

非常識が常識を覆す？ ----- 連続蒸留プロセスの新規省エネ技術

圧縮機を必要としない内部熱交換式蒸留システムの開発

(Compressor-free HiDiC System)

関西化学機械製作株式会社 専務取締役
(神戸大学名誉教授；化学工学会 元会長)
片岡 邦夫

1. はじめに ----- 今、なぜ蒸留プロセスで省エネが重要なのでしょうか

地球温暖化抑止対策の一つとしてやはり省エネルギー対策が非常に重要な課題です。ありますが、石油ショック以降、日本の産業界は大変な努力でできる限りの省エネルギー対策を講じてきており、省エネ技術に関しては世界トップレベルであります。さらにそれ以上の省エネ対策を遂行するとなると、世界に先駆けて大きなハードルを越える技術開発が必要です。地球温暖化対策に関する京都議定書の第1約束期（2008 – 2012年）において日本も約束値（1990年の温室効果ガス排出実績の6%削減）を達成するのは非常に厳しい状況です。

民生分野や運輸分野での省エネが進んでいないのも実情なのですが、製造業の産業分野でも更なる努力が求められています。産業界の全消費エネルギーの約15%を化学産業が占めており、その中で約40%を蒸留プロセスが占めていると言われていています。ご存じのように、蒸留とは図1に示しています棚段式蒸留塔のように、揮発成分の混合物（原料）から目的成分を各成分の揮発のし易さ（沸点）の差で濃縮分離する操作であります。

各段の気液間では平衡状態に到達していないために流下する液（還流液と言う）と上昇する蒸気を各段で接触させますと泡沫層が形成され、その中で物質移動（交換）が起こります。

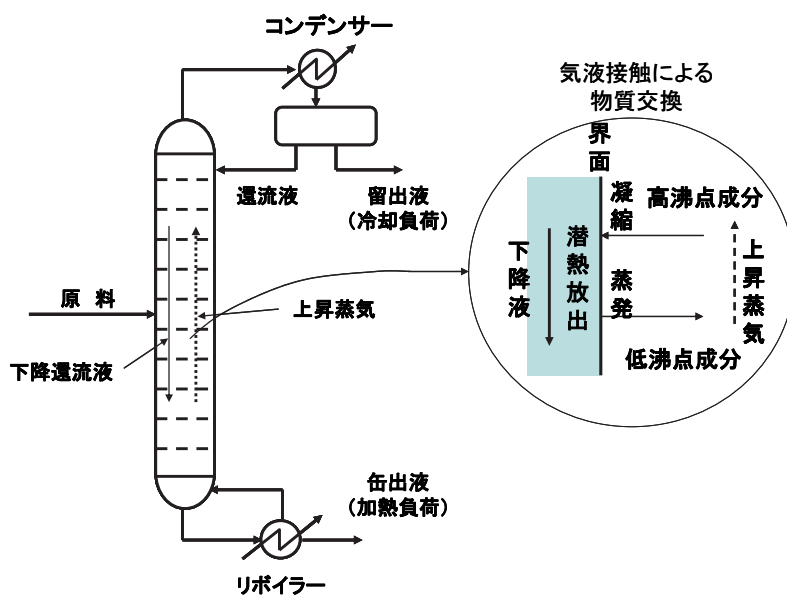


図1 連続式蒸留塔

気相の高沸点成分が液相へ移動して凝縮し、その時に放出する潜熱をもらって液相より低沸点成分が蒸発するために、上方へ移動とともに蒸気中の低沸点成分が、下方へ移動とともに液中の高沸点成分が濃縮されて行きます。

このような凝縮・蒸発による物質交換プロセスを各段でカスケード的に何回も繰り返しますと、塔頂で低沸点成分が、塔底で高沸点成分が濃縮されて得られる訳ですが、このような各段での気液接触のために塔頂から凝縮液（還流液）を流下させるためのコンデンサーと塔底から蒸気を上昇させるためのリボイラーが必要です。塔底で加熱して蒸気を作り、塔頂でわざわざ蒸気を凝縮するために冷却する蒸留は分離プロセスの中でエネルギー多量消費プロセスの代表格なのです。しかし蒸留操作は大処理が可能で安定で分離性能のよい非常に優秀な分離操作でありますので、何とかして根本的な省エネ化を図ることは化学産業にとって重要な技術課題となっています。

2. 蒸留の現在の省エネルギー技術

いかに抜本的に蒸留の消費エネルギーを節減するか、その技術開発は、地球温暖化防止対策に貢献すべき化学産業界の責務の一つと言えます。現在、実現している技術

としては低温部から高温部へ熱を汲み上げる方式のヒートポンプ方式が挙げられます。物理的に熱を汲み上げるには圧力上昇により沸点が上昇することを利用します。

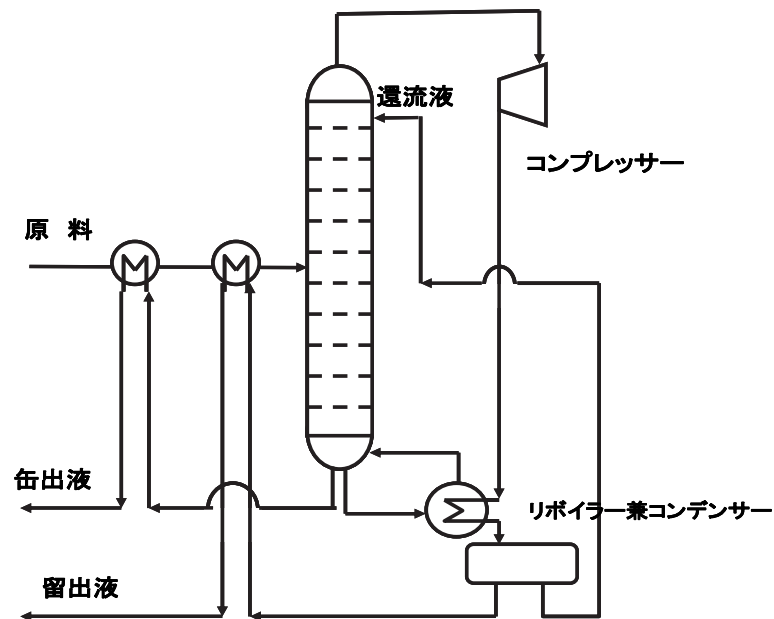


図2 蒸気再圧縮法 (Vapor Recompression Method)

