

日本石油精製技術의 現況과 展望 ④

# 重質製品의 分解

—大韓石油協會 弘報室—

## 1. 重質油對策의 現況

〈表-1〉重質油 輕質化裝置能力의 推移

○ PEC 諸國에 의한 原油價 인상은 省에너지 및 석유 대체연료로의 전환을 촉진하여 벵커-C油의 수요가 격감하였고, 各 精製公司는 벵커-C油 隘路때문에 원유처리를 대폭적으로 감소하지 않을 수 없는 상태가 되어 있다. 한편 수입원유의 증질화는, 최근에는 원유수급 완화를 반영하여 일단락된 상태에 있는데, 얼마 후에는 다시 증질화 경향을 나타낼 것이 예상된다.

이러한 상황을 근거로 하여 벵커-C油의 생산수율을 낮추어 중간유분의 공급을 확보하기 위하여 종래부터 여러가지의 대책이 취해져 오고 있는데, 그 주된 것은 아래와 같다.

### (1) 石油製品 利用面의 對策

석유제품의 규격 개정에 의한 중간유분의 증산, 生燒原油의 삭감, 아스팔트 연소 등이 실시되어 효과를 높이고 있다.

(2) 기존설비의 운전조건 개선 및 설비개조, 상압 증류장치의 深絞운전, FCC의 증강 및 증강유분 증산형 운전, 脫黃裝置의 마일드크랙킹운전 등이 각사에서 실시되고 있다.

### (3) 증질유 경질화장치의 도입

〈表-1〉에서 증질유 경질화장치능력의 추이를 나타내고 있다. FCC의 증강이 중심이지만, 기존 설비의 증강에 의한 대응만으로는 불충분하였기 때문에 〈表-2〉에서 보는 바와 같이, 80년 이후

(單位: BPSD)

年度	FCC	間接脫黃	直接脫黃	熱分解
75	329,100	910,500	364,000	15,000
76	329,100	956,500	394,000	57,000
77	343,100	956,500	424,000	57,000
78	346,100	981,700	424,000	57,000
79	358,600	981,700	424,000	57,000
80	358,600	981,700	459,000	64,800
81	418,100	981,700	459,000	64,800
82	429,100	981,700	484,000	64,800
83(추정)	439,100	981,700	484,000	84,800

〈表-2〉最近의 輕質化裝置의 新設狀況

時期	裝置名	精油工場	能力(BPSD)
76/4	유리카	유리카工業·袖ヶ浦	21,000
76/6	直接脫黃(UNION)	丸善石油·千葉	30,000
76/9	프렉시·코커(ER&E)	東亞石油·川崎	21,000
77/6	直接脫黃(UNION)	丸善石油·千葉	30,000
80/4	디젤이드·코커	興亞石油·麻里布	7,800
80/6	MDDW(MOBIL)	出光興産·千葉	6,000
80/8	直接脫黃(GULF)	아시아共石·坂出	28,000
82/11	VRDS(CRC)	日本石油精製·室蘭	25,000
83/5	비스브레이크	日本石油精製·根岸	20,000
84/9(予定)	水素化分解(IFP)	出光興産·北海道	15,000

MDDW (接觸脫蠟法), 디젤이드·코커, VRDS (減壓殘油脫黃장치), 비스브레이커 등의 중질유 경질화장치가 신설되었다.

(4) 重質油對策技術의 개발

中間溜分 증산지향의 중질유대핵기술을 개발할 목적으로 79년도에 중질유대핵기술연구조합이 설치되었고, <表-3>에서 보는 바와 같은 기술개발

이 진행되어 왔다. 개발중에 있는 기술도 많고, 이들 프로세스가 실용화되기에는 아직도 상당한 기간이 필요하다고 생각된다. 실용화를 추진하기 위하여 새롭게 82년부터 조기에 실현 가능성이 있는 프로세스를 선택하여 實証化플랜트에 의한 프로세스 연구가 개시되고 있다.

