

hiTRAN 伝熱促進体を使用して既設 ISOMER Unit から 15%の増産を達成した事例の紹介

Title: Introduction of 15% Increased throughput achievement by Heat Transfer Enhancement hiTRAN at the existing Isomer Process Unit

Cal Gavin Japan

渡部 高司 写真が必要

---

## SYNOPSIS

---

The growing demand for higher efficiency heat exchangers to meet increased efficiency requirements has been driven by the rise of energy costs and pressure on reducing amount of carbon emission. hiTRAN Matrix Elements are now well established as a tool of enhancing heat transfer. A large range of applications over a period of 25 years backed by extensive testing and research and more than 15,000 numbers of heat exchanger units for various sectors shows hiTRAN is reliable and proven business standard for Tubular heat exchangers.

In this paper we will demonstrate how tubeside enhancement can offer significant benefits through consideration of actual case. The objective for this plant was an increase in throughput by 15 % which meant that the reactor feed loop would need more heat input in order to maintain the required inlet temperature.

---

### 1. はじめに

Texas Towers とは石油化学プラントの反応器廻りで自己熱を回収するために縦型に設置された管・胴式の熱交換器のことを呼称する。加熱される流体は反応器原料で反応器から流出される高温の流体と熱交換されるので、別名フィード/ エフルエント熱交換器とも呼称される。一方 hiTRAN とは図 1 に示すように 3次元ワイヤマトリック形状で、チューブ側の層流をこのエレメントで分解することにより、伝熱が大きく改善される。近年多方面において、伝熱促進体として大きな効果が実証され、活用されつつある。

本報では既設プラントのフィード/ エフルエント熱交換器に hiTRAN を適用し、新たな設備追

加なしに製造量の増加と省エネルギーを達成した結果について報告する。

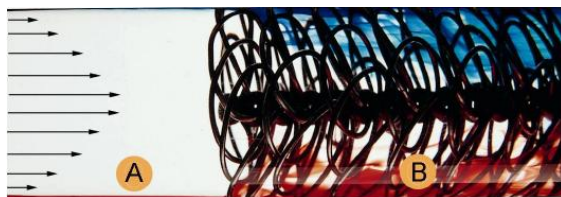


図 1 hiTRAN による層流分解  
(エレメントにより、チューブ管壁の層流領域が管中央に押し出され、疑似乱流となる。)

### 2. Texas Towers プラントとその PFD

図 2 は典型的な Texas Tower の写真であり、図 3 はその PFD である。図 3 には典型的プラントの PFD と各部分の温度を示す。



図 2 Texas Tower

ご提供：Ruhr Oel GeRuhr Gelesenkirchen

る。運転の経済性を確保するために反応器から出るガスからの熱回収が非常に重要である。反応器から流出する 400°C の反応生成物は未反応ガス分と目的の生成物のガス混合物である。この混合ガスは Texas Tower 熱交換器の胴側の上部に導入され下部方向へ流れる。この混合ガスは原料ガスと熱交換してまずは過熱温度から温度低下して飽和となりさらに一部は凝縮する。そして直列の多段の冷却器にてさらに凝縮させながら液製品とガス分が気液分離される。一般に触媒反応は活性低下により性能が次第に落ちる。この触媒性能低下への対策は反応温度を上昇させることでおぎなうのが一般的である。このプロセスでも運転継続に伴い触媒への導入温度を次第に上昇するように加熱炉で昇温してゆく運転となる。最高入口温度に達した場合、運転を停止し新規触媒と交換するか触媒の再生を行うことになる。したがって加熱炉の熱供給量は触媒の活性低下に応じて、熱供給量が増大し、触媒再生のための運転停止期間の増加を伴うことになり、経済的に不利となる。

HEAT RECOVERY AROUND REACTOR(PFD)

