化が無視できるほど小さく、機械的仕事を伴わないと見なしてよいので、エネルギー収支はエンタルピー変化のみの狭義の熱収支式が十分な精度で成立する。

以上の前提に立って以下の項目につき計測・実験を行い、収支を検討した。

3. 実験・測定事項

装置の各部位について以下の項目に関し主に月桃を用いて実験計測を行った。なお、月桃の香気成分ガスクロマト分析の事例をFig. 2に示す。

1) 蒸気発生装置

1. 燃料消費量の測定
2. 発生蒸気量 (凝集槽よりの排出量より推算) の測定
3. 発生蒸気温度及び蒸気圧の測定
4. 凝集槽との直結運転による熱損失の推定

2) 蒸留装置

1. 試料 (原料) 投入量の確認、かさ密度の測定
2. 各部位における温度分布の測定
3. 装置下部に残る凝集水量の測定

3) 蒸気導管

1. 各部位における温度分布の測定
2. 接合部の蒸気漏れ等の確認

4) 凝集槽 (冷却槽、復水器)

1. 各部位における温度分布の測定
2. 消費冷却水量の測定、入口温度、出口温度の測定
3. 冷却槽内における有効貯留冷却水量の測定

*いずれも測定項目に関しては定常状態に達した後に計測する。
熱収支は蒸留装置本体及び蒸気導管の熱収支を独自に計算

するが、蒸気発生装置からの蒸気を直接冷却槽に導きこの間における熱損失を推測することも検討する。

詳細については以下の通りであるが、装置の運転条件は3つの場合に分類して考察を行った。

a. 無負荷運転 (空運転)

試料を投入しないで実際の操業に近い形式で装置稼働させ特性を解析する。例えば、蒸留槽などの装置自身の熱損失を考察する場合などに有利である。

b. 負荷運転 (通常運転)

試料を加え、通常運転と同様の作業手順で動作確認を行う。同時に物質収支・熱収支を考察、精油の回収を試みる。

c. 直結運転

蒸気発生装置からの蒸気を、蒸留槽-蒸気導管を経由せずに直接凝集槽上部から吹き込む方法であり、主に熱損失の程度を推定するためと、配管接合部の蒸気漏れの有無等を確認する目的で一時的に流路を変更して実験を行うものである。

試験結果

無負荷運転より、ボイラーを点火して約15分後、系が定常状態に達したと推定される時より1時間同条件で稼働し、蒸留槽下部に残留する水 (ドレイン) を抜き取り計量すると5.0Lに達した。同様に、凝集槽で冷却され回収装置で得られた凝集水は21.5Lであった。このとき燃料消費量は1時間あたり4.5Lであった。ボイラーの燃料供給弁の正確な制御が困難なために、試験結果に多少のばらつきはあるものの、何回かの試験により平均として、ドレインは約5.0-6.5L/h、凝集水は約21.5-24.0 L/h、燃料消費量4.5-5.0 L/hの値を得た。これらの数値は後述の物質収支・熱収支計算に使用する。

通常運転では、実際に月桃を充填して試験を行った。月桃の葉を収穫して新鮮な状態で裁断し、蒸留槽に隙間がないように敷き詰めたとき、30kgで槽のほぼ上部に達した。これより月桃 (生) の嵩密度は、30kg/170 Lとして176kg/m³あるいは0.176 g/cm³になる。その後、点火して1時間蒸留を行い、ドレイン回収量8.0kg、凝集水回収量24.0kgを得た。ドレイン回収量が多いのは最初に系を加熱するために消費された熱量によるものと推定される。他の試験でも同様な結果が得られた。なお、目的とする精油成分は元来月桃中には最大0.1%程度 (大輪月桃) しか含有しないためか実験の都度回収分離槽より捕集できなかつた。

直結運転で、凝集槽に接続する前に、発生蒸気の温度を計測し100℃の結果を得た。また、ボイラーに設置してあるゲージによりヘッドは約50-60cm程度であり、静圧と動圧の和である全圧はほぼ1気圧であると見なすことができる。蒸留槽、蒸気導管、凝集槽単独の熱損失の算出を目的に行った直結試験では実験回数が少ないため、十分な結論が得られな

