

PROSES KATALITIK KRAKING

Ir. A.S. Nasution MSc.

1. PENDAHULUAN

- * Proses perengkahan fraksi minyak berat menjadi fraksi ringan (seperti bensin) dapat dilakukan tanpa katalis; yang disebut: Thermal cracking dan dengan bantuan katalis padat monofungsional - yaitu: catalytic cracking.
- * Proses katalitik kraking (catalytic cracking process) pertama dikenal pada tahun 1923 oleh Eugene Houdry, yang sejak itu teknologi dan mutu katalis proses kraking ini telah berkembang dengan pesatnya.
- * Teknologi proses katalitik kraking ini telah dikembangkan dari fixed bed, moving bed, sampai fluidized bed dan demikian pula perbaikan mutu katalis telah disempurnakan dari alumina silikat natural, sintetik baik yang bentuk amorf maupun bentuk zeolit.
- * Pada halaman berikut akan diuraikan mengenai kondisi proses, reaksi, dan pengaruh beberapa faktor operasi dari proses katalitik kraking. Dan juga beberapa hasil penelitian dari proses kraking tersebut.

2. PROSES KATALITIK KRAKING

2.1 Kondisi proses

2.1.1 Bahan baku

- * Bahan baku yang dipergunakan pada proses katalitik kraking ini adalah fraksi berat, yaitu di antaranya fraksi minyak 250 - 550°C, (tabel 1) yang terdiri dari senyawa hidrokarbon dan non hidrokarbon.

Sifat bahan baku	Light gas oil	Heavy gas oil	Vacum gas oil
Derajat API	33,4	24,2	20,5
Distilasi °F			
20 % vol	494	690	712
50 % vol	536	781	900
80 % vol	597	917	1200
Conradson Carbon residu % berat	0,06	0,28	2,6

Jenis bahan baku proses katalitik kraking Tabel 1 (1)

Senyawa hidrokarbon

- * Komposisi hidrokarbon dapat mempengaruhi prosentase dan mutu produk. Kecepatan reaksi perengkahan pada proses katalitik kraking dipengaruhi oleh jenis molekul hidrokarbon sebagai berikut.
- * Kecepatan relatif perengkahan dari hidrokarbon menurun dari olefin>naftene>iso parafin>parafin>aromat. Jadi bahan baku yang aromatis yang mempunyai conradson carbon residu yang tinggi akan menghasilkan produk yang rendah.
- * Semakin besar molekul hidrokarbon, semakin tinggi pula kecepatan perengkahannya.

Senyawa non hidrokarbon

Bahan baku fraksi berat minyak di samping mengandung sebagian besar senyawa hidrokarbon, dijumpai pula senyawa non hidrokarbon seperti;

- * Senyawa yang mengandung Sulfur, Nitrogen, Alkali tanah dan Ba
- * Asfalten yang mengandung metal seperti Ni, Cu, V, Fe (2)

Senyawa Alkali tanah dan senyawa basa

Senyawa alkali tanah (Na, K, Ca, Ba) dan senyawa basa dari dekomposisi senyawa nitrogen akan dapat menetrasi katalis kraking, yang mengakibatkan penurunan daya rengkah katalis. (2)

Senyawa metal berat dan senyawa sulfur

Senyawa metal berat dapat mendehidrogenasi hidrokarbon jadi olefin, yang kemudian olefin yang terbentuk tersebut, bergabung (berkondensasi) membentuk koks pada permukaan katalis. (2)

Dan senyawa sulfur dapat pula mempercepat pembentukan koks tersebut.

2.1.2 Kondisi Operasi

Kondisi operasi proses katalitik kraking untuk ketiga jenis proses katalis (fixed bed, moving bed dan Fluidized bed) adalah sebagai berikut (Tabel 2).

Kondisi operasi berbagai jenis proses katalitik kraking
(1) Tabel 2

Kondisi operasi	Fixed bed	Moving bed	Fluidized bed
* <u>Reaktor</u>			
Temperatur °C	450 – 485	415 – 510	475 – 575
Tekanan g/cm ²	490 – 2100	700 – 1100	350 – 1400
* <u>Regenerator</u>			
Temperatur °C	455 – 485	515 – 585	565 – 620
Tekanan g/cm ²	1400 – 3500	atm	atm
* <u>Udara temperatur °C</u>	370 – 430	540	350 – 700
* <u>Bentuk katalis</u>	butir	butir	bubuk
* <u>Perbandingan katalis/Hidrokarbon</u>	—	2,5 – 6	3 – 10
* <u>Kecepatan umpan LHSV</u>	0,75 – 1,5	2,5 – 6	7 – 15
* <u>Kadar hidrogen di dalam koks, % berat</u>	2,7	2,5 – 8	50 – 15
* <u>Sirkulasi umpan % vol</u>	—	25	50 – 150

Khusus untuk proses katalitik kraking yang moving bed dan fluidized bed dipakai kondisi operasi tambahan berikut (1)

- * Combined feed rate (CFR)
CFR₁ = Fresh feed rate + Recycle feed rate
- * Combined feed ratio (CFR)

$$CFR = \frac{\text{Combined Feed Rate}}{\text{Fresh feed rate}}$$
 Catalyst Hold up in vessel (Ton)
 Yaitu jumlah katalis di dalam unit
- * Catalyst circulation rate (CCR) (Ton/min)
CCR = Kecepatan sirkulasi katalis di dalam unit
- * Catalyst Residence time (CRT) = min

$$CRT = \frac{\text{Catalyst Hold up in vessel}}{\text{Catalyst circulation rate}} = (\text{min})$$
- * Catalyst to oil ratio (C/O) = (% berat/berat)

$$C/O = \frac{\text{Catalyst Circulation rate}}{\text{Combined feed rate}} = (\% \text{ berta/berat})$$
 C/O menunjukkan "Severity of Catalyst Action"
- * Weight Hourly Space Velocity (WHSV) (jam⁻¹)

$$WHSV = \frac{\text{Weight of Combined feed per hour}}{\text{Weight of Catalyst in reactor}}$$
- * Catalyst contact time (CCT) (min)