その一つがVRC法 (Vapor Recompression の略) です。蒸留だけでなく、蒸発など一般的な熱工学プロセスの省エネルギー技術として知られています。

図2のように、蒸留塔の塔頂から出る高濃度の低沸点成分の蒸気をコンプレッサーで圧縮すれば、その沸点をリボイラー内の高沸点成分の (内部還流) 液より高くできるので、コンデンサーのプロセス流体 (凝縮すべき加圧蒸気) を高温流体とし、リボイラーのプロセス流体 (蒸発すべき内部還流液) を低温流体として一つの熱交換器で熱的接触をさせれば、塔頂蒸気は凝縮し、それにより放出される潜熱をもらって塔底の液を蒸発させることができ、リボイラーの加熱のための熱負荷とコンデンサーの冷却負荷をキャンセルして大きな省エネルギー効果を得ることができます。

圧縮比を調整し、加熱側と冷却側を旨く調節すれば、30%を超える高い省エネルギー効果が得られると言われてはいますが、この場合はコンデンサーとリボイラーを一体化して外部で加熱冷却をキャンセルするので還流条件などは変わらないため蒸留塔

自身は VRC 対策を施さない場合と変わりません。蒸留プロセスでは、コンプレッサーを使用するため、まだ実施例は多くないのが現状です。

次に類似のヒートポンプ方式ですが、内部熱交換式蒸留塔が挙げられます。上記の VRC 法の加熱と冷却のキャンセルを蒸留塔内部で行わせる内部熱交換方式の技術的アイデアを Mah, R.S.H., J.J. Nicholas & R.B. Wodnik: AIChE J., 23, 651, 1977 が発表し、ずいぶん年月が経ちましたが、まだ実用化に至っていません。

その後、京都大学の故 高松武一郎教授が内部熱交換式蒸留塔（略称：ハイディック、英語略称 HIDiC: Heat Integrated Distillation Column の略）と命名され、経済産業省や NEDO のプロジェクトを通じて実用化のための研究開発を推進して来られ、その有効性を示す成果は世界的に認められつつあります。

この技術は模式的に図 3 に示しますように、蒸留塔を原料供給段より下の回収部と上の濃縮部に切り離し、回収部ではリボイラーの蒸発の加熱負荷を減少させるために各段に局所的なサイドリボイラーのような加熱部(入熱源 Heat Source)を付設し、濃縮部ではコンデンサーの凝縮の冷却負荷を減少させるために各段に局所的なサイドコンデンサーのような冷却の除熱部(吸熱源 Heat Sink)を付設しているかのように、この両者を内部熱交換するように合体させたものです。

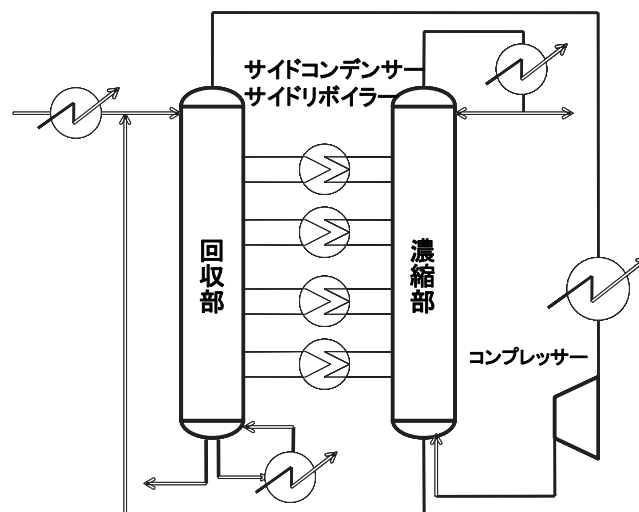


図 3 内部熱交換式蒸留塔 (HIDiC) の模式的原理図

すなわち、回収部塔頂から出てくる蒸気をコンプレッサーで圧縮して濃縮部塔底に圧入すれば低沸点成分が多い濃縮部の沸点を高沸点成分の多い回収部より高くできるので、図3のように、濃縮部から回収部へ熱移動ができるように接触させれば、蒸留塔外部から加熱・冷却することなく、内部で回収部の加熱と濃縮部の冷却をキャンセルさせることができ、大きな省エネルギー効果が期待できるわけです。VRC法と異なる点は外部にあるリボイラーもコンデンサーも非常に小さくできますが、塔内部で還流液、蒸気ともにその流量が濃縮部においては塔の下方に向けて増加し、回収部においては塔上方に向けて増加するため、熱交換部も含めて蒸留塔自身の構造の工夫・開発が必要でありました。単一塔を対象に考案されたこのHIDiC技術は濃縮部を加圧するために基本的にコンプレッサーを必要とします。

このHIDiC技術が地球温暖化防止に貢献することを目標にNEDOプロジェクトが推進され、平成17年に、C5-splitter（シクロペンタン分離精製プラント）の第1塔に適用されて建設されました充填式HIDiC蒸留パイロットプラントは目標の省エネ率（既存プラントの消費エネルギーの30%以上）を大きく上回る平均61%の好成績を収めることに成功し、現在もいろいろなテスト運転をしています。