<表-3> 重質油對策 技術研究組合의 研究課題

테	마	担 当 会 社
1. 分解技術의 開發(82年度 終了)		
(1) 殘油流動接觸分解技術		① 日本鋳業, 鹿島石油, 日立製作所, ② 三菱石油, ③ 日本石油
(2) 殘油水素化分解技術		① 出光興産, ② 丸善石油, 大協石油, 아시아石油
2. 劣質殘渣의 製鐵에의 利用技術의 開發(82年度 終了. 단, (2)는 83年度까지 繼續)		
(1) 코크스原料에의 利用 및 高炉吹込技術		神戶製鋼所, 新日本製鐵, 住友金屬工業, 日新製鋼, 日本鋼管
(2) 還元페렛트의 製造技術		神戶製鋼所, 興亞石油, 出光興産
(3) 人造粘結材의 製造技術		川崎製鐵, 川崎化学, 쉘石油
3. 劣質殘渣의 燃燒技術의 開發(82年度 終了)		電力中央研究所, 石川島播磨工業, 日立製作所, 三菱重工業, 石油14社
4. 重質油殘渣物有效利用技術의 開發		
(1) 都市가스用 高칼로리가스製造技術		大阪가스, 出光興産, 丸善石油
(2) 低廉水素製造技術		東洋엔지니어링, 鹿島石油
5. 重質油對策技術의 實用化開發 (1) (2)는 82年度부터 開始, (3)~(5)는 83年度부터 開始)		
(1) 殘油接觸分解技術의 第1 테마 實用化開發		日本石油精製
(2) 殘油水素化分解技術의 第1 테마 實用化開發		出光興産
(3) 殘油接觸分解技術의 第2 테마 實用化開發		日本鋳業, 鹿島石油
(4) 殘油水素化分解技術의 第2 테마 實用化開發		丸善石油, 아시아石油, 大協石油
(5) 殘油熱分解技術의 實用化開發		富士石油, 千代田化工建設, 住友金屬工業, 유리카工業

2. 重質油分解프로세스

중질유분해프로세스에는 여러 가지의 프로세스가 있으나, 그중에서 중요한 것에 관하여 개요를 소개한다. 각 프로세스의 특징을 <表-4>에 표시하고 있는데, 중간유분 중에서 이미 경질重油는 파잉이 되어 있어 중간유분대책으로는 灯·輕油의 증산에 초점이 맞춰져 있기 때문에 분해 제품의 품질이 급후 프로세스를 선정해 가는데 있어서 중요한 팩터가 될 것으로 생각된다.

1) 熱分解

비스브레이커는 비교적 건설비가 싸고 歐美에서는 실적이 많지만, 분해율을 높이는 것과 제품의 안정성에 약간의 문제를 발생시킬 가능성이 있기 때문에 경질화의 보조수단으로서 사용되는 것이 많다.

코킹법에는 加熱炉, 코크스드럼을 사용하는 디젤이드·코커와 流動床의 반응탑, 연소탑으로 되어 있는 완전연소식의 플루이드·코커가 있고, 특

〈表-4〉 重質油 輕質化프로세스의 比較)

프로세스	輕質油收率	製品性狀	副製品	建設費
溶劑脫瀝	— (DAO와 SDA핏치로分離)	脫瀝油는 水素化處理가 必要	핏 치	小
熱分解				
비스브레이커	小(殘油粘度低下效果)	分解率을 높이는 것과 殘油의 品質에 問題가 생김	—	小
코커	大(디젤이드·코우커보다 플루이드·코우커 쪽이 大)	分解輕油는 性狀改善을 위해 高度의 水素化가 必要	코 크 스	中
유리카	大	分解輕油는 高度의 水素化가 必要	핏 치	中
接觸分解				
FCC	大(液收率大, 휘발유收率大)	分解輕油의 세탄価 낮음	—	中
殘油FCC	大(VGO의 FCC에 비해 스라리, 코크收率大)	分解輕油의 세탄価 낮음	(스 팀)	中
水素化分解				
마일드·크래킹	小(殘油는 粘度低下效果)	分解輕油의 세탄価 若干낮음. 脫黃率大.	—	小 (改造)
溜出油	大(選択性이 풍부, 液收率大)	品質이 양호한 分解製品이 얻어짐	—	大
殘油	中(液收率大)	分解率을 높이는 것과 殘油의 性狀이 惡化됨.	—	大
가스化				
프렉시코커	大(生成코크스를 가스化함)	分解輕油는 高度의 水素化가 必要	低칼로리가스코크스	大
部分酸化	—(製品은 가스)	製品은 CO, H <sub>2</sub> 가 主体인 가스	(스 팀)	大

히 美国에서는 많은 장치가 가동되고 있다. 코킹법은, 분해율은 높지만, 분해유의 안정성이 나쁘고, 性狀개선을 위하여는 고도의 水素化가 필요하다. 또한 導入에 있어서는 副生하는 코크스의 처분방법을 해결할 필요가 있다.

2) FCC

FCC는 본래 減壓輕油溜分으로부터 휘발유를 제조하는 것을 주목적으로 한 장치이지만, 운전조건을 마일드하게 한다든지 중간유분指向의 촉매를 사용함으로써 휘발유 수율을 낮추어 LCO (경질重油溜分)의 수율을 높이는 것이 가능하다. 또한 F

CC는 다른 장치와 비교하여 능력증강이 비교적 용이하기 때문에 중간유분대책의 제일 좋은 방법으로서는 지금까지 대부분의 회사에 있어서 通油量 및 LCO收量을 높이기 위하여 기존장치의 개조공사(펌프, 열교환기, 排出배관 등의 증강)가 행해져왔다. FCC는 벙커-C油의 수율을 낮추는데에 효과적인 프로세스이지만, 제품이 휘발유와 경질重油이어서 휘발유의 증산 및 판매가 가능한 상황이라면 가장 유리한 프로세스이다.

