



UNIVERSITAS INDONESIA

**REAKSI KONVERSI KATALITIK ASETON MENJADI
HIDROKARBON AROMATIK MENGGUNAKAN KATALIS
H-ZSM-5**

DISERTASI

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Doktor

Setiadi

NPM 0706310406

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

DEPOK

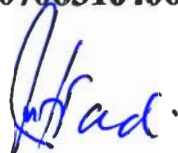
JULI 2011

PERNYATAAN ORISINALITAS

**Disertasi ini adalah hasil karya saya sendiri,
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar**

Nama : Setiadi

NPM : 0706310406

Tanda Tangan : 

Tanggal : Juli 2011









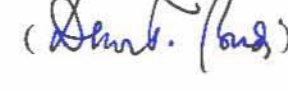
HALAMAN PENGESAHAN

Disertasi ini diajukan oleh

Nama : Setiadi
NPM : 0706310406
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Disertasi : Reaksi Konversi Katalitik Aseton Menjadi Hidrokarbon
Menggunakan Katalis H-ZSM-5

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Doktor pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

DEWAN PENGUJI

Promotor : Prof. Dr. Ir. M. Nasikin, M.Eng. ()
Ko-Promotor : Prof. Dr. Slamet, MT. ()
Tim Penguji : Prof. Dr. Ir. M. Nasikin, M.Eng. ()
Prof. Dr. Slamet, MT. ()
Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA ()
Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo, DEA. ()
Prof. Dr. E. Suhardono ()
Dr. Melia Laniwati Gunawan ()
Ir. Dewi Tristantini, MT., PhD.. ()

Ditetapkan di : Depok, UI

Tanggal : 15 Juli 2011

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah serta puji dan syukur tak hentinya penulis panjatkan kepada Allah SWT atas berkat segala rahmat dan Hidayah-Nya, kami dapat dapat menyelesaikan tugas akhir disertasi ini. Buku ini disusun sebagai karya ilmiah untuk memenuhi salah satu syarat mencapai gelar Doktor Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa tanpa bantuan berbagai pihak sangatlah berat bagi kami untuk menyelesaikan disertasi ini. Kami mengucapkan terima kasih yang sedalam-dalamnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Mohammad Nasikin, M.Eng. dan Bapak Prof. Dr. Ir. Slamet, MT atas segala ketulusan bersedia untuk menjadi promotor maupun copromotor.
2. Pimpinan Departemen Teknik Kimia-UI (Prof. Dr. Widodo Wahyu Purwanto, DEA dan Prof. Dr. Ir. Sutrasno K.) telah memberikan kesempatan untuk menempuh program doktor.
3. Prof. Dr. Toshinori Kojima (Seikei University, Tokyo) dan Prof. Toshio Tsutsui (Kagoshima University) yang telah memberikan berbagai dukungan.
4. Mahasiswi/wa dibawah bimbingan penelitian kami : Alta'08, Yasir'08, Damar'08, Mondy'06, Linna'06, Astrid'06, Andres'05, Adlan'05, Astri'04, Prilly'04, Lusi'04, Safri'04, Latif'04, Utomo'03, Dariyus'03, Fitri'03, Nova'03, Mailisa'02, Bayu'02, dll. atas ketekunan dan keikhlasannya untuk mendukung penelitian/pendataan.
5. Ananda dan istri tercinta (Sabila, Hasbi, Wafi dan Umi) dengan tulus ikhlasnya senantiasa menunggu dan mengikuti perkembangan hasilnya.
6. Alumni Panji dan Tim Analisa Corelab Company yang telah banyak banyak membantu dalam usaha memperoleh data GC-MS /GC-FID.
7. Para Kolega dosen Teknik Kimia FTUI yang senantiasa mendorong semangat serta berbagai pihak yang tidak dapat disebutkan semuanya atas segala bantuannya.

Penulis berharap disertasi ini bisa memberikan kontribusi pada ilmu pengetahuan pada generasi mendatang.

Depok, Juli 2011

Setiadi

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Setiadi
NPM : 0706310406
Program Studi : Tekni Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Disertasi

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia Hak bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive RoyaltyFree Right*) atas karya ilmiah saya yang berjudul :

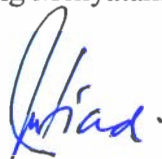
**REAKSI KONVERSI KATALITIK ASETON MENJADI HIDROKARBON
AROMATIK MENGGUNAKAN KATALIS H-ZSM-5**

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : Juli 2011

Yang Menyatakan



(Setiadi)

ABSTRAK

Nama : Setiadi
 Program Studi : Teknik Kimia
 Judul : Reaksi Katalitik Aseton Menjadi Hidrokarbon Aromatik Menggunakan Katalis H-ZSM-5

Senyawa aseton dapat dipandang sebagai salah satu model senyawa organik turunan biomasa (*renewable material*). Senyawa aseton telah dapat dikonversi menjadi hidrokarbon aromatik menggunakan katalis H-ZSM-5 dengan variasi rasio Si/Al (25, 75 dan 100) menggunakan *fixed bed reactor* bertekanan atmosferik pada suhu diatas 350 °C. Didapatkan bahwa ketiga rasio H-ZSM-5 memiliki kemampuan *shape selectivity* yang tinggi untuk senyawa aromatik (yield >70%). Perbedaan kinerja katalis terlihat setelah 2 jam reaksi, katalis rasio Si/Al=75 dan 100 lebih rentan mengalami deaktivasi. Sedangkan, ZSM-5 rasio Si/Al=25 masih bertahan dengan konversi 100% & yield diatas 70%. Terbentuknya kokas menyebabkan penurunan keasaman katalis dan luas permukaannya.

Kata kunci :

Aseton, H-ZSM-5, hidrokarbon aromatik, konversi aseton

ABSTRACT

Name : Setiadi
 Study Program : Chemical Engineering Department
 Subject : Catalytic Reaction of Acetone To Aromatic Hydrocarbon With H-ZSM-5 Catalyst

Acetone is a organic polar compound which can be produced renewably from biomass through a fermentation process or by catalytic process of a biomass-derived liquid. The prospective and sustainable system from a new schematic route can be established, if this product could be transformed into hydrocarbons. That's why this research is intended to develop a catalytic process for aromatic production from acetone using ZSM-5. Organic acetone could be transformed into aromatic by catalytic reaction using ZSM-5 in fixed-bed reactor at atmospheric. HZSM-5 with Si/Al = 25 was more active and stable than that of Si/Al ratio 75 or 100. The yield of aromatic was obtained higher than 70 wt %. It indicates that the reaction of acetone requires a high acid density and H-ZSM-5 is shape selective catalyst for the aromatic formation due to pore opening (0,56 nm) is very close to the geometrical molecular size of the aromatic. The deactivation by coking caused the decreasing the area surface and the acidity of catalyst.

Key words :

Acetone, Aromatic Hydrocarbon. H-ZSM-5, Acetone conversion

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERNYATAAN ORISINALITAS	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
HALAMAN PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH.....	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
1. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	3
1.3 Tujuan Penelitian	4
1.4 Berbagai Prinsip Yang Digunakan	5
1.5 Lingkup Penelitian	5
1.6 Batasan Masalah.....	6
1.7 Manfaat/Dampak Hasil Penelitian	7
2. TINJAUAN PUSTAKA	9
2.1 Reaksi kondensasi Aldol.....	9
2.2 Reaksi Perengkahan (<i>Cracking</i>).....	12
2.3 Rute Reaksi Aromatisasi.....	13
2.4 Struktur Zeolit	15
2.5 Zeolit H-ZSM-5	17
2.6 Rasio Silikon/Aluminum	18
2.7 Keasaman Zeolit.....	19
2.8 Selektivitas-Bentuk Zeolit (<i>Shape-Selective Catalyst</i>).....	21
2.9 Pembentukan Kokas (<i>Coke</i>).....	27
2.10 Deaktivasi karena coking.....	28
3. METODE PENELITIAN.....	32
3.1 Pendekatan.....	32
3.2 Katalis H-ZSM-5 dan Karakterisasinya.....	32
3.3 Karakterisasi Katalis.....	33
3.3.1 Karakterisasi Dengan XRD (<i>X-Ray Diffraction</i>)	33
3.3.2 Karakterisasi Dengan Metode BET	33
3.3.3 Karakterisasi Menggunakan ESCA dan ICP.....	35
3.4 Perangkat Uji Reaksi Katalitik Aseton	36
3.5 Perangkat Uji Reaksi Katalitik Aseton (Dalam Negeri)	40
3.6 Uji Keasaman Katalis	43
4. HASIL DAN PEMBAHASAN.....	47

4.1	HZSM-5 Katalis yang digunakan.....	47
4.1.1	Karakterisasi H-ZSM-5 N.E. Chemcat.....	47
4.1.2	Karakterisasi menggunakan XRD HZSM-5.....	48
4.1.3	Karakterisasi Menggunakan SEM.....	51
4.1.4	Uji Keasaman Dengan Adsorpsi-Desorpsi NH ₃	52
4.1.4.1	Keasaman Total.....	52
4.1.4.2	Kekuatan Asam	54
4.2	Hasil Uji Kinerja Reaksi.....	56
4.2.1	Identifikasi produk menggunakan GC-FID.....	56
4.2.2	Distribusi Produk Hidrokarbon.....	60
4.2.3	Identifikasi Produk cair dengan GC-MS.....	61
4.2.3.1	Identifikasi produk cair hasil reaksi suhu 300 °C	62
4.2.3.2	Identifikasi produk cair hasil reaksi suhu 425 °C	64
4.2.3.3	Pengaruh Suhu Reaksi terhadap perubahan %mol komposisi.....	66
4.2.4	Pengaruh Keasaman Katalis terhadap Reaksi Aseton .	
4.2.4.1	Pengaruh Keasaman Katalis Terhadap Konversi Aseton.....	68
4.2.4.2	Pengaruh rasio Si/Al terhadap Yield Aromatik.....	69
4.2.4.3	Kemampuan <i>Shape Selective</i> Terhadap Hidrokarbon Aromatik.....	70
4.2.4.4	Rute Reaksi Aseton menjadi Hidrokarbon Aromatik.....	70
4.2.4.5	Pengaruh Waktu Kontak (1/WHSV) terhadap Konversi Aseton.....	73
4.2.4.5.1	Pengaruh Waktu Kontak terhadap Konversi Aseton...	73
4.2.4.5.2	Pengaruh Waktu Kontak (1/WHSV) terhadap Yield BTX.....	74
4.3	Deaktivasi Katalis.....	79
4.3.1	Deaktivasi Katalis pada berbagai rasio Si/Al.....	80
4.3.2	Deaktivasi Pada berbagai Suhu Reaksi.....	83
4.3.3	Pergeseran Selektivitas selama deaktivasi	85
4.3.4	Karakterisasi Katalis ZSM-5 terdeaktivasi.....	89
4.3.5	Identifikasi Coke dengan GC-MS.....	90
5.	KESIMPULAN	93
	DAFTAR REFERENSI	94

Daftar Lampiran

Daftar Tabel

Tabel 2.1	Kemampuan Selektivitas Bentuk Katalis H-ZSM-5 Dalam Proses Refinery.....	24
Tabel 2.2	Kemampuan Selektivitas Bentuk Katalis H-ZSM-5 Dalam Proses Petrokimia	25
Tabel 2.3	Kemampuan Selektivitas Bentuk Katalis H-ZSM-5 Dalam Proses Petrokimia	26
Tabel 3.1	Data Operasi GC-FID Untuk Analisis Produk Cair Hasil Reaksi.....	39
Tabel 3.2	Data Operasi GC-TCD Untuk Analisis Produk Gas Hasil Reaksi.....	39
Tabel 3.3	Kondisi Operasi Reaksi Konversi Katalitik.....	43
Tabel 4.1	Data Sifat Fisik H-ZSM-5 Yang Digunakan.....	47
Tabel 4.2	Peak Terkuat Spektrum XRD Sebelum Reaksi.....	50
Tabel 4.3	Ukuran Kristal Untuk 3 <i>Peak</i> XRD Tertinggi.....	51
Tabel 4.4	Waktu Retensi Hidrokarbon Hasil Deteksi Menggunakan GC_FID.....	59
Tabel 4.5	Waktu Retensi Hidrokarbon Hasil Deteksi Menggunakan GC-FID.....	59
Tabel 4.6	Komposisi Senyawa Produk Hasil Reaksi Aseton Pada Suhu 300 °C.....	63
Tabel 4.7	Hasil Analisa GC-MS Produk Cair Reaksi Aseton Pada Suhu 425 °C.....	65
Tabel 4.8	Hasil Reaksi Aseton Dengan Katalis H-ZSM-5 Pada Berbagai Kondisi Reaksi Pada 2 Jam Awal Reaksi.....	80
Tabel 4.9	Luas Permukaan Total Katalis Dan Mikropori –ZSM-5 Sebelum Dan Sesudah Reaksi.....	90
Tabel 4.10	Berbagai Senyawa Kimia Dalam Kokas Hasil Analisa GC-MS.....	92

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Konversi Aseton & Pergeseran Selektivitas Produk	9
Gambar 2.2	Bentuk Keto Maupun Enol Aseton.....	11
Gambar 2.3	Reaksi <i>Aldol Condensation</i>	11
Gambar 2.4	Skema Molekul Aseton Teradsorpsi	12
Gambar 2.5	Terbentuknya Ion Karbonium Pada Reaksi Cracking.....	13
Gambar 2.6	Reaksi Aromatisasi Dari Isobutylene.....	14
Gambar 2.7	Kation Karbenium Siklopentenil Permukaan Katalis	15
Gambar 2.8	Empat Struktur Zeolit	16
Gambar 2.9	Struktur Kerangka Zeolit Zsm-5 Dan Saluran Pori	18
Gambar 2.10	Perubahan Keasaman Zeolit.....	20
Gambar 2.11	Resonansi Hibrida Asam Bronsted.....	20
Gambar 2.12	Selektivitas Reaktan Pada Proses Dewaxing.....	22
Gambar 2.13	Selektivitas Bentuk Produk Pada Reaksi Trans-Alkilasi Toluena.....	22
Gambar 2.14	Selektivitas Keadaan Transisi Pada Reaksi Alkilasi Aromatik.....	23
Gambar 2.15	Bagian Reaksi Dalam Pembentukan Kokas Dari Olefin.....	27
Gambar 2.16	Ilustrasi Model Deaktivasi Zeolit Dengan Saluran.....	29
Gambar 2.17	Hubungan Anatar Teknologi Raektor Dan Kecepatan Deaktivasi.....	31
Gambar 3.1	Sketsa Perangkat Instrumen Analisi BET.....	34

Gambar 3.2	Skema Diagram Perangkat Instrumen Pengukuran Metode BET.....	35
Gambar 3.3	Prinsip Proses Emisi Elektron Dalam Analisis ESCA.....	36
Gambar 3.4	Diagram Alir Susunan Perangkat Uji Katalis Dalam Reaksi Aseton.....	37
Gambar 3.5	Penyusunan Unggun Katalis Dalam Reaktor.....	38
Gambar 3.6	Diagram Alir Susunan Reaktor Uji Katalis <i>Fixed Bed Reactor</i>	41
Gambar 3.7	Pengaturan Suhu Tungku Listrik Untuk Operasi TPD-NH ₃	45
Gambar 4.1	Spektrum Xrd Katalis H-ZSM-5 (NEC-Chemcat).....	49
Gambar 4.2	Spektrum Xrd Katalis H-ZSM-5 (Zeolyst).....	50
Gambar 4.3	Hasil Foto H-Zsm-5 Menggunakan FE-SEM.....	51
Gambar 4.4	Keasaman Total Hasil Uji TPD-NH ₃ Untuk Si/Al H-ZSM-5.....	53
Gambar 4.5	Hasil TPD-NH ₃ Katalis H-ZSM-5	55
Gambar 4.6	Tipikal Kromatogram GC-FID Produk Cair Hasil Reaksi Aseton.....	57
Gambar 4.7	Tipikal Kromatogram Gc-FID Produk Gas Hasil Reaksi Aseton.....	58
Gambar 4.8	Selektivitas Produk Hasil Uji Reaksi Aseton Dalam Rentang Waktu 100 Menit.....	61
Gambar 4.9	Kromatogram Gc-Ms Produk Cair Pada Suhu Reaksi 300 °C.....	62
Gambar 4.10	Kromatogram Gc-Ms Produk Cair Pada Suhu Reaksi 425 °C.....	64
Gambar 4.11	Pergeseran %Mol Produk Terhadap Suhu Reaksi.....	67
Gambar 4.12	Konversi Aseton Hasil Uji Reaksi Aseton Dengan Katalis H-Zsm-5 Pada Berbagai Rasio Si/Al.....	68
Gambar 4.13	Yield Produk Hidrokarbon Aromatik Hasil Uji Reaksi Aseton Dengan Katalis H-Zsm-5 Pada Setiap Rasio Si/Al.....	69
Gambar 4.14	Rute Reaksi Aseton Menjadi Hidrokarbon Aromatik.....	72
Gambar 4.15	Konversi Aseton Terhadap Waktu Kontak Pada Berbagai Suhu Reaksi.....	73
Gambar 4.16	Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Produk Aromatik Yang Dihasilkan Pada Suhu 250°C.....	74

Gambar 4.17	Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Produk Aromatik Yang Dihasilkan Pada Suhu 300 °C.....	75
Gambar 4.18	Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Produk Aromatik Yang Dihasilkan Pada Suhu 375 °C.....	76
Gambar 4.19	Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Produk Aromatik Yang Dihasilkan Pada Suhu 400 °C.....	77
Gambar 4.20	Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Yield Produk Aromatik Yang Dihasilkan Pada Suhu 425 °C.....	78
Gambar 4.21	Perubahan Konversi Aseton Selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Berbagai Rasio Si/Al Pada Suhu 400 °C.....	81
Gambar 4.22	Beberapa Foto Sampel Kata;Lis Baru Dan Setelah Uji Reaksi.....	82
Gambar 4.23	Perubahan Yield Aromatik Selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Berbagai Rasio Si/Al Pada Suhu 400 °C.....	82
Gambar 4.24	Perubahan Konversi Aseton Selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Pada Berbagai Suhu Reaksi	83
Gambar 4.25	Perubahan Yield Aromatik Selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Berbagai Suhu Reaksi	84
Gambar 4.26	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 25	85
Gambar 4.27	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 75	86
Gambar 4.28	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 100.....	86
Gambar 4.29	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 25 Suhu 723 K.....	87
Gambar 4.30	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 25 Suhu 623 K.....	87
Gambar 4.31	Pergeseran Selektivitas Senyawa Aromatik Dan C ₄ -Alifatik Selama Deaktivasi Dalam Reaksi Aseton Si/Al = 25 Suhu 573 K.....	87
Gambar 4.32	Kromatogram GC-MS Kokas Hasil Samping Reaksi Aseton.....	91

Daftar Lampiran

Lampiran A	Tabel Perhitungan Neraca Massa
Lampiran B	Tabel Data selektivitas Hasil Perhitungan
Lampiran C	Analisis XRF dan GC-MS



BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Suatu rekayasa proses yang memanfaatkan sumber-sumber bahan baku terbarui (*renewable resources*) untuk bisa dikonversi menjadi berbagai senyawa hidrokarbon setaraf minyak bumi merupakan upaya penting untuk bisa direalisasikan di masa depan. Upaya tersebut setidaknya dapat mengurangi ketergantungan pada sumber daya berbasis minyak bumi (fosil) agar keberlangsungan sistem industri kimia, petrokimia maupun energi di masa depan dapat dipertahankan (Metzger dan Eissen, 2004). Khususnya persenyawaan hidrokarbon baik aromatik maupun olefin merupakan senyawa yang sangat dibutuhkan sebagai bahan baku industri petrokimia untuk diolah menjadi berbagai produk polimer (Samimatar, 1985). Umumnya, persenyawaan hidrokarbon tersebut diperoleh secara konvensional dari hasil penyulingan minyak bumi dalam tahap *steam cracking* maupun *catalytic reforming* (Chauvel & Lefebvre, 1989). Oleh karenanya, sangat dibutuhkan suatu pengembangan rute alternatif lain baik dari segi sumber bahan baku petrokimia yang dapat terbarui (*renewable resources*) maupun ketersediaan teknologi pengolahannya sehingga terjaga kesinambungan sistemnya.

Keunggulan komparatif keberadaan di lintasan katulistiwa, Indonesia sangat melimpah dengan berbagai material biomasa baik berupa padatan maupun cairan. Material tersebut merupakan sumber bahan baku yang handal dan dapat terbarui karena proses pembentukannya secara alami dari hasil proses fotosintesis dengan bantuan energi matahari dan memerlukan waktu yang relatif cepat. Produk turunan biomasa melalui proses fermentasi dapat berupa aseton maupun etanol (Badr, 2001; Demirbas, 2001) dapat dikonversi secara kimiawi dengan bantuan katalis menjadi produk hidrokarbon aromatik yang selanjutnya dapat digunakan sebagai bahan baku petrokimia. Apabila skenario rute tersebut dapat direalisasikan maka sistem proses industri petrokimia dengan penguasaan teknologi berbasis biomasa dapat dijaga kesinambungannya (*sustainability system*) di masa depan.

H-ZSM-5 merupakan salah satu bentuk struktur kristal aluminosilikat, memiliki struktur saluran pori yang terbangun atas untaian cincin yang mengandung sepuluh atom oksigen (*ten-membered oxygen ring system*). Salah satu struktur porinya berupa saluran lurus dengan bentuk bukaan sedikit elip (0,51 x 0,55 nm); sedangkan struktur pori lainnya berupa saluran berliku-liku (*zig-zigs channel*) berukuran 0,54 x 0,56 nm. Struktur pori zeolit ZSM-5 terkadang disebut struktur pentasil karena kerangka strukturnya (bukan bukaan pori) tersusun atas cincin dengan untaian lima oksigen atom sebagai unit kerangka dasar sekunder (*secondary building units*) (Bhatia, 1990; Campbell, 1988). Kemampuan aktivitasnya sangat ditentukan oleh inti aktif asam (*Bronsted acidic site*) yang merupakan proton dengan membentuk gugus fungsi hidroksil dengan atom oksigen yang keberadaan oksigen tersebut terletak diantara atom silikon dengan atom aluminum.

Dimensi pori ZSM-5 dengan bukaan terbesar adalah sebesar 0,56 nm. Struktur pori dengan ukuran tersebut memiliki kemampuan selektivitas bentuk terhadap ukuran molekul reaktan, senyawa kompleks intermediate maupun produk suatu reaksi. Kemampuan ini menjadikan HZSM-5 senantiasa dipilih sebagai katalis yang sangat selektif terhadap pembentukan produk-produk aromatik (Degnan, 2003).

Semenjak dikemukakan oleh Weisz dan Friette dan patennya, aspek kemampuan *shape selective catalyst* masih merupakan salah satu topik yang sangat menarik dalam berbagai reaksi katalis heterogen (Weisz, 1960; Chen, 2001). Selama dekade terakhir, berbagai studi H-ZSM-5 sebagai *shape-selective catalyst* berkecenderungan mengarah kepada pengembangan katalis ini untuk digunakan mentransformasi senyawa hidrokarbon menjadi senyawa aromatik yakni berasal dari senyawa alifatik maupun olefin (Changlong, 2005; Niua et al, 2005; Viswanadham, et al, 2006; Toosi et al, 2009; Al-Otaibi & Hutchings, 2010; Solymosi & Szechenyi, 2004; Solymosi & Barthos, 2005 ; Long et al, 2008; Matus et al, 2009 dan Tan et al, 2006) dan bahkan dari senyawa metana (Tan et al, 2006, Liu et al, 2008; Zhanga et al, 2001; Song et al, 2006; Nilson et al, 2009).

Di samping itu, kemampuan H-ZSM-5 tidak hanya sebagai *shape-selective catalyst*, tetapi juga katalis zeolit ini juga dapat mengkatalisis berbagai reaksi

lainnya seperti reaksi alkilasi (Parikh, 2008 Tsutsui et al, 2004), isomerisasi (Villegas et al, 2006) dan reaksi perengkahan (Zhao and Harding, 1999; Buchanan, 2000; Fumoto et al, 2004). Sejak publikasi pertama dilakukan oleh Chang-Silvestri (1977), progress studi tentang reaksi senyawa organik metanol telah menarik perhatian berbagai peneliti (Gayubo, 2000, Zaidi dan Pant, 2005, Zaidi dan Pant, 2010). Bahkan telah berhasil dilakukan produksi skala komersial dalam industri seperti proses metanol menjadi bahan bakar bensin (MTG process). Penggunaan katalis ZSM-5 untuk konversi metanol telah dikomersialisasikan di New Zealand dengan skala besar yaitu sekitar lebih dari $0,5 \times 10^9$ liter *M-gasoline*. Selain itu sintesis bahan bakar cair (*gasoline*) juga dihasilkan dari gas sintesis melalui reaksi *Fischer-Tropsch* yang telah dikembangkan di Afrika Selatan (Campbell, 1988).

Namun sebaliknya, konversi molekul organik lain seperti aseton tidaklah begitu intensif dilakukan, sehingga perkembangan studi reaksi aseton tidak secepat studi tentang reaksi metanol. Beberapa peneliti (Prinetto et al, 2000; Biaglow, 1995; Panov & Fripiat, 1998; Cosimo, 1996; Lucas, 1997) telah melaporkan reaksi aseton, tetapi reaksi yang dikerjakan umumnya masih menitikberatkan pada reaksi aldol kondensasi aseton yang umumnya suhu reaksi dikerjakan pada suhu rendah (dibawah $50\text{ }^{\circ}\text{C}$). Gayubo (2004) telah melakukan studi reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik, namun reaktan yang digunakan berupa campuran dengan air dengan kadar sebesar 50 % aseton dan produk yang dihasilkan tidak diarahkan ke produk hidrokarbon aromatik. Hingga saat ini, pengkajian reaktivitas molekul aseton pada katalis H-ZSM-5 dengan berbagai rasio Si/Al dalam berbagai kondisi reaksi (suhu, *space velocity*) belum dilakukan secara mendalam. Oleh karenanya, penelitian pengembangan konversi katalitik senyawa aseton menjadi hidrokarbon aromatik secara terperinci masih perlu dilakukan. Dan kedepannya, pengembangan teknologi sangat memerlukan dukungan berbagai hasil pengkajian/penelitian teknik reaksi dan katalisis.

1. 2 Perumusan Masalah

Beberapa hal yang sudah tercapai oleh penelitian sebelumnya tentang reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik adalah reaksi telah dapat berlangsung secara

baik walaupun dengan menggunakan campuran aseton, butanol dan etanol maupun air dengan menggunakan katalis H-ZSM-5. Namun, reaktivitas molekul organik tidaklah sama karena sangat dipengaruhi oleh tingkat kepolaran gugus fungsinya maupun panjang rantai karbonnya. Sehingga pencampuran ketiga senyawa tersebut, tidak bisa diketahui reaktivitas maupun rute reaksinya masing-masing menjadi produk hidrokarbon aromatik. Disamping itu penelitian-penelitian sebelumnya belum mengupas tentang pengaruh keasaman (rasio Si/Al) maupun suhu reaksi terhadap stabilitas katalis H-ZSM-5. Padahal rasio Si/Al sangat berpengaruh terhadap kinerja katalis zeolit dalam reaksi aseton karena mempengaruhi sifat keasaman baik dalam bentuk jumlah total keasaman (*acid amount*) maupun kekuatan asam (*acid strength*). Pengaruh suhu reaksi sangat berkaitan dengan kekuatan asam katalis karena semakin mendekati suhu titik puncak *acid strength*, maka reaksi aseton akan semakin berlangsung. Oleh karenanya, permasalahan yang perlu dipertimbangkan adalah :

- a) Seberapa besar tingkat keberlangsungan reaksi aseton dapat dikonversi menjadi hidrokarbon aromatik dengan menggunakan katalis zeolit H-ZSM-5.
- b) Seberapa besar pengaruh suhu dan keasaman katalis (rasio Si/Al) H-ZSM-5 terhadap produk reaksi aseton baik dalam produk yang dihasilkan (konversi, selektivitas, yield) maupun stabilitas reaksinya .
- c) Bagaimanakah rute reaksi dapat dikembangkan sehingga dapat secara jelas memahami perilaku reaksi aseton maupun deaktivasinya.

1.3 Tujuan

Tujuan penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mendapatkan produk hidrokarbon aromatik dengan yield setinggi-tingginya dari reaksi konversi katalitik aseton menggunakan katalis H-ZSM-5 dengan GC-MS dan GC-FID sebagai indikator keberhasilan reaksi konversi serta kemampuan *shape-selective catalyst*.
2. Mendapatkan rasio Si/Al (25, 75 dan 100) terbaik untuk mendukung indikasi pengaruh tingkat keasaman katalis terhadap kemampuan

katalitiknya.

3. Memperoleh gambaran *catalytic durability* katalis H-ZSM-5 dalam rentang waktu untuk melihat kestabilan dan terjadinya deaktivasi akibat pembentukan kokas pada permukaan H-ZSM-5 dalam variasi suhu reaksi dan rasio Si/Al katalis.
4. Mendapatkan perubahan katalis H-ZSM-5 menggunakan karakterisasi BET dan uji keasaman dalam upaya untuk menjelaskan penyebab terjadinya deaktivasi akibat terbentuknya kokas.

1.4 Berbagai Prinsip Yang Digunakan

Beberapa asumsi yang digunakan dalam pengamatan reaksi konversi aseton menjadi hidrokarbon aromatik :

- a) Reaksi aseton diasumsikan berlangsung melalui rute kondensasi aldol (*aldol condensation*) yang berlanjut secara cepat, terjadi reaksi dekomposisi produk aldol (*cracking*), dan aromatisasi.
- b) Kinerja katalis H-ZSM-5 ditentukan dalam aktivitas, selektivitas, yield serta stabilitas dalam reaksi konversi aseton. Kinerja tersebut sangat ditentukan oleh 3 aspek yakni: inti aktif asam bronsted, dimensi ukuran pori dan luas permukaan. Untuk melangsungkan reaksi katalitik aseton menjadi hidrokarbon aromatik memerlukan inti aktif asam yang tinggi. Kemampuan selektivitas bentuk (*shape selectivity*) katalis sangat menentukan terbentuknya senyawa hidrokarbon monoaromatik karena katalis H-ZSM-5 mempunyai dimensi pori katalis sangat sesuai dengan ukuran diameter molekul hidrokarbon monoaromatik.
- c) Kemungkinan terjadinya deaktivasi sangat dominan disebabkan oleh reaksi yang mengarah pada pembentukan kokas (*coking deactivation*). Terbentuknya kokas ini terjadi karena proses kondensasi/polimerisasi yang berkelanjutan menjadi molekul yang besar dan terdeposit dalam saluran pori. Terbentuknya reaksi coking ini sangat tidak diinginkan karena dapat menutupi (*blocking*) permukaan inti aktif asam dan penutupan pintu masuk saluran (*entrance pore*) sehingga menghentikan reaksi aseton.

1.5 Lingkup Penelitian

- a) Buku disertasi ini khususnya akan menyajikan hasil pengkajian yang telah dideminasikan dalam jurnal Internasional maupun Nasional. Hasil penelitian di Seikei University, Tokyo merupakan hasil utama/substansial yang akan disampaikan dalam disertasi ini.
- b) Lingkup pengkajian reaksi konversi aseton menjadi hidrokarbon aromatik ini, mengupas tentang penggunaan katalis komersial H-ZSM-5 (Chemcat, Jepang). Data hasil karakterisasi katalis dilakukan di Jepang dengan metode adsorpsi N_2 - BET (*Brunauer Emmet Teller*), *X-Ray Diffraction* (XRD), Uji SEM, ICP, ESCA untuk memastikan karakteristik material katalis zeolit yang digunakan.
- c) Untuk menjustifikasi keberhasilan reaksi aseton menjadi hidrokarbon dilakukan dengan identifikasi produk menggunakan GC-MS dan GC-FID. Apabila produk hasil reaksi yang dihasilkan mengandung produk hidrokarbon aromatik maka reaksi bisa berlangsung sesuai dengan yang diharapkan.
- d) Untuk menentukan tingkat keberhasilan reaksi juga dilihat dari berbagai parameter indikator yakni nilai angka konversi, selektivitas dan yield hidrokarbon aromatik. Ketiga parameter tersebut ditentukan berdasarkan perhitungan neraca masa dari data-data didapat selama eksperimen yang telah dilakukan. Data-data khususnya data chromatogram hasil analisa karakteristik produk yang dihasilkan dengan menggunakan GC-FID (*Gas Chromatography-Flame Ionization Detector*) dan GC-TCD (*Gas Chromatography-Thermal Conductivity Detector*).
- e) Di samping pengujian terhadap indikator aktivitas dan selektivitas/yield, pengujian terhadap tingkat stabilitas katalis H-ZSM-5 juga dilakukan dengan menguji reaksi stabilitas katalis tersebut dalam rentang waktu sampai terjadinya reaksi deaktivasi dalam beberapa kondisi pengujian reaksi (rasio Si/Al dan suhu reaksi).

1.6 Batasan Masalah

1. Pemilihan katalis H-ZSM-5 yang digunakan dalam variasi rasio Si/Al yaitu pada 25, 75 dan 100 dan karakterisasi katalis tersebut menggunakan uji keasaman untuk mengetahui pengaruh rasio Si/Al terhadap keasaman dan uji XRD, SEM.
2. Suhu reaksi konversi katalitik diatur pada rentang 300-450°C, karena pada suhu dibawah 350°C reaksi akan mudah mengalami reaksi polikondensasi dan perengkahan (*cracking*) berjalan lebih lambat. Sehingga produk yang terbentuk berukuran besar dan berat molekulnya besar, akibatnya mudah menutupi pori-pori katalis dan menjadikan katalis mudah terdeaktivasi. Apabila reaksi berlangsung pada suhu yang lebih tinggi dari 400°C, produk yang terbentuk berupa fasa gas (C₁-C₄), sehingga memperkecil selektivitas produk cairnya (C₅-C₁₀)
3. Pengumpulan dan pengolahan data-data harus disajikan dan dihitung dalam bentuk konversi dan yield. Karena kedua parameter tersebut sangat penting dalam mengevaluasi keberhasilan reaksi maupun kinerja katalis yang dipakai.
4. Disamping itu untuk penafsiran terhadap stabilitas katalis harus dilakukan pengumpulan data dalam rentang waktu yang lama dengan tingkat konversi maupun yield pada tiap rentangnya. Katalis akan dapat dievaluasi dan ditafsirkan apakah cukup stabil ataukah ada indikasi menuju terjadinya deaktivasi.

