

II. 日本の石油精製の課題と対応

究極の重質油分解装置

(消費地精製の総仕上げ)

SCE-NET エネルギー研究会
原 晋一*

*E-mail : sharasetsu@yahoo.co.jp



4. 日本の石油精製の課題と対応

4-1. 石油精製の課題

前述の2-1. で述べたように現在の石油精製を取り巻く環境は、自動車燃費の向上や少子化および発電燃料の天然ガス化等により、需要が減少するとともに、製品価格の対原油価格差の減少により、収益力が低下してきている。

このとき、石油精製のコスト構造をみると図20に示すように、原油コストの占める割合が90%と非常に大きく、この原油コストを下げるのが重要である。原油の価格は、原油重軽価格差の項で述べたように比重差で傾向を表すことができる。そこで日本の製油所がこれまで処理してきた原油のAPI比重の推移を見てみると、図21のように処理原油は年々軽質化していることが分かる。

原油および石油製品油種間の業転価格(税抜き製油所出価格)の推移は図22に示す。ここで窺えることは、重油の価格が原油価格より低くなる状況が増えていること、またガソリンと軽油の間ではこれまで互いの価格差はプラス・マイナスが繰り返されている。しかし今後乗用車等軽量の乗用車用エネ

ギーが電気等にシフトしていき、トラックや航空機等はエネルギー転換が進まないとする、日本でも中間品価格がガソリン価格より恒常的に高い状態が出現する可能性がある。すなわち、今後重たい原油を処理し、重油製品を生産せず、中間品を多く生産できる、重質油分解プロセスが必要であるということが考えられる。

4-2. 日本の石油精製の課題への基本的対応方向

4-2-1. 重質油分解能力の向上

以上から、現在石油産業が抱えている問題への対

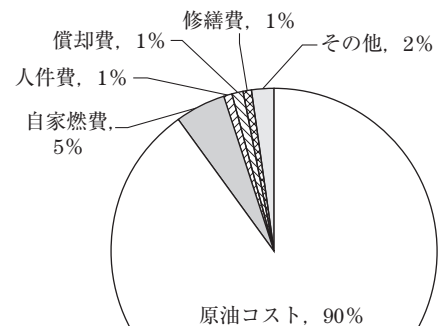


図20 石油精製コスト構造 (METI 2014)

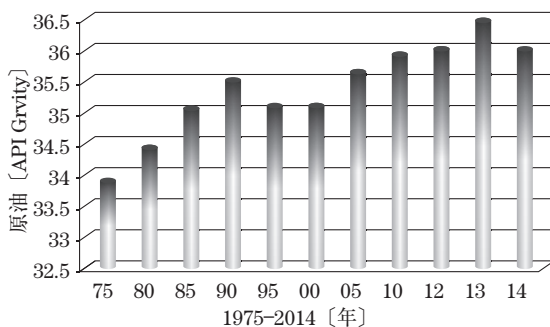


図21 日本の石油精製原油 API 比重推移 (METI 2014 「石油精製業の市場構造調査」)