$$CCT = \frac{60}{WHSV \times C/O} = (\text{min})$$

2.1.3 Katalis

- * Jenis katalis kraking yang dipakai dalam proses katalitik kraking ini adalah katalis Al₂O₃ - SiO₂ baik natural (misalnya Bentonit) maupun sintesis (amorf - dan zeolit). Al₂SiO₃ - SiO₂ sintesis dibuat dari Na silikat.
- * Katalis Mg - Si juga dapat dipakai akan tetapi angka oktan produk yang dihasilkan lebih rendah dari pada dengan katalis Al - Si.
- * Khrom dapat menaikkan stabilitas struktur katalis Al - Si pada saat pembakaran koks dari katalis.
- * Proses katalis pada unit katalitik kraking dapat dibagi 3 jenis berikut:
 - Tetap (fixed bed)
 - Bergerak (moving bed)
 - Mendidih (Fluidized bed)
 dimana katalis butir (bukan bubuk) dipakai pada fixed bed dan moving bed sedang pada fluidized bed dipakai katalis bentuk bubuk.
 Distribusi partikel katalis bubuk yang baru (fresh) adalah sebagai berikut: (3)

partikel / u	0 – 20	20 – 40	40 – 50	80
butir = / u				
% berat	2	10 – 70	60 – 65	5 – 30

Partikel yang paling halus ($0 - 20/\mu$) biasanya hilang terbawa (keluar) bersama produk dan gas hasil pembakaran koks.

- * Dengan menaikkan porositas katalis Al - Si, maka keasaman dan aktifitas katalis akan naik, akan tetapi kestabilan katalis terhadap panas dan uap air akan menurun. (4)
- * Konsentrasi Al_2O_3 dalam katalis kraking $Al_2O_3 - SiO_2$ ada 2 macam, yaitu :
 - $Al_2O_3 = \pm 12$ % berat (low alumine katalis) LA
 - $Al_2O_3 = \pm 25$ % berat (high alumine katalis) = HA
- * Aktifitas katalis kraking high alumine lebih besar dan lebih mahal dibanding dengan katalis low alumine.

- * Katalis kraking baru (fresh catalyst) terlalu aktif sehingga selektifitas katalis tersebut menjadi rendah. Untuk mendapatkan selektifitas katalis yang optimal, aktifitas katalis harus diturunkan sedemikian sampai diperoleh mutu katalis equilibrium (equilibrium catalyst) yang mempunyai selektifitas katalis.
- * Pembentukan koks pada permukaan katalis kraking berjalan cepat sehingga katalis tersebut (spend catalyst) harus diregenerasi secara kontinue. Pada tabel 3, 4 berikut ditunjukkan sifat-sifat katalis baru dan equilibrium.

Pada tabel 3, 4 berikut ditunjukkan sifat-sifat katalis baru dan equilibrium.

Sifat katalis kraking bukan bubuk (1)

Tabel 3

	Amorf		Zeolite	
	Fresh	Equilibrium	Fresh	Equilibrium
Komposisi katalis, % berat				
- Al_2O_3	12	12	13	13
- SiO_2	88	88	87	87
Berat jenis 'bulk' g/cm^3	0,74	0,81	0,82	0,86
Diameter partikel rata-rata, inci	0,14	0,12	0,14	0,12
Luas permukaan, m^2/g	200	135	140	102
Volume pori, cm^3	0,46	0,37	0,44	0,40

Sifat katalis kraking bubuk (1)

Tabel 4

	Amorf		Zeolite	
	Fresh	Equilibrium	Fresh	Equilibrium
Komposisi katalis, % berat				
Al_2O_3	28	28	31	31
SiO_2	72	72	69	69
Luas permukaan m^2/g	415	140	335	97
Berat jenis bulk gr/cm^3	0,39	0,70	0,52	0,68
Ukuran partikel, % berat				
0 - 20 μ	2	0	2	0
0 - 40 μ	17	8	19	6
0 - 80 μ	68	68	72	75
Ukuran partikel rata-rata, μ	65	63	62	62

Jadi pada proses katalitik kraking dikenal jenis katalis berikut

- **Fresh Catalyst**
yang diinjeksikan secara periodik ke dalam regenerator untuk mengimbangi deaktivasi katalis.
- **Spent (used) Catalyst**
Katalis yang telah dipakai di dalam reaktor dan kemudian diregenerasikan di dalam regenerator.
- **Regenerated Catalyst**
Katalis yang telah diregenerasi di dalam regenerator dan kemudian masuk ke dalam reaktor equilibrium catalyst di dalam reaktor.

2.1.4 Proses katalitik kraking komersil

- * Perkembangan proses katalitik kraking komersil cukup pesat. Unit kraking pertama yaitu fixed bed th. 1923 telah didisain oleh Eugene Houdry, yaitu seorang insinyur Perancis dan dibangun di Amerika Serikat pada th, 1936 oleh Houdry Process Corporation. (2)

Kemudian pada th. 1943 dibangun proses Thermofor Catalytic cracking yaitu moving bed oleh Socony Mobil Oil Company.

Dan unit kraking ini disempurnakan lagi pada th. 1972 dari moving bed menjadi Fluidized bed.

Fluidized Circulated Cracking Unit (FCCU) berkembang dengan pesat dan sampai saat ini dikenal 5 jenis yaitu: (2)

Model I
Model II
Model III
Model IV
Riser Cracking Unit

Model I

Model I FCCU ini didisain oleh Standard Oil Company. Pada model I ini siklon untuk pemisah katalis dari hidrokarbon ditempatkan di luar reaktor dan regenerator.

Model II

Disain pertama model II oleh Standard Oil Development Company pada th. 1944. Pemisahan katalis dan hidrokarbon pada model II dilakukan dengan bantuan siklon yang ditempatkan di dalam reaktor dan regenerator.

Model III

Model III ini didisain oleh M.W. Kellogg pada th. 1947.