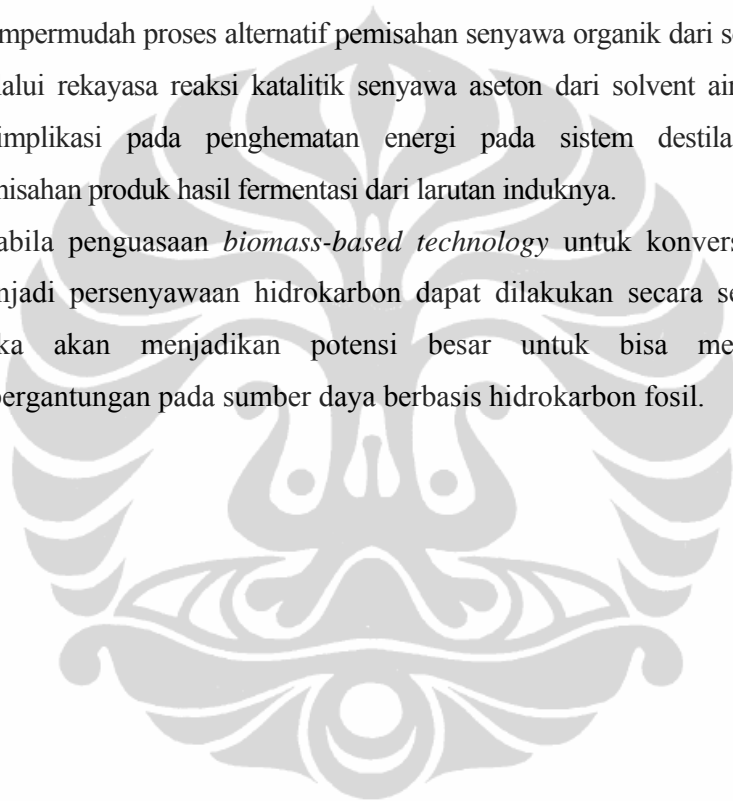
1.7 Manfaat/dampak hasil penelitian

Suatu hasil penelitian adalah merupakan suatu *starting point* yang baik, dimana kedepannya akan bisa lebih dikembangkan dan disempurnakan lagi. Beberapa dampak hasil penelitian ini dapat disebutkan sebagai berikut :

- a. Memberikan wawasan baru tentang sangat dimungkinkannya konversi senyawa organik polar menjadi hidrokarbon aromatik yang selama ini masih terasa langka dilakukan oleh para peneliti.
- b. Dengan berhasilnya reaksi konversi aseton menjadi hidrokarbon aromatik

ini, dapat memicu pengembangan konversi senyawa organik lainnya turunan biomasa seperti senyawa karboksilat, alkohol, aldehida, ester, dll. yang bisa terkandung dalam produk cair turunan biomassa

- c. Bisa memberikan kontribusi dan mengembangkan teori reaksi katalisis yang melibatkan berbagai reaksi organik sehingga memperkaya khasanah pengetahuan reaksi organik pada khususnya melalui kegiatan riset ini.
- d. Mempermudah proses alternatif pemisahan senyawa organik dari solvent air melalui rekayasa reaksi katalitik senyawa aseton dari solvent air. Hal ini berimplikasi pada penghematan energi pada sistem destilasi untuk pemisahan produk hasil fermentasi dari larutan induknya.
- e. Apabila penguasaan *biomass-based technology* untuk konversi aseton menjadi persenyawaan hidrokarbon dapat dilakukan secara sempurna, maka akan menjadikan potensi besar untuk bisa mengurangi kebergantungan pada sumber daya berbasis hidrokarbon fosil.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Reaksi kondensasi Aldol

Secara umum, berlangsungnya reaksi konversi aseton menjadi hidrokarbon aromatik dapat berlangsung melalui rute mekanisme reaksi kondensasi aldol. Mekanisme reaksi tersebut merupakan gabungan antara langkah reaksi asam basa dari asam bornsted (*proton transfer*) dan lewis step (*electron transfer*). Reaksi aldol bermula dari pemisahan proton berposisi α (alfa) membentuk enolat yang beresonansi (Xu, 2002). Anion ini sangat reaktif sebagai nukleofil yang mampu menyerang gugus karbonil yang miskin elektron dari molekul aseton (Lewis step) dan membentuk produk antara yakni alkoksida (Xu et al, 1994).

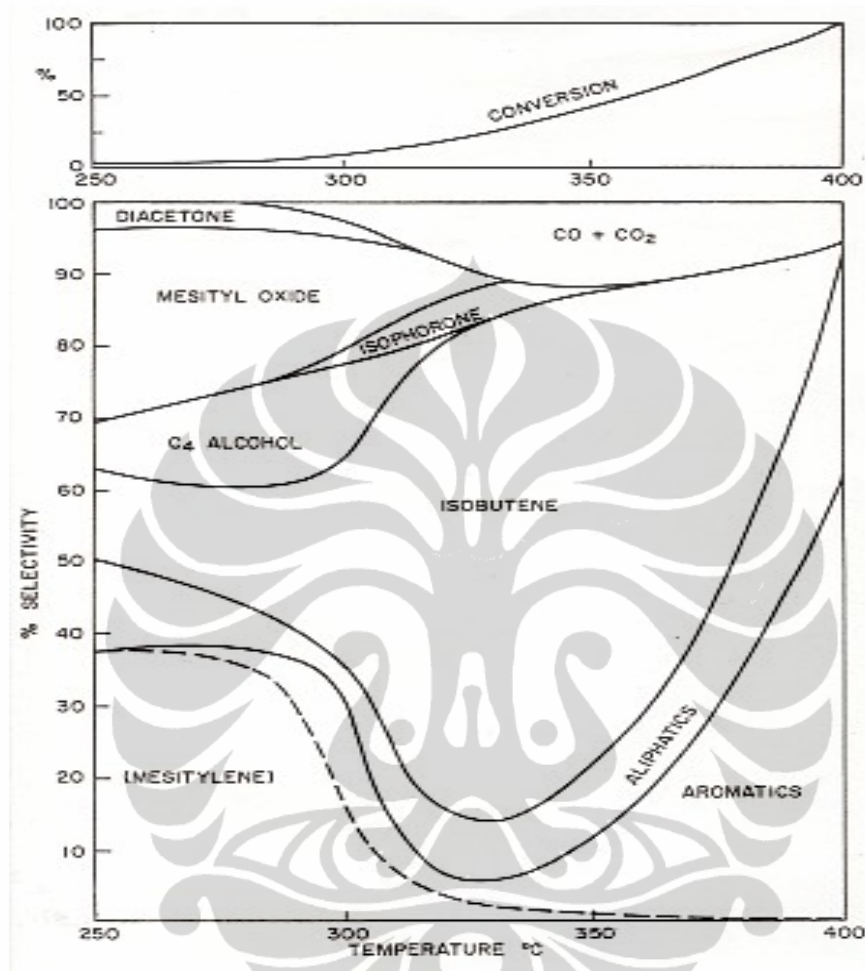
Rute mekanisme reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik diawali dengan reaksi aldol kondensasi (Zaki, 2000; Haw, 1994, Biaglow, 1995). Reaksi aldol kondensasi tersebut menghasilkan produk DAA (diaseton alkohol) dan selanjutnya terhidrasi menjadi MSO (mesitil oksida) yang berlangsung sangat cepat terutama pada suhu tinggi (Haw, 2001). Tinjauan secara termodinamika, reaksi aseton menjadi hidrokarbon dapat berlangsung khususnya menjadi senyawa aromatik (xilena, toluena, benzena) mulai suhu reaksi sekitar 350 °C. Seperti terlihat pada Gambar 2.1.

Senyawa aromatik dapat terbentuk sampai mencapai 70 % pada suhu 400 °C dan selektivitas senyawa isobutena menempati porsi terbesar pada rentang suhu 300-350 °C. Gambar 2.1 ini memberikan kepastian secara termodinamik dan indikasi awal teoritis bahwa keberlangsungan reaksi aseton menjadi berbagai produk hidrokarbon dapat berlangsung secara sempurna.

Reaksi aldol kondensasi umumnya terjadi pada suhu rendah (dibawah 50°C) dan sudah banyak hasil penelitian termuat di Jurnal (Zaki et al., 2001; Panov and J.J. Fripiat, 1998; Richard and Nagorski, 1999; Sammelson and Kurth, 2001; Zheng, 2001; Biaglow, 1995; Dumitriu, 2001; Gines and Iglesia, 1998; Di Cosimo, 1996 atau 2000) dan bahkan sudah diaplikasikan dalam industri komersial untuk produksi MIBK (metil isobutil keton) sebagai solven tinta.

Pada temperatur tinggi, DAA terdehidrasi dengan melepaskan H₂O dan terbentuk mesitil oksida (MO). MO tersebut dapat mengalami langkah kondensasi

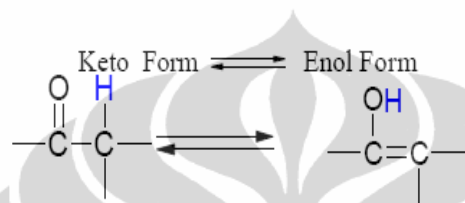
membentuk di-enon ataupun siklik isophoron. Secara teoritis, reaksi ini dapat berlanjut terus dengan mengalami reaksi substitusi pada gugus fungsi metil.



Gambar 2.1 Konversi Aseton & Pergeseran Selektivitas Produk Terhadap Suhu Reaksi (Sumber : Chang & Bell, 1981)

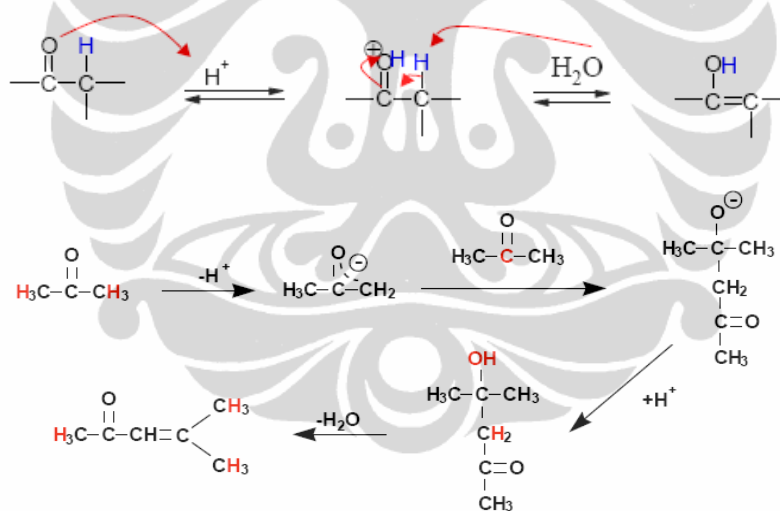
Sehingga reaksi kondensasi lebih lanjut dengan molekul aseton yang teradsorpsi, membentuk spesi dengan berat molekul yang tinggi dan terakumulasi didalam saluran pori, menghambat akses molekul menuju inti aktif dan akhirnya menurunkan laju reaksi (Steven, 1999). Pembentukan senyawa aromatik (Solymosi and Szechenyi, 2004; Choudhary, 2002; Dehertog dan Fromen, 1999; Liu dkk., 1999) dapat berlangsung melalui reaksi kondensasi dan dehidrosklisasi molekul isobutena daripada melalui reaksi siklisasi dienon (Chang, 1981). Sedangkan isobutilena sendiri berasal dari hasil dekomposisi MSO ataupun DAA dengan semakin meningkatnya suhu reaksi (Zaki, 2000; Haw, 2001). Reaksi aldol

kondensasi dengan adanya katalis akan lebih mempercepat laju reaksi. Secara prinsip semakin asam permukaan katalis, semakin tinggi kinerja ZSM-5. Aldol kondensasi merupakan reaksi yang terjadi pada aldehid atau keton melalui dimerisasi atau kondensasi campuran. Pada tahap awal reaksi aseton, aseton teradsorpsi pada permukaan katalis bisa dalam bentuk aseton keto maupun enol (Gambar 2.2) dan selanjutnya terkatalis reaksi aldol kondensasi pada permukaan katalis asam bronsted (Gambar 2.3).



Gambar 2.2 Bentuk keto maupun enol aseton (Di Cosimo, 1996)

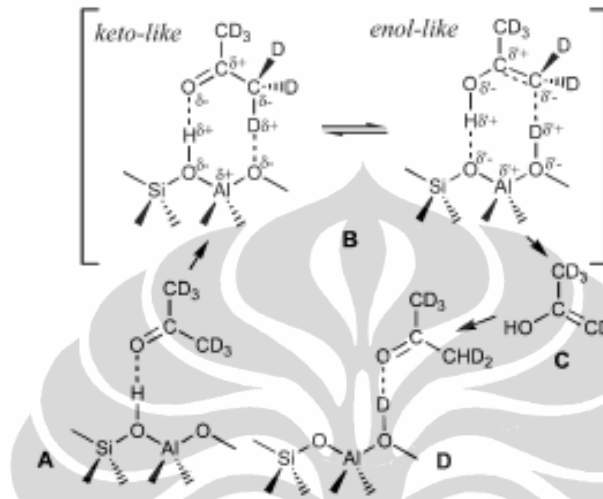
Acid-Catalyzed Process



Gambar 2.3 Reaksi Aldol Condensation (Corey, 1990)

Khususnya terbentuknya spesi keto dan enol pada adsorpsi aseton pada inti aktif asam ZSM-5 telah dikonfirmasi oleh Xu (2003) dengan menggunakan isotop atom hidrogen (D) dengan atom hidrogen pada molekul aseton pada permukaan asam zeolit ZSM-5 (aseton-d₆/H-ZSM-5) dan ¹³C-2-aseton/D-ZSM-5. Dengan teknik pertukaran H/D pada molekul isotop hidrogen aseton teradsorpsi pada permukaan katalis asam H-bronsted tersebut dapat teramati dengan menggunakan

MAS NMR. Xu (2003) menekankan bahwa disamping pentingnya fungsi inti aktif asam bronsted dalam reaksi katalitik, atom oksigen kerangka disekitarnya dapat bertindak juga sebagai inti basa Lewis. Gambar 2.4 berikut menggambarkan terbentuknya aseton keto dan enol pada permukaan ZSM-5.



Gambar 2.4 Skema (A), Molekul Aseton Teradsorpsi Pada Suatu Gugus Fungsi Via Ikatan Hidrogen Dan Skema B, Pembentukan Keadaan Transisi Menyerupai Karbanion Yang Reaktif Untuk Reaksi Aldol Kondensasi Terjadi Pada Permukaan Asam Kuat (Xu, 2003).

Bentuk enol maupun enolat dikenal sebagai intermediate reaktif dalam berbagai reaksi senyawa keton. Dengan asam bronsted dapat diaktivasi molekul aseton sehingga membentuk aseton enol dan siap bereaksi dengan molekul aseton lainnya (*self aldol condensation*).

2.2 Reaksi Perengkahan (*Cracking*)

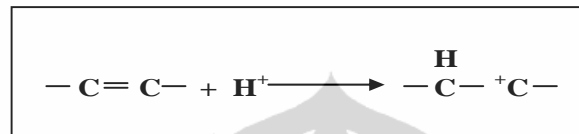
Reaksi *cracking* meliputi pemutusan ikatan C-C dan merupakan reaksi endotermis pada suhu tinggi. *Cracking* hidrokarbon meliputi *cracking* olefin menjadi paraffin, *cracking* dari *naphtene* (*cycloparaffins*) menjadi olefin dan alkilasi dari dealkilasi dari alkil aromatik (Bhatia, 2000).

Faktor penting dalam *cracking* adalah ion karbonium, mekanisme *cracking* terbagi menjadi beberapa tahapan, yaitu :

- Terbentuknya ion karbenium dan pembentukan *hydrid*.
- Ion carbenium terbagi menjadi ion carbenium lebih kecil dan molekul alkana.

Pemutusan ikatan C-C terjadi dalam posisi- β menjadi atom ion karbonium

(Gambar 2.5). Ion karbonium yang baru memotong dan menangkap ion *hydrid* dari molekul alkana. Olefin lebih mudah terkonversi menjadi ion carbenium daripada alkana awal dan memotong lebih cepat. Aromatik juga dapat terbentuk dengan dimerisasi dan siklisasi dari diolefin. Deprotonasi ion karbonium dan *hydrid transfer* merupakan tahapan penting dalam pembentukan aromatik (Tanabe, 1989).



Gambar 2.5 Terbentuknya Ion Karbonium Pada Reaksi *Cracking*

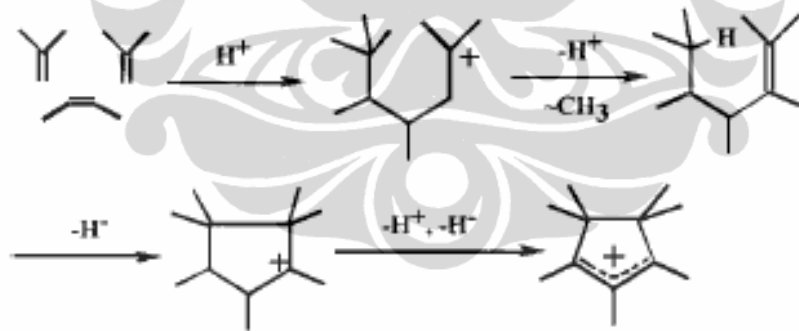
Sampai saat ini penyusun tidak menemukan sama sekali informasi jurnal ilmiah tentang reaksi aseton mengalami perengkahan langsung menjadi senyawa olefin dengan katalis zeolit. Maka dapat dipastikan dari kajian teoritis bahwa rute mekanisme reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik diawali dengan reaksi aldol kondensasi (Zaki, 2000; Haw, 1994; Biaglow, 1995). Salah satu tahap rute panjang harus yang harus dilalui reaksi aseton menjadi hidrkarbon adalah rute reaksi pada tahap perengkahan produk MSO maupun DAA menjadi isobutilen. Fenomena reaksi perengkahan tersebut telah dipastikan oleh berbagai peneliti khususnya Zaki et al. (2001), Panov and J.J. Fripiat (1998) serta Biaglow (1995). Reaksi perengkahan tersebut dipastikan berlangsung sangat cepat khususnya pada suhu tinggi, sehingga *lifetime* keberadaan kedua spesi tersebut sangat pendek. Namun pada saat katalis terdeaktivasi, selektivitas senyawa olefin tersebut menunjukkan semakin meningkat (Haw, 2001).

2.3 Rute Reaksi Aromatisasi

Aromatisasi merupakan reaksi pembentukan senyawa aromatik, misalnya benzena dan toluena. Berdasarkan skema reaksi konversi katalitik, senyawa aromatik terbentuk dari serangkaian reaksi yang melibatkan olefin. Haw et al (1994) dan Song et al (2001) telah mempelajari aromatisasi molekul aseton dengan katalis asam aluminosilikat dan menguraikan beberapa rute reaksi yang bisa berlangsung pada katalis aluminosilikat tersebut. Aseton dapat mengalami

siklotrimerisasi membentuk senyawa ketone tidak jenuh isophoron, yang selanjutnya pada suhu yang lebih tinggi dapat berubah menjadi trimetilbenzena dengan melepaskan molekul air. Alternatif lainnya hasil dimerisasi mesitil oksida bisa mengalami perengkahan dengan adanya air menjadi asam asetat dan isobutilena. Isobutilena selanjutnya dapat bereaksi menjadi produk lainnya. Namun mereka tidak menemukan produk isoporon trimer siklik maupun molekul phoron trimer berantai lurus. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi aldol kondensasi aseton menggunakan katalis HSAPO-34 tidak bisa berlanjut setelah terbentuknya mesitil oksida. Mesitil oksida tidak dapat terdesorpsi keluar ataupun masuk ke dalam cage (rongga pori) HSAPO-34. Walaupun sudah dialirkan isobutilena murni ke dalam unggun katalis zeolit HSAPO-34 pada suhu 723 K, namun samasekali tidak ada reaksi atau konversi dari senyawa tersebut. Namun, isobutilena dapat terisomerisasi di dalam cage membentuk butena berantai lurus.

Skema Gambar 2.6 berikut menyajikan tentang hasil trimerisasi dari dua molekul isobutilena dengan satu molekul 2-butena. Reaksi berlanjut dengan migrasi gugus metil untuk membangun kerangka karbon membentuk rantai karbon tertutup (cincin)..



Gambar 2.6 Reaksi Aromatisasi Dari Isobutilena Hasil Perengkahan Mesitil Oksida Molekul Yang Berasal Dari Aldol Kondensasi Aseton (Song, 2001).

Pada akhirnya skema reaksi tersebut mengarah pada pembentukan intermediet kation siklopentenil sebagai spesi penting untuk pembentukan senyawa metil aromatik. Haw et al (2000) telah mengkaji secara fundamental reaksi heterogen MTO (methanol to olefin) maupun MTG (methanol to Gasoline) dengan katalis padatan HZSM-5 (Chang, 1977; Stocker, 1999). Hasil-hasil pengujian eksperimental dan studi teoritis memperlihatkan bahwa perubahan

kimiawi reaksi MTO maupun MTG dengan kinerja katalis zeolit menunjukkan terbentuknya senyawa olefin dan senyawa aromatik pada kondisi reaksi tersebut. Pengkajian secara intensif juga reaksi MTG/MTO telah dipublikasi pada berbagai jurnal dengan menggunakan metode teoritis (Haase & Sauer, 1995; Blaszkowski & van Santen, 1996; Blaszkowski & van Santen, 1997; Tajima, 1998; Stich, 1999, Hutchings, 1999), infrared spectroscopy (Forester & Howe, 1987; Campbell, 1999) and NMR (Anderson, 1990; Munson, 1991; Munson & Haw, 1991; Munson, 1992; Hunger & Horvath, 1996; Goguen, 1998). Setidaknya ada 20 mekanisme yang berbeda telah diusulkan khususnya pada langkah pembentukan ikatan karbon-karbon rantai hidrokarbon. Namun secara umum, rute reaksi terbentuk hidrokarbon aromatik melalui terbentuknya kation karbenium siklopentenil dari senyawa olefin (Haw et al., 2000 ataupun 2001), seperti diperlihatkan pada Gambar 2.6.

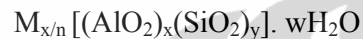


Gambar 2.7 Kation Karbenium Siklopentenil Pada Permukaan Katalis (Haw et al, 2001)

Reaksi aromatisasi terbentuknya metilbenzena berlangsung melalui mekanisme ion karbenium siklopentenil, khususnya tipikal senyawa intermediet ion karbenium 1,3-dimetilsiklopentenil (Haw, 2000) pada permukaan katalis aluminosilikat zeolit HZSM-5. Terbentuknya kation siklopentenil tersebut sangat selektif dari berbagai senyawa lainnya seperti etilena, propena ataupun sebagai reaktan awal dan bisa bertahan dalam jangka waktu yang lama pada suhu ruang (Haw et al, 2000; Xu et al, 1998; Haw et al., 1989; Goguen et al, 1998). Namun beberapa penelitian telah menunjukkan keberlangsungan reaksi aromatisasi dari senyawa olefin misalkan propena dan n-butena (Choudhary et al., 2002), Aromatik dari LPG (Dehertog dan Fromen, 1999), aromatik dari n-butena dan 1-butena (Solymosi dan Szechenyi, 2004) serta aromatisasi hidrokarbon C₃ dan C₄ (Liu et al., 1999).

2.4 Struktur Zeolit

Struktur dasar zeolit dibangun oleh SiO_4 dan tetrahedra AlO_4 . Perbatasan tetrahedra terhubung pada ujung-ujungnya melalui atom oksigen, dan menghasilkan makromolekul inorganik dengan rangka tiga dimensi yang jelas. Hal ini terbukti dari prinsip pembentukan bahwa formula jaringan tetrahedra adalah SiO_2 dan AlO_2^- , yaitu satu muatan negatif terletak pada tiap tetrahedron pada rangka dimana alumina berada di tengah. Jika zeolit didasarkan pada satu unit sel kristal dapat dituliskan sebagai :



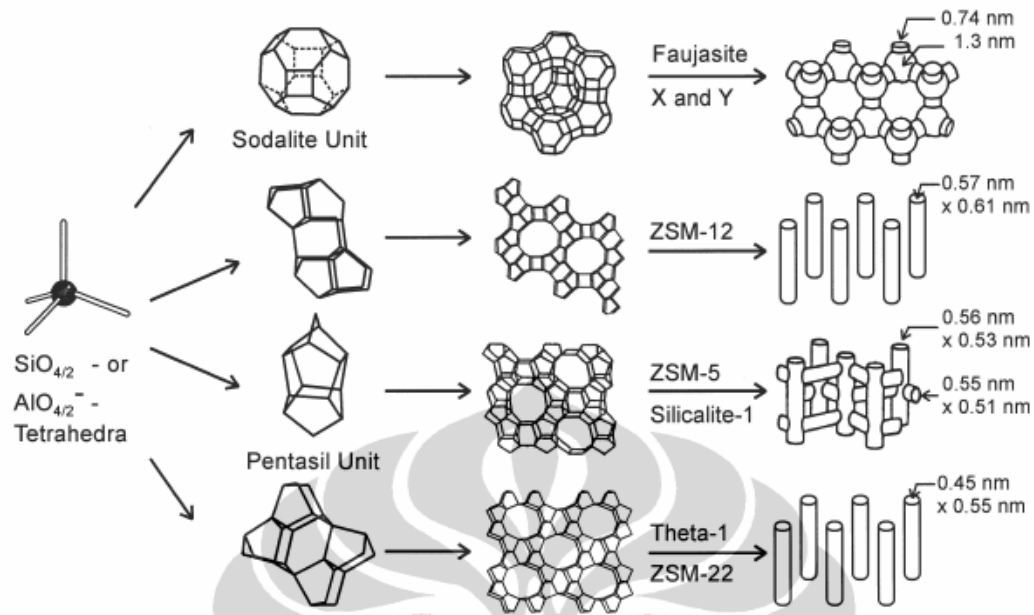
$M_{x/n}$: merupakan kation bervalensi n yang dapat ditukar dan tidak termasuk struktur rangka aluminosilikat.

[] : melambangkan struktur rangka aluminasilikat.

w : menunjukkan jumlah molekul air di dalam stuktur zeolit.

a & b : menyatakan jumlah tetrahedron $(\text{SiAl})\text{O}_4$ di dalam satu unit sel dimana $b > a$

Gambar 2.8 menunjukkan 4 jenis zeolit sepanjang sistem struktur kerangka dan struktur saluran pori. Dalam penggambaran ini, atom T terletak pada puncak dan garis yang menghubungkannya terdiri dari ikatan T-O-T. Zeolit Y adalah katalis yang sangat penting dalam katalisis heterogen sebagai komponen aktif pada katalis untuk FCC. Sistem porinya relatif luas dan terdiri dari kerangka bola dengan diameter sekitar 1,3 nm yang terhubung secara tetrahedral dengan 4 kerangka samping lainnya dengan membentuk celah pori berdiameter 0,74 nm yang dibentuk dari 12 tetrahedra- TO_4 .



Gambar 2.8 Empat Struktur Zeolit (Dari Atas Hingga Bawah : Faujasit Atau Zeolit X, Y; Zeolit ZSM-12; Zeolit ZSM-5 Atau Silikat-1; Zeolit Theta Atau ZSM-22) Dan Masing-Masing Sistem Mikropori Dan Dimensi (Weitkamp, 2000)

Sebuah contoh dari zeolit dengan satu dimensi, 12 pori cincin adalah ZSM-12 (baris kedua). Pori ini berbentuk elips dengan dimensi 0,57 x 0,61 nm. Zeolit ZSM-5 (baris ketiga) dan semua silika analog dengan silikat-1 (rasio $\text{Si}/\text{Al}=\infty$). Beberapa zeolit dengan 1 dimensi, juga terdapat pori dengan 10 cincin, satu contoh adalah Theta-1 yang berbentuk isostruktur ZSM-22 (baris terakhir). Berbagai macam katalis yang ditunjukkan pada Gambar 2.7 sering menjadi titik awal untuk penelitian dari pengaruh bukaan lebar pori dan/atau dimensionalitas pada selektifitas reaksi.

Diantara sifat unik zeolit adalah memiliki diameter pori yang seragam dan berdimensi molekular. Berdasarkan klasifikasi IUPAC :

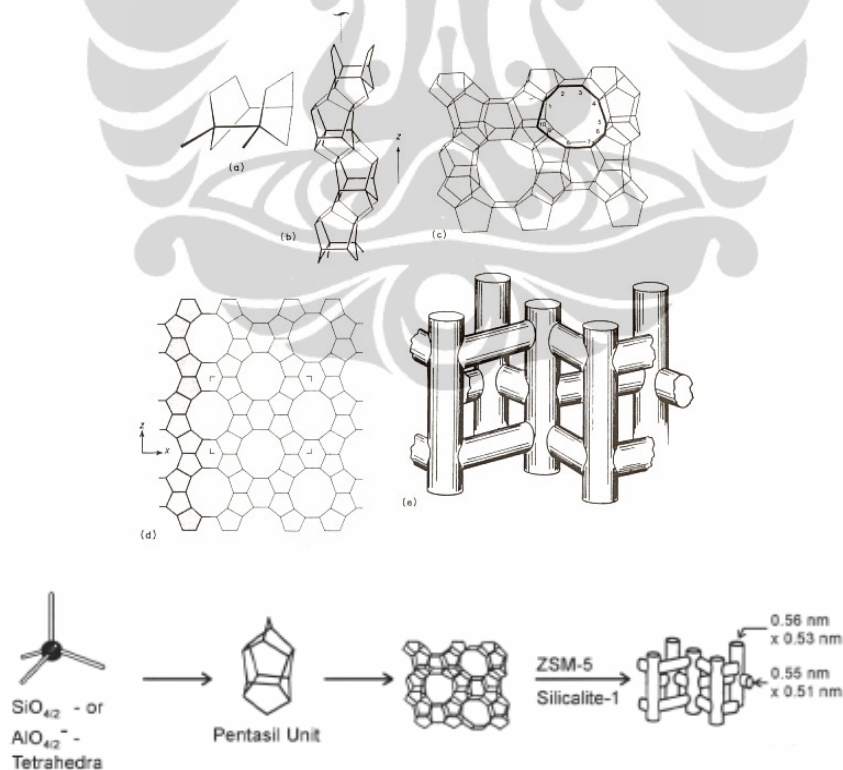
- Mikropori : $d_p \leq 2.0 \text{ nm}$,
- Mesopori : $2.0 \text{ nm} < d_p \leq 50 \text{ nm}$ dan
- Makropori : $d_p > 50 \text{ nm}$

Oleh karenanya dengan rentang ukuran d_p (diameter pori), zeolit termasuk berjenis material mikropori.

2.5 Zeolit H-ZSM-5

Zeolit ZSM-5 adalah merupakan kristal aluminosilikat, memiliki struktur saluran pori yang terbentuk dari sistem cincin untaian terkandung 10 atom oksigen. Bangunan dasar (*basic building block*) HZSM-5 adalah tetrahedron yang tersusun atas sebuah atom silikon ataupun aluminum dengan empat atom oksigen pada setiap sudutnya.

Seperti terlihat pada Gambar 2.8, H-ZSM-5 mempunyai struktur saluran pori yang lurus sedikit berbentuk elip bukaan porinya dengan ukuran 0.51 x 0.55 nm. Saluran pori lainnya berbentuk zig-zag dengan bukaan porinya berbentuk bulat dengan ukuran 0.54 x 0.56 nm. Struktur zeolit ZSM-5 and struktur medium lainnya terkadang disebut dengan pentasil karena struktur kerangkanya tersusun atas rantai yang terdapat lima oksigen atom (*5-membered oxygen rings*) sebagai unit bangunan sekunder (*secondary building block*) dari bangunan kerangka ZSM-5. Silikalit adalah material zeolit mengandung silika murni disebut dengan silikalit, struktur kerangkanya mirip dengan ZSM-5.



Gambar 2.9 Struktur Kerangka Zeolit ZSM-5 Dan Saluran Pori (Campbel, 1988)

2.6 Rasio Silikon/Aluminum

Pusat keasaman katalis berada di atom aluminum (Bhatia, 1990). Pengaruh rasio Si/Al terhadap kinerja katalis sangat terkait dengan perubahan konsentrasi dan kekuatan asam dari inti proton tersebut. Dengan semakin meningkatnya konsentrasi kerangka atom Al (semakin kecil rasio Si/Al), maka semakin meningkat secara proporsional inti aktif asam katalis. Sebaliknya, kekuatan inti aktif asam akan semakin menurun dengan semakin meningkatnya konsentrasi atom kerangka Al. Pada kadar Al yang tinggi juga menyebabkan berkurangnya stabilitas termal zeolit.

Namun pada Si/Al yang rendah, zeolit hanya mempunyai total keasaman yang rendah. Atom Al terdispersi merata pada seluruh permukaan zeolit, tetapi ada kecenderungan kekuatan asam semakin meningkat dibanding zeolit dengan kandungan Al yang tinggi (Si/Al rendah). Hal ini disebabkan apabila keberadaan atom-atom Al cukup dekat, atom-atom Al tersebut saling berinteraksi sehingga menurunkan kekuatannya (*acid strength*). Zeolit akan mempunyai sifat hidropobik apabila rasio Si/Al melebihi 10, sedangkan rasio Si/Al dibawah angka tersebut pada kenyataannya memiliki sifat hidrofilik (Campbell, 1988). Salah satu penentu kemampuan katalis HZSM-5 mengakselerasi berbagai reaksi sebagian besar ditentukan oleh jumlah inti aktif asam maupun kekuatan asam dan kedua faktor dapat dikendalikan oleh nilai rasio Si/Al.