더우기 최근 촉매가 개량되어 메탈오염에 강한 것이 출회됨에 따라 원료의 減壓輕油에 南方系의 저유황常壓殘油나 脫黃殘油를 일부 혼합하여 FCC로 분해하는 시도도 數個 회사에서 행해지고

있다. 기존 FCC로서 잔유를 혼합처리하는 경우, 코크·메크가 증가하여 그 정도 張込量이 감소하지만, FCC능력에 여유가 있는 경우에는 효과적인 증질유대책이 된다. 특히 美国에 있어서는 휘발유 수요 감퇴에 수반하여 FCC에 여유가 생겼기 때문에 FCC를 잔유분해에 활용하기 위한 검토가 활발하게 행해지고 있다.

본격적인 잔유FCC장치도 이미 美国에서는 數基를 가동해 왔고, 日本에서도 実裝置를 개조하여 잔유FCC의 実証研究를 행할 계획이다.

### 3) 水素化分解

#### (1) 마일드·하이드로크래킹

脫黃장치와 水素化分解장치는 본질적으로는 같은 프로세스이지만, <表-5>에 나타낸 바와 같이, 수소화분해장치는 脫黃장치에 비해 운전조건이 過酷하다. 벵커-C油의 수요가 감소하여 脫黃장치의 가동이 낮아졌고, 장치의 LHSV나 수소제조장치에 여유가 생겼기 때문에 운전조건을 과혹하게 하여 분해율을 높임으로써 脫黃장치를 분해장치로 활용하는 방법이 생각되었다. 이것이 각사에서 시행중인 마일드·크래킹이고, 일반적으로는 운전온도를 높이거나 脫黃촉매의 일부를 분해형촉매로 바꾸어서 원료유 중 重質溜分の 20~35Vol%를 경질유분으로 회수할 수 있다. <表-5>에는 마일드·크래킹 운전조건을, <表-6>에는 脫黃운전과의 수율비교 및 제품성상을 나타내고 있는데, 본격적인 수소화분해장치와 비교하더라도 水素分壓이 낮기 때문에 수소화분해법과 반응형태가 약간 다르고, 분해율당 수소소비량이 상당히 억제되고 있다.

<表-5> 間接脫黃과 水素化分解

		間接脫黃	水素化分解	마일드·크래킹
反應壓力	kg/cm <sup>2</sup> G	60~100	120~200	60~100
LHSV	1/Hr	1~3	0.5~1.0	0.5~1.5
反應塔入口가스量	SCF/B	1,000~3,000	5,000~10,000	1,500~4,000
化學水素消費量	SCF/B	250~500	1,200~2,000	400~600

<表-6> 마일드·크래킹의 收率·性狀例

	마일드·크래킹	脫黃運轉
<製品收率>		
나프타 (C <sub>9</sub> ~300°F)	5.0	0.5
輕質輕油 (300~725°F)	28.0	5.0
重質輕油 (725°F)	68.5	95.0
計	101.5	100.5
化學水素消費量 (SCF/B)	462	400
<製品性狀>		
輕質輕油		
比重 °API	29	
粘度 @40°C c.s.	4	
S wt %	0.03	
流動點 °C	-9	
아닐린點 °C	41	
세탄指數	48	
세탄價	40	
重質輕油		
比重 °API	27	
粘度 @54.4°C c.s.	26	
S wt %	0.10	

(原料油 : AL VGO 750~1,025°F)

따라서 분해제품 중에서 방향족분을 많이 포함하고 경유유분의 아닐린點, 세탄價 등이 수소화분해법에 비하여 약간 낮기 때문에 単体로는 제품규격에 합격 못하는 일이 많은데 調合基材로 해서는 충분히 사용가능한 범위에 있다. 원료유의 커트포인트를 가변하게 하더라도 분해율이 높게 되고, 또한 제품성상도 개선되고 있다는 보고도 있다.

직접탈황장치에 있어서도 촉매를 일부 분해형에서 교환하는 것 등에 의해 분해형운전이라고 하는 것이 가능하다.

