

管用伝熱促進体(hiTRAN)による 蒸留用熱交換器の省エネルギー化

渡部 高司*1・酒井 昭二*2

Takashi Watanabe・Shoji Sakai

1. はじめに

蒸留とは原料液を加熱して液相から蒸気相へ相変化させ蒸留塔内で比揮発度の相違から製品留分を冷却、液体化して取り出す分離技術であり蒸発潜熱と凝縮潜熱の両方へ多大のエネルギーが必要なプロセスである。与える総熱エネルギーのうち、結果として分離に使われるエネルギーは還流比の大小を含めて、凝縮器において蒸気を凝縮するために使われる部分であるといえ、したがって分離には直接寄与してない、いわゆる蒸留操作後の高温塔底ボトム液の顕熱は徹底的に熱回収すること

a-PEC株式会社 *1 代表 *2 業務部長

が、プロセスの省エネルギーにつながるものであり、たとえば大型の石油精製工程ではその原料予熱工程がより重要になる所以である。本稿では、30年以上にわたって、石油化学や関連産業のプロセスに多用されている、多管式(シェル&チューブ)熱交換器の、管側伝熱効率を向上させる伝熱促進体 hiTRAN (CalGavin社²⁾: 英国)の原理と蒸留分野への適用例を紹介する。

2. 蒸留プロセスと熱交換器の種類

図1は常圧石油精製プロセスフロー(CDU: Crude Distillation Unit)³⁾であって、使用されている熱交換器種別(A: 熱回収, B: 凝縮器, C: 空

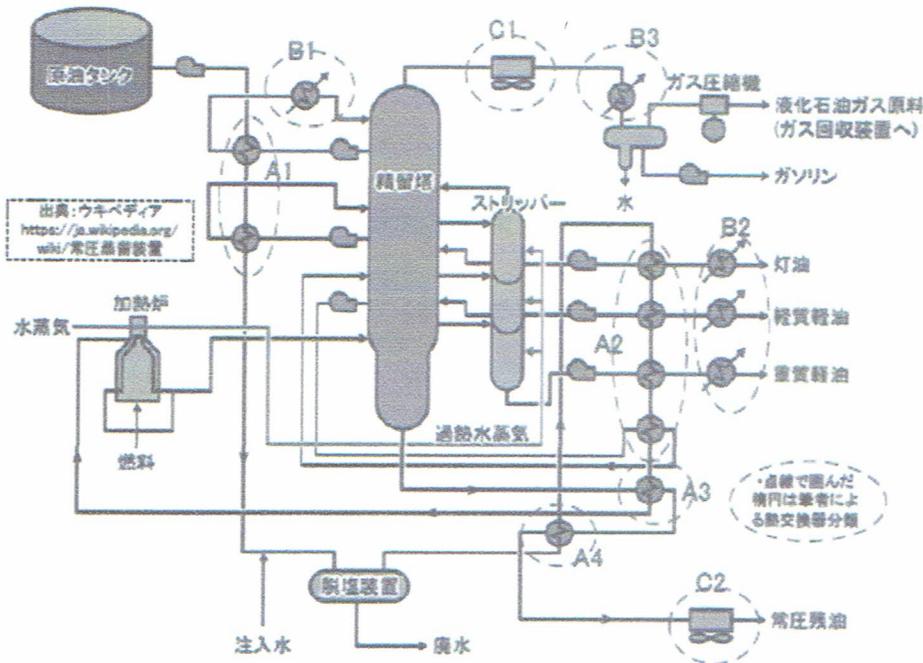


図1 石油常圧蒸留プロセス(CDU)と各種熱交換器³⁾

気冷却器)を筆者が書きこんでいる。国内の CDU も少なくとも処理量 10 万バレル/日 (180L/s) に及ぶ規模であり、その予熱工程の被予熱原油と高温側流量の比は、原油産地や留分得率によってかなり変化するが、ボトムで 50% 以下、蒸留塔格段のポンプア라운드(再循環液)流では 10% 程度の加熱流体と熱交換するという特徴を有している。この工程で分留された高沸成分は、更に分解・分離精製され、単一の化学成分としても利用されている。したがって CDU での予熱熱交換プロセス (A: 熱回収) の特徴は、規模が大きいこと、流体流量比が大きく異なることであろう。