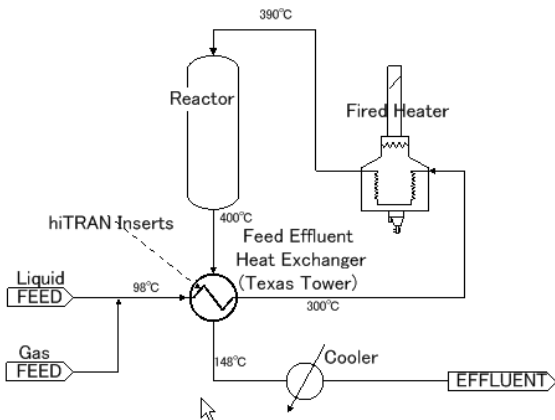


図 3 反応器廻りの熱回収 (PFD)

プロセスは液相原料がガスと熱交換器で高温まで昇温、気化されたのち、加熱炉で所定温度まで昇温され、触媒が充填された反応器に供給される。反応は発熱反応である。反応器を出たガスは原料と熱交換され、冷却器を経て排出され

### 3. プラント経済性に影響する熱交換器の性能

#### 3.1 性能向上の経済効果の期待

熱交換器の性能が向上するとエネルギー所要量の減少し、運転コストの経済性に大きく寄与する。これらはエネルギーバランスによって数値化が出来る。しかし性能向上によるコストメリットはこの他にも一定能力に固定した加熱炉においてフィード/ エフルメント熱交換器が熱回収した増大分に応じて運転時間が延長できることも非常に大きなメリットとなる。すなわちフィード/ エフルメント熱交換器における性能向上の経済効果は①熱回収による省エネルギー、②触媒再生コストの減少、③それに伴うプラントの運転時間延長による生産量の増大、の効果が期待できる。

以上のメリットが熱交換器の性能向上のための投資に見合うものでなければならぬことは自

明である。

もう一つの視点は、既存プラントのほとんどが性能向上のための新しい設備の設置スペースの余裕のないことがあげられる。hiTRAN の特長は、既存熱交換器の管側に挿入するだけで伝熱性能が向上することができるので、スペースの制約がなくなることである。

### 3. 2 現状熱収支の数値化と解析

フィード/ エフルエント熱交換器における熱回収の熱力学は熱授受（反応器入口原料）と熱放出（反応器出口流体）のカーブを、温度を因子として重ね合わせることでより決定できる。図 2 に示されるプロセスは図 4 のように再構成できる。

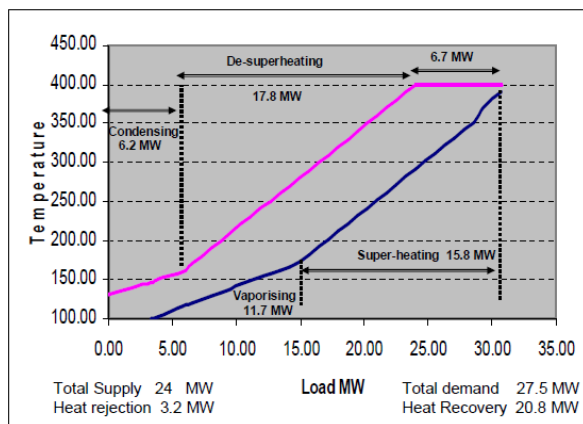


図 4 反応器廻りの熱回収（温度 熱量）

両方のカーブは最低温度差が 5 0℃で重ね合わせることができる。熱授受カーブ（下部のカーブ）との距離は高温側の目盛りである放熱カーブまで伸びており加熱炉の需給を示している。この実例では反応器への原料は 300℃まで加熱された後に加熱炉で 390℃まで昇温され、この加熱炉伝熱量は 6.7MW(メガワット)である。一方原料流体の合計の熱量の総量は 27.5 MW であり、この内数として 11.7 MW の気化部分の熱量と 390℃までの過熱部分の熱量を含有している。6.7 MW は加熱炉より供給され 20.8 MW は熱回収により供給される。反応器製品が冷却され 130℃までなる熱放出量