3. 新型HIDiC (Compressor-free HIDiC) について

上記の従来のHIDiC技術はコンプレッサーを用いますので、適用できる蒸留プロセスの範囲が限定されると考え、従来型HIDiCとともにさらに広く普及できそうな次世代のHIDiCシステムを考案できないかと検討して参りました。

次ページの図4のように、何としてでもHIDiC濃縮部を加圧するために加圧蒸気を入れたいが、常圧のHIDiC回収部からの蒸気を直接圧縮機なしで入れることができないので、一つ前の加圧塔からの塔頂蒸気を入れることにし、従来型のHIDiCの省エネ原理から言えばまったく非常識なコンデンサーをHIDiC回収部塔頂に付設すれば凝縮液を一つ前の加圧塔へ還流できると言う奇抜なアイデアを出しました。

HIDiC 塔の前に加圧蒸気を発生する蒸留塔か蒸発器が要りますので複数塔を要する蒸留プロセス向きであり、そのようなシステム全体の省エネ対策を講じる場合に有効と考えられます。

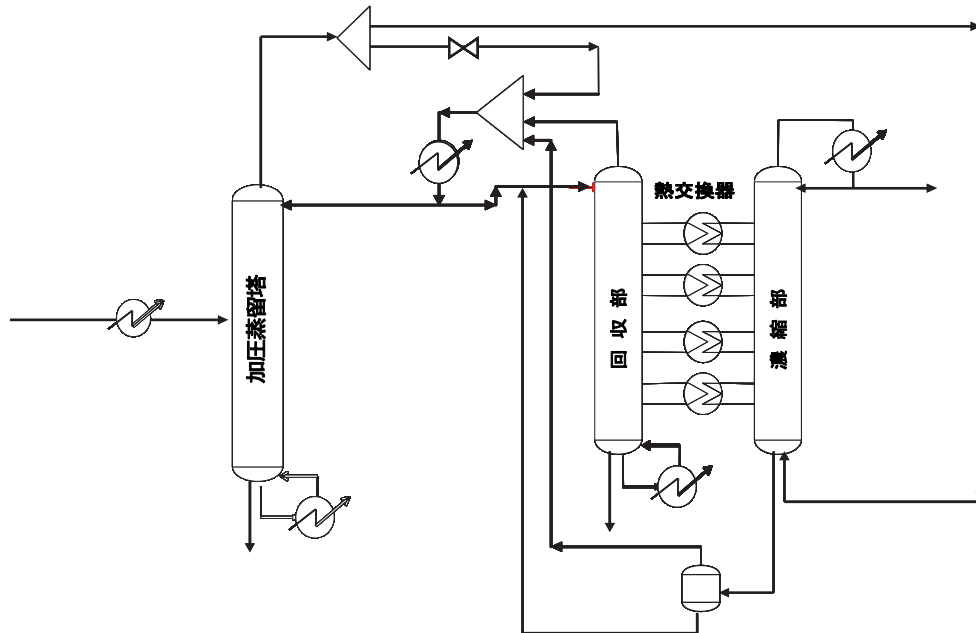


図4 新型 HIDiC の模式的原理図

筆者らが提案しました圧縮機が不要な新型 HIDiC の研究開発は経済産業省のお力添えをいただき、新しく NEDO プロジェクト: エネルギー使用合理化技術戦略的開発の FS 事業として採択していただき、平成 19 年度より先導研究の事前調査研究としてスタートしています。

塔構造は基本的に二重管型を想定しており、内管壁面を伝熱面として使います。内管内は蒸気の凝縮が起きる濃縮部、内管外の環状部は還流液の蒸発が起きる回収部となっています。したがって、この新型 HIDiC システムの内部熱交換の原理は従来型とまったく同じですが、前述のように、その濃縮部に加圧蒸気を圧縮機なしで供給するためには前にもう 1 塔必要であり、加圧状態で運転する蒸発装置か (通常の) 加圧蒸留塔を設置します。ただし、その第 1 塔塔頂にはコンデンサーがなく、塔頂から出る加圧蒸気をそのまま次の内部熱交換式蒸留塔 (以後 HIDiC 塔と呼びます) の濃縮部塔

底へ圧入すれば、その濃縮部は加圧され、周囲の回収部（通常、常圧）の沸点より高くでき、内部熱交換により回収部塔底のリボイラーの熱負荷を大幅に節減できる可能性があります。濃縮部塔底から出る内部還流液はそのまま減圧して回収部塔頂へ送られますが、回収部塔頂から出る蒸気は圧縮機なしでは圧力の高い濃縮部へ入れられませんので、回収部塔頂にコンデンサーを付設し、塔頂蒸気を凝縮して凝縮液の一部（少量でよい）を元の回収部への還流に使い、残りを一つ前の蒸留塔塔頂への還流液とすることが従来の HIDiC 塔と大きく異なる点です。したがって第 1 塔である加圧蒸発装置あるいは加圧蒸留塔自身は HIDiC 化されていませんので省エネ効果はありません。むしろ加圧のせいでそのリボイラーの熱媒体（スチームなど）との温度差が小さくなることを考慮に入れておく必要があります。第 2 塔である HIDiC 塔あるいはそれ以降に連結される HIDiC 塔のリボイラーの熱負荷を節減する省エネルギー技術ですので、複数の塔や装置を要する多成分系の蒸留システム全体を省エネするのに適しています。圧縮機を使わないため運転が安定し、制御も楽になる可能性もあり、もちろんクリーンな蒸留プロセスにも使えます。圧縮機を使いたくない系や例えば腐食性がある物質を含む系、乾くと固化する物質を含むなど汚れの強い系、熱変性しやすい高沸点系にもこの新型 HIDiC を適用できる可能性が充分ありますので、適用範囲が広がり、従来型とともに普及することが期待されます。どうしても内部熱交換法による省エネ技術は VRC 方などと比較されますので、コンプレッサーを必要としないことは大変有利な点です。もっと大きな可能性は回収部塔頂に設けるコンデンサー部で真空ポンプなどを付ければ第 1 塔も第 2 塔 HIDiC 濃縮部も加圧ではなく常圧にして、回収部を減圧にして内部熱交換することができます。このようにすれば沸点を下げ、熱不安定物質の蒸留が可能になり、かつ第 1 種圧力容器の適用を受けなくて済みますので、大変有利になります。

