

多管式熱交換器における管側伝熱促進素子“hiTRAN”の役割 (その7)hiTRAN設計のまとめと大型熱交換器の設計例(最終回)

渡部 高司* 酒井 昭二**

1. はじめに

これまで hiTRAN 設計の具体的設計例を中心に報告してきたが、最終回の本報では、もう一度 hiTRAN 設計の基本に立ち戻って、大型熱交換器の設計例(ケース・スタディ)でのメリットと、それを達成する既存設備の改造案を評価した結果について報告する。

石油精製業界再編成後、現在の日本の製油所は22カ所、352万バレル/日、常圧蒸留装置(CDU: Crude Distillation Unit)一基あたりの原油処理能力は10万バレル/日(15,900kL/day)のものが残っている¹⁾。

製油所はこのCDUを中心に減圧蒸留、触媒接触分解、水素化精製工程などから構成され、ガソリン、灯油などの多種類の製品が作られている。

2. CDU プロセス熱交換器の現状

2-1. プロセス概要と熱交換器のサイズ

図1に示したように、CDUは巨大な精留塔と熱交換器群の組み合わせである。精留塔は原油処理能力に応じた巨大な塔が建設され、その周りに数多くの熱交換器が配置されたプロセスである。10万バレル/日のCDUの場合、原油流量は660kL/hr=180L/sの大流量である。原油(≒50℃)は精留塔に達するまでに、精留成分と熱交換されたのち、最終工程の加熱炉で約350℃に加熱され、蒸留塔に投入されるので、熱交換量がそのままエネルギー原単位となってコストに大き

く影響する。

一方熱交換器のサイズは加工、輸送、設置、保守の観点から制限され、最大の熱交換器としては、胴直径は1.2mφ、管長は6m程度以下に制限される。したがって数十基の熱交換器が並列(パラレル)と直列(シリーズ)に組み合わせて用いられている。

図2は実際のCDUの塔底部(図1の点線で囲った部分)の写真である。ここでは2シリーズの最大の熱交換器が2パラレルに配置されている。そしてこ

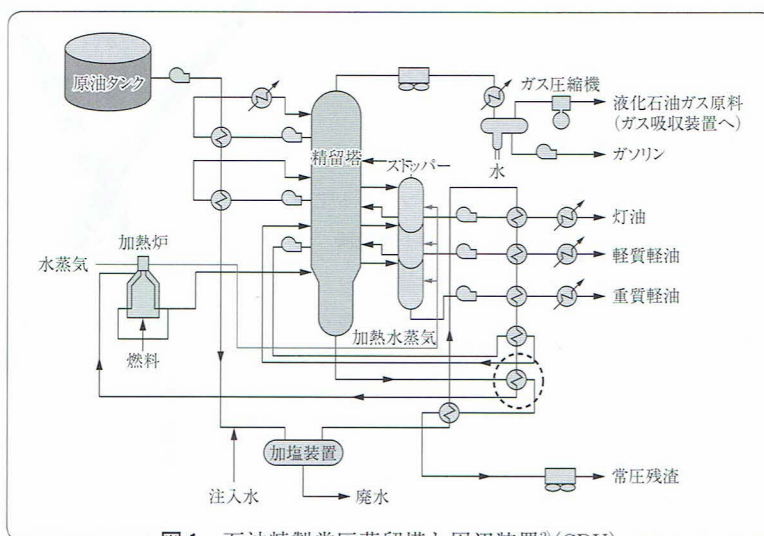


図1 石油精製常圧蒸留塔と周辺装置²⁾(CDU)