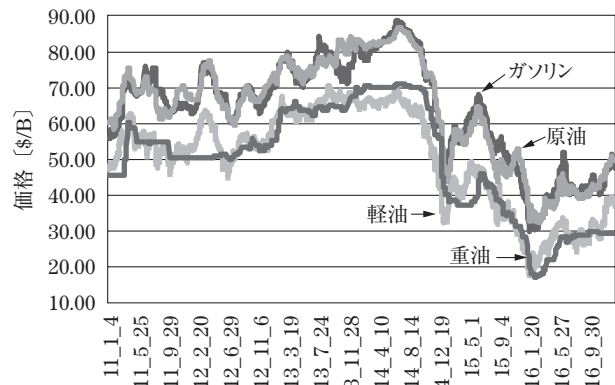
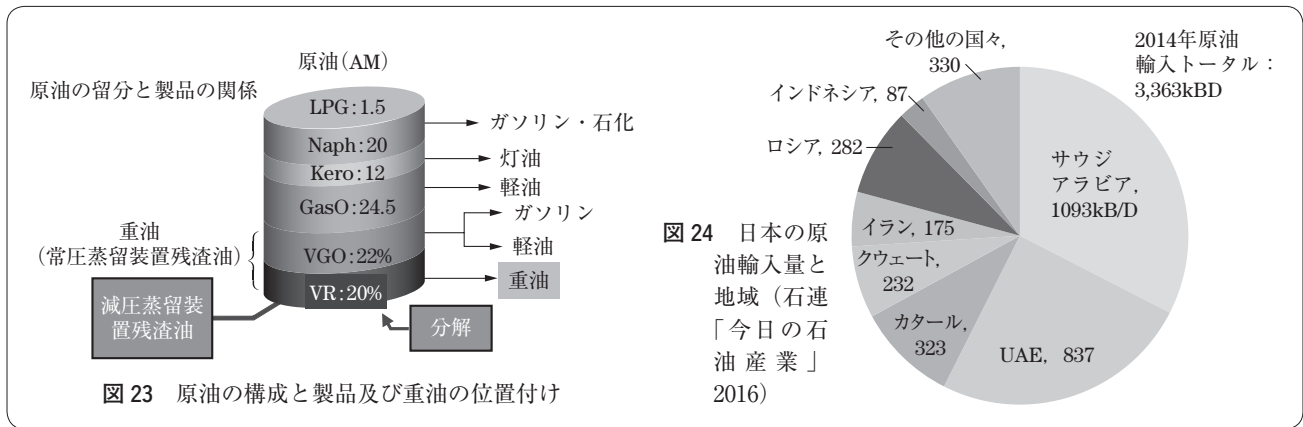


図22 製品・原油価格推移



応の基本的解決法の重要な項目に重質油分解能力の向上があることが明らかになる。このとき重質油と一般的に呼ばれる油分は減圧蒸留装置のボトムに溜まる Vacuum Residue (VR) と Vacuum GasOil (VGO) の混合物であるが (図 23), VGO は脱硫し流動接触分解装置で分解すればガソリンに変えられる。一方 VR は一部潤滑油になるがほとんどが重油にしかない。そこで重質油の分解と呼ばれる操作は VR の分解と言い換えることができる。なお, 現在進められている統合・連携が行われると, VR 分解能力が常圧蒸留装置の能力に対して少ない製油所は, 操業停止になると考えられる。その結果, 日本全体では VR 分解装置の対常圧蒸留装置の比率が高くなるので, 安価な重質な原油を多く処理できるようになる。

この統合・連携に続き, さらなるコスト低減や重油製品生産低減に向け新たな重質油分解装置の建設を行う必要があるが, そこでは日本の石油精製システムの総仕上げを目指す必要がある。そこで考えられるスキームは, 建設費の高い重質油分解装置の建

設に対し, 複数の製油所が共同で規模の大きい分解装置を建設し, その共同分解装置に複数の製油所からの減圧残渣油を集め, 原料として供給し, 共同分解装置からの分解油を各製油に戻すようなスキームである。そうすれば, 装置産業の特徴である規模の効果によるコストダウンも計れ, 安価な超重質油の原料化の効果も含め効果が大きくなると考えられる。