かつた。凝集槽出口からの凝集水回収量は空試験及び通常試験におけるドレインと凝集水の総和に等しい結果となった。

試験結果の解析

以上の結果をもとに物質収支・熱収支について計算を行った。

1) 物質収支

この系で問題になる物質としては水及び精油成分が考えられる。ここでは加熱により化学変化が多少生じたとしても新たな成分の消長は無視できるとして差し支えないとする。入力側としては水が蒸気発生装置で蒸気となり系内に入ることになる。出力側は、前述のように月桃中に含まれる水分も増減があるものの、葉の組織は緻密であるので量的には僅かである (蒸留前後で重量変化はない) ので、発生した蒸気の大部分と月桃の揮発性物質である精油成分の和である。更に、精油成分はごく微量 (月桃の0.1%) であるので、誤差範囲内として省略できる。従って物質収支は以下のように簡単な式で表現できる。

入力側=発生蒸気量

出力側=ドレイン水量+凝集水量

あるいは

発生蒸気量=ドレイン水量+凝集水量

2) 熱収支

熱収支は物質収支ほど単純ではないが、

入力側=発生蒸気の熱量 (エンタルピー) +その他系内の持つ熱量

出力側=蒸留槽での外気への放熱量+ドレイン水の熱量 + 蒸気導

管の外部への放熱量+凝集槽における蒸気と冷却水との熱交換量+凝集槽での外気への放熱量+凝集水の熱量+その他系内の持つ熱量

であると考えられる。

さらに、いくつかの仮定をもとに系各部における熱の授受を検討していく。

a. 蒸留槽

ここで金属部分を蒸留装置壁面とする。各種パラメータを推定することは困難であるので、T₁ (槽内温度) =100℃、T₂ (外気温度) =20℃とし、蒸留槽の表面積は主要諸元の計算結果よりA₁=1.146m²を使用して、総括伝熱係数U₁を算出する。空試験の結果より、平均して発生蒸気 (100℃の飽和蒸気) 29kg/hに対し6kg/hのドレイン水と23kg/hの凝集水が回収されるとすると、蒸留槽に残存するドレイン水は蒸気が凝集槽で冷却され、気相 (100℃) から液相 (100℃) に変化したと見なすことができる。

このときの損失熱量Q (Wまたは J/s) は比エンタルピーより、

$$\begin{aligned} 6 \text{ kg} \times (2676.0 - 419.06) \text{ kJ/kg} &= 13541.6 \times 10^3 \text{ J/h} \\ &= 13541.6 \times 10^3 / 3600 \\ &= 3761.6 \text{ W} \end{aligned}$$

これらの関係を代入すると

$$3761.6 = U_1 \times 1.146 \times (100 - 20)$$

$$\text{よって} \quad U = 41.02 \text{ (W / m}^2 \cdot \text{K)}$$

となり、ガス-液交換あるいはガス-ガス交換の場合と同じような結果が得られ、上述の仮定の妥当性が示されたと考えられる。

蒸留槽は本来熱交換器ではないので、外部に対する熱の放散は極力避けるべきである。飽和蒸気はその温度よりで冷たい面に触れると凝縮が生じるが、それには膜状凝縮と滴状凝縮の二つの機構がある。前者では凝縮液が冷却面（放熱面）全体を被覆した状態で流下するので、後者よりも若干伝熱係数は低下する傾向にあるが、本蒸留槽内壁については前者の現象が発生していると考えられ、多少とも保温効果に寄与している。一方、外壁と接する外気（雰囲気空気）は特に強制攪拌しているわけではないので、室内の通常の空気の流れによる対流の影響のみを受けるとすると、境膜伝熱係数は小さいものと予想される。

総括伝熱係数が40程度であることは、装置自体は特に放熱特性が高いことを意味するものではないが、ドレイン水の量をより少なくする（保温性を向上させる）ためには総括伝熱係数を小さくしてやればよいので、断熱材を槽外壁に張るのが最も簡単な方法となる。

b. 蒸気導管及び c. 冷却槽

蒸気導管と冷却槽の熱収支の計算は現象が複雑であるので推定は困難であるが、冷却水の使用量から計算を試みることにする。冷却水として使用した水道水は約2分で10kg程度であるので、水温の上昇分(平均63-22℃)と合わせて、1時間あたりに換算すると $53186 \times 10^3 \text{ J/h}$ の熱量が水道水に放出されることになる。冷却槽内部における正確な温度分布を測定することは不可能であったので、熱交換器の温度差を特定することはできないが、本運転条件で概略70℃と仮定すると前述の熱交換器総伝熱面積 1.247 m^2 と併せて、総括伝熱係数は $U=140-160 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$ 程度になり、妥当な数値を示していると考えられる。