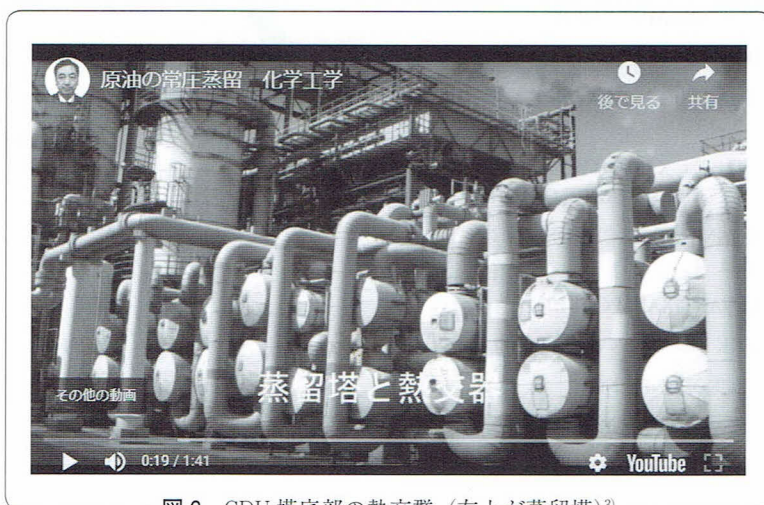


図2 CDU塔底部の熱交群(左上が蒸留塔)³⁾

*Takashi WATABE : aPEC(株) 代表

E-mail : watanabe@a-pec.jp

**Shoji SAKAI : 同社 業務部長

E-mail : sakai@a-pec.jp

の高温（≒300℃）部分が原油予熱工程の化学反応汚れが特に発生する部分である。

2-2. hiTRAN 設計の基本

管側に hiTRAN を挿入して最も高い性能を得るためには、“向流の管1パスで、最高密度の hiTRAN を挿入”するのがベストである。また既に報告してきたように、Shell 側の境界膜伝熱係数 h を大きくすることも重要で、水冷オイルクーラーのように⁴⁾、“粘度の高いオイル（Re 数の小さい）を管内側に流すこと”によって、hiTRAN の伝熱促進効果を生かすことも重要である。

本報では通常設計と hiTRAN 設計の基本的な最適設計を比較し、さらに流量や温度条件の変動による影響のケース・スタディをした結果を報告する。検討対象は加熱炉前段の塔底部流体（340℃）と既に予熱されてきた原油（253℃）10 万バレル／日を最大の熱交換器（Shell 内径 1.2m ϕ $\times$ Tube 長さ 6m）4 台（2 シリーズ 2 パラレル）で熱交換した場合である。

3. CDU 高温部熱交換のケース・スタディ

3-1. 通常設計（管径の影響）

熱交換器の設計ソフト（HTRI 等）では Rating（評定）モードで計算し、設計余裕（OverDesign）で評価するのが一般的であるが、熱交換器のサイズと管内外の温度・流量条件が決まっているため、管径と管パスの影響を Simulation モードで計算し、Duty と管側圧力損失を評価することにした。管本数はソフトの自動計算に任せており、管外径とパス数で変化している。表 1 にはその他の熱交換器の計算条件を示した。

表 1 通常設計の計算条件

Geometry：2 シリーズ	
TEMA／胴内径	AES／1200mm ϕ
バッフル	25 % カット，17 クロスパス
管外径／肉厚	19, 22, 25mm ϕ ／2mmt
管長さ／配列	6000mm／1.25／90°
管パス	1, 2, 4 パス
プロセス：10 万バレル／日（2 パラレル）	
原油／塔底油温度	管入口 253℃／胴入口 340℃
シリーズ流量	原油 91.7kg/s／52.8kg/s

