M H C 法

—水素化脱アルキル反応によるベンゼンの製造—

—昭和44年4月2日受理—

三菱油化株式会社 佐幸 亮二・正 宗 仁

1. ま え が き

近年、種々の合成樹脂、合成繊維、合成ゴム、合成洗剤、医薬品がつつぎに開発され、需要が急速に伸びるに伴って、それら誘導体の合成原料としてベンゼンの需要もまた著しく増大してきた。

このベンゼンの需要の伸びに対処するため、従来の単に石炭タールもしくは石油留合中に含有されているベンゼンを蒸留または溶剤抽出によつて分離回収するのみならず、比較的需要の少ないトルエン、キシレンなどのアルキル芳香族を水素の共存下で脱アルキルさせてベンゼンへ転換する、いわゆる水素化脱アルキルによるベンゼン製造方法が開発された。現在工業化さ

れている水素化脱アルキル法は熱的水素化脱アルキル法と接触脱アルキル法に大別されるが、当社の開発した MHC 法* は前者に属し、アルキル芳香族を含有する炭化水素油を水素の存在下で熱的に脱アルキル化してベンゼンを製造するプロセスである^{1)~5)}。

本プロセスは、昭和32年来東北大学工学部、徳久寛教授の、脱アルキル技術の重要性の御指摘と、その御指導のもとに基礎研究に着手し、その後千代田化工建設(株)との共同研究による中間試験研究を経て、昭和42年12月工業プラントが、当社四日市工場に完成、

* Mitsubishi Hydro-Cracking and Dealkylation Process

三菱油化(株)四日市工場 MHC プラント

以来順調な営業運転を続けて今日に至っている。このプロセスはつぎのような特長をもっている。

(1) 脱アルキル原料油として、非芳香族留分を 30 wt % まで含有するものを処理することができる。

すなわち、原料油を脱アルキルせしめるに先だつて原料油中の非芳香族油を蒸留もしくは溶剤抽出によって除去する必要がある。

(2) 低純度の水素が原料水素源として使用可能であり、かつ反応によって消費される水素量が少ない。

(3) 触媒を使用しないので、接触法にみられるように触媒再生などのためのプラント停止を必要とせず、長期間の連続運転が可能である。

(4) 純度 99.95 wt % 以上の高純度ベンゼンが容易に製造でき、収率は理論値の 97~99% である。

最初に工業化された、三菱油化の MHC プラントは年間原料油処理量 160,000 t の能力を有し、ナフサの熱分解によるエチレンなどオレフィンガスを製造する際に副生する分解残油、いわゆる分解ガソリンを水素化脱硫後、非芳香族を含有したまま直接処理することにより Udex, Sulfolane など通常の抽出法により得られるベンゼンと同程度の品質のベンゼンを製造する目的で設計されたが、後述するごとく、当初予定した以上の高純度ベンゼンを容易に製出できることが明らかとなった。

第 2 号プラントは、昭和 45 年完成の予定で、現在設計建設業務に入っており、さらに海外より 30 件におよぶ技術輸出の引合いをうけ、うち数件については具体的商談が取進められている。

2. プロセスの概要

概略の作業系統図を、図 1 に示した。

すなわち、原料水素ガスと原料油は、リサイクルガスおよびリサイクル油と混合され、反応器よりの生成ガスの熱交換し予熱された後、加熱炉で所定の温度まで加熱され、反応器に供給される。

反応器内では、後述するように、原料油中のアルキル芳香族が水素化脱アルキルされると同時に、非芳香族は水素化分解されて、メタン、エタンなどの軽質炭化水素に転化する。反応器を出た反応生成物は、廃熱ボイラーで、スチームとして熱回収された後、冷却されフラッシュドラムで気液分離される。

フラッシュドラムよりの液状成分は、スタビライザーに送入され、わずかに溶存する水素および軽質炭化水素が除去され、塔底油は、プライマリーフラクショネーターに供給され、重質成分が分離される。

プライマリーフラクショネーターの塔頂留出油は、白土処理塔に送入されて、微量のオレフィンなど不純物が吸着除去された後、ベンゼン精留塔にて最終的に製品ベンゼンが製出される。未反応のトルエン、キシレンは、ベンゼン精留塔の塔底より抜き出され、反応器にリサイクルされる。

