石油炭化水素の接触分解による 中級オレフィン生成反応*

功刀泰碩**, 藤元 薫**, 酒井朝也**

Formation of C₃, C₄ and C₅ Olefins by Catalytic Cracking of Petroleum Hydrocarbons*

by Taiseiki Kunugi**, Kaoru Fujimoto** and Tomoya Sakai**

Summary: The cracking of *n*-dodecane and *n*-hexadecane over a commercial silica-alumina catalyst was investigated by fixed and fluidized bed reactors, to develop a C₃~C₅ olefins production process. An emphasis was placed on the search of the product distribution, particularly of C₃, C₄ and C₅ olefins.

The change of over-all activation energy suggested that the contribution of thermal reaction could be neglected below 520°C in the case of fresh catalyst with high activity and below 470°C in the case of coked catalyst with low activity. The decrease of catalyst activity with process period was roughly represented by the equation $k \propto \tau^{-m}$ (k : specific rate, τ : process period, m : constant). Product distribution was thoroughly examined. Main products were paraffins and olefins with 3 to 5 carbon numbers. The amount of C₂ lighter or C₆ heavier was small. From the experimental results a macroscopic reaction scheme was proposed. First, olefins were produced mainly through cracking of feed hydrocarbon. Next, of these compounds branched chain olefins were easily hydrogenated. Small part of straight chain olefins was also hydrogenated, but main part of them isomerized to branched chain olefins.

1 緒 言

シリカ-アルミナ触媒を用いる石油炭化水素の接触分解反応についてはすでに Greensfelder らの詳細な研究^{1)~5)}があり、シリカ-アルミナ系固体酸触媒自体についても現在までに多くの基礎的研究がなされている^{6)~11)}。分解に伴う副反応については炭素骨格異性化、水素化、脱水素、重合、炭化等に関して多くの報告がある^{10)~12)}。しかし本反応は従来重質留分よりガソリンの製造に利用されてきたため、炭素数 3, 4 および 5 の飽和および不飽和炭化水素成分の組成に関する詳しい報告は少ない。筆者らは本反応をこれら C₃, C₄ および C₅ のオレフィンの製造プロセスに改造することを試み、その基礎データを得るため、流動接触分解 (FCC) 用シリカ-アルミナ触媒を用いて *n*-パラフィンの分解反応を行なった。今日のわが国においてはこのようなプロセスは工業的意味をもたないが、特殊な条件下では成立の可能性も考えられる。

実験は主として触媒の活性変化および生成物分布の変化に着目して行なった。まず熱分解の関与が無視できる接触分解の温度範囲を決定し、次に反応中に触媒活性が急激に低下することから触媒活性の経時変化について検討した。また触媒活性が初期活性に対して一定値まで低下する時間を求め、その時間内の実験について生成物の詳細な分析を行ない、それらの接触時間に対する変化を求めた。その結果分解反応は炭素数分布の決定に大きな影響をもつが、オレフィンとパラフィンの割合や、分

岐炭化水素はむしろ二次的な水素化反応および異性化反応に強く支配されることを見いだした。

2 実験方法

実験は固定床および流動床反応器を用いた通常の流通式反応装置で行なった。固定床反応器は内径 15 mmφ、長さ 350 mm のステンレススティール製で、それに見掛け約 50 mm の長さ 3 mmφ×2 mm の円柱状に成型した触媒化成製 FCC 用シリカ-アルミナ触媒 (アルミナ含有量 13 wt%) を充てんして主として動力学データを得る目的に当てた。触媒は水をのり剤として成型し、空気気流中 550°C で 6 時間焼成した。原料炭化

1. Diaflum valve 2. Needle valve 3. Capillary 4. Capillary feeder 5. Manometer 6. Liquid flow meter 7. Gas flow meter 8. Temp. indicator 9. Temp. controller 10. Preheater 11. Reactor 12. Cyclone 13. Cooler 14. Mist cottrell 15. Liquid sampler 16. Gas flow meter