4-2-2. 原油および製品に関する対応

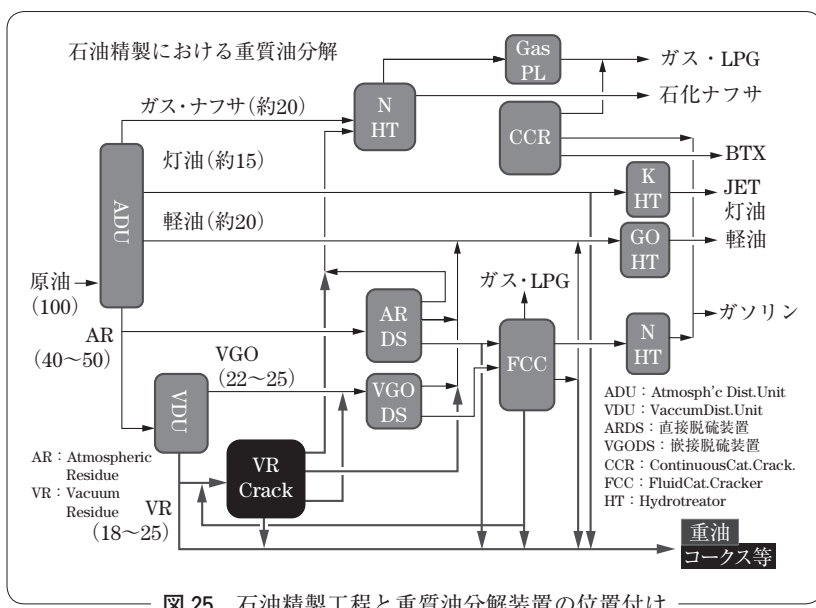
(1) 原油に関する対応

原油については, 図 2 に示されるように, 重質な原油を処理することによる原料費の低減が基本的方向である。特に超重質原油の価格は格段に安い原油であるが, 図 10 に示すように Oil Sands 等は南北米大陸にあり, これを輸入処理することは, 日本が現在処理している中東の石油 (図 24) 以外の地域からの輸入による価格低減効果と共に, 地政学的リスクの軽減にもなると考えられる。

(2) 製品に対する対応

製品に関しては, 将来の気候変動対応による需要の変化を見越した製品パターンの方向付けすると, 2050 年位まではまだ輸送用燃料, 特に重量車輛や航空機や船舶において引く続き一定量需要があると考えられる。すなわち, 中間留分の生産比率が高い生産構造にする必要がある。

このように, 統合・連携に引き続き重質油共同分解装置を設置することが, 日本の需要構造に合った製品生産をし, 原油のない日本において世界のあらゆる地域から原油を輸入し, コストの安い精製システムを作り上げることになり, 消費地精製主義の総仕上げであると考えられる。



5. 重質油分解装置

5-1. 石油精製における重質油分解

石油精製は原油の常圧蒸留装置の他、多くの装置によって構成されている。その代表的な製油所の装置システムの構成を図 25 に示す。一般に重質油分解と言うと、この工程図に示されている常圧蒸留装置 (ADU) のボトムから抜き出される常圧残渣油 (AR) 及び AR を構成する減圧軽油 (VGO) や減圧残渣油 (VR) を処理・分解する装置を言うが、ここでは VR Crack と茶色のブロックで示されている VR (減圧残渣油) の分解を行う装置を対象にする。なお、下記に述べる RDS・RFCC は、AR の分解装置、

表 5 重質油分解装置の種類と特徴

| | SHC | DC | EBHC | RDS・RFCC |
|----------|----------------------|-------------|---------------------------|------------------------------|
| 名称 | スラリー床水素化分解 | デイレドコーカー | 沸騰床水素化分解 | 直脱・残油 FCC |
| 反応 | 熱分解水素化 | 熱分解 | 重油水素化脱硫 | 流動触媒分解 |
| 温度 | 430~470℃ | 500℃弱 | 400弱~425℃ | 380~420℃ /510~535℃ |
| 圧力 | 15~21MPa | 0.3~0.4MPaG | 20MPa | 20MPa /0.1~0.2MPaG |
| 反応時間 | 1~2 hrs | 17~24 hrs | 3 hrs | 3 hrs/2~3 sec |
| 触媒 (サイズ) | 5~10wt%, (nm~数μφ) | | 5~10wt%, (≤1mm*5~7mmL) | Cat/Oil: 6~10 (数mm/数10μφ) |
| 分解率 | 93~97wt% | 70~75wt% | 55~70wt% | 93~95wt% |