プライマリーフラクショネーター塔底油は、減圧蒸留塔に送入され、副反応により生成したナフタリンなどの高沸点重質油を塔底より分離除去し、系外へ排出するが、ジフェニールなどの軽質留分は、塔頂留出油として回収され、反応器にリサイクルされる。

一方、フラッシュドラムで分離されたガスは、反応器にリサイクルされるが、一部はガス中に同伴されるベンゼンを回収するため、芳香族回収装置に送られ、処理された後、オフガスとして系外へ排出される。

図 1 MHC プロセスフロースキーム³⁾⁴⁾

3. 反応および反応器設計

反応条件は対象とする原料油の性状により異なるが、圧力 10 atm 以上、温度、500~800°C、原料油に対する水素のモル比 1~10 である。

反応器内における主反応は、(1), (2) 式で示されるアルキル芳香族の脱アルキルによつてベンゼンを生成する脱アルキル反応、(3), (4) 式で示されるパラフィン、ナフテンなど非芳香族がメタン、エタンなどの低級炭化水素に分解される水素化熱分解反応であるが、この他に副反応として、(5), (6), (7) 式に示されるアルキル芳香族の縮合反応および炭化反応があり、これらの諸反応は反応器内で並行的に進行する。

* (3), (4) 式で示されるパラフィン、ナフテンの分解反応においては $n = 6 \sim 8$ の場合、 $m, m' = 3 \sim 4.5$, $a, a' = 2 \sim 3$, $b, b' = 1.5 \sim 2.5$ である。

前述のごとく、MHC 反応器においては、非芳香族を 30 wt % まで含有する原料油を処理することができるが、反応器の設計には下記の点につき注意する必要がある。

(1) きわめて大きい反応熱による反応器内の温度上昇を制御すること。

(2) 製品ベンゼンの品質を確保するため、非芳香族の熱分解反応を完全に遂行せしめる脱アルキル反応率(単流転化率)を維持すること。

(3) 芳香族の縮合もしくは核開裂による炭化反応によつて生ずる収率の低下を最小限に抑制すること。

すなわち、(1), (2) 式で示される脱アルキル反応は、500~800°C の温度領域においてそれぞれ 12, 25 kcal/mol, (3), (4) 式によつて示される水素化分解反応は、同様の温度領域で 45~55 kcal/mol のきわめて大きい反応熱を伴う発熱反応である。

したがって非芳香族留分を含まぬトルエン、キシレンなどのアルキル芳香族の脱アルキルの場合発熱量が比較的小さく、一般には反応熱による反応器内の温度上昇を制御するために、水素、ベンゼンなどの不活性物質を反応器の入口にリサイクル、あるいは反応器内へ直接クエンチする方法が採用されている。しかるに非芳香族を含有する原料を処理する場合には、反応熱がきわめて大きいため、大量の不活性物質のリサイクル、あるいはクエンチを必要とし、建設費および用役費が増大し経済性が悪化する。加うるに、反応系熱的不安定性に起因する操作上の問題がある。

また、原料油中に非芳香族を含まない場合には、製品ベンゼンの品質に関係なく脱アルキル反応率を任意に選択することができるが、原料油中に非芳香族を含有する場合は、製品品質上、非芳香族の分解反応は完全に進行せしめなければならない。一方、非芳香族の水素化分解に消費される水素量を低減するためには過

剰分解（非芳香族が分解されるとき、エタン、プロパンなどの炭化水素にとどまらずメタンもしくはカーボンにまで転化する）を避け、かつ高純度のベンゼンを製出する最適な反応率を選択し、操作する必要がある。

これらの問題は長年にわたる基礎研究、パイロットプラントおよびモデル反応器による開発研究により得られた成果に基づき、特殊な構造の反応器を開発することによって完全に解決された。

さらに、芳香族の縮合、炭化に伴う炭素質析出はベンゼン収率を悪化させるのみならず、器内閉塞により工業装置の連続運転を不可能ならしめる原因となるが、この問題は長期間にわたる応用研究の過程で徹底的に検討され、工業プラントにおいては全く問題なく操業されている。