Fig. 1 Flow Diagram of Fluidized Bed Reactor

* 昭和 42 年 11 月 8 日受理

** 東京大学工学部合成化学科 (東京都文京区本郷 7-3-1)
Department of Synthetic Chemistry, Faculty of Engineering,
The University of Tokyo (Hongo, Bunkyo-ku, Tokyo)

水素は *n*-ドデカン (純度 99% 以上) で、実験の温度範囲は 415~480°C、接触時間 (後述の式 (3) による) は 2~8 秒とした。生成した気体の体積および液体の重量を測定し、触媒層を窒素でパージした後 550°C、0.5 ml/sec の空気気流中で 4 時間処理して反応中に生成した炭素質物質を燃焼除去した。こうして再生した触媒は次の実験で再現性よく使用できた。

一方流動床反応装置のフローシートを Fig. 1 に示した。反応器は内径 38 mmφ、長さ約 400 mm のステンレススチール管で、これに平均径約 50 μ の粉体触媒を種々の高さに充てんし、底部の平均 40 μ の孔径をもつ厚さ 3 mm のステンレススチール製焼結板を通し、窒素で約 4 倍に希釈した反応ガスを送入した。本反応器では主に分解反応の広い範囲にわたる転化率において生成物分布を測定し、副反応について調べることを目的とした。触媒は固定床の場合と同一物で、成型せず 590°C、3 時間空気気流中で焼成して反応に供した。原料炭化水素は *n*-ヘキサデカン (純度 97%、不純物として C₁₀~C₁₄ の *n*-パラフィンおよび微量のヘキサデカン異性体を含む) を用いた。反応は 5~100 g の粉体触媒を窒素で流動化し、温度範囲 440~530°C、*n*-ヘキサデカンのモル分率 0.25~0.30、接触時間 0.2~10 sec で行なった。その際のガス線速度は 0.5~4 cm/sec である。

生成物の組成分析は次のようにして行なった。まず気体生成物については熱伝導型充てんカラムガスクロマトグラフにより水素および窒素を、水素担型毛管カラムガスクロマトグラフにより炭素数 1~5 の全炭化水素を定量した。液状生成物については溶解している C₃~C₆ の各炭化水素を上記毛管カラムを用い、プレカット方式により定量した¹³⁾。

3 実験結果と考察

3.1 反応の総括活性化エネルギー

固定床反応器を用いて *n*-ドデカンを分解すると本触媒を用いた場合は 400°C 以上で反応が進行し、一方無触媒でも 550°C にするとかなり分解が起った。触媒を用いた場合には Fig. 2 に示したように反応の経過時間 τ (min) に対して触媒活性が低下し、分解率が減少する。接触分解において熱分解が同時に起らない反応条件 (主として温度の上限) を規定する必要から、長時間反応に使用し、ほぼ一定の定常活性を示すようになった触媒で熱分解の関与する程度を調べてみた。*n*-ドデカンを 450°C、475°C、500°C の各温度で活性が十分落ち着いた触媒を用いて分解すると、接触時間 θ については Fig. 3 に示したような結果を得た。これから活性化エネルギーを求めてみると、450~475°C の範囲では約 26 kcal/mol、475~500°C では約 52 kcal/

Fig. 2 Deactivation of Catalyst (Fixed Bed)

Fig. 3 Cracking Rate with Used Catalyst

mol となり、Franklin ら¹⁵⁾ のシリカ-アルミナ触媒による *n*-ヘキサンの分解反応の活性化エネルギー 18.4 kcal/mol、Fabuss ら¹⁶⁾ のパラフィンの熱分解反応の活性化エネルギー 60 kcal/mol と照して考えると、本実験のように活性の低下した触媒では 475°C 以上で熱分解反応が支配的になっていることがうかがわれる。