は 24.0 MW である。これはガスの過熱温度の除去に 17.8 MW と 6.2 MW のガス分の凝縮に分けることができる。

冷却器で受熱されるこの熱量はフィード/ エフルエント熱交換器後の後ろに設置される冷却器において除熱さる。この 6.2 MW はフィード/ エフルエント熱交換器部 (3MW) と、冷却器部 (3.2 MW) 分である。

## 4. Texas Tower 設計上の課題

### 4.1 交換器各部位での伝熱状態

先に概略を述べたフィード/ エフルエント熱交換器の伝熱機能に関し、3 つのセクションに分類して考察できる。

- ① Tower の低部（累積伝熱量が 0 から 3 MW まで）での凝縮（非凝縮分の存在の下）は管側の蒸発により胴側で発生する。
- ② Tower の中間部（累積伝熱量が 3~11.7MW まで）管側の蒸発が起きながら胴側では過熱の除去の温度低下が行なわれる。
- ③ Tower の頂部では過熱の除去が胴側で行なわれると同時に管側では過熱が行なわれる。

ガス流体からあるいはガス流体への伝熱速度は小さく、熱伝達全体の問題を支配するが、多層流体の混合された伝熱機構を単体の熱交換器で全熱量を効率よく回収するにはさらに多くの課題がある。

### 4.2 各部位での伝熱の考察

最初の主要な問題は熱交換器の管全体に均一に流体を分配させることある。熱交換器に供給される流体は 2 相流であり、管束により多数の流路を作ることができる。このような条件下では 2 相流体は全体の管束内で圧力損失が最小になるように流れる。簡単に適切な相の均一な分配を保証するためには、液相単独の水頭圧より管本数を工夫して圧力勾配をよく分配させて 2 相流体の圧力損失以下にすることである。このよ

うな状態下であれば管側の液体は2相の混合流体として流動する。しかしながらこの状態は次の危険性をはらんでいる。

液が管上部に到達して今度は下向きの流れに転換するときには液は管束の周辺に集中する。それを防止するための安全策として相分配器（例えば多孔板など）がしばしば熱交換器のヘッダ一部に設置されて管の下部にガスが存在するようにすることができる。

次の問題は最大の管長であり、典型的な長さとして約20mの長さのものがあり、全伝熱量が大きく、20 MWにも達する。これは伝熱管本数の増加と胴径を大きくすることになり、管長の制限と良好な分配を保証することの両面から熱交換器は低い Mass Flux と相対的に低いレイノルズ数（管側と胴側の両方）となり、結果として低い境膜伝熱係数になる。しかしながらこのことは通常許容された圧力損失よりも低い値となり、このことが既設の熱交換器に伝熱促進体（hiTRAN）を装着させる重要な機会を与えることになる。

報告された Texas Tower の他の問題点は膜沸騰伝熱の存在が含まれている。この現象は管壁で発生する蒸気の量に関連しており、これは伝熱促進体のもう一つのメリットを発揮できる環境である。すなわち伝熱促進体により管壁温度が低下して管壁面での蒸気発生量を減少させ、一方では管内での液-ガス流体界面での発生量を増大させることができる。また膜沸騰ではしばしば汚れを引き起こすことが知られているが、この防止についても注目される。

最後に（下記に記載されるケース・スタディに報告）管内の環状流れ機構から液滴を同伴するミスト流れに移行することになり、その結果対流伝熱係数を極端に減少させる。ワイヤ・メッシュ挿入物はデミスター機能が期待され、高い蒸気質量でも管壁への濡れ壁効果を発揮することができる。