他方蒸留プロセスは、図 2 のように一般的なサーモサイホン型リボイラーの連続蒸留塔のプロセスフロー⁴⁾が基本であり、図 1 と同様に A、B に加えてリボイラー D が存在する。実際には含有化学成分の分離目的に応じて、さらに詳細なプロセスの設計が個別になされ、常圧や減圧条件下で運転されており、そのプロセスは多様である。図 2 にはボトムからの熱回収 A6 と蒸気 (STM) や熱媒 Oil 用の予熱用熱交換器 A7 を加筆してある。

この蒸留分離プロセスに用いられている多管式熱交換器のすべてに、管側伝熱促進材 hiTRAN が適用可能であって、特に層流と遷移流領域でその効果は大きく、数倍から数十倍の管側境膜の伝熱促進が得られる、もちろん総括の伝熱係数 U 値は、胴側の境膜伝熱にも影響されるが、管側の伝熱促進が可能となることよって、熱交換器設計の考え方が大きく変わってくる。本稿では hiTRAN

の基本原則を紹介し、hiTRAN 採用によって変わる設計の考え方と、ここで挙げた熱交換器種別毎に、蒸留プロセスでの便益の可能性について解説する。

3. hiTRAN 伝熱促進技術

3.1 hiTRAN の構造と伝熱促進原理

管側伝熱促進素子 hiTRAN は図 3 の模式図に示すように、管内壁にスプリング圧で密着するループワイヤーを中心のコアワイヤーの振りによって固定した素子であって、ループワイヤーの充填密度、線材の太さ、を変えることができる。そしてその直径と長さは既設の熱交換器の管内径と長さに応じてオーダーメイドされる。その電熱促進原理は“ループワイヤーによる壁面近傍の乱流化”と表現できる。筆者らは CalGavin 社の管側面へのインキ挿入⁵⁾やレーザー・ドップラー速度測定による管断面の速度分布測定⁶⁾の実験結果を詳しく紹介しており、流体の運動エネルギーを利用した乱流化材ともいえる。

hiTRAN 素子は、線材として入手可能であればどんな材質でも作成可能で、一般に各種のステンレス鋼以外に、ハステロイやチタンでも製造実績があり、高腐食性流体(硫酸他)への使用実績も多い。

hiTRAN の形状は、そのループワイヤーが、直角に対して、斜めにコアワイヤーに固定され、さらに管内壁と密接するために、内径より若干細めに絞り込んで挿入する。そのため挿入時も引き抜き時も、一方向(図 3 の流れ方向)にしか移動できないことに注意すべきである(実際に装着後引き抜くことはないとしても、数 m もある熱交への挿入時に、行き過ぎると少しも戻ることにはできないことに注意)。したがって U 字管に挿入する場合、U 字カーブの管の両側から hiTRAN を絞り込んで押し込むことはできるが、ループワイヤー

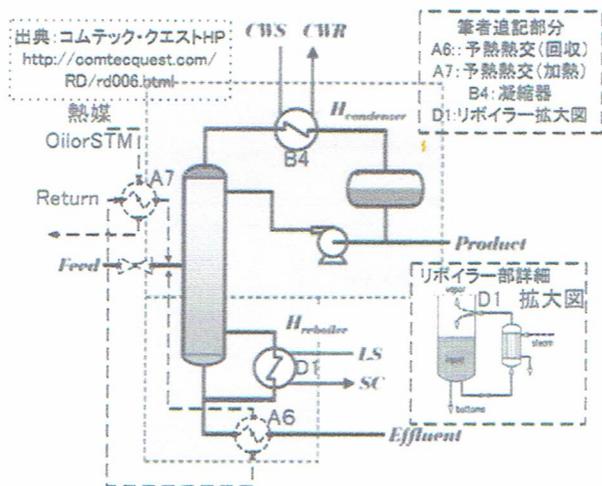


図 2 サーマサイフォンリボイラーの蒸留プロセス⁴⁾

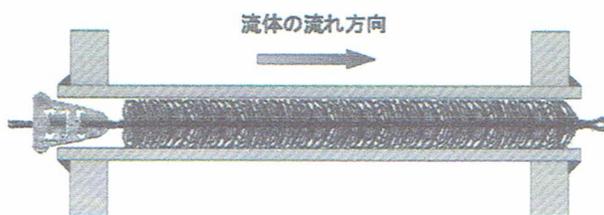


図 3 hiTRAN の構造模式図

のばねの回復によって、管壁との摩擦抵抗が大きくなり、破壊せずに引き抜くことは不可能でとなる。これはU字管に使用できないという意味ではなく、hiTRANを再生使用ができないという意味である。