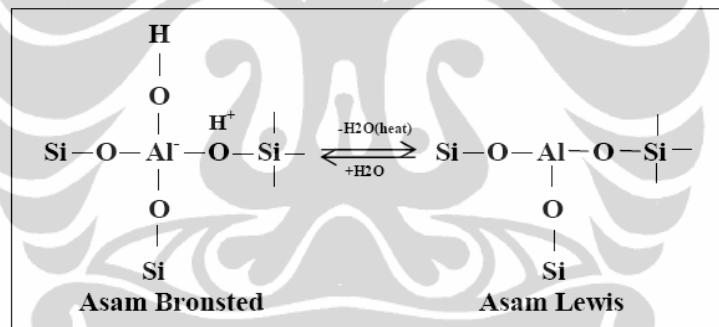
Namun perlu dicatat bahwa bervariasinya rasio Si/Al zeolit secara umum tidak mempengaruhi struktur kerangka maupun pori, tapi menyebabkan suatu perubahan distribusi keasaman maupun kekuatan asamnya, sebagai akibatnya berpengaruh pada kinerja katalisnya (Bhatia, 1990). Namun aspek ini masih jarang diamati tentang pengaruh rasio Si/Al tersebut, khususnya kinerja katalis terhadap reaksi konversi aseton. Dalam hal ZSM-5 dengan Si/Al rendah (*high acid density*), spesi permukaan proton dapat dipandang mempunyai mobilitas yang tinggi dibandingkan dengan rasio Si/Al tinggi (Sierka & Sauer, 2002). Oleh karenanya, perpindahan proton (H^+) sebagai inti aktif bronsted menuju ke atom molekul membentuk struktur kompleks permukaan akan meningkat. Oleh karena itu, ketika reaksi membutuhkan keasaman (*acid amount*) yang tinggi, dipilih zeolit

dengan kerangka rasio Si/Al yang rendah. Sebaliknya, ketika dibutuhkan kekuatan asam yang tinggi, dipilih zeolit dengan Al yang terdispersi secara sempurna dengan rasio yang tinggi (rasio Si/Al ≥ 10).

2.7 Keasaman Zeolit

Keasaman pada kerangka zeolit dapat dibagi dalam dua kelompok yaitu pusat asam Bronsted dan pusat asam Lewis. Asam Bronsted, yaitu spesies yang dapat memberikan proton H^+ . bila AlO_4^- mengikat proton maka akan timbul suatu asam Bronsted. Proton ini menempel pada atom-atom oksigen framework yang berikatan diantara atom-atom silikon dan aluminium.

Asam Lewis adalah spesies yang dapat menerima sepasang elektron bebas yang dikombinasikan dengan zat kedua yang mempunyai sepasang elektron bebas. Keasaman Bronsted dapat diubah menjadi keasaman Lewis dengan memanaskan pada suhu tinggi.

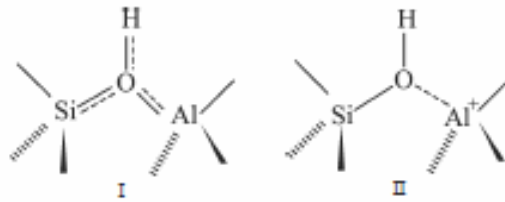


Gambar 2.10 Perubahan Keasaman Zeolit (Bhatia, 1990)

Pada gambar 2.10 terlihat bahwa Al mempunyai sisi yang dapat menerima sepasang electron bebas sehingga dapat bertindak sebagai asam Lewis. Asam Lewis ini dapat berubah menjadi asam Bronsted dengan hadirnya H_2O pada zeolit dengan disertai pemanasan. Zeolit yang telah melalui tahap pengasaman akan memiliki luas permukaan yang lebih tinggi sehingga perannya sebagai katalis ataupun penyangga dapat lebih baik.

Daerah asam Bronsted berada pada permukaan zeolit ketika Si^{4+} dipindahkan secara isomorf oleh trivalen kation logam seperti Al^{3+} . Peristiwa substitusi ini menghasilkan nilai negatif dalam kisi-kisi yang dapat diganti oleh proton. Daerah asam Bronsted pada zeolit dapat dilihat sebagai resonansi hibrida

pada struktur I dan II (Gambar 2. 11).



Gambar 2. 11 Resonansi Hibrida Asam Bronsted

Struktur I secara penuh dikelilingi oleh oksigen dengan ikatan proton yang lemah, dan struktur II merupakan grup silanol yang mempunyai interaksi asam Lewis yang lemah pada ikatan oksigen hidroksil dengan aluminium. Model I menjadi lebih representatif pada keadaan asam dalam struktur kristal zeolit, sedangkan model II mewakili keadaan silika alumina yang bersifat amorf dimana tidak ada stabilisasi oleh keberadaan simetri dalam jangka panjang. Sejumlah besar teknik fisika-kimia telah mendemonstrasikan keberadaan daerah asam Bronsted pada zeolit melalui proses dehidrasi [Corma, 1995, Baba & Ono, 1999, Farneth & Gorke, 1995).

Dari segi desain katalis asam pada zeolit, jelas bahwa jumlah daerah asam Bronsted berhubungan secara langsung dengan kehadiran kerangka atom T^{III} . Pada sampel yang mengandung kadar aluminium tinggi, tidak semua daerah asam memiliki kekuatan asam yang sama, dan hal ini dipengaruhi oleh jumlah atom aluminium pada posisi yang berdekatan (Gorke & White, 2000).

2.8 Selektivitas-Bentuk Zeolit (*Shape-Selective Catalyst*)

Weisz & Frillette (1960) adalah pertama kali mengenalkan tentang konsep *shape selectivity*, bersama dengan Chen, Miale dan koleganya telah mengembangkan berbagai aplikasinya. Aplikasi pertama *shape selective* adalah *Mobil Selectoforming process* pada pertengahan 1960 (Satterfield,1991) yang secara selektif mampu merengkah senyawa *n*-paraffins dengan hidrogen untuk meningkatkan angka oktana hidrokarbon cair.

Fakta bahwa pori-pori zeolit berdimensi molekuler dan dapat berinteraksi dengan molekul suatu senyawa karena memiliki dimensi yang secara geometris sangat sangat dekat. Efek interaksi yang unik antara molekul dengan pori zeolit ini

karena bentuk dan ukurannya disebut dengan istilah *shape-selective catalysis*. *Shape-selective catalysis* meliputi semua efek dimana selektivitas dari reaksi katalis heterogen bergantung pada ukuran bukaan pori-pori dari katalis mikropori (Weitkamp, 1999). Beberapa efek telah diketahui dan hampir semuanya dapat diklasifikasikan ke dalam salah satu dari kategori berikut:

(i) Selektivitas bentuk terhadap reaktan (*Reactant shape selectivity*)

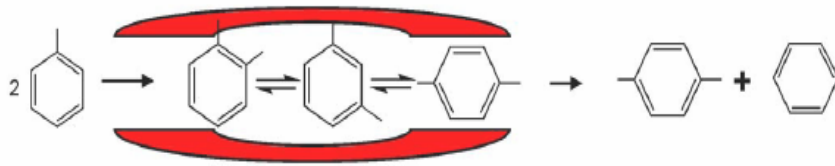
Setidaknya ada dua reaktan dengan perbedaan di dalam dimensi molekularnya. *Reactant shape selectivity* (RSS) membedakan antara reaktan yang bersaing berdasarkan ukuran yang dekat dengan pintu masuk (*entrance*) mulut pori. Hanya sebagian kecil dari reaktan dapat dengan mudah mencapai inti aktif internal karena ukuran bukaan pori. Jenis selektivitas ini tergantung ukuran geometri di pintu masuk ke saluran pori-pori dan kemampuan berdifusi intrapori dari molekul yang bereaksi. Kemampuan RSS zeolit ini telah diterapkan pada proses *recovery* parafin bercabang (*branch paraffin*) pada reaksi katalitik selektif “*dewaxing*” dari distilat berlilin dan dari fraksi pelumas dengan menggunakan zeolit ZSM-5 (Gambar 2.11).



Gambar 2.12 Selektivitas Reaktan Pada Proses *Dewaxing* (Degnan, 2003)

(ii) Selektivitas bentuk produk (*Product shape selectivity*)

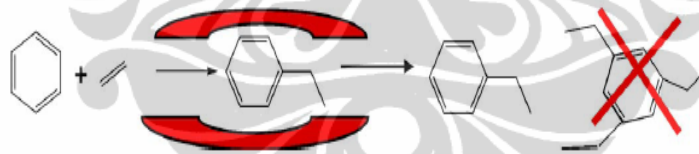
Setidaknya ada dua produk dengan dimensi molekular yang berbeda dapat terbentuk di dalam reaksi parallel yang berurutan. *Product shape selectivity* (PSS) mengacu pada situasi dimana diameter pori secara efektif membedakan antara produk keluaran dari pori-pori berdasarkan ukuran molekul produk (Gambar 2.12). Dengan demikian, produk yang mungkin terbentuk di persimpangan yang lebih besar antara beberapa pori-pori dapat berdifusi keluar dari *molecular sieve* hanya jika mereka cukup kecil sehubungan dengan diameter pori-pori. Contoh kemampuan PSS zeolit ini adalah pada reaksi disproporsionasi toluena selektif untuk menghasilkan para-xylene serta reaksi transformasi methanol menjadi bensin (MTG).



Gambar 2.13 Selektivitas Bentuk Produk Pada Reaksi Trans-Alkilation Toluena (Degnan, 2003)

(iii) Selektivitas bentuk kondisi transisi (*Transition-states selectivity*)

Transition-state selectivity (TSS) berkaitan dengan reaksi di mana geometri pori-pori di sekitar situs aktif memaksakan halangan sterik dari ukuran molekul spesi intermediet reaksi kondisi transisi. Dengan demikian, diameter efektif pori-pori atau perpotongan sangat menghambat pembentukan keadaan transisi yang tidak stabil intermediet reaksi. Contoh berguna TSS mencakup penghambatan pembentukan kokas (*coke*) dalam kristal ZSM-5 (MFI) dan pemecahan dari rantai parafin dalam pori-pori MFI (Chen, 1994). Dalam kasus terakhir, kendala ukuran pori mencegah pembentukan keadaan transisi yang diperlukan untuk transfer hidrogen sehingga melestarikan olefin ringan yang dihasilkan oleh *cracking* dari berubah menjadi parafin ringan yang sesuai dan angka oktan yang lebih rendah (Gambar 2.13).



Gambar 2.14 Selektivitas Keadaan Transisi Pada Reaksi Alkilasi Aromatik (Degnan, 2003)

Kasus (i) RSS dan (ii) PSS memiliki sifat dan efek perpindahan massa yang identik. Jika diinginkan, efek ini dapat dikuatkan atau dikucilkan dengan menggunakan kristal yang lebih besar (atau lebih kecil) pada zeolit yang sama, yakni dengan memperpanjang (atau memperpendek) jarak difusi di dalam pori-pori, atau dengan menggunakan zeolit lain dengan pori-pori yang lebih sempit. Sebaliknya, kasus (iii) TSS adalah efek kimia instrinsik dan selektivitas tidak bergantung pada ukuran kristal. *Shape-selective catalysis* di dalam zeolit telah banyak dimanfaatkan pada berbagai proses dalam skala besar. Tabel 2.1, Tabel

2.2 dan Tabel 2.3 memperlihatkan berbagai pengembangan aplikasinya.

Tabel 2. 1 Selektifitas Bentuk Katalis dalam Proses *refinery* (Degnan, 2003)

Proses	Reaksi	Zeolit	Selektifitas Bentuk	Hasil
FCC	Produksi bahan bakar yang lebih tinggi	MFI	RSS	Nilai oktan rendah linear dan olefin bercabang tunggal berisomer; olefin linear dengan BM lebih tinggi dan oktan rendah keluar dari campuran bahan bakar melalui cracking
FCC	Produksi Olefin dengan BM rendah	MFI	TSS	Mencegah formasi keadaan transisi untuk transfer hydrogen dan mencegah formasi kokas dalam pori zeolit.
<i>Hidrocracking</i> paraffin dalam distilat	Menghilangkan paraffin yang mempunyai titik leleh tinggi dari diesel dan fraksi minyak berat	MFI	RSS	Paraffin linear dan non linear dengan melting point tinggi dihilangkan dengan seleksi kraking dalam pori zeolit
<i>Hidrocracking</i> paraffin dalam lubricant	Menghilangkan paraffin yang mempunyai melting point tinggi dari fraksi pelumas	MFI	RSS	Paraffin linear dan non linear dengan melting point tinggi dihilangkan dengan seleksi kraking dalam poros zeolit
Hidroisomerisasi	Parafin dengan nilai oktan rendah dengan C5-C6 terisomerisasi menjadi isoparaffin dengan nilai oktan lebih tinggi	MOR dan MAZ	PSS dan PMKLS	Isomer yang molekulnya lebih besar akan berdifusi lebih cepat keluar dari pori yang lebih besar dari sistem pori 1 dimensi
Hidroisomerisasi	Parafin dengan rantai panjang dan titik leleh tinggi terisomerisasi menjadi paraffin bercabang	SAPO-11 dan bentuk selektif molekul lain yang lebih kuat (+ hidrogenasi kuat)	TSS PMKLS dan PSS	Pembentukan 2- dan 3-metil paraffin di mulut pori; formasi yang paling dipilih adalah 1 dan 3 metil alkana melalui perbedaan laju difusi

Tabel 2.2 Katalis Selektif Bentuk dalam Proses Petrokimia (Degnan, 2003)

Proses petrokimia	Reaksi	Zeolit	Selektifitas Bentuk	Hasil
Isomerisasi Xilena	Isomerisasi o- dan m-xylene dan mengubah etilbenzena menjadi etana dan benzena atau menjadi xylene	MFI, MOR, dan saringan molekul lainnya	TSS	Dalam MFI, transalkilasi menjadi polimetil (C9+) benzena dihalangi oleh halsterik dari dinding pori. Dalam MOR, xylene mencapai kesetimbangan dengan cepat oleh karena banyaknya lokasi asam.
Disproporsionasi toluena	Disproporsi toluene menjadi benzena dan campuran xilena (zeolite non-selektif) atau p-xylene (zeolit selektif)	MFI, MOR, dan saringan molekul lainnya	PSS (primer), TSS (sekunder), MTC	Menghambat pembentukan C9+ polimetilbenzena dengan BM lebih tinggi dan memfasilitasi pembentukan intermedier diphenylmetil
Transalkilasi aromatik C9+	Transalkil toluene dengan grup metil di C9+ polimetilbenzena	MOR dan zeolit dengan pori besar lainnya	TSS, RSS, PSS	Zeolit cocok terhadap C ⁹ dan C ₁₀ polimetil benzena, terkecuali polimetilbenzena dengan BM tinggi, yang dapat bertindak sebagai prekursor kokas, dan menghambat pembentukan senyawa polyphenyl. C8 aromatik terdifusi keluar dari sistem dengan cepat.
Sintesis Etilbenzena	Benzene teralkilasi dengan etilen	MFI dan MWW	TSS dan PSS dalam MFI, NE, dan TSS dalam MWW	Polietilasi terhalangi oleh sterik m- dan p- etilbenzena. Etilbenzena terdifusi keluar poros jauh lebih cepat dari dietil benzena yang terbentuk.
Sintesis p-dietilbenzena	Benzene teralkilasi dengan etilen	MTW	TSS dan PSS	Mencegah terbentuknya C ₁₁ ⁺ polietilbenzena dengan BM tinggi dan memfasilitasi pembentukan intermedier diphenyletil
Sintesis Cumene	Benzene teralkilasi dengan propilen	MWW dan BEA	NE dan TSS	Pembentukan di- dan tripropilbenzena dihambat oleh sterik dari kantong permukaan 12-MR. Oligomerisasi propilen tidak terjadi di dalam pori 12-MR
Sintesis alkilbenzena rantai lurus	Olefin linear rantai panjang direaksikan dengan benzena menghasilkan linear alkilbenzena	BEA, MWW, dan 12-MR zeolit lainnya	TSS	Polialkil benzena dihambat pembentukannya oleh halangan sterik yang berasal dari pori 12-MR

Tabel 2.3 Katalis Selektif Bentuk dalam Proses Petrokimia (Degnan, 2003)

Proses petrokimia	Reaksi	Zeolit	Selektifitas bentuk	Hasil
Oligomerisasi olefin	Propilen dan n-butene ter-oligomerisasikan dan menghasilkan olefin C ₆ + linear atau hampir linear	MFI dan 10-MR zeolit lainnya	TSS	Polimetil isoolefin dan dimetil olefin gem dihambat pembentukannya oleh halangan sterik yang berasal dari pori 10-MR
Isomerisasi rangka olefin	n-butene dan n-pentene diubah menjadi isoolefin sebagai intermedier dalam produksi MTBE dan TAME	FER, TON, dan SAPO-11	TSS	Dimer C ₄ tidak mempunyai ruangan yang cukup agar dapat terbentuk di dalam pori mikro dan isomerisasi terjadi melalui penataan ulang carbenium ion primer yang distabilkan di dalam pori.
Sintesis piridin	Ammonia, formaldehida, dan asetaldehida direaksikan untuk menghasilkan piridin dan α - dan β -pikolin	MFI	TSS dan PSS	Mekanisme tidak dipahami sepenuhnya
Sintesis benzene dari n-hexane	n-Hexane terkonversi menjadi benzene melalui dehidrosiklisasi	LTL	TSS, NE	n-heksana terserap ke permukaan dinding zeolit LTL dan diserap secara selektif ke permukaan kristal kecil di dalam pori LTL, ketika mengalami dehidrosiklisasi
Hidroksilasi fenol dan amoksidasi sikloheksanon	Oksidasi selektif dari senyawa organik menggunakan hidrogen peroksida sebagai oksidator	TS-1	TSS dan PSS	Hidrofobisitas dan isolasi titanium di saringan molekul dipercaya berperan dalam reaksi oksidasi selektif bentuk

2.9 Pembentukan Kokas (*Coke*)

Coke secara umum menggambarkan material karbon yang terbentuk selama reaksi dan menumpuk di permukaan katalis selama reaksi katalitik berlangsung terutama pada reaksi hidrokarbon. Komposisi kokas yang terbentuk tergantung pada reaktan, katalis, kondisi reaksi dan waktu reaksi serta berbagai rasio karbon pada range 0,3-1,5. Pembentukan *coke* dapat menyebabkan deaktivasi katalis dengan cepat, tetapi di sisi lain pembakaran *coke* memberikan sumber panas untuk reaksi *cracking* endotermis. *Coke* mengandung struktur polyaromatik kental yang mendekati karakter grafit dan terbentuk dalam proses katalitik konversi hidrokarbon. Untuk paraffins, laju *cracking* dan laju pembentukan *coke* meningkat dengan meningkatnya berat molekul reaktan terutama dari jumlah karbon. Laju pembentukan *coke* juga meningkat dengan meningkatnya kekuatan asam dari

katalis.

Hidrogen berperan penting dalam menekan endapan pengendapan kokas.

Pada inti aktif dan situs dehidrogenasi dapat dilihat seperti berikut :



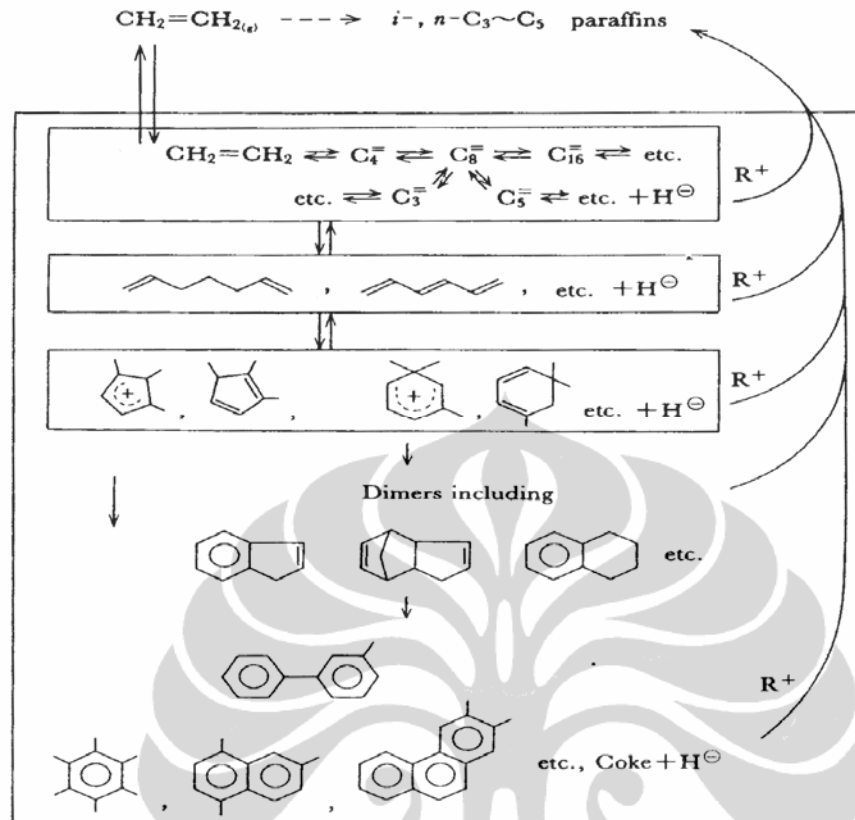
oksida)

Kokas yang merupakan produk samping hasil reaksi katalitik dari transformasi reaktan melalui berbagai langkah yang berurutan, sebagian besar merupakan reaksi bimolekuler seperti kondensasi, *hydrogen transfer* (Guisnet, 1997). Oleh karena itu, laju pembentukan kokas tergantung pada parameter yang biasanya mempengaruhi laju reaksi katalitik, yaitu:

- a. Karakteristik dari reaktant hidrokarbon-pasangan inti aktif asam aktif;
- b. Karakteristik dari struktur pori zeolit khususnya ukuran dan bentuk rongga (atau saluran persimpangan) yang merupakan lokasi tersebarnya inti aktif asam dapat dipandang sebagai mikroreaktor; dan
- c. Kondisi operasi: suhu, tekanan, konsentrasi dari berbagai varians.

Mekanisme pembentukan *coke* cukup kompleks, melibatkan reaksi multi-tahap dan dibedakan oleh sistem katalis-reaktan yang digunakan. Dehidrogenasi, isomerisasi, polimerisasi, tranfer hidrogen, siklisasi, dan aromatisasi adalah reaksi yang pada umumnya terlibat dalam pembentukan kokas. Skema reaksi pembentukan kokas oleh karena terjadinya reaksi transfer hidrogen dan keberadaan olefin dipercaya menjadi faktor kunci untuk percepatan pembentukan *coke*. Senyawa olefin berfungsi sebagai penangkap hidrogen untuk transfer hidrogen. Peran penting sikloolefin dan siklodiolefin terlihat dalam mekanisme reaksi pada Gambar 2.15.

Namun, kokas memiliki kekhasan sebagai produk non-desorbed. Oleh karena itu, dalam pembentukannya, selain memerlukan serangkaian langkah-langkah reaksi, molekul kokas dapat tertahan didalam pori-pori zeolit atau pada permukaan luar kristal zeolit. Keberadaan kokas ini terjadi karena molekul-molekul kokas tidak mudah untuk terdesorpsi dan dihilangkan dari zeolit di bawah kondisi operasi.



Gambar 2.15 Bagian Reaksi Dalam Pembentukan Coke Dari Olefin (Tanabe, 1989)

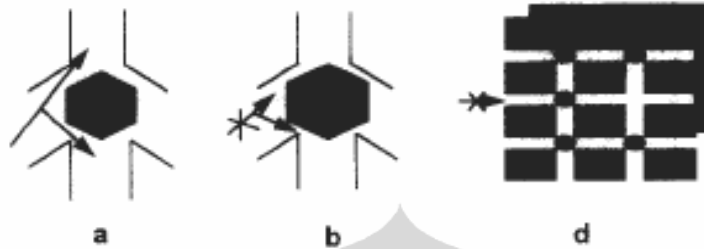
Molekul kokas dapat mengalami pertumbuhan dan menjadikan ukuran molekul semakin lama semakin berukuran besar, sehingga mobilitas kokas menjadi sangat rendah. Oleh karenanya, kokas dapat terjebak dalam rongga pori atau di persimpangan saluran (Guisnet, 1997).

2.10 Deaktivasi Karena Coking

Pada sub-bab ini ditinjau berbagai penelaahan pustaka untuk menunjang berbagai teori yang menunjang proses deaktivasi yang disebabkan oleh terbentuknya kokas pada permukaan katalis (*coking*). Endapan coke yang terbentuk dari deposit reaktan dan menghalangi inti aktif atau menghalangi mulut dari pori katalis. Dalam jangka rentang waktu tertentu cepat atau lambat katalis akan mengalami deaktivasi secara total.

Deaktivasi bisa disebabkan oleh: (a) pembatasan akses reaktan ke situs aktif di rongga atau di persimpangan pori yang terdapat molekul *coke*, atau (b)

penyumbatan akses; (c) dan (d) pembatasan atau penyumbatan akses reaktan ke situs aktif di rongga, di persimpangan pori atau bagian dari saluran di mana molekul kokain tidak berada (Guisnet, 1997).



Gambar 2.16 Ilustrasi Model Deaktivasi Zeolit Dengan Saluran Saling Berhubungan Dan Tanpa Rongga (HZSM-5). (A Dan B) Cakupan Situs; (D) Penyumbatan Pori (Guisnet, 1997).

Dalam model (a) dan (b) penyumbatan karena hambatan sterik, yaitu difusi reaktan dalam rongga atau di persimpangan pori menjadi terbatas atau diblokir molekul kokas teradsorpsi secara reversibel di situs pusat inti asam. Model deaktivasi zeolit ini umumnya menjadi terbatas karena inti aktif katalis yang terletak di rongga atau di persimpangan saluran dinonaktifkan sebagian atau seluruhnya (Guisnet, 1997). Model (c) dan (d) umumnya disebut penyumbatan pori. Dalam model ini efek deaktivasi molekul *coke* sangat dibicarakan, karena sebagian besar pusat inti aktif umumnya terletak di dalam pori-pori. Oleh karenanya, akses reaktan menuju ke pori-pori menjadi terbatas atau diblokir (Guisnet, 1997).

Sebagaimana pada kasus katalis padat lainnya, deaktivasi katalis asam dan basa terjadi selama reaksi katalis diikuti oleh beberapa mekanisme. Deposisi karena pembentukan kokas selalu diikuti oleh deaktivasi katalis, meskipun keduanya tidak saling paralel. Mekanisme deaktivasi yang disebabkan oleh adanya kokas yang terdeposisi terdiri dari dua macam, yaitu:

- Mekanisme langsung (*direct mechanism*)

Coke atau prekursoranya yang biasa selalu terbentuk pada situs aktif, teradsorb secara irreversibel pada situs sehingga menghalangi adsorpsi reaktan. Mekanisme langsung telah diteliti untuk zeolit jenis La-Y dan beberapa padatan asam lain dengan pori-pori yang besar. Untuk katalis asam dengan pori-pori besar,

coke cenderung terdeposit di dalam pori (*direct mechanism*). Selektivitas tinggi untuk *coke* dengan zeolit pori kecil, disebabkan oleh penyumbatan cepat molekul kokas yang terperangkap dalam rongga dari pori kecil zeolit. Tingkatan yang sangat lambat dari *coking* ditemukan dalam H-ZSM5, biasanya disebabkan tingkat densitas inti aktif situs asam yang rendah dan bukan karena dimensi ukuran rata-rata pori. Pengaruh struktur pori pada selektivitas *coking* tampaknya lebih terbatas dari pada pengaruh keasaman dan khususnya densitas situs asam (Guisnet, 1997).

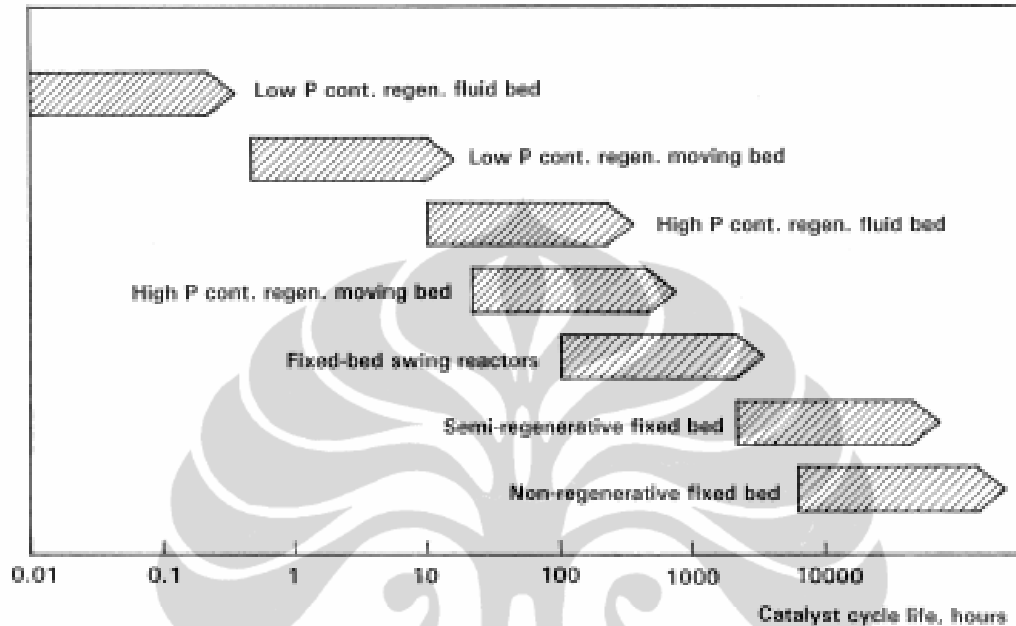
- Tidak langsung

Coke terdeposit di dekat mulut pori katalis sehingga mempersempit bukaan atau secara penuh menutup mulut pori katalis. Hal ini menyebabkan reaktan terhalangi untuk berdifusi atau mengakses pori-pori katalis. Untuk katalis berpori-pori kecil, *coke* benar-benar menutupi mulut pori dari katalis (*indirect mechanism*) dan menurunkan jumlah pusat inti aktif (situs) asam, tanpa mempengaruhi distribusi situs asam dan selektivitas. Perubahan dalam difusivitas yang disebabkan oleh deposisi kokas terkadang mempengaruhi selektivitas bentuk, distribusi situs asam, konversi, dan selektivitas.

Terdapat beberapa objek penelitian kuantitatif yang membahas hubungan antara properties katalis asam dengan laju pembentukan kokas. Hubungan ini telah diinvestigasi untuk beberapa jenis alumina silika yang menggunakan oligomerisasi propilen sebagai model reaksi. Kekuatan asam divariasikan dengan melakukan *treatment* pada alumina silika dengan senyawa natrium. Selain itu, rasio H/C dari deposit karbon (sebuah ukuran untuk mengukur kedalaman *coking*) sangat rendah untuk katalis asam kuat dan relatif tinggi untuk katalis asam lemah. Berdasarkan hubungan yang kuat antara laju, deaktivasi, *coking*, dan kekuatan asam, dapat disimpulkan bahwa apabila laju pembentukan kokas yang terbentuk lebih cepat dan merata kedalam pori menyebabkan katalis terdeaktivasi lebih cepat.

Gambar 2.17 menggambarkan *Timescale* dari deaktivasi katalis berdasarkan jenis reaksinya. Laju deaktivasi katalis berkaitan erat dengan teknologi reaktor yang akan digunakan dalam regenerasi. Jika tingkat umur katalis dalam *fix bed reactor* cukup rendah dan tidak akan ada fasilitas reaktor khusus untuk regenerasi,

maka katalis dapat dibuang atau diregenerasi untuk digunakan kembali. Ini biasanya dilakukan untuk katalis yang memiliki kinerja katalis selama 1 tahun atau lebih (Sie, 2001).



Gambar 2.17 Hubungan Antara Teknologi Reaktor Dan Kecepatan Deaktivasi Katalis Dalam Berbagai Variasi (Sie, 2001).

Ketika aktifitas umur katalis katalis menjadi lebih singkat misalnya sekitar setengah tahun, fasilitas khusus untuk regenerasi ditempat menjadi penting, terutama jika melihat tingginya harga katalis. Pada metode operasi semi-regeneratif, katalis tetap berada dalam reaktor selama regenerasi berlangsung. Fasilitas yang dibutuhkan untuk melakukan regenerasi adalah kompresor yang berfungsi untuk mensirkulasi gas inert serta udara masuk merupakan bagian unit permanen yang penting (Sie, 2001).

BAB III METODE PENELITIAN

3.1 Pendekatan

Berdasar kajian pustaka dapat diambil perkiraan (hipotesis) bahwa rute mekanisme reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik diawali dengan reaksi aldol kondensasi. Reaksi aldol kondensasi tersebut menghasilkan produk DAA (diaseton alkohol). Reaksi aldol kondensasi umumnya terjadi pada suhu rendah (dibawah 50°C) dan dengan meningkatnya suhu reaksi DAA terhidrasi menjadi MSO (mesitil oksida) dengan laju semakin cepat terutama (Haw, 2001). Oleh karenanya dalam penelitian ini digunakan aseton murni dengan maksud memudahkan identifikasi produk-produk reaksinya.

Salah satu tolok ukur untuk menjustifikasi keberlangsungan proses reaksi aseton menjadi hidrokarbon diperlukan data-data terkait sebagai pendukung dugaan teoritis yang telah mengindikasikan keberhasilannya. Pada bab ini menguraikan tentang berbagai metode untuk mendapatkan data-data yang sangat diperlukan untuk mendukung tercapainya tujuan dan pencapaian target yang diinginkan sesuai dengan kaidah/prinsip reaksi katalitik heterogen. Metode yang digunakan termasuk metode uji reaksi katalitik, pengambilan sampel, teknik pengumpulan data instrumen serta teknik analisis/pengolahan data.

3.2 Katalis H-ZSM-5 dan Karakterisasinya

Tahap awal ini telah ditentukan katalis H-ZSM-5 komersial yang diproduksi oleh N.E. Chemcat Corp. Japan dengan Si/Al rasio = 25, 75 dan 100. Katalis ini sudah terbiasa digunakan untuk pengolahan minyak di perusahaan minyak Fuji Oil Company, Chiba, Jepang. Performa katalis komersial ini terbukti unggul karena luas permukaan yang tinggi serta memperlihatkan aktivitas yang baik dalam reaksi metilasi mononaftalena menjadi dimetilnaftalena (Tsutsui et al., 2003). Sehingga penggunaan katalis diharapkan dapat menghasilkan produk hidrokarbon aromatik dari senyawa aseton dengan tingkat aktivitas dan selektivitas yang tinggi.

3.3 Karakterisasi Katalis

Karakterisasi katalis H-ZSM-5 dilakukan dengan menggunakan metode BET (Shimadzu Corp. GEMINI Micromeritic 2306), XRD (Rigaku Automatic Diffractometer), ESCA (PHI model 1600 instrument), ICP (Perkin Elmer Model: optima 3000 XL) dan uji keasaman dengan teknik adsorpsi-desorpsi gas amonia yang dilakukan di Teknik Kimia-UI.