以上熱の流れを発生蒸気の有する熱エネルギーと放熱された熱エネルギーとの関連で整理すると、1時間あたりに換算して、 $75172 \times 10^3 \text{ J/h}$ （入力側）の熱を生じ、それが蒸留槽で $13541 \times 10^3 \text{ J/h}$ （出力側1）、冷却槽での水との熱交換で $53186 \times 10^3 \text{ J/h}$ （出力2）放出され、残りが蒸気導管及び冷却槽と外気の熱交換で $8445 \times 10^3 \text{ J/h}$ （出力3）失われることになる。

現状では連続式は困難と考えられるので回分式を採用し、1回の処理量を30kgとする。このときの原料のかさ密度は不明であるが、ある程度圧密化して充填することとして最低限の装置の内容量を50L、その他、蒸気発生部分、装置上部空

間を確保する容量とする。また、蒸留方式として常圧、加圧、減圧型があるが、ここでは常圧型（基本的に開放形式）を採用する。操作性を考慮して、原料の挿入・搬出はバケット式の金網等を使用した易操作形式を用いる。蒸留器本体の洗浄の容易なことが望ましい。

3) 蒸気発生装置・蒸留装置

水蒸気蒸留に必要な飽和蒸気量は一般に原料の重量の1-2倍とされることから30kgの原料に対し60kgの蒸気（100℃）が必要となる。蒸留時間を2時間とすると単位時間あたり30kg、1時間で蒸留を完了するには60kg/時を発生する火力が要求されることになる。

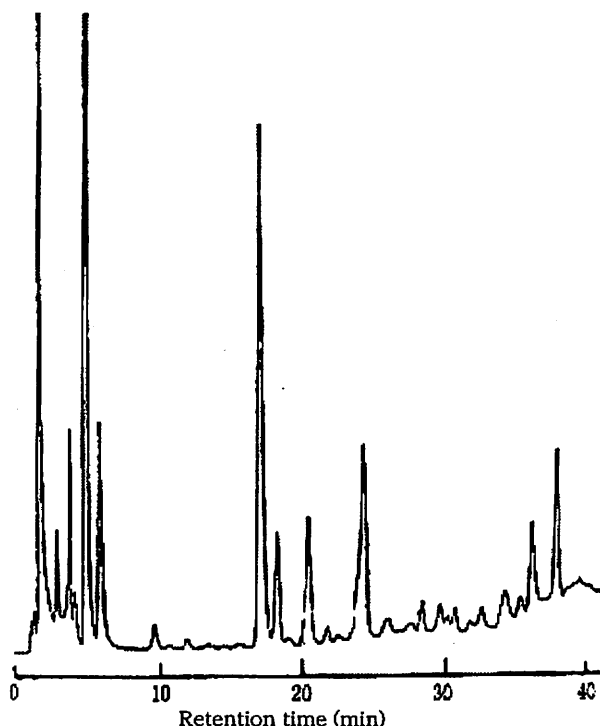


Fig. 2. Gas chromatogram of Alpina.

ここで60kg/時の割合で常温（20℃）の水を103℃の飽和水蒸気まで加熱するための熱量は比エンタルピーより $60 \text{ kg} \times (2680.7 - 83.86) \text{ kJ/kg} = 155810.4 \text{ kJ/時}$
 $= 155810.4 \times 10^3 / 3600$
 $= 43280.7 \text{ W}$

あるいは $1 \text{ kcal} = 4186.8 \text{ J}$ として

$$155810.4 \times 10^3 / 4186.8 = 37214.7 \text{ kcal/時}$$

の火力が最低限必要となる（装置の熱損失を考慮するとさらに大火力が望ましいがここでは諸般の因子が不明なので考慮しない。さらに、最初は蒸気発生のため強火が要求されるが、いずれも出力にゆとりのあるもの、火力調整が容易なものが望ましい）。