4. 新型 HIDiC の省エネルギー性

この蒸留システムはまだ研究開発段階であり、その適用の可能性を調べる段階にありますので、具体的なプロセスについて、クリーンな系でのシミュレーション解析ではありますが、このシステムの有効性を確認できた結果を先にご紹介します。

4-1 研究対象の蒸留プロセスとシステム

考案しました新型 HIDiC は汚れ系や不安定的成分系、多成分非理想系蒸留プロセス等々にも適用できるように応用範囲を広げて普及することを狙ったシステムですが、先ず最初はしっかりした運転データがあったクリーンな石油系で、その有効性を実証することにしました。対象としました3塔からなる既設の蒸留プラントを図5に示します。表1のようなC5（ペンタン）を中心とする12成分から成る石油系原料（混合ガソリン）から有用なシクロペンタンを分離精製するプラントであり、C5 スプリッターと呼んでいます。

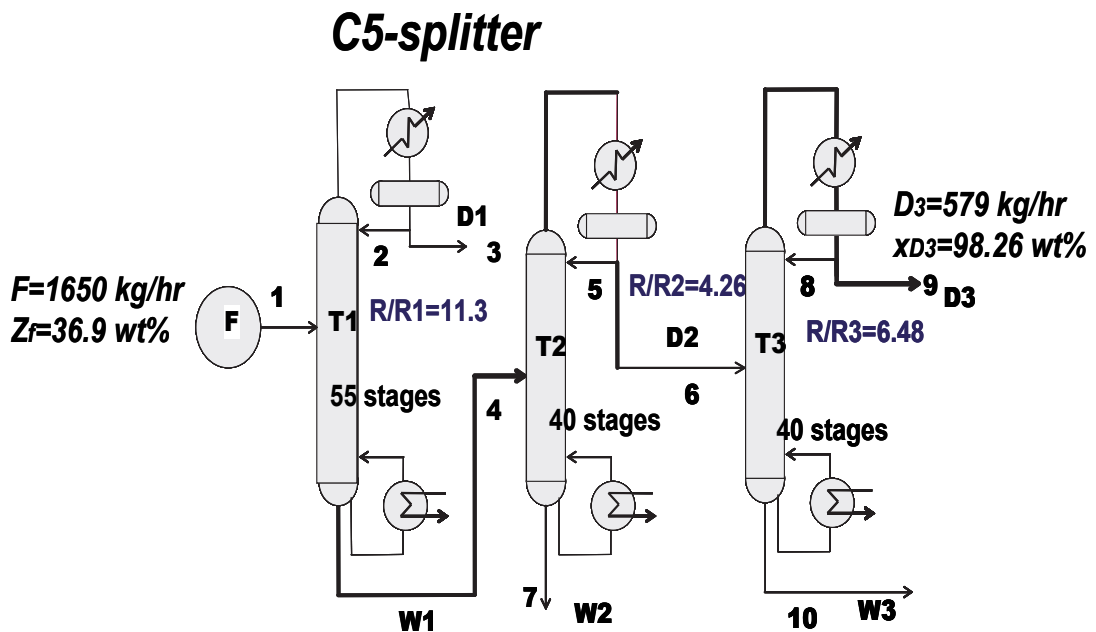


図5 解析対象としたシクロペンタン塔 (C5-splitter)

表 1 原料組成

成分	Wt%	成分	Wt%
n-butane	0.04	2-methylpentane	13.57
i-pentane	1.80	3-methylpentane	4.71
n-pentane	14.89	n-hexane	11.43
2,2-dimethylbutane	0.22	Methyl-cyclopentane	13.24

第1塔ではシクロペンタンより低沸点成分を塔頂側へカットして、シクロペンタンを含む塔底缶出液を第2塔へ入れます。第2塔ではシクロペンタンより高沸点成分をできるだけ塔底側にカットし、大半のシクロペンタンを含んだ留出液を第3塔へ送ります。最終的に第3塔の留出液から 98 wt%を超える高濃度のシクロペンタンが製品として得ています。このプラントの各セクションの温度、流量などの運転データを借用してシミュレーション解析により実運転の3基のリボイラーの熱負荷を算定して、全消費エネルギーとして新型 HIDiC による省エネ率の比較の基準としました。

4-2 新型 HIDiC の適応する構成

筆者らの新型 HIDiC は次ページの図 6 のように、第1塔は通常の加圧蒸留塔であり、その塔頂から出る加圧蒸気をそのまま第2塔である HIDiC 塔の濃縮部塔底に供給するのがポイントです。既設の C5 スプリッターの操作と異なり、第1塔（加圧蒸留塔）では塔頂蒸気側にシクロペンタンを持って行くためにシクロペンタンより高沸点成分をできるだけクリアーに塔底側へカットしました。したがってシクロペンタンは塔頂側の加圧蒸気の中では一番高沸点成分として含まれるようになります。この加圧蒸気を第2塔である HIDiC 塔の濃縮部塔底にそのまま供給しますので、その濃縮部も圧縮機なしで加圧状態になります。この HIDiC 塔の二重管の環状部の回収部を常圧にしますと内管壁の伝熱面を通じて内部熱交換が起きて内管内濃縮部を上昇する蒸気は凝縮し、蒸気流量は上方へ行くにしたがい減少して塔頂のコンデンサーの冷却負荷を