なお総括活性化エネルギーの算出は本反応が一次式に従うと考えられるので¹⁴⁾、式 (3) で定義した接触時間 θ 、式 (2) で定義した分解率 x を用いて式 (1) により反応速度定数 k (触媒活性) を求め、アレニウスプロットにより行なった。以下の記述においてはすべてこの定義による速度定数を使用する。

$$k = -\frac{1}{\theta} \ln(1-x) \quad (1)$$

$$x = \frac{n_0 - n}{n_0} \quad (2)$$

$$\theta = \frac{273 \text{ (MW)}}{22.4 \text{ (WHSV)} (273 + t) d_c (1+r)} \quad (3)$$

ここで

k : 分解反応速度定数 (hr⁻¹)

x : 原料炭化水素の転化率

θ : 入口基準の接触時間 (hr)

n : 原料炭化水素モル数

n_0 : 入口における原料炭化水素モル数

t : 反応温度 (°C)

r : 原料炭化水素に対する希釈ガスのモル比

d_c : 触媒層かさ比重。固定床: 0.533, 流動床: 0.454

(MW): 原料炭化水素の分子量

(WHSV): 原料炭化水素の重量基準空間速度 (hr⁻¹)

以下に記述する固定床による実験では反応初期の活性の高い触媒を用い、しかも反応温度は 465°C を最高として行なったので熱分解反応の寄与を無視することができ、接触分解反応の領域で実験したものとみなしうる。

流動床反応器については最高 530°C までの温度で実験した。しかしこの場合でも反応初期の高活性の触媒であるため、分解反応の総括活性化エネルギーを求めてみると Fig. 4 から約 14 kcal/mol と非常に小さな値が得られる。また 465°C で同じく高活性の成型触媒を用いて固定床で *n*-ドデカンを分解した場合の活性化エネルギー 18 kcal/mol と比較しても、生成物に C₁, C₂ が少ない点からみても熱分解の寄与は十分無視できる

Fig. 4 Arrhenius Plots (Fresh Catalyst)

程度と考えられる。Fig. 4 にみられる固定床と流動床における速度定数 k 値の違いの原因は触媒の有効係数の違いとも考えられるが、Greensfelder らの報告¹⁹⁾ にも見られるごとく主として原料炭化水素の違いと思われる。

3.2 反応初期の活性低下

固定床反応器による反応初期の活性低下の温度依存性に関する実験結果および窒素希釈の有無による活性低下の差異について Fig. 5 に示した。なお Fig. 5 に示した実験では窒素希釈の場合原料炭化水素をモル比で 3 倍に希釈したが接触時間は同一にとった。本図より高温ほど触媒活性が高く、またすでに報告されているように¹⁷⁾ $\log k$ と $\log \tau$ がほぼ直線関係にあることおよび図の直線の傾斜は温度によりほとんど変わらないことがわかる。また活性および活性低下はともに窒素希釈によりわずかに影響されるにすぎない。

Fig. 5 Deactivation of Catalyst in Fixed Bed

$\log k$ と $\log \tau$ が直線関係にあること、すなわち $k \propto \tau^{-m}$ (m は定数) で表わされることは τ を 0 に外そうすれば k の値が無限大になることから明らかなように触媒の初期活性を推定する手段としては有用でない。本報では触媒活性低下を定量的に取り扱うことに意味があるので、単に k と τ の相関関係のみに重点をおき、 $k \propto \tau^{-m}$ なる式を使用した。

一方流動床反応器においても窒素希釈の系で反応経過に伴う活性低下を求め、結果を Fig. 6 に示した。この場合も $\log k$ と $\log \tau$ の関係がよい直線性を示した。また高温ほど活性が高

Fig. 6 Deactivation of Catalyst in Fluidized Bed (N₂ Dilution)

いことも固定床の場合と変わらないが、 $\log k$ - $\log \tau$ の直線の傾斜は低温ほど急であり、活性低下が著しいことが明らかである。なお $k \propto \tau^{-m}$ としたときの m の値を流動床の場合について Table 1 に示す。