기존장치의 개조로서는 精溜塔 주변의 개조(경유유분排出段의 추가, 펌프의 증설 등)가 주로 행해지고 있는데 그위에 더욱 일보 전진하여 通油量을 확보하기 위하여 반응탑의 추가증설을 행하는 예도 있다. 플케파티로서 운전할 경우에는 반응탑입구 가스량의 증대→리싸이클系的 ΔP의 증가→리싸이클컴프레서의 교환 등, 개조비용은 엄청난 것으로 생각된다. 그러나 마일드·크래킹 자체는 어디까지나 기존설비의 유효활용에 의한 증질유대책이

고, 본격적인 수소화분해로 이행하기 전인 과도적 프로세스라고 생각되며, 단기적으로는 너무 큰 설비 투자를 하지 않는 범위에서 기존의 直·間탈황장치를 최대한 이용하는 형으로 마일드·크래킹이 추진되는 것으로 생각된다.

(2) 溜出油水素化分解

減圧輕油, 脫瀝油 등의 아스팔트분을 함유하지 않는 유분을 원료로 한 수소화분해법은 분해제품의 품질이 양호하고 특히 高品質의 등유를 직접 증산할 수 있는 유일한 프로세스이고, 또한 제품수율에 대한 自由度도 크지만, 지나친 운전조건을 요하기 때문에 장치의 건설비가 높다. 반응탑型式은 원료가 直溜減圧輕유인 경우는 1 단분해 (Single-Stage)의 프로세스가 많지만, 보다 중질인 원료유를 高온 버전으로 운전하는 경우는 <그림-1>에서 표시하는 것처럼 2 단분해 (Two-Stage)로 하여 1 단계에서 탈황·탈질소를 주체로 한 水素化 및 부분적수소화분해를 하고, 2 단계에서 완전수소화분해를 하는 일이 많다.

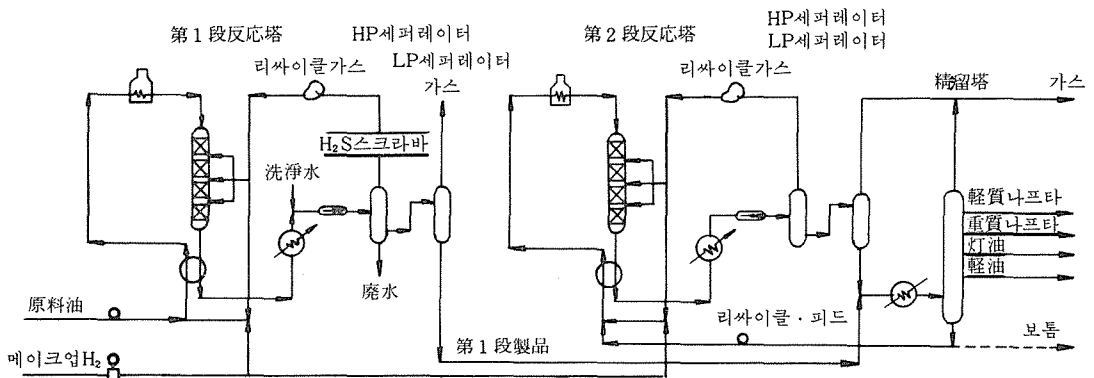
촉매는 제오라이트系의 것과 아몰파스系의 것이 있는데 일반적으로 나프타溜分の 제조를 주목적으로 하는 경우에는 제오라이트系의 것이, 中間溜分 지향의 경우에는 아몰파스担體에 Co-Mo, Ni-Mo, Ni-W 등을 担持한 것이 사용된다. 촉매수명은 카본생성에 의해 정해지는 일이 많기 때문에 재생하여 1~2회 재사용하고 있는 예도 있다.

마일드·크래킹에 비하여도 수소소비량이 상당히 많게 되지만, <表-7>에서 보는 바와 같이, 제품수율이 가스, LPG를 포함하여도 110~120%로

(表-7) 溜出油水素化分解의 收率, 性狀例

프로세스		ISOCRACK-ING	HC-UNIBON
觸媒 (原料油)		ICR-120 ARAB. VGO	DHC-8 AL, VGO
TBP	°F	700~1,000	710~1,050
°API		22.5	22.3
S	wt %	2.5	1.8
N	wtpm	800	900
<液收率>	Vol %		
輕質나프타		6.6	6.5
重質나프타		7.1	10.7
灯油		47.9	52.4
輕油		48.9	42.9
計		110.5	112.5
化学水素消費量	SCF/B	-	1,596
<製品性狀>			
輕質나프타			
TBP	°F	C <sub>5</sub> ~180	C <sub>5</sub> ~i C <sub>6</sub>
옥탄価	F-1 Cl	76	-
重質나프타			
TBP	°F	180~250	nC <sub>6</sub> ~300
옥탄価	F-1 Cl	68	-
P/N/A	Vol %	46/50/4	-
灯油			
TBP	°F	250~525	300~550
煙点	mm	25	28
析出点	°F	-75	-70
輕油			
TBP	°F	525~725	550~700
流動点	°F	-10	-10
세탄価		61	68

<그림-1> 2스테이지 水素化分解 프로세스 플로우예



기 때문에 이것은 상쇄되어 지나치게 불리한 요인은 아니라고 생각된다.