4. 原 料

4-1 原料油

原料油としては、つぎのものが処理可能である。

- (1) トルエン、キシレン、 C_9 芳香族
- (2) 分解ガソリンの水素化脱硫油
- (3) 改質油
- (4) その他の芳香族を含む炭化水素

ただし、水素量その他の経済的な見地からは、これらの原料油中に含まれる非芳香族は 30 wt % 以下が望ましい。

4-2 水 素

原料水素としては、MHC 法が熱的脱アルキルプロセスであるため、水素ガス中にある程度の一酸化炭素、炭酸ガス、窒素、硫化水素、水のような通常触媒毒と考えられるような不純物を含んでいる場合も、ほとんど操作条件および製品ベンゼンの品質に影響を与えずに使用可能である。したがって、水素源としてつぎのものが使用できる。

- (1) 製油所よりのオフガス
- (2) 接触改質プラントよりのオフガス

(3) ナフサまたはメタンのスチームリフォーミングによる水素ガス

(4) ナフサの熱分解時に得られる副生水素ガス

(5) エチルベンゼン脱水素時に得られる副生水素ガス

5. プラント運転実績

現在稼動中の MHC 装置の運転実績について説明する。

まず MHC 装置と関連装置との関係は図 2 に示したとおりである。すなわち、原料油の大部分はナフサの熱分解の際に得られる分解ガソリンであるが、この他に他装置よりの副生油、購入原料としての改質油、タール系粗ベンゼンがあげられる。これらの原料油をまず予備蒸留して C_6 炭化水素より軽い留分および C_9 炭化水素より重い留分を除去することにより芳香族に富む $C_6 \sim C_8$ 留分を得る。つぎにこの沸点範囲 $70 \sim 160^\circ\text{C}$ の主留分を水素化脱硫装置に送入し原料油中のオレフィンなどの不飽和炭化水素を飽和炭化水素に、チオフィンなどの有機イオウ化合物を硫化水素などの軽質ガスに転化させる。こうして得られる水素化脱硫油は通常プロミンインデックス 600 以下、イオウ化合物含有量 0.5~1 wt ppm 以下となる。ついでこの水素化脱硫油は簡易蒸留塔にて C_6 , C_7 , C_8 留分の各留分に粗分離し所要量を MHC 装置と既設の溶剤抽出装置（ユデックス装置）に供給できるようにになっている。したがって、 $C_6 \sim C_8$ の各留分の MHC 装置および溶剤抽出装置への供給比率によつてベンゼン、トルエン、キシレンの製出比率を自由に需給計画に応じて生産を調整することが可能である。当社の場合、エチルベンゼンの回収パラキシレンの製造などのため、通常 C_8 留分は全量溶剤抽出装置へ供給してキシレンを分離回収し、 C_6 , C_7 留分はベンゼン、トルエンの生産量に応じ、MHC 装置、溶剤抽出装置での処理比率を調整している。

図 2 四日市地区における MHC ユニット組み合わせによる芳香族製造スキーム

したがって、MHC 装置への原料油組成は、原料および芳香族の需給事情によつて影響をうけ一定していないが大略、ベンゼン 15~45, トルエン 30~60, 非芳香族 15~30 wt % でありその一例は表 1 に示したとおりである。

表 1 MHC プラント原料フィードオイルの
代表的性状^{(3),(4)}

	テスト方法	フィード 1	フィード 2
比 重 (15/15°C)	ASTM : D-1298	0.8275	0.8380
硫酸着色試験 APHA	ASTM : D-848	60	60
酸 性 度	ASTM : D-847	Tr	Tr
ブロミン インデックス	UOP : 304	175	175
ジ エ ン 値	UOP : 326	0.5	0.5
全イオウ [*] (wt ppm)		1	1
蒸 留 範 囲 (°C)	ASTM : D-850		
1 B P		71.5	79.0
5%		81.5	91.0
10%		84.5	92.0
50%		94.5	101.0
90%		107.0	109.0
95%		108.5	109.0
E P		112.0	117.5
全 留 出 (%)		98.5	98.5
組 成 ^{**} , (wt%)			
芳香族		67.1	70.6
(ベンゼン)		(24.0)	(15.4)
(トルエン)		(43.1)	(55.2)
パラフィン		17.3	16.7
ナフテン		15.6	12.7
オレフィン		Tr	Tr
計		100.0	100.0

* ウィックボルト法 (R. D. Rowe による): *Anal. Chem.*, **37**, 3, 368 (1965)

** 高感度ガスクロマトグラフ法: 島津製 GC-2C 型

原料ガス系統については、MHC 装置において必要な水素ガスの大部分は、MHC 装置よりのオフガスをメタンスチーームリフォーミング装置 (トブソ法) で処理して得られる精製水素を使用しているが、ナフサ熱分解装置およびエチルベンゼン脱水素装置よりの副生水素ガスを併用している。MHC 装置よりのオフガスは上述のごとく、メタンスチーームリフォーミング