Temperature (°C)	m -Value
440	0.36
470	0.27
500	0.24
530	0.22

活性の低下が低温ほど著しいことについて種々の原因が考えられるが特別の検討は行なわなかった。

本報告では活性低下に関する Fig. 6 の結果について別に実験を行ない、この直線のこう配が反応温度のみに依存し、接触時間によらないことを確かめた。そして各温度において反応開始後 1 分の時点の活性を初期活性と定め、活性が初期値の 80% まで低下する時間 τ を求め、その期間 τ 内で反応を行なって生成物の温度および接触時間による変化を測定した。それゆえ本実験では反応温度を与えるとそれに対応する τ 値が一義的に決定されることになる。なお本実験において初期値に対して 80% までの活性で実験を行なったことは単に便宜上決めたことであって、50% あるいは 30% までの活性で行なっても得られる結果が若干平行移動するのみであり、本質的にはなんら差異はない。

3.3 生成物分布

固定床および流動床反応器による実験結果の例を Table 2 および Table 3 に示す。

3.3.1 炭素数分布

反応生成物は主として C₃, C₄, C₅ の直鎖状および分岐状炭化水素で、これらの合計は反応した原料の約 70 wt% を占める。炭素数分布の一例を示すと Fig. 7 のごとくであり、これは Greensfelder らが得た結果とよく似ている。炭素数分布に及ぼす温度の影響を Fig. 8 に示す。高温になるほど熱分解反応の生成物と思われる C₁ および C₂ が増加するとともに C₃ が増加し、C₄ および C₅ は逆に減少することがわかる。このような傾向はカルボニウムイオン機構を考え、炭素骨格の異性化した第 3 級のイオンが直鎖の第 2 級イオンよりエネルギー的に安定であるという仮定を用いると定性的に理解できる。すなわち本条件下ではカルボニウムイオンの骨格異性化はきわめて速いと考えれば、低温ほど第 3 級イオンの相対安定度は高くな

Table 2 Experimental Results by Fixed Bed Reactor

Run No.	011	004	007	009	002	008	010	003	006
Temperature (°C)	415	415	415	435	435	435	465	465	465
Contact Time (sec)	2.03	3.43	5.86	1.98	2.91	5.78	1.88	2.96	5.27
Process Period (min)	18.9	18.9	18.9	19.5	19.5	19.5	20.3	20.3	20.3
Conversion (%)	3.9	5.5	7.8	5.1	6.8	11.0	9.4	11.2	17.0
Products moles/100 moles feed									
H ₂									
CH ₄	0.10	0.21	0.24	0.17	0.20	0.57	0.36	0.62	1.38
C ₂ H ₆ +C ₂ H ₄	0.24	0.38	0.45	0.39	0.48	1.00	1.09	1.57	2.65
C ₃ H ₈	1.29	2.18	3.76	1.90	2.76	5.46	4.53	5.36	9.51
C ₄ H ₁₀	1.89	3.34	4.26	2.98	4.99	6.52	7.88	9.26	12.83
i-C ₄ H ₁₀	1.59	2.59	3.89	1.89	2.31	5.63	3.22	3.36	8.08
n-C ₄ H ₁₀	0.71	0.96	1.28	0.80	1.14	1.86	1.70	1.55	2.90
i-C ₅ H ₁₂	2.76	2.90	2.20	3.13	2.47	2.37	3.21	2.62	2.46
n-C ₅ H ₁₂	2.11	2.47	1.73	2.43	1.94	1.86	2.65	2.04	1.83
i-C ₆ H ₁₄	1.01	1.89	1.85	1.12	1.66	2.56	1.59	1.80	2.93
n-C ₆ H ₁₄	0.21	0.31	0.33	0.30	0.43	0.51	0.41	0.48	0.62
i-C ₇ H ₁₆	0.78	1.28	1.10	1.05	1.55	1.49	1.70	1.76	2.08
n-C ₇ H ₁₆	0.36	0.53	0.38	0.49	0.76	0.55	0.80	0.86	1.01