#### 4.3 ガス流れにおける伝熱促進挿入体の使用

ワイヤ・マトリックス挿入体 hiTRAN（図1）は層流でも遷移域の流れにおいても効果的な伝熱促進体である。高いレイノルズ数の領域におけるガス状態での性能テストが英国エンジニアリング研究所と Cal Gavin 社の両方のテスト設備で実験が行なわれている。低密度のワイヤ・マトリックス挿入体と平滑管の比較性能テストが実施され、hiTRAN 挿入体の使用は平滑管の2倍以上の境膜伝熱係数であった。結果を図5に示す。しかしながらこれは一定のレイノルズ数のもとの流動抵抗である圧力損失を伴うため、既設の改造の場合には挿入体による圧損増大と改善効果との見合いで設計されなければならない。

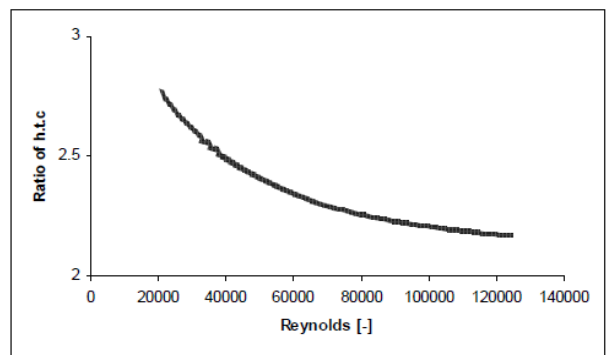


図5 高レイノルズ数領域での伝熱促進

#### 4.4 伝熱促進を使用する範囲と設計

平滑管によるフィード/エフルエント熱交換器のガス流体のレイノルズ数を比較的に低い（100 000 以下）範囲で設計するので伝熱係数もそれに応じた低い値になる。したがってこの設計に基づけば、新規においても既存の熱交換器改造の両方に伝熱促進体を採用できる余地が十分にあると考えられる。

管側の蒸発部分と過熱部分の両方へ伝熱促進体を使用でき、各部分へは幾何形状の相違した伝熱促進体を使用することが可能である。

胴側の場合の特にガス-ガスの場合には伝熱促進の一つの解決策としては low fin tube が考えられる。特に水平設置型の熱交換器には採用することができる。

しかし low fin tube は凝縮する用途での縦型熱交換器へは使用するべきではない。結果として上部は low fin tube で下部は平滑管の構造を有した管が使用されることになる。

改造する既存の機器への hiTRAN ワイヤ・マトリックス挿入体は比較的安価である。この場合には胴側の伝熱性能により設計される。胴側へ low fin tube と管内へは hiTRAN は経済的にも効果があるが、この場合管側のバンドル毎の取替えとなり、経済的には不利となる。新規設計でも既存の改造においても技術者は与えられた熱交換器の伝熱性能の機構と範囲を事前に熟知しておく必要があり、着目する単体機器だけで最適な選択で達成できないことが多い。相変換させる 1 番目の機器とガスーガスへの 2 番目の機器の 2 台構成となる。このように改造する場合には 1 番目の機器はコンパクトですが 2 番目のガスーガスの管・胴式熱交換器の管側に伝熱促進体を使用することができる。

## 5. 実例の紹介

### 5.1 hiTRAN 採用の経緯

ここで hiTRAN ワイヤ・マトリックス挿入体を既存プラントに使用した最新事例を報告する。ドイツの Gelsenkirchen にある Ruhr Oel 工場は 30 年間にわたり最大の能力で運転を成功裏に継続している。その結果、処理量が 17.5% 増大した報告している。

既設のフィード/ エフルエント熱交換器（パラキシレン異性体用の触媒反応器周りのフィードとエフルエント）は管本数 1734 本 管径 20mm OD 管長 12m 胴径 1360mm 伝熱面積 1256 m<sup>2</sup> である。

既存の運転条件下での原料の通液量では熱交換器の出口温度 327℃ である。これを Texas Tower に通液量を増大させるシミュレーションすると 310℃ になる。この温度は触媒の End of Run の時には加熱炉の伝熱性能を超えており、その結果客先は EOR に到達する前に触媒を新触媒に交換するか、hiTRAN により熱回収を改