### (3) 殘油水素化分解

殘油의 수소화분해법은 잔유 중의 巨大아스팔트 분자를 구성하는 多環芳香族을 분해하기 위하여 대단히 과속한 반응조건을 필요로 하고, 또한 Ni, V 등의 금속함유량이 많기 때문에 촉매수명이 대단히 짧다고 하는 본질적인 문제점을 포함하고 있다.

프로세스로서는 沸騰床式인 H-Oil法(HRI社), LC-Fining法(LUMMUS社), 固定床式인 BOC-Unibon法(UOP社), ABC法(千代田化建設) 등이 있고, 해외에서는 이미 裝置가 가동중이다. 비등상식 반응탑을 쓰는 프로세스는 운전중에 촉매교환이 가능하고 특히 금속함유량이 많은 劣惡한 원료유를 처리하는 경우에 위력을 발휘한다. 한편, 고정상식 반응탑을 사용하는 프로세스에서는 촉매수명을 어떻게 유지하는가가 포인트이고, ABC 프로세스와 같이 耐메탈성이 높은 세피오라이트系의 특수촉매를 사용하거나 또는 제1탑에 값이 싼 脫메탈촉매를 사용하여 촉매코스트를 저하시키는 등의 연구가 진행되고 있다.

어떻게 하든 殘油의 수소화분해법은 코스트도 들고, 촉매도 포함해서 아직도 개발도상에 있다고 생각되고 앞으로 신뢰성 및 경제성이 높은 기술개발에 기대가 걸려 있다. 더구나 日本에서도 수소화분해용의 촉매를 직접탈황장치에 일부 충전한 잔유수소화분해의 實証化研究가 수개 회사에서 행해지고 있다.

### 4) 가스化

중질유가스化的 대표적인 프로세스에는 부분酸化法和 프렉시코킹法이 있다. 부분산화법에는 텍사코法, 쉘法 등이 있고, 각기 독자적의 가스發生爐, 폐열보일러 및 카본분리장치를 가지고 있다. 溶劑脫瀝法, 비스브레이크, 코커 등을 채용하여 수소화분해의 원료유를 생산한 경우, 핏치나 코크스 등의 超重質殘渣가 남아 그 처분이 곤란하지만, 이들의 殘渣를 수소원료로 하여 부분산화장치로 처리하는 것은 가장 효과적인 해결책의 하나라고 생

각된다. 부분산화법으로 수소를 제조하는 경우 산소플랜트가 필요하게 되므로 건설비가 비싸져서 현 재료로서는 스팀·리포밍法에 의한 수소제조에 비해 코스트가 높지만 앞으로 重油의 수율이 더욱 감소되고 보텀리스정유공장을 검토하는 것이 필요한 상황이 될 경우에는 前處理장치+부분산화법의 편성이 고려될 것이다.

더구나 공기에 의한 부분산화법을 행하며, 생성한 低칼로리로 가스터빈 및 스팀터빈을 돌려서 발전되는 복합사이클발전방식도 제안되고 있어 앞으로의 가스化的 하나의 방향을 나타내고 있다.

프렉시코킹法은 플루이드·코커의 成生코크스를 연속적으로 가스化하는 프로세스인데 日本에 있는 1호기에 이어서 지난해 봄에 베네수엘라 및 美国에서 大型장치가 가동하고 있다. 코크스 대신에 대량의 低칼로리가스가 생성되기 때문에 이 가스를 인접회사에 판매할 수 없는 경우에는 자체연료로 사용키 위해서 정유공장內의 보일러, 加熱爐 등의 개조가 필요하게 되고 있다.

## 3. 直接分解와 間接分解

분해장치를 원료별로 생각해 보면, <그림-2>에 서와 같이, 아스팔트분을 포함한 溜分(常壓殘油, 減壓殘油)과 포함하지 않는 溜分(減壓경유, 분해경유, 溶劑脫瀝油 등)으로 나누어진다. 아스팔트 분이나 금속분, 유황분, 질소분 등의 불순물을 많이 포함하고 있는 殘油를 직접분해하는 것은 효과는 크지만, 앞에서 이야기한 바와 같이, 아직 기술적으로 완전히 문제가 없다고 단언할 수 없고, 또한 코스트도 높다. 이에 대하여 아스팔트를 포함하지 않는 溜分の 분해(이것을 직접탈황과 간접탈황의 예에 따라서 간접분해라고 하는 것으로 한다)는 이미 기술적으로 완성되었고, 殘油의 직접분해에 비하여도 코스트도 싸다.