3.2 hiTRAN 設計のソフトウェア

図4には、流体エネルギー指数ともいえるレイノルズ数に対して、大きな境膜伝熱係数 hi を示し、その時の圧力損失は、流速を上げて(管パスを大きくする)同じ hi を得る方法に比べて、圧力損失は小さい。この実験データの出所は全て CalGavin 社であり、実際の設計計算では、このデータが熱交換器設計の代表的ソフトウェア (HTRI あるいは AspenTech EDR) にアドオン(機能の追加)されて自動的に計算されるようになっている。具体的には HTRI を例にとってみると、図5のインプット画面で Tube Internales で hiTRAN

insert を選択すると、指定した許容圧力損失内の hiTRAN の GradeNo.(管径、長さ)と許容圧損に応じたループワイヤー密度、線材料)を自動計算してくれる仕組みとなっている。

ただしこの自動計算は、hiTRAN の挿入された管側で相変化のないことが前提で、管側が2相となる場合は自動計算ができず、“CalGavin 社にコメントを求めるよう”エラーコメントが返ってくるように作られている。そしてこのソフトは CalGavin 社の HP に登録すると無償でアドインソフトがダウンロードでき、インストールすることで管側形状入力画面の Tube internals プルダウンメニューに他の挿入体、例えば Twist Tape などと同じように選択できるようになる。あとは HTRI に計算させると、先の GradeNo. が得られ、CalGavin 社への注文書ともなる。もちろん hiTRAN.SP 単独ソフトで、管側の圧力損失と管側境膜伝熱係数 hi を個別に単独計算も可能であ

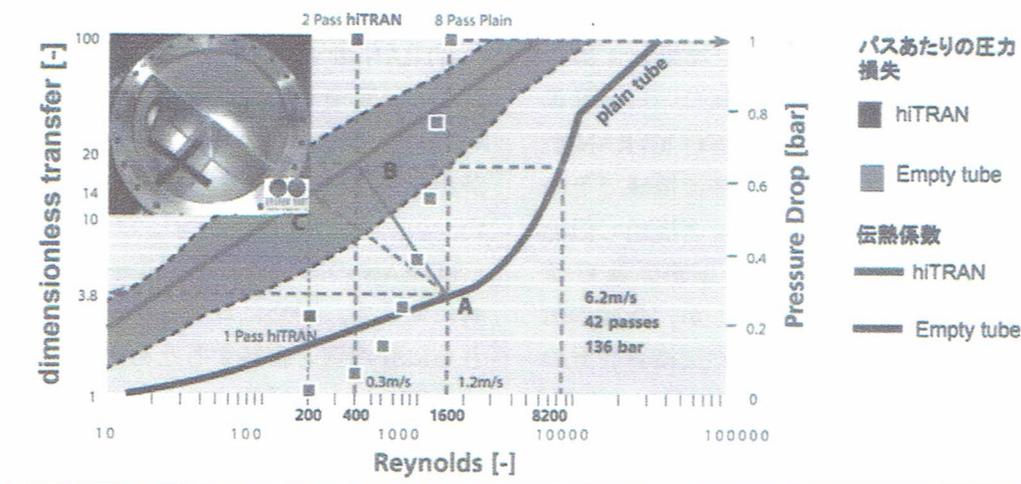


図4 レイノルズ数と管側境膜伝熱 (CalGavin パンフレットより)

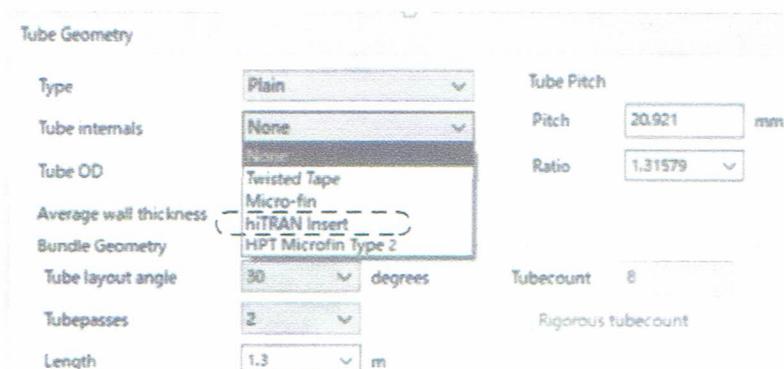


図5 hiTRAN.SPをアドオン・インストールした管側入力画面

る。

3.3 hiTRAN 設計の考え方

管側の境膜伝熱係数 h_i を hiTRAN によって促進できるからといって、そのまま総括伝熱係数 U が上がるわけではなく、式(1)に示すように総括伝熱抵抗 ($1/U$) は胴側抵抗 ($1/h_o$) と管肉厚の伝熱抵抗と汚れ抵抗の和である。

$$1/U = 1/h_o + 1/h_i + \text{伝熱抵抗} + \text{汚れ抵抗} \quad (1)$$

この式で金属管壁の伝熱抵抗は非常に小さく、問題にならないが、汚れ係数は管側と胴側にそれぞれ経験値が与えられ、その値は水系で 0.0001 から汚れの激しいタールや原油では一桁大きい 0.001 ($W/m^2 \cdot K$) 程度⁷⁾ が用いられる。