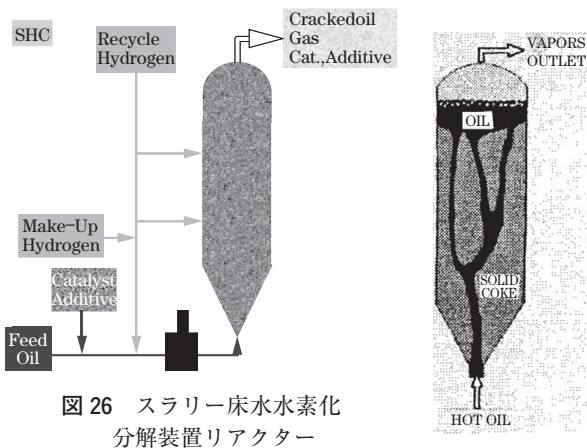


図 26 スラリー床水素化分解装置リアクター

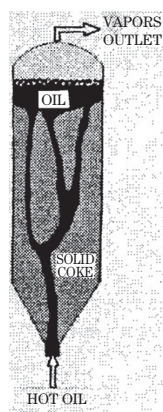


図 27 デイレドコーカー (コークドラム)

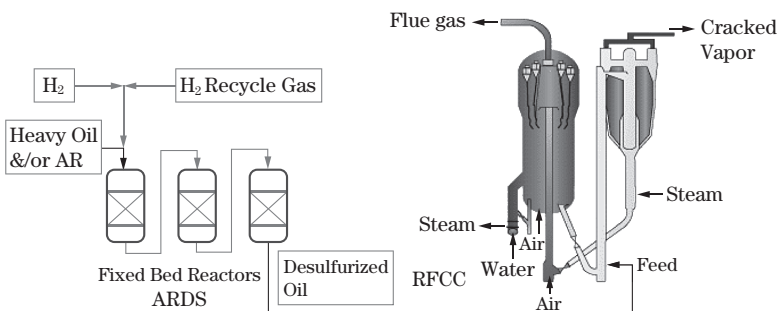


図 29 RDS-RFCC 装置リアクター (RFCC: Oil and Gas Journal 1988 Nov.23)

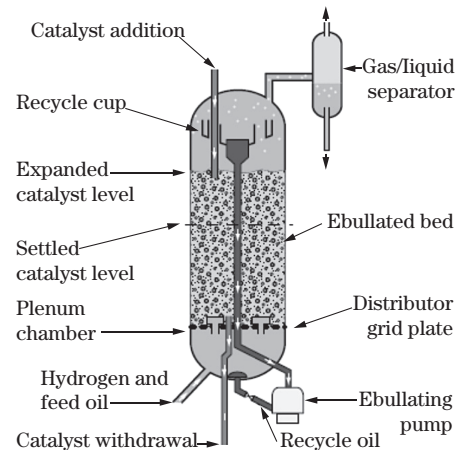


図 28 沸騰床水素化分解装置リアクター

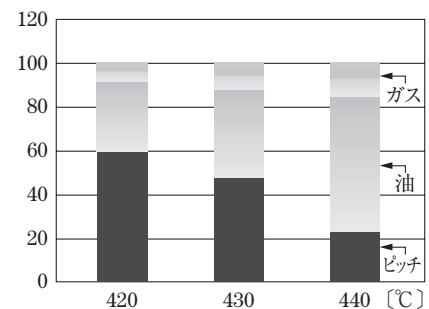


図 30 熱分解生成物 (石油学会誌, 本田他, 1984年, No.1)

であるが、AR 中の VR も一部分解するので、対象にする。

その重質油分解装置には、表 5 に示すようなプロセスがあり、それぞれの特徴を示す。また、それぞれの反応部を図 26 から図 29 に示す。この中で、スラリー床水素化分解装置 (SHC) は VR の分解率が最も高く、後に示す図 30 や図 31 で見るように、中間領分を最も多く生産できる。

5-2. 各重質油分解装置の特徴

5-2-1. スラリー床水素化分解装置 (SHC)