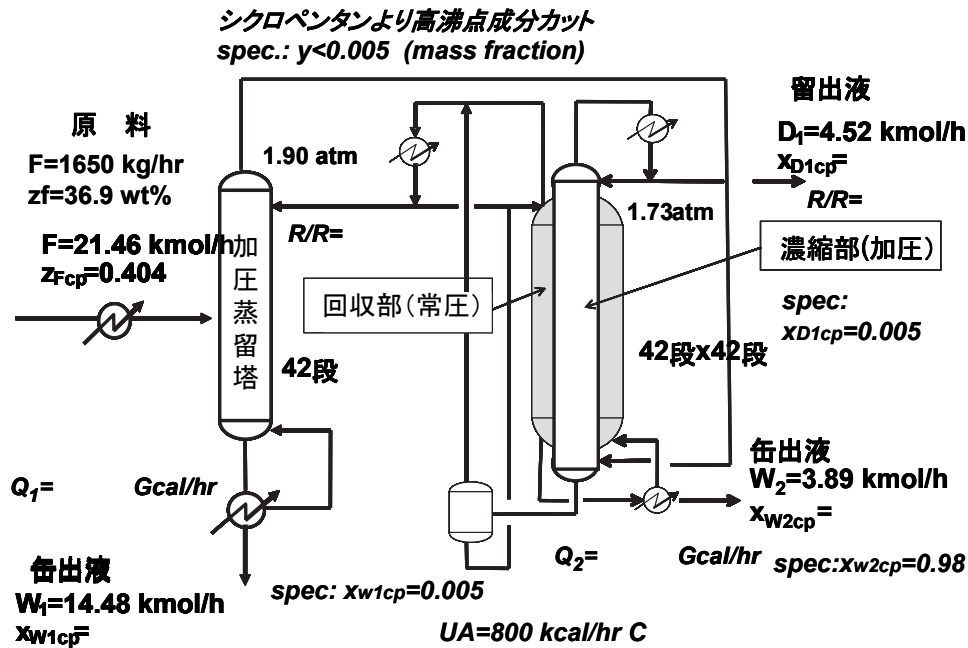


図 6 新型 HIDiC のシステム構成

節減できます。このコンデンサーからシクロペンタン以外の成分は留出液として抜き出されます。一方、濃縮部塔底から出る液は減圧するためのフラッシュドラムかバルブを通して回収部塔頂へ供給されます。回収部を下降します内部還流液は内部熱交換で濃縮部より熱をもらい蒸発しますので、塔底に向かって還流液流量が減少してリボイラー熱負荷を大きく節減できます。この回収部塔底のリボイラーより目的のシクロペンタンが高濃度の仕出液製品として抜き出されます。この回収部では内部熱交換により濃縮部より熱をもらい、下降する還流液が蒸発して上方に行くにしたがい蒸気流量は増加して回収部塔頂から出ますが、濃縮部より圧力が低く、コンプレッサーなしでは加圧状態の濃縮部へは供給できませんので、従来型の HIDiC 塔と異なり回収部塔頂にもコンデンサーを設け、それにより凝縮された少量の液が同じ回収部へ還流され、残りが第 1 塔（加圧状態）の塔頂へ還流として供給されます。液体ですので加圧塔であってもポンプで簡単に還流液として圧入できるわけです。つまり第 1 塔の塔頂蒸気がまわり回って第 2 塔の HIDiC 塔の回収部塔頂コンデンサーにより凝縮されて還流液として戻ってくるようになっています。

4-3 シミュレーションによる省エネルギー解析

この新型 HIDiC システム全体の消費エネルギーと既設の C5-splitter の 3 基のリボイラーの消費エネルギー合計とを比較することによって省エネ効果を確認しています。既設プラントの実際の運転データ（マスバランス）を用いて 3 基のリボイラーの消費エネルギーを計算した結果、以下のようになりました。

$$\text{第 1 塔リボイラー} \quad Q_{10} = 0.3892 \text{ Gcal / hr}$$

$$\text{第 2 塔リボイラー} \quad Q_{20} = 0.3311 \text{ Gcal / hr}$$

$$\text{第 3 塔リボイラー} \quad Q_{30} = 0.3976 \text{ Gcal / hr}$$

$$\text{全消費エネルギー} \quad Q_{t0} = 1.1179 \text{ Gcal / hr}$$

シミュレーションの基本的な条件として、先ず第 1 に原料、処理量、製品純度（シクロペンタン濃度）を既設プラントと同条件にしました。既設プラントの 3 塔の実段数は 55, 40, 40 段ですが、新型 HIDiC システムの 2 塔の理論段数を試行錯誤により第 1 塔 : 42 段、第 2 塔の濃縮部（コンデンサー込み） : 42 段、回収部（リボイラー込み） : 42 段と設定しました。

表 1 の原料組成において、第 1 塔でシクロペンタンより高沸点成分を全部、缶出液として抜き、シクロペンタンを最高沸点成分とする加圧された蒸気を第 2 塔 HIDiC の濃縮部塔底に送入します。この第 1 塔塔頂蒸気中にできるだけ高沸点成分が含まれていないように、束縛条件としてシクロペンタンより高沸の成分の合計が 0.5 wt%以下になるようにしました。ロスを減らすために第 1 塔缶出液および第 2 塔 HIDiC の留出液中のシクロペンタン濃度も 0.5 wt%以下の分離条件として加え、目的のシクロペンタンは第 2 塔回収部塔底の缶出液から 98.5 wt%の濃度で得られる仕様としました。

内部熱交換に関しては第 2 塔の濃縮部の第 2 段から 42 段までと回収部の第 1 段から 41 段までを対応させて内部熱交換させることにしました。i 段目の伝熱速度は次式