この式から判るように、総括伝熱係数 U は、管側抵抗 ($1/h_i$) が律速となっている場合には hiTRAN 採用は非常に効果的であるが、胴側抵抗 ($1/h_o$) の大きい場合には効果が出難い。また圧力損失は hiTRAN の挿入によって大きくなるので、許容圧力損失を越す場合には、管パス数を低下することによって、流速の 2 乗に比例する摩擦圧力損失を低下させることが必要となる。

(1) 新規熱交換器の設計

新規に設置する(新設)熱交換器を設計する場合については、管側を 1 パスとして最高充填密度の hiTRAN を選択するのが基本である。hiTRAN の有利性は、空洞管のパス数を上げて、hiTRAN 採用の場合と同じ位の総括伝熱係数 U を獲たときとの、圧力損失の大きさを比較することで理解できるであろう⁶⁾。1 パスにするもう一つの利点は、多パスの熱交換器が 1 パスの完全向流となることで、いわゆる温度クロス(管側出口付近で管側と胴側が同じ温度に達し、無駄な熱交換面積が発生すること)⁸⁾を、原理的に完全に解消することである。

また管側境膜係数 h_i を大きくする効果があるため、“管・胴の流体の入れ替え”も考慮する必要がある。一般に機械オイルの冷却に用いられている汎用水冷オイルクーラー(5 kW~150 kW)は粘度の高いオイルが胴側であるのが普通であるが、既に筆者らは、1 パス hiTRAN を使うことにより、その総括伝熱係数 U 値が HotShell (Oil) で 515, HotTube で 639 ($W/m^2 \cdot K$) と、124%にまで改善さ

れ、小型化が可能となることを報告している⁶⁾。このように hiTRAN の伝熱促進効果を生かすためには、レイノルズ数の低い流体(流速が遅く、粘度の高い)を管側とする、“流体の Shell と Tube の入れ替え”も考慮することが重要となる。

(2) 既設の改造設計

一般に熱交換器は 2~12 の偶数パスで設計されることが多く、4~6 パスが殆どである。既設の熱交換器の改造の場合は、すでに配管の位置が決まっているので、1 パスに改造することは多大の費用を発生するし、現場レイアウトからも難しいのがほとんどであろう。熱交換器頭部の改造のみで、2 パスへの改造ができたとして、許容圧力損失を越えない GradeNo. の hiTRAN を挿入することで(すなわち、ポンプ増強なしで)、その便益を獲得でき、享受できる。

このときに指定された hiTRAN のループワイヤ密度が最高ではない場合、最大の伝熱促進効果が得られていないことに注意すべきで、より高い密度の素子を選択するためには、ポンプの能力増強も必要となる。

筆者はこの問題を解決し、既設配管の改造の必要のない“非対称 2 パスバンドル”をすでに提唱している^{8,9)}。これは図 6 に示すように、並流となって伝熱効率の下がる 2 パス目を、リターン配管と考えるもので、これによって、複雑となりやすい配管改造と圧力損失向上を避けるアイデアであり、熱交換器頭部のパスレーンの改造のみで、総管数のより多数が、hiTRAN を挿入した向流 1 パス接触を達成できる。すなわち、熱伝達効率の良い向流 1 パスの管本数を多くして、hiTRAN による圧力損失が低下する。この場合、並流の 2 パス目に特に hiTRAN を挿入しても、伝熱促進は期待できず、圧力損失が大きくなるだけである。この管レイアウトでの HTRI による計算は可能である。図 6 は 6 パスの熱交換器を非対称 2 パスバン