SHC の反応は、熱によりまず重質油が分解され、その分解されて生じるラジカルにおいて炭素同士が結合し芳香族化が起こるのではなく、水素が添加される事により分解が完結するという機構である。このことは、SHC 反応の生成油の重質留分の性状と、SHC と同じ温度で熱分解のみにより生成した重質留分の状態を比較すれば確認できる。図 30 は熱分解反応により生じた分解生成物中の常温で固体のピッチ留分と液体

等の比率を示す図である。ここで、分解温度 430℃でのピッチの成分と（図 31）、SHC において同じ温度での分解生成物（図 32）の組成を比較すると、熱分解（図 31）の BS (Benzen Soluble) が SHC の CHGO (Cracked Heavy Gas Oil) となり、熱分解の BI-QS (Benzen Insoluble~Quinoline Soluble) と QI (Quinoline Insoluble) が SHC の Residue になっている。このことは、SHC では熱分解でできる常温で固体の物質に水素が添加して液体物質になっていると考えられる。

SHC の反応条件等は表 5 に示す通りであるが、触媒は数ミクロン以下の粒子で、濃度は 5~10wt% で、水素が混合された重質油の中を浮遊し、上昇する油と水素の混合流体と併流しながら反応に介在する。分解率は原料油の 525℃+留分に対し 93~97wt% である。

5-2-2. ディレードコーカー (DC)

DC の反応は熱分解である。温度は 500℃弱で反応時間は生成コークスペースで 17~24 時間である。分解率は 70~75wt% で、コーク収率は 25~30wt% である。製品イールドを図 33 に示す。この図にも示すように分解油はエンドポイントが 400℃より低く、AR 留分を含まないため再度真空蒸留を行う必要がない。このことと、反応圧力が 0.3~0.4MPaG と低圧であるため、設備費が安価であることから、現在世界で約 450 万バレル/日、約 150 基、日本でも 3 製油所で稼働している重質油分解プロセスの代表プロセスである。

5-2-3. 沸騰床水素化分解装置 (EBHC) の特徴および SHC との比較

EBHC の反応は重油水素化脱硫反応だと言える。これは VR の分解率が 55~70wt% と相対的に低いのにに対し、脱硫率は 95wt% 以上あるからである。触媒は長さ 5mm 前後、直径 1mm 弱の脱流触媒で

ある。これが 5~10wt% 水素ガスが混ざった油中に分散し、水素・油の上昇流と一緒に流れる中で反応に寄与する。すなわちリアクター中の流れは SHC とよく似ているが、表 6 に示すようにリアクター中の触媒外部表面が SHC に比較し小さく、反応により生成するコーク前駆体による触媒の活性劣化が SHC に比べて大きいことが考えられる。

このことがさらに温度を上げて分解を行うことが SHC に比べできない理由と考えられる。すなわち SHC の特長は触媒粒子のサイズが小さいため、触媒の外表面積が大きいことによる触媒の活性劣化が少ないことと、触媒表面に油の分解により生成するコーク前駆体を捕捉でき、リアクターや配管のコーク前駆体による汚れや閉塞を少なくできることにあると考えられる。

5-2-4. 残油脱硫-残油触媒流動分解装置 (RDS-RFCC)

RDS-RFCC の原料油は常圧残渣油 (AR) で、RDS は通常の直接脱硫装置 (ARDS) であり、重質油分解は RFCC で行われる。ARDS で脱硫、脱メタルを行われた重質油が触媒流動接触分解反応により分解されるもので、VR の分解率は ARDS での 10% 弱の分解と RFCC での分解を合わせて 93~95wt% であるが、製品はガソリンのイールドが 55% 程度で、ガソリン生産に適応するプロセスである。

5-3. 重質油分解装置の比較

5-3-1. 製品イールド比較

各重質油分解装置の対原料油イールドを図 34 に、対原油イールドを図 35 に示す。各重質油分解装置の原料は RDS-RFCC 装置のみ Arabian Heavy 原油 (AH) の常圧残渣油 (AR) で、他の装置の原料油は AH の減圧残渣油 (VR) である。これらの図か