4) 凝集装置

発生蒸気の成分については、精油分および香気成分（水溶性）を幾分含んでいるが、量的にはわずかであるとされるの

で考えられることから熱物性的には水蒸気および水のそれと見なして差し支えないと考える。

蒸留装置から発生した蒸気は所謂、馬の背と呼ばれる導管を通して凝集装置で冷却し、精油部分と水溶性成分を含んだ画分に比重差による自然分離の後、回収するものとする。多段式の分離精製機構はここでは考慮せず、単蒸留の方式を採用する。受け口に適当な大きさの回収装置（蒸留画分をすべて回収するなら60kg程度の容量となる）を設置する。

凝集装置の熱交換媒体は水（冷却水）が妥当であり、何らかの熱交換器を通して発生蒸気を冷却する必要がある。

凝集装置の容量・形状は発生する蒸気量・およびその温度の有する熱エネルギー量に大部分依存すると考えられ、加熱に要した熱量の多くをここで除去する必要がある。

同装置設計に当たっては熱交換量・伝熱面積、材質の熱伝導率、総括伝熱係数、配管の配列法、接触面の温度差により異なると考えられ、さらには熱交換媒体を供給する手法を考慮せねばならない。これらの要因を決定して凝集装置の形状・容量（大きさ）を設定する。なお、月桃の境膜伝熱係数は通常の化学工学で用いられる油脂の数値と同様であった。

5) 冷媒の供給

(1) 水道水・井戸水を連続的に流入させる場合はワンパスとする。

一例として入口温度20℃、出口温度50℃の条件で冷却する場合、加熱に 要した熱エネルギーをすべて除去するとすれば、水の比エンタルピーより冷却水の所要量は

$$\begin{aligned} \text{水の所要量 (kg/時)} \\ = 155810.4 / (209.256 - 83.862) = 1242.6 \\ \text{即ち1時間あたり約1.25トン流すことになる。} \end{aligned}$$

いずれも単価計算・温度設定の吟味が必要である。

(2) 貯留式の場合、発熱量に見合う熱交換をするためにはかなり上記の場合より大容量の貯留槽が要求され、平均温度差の設定にも依存するが、建設費、さらには繰り返し操業する場合、その放冷手段を考えねばならない。

(3) 冷却装置（チラー）を設置すればコンパクトになるが、

設備投資・運転コストの考慮を要する。冷却能力については同様である。

6) 制御・計装

運転条件の基本は発生蒸気の温度管理に大きく依存することとなる。蒸気発生側温度、抽出（蒸留）槽側温度、凝集槽側温度の管理が可能なが望ましい。

最も単純な制御系を想定すると、蒸留器の上接面に位置する馬の背入口付近に温度計を設置し、その値をもとに手動加熱装置の出力を制御することとなる。

7) 材質等

原料、発生蒸気、凝集液等々の接触面は少なくとも耐粒界腐食性、耐孔腐食性素材の使用が望ましい。

参 考 文 献

- 1) 吉田利夫. 1980. 天然香料. 「香料の事典」, 藤巻政生・服部達彦・林和夫・荒井綜一編, 朝倉書店, 東京, pp. 352-365.
- 2) 作田圭亮. 1998. 香料調合の科学. 化学工業., 49(9): 686-690.
- 3) 小原仁, 三宅一之. 1993. 天然物が望まれる傾向に—超臨界抽出など新技術も貢献—. 油脂., 46(3): 69-76.
- 4) 野崎倫生. 1986. 新しい技術と素材の面からみたナチュラルフレーバーの開発と利用. 食品と開発., 21(12): 38-41.
- 5) 米井祥男. 1998. 香りを取り出す—天然香料の抽出技術—. 化学工学., 62(10): 568-570.
- 6) 古崎新太郎. 1993. 抽出. 「パイオセパレーション」, 古崎新太郎, コロナ社, pp.55-85.
- 7) 三原智. 1998. 香気成分の分析とにおい評価. 化学工業., 49(9): 732-738.
- 8) 遠山良介, 生本武, 山口直彦. 1989. 柑橘系粉末香料の商品開発. 食品工業., 32(11): 32-40.
- 9) 村木昌一郎, 守谷健. 1985. 化学工業における分子蒸留装置とその利用. 燃料及燃焼., 52(3): 162-174.
- 10) 山田幾穂. 1994. 9. 蒸留. 「化学工学便覧(改訂五版)」, 化学工学会編, 丸善(株), pp. 461-494.
- 11) 佐々木洋吉. 1990. 蒸留. 「食品工学基礎講座, 第8巻 分離と精製」, 矢野俊正・桐栄良三監修, 光琳, pp. 61- 122.