3.3.1 Karakterisasi dengan XRD (*X-Ray Diffraction*)

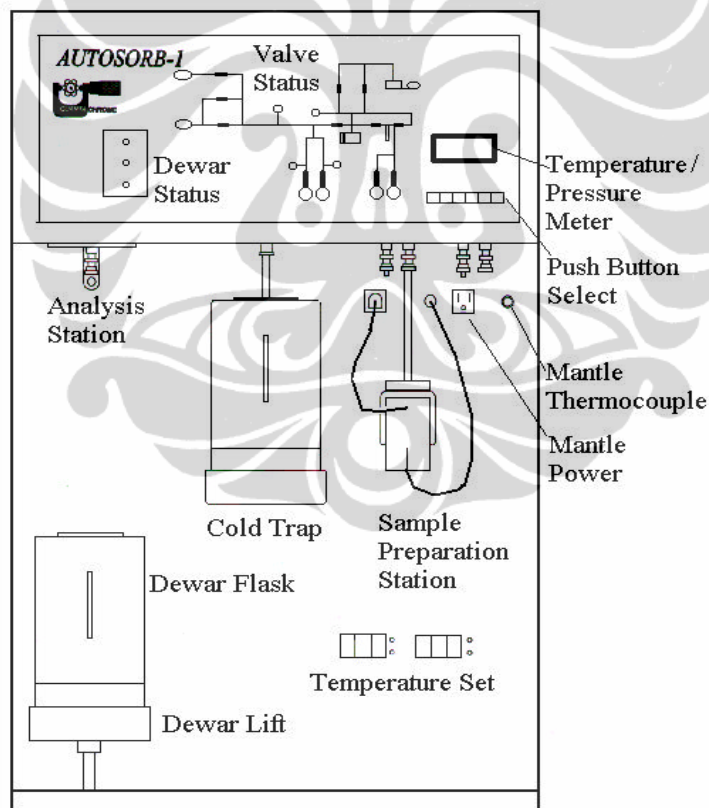
Uji karakteristik dengan metode XRD ini bertujuan untuk memastikan struktur dan komposisi kristalinitas katalis dari sampel yang digunakan adalah zeolit dengan struktur kristal ZSM-5. Jangkauan sudut difraksi 2θ yang digunakan pada uji karakteristik XRD ini berkisar antara 10° - 90° . Tingginya tingkat kristalinitas dan kemurnian zeolit ZSM-5 dapat dilihat dari hasil spektrum XRD. Kristalinitas ZSM-5 terbentuk dari jaringan kerangka ikatan atom Si dan Al dengan dijumpai oleh atom oksigen. Instrumen perangkat analisa XRD yang digunakan adalah Rigaku Automatic Diffractometer (Rigaku D-MAX) dengan radiasi monochromatisasi sinar Cu Ka radiation ($k = 0.15406$ nm) pada setting 40 kV dan 80 mA. Prosedur operasi analisa XRD dilakukan sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

3.3.2 Karakterisasi dengan Metode BET (*Brunauer, Emmet Teller*)

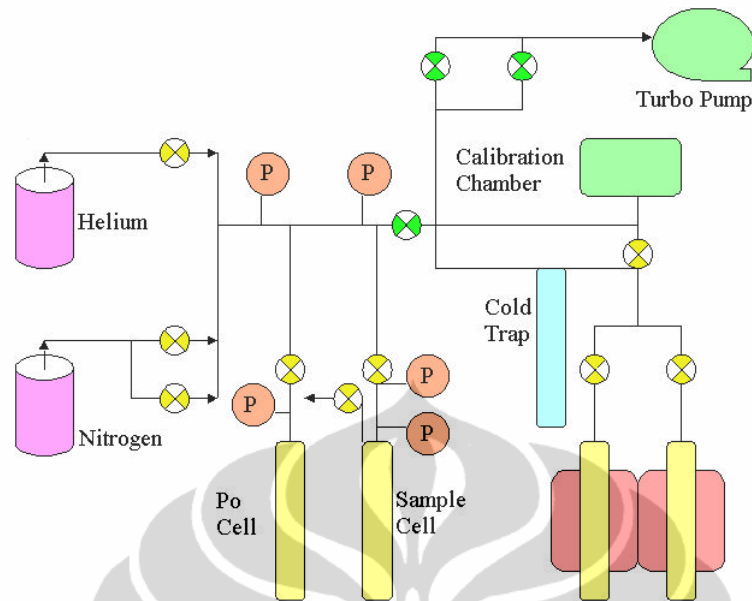
Salah satu karakter penting ZSM-5 adalah luas permukaan dan struktur pori yang harus diukur dengan menggunakan metode BET. Semakin besar luas permukaan semakin tinggi dispersi inti aktif asam, maka semakin besar Karakterisasi katalis dengan metode BET bertujuan untuk menentukan luas permukaan dan dimensi ukuran pori katalis ZSM-5. Biasanya menggunakan molekul N_2 sebagai adsorben pada suhu kriogenik (Washio, 1991). Perangkat instrumen BET yang digunakan adalah instrument Gemini Micromeritic buatan Shimadzu di Seikei University, Japan dan Autosorb BET-Multipoint Teknik Kimia-UI.

Perangkat instrument analisis BET (Gambar 3.1) meliputi pengukur tekanan suhu dan tekanan, dua buah out-gassing station, temperature setting, dewar

station, sistem pendingin cold trap. Skematik instrument secara detail terlihat pada Gambar 3.2. Gas inert He pada suhu ruang bertekanan 7 psi mengalir masuk kedalam sistem melalui putaran *valve* kasar. Laju alir gas adsorbate pada suhu ruang dan bertekanan sekitar 5 psi mengalir masuk diatur dengan putaran *valve* kasar maupun halus. Ada 2 tabung utama sistem disebut manifold yakni manifold temperatur diukur dan diatur dengan *temperatur transmitter* dan manifold tekanan diukur dan dimonitor dua buah *pressure transmitter* sebesar 100 dan 10 torr. Pada indikator pengukur bisa terlihat display digital suhu dalam °C (*manifold temperature*), tekanan dalam mmHg (*manifold pressure*), tekanan mmHg pada *sample station pressure*, P_0 pressure (mmHg) dan *outgassing temperature* °C. Manifold juga dihubungkan dengan tabung kalibrasi yang digunakan untuk kalibarsi volume.



Gambar 3.1 Sketsa Perangkat Instrumen Analisis BET



Gambar 3.2 Skema Diagram Alir Instrumen Pengukuran Metode BET

Secara umum operasi analisa metode BET (Gambar 3.2) adalah sebagai berikut :

- Perangkat instrument terdapat 2 cell yakni Po cell dan sample cell. Sebelum dilakukan pengujian, sampel katalis sebanyak 0,5 gram dimasukkan kedalam sampel cell. peralatan BET harus di vakum terlebih dahulu. Setelah di vakum, ke dalam reaktor BET dan dipanaskan pada temperatur 200°C selama 1 jam.
- Sample cell didinginkan dengan menggunakan nitrogen cair (Titik didih = - 196 °C) dalam pendingin *Dewar flask* agar terjadi kondensasi dan adsorpsi gas nitrogen di permukaan katalis.
- Tekanan gas nitrogen sebelum dan sesudah masuk sampel cell di catatat dari pengukuran digital. Apabila tekanan gas nitrogen telah mencapai keadaan kesetimbangan maka akan konstan dan ada alarmnya. Volume gas Nitrogen yang teradsorp di permukaan katalis dapat dihitung berdasarkan perbedaan tekanan yang diperoleh dengan menggunakan persamaan gas ideal.

3.3.3 Karakterisasi H-ZSM-5 Menggunakan ESCA dan ICP

Instrumen analisa ESCA (electron spectroscopy for chemical analysis) juga disebut dengan XPS (x-ray photoelectron spectroscopy) diperlukan untuk menganalisa komposisi Si/Al pada permukaan dan pada fasa bulk. Prinsip dasar

proses analisa tergantung pada elektron yang terlepas dari permukaan katalis selama dikenai diiradiasi dengan monoenergetic soft x-ray of Mg K α or of Al K α . sebesar $h\nu$, energi kinetik (h =konstanta Planck, ν = kecepatan sinar). Semakin tinggi energy $h\nu$ dibanding dengan energi elektron lapisan dalam, akan menghasilkan tereksitasnya elektron, dan akhirnya fotoelektron teremisi dari permukaan dalam jangkauan energi kinetiknya. Skematik pelepasan elektron seperti terlihat pada Gambar 3.3.

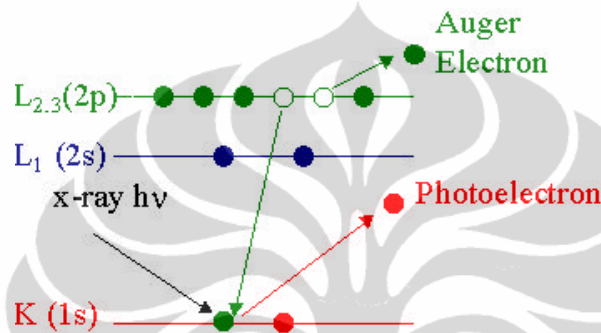


Figure 3.3 Prinsip Proses Emisi Elektron Dalam Analisis ESCA

Sedangkan analisa menggunakan ICP (Inductively Coupled Plasma) hampir mirip dengan XRF (X-Ray Fluorence) untuk menganalisa komposisi kimia ruah katalis (bulk) khususnya untuk menentukan rasio mol Si/Al katalis h-ZSM-5. Kedua perangkat analisis instrument tersebut dilakukan di Seikei Univerity bekerjasama dengan laboratorium riset Fuji Oil Co., Chiba-Jepang.

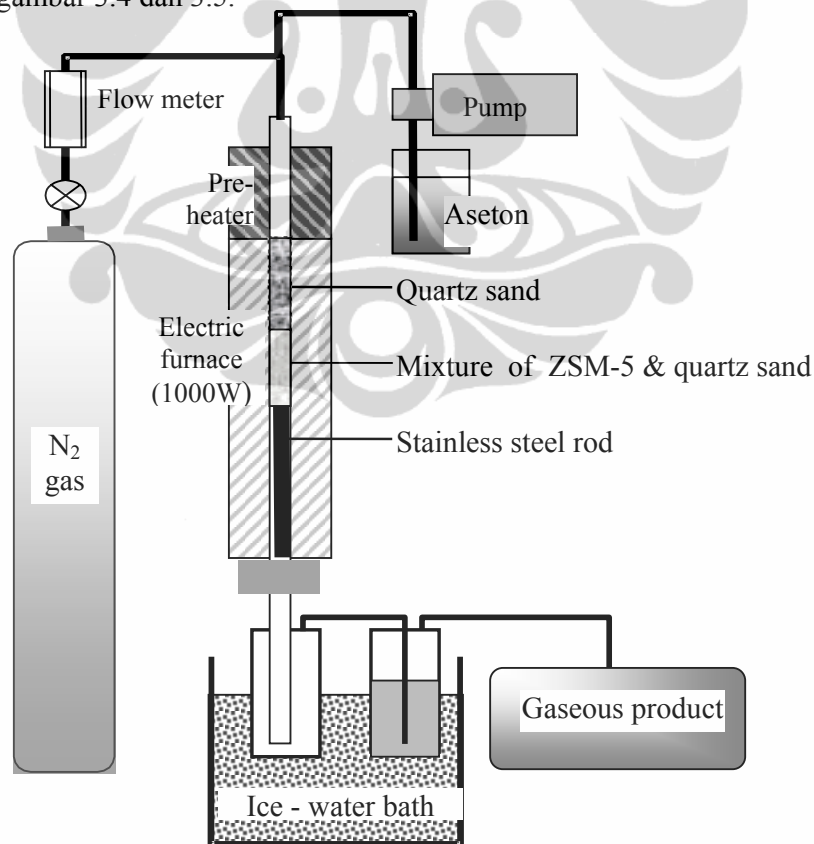
3.4 Perangkat Uji Reaksi Katalitik

Uji reaksi katalitik merupakan perangkat uji yang utama untuk mengetahui kinerja katalis H-ZSM-5 dalam reaksi aseton menjadi hidrokarbon. Perangkat alat uji reaksi ini telah dibuat dan digunakan pada saat melakukan penelitian di Seikei University, Jepang. Data-data yang diperoleh dari uji reaksi dihitung berdasarkan prinsip neraca masa dan didapatkan nilai konversi, selektivitas dan yield. Ketiga parameter tersebut sangat penting mengevaluasi tingkat keberlangsungan reaksi aseton, serta sekaligus menjadi parameter kinerja katalis H-ZSM-5 dalam reaksi tersebut.

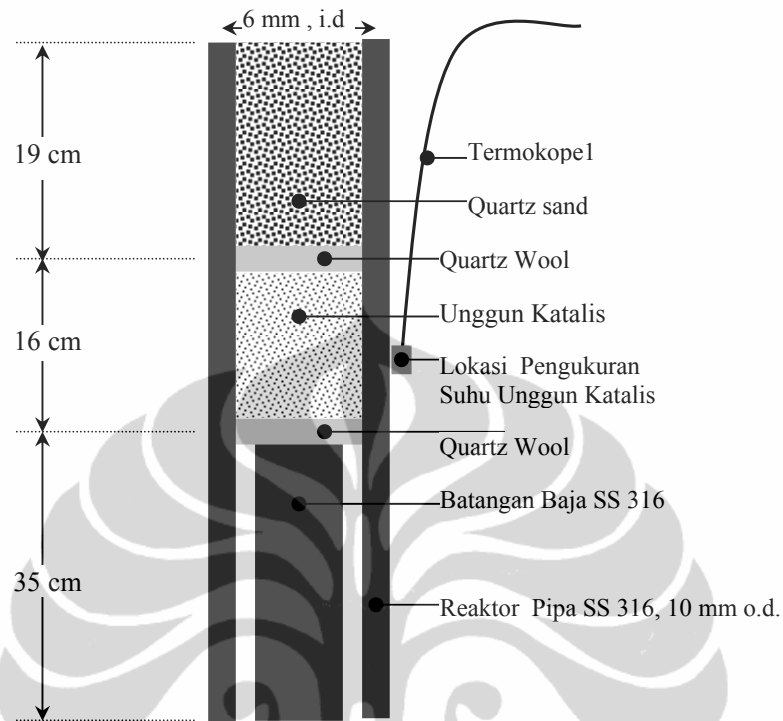
Serbuk halus padatan katalis ZSM-5 komersial (berukuran partikel 10-15

mesh) dengan rasio Si/Al masing-masing adalah 25 digunakan sebagai sampel katalis dalam reaksi konversi aseton fasa gas menjadi hidrokarbon aromatik. Reaktor yang digunakan adalah reaktor pipa berukuran 6 mm i.d dengan panjang 700 mm terbuat stainless steel (SS 316). Untuk setiap pengujian, digunakan sebanyak satu gram katalis untuk ditempatkan didalam reaktor. Untuk menghindari terjadinya *pressure drop* yang berlebihan pada unggun katalis tersebut, maka dilakukan pencampuran yakni satu gram sampel padatan katalis dengan quartz sand sebanyak 5 gram berukuran partikel 10-15 mesh.

Pada bagian atas susunan unggun tersebut dimana aliran umpan aseton masuk raktor, juga ditambahkan quartz sand sekitar 7 g untuk menjaga aseton agar secara sempurna berada dalam fasa uapnya. Untuk menahan susunan unggun tetap tersebut pada posisinya, maka pada bagian bawah unggun katalis disematkan batangan baja serta lapisan quartz wool untuk menjaga katalis dari kemungkinan *entrainment* akibat umpan gas masuk selama operasi pengujian. Lebih lengkapnya bisa dilihat gambar 3.4 dan 3.5.



Gambar 3.4 Diagram Aliran Perangkat Uji Katalis Reaktor Unggun Tetap Untuk Reaksi Aseton



Gambar 3.5 Penyusunan Unggun Katalis Dalam Reaktor

Selanjutnya reaktor pipa ditempatkan pada rangkaian fasilitas uji katalis seperti terlihat pada Gambar 3.4 dan 3. 5. Sebelum uji reaksi dijalankan, katalis dilakukan pretreatment pada suhu 400 °C dalam aliran nitrogen sebesar 30 ml/min selama sedikitnya 1 jam untuk menghilangkan kemungkinan adanya kandungan komponen air akibat selama penyimpanan maupun penyusunan unggun katalis. Selanjutnya, reaksi katalisis langsung dapat dilakukan dengan mengumpankan cairan aseton kedalam reaktor dengan tetap menggunakan gas nitrogen sebagai gas pembawanya (*carrier gas*). Pengumpanan cairan aseton dilakukan dengan menggunakan *micro pump* sedemikian rupa sehingga aliran aseton mempunyai laju SV(*space velocity*) sebesar 2-8 h⁻¹ dalam kondisi reaktor pada suhu reaksi (300, 350, 400, 450 °C) dan tekanan antara 0.13-0.25 MPa sebelum masuk reaktor.

Gas keluaran reaktor dilewatkan dua buah trap penampungan yang disusun secara seri, yang salah satunya berisi etanol. Keduanya dicelupkan didalam water bath yang diisi es untuk menyempurnakan penangkapan dan penampungan

sampel produk yang berupa cairan. Sedangkan produk gas (tidak tercairkan maupun terabsorp) ikut mengalir bersama carrier gas nitrogen, ditampung didalam wadah plastik (gas-bag).

Produk cair dianalisa menggunakan instrumen gas chromatography jenis GC-FID (*Flame Ionization Detector*) dari Hewlett Packard GC-5890 dilengkapi dengan kolom kapiler DB-1. Kondisi operasi GC-FID dapat dilihat pada Tabel 3.1. Sedangkan produk gas dilakukan analisa menggunakan instrumen gas chromatografi jenis TCD (*Thermal Conductivity Detector*) dari Shimadzu-14A dan digunakan kolom molekuler sieve untuk mendeteksi komponen senyawa metana dan CO dan kolom porapaq Q untuk mendeteksi komponen metana, etilena, etana, propelena, propana serta senyawa C₄ (butena, butana maupun, isobutena). Sedang kondisi operasi dapat dilihat pada (Tabel 3.2).

Tabel 3.1 Data Operasi FID Analisis Untuk Analisa Produk Cair Hasil Reaksi

Column	DB-1 60 m x 0.25 mm I.D., 0.25 μ (film) JW : 122-1062-JW
Carrier	Nitrogen
Oven	40 °C for 2 min; 40 - 220 °C with heating rate at 2.5 ° C/min
Injector	Split 1:100; 260 °C
Detector	FID 290 °C Nitrogen make up gas sebesar 30 ml/min

Tabel 3.2 Data Operasi GC-TCD (Shimadzu) Analisa Produk Gas Hasil Reaksi

Gas Chromatography	GC 1	GC 2
Column	Porapaq Q	Mol. Sieve
Carrier gas	Helium	Argon
Column Oven	80 °C	60 °C
Injection port	90 °C	80 °C
Detector (TCD)	90 °C	80 °C

Konversi aseton dihitung berdasarkan jumlah aseton yang diumpankan dalam waktu tertentu dan aseton masih tersisa dalam produk cair dalam rentang

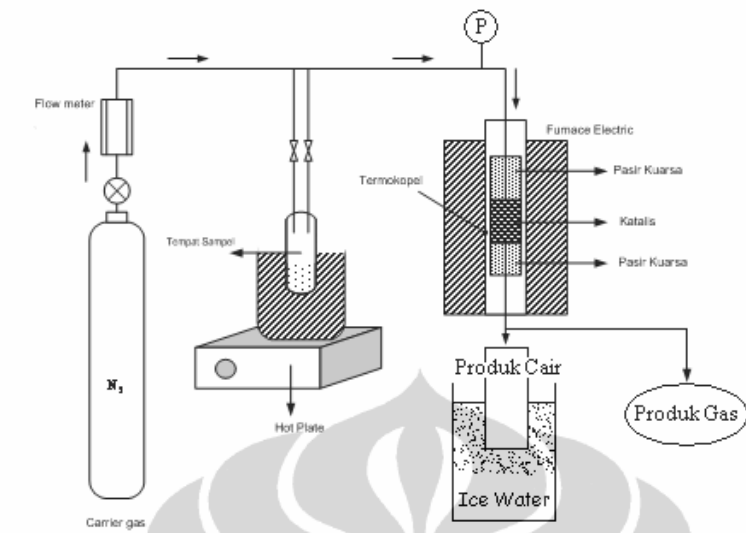
waktu tertentu (30-40 menit). Selektivitas maupun yield setiap komponen produk dinyatakan dalam persen karbon dan dihitung berdasarkan jumlah aseton terkonversi.

3.5 Perangkat Uji Reaksi Katalitik

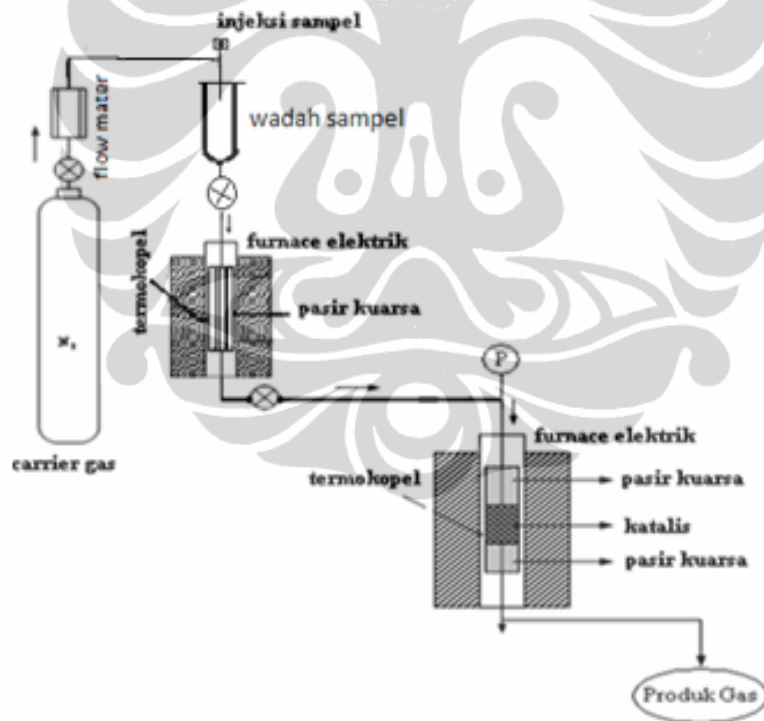
Telah berhasil didesain dan dikonstruksi sendiri untuk bisa dioperasikan perangkat uji reaksi yang ditempatkan di Departemen Teknik Kimia-UI. Peralatan ini cukup memadai /*compatible* dibandingkan dengan peralatan semula sewaktu di Jepang baik dari segi operasi maupun hasil produk yang didapat. Fleksibilitas susunan sistem aliran untuk reaktor uji katalis seperti terlihat pada Gambar 3.6 (susunan A atau B).

Susunan sistem aliran untuk uji reaksi adalah :

- Unggun katalis adalah berupa katalis H-ZSM-5 yang ditahan dengan lapisan *quartz wool* agar ungun katalis berada pada posisi yang tetap.
- Di atas ungun katalis ditempatkan pasir kuarsa yang dimaksudkan sebagai pemanas aseton tetap terjaga dalam keadaan fasa uap pada saat berkontak dengan katalis H-ZSM-5.
- Tungku listrik dapat beroperasi tepat sesuai dengan suhu setting *temperature control* dapat mencapai suhu sampai 525 °C. *Pressure indicator* untuk monitoring tekanan (beda tekanan) ungun katalis ditempatkan sebelum reaktor.
- Tepat di sisi luar ungun katalis didalam tungku listrik, disematkan pipa kecil menerobos tungku untuk peletakan kawat termokopel dengan ujung menyentuh pipa reaktor sebagai monitoring suhu katalis selama reaksi.



Susunan A



Susunan B

Gambar 3.6 Susunan Reaktor Uji Katalis *Fixed Bed Reactor*

Uji reaksi senyawa aseton dengan katalis HZSM-5 menggunakan reaktor *fixed bed* dimana laju alir umpan dan temperaturnya dapat diatur pada kondisi

tertentu seperti terlihat pada Gambar 3.6. Secara garis besar prosedur penelitian adalah sebagai berikut :

Reaktor dimasukkan campuran katalis H-ZSM-5 sebanyak 1 gram dan quartz sand (10-15 mesh) sekitar 5 gram. Pencampuran ini dimaksudkan untuk menghindari kenaikan *pressure drop* yang berlebihan dan meningkatkan *interstitial space* diantara partikel padatan. Apabila unggun katalis disusun tanpa dilakukan pencampuran, maka aliran gas pembawa (gas N₂) tidak bisa mengalir lewat unggun karena serbuk halus padatan H-ZSM-5 dapat menimbulkan *pressure drop* yang berlebihan. Reactor yang telah tersusun dengan unggun katalis kemudian ditempatkan dalam sistem aliran uji reaksi.

Pada saat awal mulai uji reaksi, gas N₂ sebagai carrier gas dialirkan terlebih dahulu sedikitnya 10 menit untuk membersihkan sistem aliran serta unggun katalis reaktor sehingga terbebas dari kemungkinan adanya kandungan komponen air selama persiapan maupun selama penyusunan/penyimpanan katalis. Laju alir gas dikontrol dengan menggunakan putaran valve pada flowmeter dan dipantau aliran keluaran reaktor dengan menggunakan *bubble soap flow meter*. Apabila sistem aliran sudah mencapai kestabilannya dan tidak ada kebocoran gas, maka operasi selanjutnya mengatur suhu reaktor dengan mengoperasikan tungku listrik. Tungku listrik (*Furnace electric*) dinyalakan dan diset pada temperatur reaksi yang diinginkan (misalnya: 400°C). Pretreatment suhu pada katalis dilakukan pada 450 °C selama 1 jam untuk menghilangkan kandungan air dalam katalis H-ZSM-5 sehingga terjaga kestabilan katalisnya pada saat reaksi berlangsung pada suhu reaksi yang diinginkan.

Apabila thermal treatment telah dilakukan dan suhu reaktor telah stabil sesuai yang diinginkan, maka *valve* yang menghubungkan aseton dan reaktor dibuka sehingga sampel aseton dapat mengalir ke reaktor dan berkontak dengan katalis dalam reaktor. Jumlah aseton yang masuk ke reaktor setiap jamnya dihitung dengan menimbang wadah sampel dengan menggunakan timbangan elektronik. Sehingga WHSV dapat dihitung dari gram sampel yang masuk setiap

$$\text{jamnya adalah } \frac{\left(\frac{\text{gram sampel}}{\text{waktu}} \right)}{\text{gram katalis}} = h^{-1}$$

Keluaran reaktor masih berupa fasa gas, dilewatkan melalui sebuah wadah

yang dicelupkan dalam nitrogen cair agar produk yang berupa cairan langsung dapat terkondensasi dan tertangkap. Untuk produk gas dialirkan dan ditampung dalam wadah plastik (plastic bag). Produk cairan dinalisa menggunakan GC-FID dan beberapa sampel menggunakan analisa Gas Chromatography/Mass Spectroscopy (GC/MS) melalui jasa analisa pihak luar. Sedangkan GC-FID (*Gas chromatography Flame Ionization Detector*) dari GC-FID Shimadzu 9A dilakukan analisa di lab. RRK, Departemen Teknik Kimia-UI, khususnya untuk mendeteksi komponen senyawa aromatik (BTX- benzene, toluena, xylene).

Berbagai kondisi reaksi dapat diatur dari laju carrier gas 60ml/menit, 80ml/menit, 100ml/menit, 120ml/menit, 140ml/menit, 180ml/menit, 200ml/menit, 220ml/menit, dan 240 ml/menit. Laju alir carrier gas ini juga dapat digunakan untuk menentukan WHSV aseton dengan menganalisa kadar aseton dalam umpan menggunakan GC-FID. Prosedur operasi reaksi dapat dilakukan pada variasi suhu reaktor, 300^oC, 375^oC, 400^oC dan 425^oC.

Pada dasarnya ada dua variabel operasi yang berpengaruh terhadap reaksi konversi katalitik, yaitu : variabel proses dan variabel design. Variabel proses meliputi jenis umpan dan laju umpan, komposisi umpan, temperatur dan tekanan reaksi, waktu kontak. Sedangkan jenis dan jumlah katalis, ukuran dan diameter reaktor termasuk variabel desain. Parameter operasi konversi katalitik dapat dilihat pada Tabel 3.3 sebagai berikut :

Tabel 3.3 Kondisi Operasi Reaksi Konversi Katalitik

Variabel Desain			Variabel proses			
Jenis katalis	Padatan katalis	Ukuran reaktor	Suhu Reaksi (°C)	Laju alir gas carrier	(WHSV ⁻¹) aseton	Tekanan (konstan)
Si/Al = 25, 75 dan 100 (Chemcat)	Bentuk Serbuk ukuran 3 µm (konstan)	Diameter dalam 8 mm (konstan)	300 °C, 375 °C, 400 °C, 425 °C	60- 240 ml /min	Maksimum 8 h ⁻¹	atmosferik

3.6 Uji Keasaman Katalis

Uji keasaman dilakukan di laboratorium RRK Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia. Uji keasaman pada penelitian ini dilakukan dengan metode yang menggunakan prinsip adsorpsi-desorpsi ammonia yaitu TPD (*Temperature Programmed Desorption*) dan mengacu pada prinsip pada metode yang dilakukan oleh Thermal Analysis Applications (Thermal Instrument Japan). Pada dasarnya alat uji keasaman dapat menggunakan peralatan uji reaksi katalitik, hanya mengubah teknik operasinya. Dengan demikian sampel ZSM-5 dapat ditentukan tingkat keasamannya dengan dengan teknik TPD.

Prosedur yang dilakukan dalam tahap uji keasaman, yaitu :

A. Persiapan larutan amonia dan larutan asam nitrat.

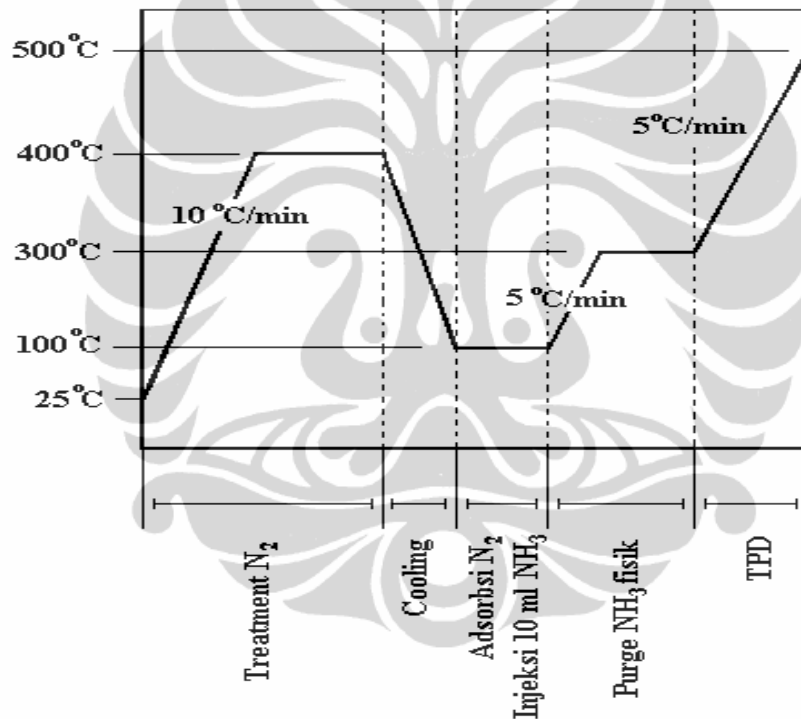
1. Disiapkan larutan HNO_3 0,001 M sebanyak 15 ml dalam beberapa tabung reaksi dan ditambahkan 2 tetes indikator PP. Larutan HNO_3 ini berfungsi sebagai penangkap gas amonia yang keluar dari reaktor.
2. Disiapkan larutan amonia 25 % yang ditempatkan pada wadah sampel seperti terlihat pada Gambar 3.5 (susunan A) atau langsung diinjeksikan cairan ammonia seperti terlihat pada Gambar 3.5 susunan B.

B. Persiapan reaktor dan katalis H-ZSM-5.

1. *Quartz wool* disusun pada bagian bawah unggun katalis untuk menjaga katalis dari kemungkinan *entrainment* akibat umpan gas yang masuk selama operasi pengujian.
2. Disiapkan 1 gram katalis H-ZSM-5. Katalis H-ZSM-5 yang digunakan berbentuk serbuk yang sangat lembut, oleh karena itu sebelum dimasukkan ke dalam reaktor katalis tersebut dicampur dengan *quartz sand* untuk menghindari terjadinya *pressure drop* yang berlebihan pada unggun katalis tersebut. Perbandingan massa katalis dan *quartz sand* adalah 1 : 2. Apabila diperlukan bisa ditambahkan *quartz sand* dengan perbandingan lainnya.
3. Reaktor yang telah tersusun unggun katalis dipasang dan disambungkan dalam sistem aliran seperti terlihat pada Gambar 3.5. Reaktor dipastikan berada dalam tungku listrik dengan sempurna agar suhu operasinya tepat sesuai dengan temperatur program yang dilakukan pada saat operasi adsorpsi-desorpsi.

C. Operasi adsorpsi-desorpsi amonia.

1. Katup gas N_2 dibuka dan atur laju alir gas yang keluar dari reaktor. Laju alir keluaran gas dari reaksi ini adalah 7,7 – 9,6 cc/min. Dan diperiksa seluruh komponen perpipaan dan sambungan agar tidak mengalami kebocoran. Langkah ini disebut juga *Purging*.
2. *Furnace* dinyalakan, *setting* pada $T = 400^\circ\text{C}$, alirkan gas N_2 , laju alirnya diatur. Setelah tercapai suhu $T = 400^\circ\text{C}$ dan stabil, didiamkan selama 1 jam agar katalis berada dalam kondisi stabil selama uji adsorpsi dan desorpsi amonia. Selanjutnya operasi TPD untuk setting furnace (tungku listrik) dapat mengikuti pola kurva seperti terlihat pada Gambar 3.6.



Gambar 3.7 Pengaturan Suhu Setting Tungku Listrik Untuk Operasi TPD-NH₃

3. Setelah 1 jam, suhu *setting* diturunkan pada $T = 100^\circ\text{C}$ dan ditunggu hingga stabil.
4. Pada saat mencapai $T = 100^\circ\text{C}$ dan stabil, uap NH_3 diumpan lewat wadah sampel (Gambar 3.5 Susunan A) atau diinjeksikan sebanyak 10 ml ke dalam reaktor setiap 10 menit sebanyak 5 kali (Gambar 3.5 susunan B). Tahap ini merupakan tahap adsorpsi amonia, dimana molekul amonia

teradsorpsi baik secara kimiawi pada inti aktif asam bronsted maupun teradsorpsi secara fisik.