装置への原料ガスの他にシクロヘキサン装置 (I F P 法) へのベンゼン水素化用原料ガスとして有効利用され、残りは燃料ガスとして系外へ排出されている。

5-1 運転操作

上述したように、原料油の組成はきわめて広範囲に変動し、したがって水素消費量、反応器内の温度も変動する。しかしながら、実装置においては反応器内の温度制御は反応器入口温度、すなわち加熱炉の出口温度のみを制御することによつてきわめて容易に操作されており、また、原料油の組成の変動によつて原料油の供給量を増減する必要も全くない。

また、反応が水素の存在下、高温、高圧の条件のもとで行なわれることから、反応器の設計、製作にあたっては、とくに慎重な検討が要求され、構造、金属材料の選択はもちろんのこと反応器内のライニング材の機械的性質および施工法などについてあらゆる角度からの調査と研究がなされた。

その結果、実装置での運転は順調であり、かつ、約 1 年後の第 1 回定修時に行なつた点検結果では、断熱材の損傷などの兆候は全く認められなかつた。

5-2 ベンゼン収率

ベンゼンの収率は理論量の 97~99% ときわめて高い。これは

(1) MHC 法が接触法における通常の操作温度より高い温度で操業されるので反応器内でベンゼン核の水素添加はほとんど生起しないこと。

(2) 反応温度、原料油に対する水素モル比を適正に制御し芳香族の縮合、炭化による核損失を低く抑制していると同時に軽質縮合物を反応器へリサイクルすることによつてベンゼンへの再転化をはかっていること。

(3) オフガス中へ同伴されるベンゼンの 99.5 wt % 以上を芳香族回収設備で回収していること。

によつている。

5-3 生成物性状

当社では現在この MHC 装置よりの製品ベンゼンをスチレンモノマーおよびシクロヘキサン向原料として使用しているが、とくに繊維原料用のシクロヘキサンは近年ますます高純度のものが要求される。

本装置より得られるベンゼンは表 2 に示すごとく従来の溶剤抽出法によつて得られるベンゼンより、はるかにすぐれており、凝固点 5.5°C 以上、純度 99.999% 以上である。また、本プロセスにおいては、原料油中の非芳香族の含有量に全く関係なく高純度ベンゼンを生産し得ることが実証された。製品ベンゼン

中のイオウ含有量については原料油中のイオウ化合物は完全には分解されないので、本質的に原料油中のイオウ化合物含有量によって規制される。

副生油として系外へ排出される重質油は大部分、ジフェニール、ナフタリン、アンスラセンなどの多環芳香族であり、収量は原料油に対し 0.5～2 wt % 前後にすぎない。

6. MHC 法の拡張

上述したように、現在稼働中の MHC 装置では、既設の溶剤抽出装置との結合上、分解ガソリンなどの原料油をあらかじめ水素化脱硫し、一旦スタビライズして、水素化油中の硫化水素その他の軽質ガスを除去したものを原料として処理している。一般に水素化脱硫法は 2 段の反応器で行なわれ、第 2 段反応器よりの

通常 300～450°C のガス状生成物を冷却凝縮させ、液状生成物の一部を反応系へリサイクルさせていることが多い。しかしながら、MHC 法が無触媒反応であり、硫化水素などの不純物を含んだままの原料を処理できるので、水素化脱硫装置の第 2 段反応器よりの高温ガス状生成物を直接 MHC 装置の加熱炉へ供給することによって大幅に建設費、用役費の低減を図り得ることに着目した。

こうした構想に基づいて MHC 法と直接結合することを目的とした当社独自の水素化脱硫法が開発された。この成果は現在建設業務を取進めている第 2 号装置に全面的に織込まれ、さらに本プロセスの経済性の向上が期待されている。