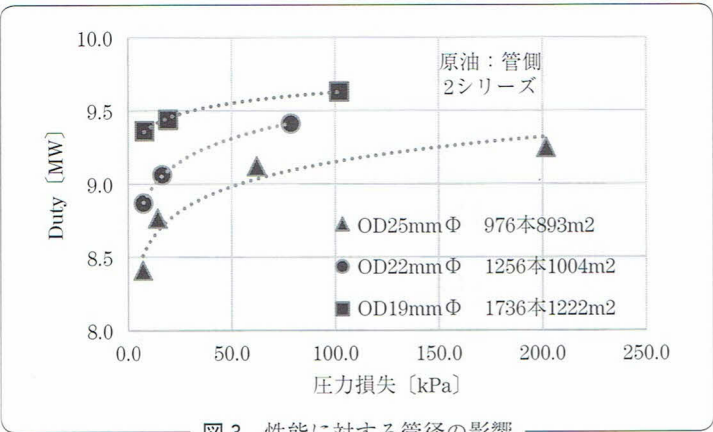


図 3 性能に対する管径の影響

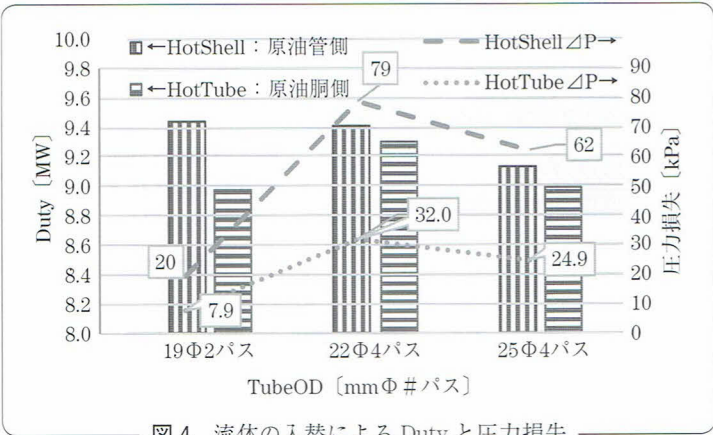


図 4 流体の入替による Duty と圧力損失

図 3 には管径とパス数を変化させたときの圧力損失と Duty の関係を示す。図中には管本数と伝熱面積を示している、管側圧力損失は管パスが、2, 4, 6 と増加するとともに大きくなっている。ちなみに胴側の圧力損失は 32kPa と一定である。

結果は管 OD19mm ϕ 2 パスの性能が最もバランス良く、22mm ϕ が同等の Duty を得るためには 4 パスとすることが必要であり、その時の圧損は 19mm ϕ の 4 倍の 80kPa となる。OD25mm ϕ はさらに伝熱面積が小さくなり、6 パスまで流速を上げても 19mm ϕ 2 パスの性能には及ばない。しかし 19mm ϕ 2 パスの熱交換器は最も製作加工の精度が高いため、高価となる。実際の CDU には、要求性能に応じ、太い管径のものも採用されていることもある。

3-2. 流体の入替

汚れの洗浄の容易さから管側に原油を流すことが多いようであるが、管胴の流体の入替は性能に大きく影響する。図 4 には低温の原油を胴側（HotTube）とした場合の Duty とその時の管側圧力損失の計算結果を示した。