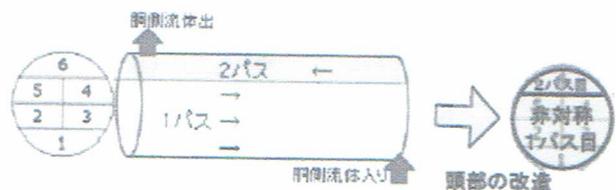


図 6 既設熱交換器の非対称 2 パス改造

ドルとし、流体の通る断面積が、1パス目が2パス目の5倍となる例である。

4. 既設プロセス熱交換器のhiTRAN改造設計案と期待便益

本節では先の図1および図2に示した既設の各種熱交換器のhiTRAN増強の可能性と課題、便益の期待を述べてみたい。表1にはプロセスに使われている多管式熱交換器の種類と概要を一覧し、順次hiTRAN適用を提案、解説する。

4.1 予熱器/熱回収：A1-6

A6の連続蒸留の規模は広い範囲にはあるが、CDUの原油処理能力は非常に大きく10万バレル/日にも達し、熱交換器A1-5も非常に大きい。50℃で保存されている原油は、図1のようにポンプア라운드流を含めた蒸留塔の熱流体と熱交換するが、この熱回収(原油予熱)プロセスの効率がエネルギー原単位に大きく影響する。最終の蒸留塔ボトム(340℃)と熱交換したのち加熱炉を通過して蒸留塔に達する。そしてその流量比は、ボトムの熱交換器A3ではhot側がcold側(原油側)の55%であり、ポンプア라운드流体(A1-2)はもっと少ない。そしてフローシートで見ると、hotShellとなっている。A1-5熱交換器は液/液の熱交換のため、hiTRAN伝熱促進が大いに期待され、HTRIで計算が可能である。しかしCDUの運転は、原油の種類、需要変動、季節変動にも敏感なため、運転条件は大きく変動する。A6熱交の大きさとその流量比はプロセスによってさまざまであるが、流量比は決まっている。

CDUの予熱工程での“汚れ問題”は、熱交換

器の研究のもととなった基本の事象であり、研究開発に多大のコストをかけられてきた。D.I. Wilsons.等はEbert & Panchalの化学反応による閾値理論(せん断力と壁面温度に汚れ発生有無の閾値がある)以降、原因は解ったもののその抜本解決策は進歩していないと2015年の熱交換器の国際カンファレンス¹⁰⁾でレビューしている。原油汚れに関する報告は、2013年12件/67、2015年が14件/67であるのに対し、2017年では3件/42となり、2019年のプログラムでは、テーマとしてネットワークでの非汚れとCFD解析が増えているように思われる。hiTRANもその伝熱促進原理から見て、閾値理論を越えて汚れを解決するものではない。

筆者らはCDUの予熱工程の最高温側の熱交換器A4について、先述の原則に沿って、製作上最大級と思われる、胴内径1200mmΦ、管長6m、2シリーズの形状条件で、既に253℃まで予熱されたとした原油91.7kg/sと340℃で52.8kg/sのボトム液との熱交換を、HTRIで計算した結果を既に報告した¹¹⁾。その結果を表2にまとめ直して示す。

この表から、いずれの管径の場合でもhiTRANの方が10%程度の性能向上(Dutyアップ)を示したが、参考に示したように伝熱面積1000m²あたりに換算すると、12.33(25mmΦ)/7.36(19mmΦ empty)=167%と大きな性能向上がみられる。これは、hiTRANを使うことで溶接加工の難しい19mmΦの伝熱管使うことなく、25mmΦの管で同等の効果が得られることを意味している。

また圧力損失は、流量の少ない蒸留塔ボトム側をHotTubeとすることで低くなることが明らか

表1 図1, 2の多管式熱交換器の種類と名称

種類	流体(管/胴)	名称	備考
A1-6*	液/液	予熱器/熱回収	連続蒸留ボトムの熱回収・予熱
B1-4	蒸気/液	凝縮器	コンデンサー(潜熱除去)
C1	気液/空気	空気凝縮器	空気コンデンサー(潜熱除去)
C2	液/空気	空気冷却器	空気クーラー(顕熱除去)
D1	気液/蒸気	リボイラー	蒸留塔の再加熱(顕・潜熱加熱)
A7*	液/液・蒸気	予熱器/加熱	外部熱媒(Oil/STM)による予熱

*A7は同じ液/液Aの多管式ではあるが、加熱流体が別のため、両流体間の流量比に制限がある熱回収A1-6とは分けて考えている。

表2 1パス hiTRAN 大型熱交換器の HTRI 計算ケーススタディ

管外径 t = 2 mm	19mm Φ	19mm Φ	22mm Φ	25mm Φ
挿入体	Empty2パス	hiTRAN 1パス	hiTRAN 1パス	hiTRAN 1パス
管本数	1736本	1736本	1256本	976本
伝熱面積 ^{*3}	1222m ²	1222 m ²	1004 m ²	803 m ²
Dut ^{*1} HotShell	9.4 7.69	10.4 8.51	10.1 10.05	9.8 12.20
Duty HotTube	9.0 7.36	10.5 8.76	10.2 10.16	9.9 12.33
ΔP ^{*2} HotShell	20	10.7	69	49
ΔP HotTube	7.9	40.3	25.9	18.4