になります。

$$Q_i = UA_i(T_{r,i+1} - T_{s,i})$$

ここで総括伝熱係数と伝熱面積の積 UA_i は厳密に分離することは難しいので、後述の実験による伝熱特性を参考にして次式のように条件設定しました。

$$UA_i = 800 \text{ kcal} / \text{hr}^\circ\text{C}$$

また、第2塔 HiDiC の回収部塔頂コンデンサーの凝縮液は第1塔と第2塔回収部への還流量比を仮に 1 : 1 としました。

このようなスペックで計算した結果、新型 HiDiC の2基のリボイラーの熱負荷は以下のようになり

$$\text{第1塔 (加圧) リボイラー } Q_1 = 0.3069 \text{ Gcal} / \text{hr}$$

$$\text{第2塔 HiDiC のリボイラー } Q_2 = 0.2405 \text{ Gcal} / \text{hr}$$

$$\text{合計消費エネルギー } Q_{\text{HiDiC}} = 0.5474 \text{ Gcal} / \text{hr} \quad \text{となりました。}$$

したがって、省エネルギー率は

$$Es = (1 - Q_{\text{HiDiC}} / Q_{t0}) \times 100 = 51.03\%$$

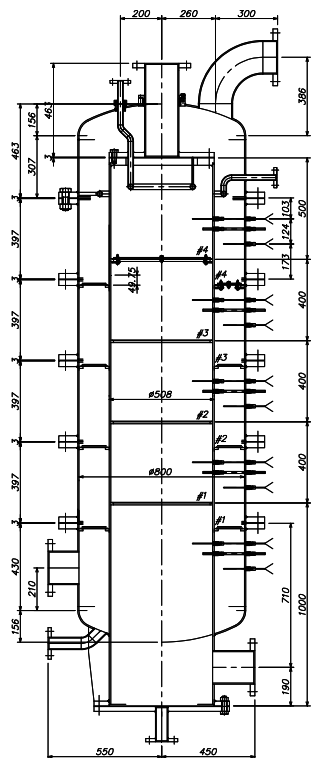
となり、コンプレッサーを用いずともかなり高い省エネ率が得られることがわかりました。しかし、シクロペンタンを分離することだけが主目的ならば、既設プラントも2塔で可能ですので、同じ処理条件・分離条件で通常塔2塔の場合のシミュレーション解析を行った結果、2塔の合計消費エネルギーは $Q'_{t0} = 0.9237 \text{ Gcal} / \text{hr}$

となりました。これと比較しても新型 HiDiC は 40.7% の高い省エネ率が得られており、このペンタン系について新型 HiDiC の有用性がシミュレーションの上では証明されました。その後、NEDO プロジェクトとして適用性解析をしましたところ、汚れ系としてもろみ塔を有するバイオエタノールの蒸留脱水プラントへの適用の可能性を、多成分非理想系として共沸成分を多く含む VOC 廃混合溶剤からの脱水や溶剤回収の蒸留プロセスへの適用の可能性がわかってきました。

5. 内部熱交換の伝熱特性

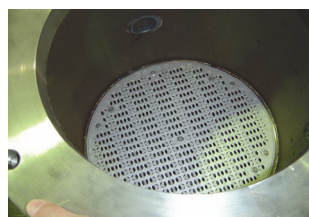
私どもは汚れのある系なども視野に入れて図7のような二重管型棚段式内部熱交換蒸留塔 HIDiC を考えています。この塔は前期プロジェクトで使って参りました実験装置であり、内部熱交換の伝熱メカニズムとベンゼン・トルエン系で観察した伝熱特性にちょっと触れたいと思います。

まず、メカニズムですが、低沸成分が多い濃縮部は加圧されているため高沸成分が多い回収部より沸点が高くなっているため、図8のように、仕切り壁（伝熱面）を通じて温度の低い回収部へ熱を奪われて濃縮部の蒸気は凝縮します。一方、内部熱交換で熱をもらった回収部の（内部還流）液は蒸発します。この内部熱交換の熱流の方向は凝縮と蒸発が直列で繋がった熱貫流であり、総括伝熱係数の形で整理しています。しかし、濃縮部では泡沫層より上の裸の内管内壁面で凝縮が起き、回収部では還流がバブリングして伝熱面を濡らしている部分で蒸発が起きます。したがって図7のように内外でトレイの位置をずらしています。



HIDiC 向きトレイ
リフトトレイ: 蒸気および還流液流量の大きな変化に適した自律安定型棚段(汚れに強い)

内塔径: 508 mm OD
外塔径: 800 mm ID
塔高さ: 2640 mm
内塔壁面積: 3.97 m²
内塔・外塔とも4段



Lift Tray (濃縮部)



Lift Tray (回収部)