図 4 から流量の大きい原油が管側（HotShell）の

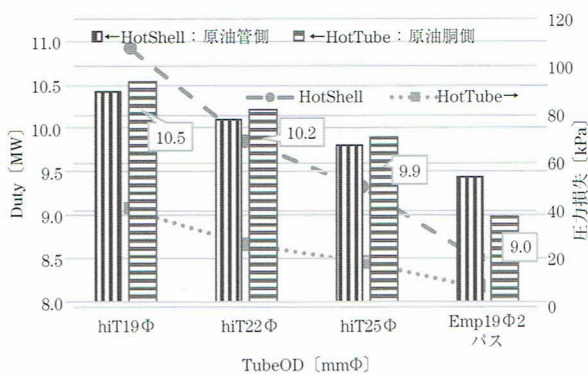


図5 1パス最高密度 hiTRAN 挿入の性能

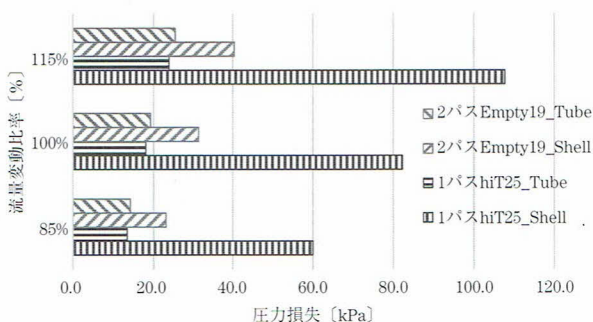


図7 流量変動と圧力損失

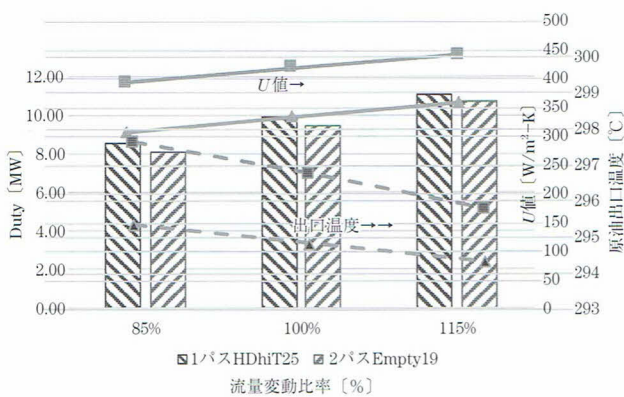


図6 流量変化の影響 (Duty, 出口温度, U値)

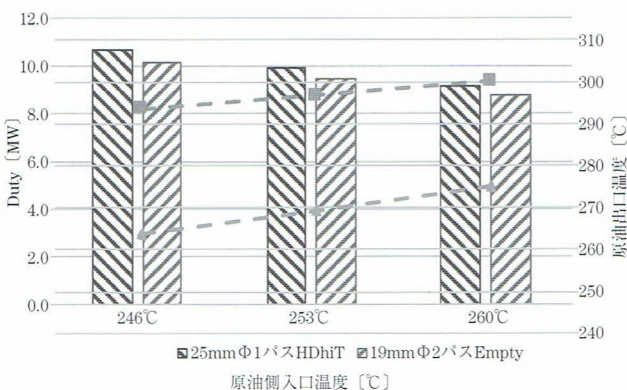


図8 重油入口温度の影響

方が Duty の大きいことが明らかであり、圧力損失からみても、通常設計では 19mmΦ 2パスが最適である。なお胴側の圧力損失は原油の流量が大きくなるため、32kPa から HotTube では 82kPa にまで上がっている。

3-3. hiTRAN 設計の場合

先にも述べた通り、hiTRAN は完全向流の 1パスで最高密度のグレードを挿入するのがベストである。図5には 1パス最高密度 hiTRAN (19, 22, 25mmΦ) を挿入した場合の計算結果を、従来設計で最高性能を示した 19mmΦ 2パス Empty の結果と合わせて示す。

図5から判るように、19mmΦ では 1パス hiTRAN と 2パス Empty の Duty 比は 111% であり、25mmΦ hiTRAN でも 105% と Empty よりも Duty が高い。そして 1パス hiTRAN は HotTube (原油胴側) の方が若干優れている。圧力損失は流量の大きな原油側を胴側に流す方が少なくなっているのは当然である。

3-4. プラント運転条件変動の影響

CDU の運転状況は原油の産地 (組成)、季節による需要バランス (冬季は灯油リッチなど) などによって変化することが多い。通常設計 (19mmΦ 2パス Empty_HotShell) と、ほぼ同等の性能を示す hiTRAN 設計 (25mmΦ 1パス HDhiT_HotTube) の熱交換器の運転条件に対する影響を計算した。

a) 流量変動の影響

図6には全体流量が変動した場合の Duty, 原油出口温度, U 値の変化を示した。また図7には同じく Shell, Tube 側の圧力損失を示した。

図6から流量変動に対して両者とも同じように挙動することが判る。図7では流量の大きい原油が Shell 側の場合に圧損が倍以上となるが、これを避けたいのであれば図5に示すように HotShell とし、圧力損失と Duty のバランス変更することも出来る。