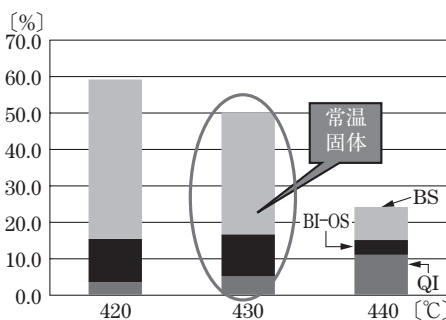


図 31 熱分解生成物の Pitch の組成 (石油学会誌, 山田他, 1975 年, No.9)

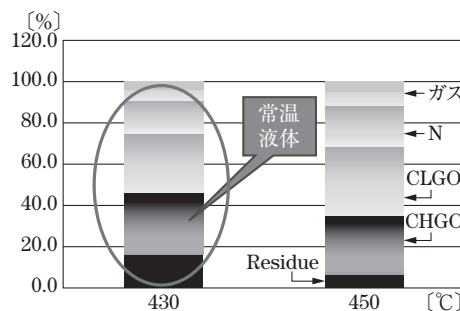


図 32 SHC 生成物組成 (UOP LLC., 2009 年)

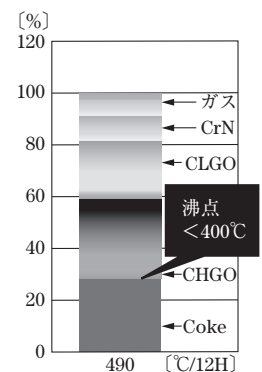


図 33 DC 製品イールドと油分 EP

表6 SHCとEBHCのリアクター内での触媒の挙動比較

| | SHC | EBHC |
|------------------|------------------------------------|-----------------------|
| | スラリー床水素化分解 | 沸騰床水素化分解 |
| 触媒 or 添加剤投入量 | (0.2~) 10~50kg/t-feed | 0.6~0.7kg/t-feed |
| 反応器中触媒 or 添加剤濃度 | 3~8wt% | 10~20wt% |
| 触媒サイズ (終端速度度) | 1μφ~5μφ (0.06cm/s) | 0.7mmφ×5mm-L (60cm/s) |
| 触媒表面面積 [30kBSD] | 3~5*10 ⁶ m ² | 800~850m ² |
| 液/ガス速度 [cm/s] | Liq.:0.7~1/Gas:2~5 | Liq.:7~9/Gas:20~30 |
| 温度 [°C]/圧力 [MPa] | 440~470/15~25 | 410~440/15~20 |
| VR分解率 [wt%] | 93~97 | 55~70 |
| 運転上課題 | | コーク状物質生成 |

表7 経済性比較の価格条件

価格 (2030年ベース, 設定:原)
データ: Singapore 8月2012~7月2016

| 価格条件 | [\$/B] |
|----------------------------|---------------|
| ドバイ (DU) 原油 | 70 |
| ガス重油発熱量等価 | LSFO eq. |
| LPG | 700\$/T |
| ナフサ-DU 価格差 | -1 |
| ガソリン-DU 価格差 | 12 |
| 中間品-DU 価格差 | 15.5 |
| 高硫黄重油-DU 価格差 | -15 |
| 低硫黄-高硫黄重油 価格差 | 2 |
| VR = (高硫黄重油-0.25*中間品)/0.75 | |
| コーク | \$/T 100 |
| API diff. | \$/B/API 0.55 |