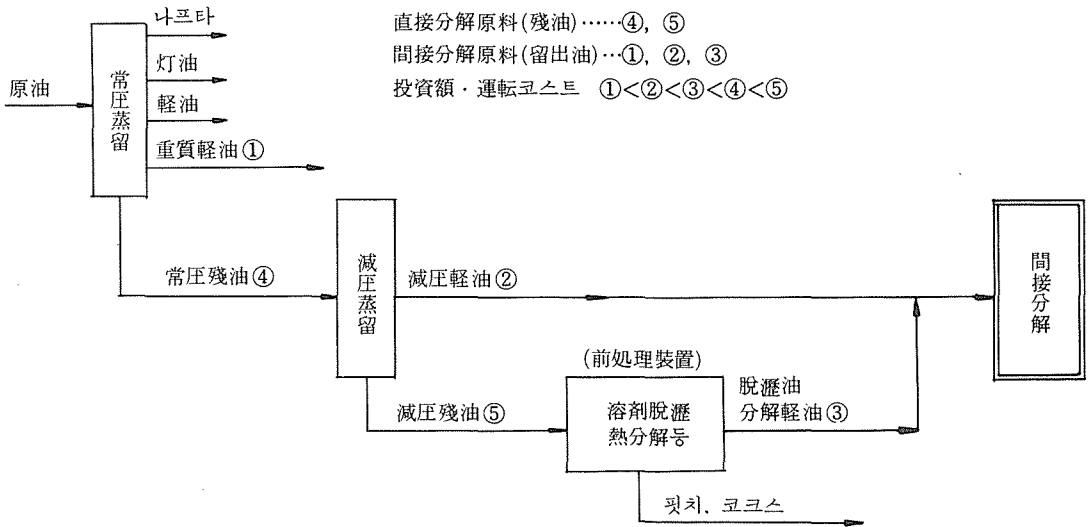
여기에서, 日本에서 생산되고 있는 병커-C油의 調合材를 조사하여 보면, 常壓殘油가 調合材로서 상당한 비율을 차지하였고(81년도의 석유연맹 조사로는 약 2,800萬Kl, 약 37%), 더우기 컷트백材로서 감압경유유분도 사용되고 있다. 다시 말해 현재로는 아직 간접분해원료가 병커-C油 중에 대량으로 남아 있고, 병커-C油 중의 감압

경유유분을 채취해 원료로 하여 컷터材는 분해경유로 置換함으로써, 코스트가 높은 직접분해를 행하지 않더라도 벵커-C油의 생산을 대폭적으로 감소할 수 있음을 의미하고 있다. 따라서 당장은 간접분해에 의한 경질화를 행하고 그 부족분을 잉여아스팔트의 이용 추진 등으로 커버하여 가는 것이 가장 경제적인 방법은 아닐까 생각된다.

간접분해의 효과를 더욱 높이기 위하여는 溶劑脫瀝法, 비스브레이커, 코커 등의 前處理장치를 편성시켜 감압잔유로부터 '아스팔트分이 적은 분해연료유를 가능한 한 많이 채취하는 것이 필요하다. 이 경우 분해장치의 운전조건은 당연히 보다 과혹하게 되지만 직접분해에 비교하면 아직 상당히 마일드하다.

전처리장치에서 생성되는 SDA아스팔트, 열분해 피치 등의 분해잔사는 장치 운전의 과혹도를 높이면 높일수록 殘炭分이 증가해 劣質의 것이 되고 벵커-C油에 혼합하면 調合性이나 저장안정성이 나쁘게 되기 때문에 벵커-C油의 제조를 전제로 하는 경우에는 벵커-C油에 조합하여도 문제가 발생하지 않을 정도로 분해율을 억제하여 운전할 필요가 있다. 잔유의 수소화분해에서도 잔사유는 동일한 경향을 나타낸다. 그러므로 이들 장치의 분해율을 높여 운전하는 경우는 잔사를 특수연료로 하든가 부분산화장치의 원료(분해장치의 수소원료, 가스化 등)로 하든가 등의 처분방법을 검토하지 않으면 안된다.

〈그림-2〉 直接分解와 間接分解



#### 4. 重質油分解프로젝트의 例

앞으로 더욱 경질화를 추진하지 않으면 안될 상태에 이르게 된 경우에는 처리대상을 溜出油로부터 감압잔유까지 확대하여 여러가지 분해프로세스를 조합시켜 잔유의 수율을 가능한 한, 제로에 가깝도록 할 필요가 있다. 日本에서는 이와 같은 상황에 이르는 것은 아직 대부분 장래의 일로 생각되고 또한 현재는 벵커-C油와 중간유분의 가격차가 적기 때문에 대규모의 중질유분해프로젝트는 생각하기가 상당히 어렵지만, 벵커-C油수율이 15

% 정도(1980년)로 대단히 적은 美国에서는 이미 각 회사에서 여러가지 프로세스의 조합에 의한 중질유분해가 행해져 와서 장래의 중질유처리법을 생각한 후에 참고 정도로 생각되므로 현재 진행중인 세부론, 텍사코의 2大 중질유프로젝트에 관해 그 개요를 소개하고자 한다.