b) 原油温度の影響

原油が熱交換器ネットワークの最終工程に入る前に、運転状況によってその入口温度が変化するが、その出口温度に対する影響を計算した。図8のとお

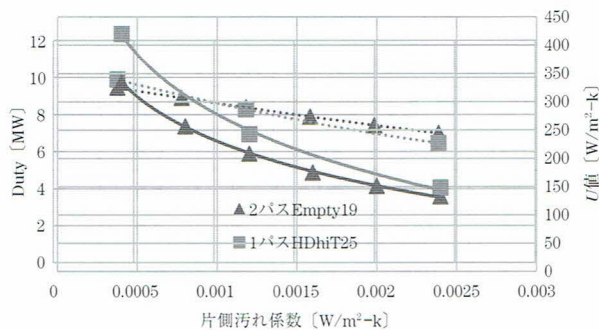


図9 汚れ係数と Duty, U 値の関係

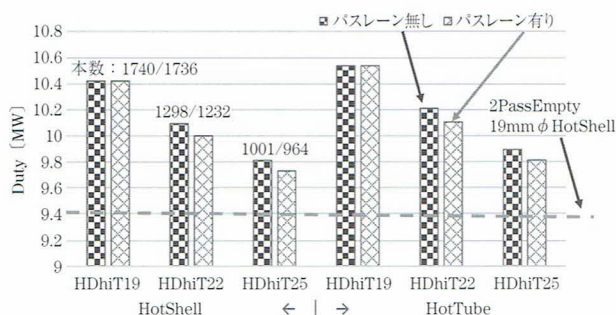


図11 パスレーンの有無と Duty の変化

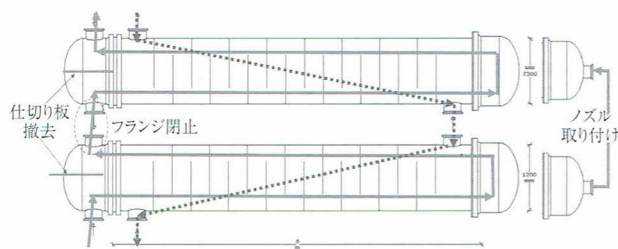


図10 2シリーズ2パス Empty の1パス化



図12 非対称2パスバンドルへの改造

が壁面でのせん断応力の向上に因ることは間違いなが、閾値を超えるような大きさでは無いことから、当然の結果とも思われる。

3-5. 1パス hiTRAN 設計実現のための課題

これまで hiTRAN 設計は1パスで計算してきたが、既存の熱交換器に1パス最高密度の hiTRAN を挿入するためには、熱交換器およびその配管の改造が必要である。この改造の費用と1パス hiTRAN から得られる便益が見合うことが必要であるが、1パス化のためのアイデアを2つ挙げておきたい。

a) ヘッド（頭部）ノズルの改造と配管追加

2シリーズの場合、先の図2のように上下2段に設置されることが多いが、この場合、図10のようにノズル加工、仕切り板撤去とフランジ閉止の工事のみで、完全向流1パス化が達成できる。

この時の性能の低下は図11に示したように、パスレーン分の本数低下のみであり、パス数が多い程本数の低下分のみ Duty は低下するので、流体入替の影響の方が大きい。そして通常の最適設計である“19mmφ 2パス Empty”の Duty の110%を示している。さらに22, 25mmφの場合の促進効果は大きく、通常の最適設計を上回る Duty を示すことに注目したい。

b) 非対称 (Asymmetric) 2パスバンドル

配管変更を必要としないで高密度 hiTRAN を挿入するもう一つの改造方法案は、図12に示した“非対称2パスバンドル”への改造である。この方法は4パス以上の熱交換器に用いられる。4パスの頭部の仕切り板に穴を空け、1から3までを1パスに、4パス