Table 3 Experimental Results by Fluidized Bed Reactor

Run No.	81	77	34	28	23	15	45
Temperature (°C)	470	470	470	470	470	470	470
Contact Time (sec)	0.22	0.44	0.98	1.61	3.38	5.84	10.50
Process Period (min)	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0	11.0
C ₁₈ Concentration	0.26	0.26	0.27	0.29	0.27	0.27	0.32
Conversion (%)	14.5	19.9	27.2	36.4	53.8	73.7	90.0
Products moles/100 moles feed							
H ₂	0.42	0.82	1.07	2.20	2.80	16.90	13.20
CH ₄	0.15	0.22	0.90	2.88	5.85	16.25	19.31
C ₂ H ₆ +C ₂ H ₄	0.97	1.30	3.52	6.00	7.50	15.40	17.22
C ₃ H ₈	4.07	6.33	10.72	14.20	22.11	37.09	50.50
C ₄ H ₁₀	14.74	21.70	25.89	33.38	45.20	56.75	48.41
i-C ₄ H ₁₀	3.86	6.28	10.98	14.83	26.33	51.23	73.79
n-C ₄ H ₁₀	2.02	2.28	4.88	6.58	10.51	15.33	18.51
i-C ₅ H ₁₂	6.68	9.48	11.61	15.05	19.29	21.47	11.76
n-C ₅ H ₁₂	7.81	11.74	14.60	21.00	27.40	27.30	15.20
i-C ₆ H ₁₄	2.16	3.40	5.64	8.04	14.45	18.74	28.92
n-C ₆ H ₁₄	0.67	0.98	1.33	1.81	2.98	3.66	3.91
i-C ₇ H ₁₆	5.23	7.14	8.93	11.77	15.73	12.24	5.11
n-C ₇ H ₁₆	2.42	3.14	3.90	5.19	6.88	5.86	2.70

Fig. 7 Carbon Number Distribution of Products at 50% Conversion (Fluidized Bed)

り、したがって低温ほど第3級イオンの割合が増加する。このように骨格異性化したカルボニウムイオンの β 開裂では分解生成物の最小単位はC₄となり、生成物中のC₄、C₅成分の増加が説明される。次にFig. 9では接触時間に対する炭素数ごとの選択率の変化を470°Cの反応について示した。あまり大きな変化は認められないが、C₁、C₂がわずかに増加する一方、C₃、C₄およびC₅は減少傾向にある。これは生成炭化水素の再分解と環化、重合等による中級オレフィンの消費のためと思われる。

3.3.2 炭素骨格異性化

生成したC₄およびC₅の炭化水素について炭素鎖の分岐したものと同直鎖のものの比を反応の接触時間に対してプロットするとFig. 10のごとくなる。接触時間とともに分岐/直鎖の比

が増大するが、供給した炭化水素がn-ヘキサデカンであるにもかかわらず接触時間0に外そうしてもこの比はC₄について1.0、C₅について2.5の値を示す。この事実は尾崎ら¹⁴⁾も指摘しているように原料炭化水素が触媒上でイオン化した後骨格異性化する反応が β 開裂に比較して速い反応であることを意味する。

3.3.3 生成オレフィンの水素化

主生成物であるC₃~C₅の炭化水素について、分岐および直鎖のオレフィン、パラフィンを接触時間に対してプロットし、Fig. 11, 12およびFig. 13に示した。直鎖ブテン、分岐および直鎖ペンテンには二重結合の位置が異なる異性体が含まれている。しかしこれら生成物の量比は各実験を通じてすべて一定の比率を保っているため、二重結合の移動はほとんど平衡値に達していると考えられる。そこで図ではグループ別に表示した。

Fig. 8 Effect of Temperature on Carbon Number Distribution at 50% Conversion (Fluidized Bed)

Fig. 9 Effect of Contact Time on Carbon Number Distribution (Fluidized Bed)

 Fig. 10 Branched to Straight Chain Ratio of C₄ and C₅ Products (Fluidized Bed)