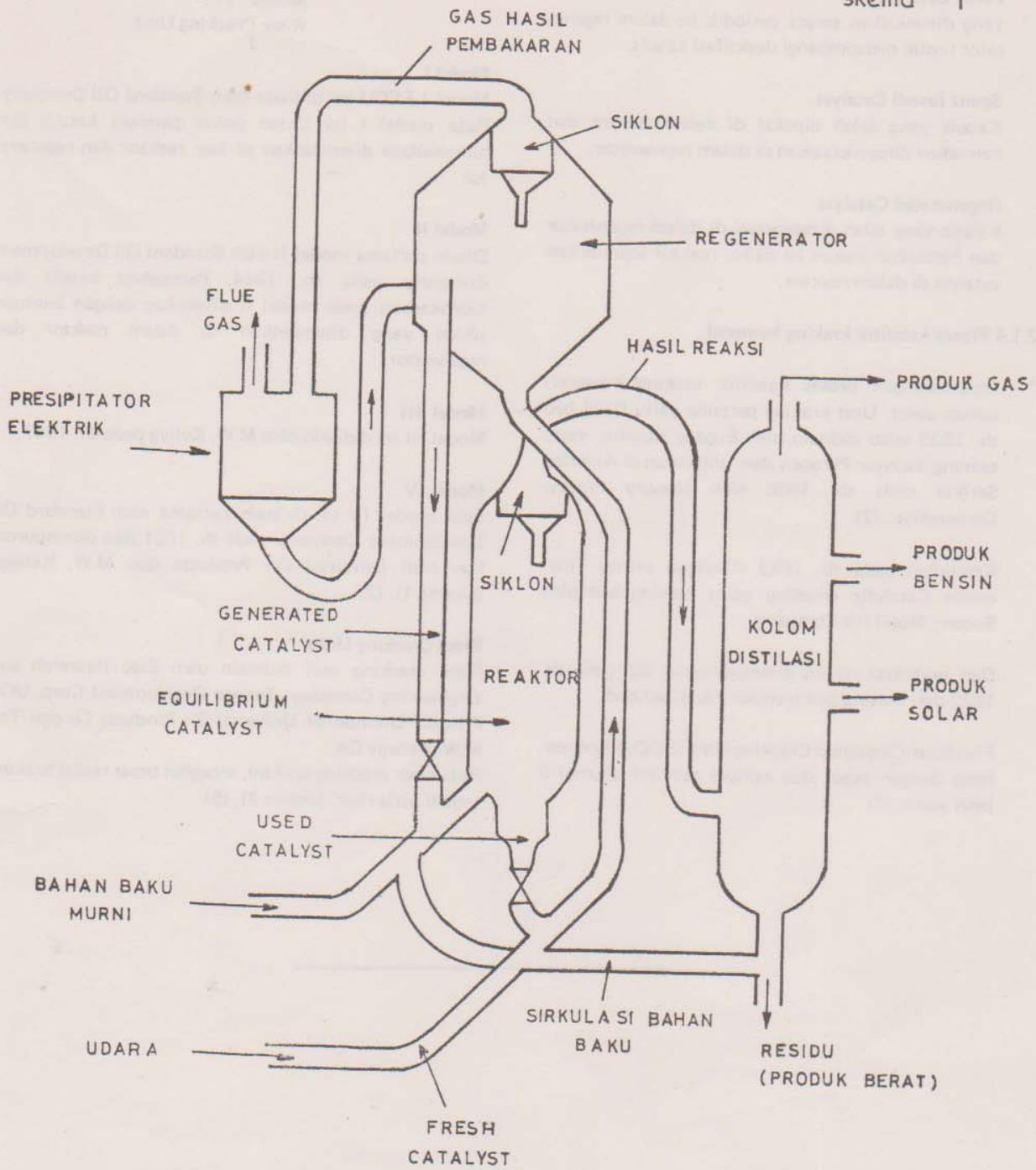
Model IV

Esso model IV ini didisain pertama oleh Standard Oil Development Company pada th. 1951 dan disempurnakan oleh Universal Oil Products dan M.W. Kellogg (Skema 1). (2)