善するか、どちらかの選択を迫られることになった。結局のところ後者が選択されたが、前者を選択すると触媒交換頻度が増大して運転コストを増大させるのみならず運転時間の停止期間が増えることによる生産能力の低下に結びつくことが懸念されたためである。

すなわち、客先は以下の三つの選択枝①加熱炉を取替えてより燃料を炊き上げる、②より大きな Texas Tower に取り替える、③既設の Texas Tower を hiTRAN によって改造する、から選ぶ必要があったが、①の加熱炉の新設は莫大な初期投資金額が必要でありエネルギー所要量も炭酸ガス排出量も増加する。②既設から新規の熱交換器を製作するとその製作費のみならず、基礎工事費と補強用のサポート架鋼も必要になり、さらに設計や製作の遅延からくる引渡しの遅れは改造工事に長い時間が必要なるため、客先は hiTRAN 伝熱促進体を採用した便益を評価し、選択した。

### 5.2 既存熱交換器の挙動と解析

既設設備の運転条件で通液量を増大させる解析のシミュレーションを下記のように実施した。

- ① 2 相流の均一分配流れが得られる圧力勾配は液の静水圧より十分に小さな値であり均一な 2 相流の流れが十分に期待できた。
- ② 総括汚れ係数値 0.000585 m<sup>2</sup>K/W の適合性は推算値も実測値も適切に一致した。これは熱交換器における全伝熱抵抗の 16% を占めている。
- ③ 流入する原料の mass quality は 0.333 であり、この熱交換器の全質量流束は低い (114.4Kg/m<sup>2</sup>s)。この結果、液膜でのレイノルズ数は低く、2540 である。2 相流の流れにもかわらず平均の 2 相対流伝熱係数は 1160 W/m<sup>2</sup>K であった。蒸気側の伝熱抵抗を補正すると、管側の伝熱係数は約 740W/m<sup>2</sup>K となった。この場所における平均の胴側の伝熱係数は 820W/m<sup>2</sup>K となった。この部分にわたる汚れ係数も含んだ総括伝

熱係数は  $277\text{W/m}^2\text{K}$  となり管側の伝熱抵抗は全抵抗値の 47%を占めた。

- ④ 管側出口（この部分ではガスが過熱されている）の平均伝熱係数は  $730\text{W/m}^2\text{K}$  と推算される一方 胴側の平均伝熱係数は  $918\text{W/m}^2\text{K}$  と推算された。総括伝熱係数は  $273\text{W/m}^2\text{K}$  となり汚れ係数を含んだ管側の伝熱抵抗は再度 47%を占めた。
- ⑤ 管出口のガス流速は低くて（約  $10\text{m/s}$ ）と推算され、レイノルズ数は約 83 000 と推算できた。
- ⑥ この熱交換器の管側の圧力損失は  $15\text{KPa}$  であり、一方許容圧力損失は  $110\text{KPa}$  である。
- ⑦ HTRI の計算プログラムでは、ある部分の膜沸騰伝熱は推算できるが、ミスト流れについては他社のプログラム採用し計算した。

### 5.3 hiTRAN による伝熱改造設計

比較的低いレイノルズ数と許容圧損が大きいことより、管内挿入体によるボトルネックの解消に使えることが明白であった。改造した後の汚れ係数の値も改造前と同等であるという想定ができた。管内挿入体は管壁面で大きなせん断力を起こし、汚れ係数が減少することをしばしば経験している。膜沸騰の消滅（本例でも起きました）により汚れ係数の減少につながるが事が期待できる。これらの潜在的な可能性を熱交換器の解析では無視して取り組み、保守的に設計を行なった。

既設の熱交換器の管側の挙動のシミュレーションで管長の約半分が沸騰した 2 相流であることが示され、この領域を過ぎたら流体はガスの過熱域へ移行したのち、加熱炉へ供給される。（図 2 参照）