り、入口温度が260℃になると、hiTRAN 設計の場合出口温度は300℃に達している。Duty で比較すると従来設計との差は小さく見えるが、出口温度の差は大きい。

c) 汚れ係数の影響

汚れ係数は設計計算において経験値を与えて計算するが、図9には汚れ係数 (Shell と Tube 側は同じ値を入力) と Duty (点線)、U 値 (実線) の計算結果を示した。熱交換器の性能管理にはU値の用いられることが多いが、筆者等⁵⁾も汚れ速度を用いることを提唱している。この図は汚れの速度とは無関係であり、U 値よりも汚れ係数の方がより直感的に性能低下を表現している。そして Duty は当然汚れ係数の増加と直線的に低下するが、U 値は汚れ抵抗の逆数となるので、曲線となる。

CDU の原油予熱工程の汚れについては、化学反応汚れとして Ebert&Panchal が“汚れ閾値”を提唱して以来25年である。M.R.Malayari 等⁷⁾は2015年のカンファレンスでこの課題の進歩発展をレビューしており、現象解明のモデルの発展はあるものの、閾値内での汚れ速度をゼロにする手段は見出されていないとしている。

この年、P. Drogemuller 等⁸⁾は予熱工程の空洞管と hiTRAN 挿入管の300日までの汚れ速度に有意差の無いことを報告している。hiTRAN の伝熱促進効果

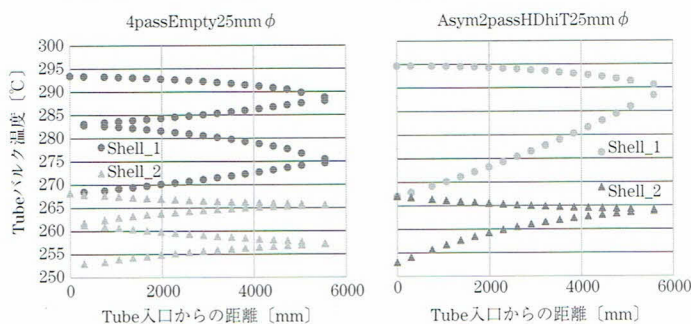


図 13 4 パスと非対称 2 パスの温度プロファイル

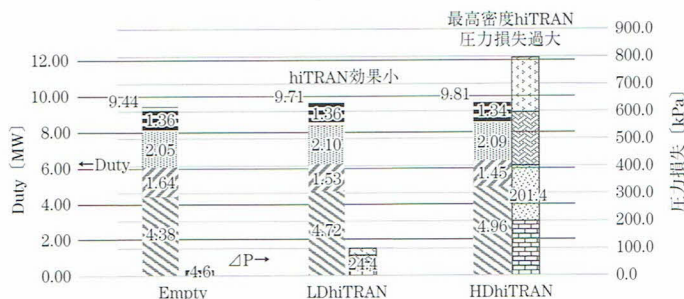


図 14 密度の異なる hiTRAN の効果

表 2 AsymB2Pass の圧力損失 (kPa)

Asym2 パス HDhiT25mm			比較 :4 パス Empty25mm		
Pass	Shell_1	Shell_2	Pass	Shell_1	Shell_2
1hiT	41.5	41.1	1	8.9	8.9
2hiT	369.3	361.6	2	5.5	5.5
(計)	410.8	402.7	3	6.7	6.7
4	10.0	8.5	4	10.0	8.5
合計	51.5	49.6	合計	31.1	29.6
2 シリーズ合計	101.1		2 シリーズ合計	60.7	