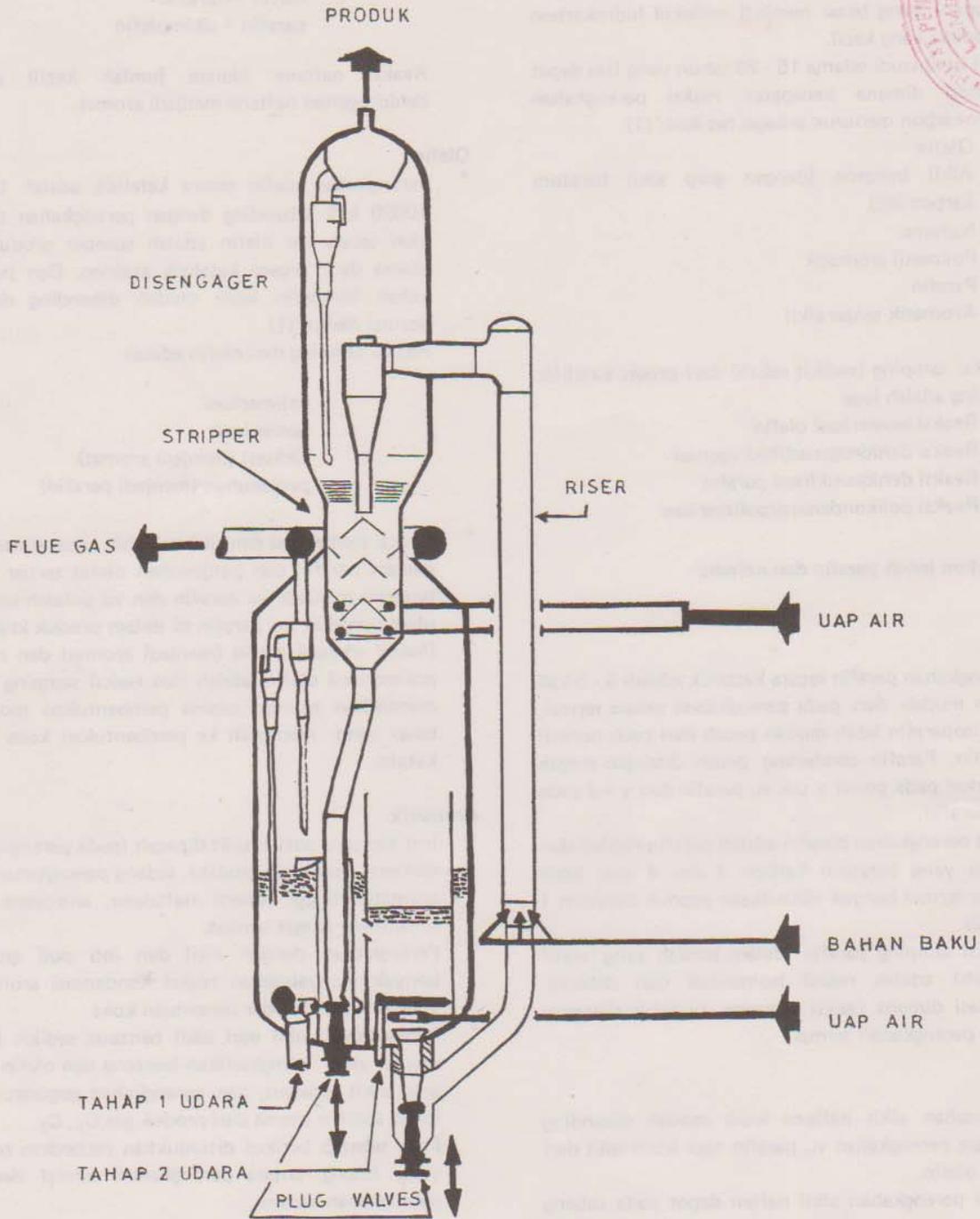
Riser Cracking Units

Riser cracking unit didesain oleh Esso Research and Engineering Company, Texaco Development Corp, UOP Process, Division of Universal Oil Products Co dan The M.W. Kellogg Co.

Pada riser cracking unit ini, sebagian besar reaksi kraking terjadi pada riser. (skema 2). (5)



SKEMA PROSES KATALITIK KRAKING
MODEL ESSO IV (2)



Skema RISER dari katalitik kraking (5)

2.2 Reaksi Katalitik Kraking

2.2.1 Jenis reaksi katalitik kraking

- * Reaksi utama katalitik kraking adalah reaksi perengkahan dari molekul perengkahan hidrokarbon (umpan) yang besar menjadi molekul hidrokarbon (produk) yang kecil.
- * Dari hasil studi selama 15 - 20 tahun yang lalu dapat diamati dimana kecepatan reaksi perengkahan hidrokarbon menurun sebagai berikut: (1)
 - Olefin
 - Alkil benzene (dengan grup alkil beratom karbon ≥ 3)
 - Naftene
 - Polimetil aromatik
 - Parafin
 - Aromatik tanpa alkil
- * Reaksi samping (sedikit sekali) dari proses katalitik kraking adalah juga
 - Reaksi isomerisasi olefin
 - Reaksi dehidrogenasi/hidrogenasi
 - Reaksi dehidrosiklisasi parafin
 - Reaksi polikondensasi/polimerisasi

Hidrokarbon jenuh parafin dan naftena

Parafin

- * Perengkahan parafin secara katalitik adalah 5 - 6 kali lebih mudah dari pada perengkahan secara termal, dan isoparafin lebih mudah pecah dari pada normal parafin. Parafin cenderung pecah ditengah-tengah molekul pada posisi γ utk n. parafin dan $\gamma + \beta$ pada iso parafin.
- * Hasil perengkahan parafin adalah parafin rendah dan olefin yang beratom karbon 3 dan 4 atau lebih (pada termal banyak dihasilkan produk beratom 1 dan 2).
- * Reaksi samping parafin (dalam jumlah yang relatif rendah) adalah reaksi isomerisasi dan dehidrosiklisasi dimana reaksi samping itu tidak dijumpai pada perengkahan termal.

Naftene

- * Pemecahan alkil naftene lebih mudah dibanding dengan perengkahan n. parafin tapi lebih sulit dari pada olefin.
- * Posisi perengkahan alkil naften dapat pada cabang

alkil atau pada inti naftene sendiri sehingga hasil perengkahan alkil naftena dapat menghasilkan berbagai jenis produk berikut

- olefin + olefin
- olefin + naftene
- parafin + siklo-olefin

Reaksi naftene (dalam jumlah kecil) adalah dehidrogenasi naftene menjadi aromatik.

Olefin

- * Perengkahan olefin secara katalitik adalah 1000 - 10000 kali dibanding dengan perengkahan termal oleh sebab itu olefin adalah sumber produk gas utama dari proses katalitik kraking. Dan perengkahan iso-olefin lebih mudah dibanding dengan normal olefin. (1)
- * Reaksi samping dari olefin adalah:
 - polimerisasi
 - isomerisasi
 - siklisasi (menjadi aromatik)
 - penjenuhan (menjadi parafin)

- * Reaksi isomerisasi dan siklisasi lebih cepat dibanding dengan parafin dan penjenuhan olefin tertier yang tercepat menjadi iso parafin dan ini pulalah sumber utama produk iso parafin di dalam produk kraking.
- * Reaksi siklisasi olefin (menjadi aromatik) dan reaksi polimerisasi olefin adalah dua reaksi samping yang merupakan sumber utama pembentukan molekul besar yang mengarah ke pembentukan koks pada katalis.

Aromatik

- * Inti benzene adalah sulit dipecah (pada perengkahan terkenal jauh lebih mudah), sedang perengkahan inti aromatik tinggi seperti naftalena, antrosene dan fenantrene sangat lambat.
- * Perengkahan dengan alkil dan inti poli aromatik banyak menyebabkan reaksi kondensasi aromatik yang menjadi sumber penentuan koks.
- * Perengkahan alkil dari alkil benzene sedikit lebih mudah yang menghasilkan benzene dan olefin dari grup alkil tersebut, dan perengkahan gugusan alkil inilah sumber utama dari produk gas C_1 , C_2 . Pada tabel 5 berikut ditunjukkan perbedaan reaksi yang hilang antara perengkahan termal dengan perengkahan katalis.