##### (1) 세부론·파스카구라·프로젝트

세부론·파스카구라 정유공장에서는 ① 정유공장 전체의 제품구성(수율)을 크게 변화시키지 않고, 보다 重質인 동시에 高유황분인 원유처리를 가능토

□ 精製技術 □

록 한다(현재 루이지아나 LS원유 50/AL원유 50 (API 32°, S=1.1%)로부터 100% AH원유(API 28°, S=2.8%)로 변경할 수 있다), ② 휘발유와 중간유분의 생산비율을最適으로 하기 위한 플렉시빌리티를 갖도록 한다.

이를 목적으로 약 10억달러를 투입하여 <그림-3>에 표시한 바와 같은 직접탈황(RDS) + 디젤이드·코커를 건설했다.

세브론은 프로세스 선정에 당면해서,

- SDA
- 디젤이드·코커
- 프렉시·코커
- 직접탈황+코커
- 직접탈황+잔유FCC

에 관하여 여러가지 검토를 행하였다. 특히,

- 副제품의 처분방법
- 경질유의 수율 및 품질
- 설비투자금액
- 운전코스트, 특히 연료사용량
- 프로세스가 어느 정도 상업화되고 있는가?
- 환경면의 문제는 없는가?

등이 프로세스 선정상의 중요한 요인이 되었다.

검토의 결과 프렉시·코커는 검토의 시점에서는 실적이 1基로서, 또한 副제품의 低칼로리가스 처분문제가 있음으로써 直脫+殘油FCC는 경질유제품이 휘발유 중심이어서 제품간의 플렉시빌리티가 적기 때문에 제외되고 최종적으로 直脫+디젤이드·코커가 선정되었다. 이 조합이 유일한 판매가능

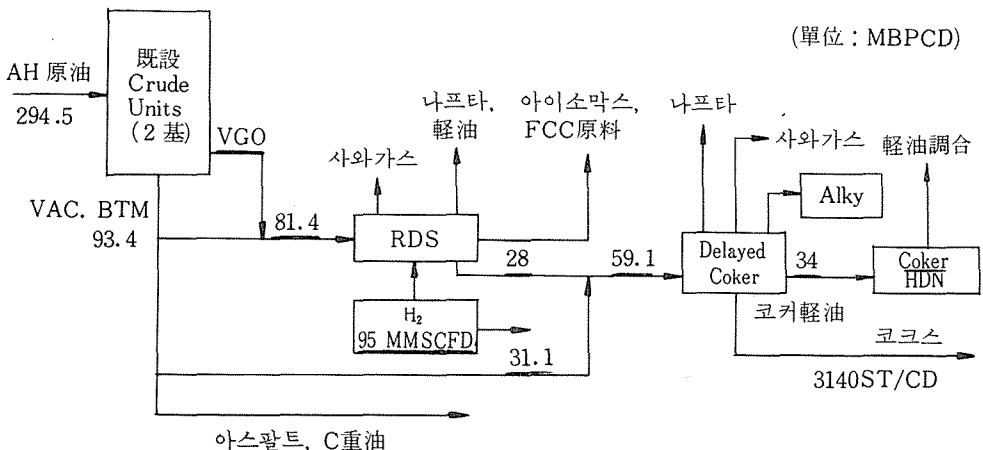
<表-8> 세브론·RDS·하이드로트리에타 收率 및 性狀例

(原料油: AH常压殘油 760°F+, 11.8° API)  
 (S=4.4wt%, Ni+V=115ppm,  
 粘度@ 210°F 105c. s.)

	RDS 運転	HIGH CONV. 運転
〈液收率〉 Vol %		
나프타 (C <sub>5</sub> ~350°F)	1.5	4.1
輕質輕油 (350~650°F)	9.9	14.8
重度輕油 (650~1025°F)	56.2	54.9
殘油 (1025°F+)	34.5	30.6
計	102.1	104.4
水素消費量 SCF/B	900	1,000
輕質輕油 S wt %	0.03	0.01
重質輕油 S wt %	0.13	0.1
粘度@210°F c.s.	10	10
殘炭分 wt %	0.15	0.1
殘油 S wt %	1.1	1.5
粘度@210°F c.s.	2,700	3,500
殘炭分 wt %	15	17

副製品 (LS코크스) 을 제조하고 있다. 직접탈황重油를 디젤이드·코커原料로 함으로써 코커에서의 코크스생산량을 감소시켜 液수율을 높이는 것이 가능하게 된다. 코커경유는 수소화정제장치 (HDN) 에서 탈질소·탈황시켜 중간유분의 조합재 및 FCC

<그림-3> 세브론·파스카그라·프로젝트, 플로우스킴





원료가 된다.