5. Setelah 1 jam suhu dinaikkan mencapai 300°C dan ditunggu hingga stabil. Operasi ini dimaksudkan untuk menghilangkan molekul amonia yang teradsorpsi secara fisik sehingga gas amonia yang mengalir keluar tidak perlu ditampung.
6. Selanjutnya mulai suhu 300°C desorpsi amonia dilakukan dengan menaikkan suhu sampai 500°C dengan laju pemanasan sebesar $5^{\circ}\text{C}/\text{menit}$ dan gas amonia yang terdesorpsi mengalir keluar ditampung dengan tabung reaksi yang berisi HNO_3 dengan ditambahkan indikator PP (phenolph Phthalin) untuk menangkap gas amonia. Penampungan gas amonia terdesorpsi dilakukan pada rentang suhu tertentu.
7. Bila telah terjadi perubahan warna cairan penampung gas, desorpsi diteruskan dengan menggunakan tabung reaksi baru untuk menyerap amonia yang terdesorpsi. Pergantian tersebut dilakukan sampai suhu desorpsi menaik sampai mencapai suhu 500°C . Pada saat terjadi perubahan, warna larutan HNO_3 dari bening berubah menjadi merah muda.
8. Penangkapan gas amonia yang terdesorpsi juga dapat dilakukan secara tidak langsung dengan menampung amonia yang mengalir keluar menggunakan wadah plastik (*plastic bag*). Setelah usai operasi desorpsi sampel yang mengandung amonia dilakukan analisa titrasi asam-basa.
9. Penentuan jumlah amonia yang terdesorpsi tertampung dalam *plastic bag*. Dilakukan proses bubbling, dimana gas amoniak dalam gas bag direaksikan dengan HCl dalam erlenmeyer yang telah ditetesi dengan indikator phenolphthalin. Diamati apakah ada perubahan warna. Jika tidak ada perubahan warna, dilakukan tahap titrasi dengan larutan KOH 0,005M. Catat volume KOH setelah terjadi perubahan warna dari tidak berwarna menjadi merah muda.
- 10 Uji keasaman ini dilakukan pada katalis HZSM-5 Rasio Si/Al=27, 75 dan 140 (Zeolyst). Pada rasio Si/Al=27 dilakukan setiap jam untuk mengetahui keasaman katalis pada saat bereaksi dengan aseton hingga terjadi deaktivasi pada katalis tersebut.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 HZSM-5 Katalis yang digunakan

Katalis H-ZSM-5 yang digunakan adalah katalis sintesis komersial produksi N.E. Chemcat Co., Jepang dan merupakan serbuk butiran padatan dengan ukuran sebesar 3μ meter. Data hasil karakterisasi katalis ini dilakukan dengan metode adsorpsi N_2 - BET (*Bruneur Emmet Teller*), *X-Ray Diffraction* (XRD), Uji SEM, ICP, ESCA untuk memastikan karakteristik material katalis zeolit yang digunakan. Selain itu juga ada beberapa sampel zeolit H-ZSM-5 komersial produksi zeolyst yang dikarakterisasi menggunakan analisa XRD dan uji keasaman yang dilakukan di Indonesia.

4.1.1 Karakterisasi H-ZSM-5 N.E. Chemcat

Data hasil pengukuran disajikan pada Tabel 4.1.

Table 4.1 Data Sifat Fisik HZSM-5 yang Digunakan

Parameter yang diukur	Hasil pengukuran	Metode pengukuran
BET surface area	426 m ² /g	BET
External surface area	19 m ² /g	t-plot
Si/Al ratio (bulk)	28.2	ICP
Si/Al ratio (surface)	20	ESCA
Crystal size	43 nm	XRD

Hasil pengukuran menggunakan metode adsorpsi N_2 (BET) ini menunjukkan luas permukaan total katalis H-ZSM-5 (426 m²/g) jauh lebih tinggi dibanding dengan luas permukaan eksternalnya yang hanya mencapai 19 m²/g. Sekitar 95 % luas permukaan katalis didominasi oleh luas permukaan internal katalis (struktur pori).. Hal ini menandakan bahwa HZSM-5 memiliki luas permukaan dalam (*internal surface area*) dan struktur jaringan pori yang sangat besar (Lowell & Shield, 1984). Oleh karena keberadaan inti aktif asam menempati dinding-dinding saluran pori maka inti aktif tersebut akan tersebar secara sempurna pada seluruh

permukaan dinding zeolit tersebut.

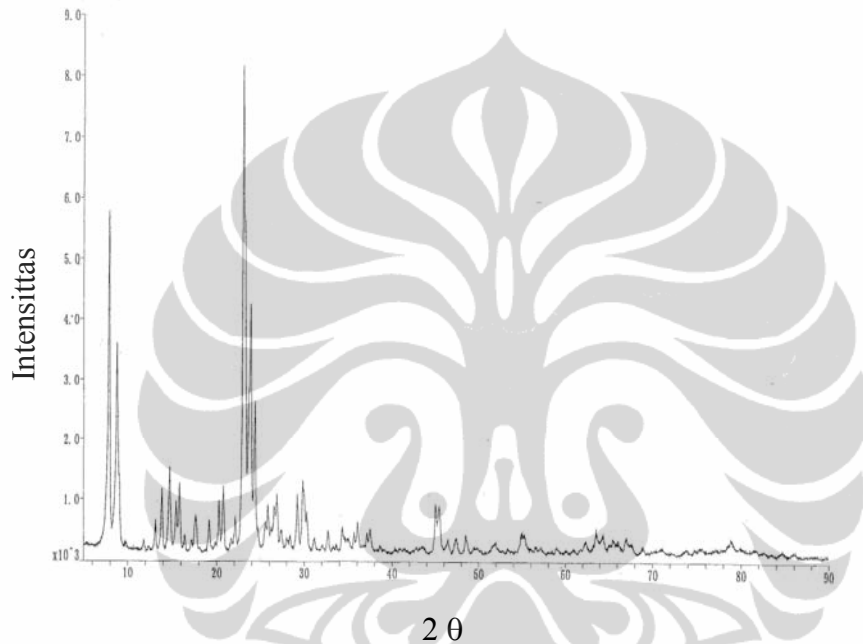
Nilai rasio Si/Al pada permukaan merupakan indikator keasaman H-ZSM-5 (*surface acidity*), karena atom kerangka Al merupakan pusat keaktifan keasaman katalis (Campbell, 1989). Namun sebaliknya, apabila rasio Si/Al tinggi maka jumlah atom kerangka Al yang tersebar di permukaan katalis akan semakin kecil sehingga tingkat keasaman katalis juga semakin kecil. Rasio Si/Al permukaan katalis H-ZSM-5 dapat dideteksi dengan menggunakan instrument ESCA dan hasilnya sebesar 20. Sedangkan hasil analisa instrument ICP didapatkan rasio Si/Al fasa ruah padatan katalis adalah sebesar 28,2. Hasil analisa kedua instrument tersebut memberikan nilai rasio Si/Al yang cukup mendekati rasio Si/Al. Hal ini mengindikasikan bahwa katalis komersial H-ZSM-5 yang digunakan memiliki rasio Si/Al yang cukup homogen antara rasio Si/Al permukaan dengan rasio Si/Al pada struktur kerangkanya.

4.1.2 Karakterisasi menggunakan XRD HZSM-5

Hasil spektrum analisa pengukuran XRD katalis H-ZSM-5 disajikan pada Gambar 4.1 dan Gambar 4.2. Untuk Gambar 4.1, katalis H-ZSM-5 yang digunakan adalah katalis buatan N.E Chemcat sedangkan Gambar 4.2 adalah sample katalis buatan Zeolyst yang dilakukan di Indonesia. Dari kedua gambar spektrum tersebut terlihat jelas bahwa seluruh puncak-puncak yang muncul pada spektrum tersebut merupakan puncak-puncak khas yang dimiliki oleh zeolit ZSM-5 dan pola spektrum keduanya sangat mirip. Tidak adanya puncak yang bukan tidak dimiliki oleh H-ZSM-5 menunjukkan kedua sample zeolit H-ZSM-5 tersebut memiliki kemurnian yang sangat tinggi. Kedua spektrum tersebut juga mengindikasikan bahwa Struktur zeolit H-ZSM-5 yang diproduksi juga menunjukkan kristalinitas yang sangat tinggi. Sebagai contoh, berdasarkan posisi puncak spectrum pada 23,3 derajat, didapat data FWHM (*full width at half maximum*) = 0.00351 radian dan panjang gelombang Cu K- α radiation = 1.54056 Å, maka dapat dihitung sesuai rumusan persamaan *scherrer* didapat ukuran monokristal untuk puncak muncul pada posisi adalah sebesar 43 nm.

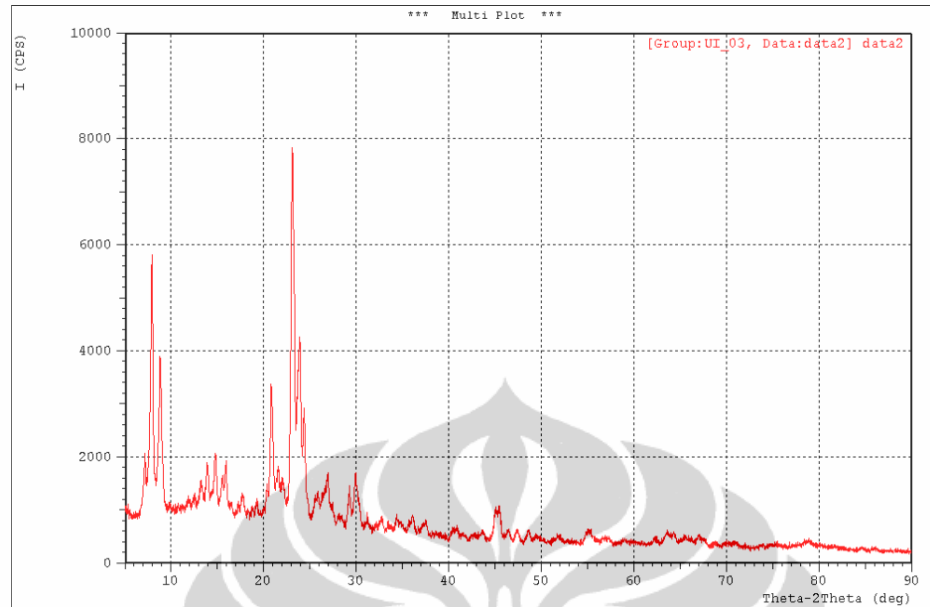
Tingkat kristalinitas zeolit sangat penting, karena sangat mempengaruhi kereaktifan katalis dalam suatu reaksi tertentu dibandingkan dengan zeolit amorf

yang struktur kerangkanya tidak mempunyai puncak spektrum bila dianalisa dengan metode XRD. Hal ini berhubungan keberadaan inti aktif asam bronsted yang terikat pada kerangka zeolit, dimana zeolit dengan semakin tinggi tingkat kristalinitasnya maka semakin tinggi kekuatan asamnya (acid strength). Hal ini sangat menguntungkan untuk digunakan pada reaksi-reaksi yang bisa berlangsung pada suhu tinggi (diatas 300 °C).



Gambar 4.1 Spektrum XRD Katalis HZSM-5 (Chemcat)

Sedangkan karakterisasi XRD dilakukan di Indonesia menggunakan katalis H-ZSM-5 produksi Zeolyst. Hasil analisa XRD terlihat pada Gambar 4.2. Terlihat bahwa hasilnya tidak jauh berbeda pola spektrum XRD yang terlihat pada Gambar 4.1. Jangkauan sudut difraksi 2θ yang digunakan pada uji karakteristik XRD ini berkisar antara 10° - 90° . *Tube anode* yang digunakan pada karakterisasi XRD ini adalah Cu-K α dengan panjang gelombang 1.54056 Å. Untuk material zeolit yang amorf (bukan kristal) maka spektrum XRD akan berbentuk datar (tidak muncul puncak spektrum). Dari Gambar 4.2 terlihat bahwa HZSM-5 produksi zeolyst juga secara sempurna berbentuk kristalin dimana *peak-peak* dominan muncul pada daerah sudut 2θ antara 20° - 30° . Kristalinitas HZSM-5 tertinggi berada pada kisaran tersebut, tepatnya pada daerah sudut 2θ dengan nilai 23-24 derajat.



Gambar 4.2 Spektrum XRD Katalis HZSM-5 (Zeolyst)

Berdasarkan spektrum XRD untuk H-ZSM-5 zeolyst ini dapat dipilih tiga puncak (*peak*) terkuat, yaitu pada $2\theta = 23,12$, 12 , $7,9$ dan $23,8$ derajat dengan intensitas masing-masing seperti terlihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 *Peak* Terkuat Spektrum XRD Sebelum Reaksi

<i>Peak</i>	Posisi puncak spektrum pada sudut 2θ	Intensitas (cps)
A	23,12	2627
B	7,90	1625
C	23,84	1309

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan dengan menggunakan persamaan *Scherrer*, maka dapat diperoleh ukuran kristal untuk setiap monokristal katalis pada 3 *peak* terkuat tersebut. Tabel 4.3 menunjukkan bahwa ukuran mikrokristal katalis HZSM-5 pada *peak* pada sudut 2θ 23.125 dan 23.84 adalah sekitar 40 nm dan 32 nm.

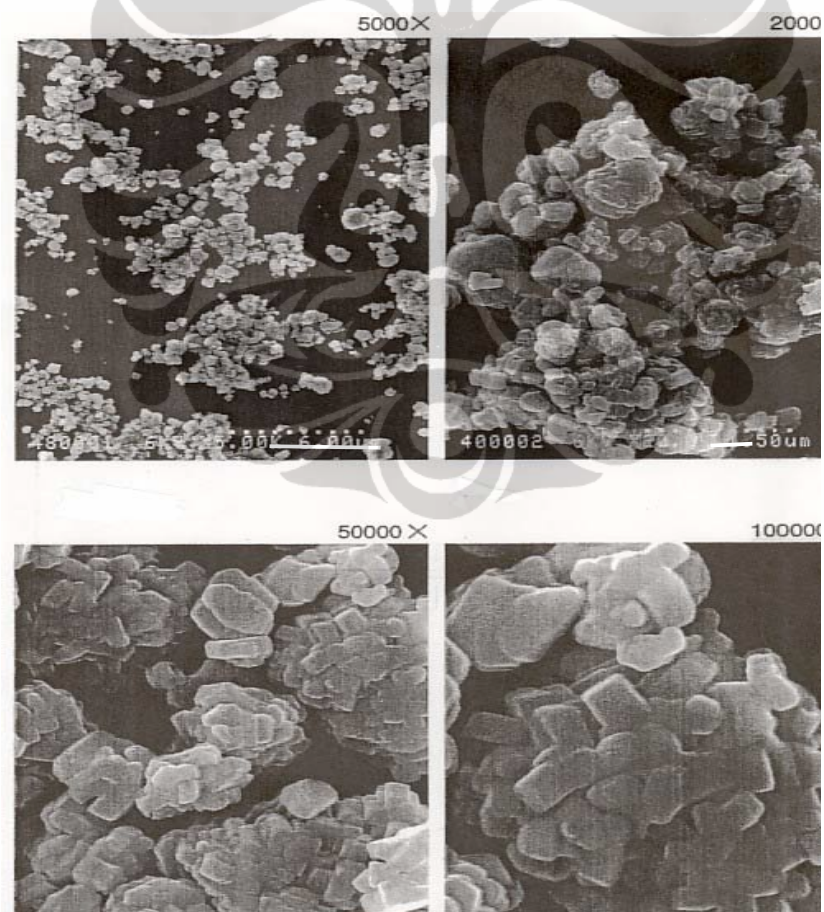
Tabel 4.3 Ukuran Kristal untuk 3 *Peak* XRD Tertinggi

<i>Peak</i>	Ukuran (nm)
A	40.129
B	52.546
C	32.146

Ukuran rata-rata untuk ketiga mikrokrystal H-ZSM-5 adalah sekitar 42 nm. Bila dibandingkan dengan ukuran partikel sebesar 3 μm , maka ukuran mikrokrystal katalis H-ZSM-5 hanya menempati sekitar 1,4 % dari ukuran partikelnya. Ukuran kristal ini diperkirakan dapat mempermudah akses molekul aseton menuju permukaan inti aktif asam katalis dan memberikan kemudahan mobilitas molekul produk hasil reaksi aseton untuk keluar dari jaringan pori katalis.

4.1.3 Karakterisasi Menggunakan SEM

Karakterisasi menggunakan SEM ini bertujuan untuk melihat morfologi maupun ukuran kristal H-ZSM-5 dengan berbagai pembesarannya. Foto yang diambil dengan FE-SEM tersebut menggunakan dengan berbagai pembesaran (5000x, 10,000x, 50,000x dan 100,000x) dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Hasil Foto H-ZSM-5 menggunakan FE-SEM

Terlihat jelas dari Gambar bahwa ukuran kristal hampir homogen dan menunjukkan tajamnya distribusi ukuran kristal khususnya pada foto dengan pembesaran 5000 kali. Morfologi bentuk kristal H-ZSM-5 menyerupai batangan yang bercabang-cabang seperti terlihat pada foto dengan pembesaran 50.000 dan 100.000 kali. Dan terlihat masih adanya ruang antar partikel (*interstitial space*) yang berfungsi sebagai ruang fasa gas dan bermanfaat bagi produk hasil reaksi berdifusi menuju ruangan fasa gasnya. Halusnya ukuran partikel tersebut sangat baik untuk memberikan kontak yang lebih besar dan mempermudah molekul aseton mencapai inti aktif katalis. Dengan spesifikasi zeolit ini diharapkan bahwa dalam mekanisme reaksi global katalitik, regime difusi pori tidak mengontrol proses berlangsungnya reaksi. Oleh karenanya karakteristik yang dimiliki HZSM-5 ini diharapkan menjadi katalis dengan kereaktifan yang sangat tinggi dalam reaksi konversi aseton menjadi hidrokarbon.

4.1.4 Uji Keasaman Dengan Adsorpsi-Desorpsi NH₃

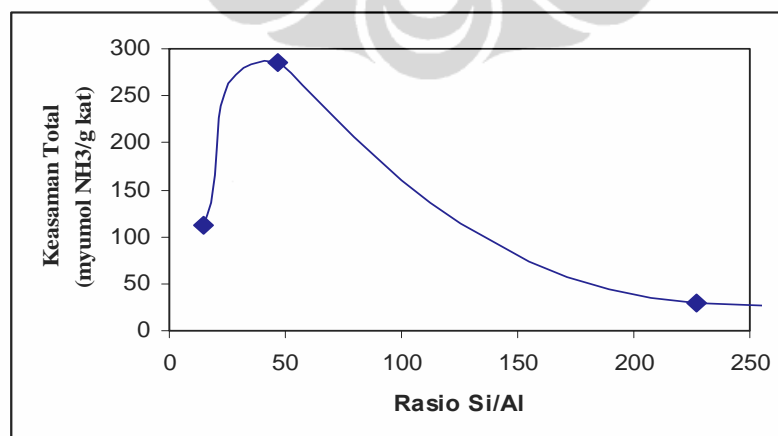
Uji keasaman dilakukan di Indonesia dan telah dikupas prosedur operasinya pada subbab 3.5 dan sampel yang digunakan adalah zeolit H-ZSM-5 produksi zeolyst dan Chemcat rasio Si/Al=15. Keasaman bronsted katalis zeolit dapat terukur dengan menggunakan teknik adsorpsi-desorpsi amonia. Berikut ini hasil-hasil uji keasaman yang disajikan dalam hasil pengukuran keasaman total pada reantang 300-500 °C dan kekuatan asam (*acid strength*) untuk setiap rasio Si/Al =47, 227, 2500 (Zeolyst) dan rasio Si/Al=27 (Chemcat). Nilai angka rasio tersebut didapat berdasar analisis XRF (Lampiran C).

4.1.4.1 Keasaman Total

Uji keasaman dilakukan dengan metode adsorpsi-desorpsi amonia (NH₃) yaitu TPD-NH₃ yang berdasarkan desorpsi uap amonia (NH₃) pada rentang temperatur 300°C-500°C. Karena gas amonia (NH₃) bersifat basa dan ukuran molekulernya dapat mencapai ukuran pori katalis sehingga dapat dijadikan barometer atau ukuran tingkat keasaman suatu katalis untuk asam Bronsted. Hasil uji keasaman zeolit dapat diketahui jumlah NH₃ yang teradsorpsi atau terdesorpsi pada temperatur tertentu. Hal ini karena inti aktif asam bronsted yang terdispersi

pada permukaan katalis mempunyai kekuatan ikatan kimia yang berbeda-beda tergantung suhu. Gas amonia (NH_3) bersifat basa sehingga dapat dijadikan barometer atau ukuran tingkat keasaman suatu katalis untuk asam Bronsted. Semakin besar amonia yang terdesorpsi pada temperatur tertentu semakin asam katalis tersebut pada suhu tersebut. Dan semakin tinggi suhu desorpsi amonia maka semakin kuat asam katalis zeolit tersebut. Dengan kata lain jumlah asam (*acid amount*) merupakan fungsi jumlah inti aktif asam bronsted suatu katalis, sedangkan kekuatan asam (*acid strength*) merupakan fungsi suhu (Tanabe et al., 1989).

Rasio Si/Al H-ZSM-5 sangat mempengaruhi keasaman dari katalis baik jumlah asam (*acid density*) maupun kekuatan asam (*acid strength*). Rasio Si/Al ditentukan dengan metode analisa XRF (X-ray Fluorence) untuk sampel H-ZSM-5 produksi (dilakukan di Indonesia) dan hasilnya disajikan di Lampiran. Hasil uji keasaman menggunakan NH_3 yang ditunjukkan oleh Gambar 4.4. Dari hasil Gambar tersebut terlihat bahwa untuk H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al sekitar 30-50 memiliki keasaman (*acid density*) tertinggi dan total keasaman yang didapat sekitar 285 $\mu\text{mol}/\text{gram}$ katalis. Keasaman total ini menunjukkan jumlah ammonia yang dapat diadsorpsi oleh katalis H-ZSM-5 dalam rentang suhu 300 – 500 °C. Semakin tinggi jumlah amonia yang teradsorpsi maka *acid density* dari H-ZSM-5 semakin tinggi pula. Dapat kesimpulan bahwa tingkat keasaman H-ZSM-5 tertinggi dimiliki oleh katalis H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al antara 30-50.



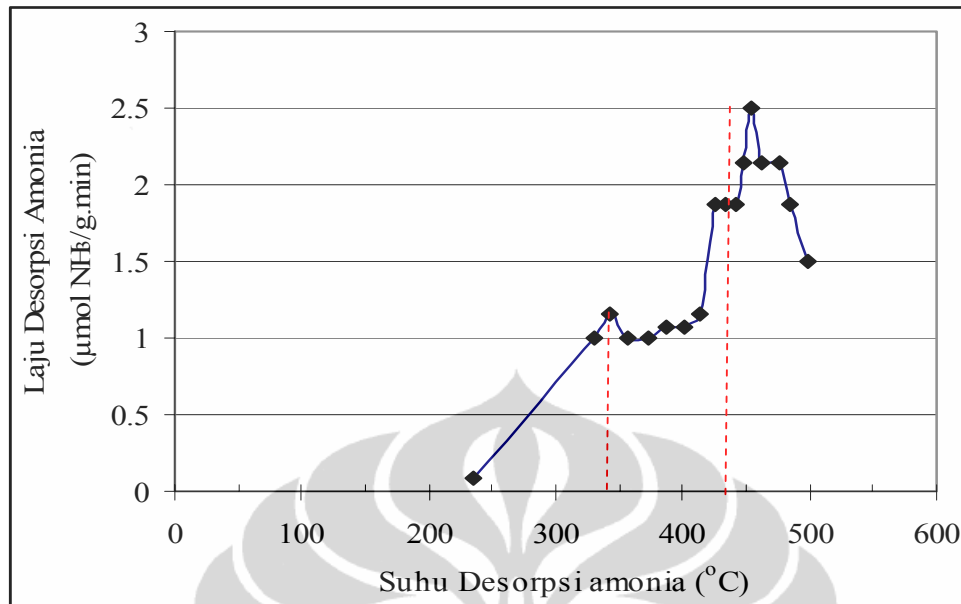
Gambar 4.4 Keasaman Total Hasil Uji Adsorpsi-Desorpsi (TPD) NH_3 vs Rasio Si/Al H-ZSM-5

Seperti terlihat pada Gambar bahwa pada rasio Si/Al semakin tinggi menunjukkan (> 50), semakin menurun keasaman H-ZSM-5. Hasil ini cukup beralasan untuk bisa diterima sesuai teori (Bhatia, 1990) karena atom Al kerangka pada struktur H-ZSM-5 merupakan pusat keasaman dari zeolit. Sehingga semakin besar jumlah atom Al dalam kerangka (rasio Si/Al kecil), semakin tinggi tingkat keasamannya (acid amount). Begitu pula untuk rasio Si/Al yang lebih tinggi (diatas 200), keberadaan jumlah atom Al semakin sedikit pada struktur kerangka. Padahal atom Al merupakan *active center* (pusat inti aktif keasaman), sehingga dengan semakin sedikitnya jumlah atom Al maka keasaman untuk H-ZSM-5 akan berkurang pula.

Dari Gambar 4.4 juga nampak bahwa pada rasio Si/Al = 15 keasaman totalnya lebih kecil dibanding H-ZSM-5 pada rasio Si/Al sekitar 50. Hasil ini cukup logis karena jumlah atom Al sebagai inti aktif yang semakin besar sehingga atom Al lebih cenderung kuat untuk berinteraksi dengan antar atom Al sendiri dan cenderung bersifat hidrofilik.

4.1.4.2 Kekuatan Asam

Untuk karakterisasi TPD-NH₃ H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al = 47 (hasil XRF) dapat dilihat pada Gambar 4. 5. Dari gambar tersebut terlihat bahwa adanya 2 puncak keasaman yaitu puncak keasaman bersuhu rendah (*weak acid strength*) pada suhu sekitar 343 °C dan puncak keasaman pada suhu tinggi (*strong acid strength*) pada sekitar suhu 455°C. Semakin tinggi suhu puncak keasaman katalis H-ZSM-5 maka semakin kuat keasaman. Puncak keasaman yang rendah terjadi pada suhu dengan laju desorpsi amonia sebesar 1,05 $\mu\text{mol}/^\circ\text{C}$ sedangkan keasaman yang tinggi berada pada temperatur dengan laju desorpsi amonia mencapai sebesar 2,5 $\mu\text{mol}/^\circ\text{C}$. Hal ini menunjukkan bahwa tingkat keasaman yang tinggi untuk H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al = 47 (hasil XRF) berada pada rentang temperatur sekitar 450 °C.



Gambar 4.5 Hasil TPD H-ZSM-5 dengan Si/Al = 25

Zeolit ZSM-5 dikenal sebagai jenis zeolit sintetis yang mempunyai permukaan inti asam dan struktur jaringan pori yang luas serta homogen. Struktur kerangka jenis bahan alumino silikat tersebut terbentuk dari bahan dasar pembangun berupa tetrahedron atom silikon atau aluminium. Berdasarkan hasil uji keasaman di atas, menunjukkan bahwa kemampuan H-ZSM-5 untuk mempercepat reaksi konversi aseton sangat berkaitan dengan sifat keasamannya dan parameter penting ZSM-5 yang bisa dikontrol dengan rasio Si/Al. Namun beragamnya variasi Si/Al ini sama sekali tidak akan mempengaruhi struktur kerangka ZSM-5. Berdasarkan uji keasaman memberikan arti kontribusi bahwa bahwa rasio Si/Al pada rentang=25-47 memiliki keasaman total yang tinggi dan pada rentang rasio tersebut akan sangat aktif untuk mempercepat terjadinya reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik. Berdasarkan data keasaman total dipilih rasio Si/Al=27 untuk dilakukan analisis adsorpsi-desorpsi amonia. Tingginya suhu pada puncak keasaman (*acid strength*) H-ZSM-5 pada sekitar 450 °C sangat menguntungkan bagi reaksi aseton menjadi hidrokarbon karena reaksi aseton tersebut umumnya berlangsung di atas suhu 400 °C dan membutuhkan inti aktif asam Bronsted.

Disamping itu, kemampuan selektivitas ZSM-5 terhadap terbentuknya senyawa hidrokarbon aromatik C₅-C₁₁ sangat tinggi berdasarkan ukuran dan struktur pori yakni 0,56 nm. Hasil penelitian ini menyimpulkan bahwa H-ZSM-5

mempunyai kemampuan selektivitas yang tinggi berdasarkan bentuk dan ukuran pori (*shape selective catalyst*) ke arah terbentuknya berbagai jenis molekul yang berdiameter kinetik maksimal sekitar 0,6 nm yang sesuai dengan hidrokarbon aromatik (benzena, toluena, xilena dan kelompok senyawa C₉ aromatis).

4. 2 Hasil Uji Kinerja Reaksi

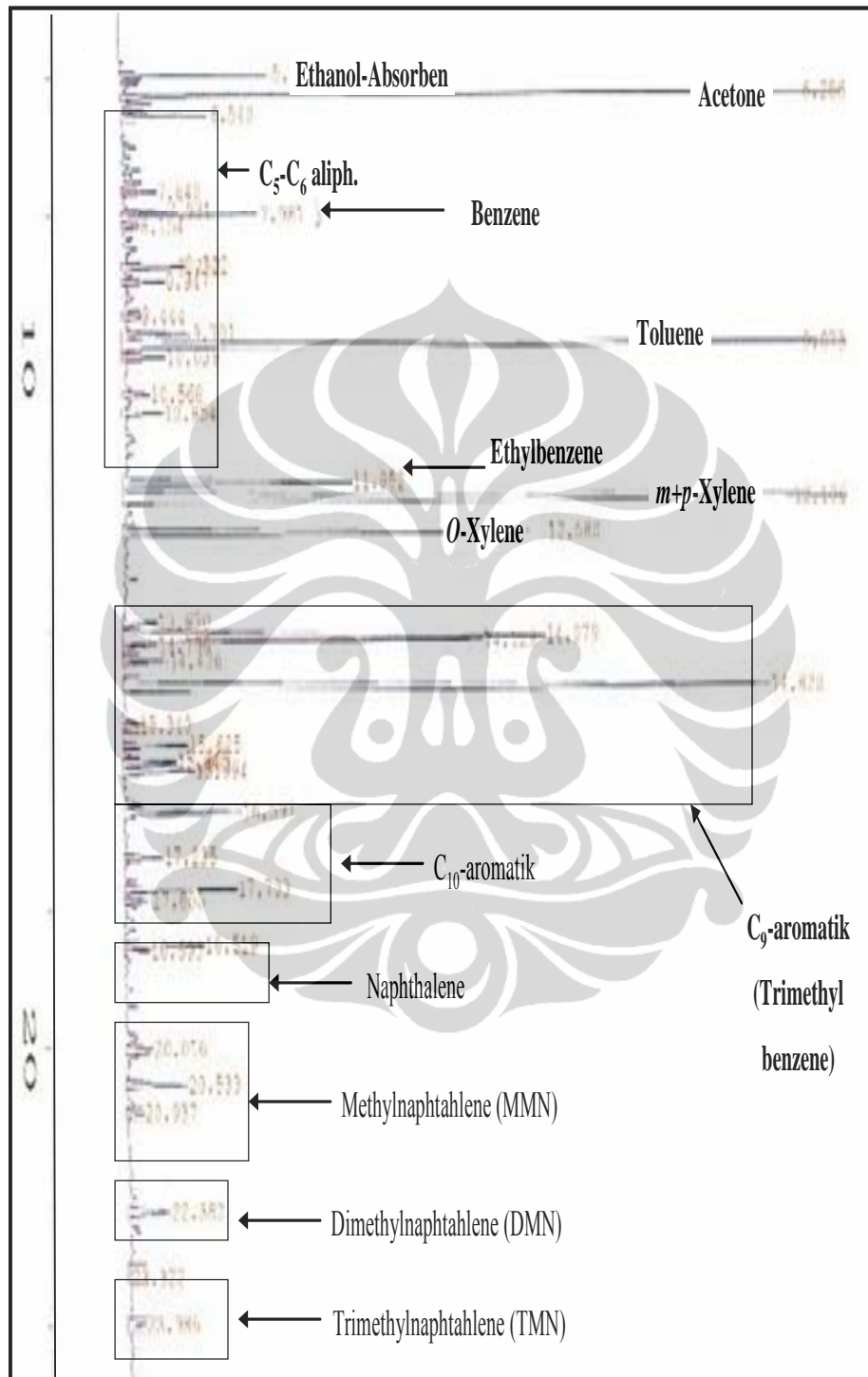
Indikator awal untuk menjustifikasi keberlangsungan reaksi aseton menjadi aromatik secara kualitatif adalah dengan melihat terbentuknya produk senyawa hidrokarbon hasil produk reaksi. Apabila terjadi perubahan komposisi kimiawi antara sebelum dan sesudah reaksi maka dapat dipastikan keberlangsungan reaksi katalitik telah berjalan sesuai yang diharapkan. Telah diuji coba reaksi aseton tanpa adanya katalis dimana di dalam reaktor hanya diisi dengan *quartz sand* seberat 5,0 gram. Raksi aseton tanpa katalis dilakukan pada suhu 425 °C dan 1/WHSV 0,3 jam. Tujuan uji reaksi ini adalah mengetahui apakah pada saat tidak terdapat katalis tetap didapatkan konversi aseton ataukah produk hidrokarbon aromatik (BTX) yang diinginkan. Hasil yang didapat menunjukkan bahwa keluran reaktor masih berupa 100 persen aseton. Padahal suhu 425 °C merupakan suhu yang cukup tinggi untuk berlangsungnya reaksi aseton. Hal ini memberikan arti bahwa tanpa katalis HZSM-5 maka reaksi aseton tidak terjadi, dan reaksi aseton sangat membutuhkan keasaman katalis.