Tabel 5.

Jenis hidrkarbon	Produk	Termal	Katalitik
Parafin $nC_{16}H_{34}$	gas Cair	C_1, C_2, C_3 banyak $C_4 - C_5$: n dan olefin sedikit iso olefin dan iso parafin	$C_3 - C_6$ sedikit n dan olefin banyak iso olefin iso parafin
Naftene		lebih sulit dipecah dari pada parafin	lebih mudah pecah dari pada parafin
Olefin		transfer hidrogen sedikit (olefin — parafin) hidrogenasi olefin tertentu selektif (menonjol) (iso olefin — iso parafin) pecah inti aromatik dapat pecah	transfer hidrogen tinggi (olefin — parafin) selektifitas hidrogen olefin tertentu (iso olefin — iso parafin) pecah gugusan alkil pecah

2.2.2 Mekanisme reaksi katalitik kraking

Mekanisme reaksi katalitik kraking ini dibagi dalam 2 tahap berikut yaitu:

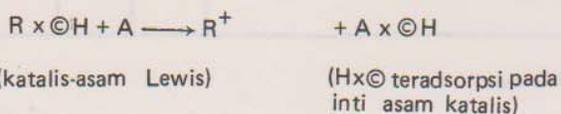
- * Pembentukan ion karbonium
- * Transformasi ion karbonium

2.2.2.1 Pembentukan ion karbonium

Ion karbonium pada zone katalis di dalam reaktor dapat terbentuk dengan 2 cara berikut

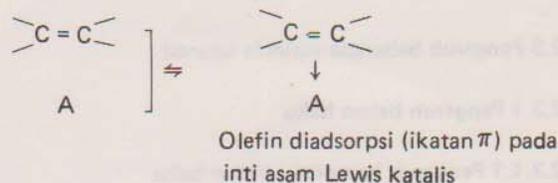
- * Parafin + katalis
- * Olefin + katalis

Mekanisme pembentukan ion karbonium dari antara parafin (umpan) dengan katalis $Al_2O_3-SiO_2$ yang bersifat asam tersebut adalah sebagai berikut (4)

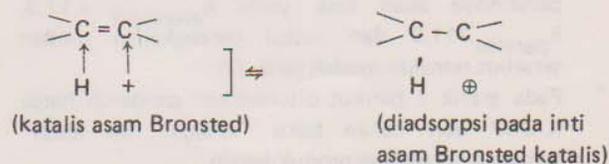


Mekanisme pembentukan ion karbonium antara olefin (yang terbentuk pada perengkahan termal dan parafin di dalam dapur (furnace) dengan katalis adalah sebagai berikut.

Inti asam Lewis katalis (4)



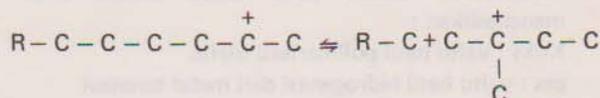
Inti asam Bronsted katalis (4)



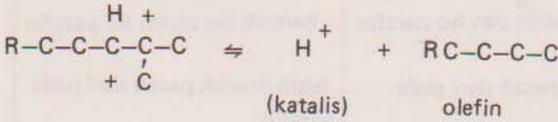
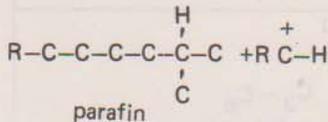
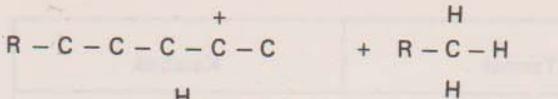
2.2.2.2 Transformasi ion karbonium

Ion karbonium tidak stabil, oleh sebab itu ion karbonium tersebut akan berubah (bertransformasi) menjadi bentuk ion karbon yang lebih stabil, sebagai berikut (1)

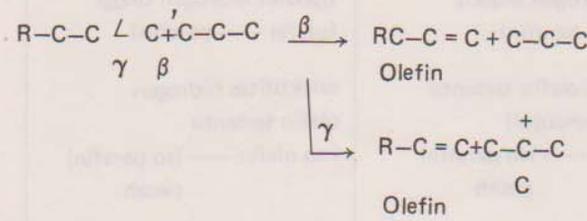
* Isomerisasi



* Transfer atau melepas proton (H^+) ke molekul lain



Pecah (tidak equilibrium)



Jadi produk atau hasil reaksi perengkahan secara katalitik adalah hasil transformasi dari ion karbonium ini, yaitu:

- Parafin (banyak bentuk ion)
- Olefin (banyak bentuk iso)

2.3 Pengaruh beberapa variable operasi

2.3.1 Pengaruh bahan baku

2.3.1.1 Pengaruh komposisi bahan baku

- * Semakin tinggi K = UOP bahan baku maka sifat parafinnya akan naik yaitu $k_{aromatik} < 11,3$, $k_{parafin} > 11,9$ dan reaksi perengkahan umpam tersebut semakin mudah pula. (2)
- * Pada grafik 1 berikut ditunjukkan pengaruh harga K-UOP dari bahan baku "straight run feeds" terhadap persentase produk bersih.