*1 : Duty : MegaWatt|の右側は 1000 m² 当たりの Duty (参考値)

*2 : 管側圧力損失kPa, HotTubeが低い. *3 : 2 シリーズ

となった。ColdShell(原油)とする理由は伝熱の観点からは全くない。2シリーズの熱交換器の場合、既設でも頭部のノズルを追加加工し、既存ノズルの一つを閉止するのみで1パス化が可能(配管改造が不要)である¹¹⁾。

原油予熱系熱交換プロセスの全体最適化については、ポンプア라운드流との熱交換も含めて考えなければならないが、製品・原料の変動も含めた CDU 全体の最適化については、今後さらに、リアルタイムのネットワークシミュレーションが今後の方向であろう。しかし伝熱促進の基本技術として、hiTRAN の優位性は変わることはなく、“1パスへの改造(非対称2パス)”，“流体の入れ替え”をも考慮したうえで、hiTRAN を基本最強の伝熱促進技術として考えて、改造と運転計画を考えるべきであろう。

4. 2 凝縮器 : B1-4(コンデンサー)

凝縮器(コンデンサー)B1, B2, B3(CDU)およ

び B4 は、凝縮すべき蒸気に対し、冷媒流量に特に制限のないことである。そして不活性ガスを含まない有機蒸気の凝縮の境膜伝熱係数 h_o は 1200 (W/m²-K)程度と大きいから、冷却液体側の h_i が律速となるので、流速を上げて対応するのが従来の設計である。しかし hiTRAN 設計では、単純に1パス(既設の場合は非対称2パス)に下げ、最高密度の素子を挿入することで大きな促進効果が得られる。表3に示した計算実例の凝縮プロセスは、オイルで吸収した A 成分含有(≒6%)オイルをストリップングする際、回収蒸気の凝縮熱を自らの抽出オイルが回収するもので、特殊な低温汚れの事例として既に報告している¹²⁾。既報では低温汚れが大きいため、表3の熱交換器2基をシリーズに使用しているものであるが、今回のケーススタディでは汚れが小さいものとして、1基で計算している。計算結果は、表3の左列のように、1パス hiTRAN とすることで管側の伝熱性能が大きく増強でき、蒸気重量分率がゼロとなる蒸気入口

表3 含Aオイルのストリップング塔でのA蒸気の凝縮計算

管パス/挿入体	含 A オイル(熱回収)		冷却水 ^{*1}	
	6パス/Empty	1パス/hiTRAN	6パス/Empty	1パス/hiTRAN
S/T_入口Re数	23142/2720	26311/454	23137/20486	26311/3414
S $h_o/T h_i$ ^{*1}	1234/416	1154/837	732/3901	1005/4713
U値/Duty ^{*2}	210/1.34	301/1.45	376/1.43	447/1.45
全凝縮長さ ^{*4}	3.85/5 m	3.3/5m	3.2/5m	2.48/5m
管側 ΔP : kPa	22.3	6.4	15.7	4.0
S/T 出温度 ^{*3}	49.2/60.8	29.6/62.4	33.73/41.7	28.7/42.0

BEM : Shell_ID 900mm Crosspasses 6 Tube OD 27.6 mm Φ t = 2.5 mm 5 m 500 count

流量 : 冷却側 25 kg/s 93°C, 蒸気側 1.556kg/s、28°C *1 : 境膜伝熱係数Shell h_o , Tube h_i ,

*2 : U値(W/m²-K) Duty (MegaWatts) *3 : ShellおよびTubeの出口温度(°C)

*4 : 全長5mのうち蒸気丈量分率が0となる蒸気入口からの長さ≒冷却能力

(液出口)からの長さも短くなっている。すなわちより短い距離で蒸気が液化しているということであり、能力の目安となる。既報の低温汚れ¹²⁾が hiTRAN によって改善されるならば、後段に位置するもう一基はほぼ液/液熱交換となり、更なる顕熱回収が期待できる。

表3の右側には冷却側が水の場合の計算結果も示しておいた。熱回収の意味は全くなく、含オイルによる潜熱回収はできないが、冷却側が変わった時の参考例として示した。新規であれば熱交換器の小型化、軽量化が期待できる。