※ hiTRAN は 2 パス目の圧力損失を 4 パス目と入れ替えて計算している。

表 3 境膜伝熱係数の値

	Empty	LDhiTRAN	HDhiTRAN
Shell h	1039	1038	1039
Tube h	1184	2210	4066

目を 2 パスとすることで、向流となる管本数を大きくする方法である。2 パス目は Empty として圧損の上昇を防ぐことができる。

この性能を HTRI で評価するには、少し工夫が必要である。非対称のパスレーンは入力計算可能であるが、hiTRAN をパス毎に分けて入力計算ができないので、1.2 パスの両方に hiTRAN を入れて計算し、計算結果の TubeSide Monitor の値から加減性が成り立つとして換算した。図 13 には 4 パス 2 シリーズ、非対称 2 パスバンドル 2 シリーズ (AsymB) の Tube バルク温度プロファイルを示した。図より 4 パスの温度おバランスが均等なのに対し、AsymB では並流となる 2 パス目では温度変化が小さく、伝熱のほとんどが向流の非対称 1 パス部分で起こっていることがわかる。そして到達温度は AsymB が 4 パスと同等以上である。

このときの圧力損失は表 2 のとおり、HTRI のパス毎の圧力損失から AsymB の 2 パス目が Empty とすると 101kPa と 4 パス Empty のその 60 % 増で収まっている。この例では非対称が若干上回る程度の Duty を示す程度 (Duty : 9.4/9.1, 出口温度 : 301.6/293.5 °C) であるが、改造前のパス数の大きい熱交換器の場合、さらに大きな効果が、小さい圧力損失で得られる⁵⁾。

c) 2 パス Empty の場合

2 パスの場合は非対称 2 パスへの改造が出来ないが、hiTRAN の密度を低下させることで圧力損失を低下することができる。図 14 は 2 パス Empty に最高密度 (HDhiT) と最低密度 (LDhiT) の hiTRAN を挿入した場合の計算結果を示す。図より、最高密度の hiTRAN を挿入した場合、極端に圧力損失が大きくなるのみで、Duty の増加は微小である。その理由は 19mm φ 2 パス Empty の場合、表 3 に示したように Shell_h と Tube_h が Empty ですすでにバランスしているため、hiTRAN の効果が出難い。しかし hiTRAN の密度を変えることにより、圧力損失と Tube_h のバランスをとれることに、気が付いてほしい。このことは、既設の熱交換器に対して、許容圧力損失内の hiTRAN グレード (PartsNo) を提供できると言うことである。

4. まとめと考察

以上のケーススタディの結果をまとめると、

- ① 1 パス最高密度 hiTRAN を挿入した熱交換器 (19, 22, 25mm φ) の Duty は、圧力損失は上がるものの通常最適設計 (19mm φ 2 パス Empty) の Duty のよりも大きく、同じ管径の 19mm では 110 % に達した。
- ② 既設の 1 パス化への改造案として、a) ヘッドノズルと配管変更、b) 非対称 2 パスバンドルを提案し、

いずれも通常最適設計（19mm φ2パス Empty）

よりも優れた Duty を示すことが計算された。

- ③流体の入れ替えは Duty にかなり影響し、流量、入り口温度、汚れ係数の変動の影響についても確認された。

CDUの予熱プロセスの熱交換工程は図1に示した通り、非常に複雑であり、今回のケース・スタディでは最終段階の高温部 253℃以降の予熱熱交換器の改良の可能性を示したに過ぎず、ネットワーク全体としての最適化が重要である。その手法として既にピンチテクノロジー⁸⁾が提唱・実践されてきている。また最新のニューロコンピューターを用いた最適化システムも提案され実践が始まっている^{9,10)}。本報のケース・スタディ対象は、CDU 全熱交換量の高温部 20 %程度に過ぎないが、既存の熱交換器ネットワークの最適化にあたっては、個別の熱交換器そのものの性能を向上させる要素技術とそれを達成するための手段が、hiTRAN伝熱促進素子と、1パス改造、非対称2パスの改造案である。実際のCDUでは低温側の熱交換では原油をShell側（HotTube）に流すこともなされているようであるが、hiTRANによる管側の伝熱促進を前提とすれば、全体最適化は変わってくるであろう。また製作加工コストの高い19mm φの熱交換器はCDU全体では決して多くはなく、hiTRANと1パス化によって、標準的な22, 25mm φ管径の熱交換器が、従来最適設計以上の性能に改造できることに注目してほしい。