図7 二重管型棚段塔 HIDiC 実験装置

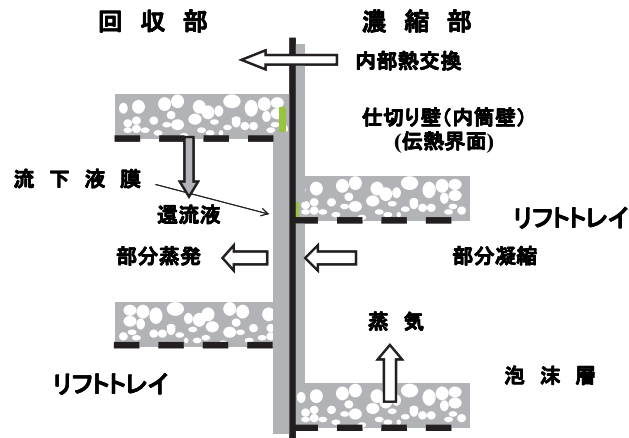


図 8 内部熱交換のメカニズム

実験装置の伝熱面は二重管の内管壁であり、棚には図中の写真のように弊社のオリジナルトレイであるリフトトレイを採用しています。リフトトレイは2枚の多孔板を孔をずらして重ねたもので上側の多孔板が上下に浮遊できる構造（可動板）となっており、塔内蒸気流量に応じて圧力損失を調節できる自律制御型トレイですので、塔内蒸気流量が大きく変化するHIDiCに向けたトレイです。段間隔を400 mm、内外各4段です。伝熱特性を観察する実験は接続する2つのプロジェクトの合計3年にわたって、次の2種類のフローについて行いました。前期プロジェクト（Phase-1）では（1）内塔を加圧蒸留塔、外塔（環状部）を常圧蒸留塔としてそれぞれ独立した状態にして全還流状態にて観察しました。現在の圧縮機を要しないHIDiCシステムに関するプロジェクト（Phase-2）では（2）本システム（Compressor-free HIDiCと呼んでいます）を模擬して、図9に示します定常状態で循環できる実験用のフローに改造して、同様に伝熱特性を観察しました。本来ならば、赤い実線のD1, D2, W2がそれぞれ製品です。左端の蒸発器が加圧蒸気を発生する第1塔に相当します。内塔側の沸点を上げるために加圧しますが、内塔（濃縮部）の圧力を外塔（回収部）の圧力で割った圧力比 P_r/P_s をパラメータとして内部熱交換量（速度） Q (kcal/hr)を求めますと図10のように内部熱交換量は圧力比に正比例します。

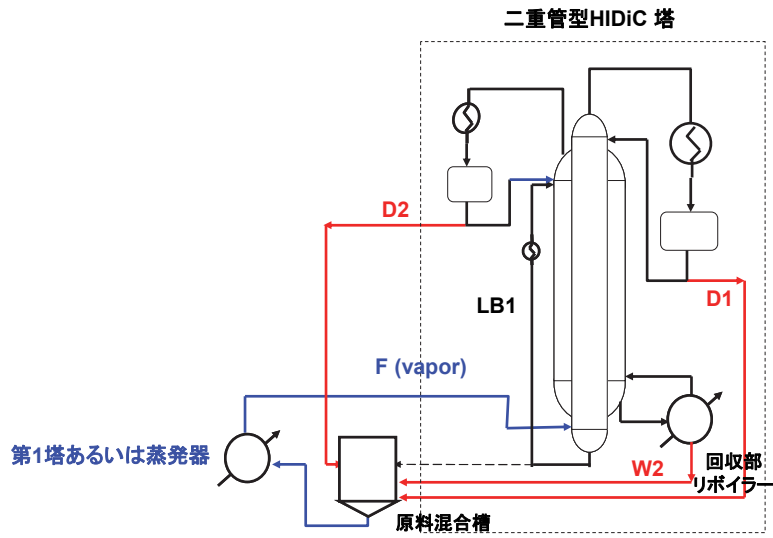


図9 Compressor-free HIDiC 実験装置

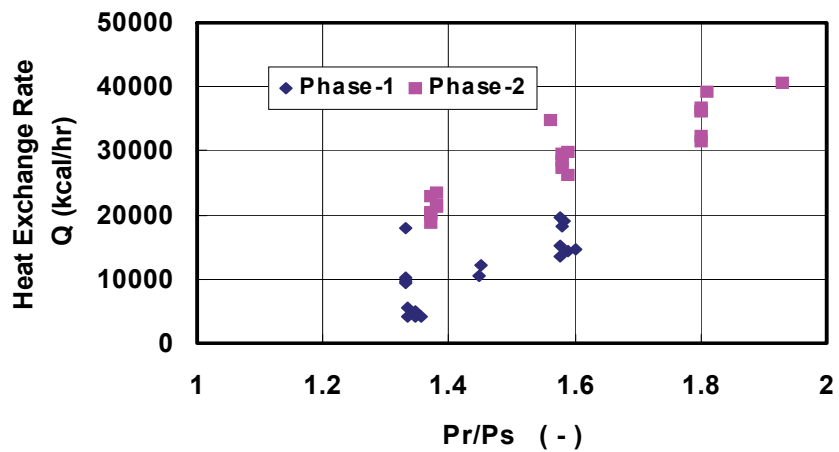


図10 内部熱交換量の圧力比による変化

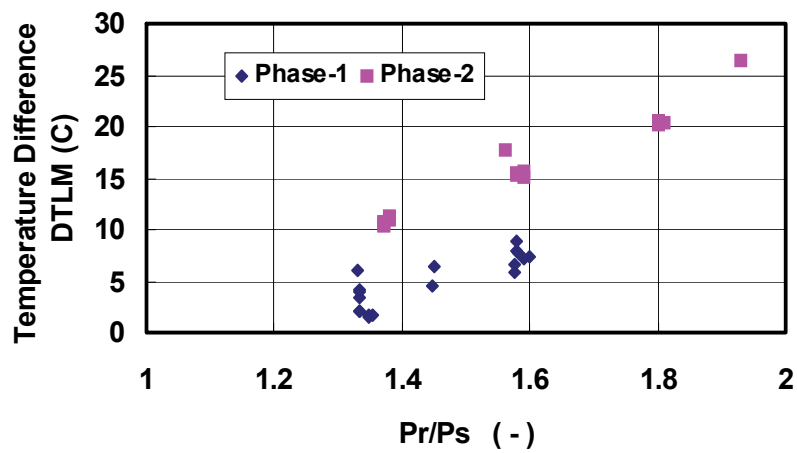


図11 濃縮部と回収部間の温度差の圧力比による変化

もちろん圧力とともに沸点が上昇するためですから、内塔と外塔の温度差の平均値を求めますと図 11 のように確かに温度差が圧力比に直接、比例することがわかります。

これらの図において Phase-1 と Phase-2 でデータ群がずれているのは蒸留塔に仕込んだベンゼン・トルエン原液の濃度が異なったためです。

ところが図 12 のように、圧力比が変化してもほぼ一定になると推測していた総括伝熱係数は圧力比増加とともに少し減少傾向になりました。相変化を伴う伝熱（凝縮と蒸発）が支配的な伝熱であり、ベンゼンやトルエンの蒸発潜熱は圧力によって変化が小さいはずですから、その理由は圧力比が大きくなると凝縮液量が多くなり。凝縮液膜が厚くなり、その中での温度効果が無視できなくなってくるためと思われます。