4.2.1 Identifikasi produk menggunakan GC-FID

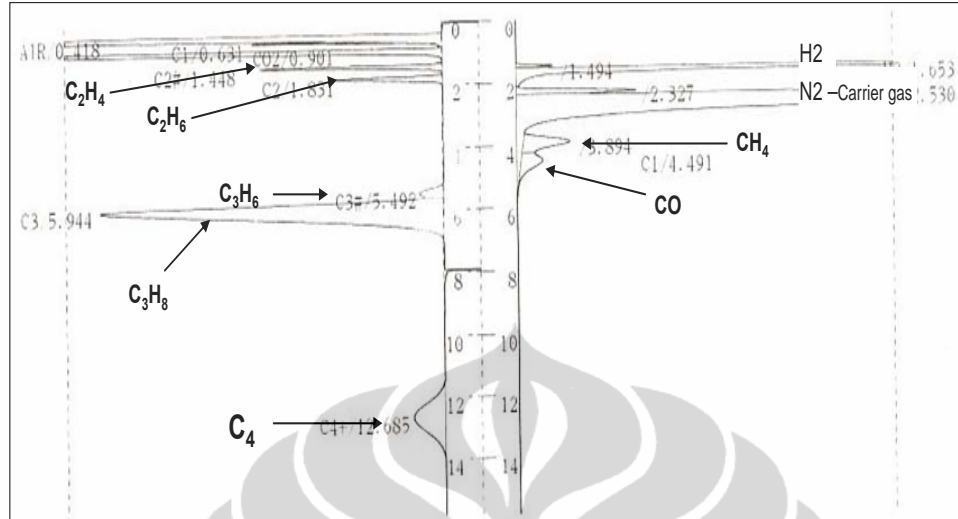
Untuk identifikasi produk hasil reaksi diambil salah satu sampel produk cair hasil penampungan cairan keluar reaktor. Penampungan dilakukan sekitar 30 menit reaksi berjalan dengan menggunakan botol sampel yang terendam dalam pendingin air es sebagai penampunagn I. Penampungan II ditempatkan secara seri dengan penampungan I untuk menyempurnakan penngkapan produk hidrokarbon hasil reaksi. Penampunagn II digunakan botol yang terisi absorben etanol dan direndam di dalam wadah terisi air es.

Salah satu tipikal hasil analisis GC-FID (*Gas chromatography-Flame Ionization Detector*) untuk produk cair dan GC-TCD (*Gas chromatography-Thermal ConductivityDetector*) untu produk gas bisa dilihat pada gambar 4.4 dan

gambar 4.5.



Gambar 4.6 Tipikal Kromatogram Hasil Analisis GC-FID Produk Cair



Gambar 4.7 Tipikal Kromatogram Hasil Analisis GC-FID Produk Gas Hasil Reaksi Aseton

Perlu dikonfirmasi bahwa pada uji reaksi tanpa katalis H-ZSM-5, reaksi aseton tidak bisa berlangsung dan spektrum GC sama sekali tidak menunjukkan *peak-peak* yang terkait dengan terbentuknya senyawa hidrokarbon. Walaupun reaksi tanpa katalis telah dilakukan pada suhu 425 °C.

Terlihat bahwa berbagai puncak dengan masing-masing *retention time* yang menunjukkan keberadaan berbagai produk hidrokarbon hasil reaksi aseton menggunakan ZSM-5. Kandungan senyawa di dalam produk cair juga telah dikonfirmasi dengan menggunakan Gas chromatografi Mass spectrometri (GC-MS) dilengkapi dengan perangkat lunak database seluruh senyawa organik. Dan dengan kolom kapiler yang sama serta temperatur program yang sama dengan FID, maka didapatkan kepastian (identifikasi) seluruh senyawa hidrokarbon dalam produk cair sesuai dengan masing-masing *retention timenya*. Untuk lebih memastikan kandungan produk cair, maka instrumen GC-FID sendiri juga dilakukan pengecekan dengan sampel murni ataupun standar dan ringkasan hasilnya bisa dilihat Tabel 4.4. Oleh karena gas chromatografi FID menggunakan standar nyala api (flame) gas hidrogen, maka kemampuan deteksi terhadap senyawa hidrokarbon hanya terletak pada jumlah atom karbon dalam hidrokarbon. Dan oleh karena hidrokarbon hampir memiliki rasio H/C yang

sangat dekat, maka faktor kalibrasi adalah relatif 1 terhadap lainnya.

Table 4.4 Waktu Retensi Hidrokarbon Hasil Deteksi Menggunakan GC-FID Dengan Kolom Kapier DB-1

Peak No.	Compounds	Ret.time, minute	Calibration factor
1	Acetone	~6.25	2.2
2	C ₆ □ Aliphatics	6.1-9.3	1
3	Benzene	7.98	1
4	Toluene	9.87	1
5	Ethylbenzene -	11.85	1
6	<i>m+p</i> -Xylene -	12.1	1
7	<i>o</i> -Xylene -	12.6	1
8	C ₉ -Aromatics*	13.8-15.6	1
9	C ₁₀ -Aromatics**	16.6-17.7	1
10	Naphthalene -	18.5	1
11	MMN group-	20.5-21.0	1
12	DMN	22,3	1
13	TMN -	23.3-24	1

C₉-Aromatics* terdiri atas
 n-Propylbenzene, 1-Methyl-3-Ethylbenzene, 1-ethyl--Ethylbenzene, 1,3,5-Trimethylbenzene (Mesitylene), 1-Methyl-2-Ethylbenzene, 1,2,4-Trimethylbenzene, 1,2,3-Trimethylbenzene
 C₁₀-Aromatics** terdiri atas
 1,4-Diethylbenzene, n-butylbenzene, 1,2 diethylbenzene, 1,2,4,5-Tetramethylbenzene, 1,2,3,4-Tetramethylbenzene

Tabel 4.5 Waktu Retensi Hidrokarbon Hasil Deteksi Menggunakan GC-TCD

Komponen	Retention time, min		Calibration Factor
	Porpak. Q	Mol.Sieve	
CO ₂	0.9		0.91659
C ₂ H ₄	1.4		0.87553
C ₂ H ₆	1.8		0.80699
C ₃ H ₆	5.2		0.67475
C ₄	12.8		0.56479
H ₂		1.7	0.10501
CH ₄		4.1	0.34531
CO		4.7	1.00367

Kecuali aseton yang punya gugus karbonil, membuat faktor kalibrasinya bernilai 2,2. Dengan cara yang sama juga dilakukan untuk memastikan produk gas yang terbentuk selama reaksi. Salah satu hasil analisa seperti terlihat pada kromatogram seperti terlihat pada Gambar 4.5 dan dibuat ringkasan pada Tabel 4.5.

Hasil tersebut tersebut ini merupakan salah satu tolok ukur awal bahwa reaksi aseton menjadi hidrokarbon dengan menggunakan katalisi H-ZSM-5 telah berhasil dilakukan sesuai yang diharapkan.

4.2.2 Distribusi Produk Hidrokarbon

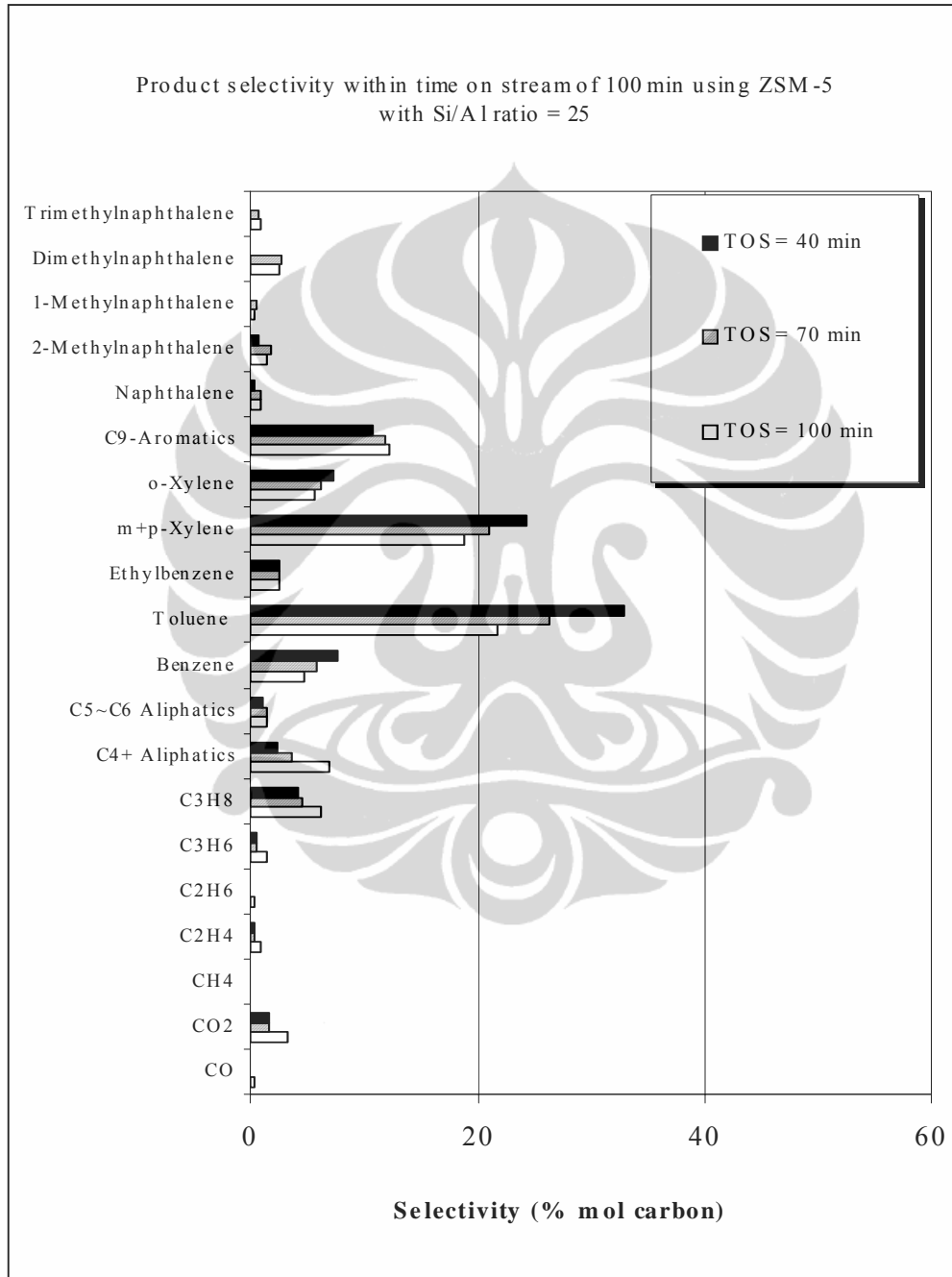
Untuk melihat selektivitas/distribusi produk hasil reaksi, diambil 3 sampel sampel produk hasil saat akumulasi produk cair maupun gas selama 40, 70 , 100 menit awal reaksi. Hasilnya seperti terlihat pada Gambar 4.6. Untuk memperjelas jumlah komponen hidrokarbon yang terbentuk, maka senyawa produk diklasifikasikan dalam 4 kategori yakni,

- produk monoaromatik yakni benzene, toluene, Ethylbenzene, *m+p*-Xilene, *o*-Xilene, C₉- ataupun C₁₀-Aromatik.
- Produk diaromatik yakni Naphthalene MonoMethylNaphthalene group(MMN), Dimethyl MethylNaph-thalene(DMN) maupun TMN (Trimetil Naphthalene).
- Alifatik serta cabangnya C₂H₄, C₂H₆, C₃H₆, C₄ (butane, isobutana, isobutene), CH₄ dan C₆ □ Aliphatics
- Karbon Oksida (CO dan CO₂)

Secara umum bahwa ZSM-5 memiliki kinerja dengan kemampuan *shape selectivity* yang tinggi, terbukti selektif terhadap terbentuknya produk hidrokarbon dengan kerangka rantai karbon antara C₁-C₁₀ dengan konversi aseton mendekati 100 % untuk ketiga sample tersebut. Dan terlihat jelas bahwa produk hidrokarbon monoaromatik merupakan produk yang sangat dominan diantara hidrokarbon C₁-C₁₀ dengan selektivitas > 70 %. Hal ini memperlihatkan kinerja lain dari katalis ZSM-5 untuk mengkatalisis reaksi aromatisasi sangat tinggi yang sangat terkait dengan ukuran dan struktur porinya yang mendekati geometri ukuran dimeter molekul aromatik (sekitar 0,56 nm).

Diantara selektivitas produk monoaromatik BTX, produk toluene menempati selektivitas tertinggi dengan urutan toluene, xilena, C-9 aromatik dan benzene. Berdasar urutan ukuran molekul, molekul benzene memiliki ukuran terkecil dengan urutan benzene (5,85 Å), 1,4 dimetilbenzene(para xilena) sebesar 6,7 Å, 1,2 dimetil benzene (orto xilena) sebesar 7,3 Å, dan metaxilena (1,3 dimetil

benzene) sebesar 7,4 A. Tingginya produk metilmonoaromatik ini diperkirakan terjadi pada awal reaksi kerangka karbon teraromatisasi sesuai dengan jumlah karbon hasil reaksi dimerisasi, trimerisasi senyawa C₄ alifatik khususnya isobutilena.



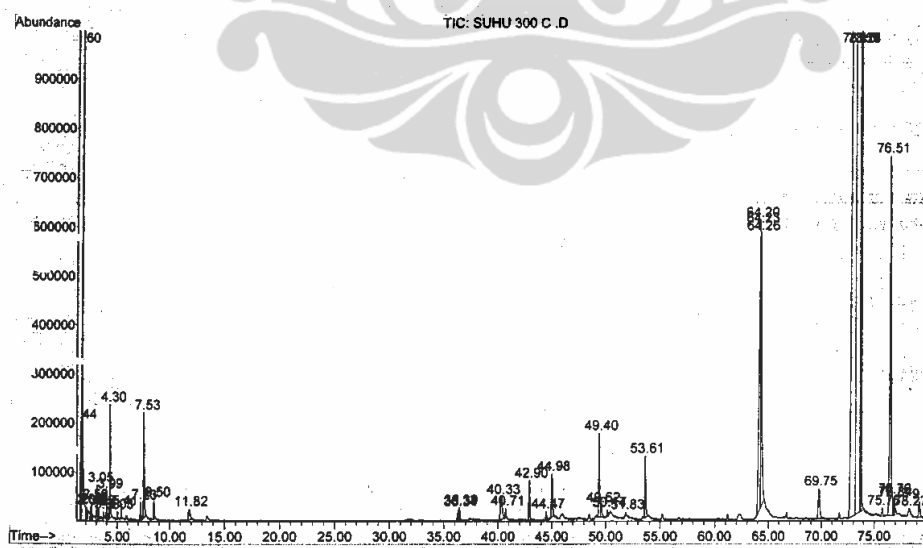
Gambar 4.8 Selektivitas Produk Hasil Uji Reaksi Aseton Menggunakan ZSM-5 Si/Al=25) dalam Rentang Waktu 100 min

4.2.3 Identifikasi Produk Cair Dengan GC-MS

Identifikasi produk cair dengan GC-MS (*Gas chromatography Mass spectro fotometry*) ini dilakukan untuk lebih memastikan produk cair yang dihasilkan terbentuk hidrokarbon. Sampel produk cair diperoleh dari hasil eksperimen dan analisis GC-MS dilakukan di Indonesia. Sampel cair yang digunakan adalah produk hasil reaksi aseton pada suhu 300, 375, 400 dan 425 °C dengan menggunakan Si/Al=27 (hasil XRF) H-ZSM-5. Identifikasi komponen dilakukan dengan mengacu pada identifikasi database yang disertakan pada kromatogram. Data-data hasil analisis GC-MS dipilah komponennya berdasarkan data quality berbagai komponen dengan mengambil nilai angka lebih besar dari 90 %. Secara garis besar data-data yang didapat dari hasil analisa GC-MS memperlihatkan reaksi aseton dapat berlangsung menjadi produk hidrokarbon dengan menggunakan H-ZSM-5. Hasil analisa GC-MS disajikan pada sub.bab berikut untuk sampel pada suhu 300 dan 425 °C, sedang hasil analisa GC-MS untuk suhu lainnya disajikan pada halaman lampiran.

4.2.3.1 Identifikasi produk cair hasil reaksi suhu 300 °C

Spektrum kromatogram hasil GC-MS produk cair pada suhu 300 °C dapat dilihat dalam Gambar 4.9

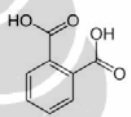


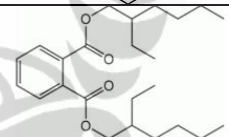



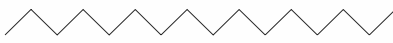


Gambar 4.9 Kromatogram GC-MS Produk Cair pada Suhu 300⁰ C

Dari Gambar 4.9 dapat terlihat ada beberapa kelompok *peak* yang cukup

tinggi. Berdasarkan database GC-MS diperoleh bahwa pada *peak* antara *Retention Time* 4-8 menit merupakan *peak* dari senyawa aromatik benzena, kemudian *peak* antara *retention time* 69-73 menit merupakan *peak* dari 1,2-Benzenedicarboxylic acid yang cukup besar dan terakhir adalah *peak* disekitar *retention time* 73 menit yang merupakan *peak* dari Bis (2-ethylhexyl) phthalate. Tabel 4.6 adalah struktur kimia dan komposisi senyawa yang terbentuk hasil reaksi aseton pada suhu 300⁰C.

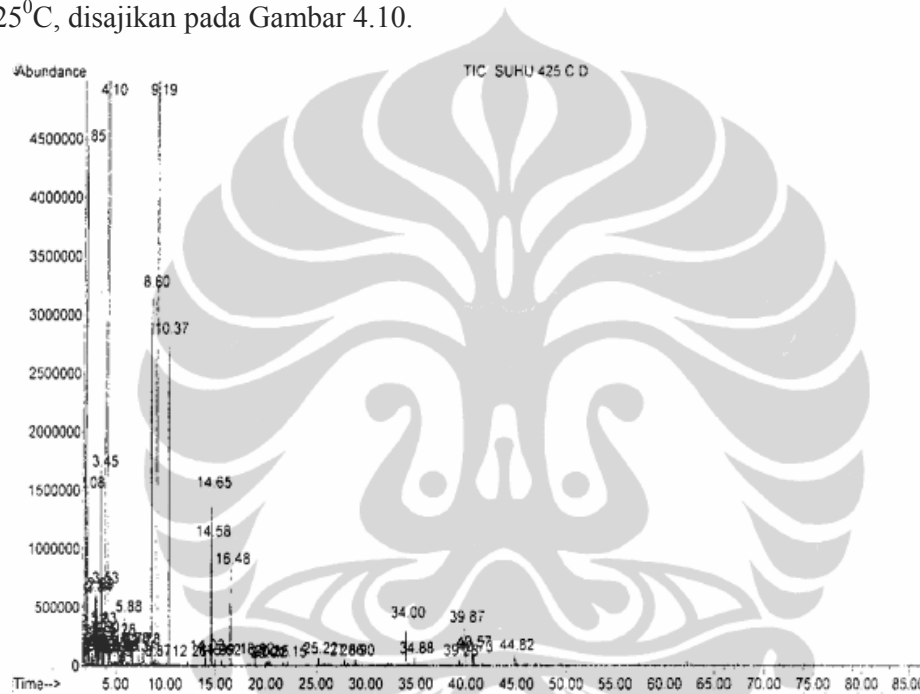
Tabel 4.6 Komposisi Senyawa Produk hasil reaksi Aseton Suhu 300⁰C

No.	Komponen senyawa	%mol	struktur kimia
1	1,2-Benzenedicarboxylic acid	50,17	
2	1,3-Pentadiene	0,04	
3	Benzene	0,45	
4	Bis (2-ethylhexyl) phtalate	48,79	
5	Cyclohexene	0,02	
6	Heptadecane	0,18	
7	Hexadecane	0,11	
8	Octadecane	0,14	
9	Pentadecane	0,11	

Dari Tabel 4.6 terlihat bahwa senyawa hidrokarbon aromatik yang didapat masih sangat kecil yaitu sebanyak 0.45 %. Sedangkan produk selain hidrokarbon seperti 1,2-Benzenedicarboxylic acid sebanyak 56.17% dan Bis (2-ethylhexyl) phthalate terbentuk sebanyak 48.78%. Hal ini menunjukkan suhu reaksi yang masih dibawah suhu pembentukan senyawa hidrokarbon aromatik.

4.2.3.2 Identifikasi produk cair hasil reaksi suhu 425 °C

Hasil analisa GC-MS untuk produk cair hasil reaksi aseton pada suhu 425⁰C, disajikan pada Gambar 4.10.



Gambar 4.10 Kromatogram GC-MS Produk Cair Hasil Reaksi Aseton Suhu 425⁰C

Dari Gambar 4.10 terlihat bahwa mayoritas *peak* yang terbentuk adalah *peak* yang berkaitan dengan produk aromatik dan sedikit naphtalena. Puncak kromatogram berkenaan dengan munculnya senyawa 1,2-Benzenedicarboxylic acid dan Bis (2-ethylhexyl) phthalate pada rentang retention time anatar 69-73 menit sama sekali sudak tidak terlihat. Berbagai senyawa yang terbentuk hasil reaksi aseton pada suhu 425⁰C diperlihatkan Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Hasil Analisa GC-MS produk Cair Reaksi Aseton pada Suhu 425⁰C

Waktu Retensi	Area (%)	Senyawa
1,84	4,68	3,5 dimetil siklopentena
2,07	1,05	4,4 dimetil siklopentena
2,54	0,04	5,5 dimetil 1,3 heksadiena
2,84	0,61	4 metil sikloheksena
2,99	0,51	3 metil 1,3,5 heksatriena
3,06	0,05	1 metil 1,4 sikloheksadiena
3,13	0,17	3 metil 1,3,5 heksatriena (cis)
3,33	0,27	1,2 dimetil siklopentadiena
3,45	1,4	2 metil 2,4 heksadiena
3,52	0,54	1 etil siklopentena
4,09	49,4	toluena
4,28	0,06	1,3 sikloheptadiena
4,39	0,19	etil siklopentena
5,28	0,2	1,2,3 trimetil siklopentena
5,88	0,46	1,2,3,4 tetrametil siklobutena
6,58	0,16	1,5 dimetil heksana
6,7	0,13	1,4 dimetil 1 sikloheksena
7,31	0,08	metil etil siklopentena
7,78	0,1	okta 2,4,6 triena
8,6	3,25	etilbenzena
8,87	0,04	1,2 dimetil 1,4 sikloheksadiena
9,19	26,49	p-xilena
10,38	2,74	o-xilena
12,26	0,06	benzena
14,02	0,1	propilbenzena
14,58	1,22	1 etil 2 metil benzena
14,65	1,38	1 etil 4 metil benzena
14,99	0,07	1,2,4 trimetil benzena
15,62	0,06	1 etil 3 metil benzena
16,48	0,84	1,2,3 trimetil benzena
18,92	0,08	7 metil okta 1,3,5 triena
20,01	0,08	1,2 dietil benzena
22,15	0,06	1 etil 2,3 dimetil benzena
25,22	0,09	1 metil 2 propil benzena
27,86	0,08	2 butil 3 metil benzena
28,91	0,08	2,3 dimetil fenol
28,91	0,08	2,3 dimetil fenol
34	0,47	2 metil naphthalena

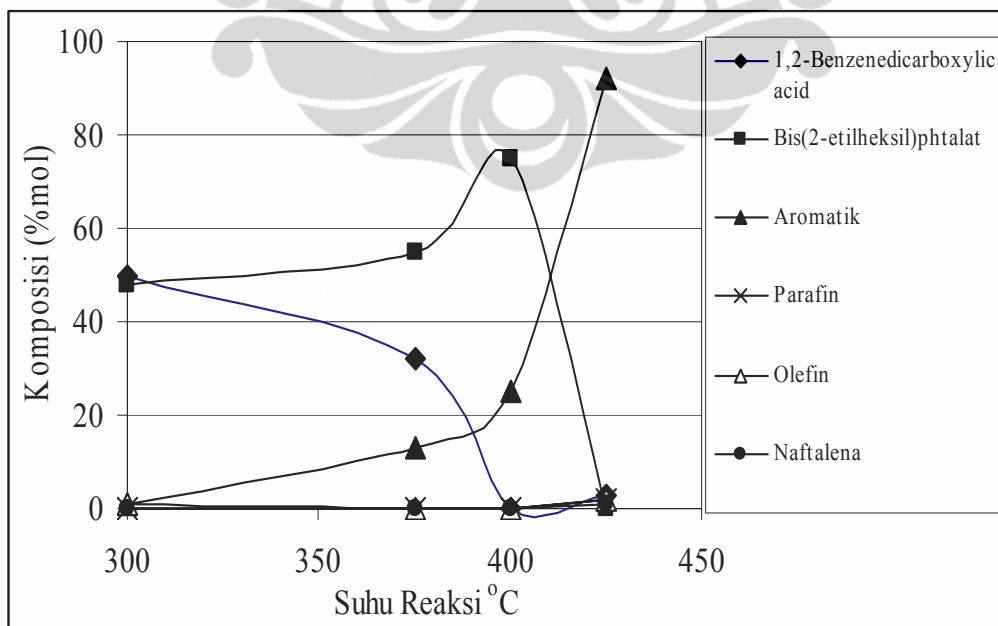
Tabel 4.7 Struktur Kimia dan Komposisi Produk pada Suhu 425⁰C (lanjutan)

Waktu Retensi	Area (%)	Senyawa
34,88	0,09	1 metil naphthalena
39,28	0,07	1 etil naphthalena
39,87	0,58	2,6 dimetil naphthalena
40,57	0,16	2,7 dimetil naphthalena
40,73	0,12	2,7 dimetil naphthalena
44,82	0,1	alpha isopropilnaphthalena

Berdasarkan komposisi %mol terlihat bahwa senyawa hidrokarbon aromatik yang dihasilkan sudah cukup besar yaitu sebesar 92 %. Dan senyawa 2-Benzenedicarboxylic acid dan Bis (2-ethylhexyl) phthalat sudah tidak terbentuk lagi (0 %mol).

4.2.3.3 Pengaruh Suhu Reaksi terhadap perubahan %mol komposisi

Berdasarkan hasil GC-MS diatas, maka dapat diolah data %mol untuk melihat pengaruh suhu terhadap perubahan komposisi. Setiap komponen senyawa dikelompokkan ke dalam hidrokarbon yaitu aromatik, paraffin, olefin dan naphtanik. Pengaruh suhu ini disajikan pada Gambar 4.11. Terlihat bahwa terbentuknya senyawa

**Gambar 4.11** Pergeseran %mol Produk terhadap Suhu Reaksi

aromatik berawal pada suhu 300 °C, selanjutnya % mol aromatik meningkat secara perlahan mencapai 20 %mol pada suhu 400 °C. Dan pada rentang 300-400 °C terjadi pergeseran %mol antar asam 1,2-Benzenedikarboksilat dengan %mol Bis(2-etilheksil) phtalat. Terlihat secara jelas bahwa kedua senyawa tersebut terbentuk dengan komposisi 50 %mol pada suhu 300 °C. Seiring dengan kenaikan suhu, %mol Bis(2-etilheksil) phtalat meningkat sampai mendekati 79 % mol pada suhu 400 °C. Namun sebaliknya %mol asam 1,2-Benzenedikarboksilat menurun relatif simetris dalam arah berbalikan dengan %mol Bis(2-etilheksil) phtalat dan mencapai 0% mol pada suhu 400 °C. Dapat diduga bahwa perubahan %mol kedua senyawa tersebut karena terjadinya reaksi kimia dengan naiknya suhu. Reaksi yang terjadi adalah reaksi kondensasi asam 1,2-Benzenedikarboksilat menjadi mengikat dapat berasal kedua senyawa tersebut bukanlah termasuk kelompok senyawa hidrokarbon.

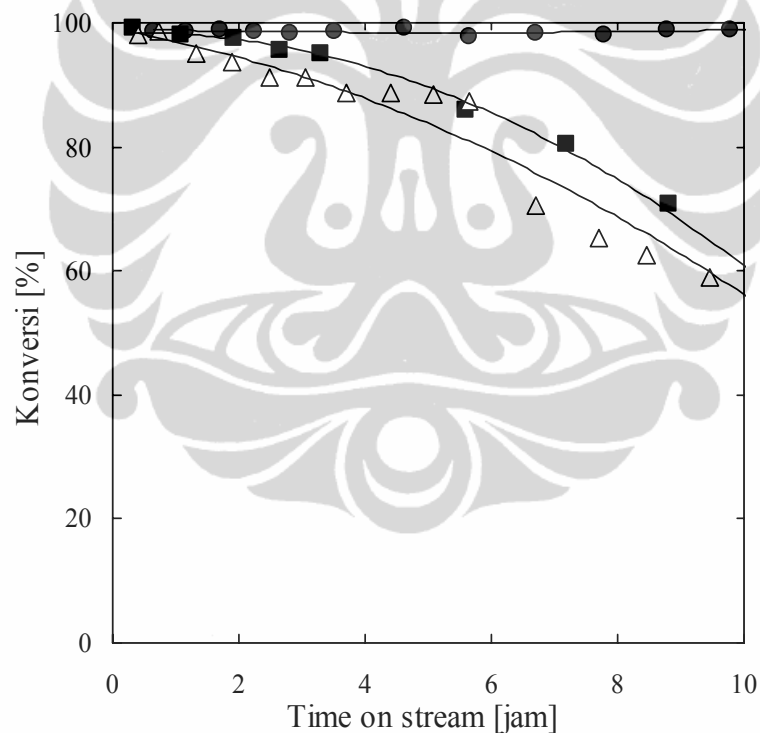
Dari Gambar terlihat bahwa senyawa paraffin, olefin dan naftalena yang terbentuk dari konversi aseton sangat sedikit. Hal ini dikarenakan memang senyawa-senyawa tersebut merupakan produk samping dari reaksi konversi aseton menggunakan HZSM-5 dengan produk utama adalah senyawa aromatik. Dari grafik 4.11 pada suhu lebih kecil dari 400°C diperkirakan senyawa aromatik diperoleh dari senyawa 1,2-Benzenedicarboxylic acid. Hal ini terlihat dari penurunan senyawa 1,2-Benzenedicarboxylic acid simetris dengan kenaikan dari produksi aseton.

Gambar 4.11 juga dapat terlihat bahwa pada suhu lebih dari 400°C kenaikan dari %mol produk senyawa aromatik secara simetris dengan penurunan senyawa Bis (2-ethylhexyl) phthalate. Hal ini mengindikasikan bahwa setelah suhu 400°C terbentuknya senyawa aromatik bisa berasal dari senyawa Bis (2-ethylhexyl) phthalate. Dan komposisi aromatik yang didapat mendekati 90 %mol. Hasil ini sesuai dengan hasil uji keasaman, dimana semakin tinggi suhu pada rentang suhu diantara 430-450°C keasaman inti aktif bronsted mencapai titik puncaknya.

4.2.4 Pengaruh Keasaman Katalis Terhadap Reaksi Aseton

4.2.4.1 Pengaruh Rasio Si/Al Katalis Terhadap Konversi aseton

Untuk membandingkan kinerja katalis (aktivitas, selektivitas) dari rasio Si/Al yang dipilih, katalis diuji dalam kurun waktu tertentu dan pada kondisi reaksi yang tetap). Gambar 4.12 menunjukkan hasil uji kinerja katalis ZSM-5 dalam reaksi aseton selama 10 jam waktu uji reaksi (time on stream) untuk masing-masing rasio Si/Al = 25, 75 dan 100 dengan kondisi reaksi $SV=4h^{-1}$ serta $T=673K$. Terlihat jelas bahwa pada rasio Si/Al=25 menunjukkan kinerja yang lebih baik dibanding dengan 2 rasio lainnya, konversi aseton terlihat konstan mendekati 100 %. Walaupun dalam 2 jam rentang waktu awal hampir didapatkan konversi aseton mendekati 100%, ZSM-5 rasio Si/Al = 75 dan 100 menunjukkan cenderung mudah mengalami proses deaktivasi, yakni ditandai dengan terjadinya penurunan konversi sampai dengan 60 % setelah 10 jam reaksi atau kehilangan aktivitasnya sebanyak 40 %.



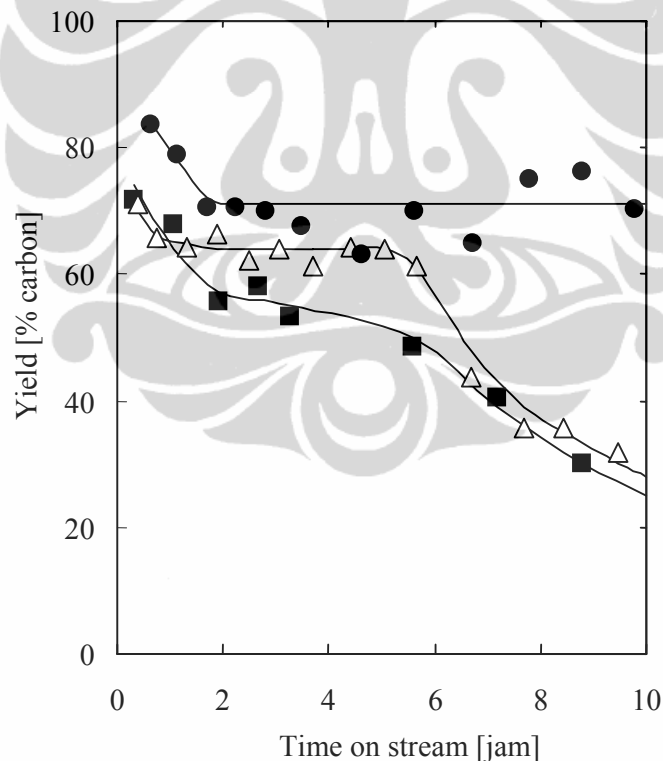
Gambar 4. 12 Konversi Aseton Hasil Uji Reaksi Selama 10 jam. Simbol : Si/Al=25 (●), Si/Al=75 (■) dan Si/Al=100 (Δ)

Mengingat bahwa pusat inti asam katalis terletak pada kerangka atom permukaan Al (Bhatia, 1990), maka semakin besar jumlah atom Al (semakin kecil rasio Si/Al) semakin besar tingkat keasamannya. Hasil ini memperlihatkan bahwa sifat

permukaan katalis ZSM-5 dengan semakin tinggi tingkat keasamannya, maka semakin efektif ZSM-5 dalam mengkonversi aseton. Sebaliknya, katalis akan mudah mengalami deaktivasi dengan semakin tingginya rasio Si/Al.

4.6.2 Pengaruh Rasio Si/Al Katalis Terhadap Yield Hidrokarbon

Yield juga merupakan parameter output yang cukup penting untuk melihat dan evaluasi kinerja katalis yang dipilih. Seperti terlihat pada Gambar 4.13 nampak jelas bahwa selama 10 jam uji reaksi ZSM-5 rasio Si/Al= 25 memberikan yield aromatik diatas nilai 70 %. Sedangkan penggunaan ZSM-5 dengan rasio Si/Al=75 dan 100, memberikan yield produk aromatis dibawah 70 % dan malahan mengalami penurunan setelah waktu 5 jam. Setelah rentang waktu uji katalis selama 10 jam, yield produk aromatik menjadi sekitar 25%. Hasil ini menandakan bahwa semakin tinggi rasio Si/Al, maka tingkat keasaman ZSM-5 semakin



Gambar 4.13 Yield Produk Aromatik Hasil Uji Reaksi Katalis ZSM-5 selama 10 jam Uji Reaksi. Simbol : Si/Al=25 (●), Si/Al=75 (■) dan Si/Al=100 (△)

rendah, menjadikan semakin mudah/rentan terhadap terjadinya deaktivasi

(penurunan kinerja katalis).