5. あとがき

熱交換器の管側伝熱促進材 hiTRAN の応用について7回にわたって連載してきた。発生した熱を徹底的に使うということで、革新的とはいえないが、積み上げていくことで、省エネ、コストダウンに大きく寄与できるものと信じている。

（補足資料）

CDU プロセスは天然産石油の組成が非常に変わっていること、需要側の各留分に対する要求量が季節によって変わることから非常に複雑である。図15の原油の種類と蒸留曲線からわかるように、精留塔の高沸側残差は32 %（A点）と56 %（B点）と大きく変動している。また冬季には灯油の需要が増えるため、成分分離の条件が異なる。そのため低温側の中間分流成分の流量も大きく変動する。したがっ

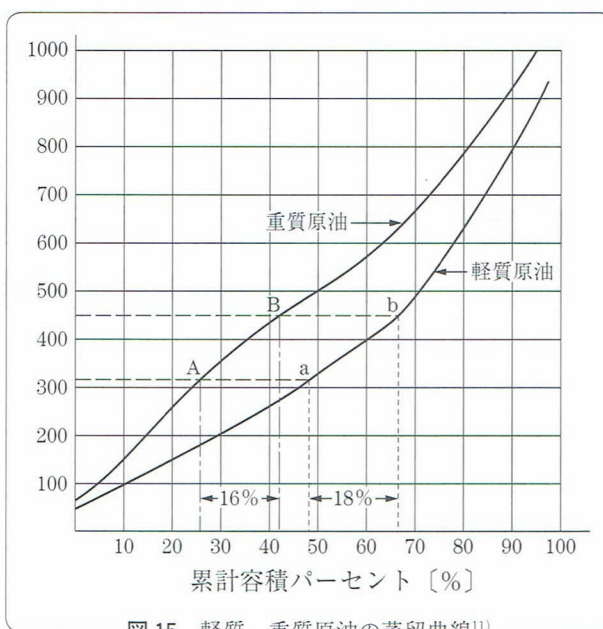


図15 軽質・重質原油の蒸留曲線¹¹⁾

て、熱交換器ごとの高温流体とその流量は条件ごとに大きく変動するのが通常である。このことが熱交換器ネットワークの最適運転を困難としている。IT技術による最適解がこれから求められている。

〈参考文献〉

- 1) 今日の石油産業：石油連盟 2018 年 8 月 <http://www.paj.gr.jp/statis/data/index.html>
- 2) <https://ja.wikipedia.org/wiki/常圧蒸留装置>
- 3) 化学工学会 原油の成分分離—常圧蒸留— <http://www3.scej.org/education/>
- 4) 渡部，駒田，酒井：化学装置：Vol.60, No.12, p.57（その1）
- 5) 渡部，駒田，酒井：化学装置：Vol.61, No.4, p.58（その3）
- 6) M.R. Malayeri, et.al: Proceedings of International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning – 2015 (Peer-reviewed) June 07 – 12, 2015, Enfield (Dublin), Ireland
- 7) P. Drogemuller et.al.: Proceedings of International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning – 2015 (Peer-reviewed) June 07 – 12, 2013, Budapest, Hungary
- 8) 巽 浩之/松田和夫共著：“ピンチテクノロジー” ISBN-10: 4879732494
- 9) Lluvia M. Ochoa-Estopier et.al Ind. Eng. Chem. Res. 2015, 54, 4988 – 5000
- 10) Lluvia M. Ochoa-Estopier, et.al, Ind. Eng. Chem. Res. 2015, 54, 5001 – 5017
- 11) W.L レフラー，狩野茂（訳），“石油精製の基礎知識”，p.8：ISBN4-947602-52-X C3043 P.2266E（1983）