沸騰領域には hiTRAN ワイヤの充填密度の低い挿入体が装入し（図 6 参照）比較的控え目な  $740\sim 825\text{W/m}^2\text{K}$  伝熱係数の上昇にとどめた。

この理由は伝熱係数が蒸気相による伝熱抵抗が支配的であることにより決定した。

もう少し充填密度の大きい hiTRAN 挿入体を上部（この部分は単相流の伝熱域）に設置すると総括伝熱係数は  $273\text{W/m}^2\text{K}$  から  $405\text{W/m}^2\text{K}$  になった。（48% の増加）

一方で圧力損失は  $15\text{KPa}$  から  $85\text{KPa}$  に増大したが、この値は許容圧損  $110\text{KPa}$  の範囲内であった。

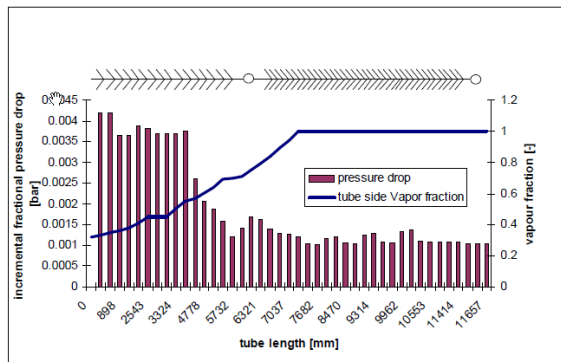


図 6 管長の各部分の圧力損失と蒸気分率

熱交換器 管の全長にわたり各部の圧損の増加計算を行い（図 6 参照）2 種類の充填密度の相違した挿入体を連結して装入することを決定した。

2 相流域には低密度品を高密度品は過熱領域の単相流へ使用することに決定した。

### 5.4 現地工事と運転実績

装入工事は定期整備期間内に現地で実施された。工事は図 7 に示すように、熱交換機の管内に hiTRAN を挿入するのみで、定期整備の期間を延長することなく、工事の実施ができた。この熱交換器での全回収熱量が既存の加熱炉の能力の範囲内であったので加熱炉はそのまま使用できた。

改造されたこの熱交換器は設置後、現在（2009 年 5 月現在）までの 18 ヶ月間、設計どおり性能を発揮しながら、順調に運転されている。



図 7 熱交換器管側への hiTRAN 挿入工事

## 6. おわりに

近年地球温暖化の観点から省エネルギーの要求が著しく大きくなっている。一方日本の化学プラントでは敷地問題や労務コストの問題があり、老朽化更新の投資がますます困難になっている現状である。hiTRAN の技術は既設のプラントに導入することで、大きな伝熱促進が実施可能であることが最大の特長であり、省エネルギーと既存プラントの競争力向上に寄与できると期待している。本報によって各プラントに適用されるきっかけとなれば筆者の喜びとするところである。

## 参考文献

- 1) 著者、出典、巻、号、ページ、(1998)

## 5 まとめ

この改造工事で達成できた項目を以下にまとめる。

- ① 沸騰域の伝熱は改善されて膜沸騰は消滅した (HTRI の計算ソフトを用いた) このことは膜沸騰から生じる汚れも消滅させた事を意味する。
- ② 過熱領域における伝熱性能の余裕が 48%増大した。
- ③ 加熱炉の燃焼容量を減少させた結果、省エネルギー量は約 0.8MW となり、これは CO<sub>2</sub> 排出量にすると年間 1700ton の減少に相当する。
- ④ 増大した製品の回収量と省エネルギー量を費用換算し、本改造工事の投下資本で回収年限を計算すると 18 ヶ月以内となった。
- ⑤ 投下資本費の大きい新規設備の製作は回避され、既設の熱交換器をそのまま使用したので余分なサポート等を強化すること無しに生産量の増大が達成できた。
- ⑥ 決められた工事期間に現地で工事を完了させ、工事期間に起因する機会損失を避けられた。