4.2.4.3 Kemampuan *Shape Selective* Terhadap Hidrokarbon Aromatik

Katalis ZSM-5 adalah terkenal sebagai *shape selective catalyst* untuk terbentuknya senyawa hidrokarbon aromatik karena ukuran porinya sangat mendekati ukuran diameter kinetik molekul tersebut, yakni sekitar 0,56 nm. Karena aktivitas ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 terbukti lebih unggul, maka hasil selektivitas produknya dipilih dan disajikan pada Gambar 4.5. Walaupun terbentuk sejumlah sedikit CO_x maupun senyawa hidrokarbon alifatik (parafin, olefin), tetapi terlihat jelas bahwa produk aromatik merupakan produk utama yang dominan, terutama produk monoaromatiknya yakni terdiri atas benzena, toluena, xylene, etilbenzena, ataupun grup senyawa C₉ aromatik (trimethylbenzena, propilbenzena, etiletilbenzena maupun mesitilena). Hasil ini memperkuat kesimpulan bahwa ZSM-5 sangat selektif terhadap terbentuknya senyawa aromatik.

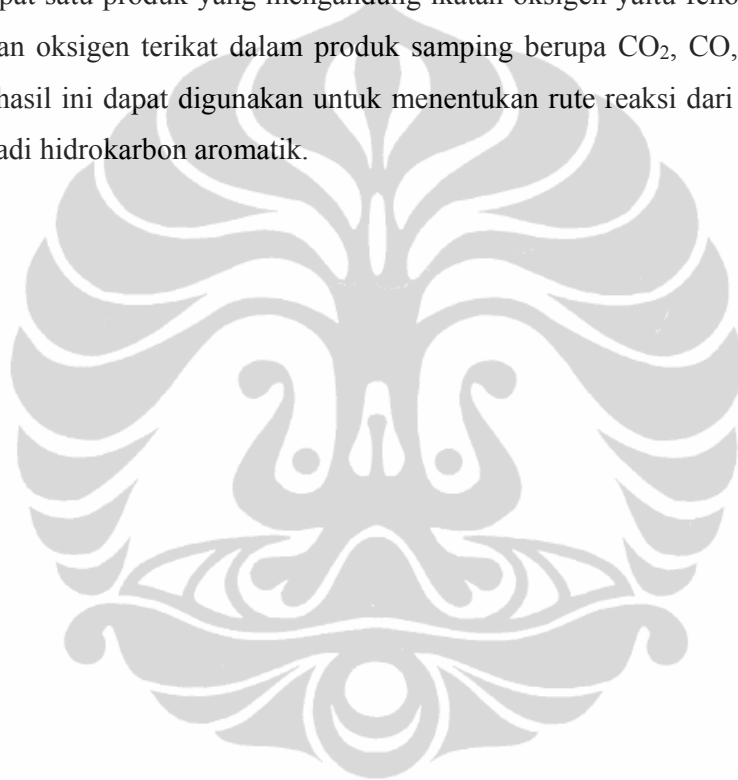
4.2.4.4 Rute Reaksi Aseton menjadi Hidrokarbon Aromatik

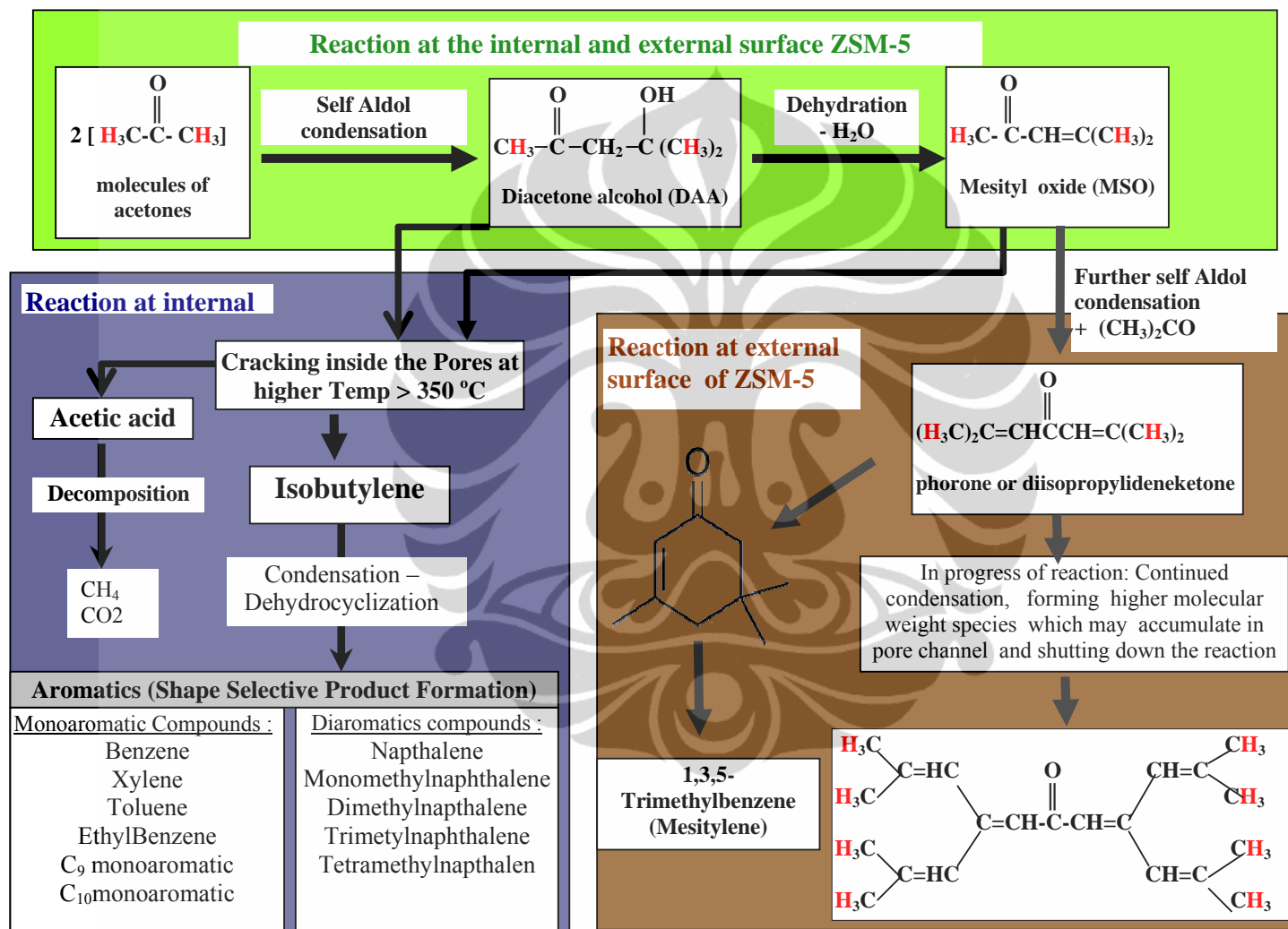
Telah diuraikan pada bab 2 bahwa rute reaksi aseton menjadi hidrokarbon dapat dibahas secara terperinci, rute panjang yang harus dilalui dan beragamnya produk hidrokarbon baik aromatik sebagai produk utama, olefin rantai lurus maupun siklik, alifatik maupun masih dalam bentuk senyawa organik lainnya. Pada prinsipnya aktivasi reaksi aseton berlangsung melewati reaksi kondensasi aldol molekul aseton. Produk aldol berupa diaseton alkohol (DAA), selanjutnya mengalami dehidrasi menjadi mesitil oksida (MSO). Kedua spesi tersebut dapat mengalami dekomposisi menjadi isobutilena pada temperatur tinggi (Zaki, 2000). Selanjutnya isobutilena mengalami reaksi lanjut berupa reaksi kondensasi dan dehidrosklisasi molekul menjadi senyawa aromatik (Solymosi and 2004; Choudhary, 2002; Dehertog dan Fromen, 1999; Liu dkk., 1999). Namun oleh Haw (2001) terbentuknya aromatik tersebut melalui spesi kation karbonium siklopentenil.

Dilihat tingginya senyawa sikloalkena maupun olefin dari hasil analisa GC-MS (Tabel 4.7), memperkuat dugaan rute reaksi pembentukan senyawa

aromatik melalui proses dimerisasi, trimerisasi senyawa olefin isobutilena dan terbentuknya spesi intermediet kation karbenium pada permukaan katalis H-ZSM-5.

Dari hasil GC/MS dapat dilihat bahwa produk yang dihasilkan adalah berupa olefin, paraffin, sikloparafin, dan aromatik. Hampir semua produk hidrokarbon tidak mengandung ikatan oksigen, padahal reaktan aseton mengandung gugus karbonil. Hal ini menunjukkan bahwa terjadi reaksi deoxygenation dari aseton. Hanya terdapat satu produk yang mengandung ikatan oksigen yaitu fenol. Sangat dimungkinkan oksigen terikat dalam produk samping berupa CO_2 , CO , maupun H_2O . Hasil-hasil ini dapat digunakan untuk menentukan rute reaksi dari konversi aseton menjadi hidrokarbon aromatik.



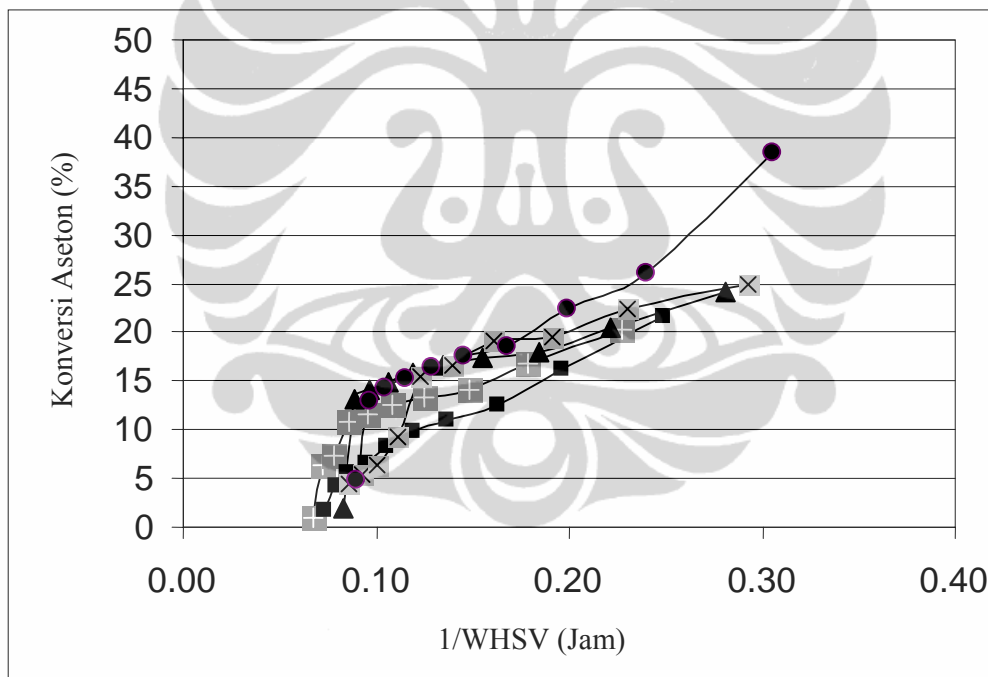


Gambar 4.14 Rute Reaksi Aseton menjadi Hidrokarbon Aromatik.

4.2.4.5 Pengaruh Waktu Kontak (1/WHSV) terhadap Konversi Aseton

4.2.4.5.1 Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Konversi Aseton

Gambar 4.15 memperlihatkan bahwa konversi aseton yang didapat semakin besar dengan semakin tingginya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis HZSM-5 (1/WHSV) pada berbagai suhu reaksi 300 °C, 375 °C, 400 °C dan 425 °C. Pada uji reaksi aseton tanpa katalis dengan hanya mengisiskan reaktor dengan pasir kuarsa sebagai unggun tetap, menunjukkan tidak terjadi reaksi sama sekali walaupun uji reaksi dilakukan pada suhu 425 °C. Hal ini membuktikan bahwa reaksi konversi aseton benar-benar berlangsung secara katalitik dan waktu kontak antara reaktan dan katalis merupakan variabel operasi yang dapat mempengaruhi berlangsungnya reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik.



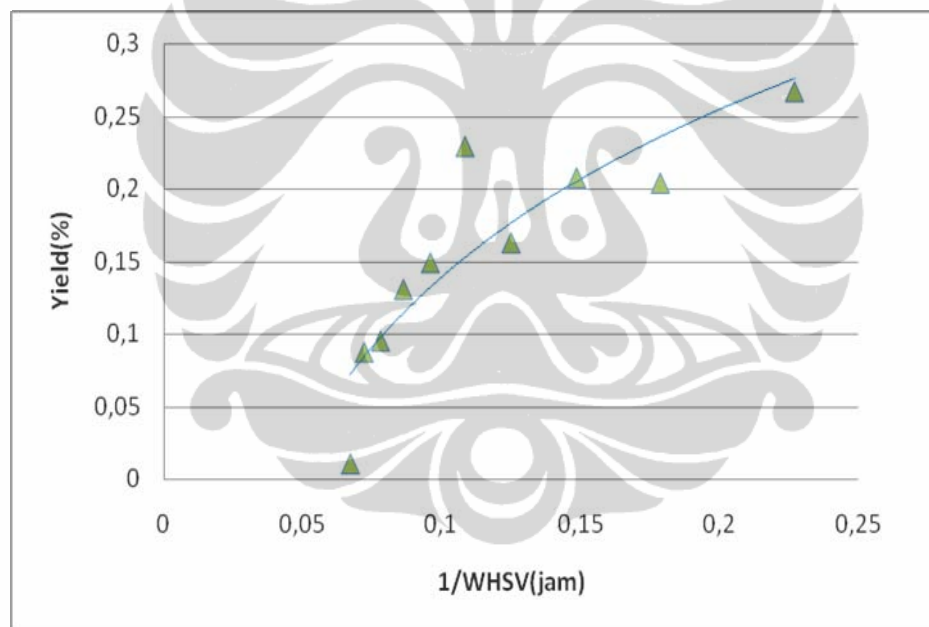
Gambar 4.15 Konversi Aseton Terhadap Waktu Kontak pada berbagai Suhu Reaksi : 250 °C (■), 300 °C (+), 375 °C (▲), 400 °C (-x-) dan 425 °C (●).

Peningkatan waktu kontak antara reaktan aseton dan unggun katalis H-ZSM-5 yakni dengan mengurangi laju alir nitrogen sebagai pembawa reaktan, dapat mengurangi tahanan difusi eksternal sehingga tidak ada perbedaan berarti antara kadar molekul aseton pada ruah fasa gas dengan permukaan luar katalis.

Sehingga pada kondisi suhu reaksi yang dilakukan masih berada pada daerah kinetika dengan *rate determining step* dikontrol oleh reaksi kimia. Nilai konversi yang tidak mencapai nilai konstan pada semua suhu serta ukuran partikel serbuk katalis H-ZSM-5 yang sangat kecil ($3 \mu\text{m}$), menandakan bahwa baik difusi eksternal maupun difusi internal dalam pori katalis bukan merupakan pengendali laju berlangsungnya reaksi aseton menggunakan katalis H-ZSM-5 yang digunakan.

4.2.4.5.2 Pengaruh Waktu Kontak (1/WHSV) terhadap Yield BTX

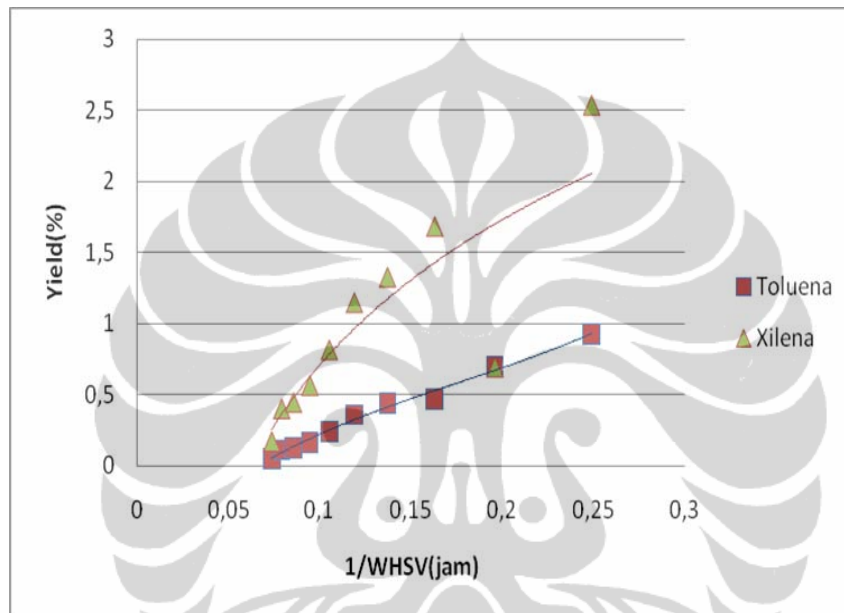
Untuk melihat pengaruh waktu kontak reaktan aseton dan katalis HZSM-5 terhadap yield Benzena, Toluena, dan Xilena yang dihasilkan maka dibuat kurva yield produk pada setiap waktu kontak dalam setiap variasi suhu yang ada.



Gambar 4.16 Pengaruh Waktu Kontak Terhadap Yield Produk Hidrokarbon Aromatik yang Dihasilkan Pada Pada Suhu $250\text{ }^{\circ}\text{C}$

Gambar 4.16 memperlihatkan distribusi produk pada suhu $250\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis (1/WHSV) sebesar 0,06 jam s/d 0,23 jam. Pada suhu $250\text{ }^{\circ}\text{C}$, produk yang dihasilkan hanyalah senyawa aromatik xilena. Seperti telah diungkap pada bab tinjauan pustaka, produk xilena dapat terbentuk dari hasil reaksi dimerisasi isobutena yang berasal dari dekomposisi produk aldol kondensasi aseton (mesitiloksida dan diaseton alkohol).

Yield xilena awalnya akan semakin tinggi dengan semakin lamanya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis, namun waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis diatas 0,15 jam akan menurunkan yield xilena karena semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka konversi yang terjadi akan makin sempurna sehingga xilena yang telah terbentuk akan terkonversi lagi menjadi senyawa lain.

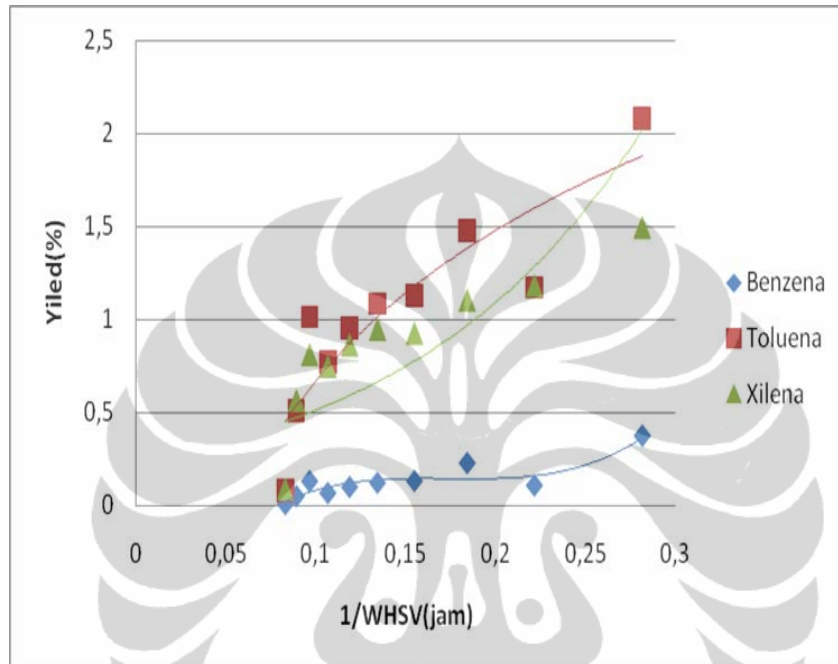


Gambar 4.17 Pengaruh Waktu Kontak terhadap Yield Produk Hidrokarbon Aromatik yang Dihasilkan pada Suhu 300 °C

Gambar 4. 17 di atas menunjukkan distribusi produk pada suhu 300 °C dengan waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis (1/WHSV) sebesar 0,07 jam s/d 0,25 jam. Pada suhu 300 °C, produk yang dihasilkan adalah xilena dan toluena. Yield xilena awalnya akan semakin tinggi dengan semakin lamanya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis, namun waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis diatas 0,15 jam akan menurunkan yield xilena karena semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis.

Yield toluena pada produk hasil reaksi suhu 300 °C dari 0,07 jam sampai 0,25 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield toluene juga akan semakin tinggi. Dapat disimpulkan bahwa yield aromatik yang lebih ringan (toluena) akan cenderung meningkat dengan

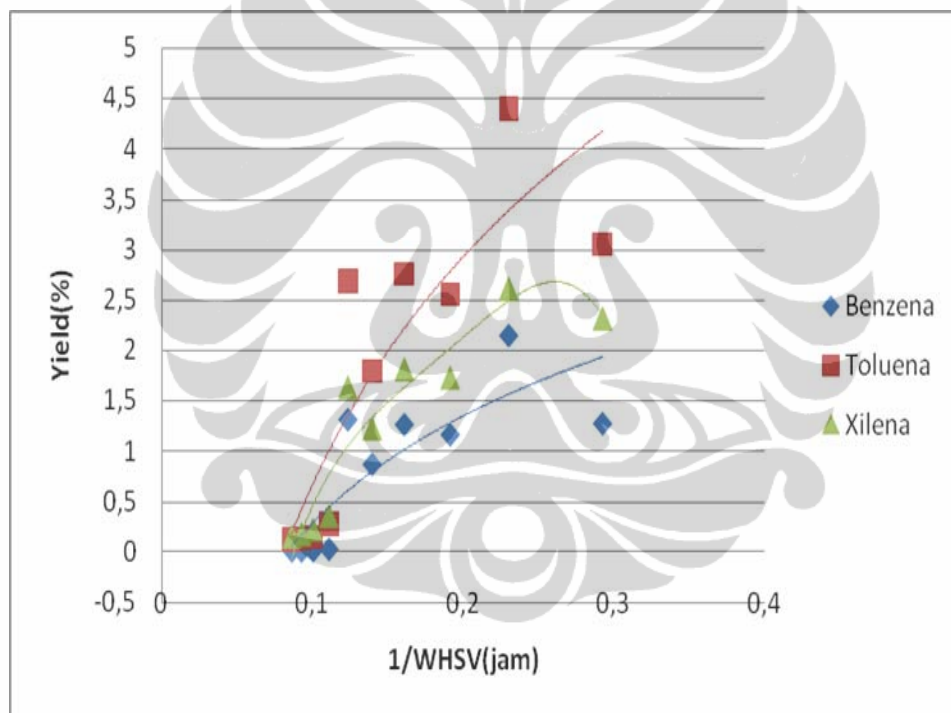
meningkatnya waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis, sedangkan yield aromatik yang lebih berat (xilena) akan menurun. Distribusi yield aromatik ini menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka produk aromatik xilena mengalami reaksi dealkilasi menjadi toluena.



Gambar 4. 18 Pengaruh Waktu Kontak terhadap Yield Produk Hidrokarbon Aromatik yang Dihasilkan pada Suhu 375 °C

Gambar 4.18 memperlihatkan distribusi produk pada suhu 375 °C dengan waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis (1/WHSV) sebesar 0,08 jam s/d 0,28 jam. Pada suhu 375 °C, produk yang dihasilkan adalah xilena, toluena, dan benzena. Yield xilena awalnya akan semakin tinggi dengan semakin lamanya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis, namun waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis diatas 0,2 jam akan menurunkan yield xilena karena semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka konversi yang terjadi akan makin sempurna sehingga xilena yang telah terbentuk akan terkonversi lagi menjadi senyawa lain. Yield toluena pada produk hasil reaksi suhu 375 °C dari 0,08 jam sampai 0,28 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield toluene juga akan semakin tinggi. Yield benzena pada produk hasil reaksi suhu 375 °C dari 0,08 jam sampai

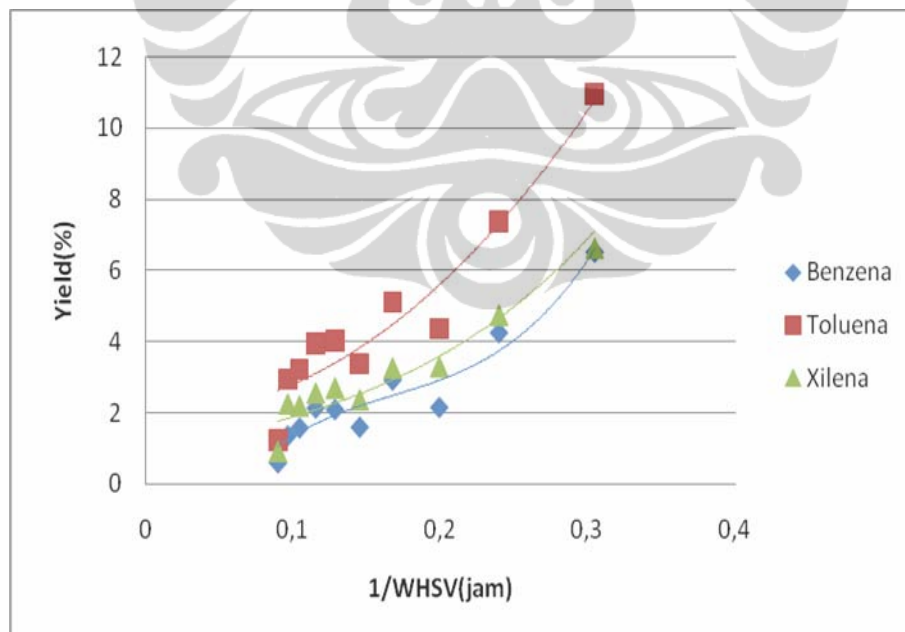
0,28 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield benzena juga akan semakin tinggi. Jadi, dapat disimpulkan bahwa yield aromatik yang lebih ringan (toluena dan benzena) akan cenderung meningkat dengan meningkatnya waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis, sedangkan yield aromatik yang lebih berat (xilena) akan menurun. Distribusi yield aromatik ini menjelaskan bahwa semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka produk aromatik lebih berat (xilena) akan mengalami reaksi dealkilasi menjadi produk aromatik yang lebih ringan (dalam hal ini adalah toluena dan benzena). Artinya, pada suhu 375 °C, produk utama yang dihasilkan adalah toluena dan benzena.



Gambar 4. 19 Pengaruh Waktu Kontak terhadap Yield Produk Hidrokarbon Aromatik yang Dihasilkan pada Suhu 400 °C

Gambar 4.19 menunjukkan distribusi produk pada suhu 400 °C dengan waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis (1/WHSV) sebesar 0,08 jam s/d 0,3 jam. Pada suhu 400 °C, produk yang dihasilkan adalah xilena, toluena, dan benzena. Yield xilena awalnya akan semakin tinggi dengan semakin lamanya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis, namun waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis diatas 0,25 jam akan menurunkan yield xilena karena

semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka konversi yang terjadi akan makin sempurna sehingga xilena yang telah terbentuk akan terkonversi lagi menjadi senyawa lain. Yield toluena pada produk hasil reaksi suhu 400 °C dari 0,08 jam sampai 0,3 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield toluene juga akan semakin tinggi. Yield benzena pada produk hasil reaksi suhu 400 °C dari 0,08 jam sampai 0,3 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield benzena juga akan semakin tinggi. Jadi, dapat disimpulkan bahwa yield aromatik yang lebih ringan (toluena dan benzena) akan cenderung meningkat dengan meningkatnya waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis, sedangkan yield aromatik yang lebih berat (xilena) akan menurun. Distribusi yield aromatik ini menjelaskan bahwa semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka produk aromatik lebih berat (xilena) akan mengalami reaksi dealkilasi dan perengkahan menjadi produk aromatik yang lebih ringan (dalam hal ini adalah toluena dan benzena). Artinya, pada suhu 400 °C, produk utama yang dihasilkan adalah toluena dan benzena.



Gambar 4.20 Pengaruh Waktu Kontak terhadap Yield Produk Hidrokarbon Aromatik yang Dihasilkan pada Suhu 425 °C

Gambar 4.20 menunjukkan distribusi produk pada suhu 425 °C dengan waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis (1/WHSV) sebesar 0,09 jam s/d 0,31 jam. Pada suhu 425 °C, produk yang dihasilkan adalah xilena, toluena, dan benzena. Yield xilena semakin tinggi dengan semakin lamanya waktu kontak reaktan aseton dengan katalis, namun waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis diatas 0,25 jam akan menurunkan yield xilena karena semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka konversi yang terjadi akan makin sempurna sehingga xilena yang telah terbentuk akan terkonversi lagi menjadi senyawa lain. Yield toluena pada produk hasil reaksi suhu 425 °C dari 0,09 jam sampai 0,31 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield toluene juga akan semakin tinggi. Yield benzena pada produk hasil reaksi suhu 425 °C dari 0,9 jam sampai 0,31 jam menunjukkan bahwa semakin lama waktu kontak reaktan aseton dengan katalis maka yield benzene juga akan semakin tinggi. Jadi, dapat disimpulkan bahwa yield aromatik yang lebih ringan (toluena dan benzena) akan cenderung meningkat dengan meningkatnya waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis, sedangkan yield aromatik yang lebih berat (xilena) akan menurun. Distribusi yield aromatik ini menjelaskan bahwa semakin lama waktu kontak antara reaktan aseton dan katalis maka produk aromatik lebih berat (xilena) akan mengalami reaksi dealkilasi menjadi produk aromatik yang lebih ringan (dalam hal ini adalah toluena dan benzena). Artinya, pada suhu 425 °C, produk utama yang dihasilkan adalah toluena dan benzena.

Dengan semakin lamanya waktu kontak antara reaktan aseton dengan katalis maka jumlah produk benzena, toluena, dan xilena semakin tinggi. Senyawa BTX yang terbentuk dalam percobaan merupakan hasil dari reaksi aromatisasi alkana ringan hasil perengkahan. Alkana ringan yang terbentuk sangatlah bervariasi sehingga reaksi aromatisasi yang terjadi sangatlah kompleks dan melibatkan sejumlah besar reaksi heterogen.

4.3 Deaktivasi Katalis

Pada awal-awal reaksi (2jam pertama), reaksi tidak mengindikasikan terjadinya deaktivasi dan konversi aseton mendekati 100 % pada berbagai kondisi

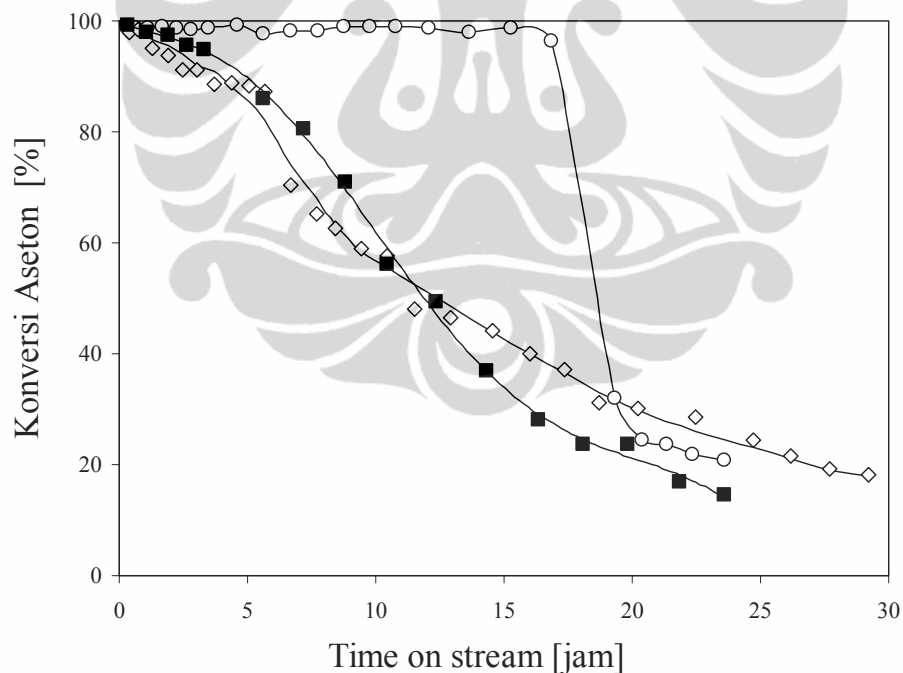
reaksi. Bahkan variasi waktu kontak umpan aseton dengan katalis (WHSV) antara 2-9 h⁻¹, tidak memperlihatkan perbedaan konversi aseton yang berarti. Disamping itu perbedaan suhu antara 400 oC dengan 450 oC juga tidak menunjukkan perbedaan konversi aseton. Secara umum hasil reaksi disajikan Tabel 4.8.