DU API 比重: 31

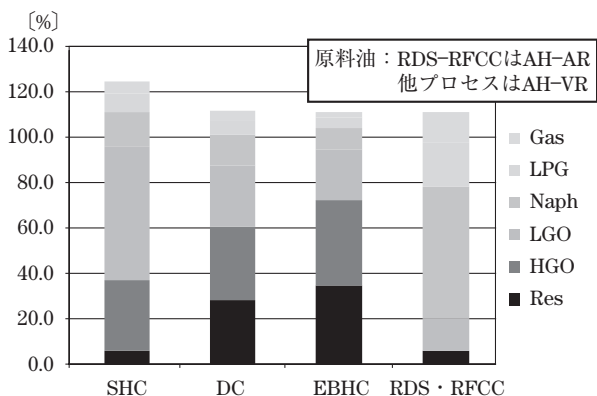


図34 重質油分解装置対原料VR (AR)の製品イールド [vol%] 比較

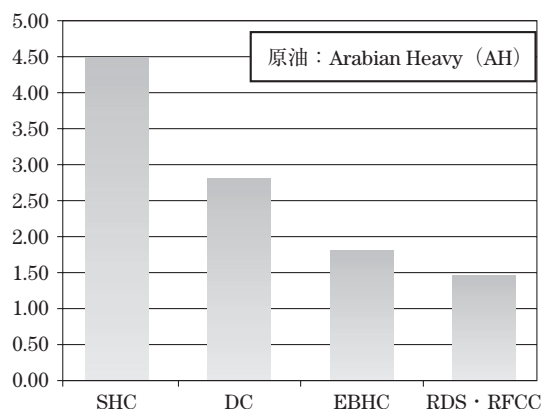


図36 重質油分解装置マージン [\$ /原油-B] 比較

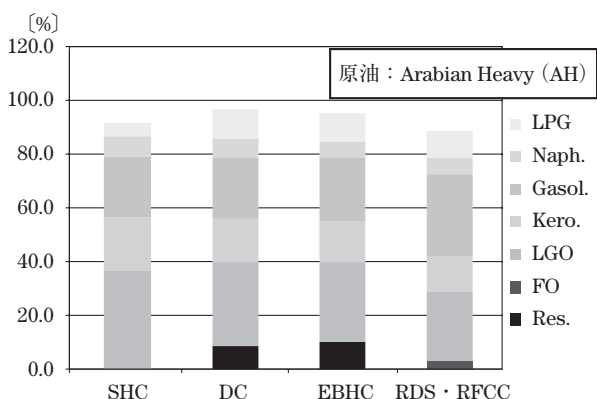


図35 重質油分解装置の製油所製品イールド [vol%] 比較

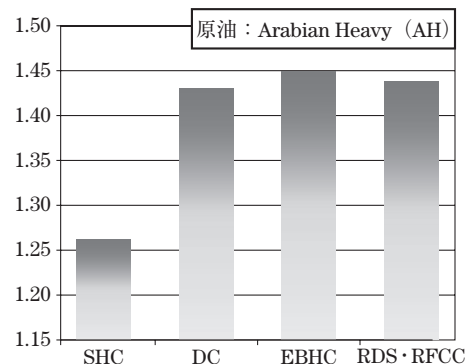


図37 単位輸送用燃料製品生産量に対する必要原油量 (容量比)

ら分かるように、SHCは分解率が高くかつ今後石油製品間の需要バランスにおいて割合が大きくなる中間留分を多く生産できるプロセスである。

5-3-2. 経済性および炭素負荷の比較

AH原油を処理原油として、各プロセスを重質油分解に適用した場合の経済性の比較結果を図36に示す。比較の価格等条件は表7に示す。

また、単位輸送用燃料製品の生産に要する原油量を図37に示す。これは石油精製の第一の生産目的

が輸送用燃料生産であるとして、その輸送用燃料の生産量に必要な原油の必要量を原単位で示したものである。この原油で生産活動に必要なエネルギーや水素も賄われている計算になっているので、使用される原油の量はすなわち排出されるすべての炭酸ガスの量を示す指標になる。これらの図で見ると、各重質油分解装置のなかで、SHCは最も利益を上げることができると共に、最も炭素負荷の低いプロセスだと言える。(以下、次号に続く)