この他の便益としては、出口での十分な過冷却の他に、流量や損失ヘッド削減によるポンプ動力の低下や冷媒用冷凍機の運転コスト低減も、hiTRAN の投資効果の便益に含めるべきである。CDU や同規模の大型の熱交換器でなくても、十分投資効果が出るであろう。

4.3 空気凝縮器 : C1

CDU プロセスの空気凝縮器 C1 は、軽量の有機ガスを含む空気コンデンサーであって、その後段には水冷冷却器 B3 とガス圧縮機が設置されている。空気凝縮器はフィン付き管の外側に空気が流れる構造で、管側で相変化が起こるため、hiTRAN.SP のアドオンされた HTRI(Xace) で自動的に計算することはできない。しかし P. Droegmueller 等¹³⁾は、薄膜流動においても乱流化の効果が認められ、凝縮系では、hiTRAN 素子は全長ではなく、出口に向かって装着することを勧めている。自動計算はできないが確かに凝縮液相部の伝熱促進は可能でありそうだが、画期的な効果の期待は難しい。

水の豊富な日本ではあえて空冷式を使うケースは少ないとは考えられるが、近年盛んに実施されているランキンサイクルを用いた地熱バイナリー発電では、水源の無い場合も多く、空冷の熱交換器の用いられることが多い。しかし水冷の熱交換器ほどの大きな hiTRAN 便益は期待薄であろう。

4.4 空気冷却器 : C2

この場合は先の C1 と異なり、管側に相変化がないため HTRI(Xace) による自動計算が可能である。水の豊富な日本と違って海外では、空冷式の

熱交換器の採用が多くあり、筆者らも海外事例として、長距離天然ガスパイプライン圧送ステーションと圧縮空気のアフタークーラーなどの事例を上げ紹介¹⁴⁾しているが、設計余裕として、天然ガスで 18% 増、分子量の大きい圧縮空気では 60% 増に留まっている。また C2 と似た事例は重油とアスファルトの事例¹⁴⁾では、アスファルトの冷却では設計余裕 300% を示したが、重油は粘度の高い C, B, A の順で伝熱増強効果が少なくなり、アスファルトほどの効果は得られなかった。C2 のような CDU ボトム製品冷却器としては大きな効果が期待できる。

4.5 リボイラー : D1

リボイラーの中で、堅型サーモサイホン是一般の蒸留塔の多くに装備されており、良く設計されたリボイラーの運転は安定であるが、不安定となることも多い。S. Areneth¹⁵⁾等はリボイラーの内部状態を図7のように表現し、解りやすく解説している。図中管内の静圧のかかった液体が水蒸気に熱せられ、次第に沸騰してゆく様子がよく描かれている。hiTRAN はこの場合も相変化を伴うために直接計算できないが、この場合は図8中の右側に示された単相領域である過冷却部部分が伝熱促進効果の期待できる部分である。

P. Droegmueller 等¹³⁾は同じく、hiTRAN によって単相部分(沸騰以前の領域)の領域が、図8に示したように、低い位置で高温に達するため、ループワイヤーは計算された下部のみとするべきとしている。実際の実験で全長に渡って hiTRAN を挿入した場合、再循環流は、通常の平滑空洞管の 1/3 に低下した、と報告している¹³⁾。リボイラーへの hiTRAN 効果は予熱ゾーンの短縮と圧力増による流れの安定性向上であるが、経験に基づいたと実験的行動が必要であろう。

4.6 予熱器/加熱 : A7(熱源による)

A1-6 と A7 熱交換器の大きな違いは、前者が大型で、熱交換両流体の流量比が制限されている(自己熱回収のため)ことであり、供給液(Feed)の予熱に外部熱源(熱媒 Oil または STM)を使っていることである。被加熱流体が管側であれば、相変化の無い hiTRAN 挿入の伝熱促進は自動計算可