表 2 MHC プラント製出ベンゼンの性状

	テスト方法	ARTM 硝化級 ベンゼン規格	MHC 法 ベンゼン一例	当社製出抽出法 ベンゼン一例
比重 (15.6°C/15.6°C)	ASTM : D-891	0.882～0.886	0.8851	0.8845
蒸留範囲, (°C)(760mm Hg)	ASTM : D-850	80.1°C を含む 1°C 以内	79.8～80.1	79.7～80.3
凝固点 (°C)	ASTM : D-852	4.85 より低くない	5.56	5.40
硫酸着色試験	ASTM : D-848	No. 2 より暗くない	No. 0	No. 0
酸性度	ASTM : D-847	認めず	認めず	認めず
全イオウ* (wt ppm)		規定なし	0.69	Tr
銅腐蝕試験	ASTM : D-849	変色せず	変色せず	変色せず
製品純度 (wt %)			99.999	99.553
不純物組成** (wt ppm)				
シクロペンタン			0	0
メチルブタン			0	0
n-ヘキサン			0	420
2-メチルペンタン			2	3170
3-メチルペンタン			0	0
メチルシクロペンタン			3	300
シクロヘキサン			0	0
メチルシクロヘキサン			0	30
トルエン			5	550

* ウィックボルト法による

** 島津製タイプ GC-2C 高感度ガスクロマトグラフ法による。(使用カラム：スクアラン)

7. MHC 法の経済性

MHC 法の経済性は、原料油および水素の組成、単価、オフガスの評価によって大きく変動し、また装置の建設費、用役費なども立地条件によって異なるため、一般的に評価することは困難であるが、ベンゼン年間生産量 100,000 t の場合の典型的な経済性評価資

料の一例を表 3 に示した。

この資料に基づき、MHC プロセスの経済評価を表 3；ケース 1 について行なつてみる。作業系統図については前述 6. の MHC 法の拡張で記載したように分解ガソリンを原料として前処理工程である水素化脱硫装置と MHC 装置を直接結合し、一方水素は他

表 - MHC プロセスの経済性資料³⁾⁴⁾

ベース：ベンゼン生産能力 100,000 t/年
稼働日数 333 日/年

ケース	ケース 1				ケース 2	
	ケース 1-1		ケース 1-2			
原料油組成						
ベンゼン (wt %)	20.5				0	
トルエン (wt %)	59.0				100.0	
非芳香族 (wt %)	20.5				0	
原料						
供給量 (10 ³ t /年)	144.6				120.5	
ネット水素消費量 (10 ⁶ Nm ³ /年)	49.2		57.9		34.5	
製品						
ベンゼン (10 ³ t /年)	100.0				100.0	
タール (10 ³ t /年)	1.4				1.2	
ネットオフガス (10 ⁶ Nm ³ /年)	53.1				34.5	
ユーティリティーズ***						
スチーム (t /hr)	-14.3	0	-14.3	0	-8.7	0
冷却水 (ΔT=13.9℃) (m ³ /hr)	96	96	146	146	85	85
ボイラーフィード水 (m ³ /hr)	2.2	1.07	2.2	1.07	1.78	1.09
電力 (kW)	675	610	1,240	1,175	640	560
燃料 (10 ⁶ kcal/hr)	14.4	8.0	14.9	8.5	12.1	7.8
助剤 (1000円/日)	2.9		3.6		2.4	
建設費 (百万円)	680*		1,140**		570*	

* 脱アルキルおよびベンゼン精製装置のみ

** 水素化脱硫, 脱アルキルベンゼン精製, 芳香族回収, 深冷分離水素回収装置込み

*** 右欄はプロセスユニット内でスチームをバランスさせる場合, 左欄は最大量のスチームを発生させる場合。

プラントよりの供給を受け, さらに, プラント内においても MHC オフガス中の水素を深冷分離装置により極力回収するケースについても考察した。

この場合の総建設費は 1,140 百万円であり, 水素化脱硫装置, MHC 脱アルキル装置, 深冷分離水素回収装置および共通附帯設備 (バッテリーリミット内建設費の 10%) を含んでいる。

その経済評価結果として, 図 3 に原料 (分解ガソリン) 価格とベンゼン製造原価の関係を水素価格をパラメーターとして示した。すなわちわが国の場合, 分解ガソリンの価格はナフサとほぼ同評価される場合が多く, この価格を 6.1 円/l とし, 水素の評価を燃料評価並みの 1.75 円/Nm³ とすると, ベンゼンの製造