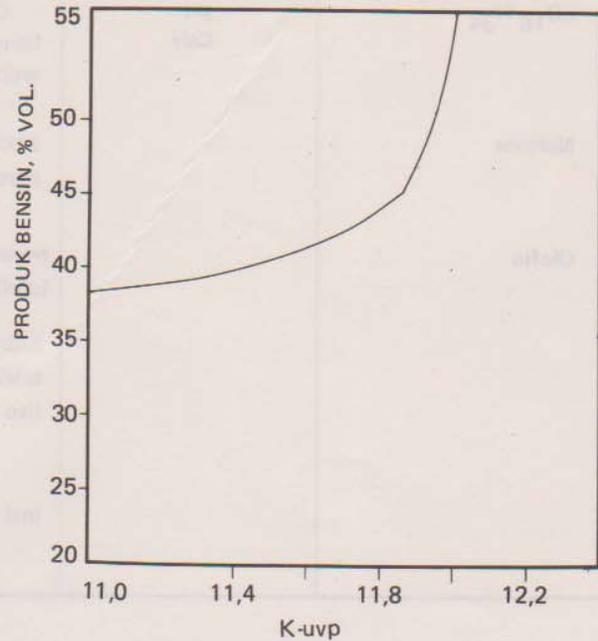
2.3.1.2 Pengaruh kadar metal bahan baku

- * Metal seperti besi (Fe), Vanadium (Va), Nikel (Ni) dan Kuprum (Cu) dijumpai dalam bahan baku.
- * Metal tersebut dapat menempel pada permukaan katalis sehingga daya adsorpsi dan dehidrogenasi dari katalis timbul dan hasil reaksi dehidrogenasi hidrokarbon bahan baku (atau olefin) akan menghasilkan :
Koks : yaitu hasil polimerisasi olefin
gas : yaitu hasil hidrogenasi dari metal tersebut
Metal Ni dan Cu mempunyai daya dehidrogenasi

yang tinggi dan Va $\frac{1}{5} - \frac{1}{4}$ kali Ni serta Fe $\frac{1}{14} - \frac{1}{6}$

PENGARUH K-uvp PADA PROSENTASE PRODUK BENSIN (2)

Grafik 1



Catatan :

Kuvp = parasi $> 11,9$
naftena - aromatik $< 11,3$

Pada tabel 6 berikut ditunjukkan pengaruh metal terhadap distribusi produk.

Pengaruh metal terhadap distribusi produk (2) Tabel 6

Metal efektif, ppm (terhadap Ni)	180	1130	3500
Distribusi produk			
Perbandingan H_2/CH_4	0,7	3	10
Gas CH_4 dan C_2H_6 % berat	5,8	6,6	7,1
Gas C_4 total % vol	14	14	13
Bensin % vol	61	59	54
Kok % berat	2,4	3,1	7,3

Catatan

Metal efektif = dikoreksi terhadap metal Ni

2.3.2 Pengaruh katalis kraking

Katalis kraking $Al_2O_3 - SiO_2$ dikenal 2 jenis yaitu

- * bentuk amorf
low alumina dan high alumina
- * bentuk zeolite

Keasaman katalis kraking high alumina lebih besar dibanding dengan low alumina, sedang distilasi kekuatan asam dari zeolite lebih homogen dibanding dengan katalis kraking amorf.

Sehubungan dengan itu derajat konversi pada zeolite lebih tinggi dari pada amorf dan makin tinggi kadar Al_2O_3 pada katalis kraking amorf semakin besar pula konversi.

Pada tabel 7 berikut ditunjukkan pengaruh jenis katalis kraking pada distribusi produk.

Pengaruh jenis katalis kraking pada distribusi (3) Tabel 7

Distribusi Produk	Amorf		Zeolite
	low alumina	high alumina	
Konversi % vol	61	68	74
H ₂ , % berat	0,074	0,072	0,055
C ₁ + C ₂ % berat	1,6	1,6	1,7
C ₃ , % vol	8,4	8,2	7,4
C ₄ , % vol	6,2	7,4	9,4
Bensin, % vol	50,5	58,0	63,5
Gas oil, % vol	12,0	14,0	13,0
Koks, % vol	6,0	6,0	6,0

2.3.3 Pengaruh kondisi operasi

2.3.3.1. Pengaruh konversi bahan baku

Pada grafik 2 ditunjukkan pengaruh konversi bahan baku terhadap distribusi produk

- * distribusi produk

Dengan naiknya konversi bahan baku dari 45 s/d 70 % volume maka:

Produk gas (H₂ + C₄-) dan C₄ total naik dengan cepat dari 6 sampai 12 % berat (atau naiknya ± 100 % berat)

Produk utama bensin naik dengan pelan dari 30 menjadi 35 % berat (yaitu naiknya ± 15 % berat saja)

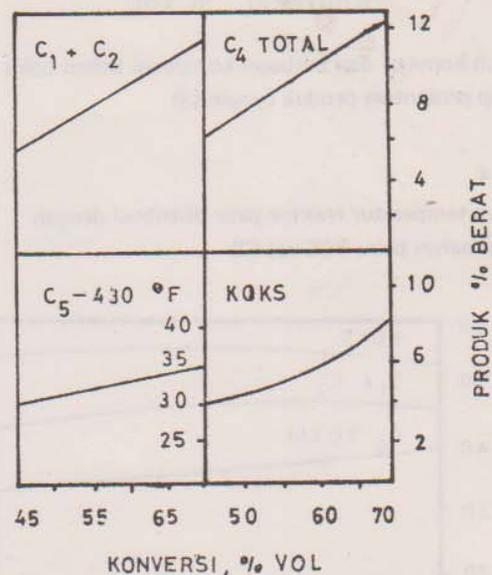
Produk koks yang menempel pada katalis naik dengan cepat pula yaitu dari 4 menjadi 9 % berat.

Jadi prosentase produk utama (atau selektifitas katalis) relatif menurun dengan naiknya konversi dan hal ini disebabkan reaksi perengkahan ini adalah suatu reaksi konsekatif.

2.3.3.2 Pengaruh sirkulasi bahan baku

- * Hidrokarbon parafin lebih dulu pecah di dalam reaktor dibanding dengan hidrokarbon naftena-aromatik, sehingga kadar parafin relatif lebih rendah di dalam sirkulasi bahan baku (recycle feedstock). Oleh sebab itu untuk satu tingkat konversi tertentu sirkulasi bahan baku tidak pecah sampai gas yang tinggi seperti halnya pada bahan baku murni (fresh feedstock).