2 atm 以上の圧力を濃縮部に掛けるのは一般的ではなく、むしろ回収部側を減圧にする条件での伝熱係数のデータベースを今後、構築して行きたいと考えています。

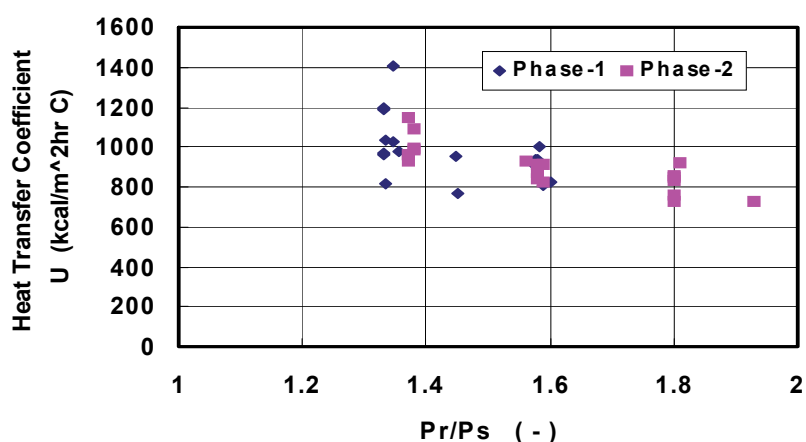


図 12 内部熱交換の総括伝熱係数の圧力比による変化

蒸留プラントとしての目標省エネ率 30% 以上を可能にする適切な内部熱交換ができる総括伝熱係数の目安として $U > 500 \text{ kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ を目標値と考えていましたが、ほぼ $U > 800 \text{ kcal/m}^2\text{hr}^\circ\text{C}$ が達成できており、リフトトレイを装備した二重管型棚段式 HiDiC 塔が適用可能なこともわかりました。内部熱交換による省エネ率は単塔を適用対象とする従来型の HiDiC では充分 50% 以上達成が可能ですが、新型 HiDiC

システムは多成分系や汚れ系を対象とする2塔あるいはそれ以上の塔を要する蒸留プラントを考えていますので、プラント全体の消費エネルギーの省エネが問題になります。第1塔は加圧蒸気発生を兼ねた HIDiC 化されていない蒸留塔であり、省エネ効果はありませんから、プラント全体の省エネ率が 50% 以上になることは基本的には無理です。しかし第2塔を HIDiC 化して、その濃縮部塔頂のコンデンサーの外部還流比を減少させても内部熱交換により内部で還流液量が増加して、還流効果が上がりますので、工夫次第では 50% 以上の省エネ率が得られることもあり得ます。

6. おわりに

当社が考案したコンプレッサーを必要としない新型 HIDiC 蒸留システムはコンプレッサーを要する従来型 HIDiC とほぼ同等の省エネ効果がありながら、汚れ系、腐食系、多成分非理想系（共沸混合物系）、熱不安定系などの蒸留でも適用できそうで、応用範囲が広がる将来性があり、平成 19 年度 NEDO エネルギー使用合理化技術戦略的開発（FS 事業）のプロジェクトとして研究開発してきました。シミュレーションによる適用性の解析では非理想系の一つとして水分を含んだ VOC 廃混合溶剤のリサイクルのための回収蒸留プロセスや汚れ系の一つとしてろみ塔を要するバイオエタノールの濃縮・脱水プロセスへの適用の可能性も明らかになりつつあります。まだ本システムの適用の可能性と有用性を調べている事前調査を終了し、実用化のための基盤技術の研究開発の段階です。世の中に貢献したいと願って実用化とその普及のための研究を NEDO 先導研究フェーズの新規プロジェクトとして提案し、今後も進めて行く所存です。本年 1 月のダボス会議でも福田首相は日本の将来を背負う高い温室効果ガスの排出削減目標を宣言しています。このような技術が確立して皆様のご理解とご支援により実用化され、実際に経済的にも納得のいく省エネ効果を挙げ、世の中に広まって行くことを願っています。

参考文献

- 1) 内部熱交換による省エネ蒸留技術開発：新エネルギー・産業技術総合開発機構（NEDO）、事業原簿（平成 18 年 7 月）
- 2) 蒸気圧力カスケード利用による圧縮機のない多成分系内部熱交換式蒸留システムの事前調査：新エネルギー・産業技術総合開発機構（NEDO）、エネルギー使用合理化技術戦略的開発／エネルギー有効利用基盤技術 FS 事業、提案書（要約版）（平成 19 年 4 月）
- 3) 野田秀夫 他：溶剤回収系蒸留プラントへの Compressor-free HiDiC システムの適用解析：化学工学会第 73 年会講演要旨集 D126 (平成 20 年 3 月)
- 4) Kataoka, K. et al.: Energy-saving Process Intensification of an Oil Refinery Distillation Plant by an Internal Heat Integration Method: 6th European Congress of Chemical Engineering, Copenhagen, Sep. 16 – 21 (2007)

特 許 出願中：特願 2007-169071