原価は 13.2 円/kg となる。

つぎに表 4 は分解ガソリンを原料として上記のように直接脱アルキルによりベンゼンを製造するケースと従来の抽出法 (スルフォラン法) によりベンゼンおよびトルエンを回収し, さらにトルエンを原料として脱アルキルによりベンゼンを製造するケースを同一計算基準にて経済比較した結果を示したものである。これから明らかなように直接脱アルキルによるベンゼンの製造の方式が, 一旦抽出分離したトルエンを脱アルキルしベンゼンを製造する方式よりもこれらの前提に基づく限り製造コストにおいて遙かに有利となることが明らかである。

7. む す び

本稿では新しい脱アルキル法としての MHC 法の概要と実装置における運転実績を中心に記述した。

ベンゼンの需要は国の内外をとわず年をおつてますます増加しつつあり、しかもベンゼンの需要がトルエン、キシレンの需要に比較してきわめて大きく、将来もこの傾向が続くものと予想される。しかしながら、従来、この芳香族製品間の需給の不均衡を脱アルキル法によつて是正するためには、国内においては大量かつ安価な水素が得られにくく、したがつて経済的に成立しえない背景にあつたが、現在ではナフサもしくはメタンのスチームリフォーミング法など、大量かつ安価な水素を製造できる技術が確立されてきており、十分な経済性をもつて本法のような水素化脱アルキル装置が工業化される環境のそろつたものと考えられる。

ベンゼンは、いうまでもなく現在の化学工業における基幹原料の一つであり、本法がベンゼンを原料とする化学工業の分野で大きな貢献をなし得るものと確信する。

文 献

- 1) 福田, 正宗, 石油学会誌, **10**, 42, (1967)
- 2) S. Masamune, J. Fukuda, S. Katada, *Hydrocarbon Processing*, **46**, 155, (1967)
- 3) S. Masamune, J. Fukuda, T. Kawatani, E. Maeda, *Japan Chemical Quarterly*, **4**, 13, (1968)
- 4) S. Masamune, T. Kawatani, *Hydrocarbon Processing*, **47**, 111, (1968)
- 5) S. Masamune, J. Fukuda, T. Kawatani, E. Maeda, *Symposium on Foreign Developments in Petrochemicals, American Chemical Society, Atlantic City, N.J.*, **A 7**, (1968)

直接脱アルキルおよび抽出+脱アルキルの組合せによるベンゼン製造原価
ベース：ベンゼン生産能力 100,000 t/年, 333 日/年
原料油組成 ケース 1

図 3 MHC プロセスの経済性

表 4 MHC プロセスの経済性

直接脱アルキルおよび抽出+脱アルキルの組合せによるベンゼン製造原価			
ベース：分解ガソリン	フィード	144,600 t/年	
フィード組成, ベンゼン		20.5 wt %	
	トルエン	59.0 "	
	非芳香族	20.5 "	
ベンゼン生産		100,000 t/年	
年間稼働日数		333 日/年	

	直接脱アルキル	抽出+脱アルキル
直接費		
労務費	0.50 円/kg	0.89 円/kg
原材料費	11.40 "	11.37 "
用役費	0.37 "	1.66* "
副産物控除	△1.85 "	△3.55 "
小計	10.42 "	10.37 "
間接費	2.78 "	5.16 "
ベンゼン製造原価	13.20 "	15.53 "
建設費	1,140 百万円	2,134 百万円

* 用役使用量

蒸気	12.8	t/hr
凝縮水	-12.9	m³/hr
冷却水	798	m³/hr
電力	1,434	kW hr
燃料	14.12×10 ⁶	kcal/hr

MHC Process**—Production of Benzene by a Hydrodealkylation—**

by Ryoji Sako and Shinobu Masamune

(Mitsubishi Petrochemical Co. Ltd.,)

STNOPSIS:—The MHC process is a thermal hydrocracking and dealkylation process for production of benzene directly from hydrogenated pyrolysis gasoline, platformate or alkylaromatics.

Based on fundamental research work since 1957 by Mitsubishi Petrochemical Company, the process was developed as a joint project of Mitsubishi and Chiyoda Chemical Engineering and Construction Co., Ltd. The first commercial plant having feed oil capacity of 160,000 tons per year has been in successful operation since December 1967, and the second plant is under construction for start-up in 1970.

Advantages claimed for the process include ability to treat feed stock containing as much as 30 wt % of non-aromatic hydrocarbons; use of low purity hydrogen and efficient utilization of hydrogen; easy operability for extended period without need for shut-down; high-purity benzene (> 99.99 wt %); and excellent process selectivity (97~99%)