Grafik 2



Pengaruh konversi bahan baku terhadap distribusi produk (3)

- * Pada grafik 3 berikut ditunjukkan konversi dari bahan baku dengan berbagai campuran dari recycle feedstock terhadap prosentase produk bensin.

2.3.3.3 Pengaruh temperatur reaktor

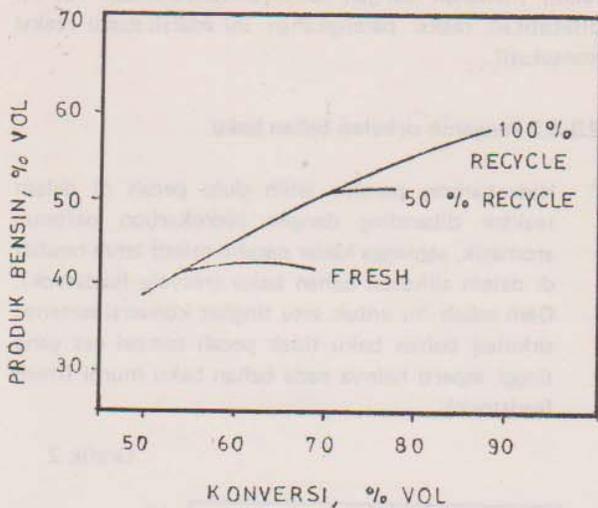
Pengaruh temperatur reaktor pada distribusi produk dengan konversi bahan baku 60 % vol ditunjukkan pada grafik 4 berikut.

Data dari grafik dapat dilihat dimana

- * produk gas C₁, C₂ naik sedikit
- * produk C₄ dan koks relatif konstant
- * produk bensin menurun sedikit

Hal ini mungkin disebabkan perengkahan lanjut dari produk bensin menjadi gas.

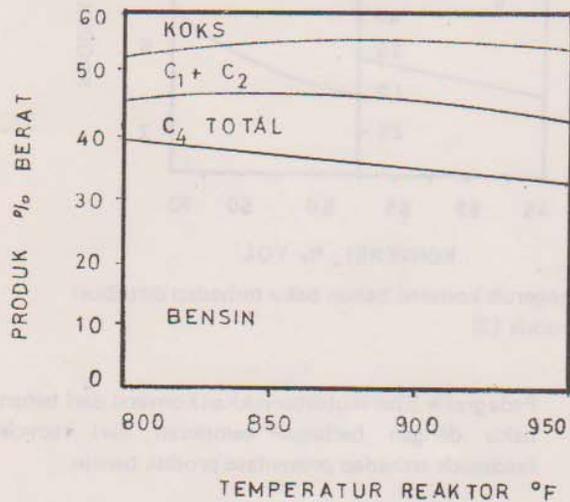
Grafik 3



Pengaruh konversi dari berbagai komposisi bahan baku terhadap prosentase produk bensin (3)

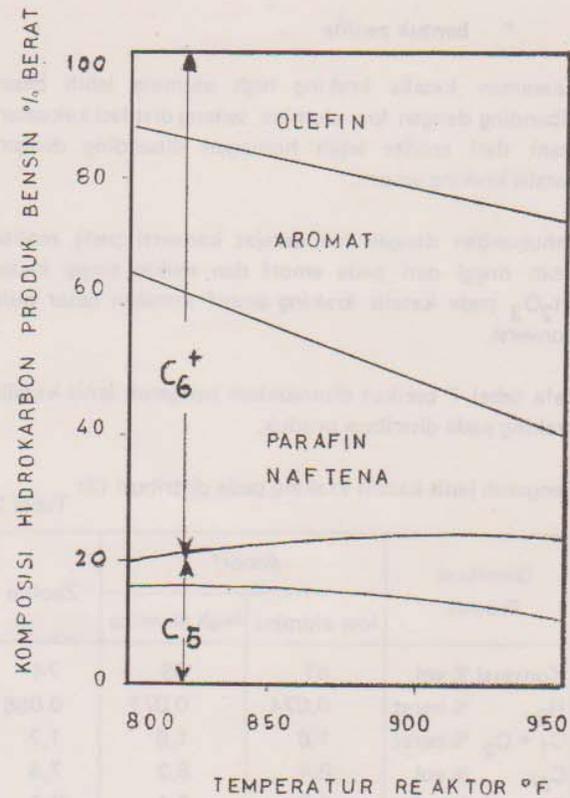
Grafik 4

Pengaruh temperatur reaktor pada distribusi dengan konversi bahan baku 60% vol (2)



Pada grafik 5 berikut ditunjukkan pengaruh temperatur reaktor terhadap komposisi hidrokarbon dari produk bensin.

Grafik 5



Pengaruh temperatur reaktor pada komposisi hidrokarbon produk bensin (3)

Data menunjukkan di mana dengan naiknya temperatur reaktor dari 800 menjadi 950°F, maka

- * kadar olefin dan aromatik naik
- * kadar parafin-naften menurun

Jadi pada temperatur reaktor yang tinggi terjadi perengkahan lanjut dari hidrokarbon parafin-naften menjadi olefin.

3. PENELITIAN PROSES KATALITIK KRAKING DI PPTMGB "LEMIGAS"

3.1 Pengaruh komposisi katalis kraming $Al_2O_3 - SiO_2$

Telah diteliti 4 jenis katalis kraming $Al_2O_3 - SiO_2$ yang masih baru (fresh catalyst) yang datanya ditunjukkan pada grafik 6 berikut.

Data pada grafik 6 tersebut menunjukkan dimana konversi bahan baku dan prosentase produk bensin yang tinggi adalah pada kadar Al_2O_3 =
12,8 % berat - low alumina
25 % berat - high alumina

Data yang diperoleh tersebut menunjukkan dimana pada

katalis $Al_2O_3 - SiO_2$ yang berkesamaan tinggi diperoleh konversi dan produk bensin yang tinggi pula.