C₁ および C₂ については接触時間とともに増大しているが、これは前述のように熱分解および生成物の再分解によるものと思われる。

C₃, C₄ および C₅ のオレフィンはすべて反応初期に多量に生成し、接触時間とともにピークを描いて減少する。そして分岐オレフィンと直鎖オレフィンの割合も常にほぼ一定である。パラフィンも接触時間とともに増加するが、特に分岐パラフィンの生成速度が直鎖パラフィンのそれに比較して著しく大きい。

以上の事実より分解反応によって生成したオレフィンが水素化されていることは明らかである。しかし必ずしも分岐オレフィンから分岐パラフィンが、直鎖オレフィンから直鎖パラフィンが生成しているのではない。すなわちオレフィンの異性化反応はシリカ-アルミナ上では水素化反応に比べて非常に速く進行し¹⁰⁾、またオレフィンが触媒上で容易にカルボニウムイオン

 Fig. 11 Distribution of C₁~C₅ v.s. Contact Time (Fluidized Bed)

 Fig. 12 Distribution of C₄ Group v.s. Contact Time (Fluidized Bed)

 Fig. 13 Distribution of C₅ Group v.s. Contact Time (Fluidized Bed)

を生成することを考えると次のような反応経路図が考えられる

(I), (I'), (II), (II'), (III), (III') の反応は (IV), (V) の反応に比べて非常に速く、擬似平衡に達していると考えられる。また (V) の反応も (IV) の反応に比べかなり速い。すると反応物の全体の流れは反応 (V) により第3級カルボニウムイオンが水素化されて分岐パラフィンとなり、それを補償するため分岐オレフィンは第3級カルボニウムイオンに、また直鎖オレフィンは第2級カルボニウムイオンを経て第3級カルボニウムイオンとなるわけである。なおこのような経路によって生成するパラフィン以外に分解の過程から直接生成するパラフィンも当然存在する。上記水素化反応は水素供給源との関連において炭素質生成反応と密接な関係をもつが、それについては続報で詳細に検討する予定である。

4 総 括

固定床および流動床反応器を用いてシリカ-アルミナ触媒により *n*-パラフィンの分解による C_3 , C_4 , C_5 オレフィンの生成反応を研究し、次の結果を得た。

(1) 本触媒を用いて高級パラフィンから中級オレフィンを生成せしめる場合総括活性化エネルギーより判断して炭素質付着量の少ない高活性触媒では 520°C 以下、炭素質の多量に付着した低活性触媒でも 470°C 以下であれば接触分解反応が主体であって熱分解反応の寄与は無視しうる。