이 직접탈황장치의 수율, 제품성상을 <表-8>에서 나타내고 있다. 하이·콘버전운전도 가능하고 그 경우에는 촉매수명이 짧게 되지만 현재 개발중인 신촉매를 組合시키면 이 문제는 해소될 것이다.

(2) 텍사코·콘벤트·프로젝트

텍사코는 HSC 중유의 수요감소에 대처하고 또한 원료유에 대한 플렉시빌리티를 늘리기 위하여 콘벤트 정유공장에 H-Oil 장치를 건설할 계획을 발표하였다. 현재 整地·기초공사를 완료하여 기기를 설치중이고 1985년초에는 완공 예정이다.

텍사코는 H-Oil 프로세스를 선택한 이유를 아래와 같이 내세우고 있다.

- 다른 프로세스 組合에 비해 H-Oil/TGP (텍사코·가스化프로세스)의 경제성이 가장 양호하다.
- 광범위한 원유의 상압·감압잔유의 처리가 가능하다.
- 제품수율을 대폭적으로 변화시킬 수 있다(분해·탈황의 어느 것이나 가능)
- 경질유, 특히 중간유분의 선택성이 양호하다.
- 신촉매의 개발, 하이·콘버전운전의 면에서 장래 개량가능성이 있다.

이 H-Oil 프로세스는 <表-9>에서와 같이 Once-Through 운전(65% CONV.) 및 VAC. BTM 리사이클(VBR) 운전(90% CONV.)을 행하는 것이 가능하고 제품수율에 플렉시빌리티를 갖게 하고 있다. <表-10>에 있는 90% CONV.의 운전모우드에서는, 잔사유는 안정성이 나쁘게 되고, 重油 調合에는 적합치 않기 때문에 <그림-4>에서 표시하는 바와 같이, 수소원료로서 부분산화프로세스의 원료

<表-9> 콘벤트 H-OIL 裝置能力

(原料: AL·AM混合原유의 1000°F+減壓殘油)

케이스	BPSD	運転모우드	1000°F+ CONV.	殘渣油의 用途
1	35,000	Once-Through	65%	LSC重油調合
2	35,000	VBR	90	部分酸化原料(H <sub>2</sub> )
3	43,000	Once-Through	70	MS, HSC重油調合

로 하게 된다.

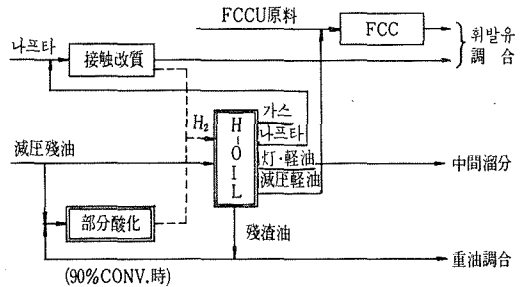
HRI는 KNPC의 H-Oil 장치의 경험 및 PDU에서의 여러가지 테스트에 근거하여 VBR에 의한 하이·콘버전운전법을 확립하였다. 또한 텍사코는 콘벤트의 원료유(AL, AM, 혼합원유의 1,000°F+ 잔유)를 사용하여 PDU테스트를 행하여 수율 및 제품성상을 확인함과 동시에 프로세스설계, 기기설계에 필요한 데이터를 수립하고 있다.

<表-10> H-OIL 프로세스(VBR)의 收率例

(原料油: 아라비아系減壓殘油, 8.6°API, S=4.0wt %, 1000°F+CONV. 90LV%, 化学水素消費量 1,100SCFB)

	Vol %	wt %
나프타 (C <sub>4</sub> ~400°F)	28.0	0.16
輕質輕油(400~650°F)	32.7	0.94
重質輕油(650~1,000°F)	36.0	1.57
殘油 (1,000°F+)	8.6	2.62
計	105.3	1.18

<그림-4> H-OIL과 部分酸化와의 組合



5. 余言

이상 중질유대책의 현황, 분해프로세스의 개요 및 선정의 방법 등에 관하여 서술하였다. 앞으로 중질유대책을 어떻게 진전시켜 갈 것인가는 정유회사의 수익을 좌우하는 중대한 과제이며, 동시에 국민경제적 입장에서 볼 때, 석유를 더욱 유효하게 사용해 가는 방법에 대하여도 병행하여 검토해야만 할 것으로 생각된다. \*