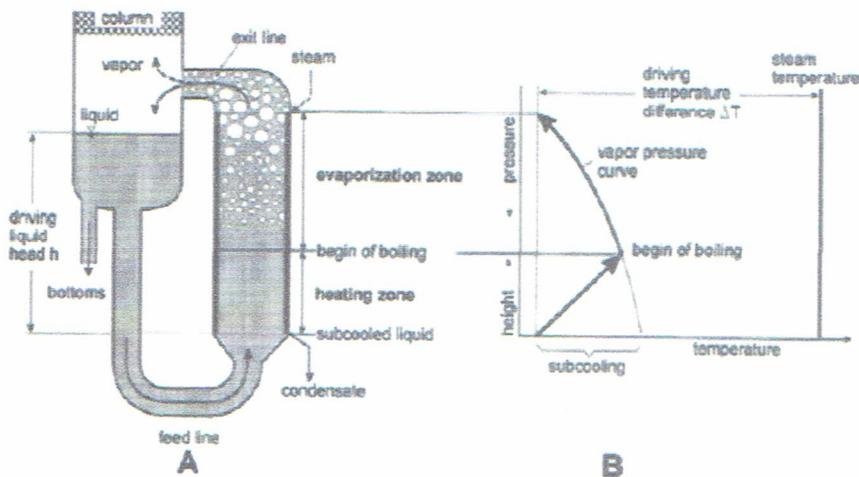


図7 縦型サーモサイホンの沸騰イメージと全体2相系の状態イメージ

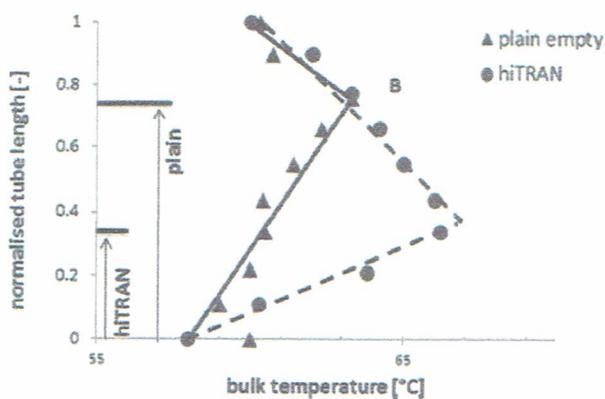


図8 hiTRANによる単相領域高さの低下

説が、令和元年秋の日本にも浴びせられた。熱交換器はあらゆる工業分野で、大小取り混ぜて使用されており、われわれはその増強技術を省エネルギー技術として捕えてきたが、今一步踏み込む必要があると感じている。hiTRANの基本技術が英国で開発されて40年近く、本格的に日本に紹介活動を始めて既に12年を経過しているが、世界に比べて普及が遅れているように感じる。今後は省エネ=コストダウンの意識だけではなく、温暖化防止としても捉え、普及活動を進めていきたい。

能である。それぞれのプロセスに応じて、hiTRAN(改造)設計(パス数削減、圧損低下)を検討し、投資に見合う解決策が得られるはずである。

熱源として水蒸気を用いる場合、伝熱促進の便益で見落とし易いのは、高価な高压蒸気からの安価な低压蒸気への切り替えである。総括熱伝達係数 U が大きくなると、胴側の水蒸気温度を低温(低压蒸気)とすることが可能となる。また同様に低パス化による供給ポンプの動力削減も忘れてはならない。

また化学反応汚れの激しい被加熱流体の加熱において、Ebert & Panchal のいう閾値内であっても、壁面温度を 10°C さげることが汚れ速度を半分にできる(クリーニング期間も半分になる)ことに注目すべきである⁹⁾。

5. あとがき

パリ協定の進展のないまま少女グretaさんの演

文 献

- 1) <http://a-pec.jp/>
- 2) <https://www.calgavin.com/>
- 3) <https://ja.wikipedia.org/wiki/常圧蒸留装置>
- 4) <http://comtecquest.com/RD/rd006.html>
- 5) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.57, No7, p60, 2015
- 6) 渡部, 酒井, 駒田: 化学装置, Vol.60, No12, p.57, 2018
- 7) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.58, No6, p64, 2016
- 8) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.5, 7, No9, p51, 2015
- 9) 渡部, 酒井, 駒田: 化学装置, Vol.61, No4, p58, 2018
- 10) D.I. Wilsons. *et al.*, http://www.heatexchanger-fouling.com/papers/papers2015/01_Wilson_Twenty%20years%20of%20Ebert%20and%20Panchal_F.pdf
- 11) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.61, No11, p.62, 2018
- 12) 渡部, 酒井, 駒田: 化学装置, Vol.61, No.7, p.71, 2018
- 13) P.Droegmueller. *et al.*, *Chem. Eng. Tech.*, 2015, 78, No.3. 188-202
- 13) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.57, No12, p53, 2016 上
- 14) 渡部, 酒井: 化学装置, Vol.58, No1, p12, 2016 下
- 15) S. Arneht, J. Stichimair, *Int. J. Therm. Sci.* (2001) 40, 385-391