(2) 接触分解反応時、触媒活性 (反応速度定数) k の反応経過時間 τ に対する関係は

$$k\tau e^{-m}$$

で表わされ、 m の値は 0.2~0.4 である。活性低下は低温ほど著しい。

(3) これら C_3 , C_4 , C_5 のオレフィンは反応中生成水素により逐次水素化されてパラフィンに変化する。特に分岐パラフィンが生成しやすい。

引用文献

- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., *Ind. Eng. Chem.*, **37**, 514 (1945).
- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., *ibid.*, **37**, 983 (1945).
- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., *ibid.*, **37**, 1038 (1945).
- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., *ibid.*, **37**, 1168 (1945).
- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., Good, G.M., *ibid.*, **41**, 2573 (1949).
- Thomas, C.L., *ibid.*, **41**, 2564 (1949).
- Verbon, C.F., *J. Catalysis*, **2**, 280 (1963).
- 奥田典夫, 立花太郎, 触媒, **4**, 54 (1962).
- Plank, C.J., Siblet, D.J., Smith, R.B., *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 742 (1957).
- Plank, C.J., Rosinski, E.J., Hawthorne, W.P., *Ind. Eng. Chem., Product Research and Development*, **3**, 165 (1964).
- Benesi, H.A., *J. Phys. Chem.*, **61**, 970 (1957).
- Bailey, W.A., Sartor, A.F., "Advances in Petroleum Chemistry and Refining", edited by McKetta, J.J., Vol. V, 209 (1962), Interscience Publishers.
- 功刀泰碩, 藤元 薫, 日本化学会第 17 年会講演 (昭和 39 年).
- 尾崎 萃, "触媒工学講座", 第 7 巻, 245 (1964) 地人書院.
- Franklin, J.L., Nickolson, D.E., *J. Phys. Chem.*, **60**, 59 (1956).
- Fabuss, B.M., Smith, J.O., Satterfield, C.N., "Advances in Petroleum Chemistry and Refining", edited by McKetta, J.J., Vol. IX, 154 (1964), Interscience Publishers.
- Voorhies, A., *Ind. Eng. Chem.*, **37**, 318 (1945).
- Blue, R.W., Engle, C.J., *ibid.*, **43**, 494 (1951).
- Greensfelder, B.S., Voge, H.H., Good, G.M., *ibid.*, **37**, 1168 (1945).

国内ニュース

石油業界 43 年度設備投資計画縮小へ 石油業界は内外の経済環境がきびしくなっているため、43 年度の設備投資は資金調達面などから現在の見通しより縮小せざるをえないだろうとの見通しを強めている。10 日開かれた石油連盟理事会でも生産設備や公害防止設備、備蓄設備に対する投資を抑えることは不可能だが、ガソリンスタンドなどの流通設備については投資を削減する事態も予想されるとの見方が支配的だったようである。このため石油連盟では産業構造審議会産業資金部会が決める 43 年度設備投資計画の基礎資料となる石油関係設備投資計画の作成に当って、必要とあれば投資調査を行なう方針である。昨年 9 月にまとめて産業構造審議会産業資金部会に提出された石油精製業界の 43 年度設備投資計画は 2,424 億円となっており、42 年度計画 1,886 億円を 3 割近く上回る見通しである。これは生産設備への投資が 1,534 億円 (42 年度 1,205 億円) とふえるだけでなく、流通設備への投資も油そう所やガソリンスタンドの増強が 829 億円 (同 624 億円) 予定されているからである。一方この設備資金の調達については自己資金に約 4 割を依存するものの、借入金が外資 208 億円を含めて 1,308 億円に達するので、石油業界ではアメリカのドル防衛策やわが国の金融引締め策の影響によって、この設備投資計画を縮小することになろうとの見方を強めている。ただ生産設備については石油審議会

による設備許可に基づくものであり、重油脱硫装置などの公害防止設備や備蓄タンクの建設も政府や需要家から要請されているものだけに、投資を繰り延べにくい。したがってガソリンなどの販売競争を押えて価格回復を図るためにも流通設備の投資を削減することになりそうだ。(日本経済 11/1)

通産省、年内 120 万 kl だけ発券 通産省は C 重油の国内市況が供給過剰で値下がりする傾向にあるため、21 日、42 年度下期 (本年 10~来年 3 月) 重油輸入発券わく 465 万 kl のうちとりあえず 120 万 kl だけを年内に発券する方針を決めた。同省では残りのわくについては、国内の在庫水準を考慮に入れて発券するかどうかを決めることにしている。同省や石油業界によると、中東戦争後のタンカー運賃市況高騰のため、石油精製会社は、重油を単体で輸入するのを手控え、代ってガソリン分など高く売れる成分を含んでいる原油を輸入して精製する方向に転換している。このため各社とも下期にはいってフル操業を続けているが、各社の需要見通しがやや過大なきらいもあって特に C 重油のダブつきが目立ち、業者間転売物では kl 当たり 5,000 円前後に落ち込んでいる。このように運賃の高騰の際に用船したタンカーが到着して原油高になっているにもかかわらず、重油の価格が業界の思うように上がらないことから、業界内部では、下期にこれ以上の重油輸入をすべきではないとの意見と、低いおう化対策上、輸入発券すべきでないとの意見が出て通産省に決着を求めている。(日本経済 12/22)