3.2 Deaktifasi uap katalis kraming

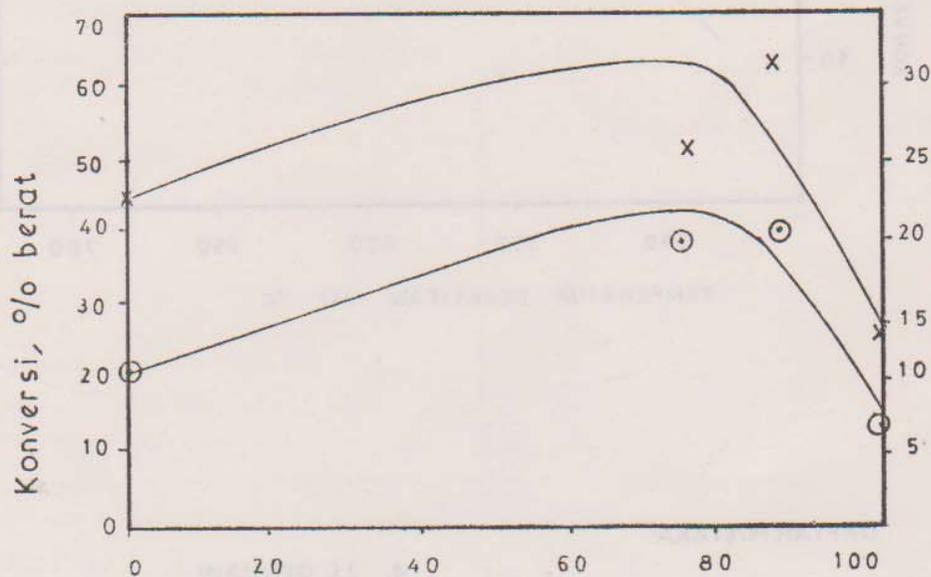
Dalam mendapatkan aktifitas optimal katalis kraming dengan selektifitas yang tinggi, maka katalis kraming $Al_2O_3 - SiO_2$ yang baru perlu diturunkan aktifitasnya dengan deaktifasi uap (steam deactivation).

Pada grafik 7 berikut ditunjukkan pengaruh temperatur deaktifasi uap katalis terhadap konversi dan prosentase produk bensin yang dihasilkan.

Data pada grafik 7 tersebut di atas menunjukkan dimana pada temperatur deaktifasi uap = $600^{\circ}C$, diperoleh prosentase produk bensin yang optimal.

Grafik 6

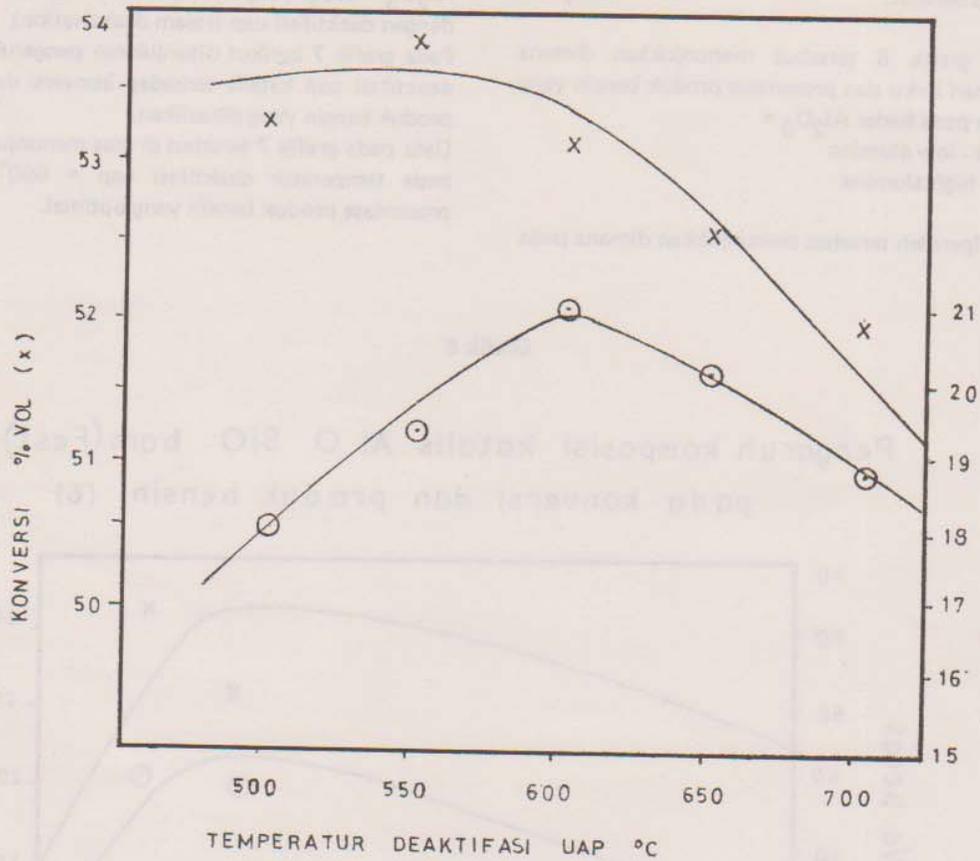
Pengaruh komposisi katalis $Al_2O_3 - SiO_2$ pada konversi dan produk bensin (6)



Kadar Al_2O_3 dari katalis $Al_2O_3 - SiO_2$ % berat

Grafik 7

Pengaruh temperatur deaktivasi uap pd katalis terhadap konversi dan prontase produk bensin (6)



DAFTAR PUSTAKA

1. P.WUITHIER
Raffinage et Genie Chimique vol, Edition Technip, Paris, 1965.
2. W.R. Grace & Davidson
Catalytic Cracking Process (Communication).
3. G.D. HOBSON
Modern Petroleum Technology, Applied Science Publishers Ltd, 1973.
4. J.E. GERMAIN
Catalytic Conversion of Hydrocarbons, Academic Press, London 1969.
5. Ir. A.S. NASUTION M.Sc.
Pengantar Fungsi Katalis, Seminar Lemigas, Jakarta 1976.
6. Ir. A.S. NASUTION M.Sc.
Penelitian Proses Katalitik Kraking PPTMGB "Lemigas".