Tabel 4.8 Hasil reaksi aseton dengan katalis H-ZSM-5 (Si/Al=25) pada berbagai kondisi reaksi pada 2 jam awal reaksi

Temperature [°C]	400	400	400	350	450
SV acetone [h ⁻¹]	2.18	4.74	7.13	8.67	4
Acetone conversion [%]	98.9	98.4	95.8	7.8	98.6
Product distribution (% carbon)					
Produk Gas					
CO	1.2	0.7	0.4	0.4	1.27
CO ₂	3.88	3.54	3.53	7.56	5.30
CH ₄	0.40	0.32	0.23	0.15	0.35
C ₂ H ₄	0.69	0.94	2.41	0.38	2.59
C ₂ H ₆	0.93	0.44	0.08	0.00	0.67
C ₃ H ₆	0.70	1.31	5.83	1.34	3.94
C ₃ H ₈	13.22	8.02	1.62	0.11	9.02
C ₄ alifatik	6.89	7.86	7.29	48.16	13.02
Produk cair					
C ₅ ~C ₆ alifatik	0.97	1.19	7.19	0.00	2.72
C ₆ ⁺ alifatik	2.51	0.65	7.32	35.32	1.37
Benzena	6.34	4.69	1.95	0.00	6.71
Toluena	23.73	21.41	9.97	0.67	21.16
Etilbenzena	1.62	2.45	2.72	0.00	1.49
<i>m+p</i> -Xilena	17.28	18.63	14.95	0.27	15.13
<i>o</i> -Xilena	5.25	5.63	3.86	0.00	4.71
C ₉ -Aromatik	8.11	12.12	20.37	4.91	5.13
C ₁₀ -Aromatik	1.01	6.28	7.76	0.79	2.59
Naftalena	0.55	0.84	1.50	0.00	0.44
2-Metilnaftalena	1.84	1.04	0.25	0.00	0.94
1-Meetilnaftalena	0.66	0.19	0.15	0.00	0.37
Dimetilnaftalena	2.06	1.52	0.46	0.00	1.08
Trimetilnaftalena	0.18	0.21	0.13	0.00	0.00
Ratio of Paraffin/Olefin	8.60	6.74	2.99	3.87	1.49
CO+CO ₂ /(aseton terkonversi) (based on the carbon atom)	0.017	0.014	0.014	0.339	0.022

4.3.1 Deaktivasi Katalis pada berbagai rasio Si/Al

Namun pada rentang waktu reaksi yang lama maka cepat atau lambat katalis akan mengalami deaktivasi. Oleh karenanya perlu pengujian waktu reaksi yang cukup lama (Iofler, 2003). Untuk mengkuantifikasi tingkat kestabilan katalis H-ZSM-5 dalam reaksi aseton, maka salah satu tolok ukur utamanya adalah parameter konversi. Seperti terlihat pada gambar 4.21, konversi aseton disepanjang waktu selama uji reaksi hampir 24 jam untuk masing-masing berat katalis 1 g dengan kondisi reaksi (space velocity) $SV=4h^{-1}$, suhu $T=673\text{ K}$, bertekanan atmosferik. Terlihat jelas bahwa ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 konversi aseton adalah konstan mendekati 100 % selama hampir 17 jam. Walaupun, katalis dengan rasio tersebut mengalami deaktivasi setelah 17 jam, namun dibanding dengan H-ZSM-5 rasio Si/Al lainnya (75, 100) jauh memiliki *catalytic durability* yang lebih tinggi karena 2 rasio tersebut lebih cenderung mudah mengalami proses deaktivasi bahkan mulai saat awal uji reaksi.



Gambar 4.21 Perubahan Konversi Aseton selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 berbagai Rasio Si/Al. Simbol : Si/Al=25 ((O), Si/Al=75 (■) dan Si/Al=100 (◇)

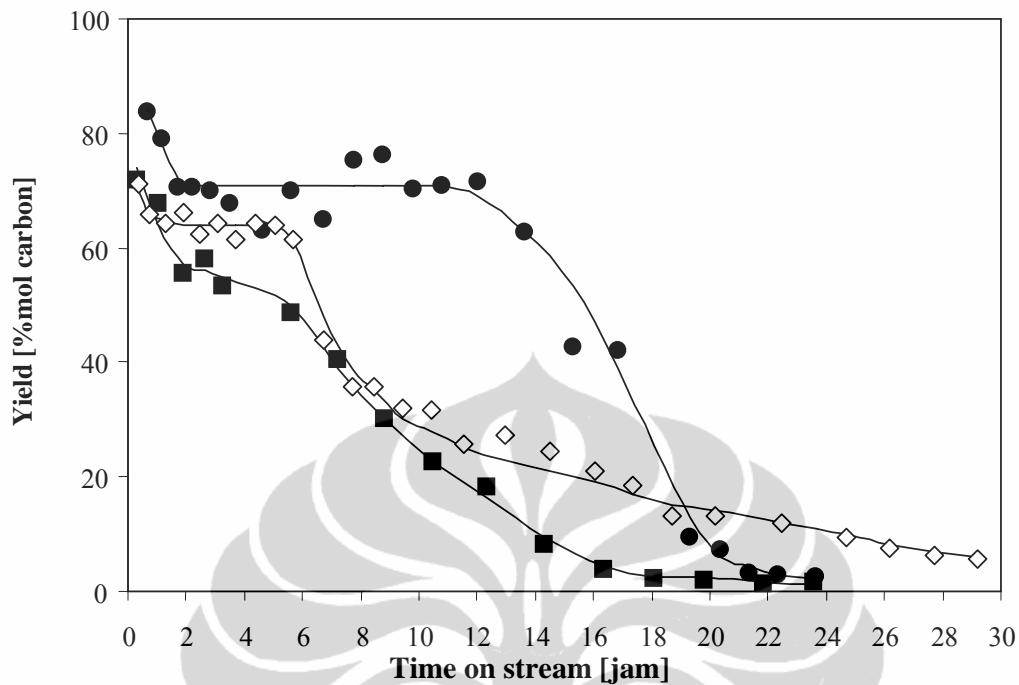
Berdasarkan pengamatan secara visual (Gambar 4.22) bahwa telah terjadi perubahan warna katalis yang sangat mencolok dari semula putih bersih menjadi

abu-abu atau menghitam setelah usai reaksi. Hasil ini dapatlah dipastikan bahwa terjadi pembentukan produk samping berupa kokas yang keberadaannya menutupi permukaan katalis, yang mengakibatkan penurunan luas permukaan serta kinerja katalis selama reaksi aseton berlangsung.



Gambar 4.22 Beberapa Foto Sampel Katalis Baru dan Setelah Uji Reaksi

Kokas tersebut terbentuk dari hasil reaksi aldol kondensasi molekul aseton yang berkelanjutan (multiple condensation) dan semakin lama semakin terakumulasi pada permukaan katalis menjadi persenyawaan molekul yang besar selama berlangsungnya reaksi (Steven dkk, 1999).

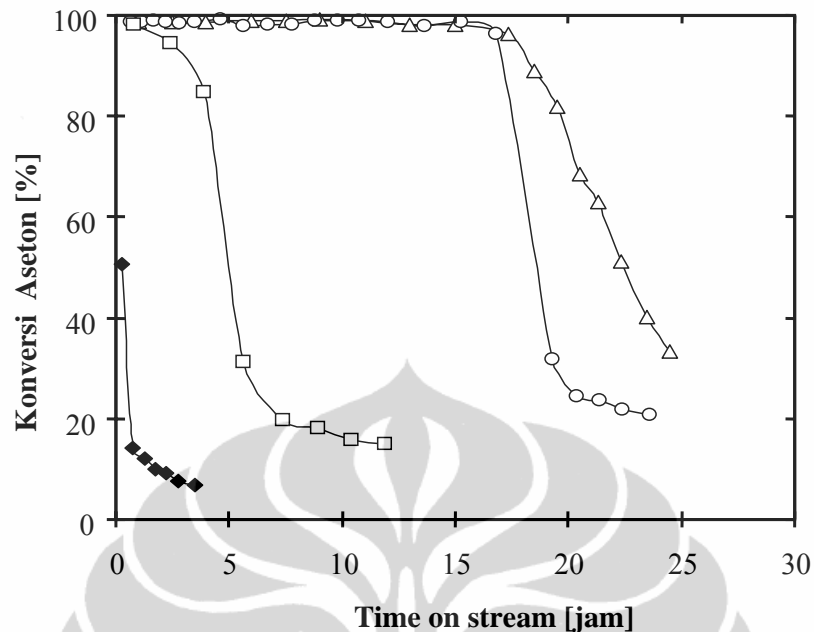


Gambar 4.23 Perubahan Yield Aromatik selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 berbagai Rasio Si/Al. Simbol : Si/Al=25 (●), Si/Al=75 (■) dan Si/Al=100 (◇)

Gambar 4.23 memperlihatkan secara jelas bahwa H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 memiliki keunggulan yang jauh lebih tinggi dibandingkan dengan kedua rasio lainnya. Selama 13 jam terlihat bahwa yield aromatik yang diperoleh diatas 70 % hasil reaksi aseton menggunakan rasio tersebut, jauh melebihi yield yang didapat dengan menggunakan rasio lainnya.

4.3.2 Deaktivasi Pada berbagai Suhu Reaksi

Oleh karena katalis H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 memiliki aktivitas dan kestabilan katalis jauh lebih baik, maka dilakukan pengujian reaksi aseton pada berbagai suhu reaksi dan hasilnya bisa dilihat pada Gambar 4.16. Suhu reaksi dilakukan pada 723 K, 673 K, 623 K and 573 K. Jelas terlihat bahwa pada suhu reaksi diatas 673 K, aktivitas katalis H-ZSM-5 masih stabil selama 17 jam dibanding



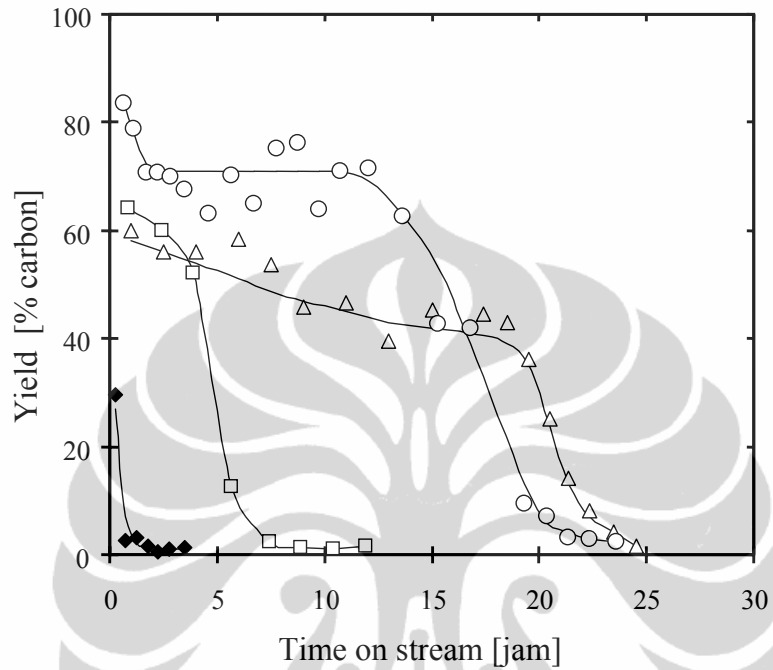
Gambar 4.24 Perubahan Konversi Aseton selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Rasio Si/Al 25 pada Suhu Reaksi : 723 K (Δ), 673 (O), 623 K (□), 573 K (◆).

aktivitasnya pada suhu reaksi dibawah 673 K. Selama rentang waktu reaksi tersebut, konversi aseton sebesar 100 % baik untuk suhu reaksi 673 maupun 723 K. Namun katalis mulai terdeaktivasi secara tajam menjadi sekitar 20 % konversi aseton yang didapat.

Pada suhu reaksi dibawah 673 K, terlihat jelas bahwa katalis sangat rentan untuk mengalami deaktivasi. Konversi aseton menurun sampai dibawah 20% hanya dalam rentang waktu yang cukup singkat sekitar 12 jam untuk suhu reaksi 523 K dan 4 jam untuk suhu reaksi 573 K. Kecenderungan semakin cepatnya katalis mengalami deaktivasi pada suhu rendah ini disebabkan oleh terbentuknya reaksi kondensasi produk aldol tidak bisa mengalami dekomposisi dan cenderung membentuk produk dengan molekul yang berat.

Gambar 4.25 memperlihatkan yield aromatic sepanjang katalis mengalami deaktivasi. Kecenderungan yield yang didapat adalah pada suhu 673 K lebih baik dibandingkan dengan suhu reaksi lainnya, khususnya selama 13 jam reaksi. Walaupun konversi aseton pada suhu 723 K sedikit lebih tinggi dibandingkan suhu reaksi pada 673 K, yield yang didapat jauh lebih tinggi. Hasil ini bisa dijelaskan bahwa pada suhu diatas 673 K, keberlangsungan lebih mengakselerasi

terjadinya proses reaksi perengkahan/dekomposisi (*over cracking*). Hal ini terlihat dari produk gas yang berupa C3-C4 olefin, selektivitasnya yang didapat semakin besar.



Gambar 4.25 Perubahan Yield Aromatik selama Deaktivasi Katalis H-ZSM-5 Rasio Si/Al =25 pada Suhu Reaksi : 723 K (Δ), 673 K (O), 623 K (□) and 573 K (◆).

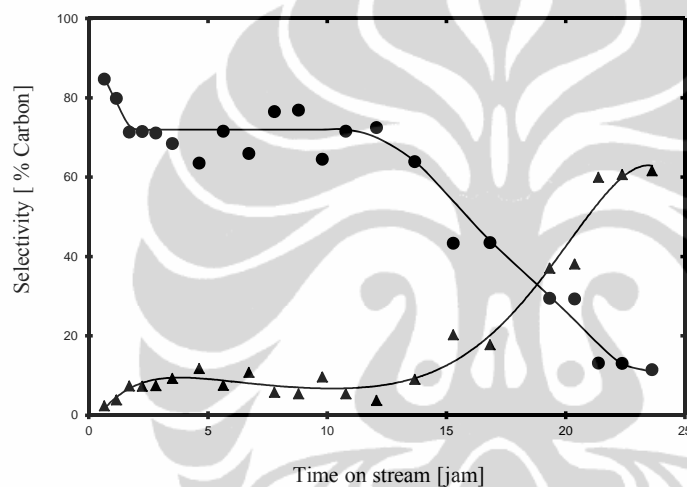
Secara umum cepat atau lambat katalis H-ZSM-5 mengalami deaktivasi tergantung kondisi suhu reaksi dan komposisi katalis (Si/Al). Terbentuknya produk samping kokas terkendap pada permukaan katalis dan menutupi inti aktif asam pada seluruh jaringan pori katalis H-ZSM-5.

4.3.3 Pergeseran Selektivitas selama Deaktivasi

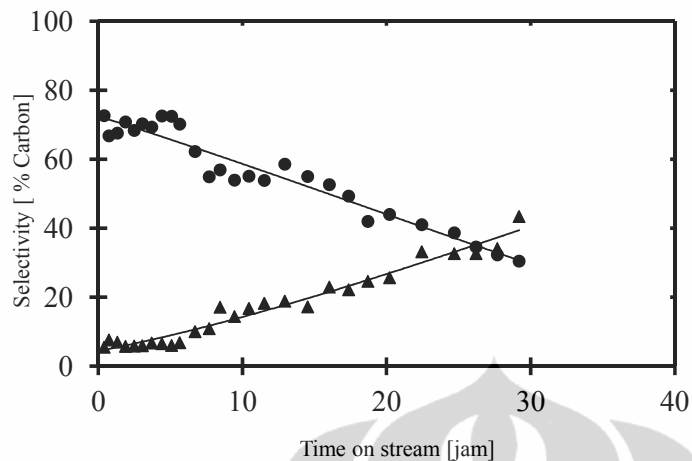
Terjadinya pergeseran selektivitas produk aromatic dengan C₄-olefin seperti diperlihatkan pada Gambar 4.26 s/d 4.31 dapat diamati pada hasil reaksi aseton menjadi hidrokarbon ini. Seperti terlihat pada masing-masing Gambar, tanpa tergantung pada tergantung pada rasio Si/Al, secara jelas memperlihatkan kecenderungan kedua garis kurva membentuk relatif simetris dalam arah berbalikan antara penurunan selektivitas monoaromatik dengan C₄-alifatik. Untuk H-ZSM-5 rasio Si/Al = 25 cukup stabil, pergeseran selektivitas terjadi setelah

waktu berjalan 13 jam reaksi aseton pada suhu 400 °C dan $S.V=4h^{-1}$.

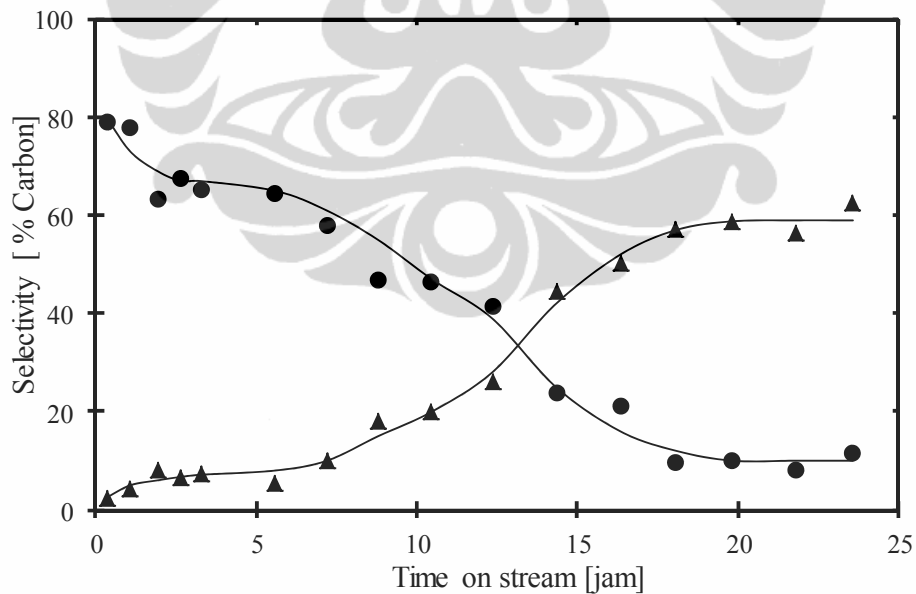
Hasil ini memberikan arti dugaan bahwa salah satu langkah rute jalur pembentukan produk reaksi senyawa aromatic berlangsung melalui reaksi seri. Hal ini memperkuat dugaan bahwa pembentukan senyawa aromatik berasal dari C_4 aliphatik khususnya (isobutene). Hipotesis Chang *et al.* (1981) juga menegaskan bahwa pembentukan senyawa hidrokarbon aromatik dapat berlangsung melalui reaksi kondensasi-dehidrosiklisasi isobutene pada salah satu rute reaksi aseton menjadi hidrokarbon aromatik.



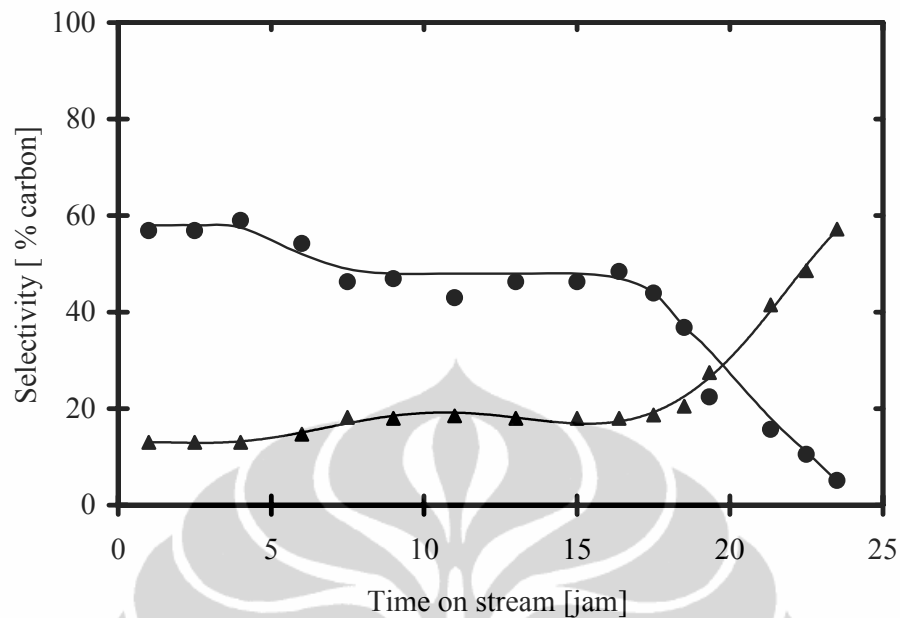
Gambar 4.26 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C_4 -Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : $T= 673 K$, $S.V.=4 h^{-1}$, $Si/Al=25$. Simbols: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C_4 -alifatik.



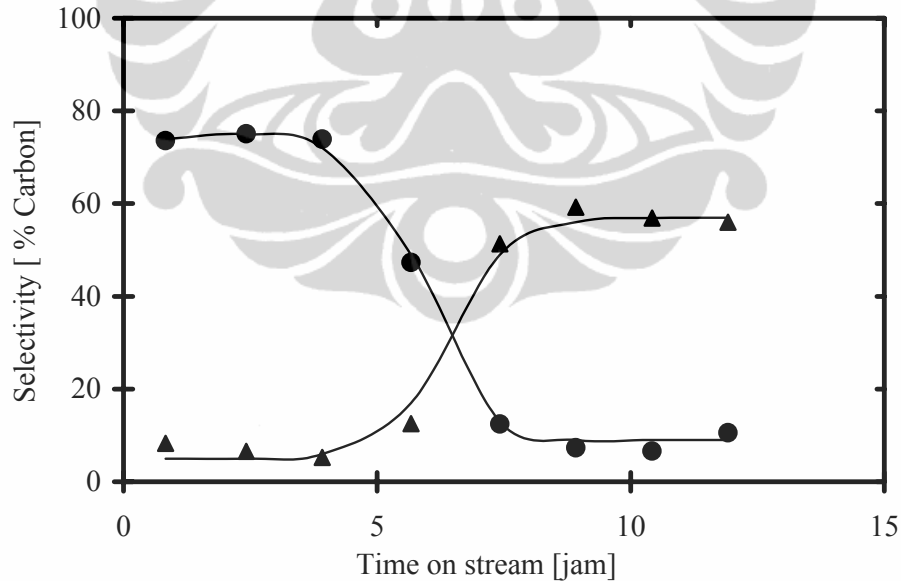
Gambar 4.27 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C₄-Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : T=673 K, S.V.=4 h⁻¹, Si/Al=75. Simbols: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C₄-alifatik.



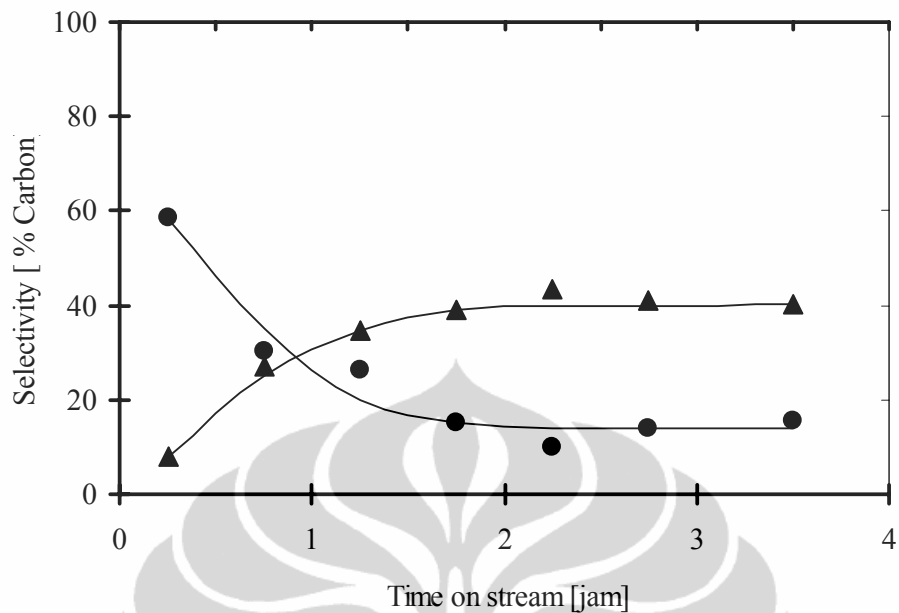
Gambar 4.28 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C₄-Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : T=673 K, S.V.=4 h⁻¹, Si/Al= 100. Simbols: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C₄-alifatik.



Gambar 4.29 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C₄-Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : T=723K, S.V.=4 h⁻¹, Si/Al=25. Simbols: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C₄-alifatik.



Gambar 4.30 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C₄-Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : T=623K, S.V.=4 h⁻¹, Si/Al=25. Simbols: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C₄-alifatik.



Gambar 4.31 Pergeseran Selektivitas Senyawa Mono Aromatik dengan C₄-Alifatik dalam Progress Berlangsungnya deaktivasi HZSM-5 Reaksi Aseton. Kondisi reaksi : T= 573 K, S.V.=4 h⁻¹, Si/Al=25. Simbol: (●) Selektivitas Mono Aromatik, (▲) Selektivitas C₄-alifatik (Isobutena, n-Butena)

Terjadinya fenomena pergeseran selektivitas (*shift selectivity*) ini dapat dikaitkan dengan terjadinya penyempitan ukuran pori katalis H-ZSM-5 selama proses deaktivasi berlangsung. Penyempitan disebabkan oleh terbentuknya material kokas yang sedikit demi sedikit melapis permukaan dinding pori. Sejalan dengan berlangsungnya waktu, proses deaktivasi menekan terbentuknya aromatik karena semakin ukuran pori menyempit. Peran pori katalis sudah tidak bisa melangsungkan reaksi aromatisasi dari senyawa isobutene dari hasil reaksi dimerisasi ataupun trimerisasi (Song, 2001) yang menjadikan ukuran molekul bertambah besar. Terhentinya proses reaksi siklisasi maupun aromatisasi dalam pori katalis ini disebabkan oleh semakin menebalnya kokas yang terbentuk. Dan persenyawaan kokas ini sangat kuat diduga berasal dari senyawa isobutene yang mengalami reaksi oligomerisasi tapi tidak berakhir pada reaksi aromatisasi. Jadi arah pergeseran selektivitas terjadi dari selektif terhadap senyawa aromatik menjadi C₄-alifatik (dominan isobutene). Uraian ini sangat sejalan dengan tinjauan pustaka (Tanabe, 1990) yang memberikan azas pernyataan terkait dengan kemampuan katalis zeolit bahwa terjadinya deaktivasi karena coking dapat

merubah *shape selective catalyst* dari produk tertentu.

4.3.4 Karakterisasi Katalis ZSM-5 Terdeaktivasi

Karakterisasi terhadap luasan perivasimukaan katalis ZSM-5 dilakukan untuk katalis yang masih segar (*fresh*) maupun katalis sesudah reaksi (*used*), diukur dengan metode adsorpsi N_2 dan menggunakan instrumen micromeritics gemini model 2360. Luasan mikropori dihitung berdasarkan metode t-plot dengan menggambarkan grafik antara volume nitrogen teradsorpsi dengan ketebalan lapisan film N_2 teradsorpsi.

Untuk mengetahui kemungkinan terjadinya deaktivasi yang disebabkan oleh penutupan pori katalis (*pore blocking*) oleh karena terbentuknya, maka dilakukan karakterisasi /pengukuran luas permukaan katalis total maupun luasan mikroporinya sebelum reaksi (*used*) maupun sesudah 10 jam uji reaksi (*used*). Seperti terlihat jelas pada Tabel 4.9, ketiga sampel ZSM-5 mengalami penurunan luas permukaan total maupun luasan mikropori masing-masing sebesar sebesar 14,7 % dan 14 % untuk Si/Al=25, 43,3 % dan 44.6 % untuk Si/Al =75, 42,4 % dan 49 % untuk Si/Al=100. Serta berdasarkan penglihatan secara visual bahwa terjadi perubahan warna katalis yang sangat mencolok dari semula putih bersih menjadi abu-abu (untuk sampel Si/Al=25) dan menghitam (untuk sampel Si/Al= 75, 100) setelah reaksi. Hasil ini dapatlah dipastikan bahwa terjadi pembetulan produk samping yang keberadaannya menutupi permukaan katalis, yang mengakibatkan penurunan luas permukaan serta kinerja katalis. Diduga bahwa kokas tersebut terbentuk dari hasil reaksi aldol kondensasi molekul aseton yang berkelanjutan (*multiple condensation*) dan semakin lama semakin terakumulasi pada permukaan katalis menjadi persenyawaan molekul yang besar selama berlangsungnya reaksi (Steven dkk, 1999)

Namun melihat masih tersisanya luasan permukaan ZSM-5 sesudah 10 jam reaksi yang ternyata masih relatif besar dibanding dengan luasan permukaan serbuk padatan halus berukuran partikel $3\mu m$ (dengan diasumsikan tanpa adanya struktur pori), maka sangat dimungkinkan bahwa terjadinya penutupan tersebut hanya berlangsung.

Tabel 4.9 Luas permukaan total katalis dan mikropori ZSM-5 sebelum dan sesudah reaksi

ZSM-5 catalyst		Luas permukaan total, m ² /g	Luas mikropori, m ² /g
Si/Al=25	Fresh	321.8	209.4
	Used	274.4	179.9
Si/Al=75	Fresh	398.1	288.7
	Used	225.4	159.9
Si/Al=100	Fresh	408.3	306.1
	Used	235.3	155.8

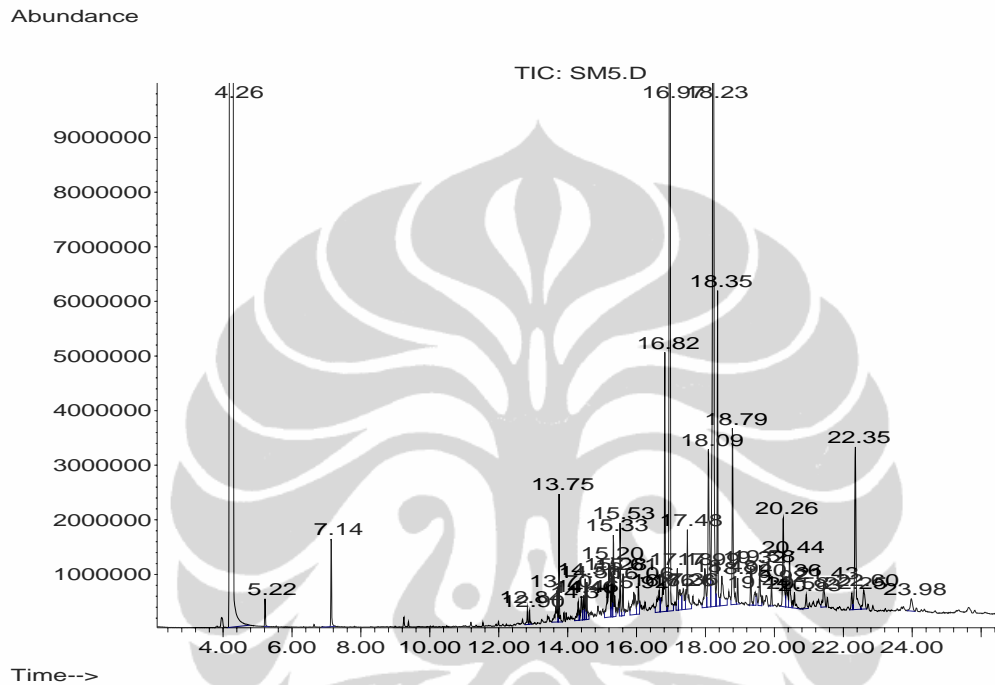
pada sebagian struktur pori (*partially pore blocking*) sehingga molekul aseton masih mampu mencapai inti aktif asamnya dan bisa bereaksi. Oleh sebab itu katalis masih menunjukkan kinerjanya secara baik dalam mengkonversi aseton khususnya untuk ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 (tidak mudah mengalami deaktivasi).

4.3.5 Identifikasi Coke dengan GC-MS

Untuk menganalisa dan mengetahui senyawa kokas hasil deaktivasi katalis secara detail maka digunakan metode analisa Gas Chromatography/Mass Spectroscopy (GC/MS). Biasanya instrumen GC/MS ini dilengkapi dengan piranti terkomputerisasi dan memory komputer yang besar untuk menyimpan data spectra dan elektrokimia untuk selanjutnya ditampilkan sebagai spectra dan kromatogram. Data yang didapatkan kemudian diolah dengan memilih hasil pembacaan dengan kualitas diatas 90% sedangkan untuk senyawa dengan kualitas dibawah 90 akan dieliminir. Kemudian dipilih senyawa apa pada suatu *peak* yang memiliki kualitas diatas 90 karena dalam satu *peak* GC-MS dapat ditemukan beberapa senyawa.

Sedangkan sampel katalis yang telah terdeaktivasi selama reaksi dilakukan ekstraksi dengan menggunakan larutan 1,2 diklorometana. Ditimbang katalis terdeaktivasi 0,5 gram kemudian dicampurkan ke dalam ekstraktan tersebut. Diaduk selama 1 jam dengan menggunakan *magnetic stirrer* pada suhu 50°C. Kemudian untuk menyempurnakan terjadinya ekstraksi material senyawa yang ada di dalam kokas, dilakukan lebih lanjut dengan *treatment* ultrasonik selama 20

menit. Campuran tersebut kemudian dibiarkan selama 24 jam. Setelah itu disaring untuk mendapatkan hasil ekstrak kokas yang terlarut di dalam 1,2 *dichloroethane* dan cairan hasil penyaringan merupakan sampel yang akan diuji atau dianalisis dengan menggunakan GC-MS. Gambar spektrum kromatogram hasil GC-MS produk cair pada suhu 300⁰C dapat dilihat dalam Gambar 4.32.



Gambar 4.32 Kromatogram Hasil Analisis GC-MS Kokas Hasil Samping Reaksi Aseton

Dari Gambar 4.32 dapat terlihat ada beberapa kelompok *peak* yang cukup tinggi. Berdasarkan database GC-MS diperoleh beberapa *peak* yang menunjukkan adanya kelompok senyawa yang kandungannya cukup banyak di dalam material kokas. Kelompok senyawa yang terkandung di dalam material kokas tersebut diantaranya merupakan senyawa hidrokarbon padat dengan jumlah atom C diatas 12.

Berikut ini adalah tabel struktur kimia dan nilai *retention time* dari senyawa yang terkandung di dalam material kokas hasil dari reaksi deaktivasi (Tabel 4.10).

Tabel 4.10 Berbagai Senyawa Kimia dalam Kokas Hasil Analisa GC-MS

Jumlah Atom C	Jenis Senyawa	Retention Time GC-MS	Struktur Kimia
C ₁₃	Olefin	14,40	
C ₁₄	Parafinik, Olefin, Naftalen	12,90 12,84 14,46	
C ₁₅	Parafinik, Olefin	13,75 13,70	
C ₁₆	Parafinik, Olefin,	15,33 14,51	
C ₁₇	Parafinik, Olefin, Naftalen	14,56 14,40 14,46	
C ₁₈	Parafinik, Olefin	16,05 15,20	
C ₁₉	Olefin	20,36	

Seperti terlihat pada Tabel 4.10 menunjukkan bahwa sangat kompleksnya senyawa-senyawa yang terkandung di dalam material kokas. Kelompok senyawa dengan volatilitas yang lebih tinggi akan menguap lebih dulu dan terlepas dari kokas terlebih dahulu dan berdifusi di dalam struktur pori kemudian akan terbakar habis. Sedangkan senyawa yang memiliki volatilitas lebih rendah akan melepaskan diri dari persenyawaan kokas, menyusul kemudian setelahnya dan selanjutnya terbakar.

Sebagian senyawa kimia yang terkandung di dalam kokas adalah terlihat C₁₃ - C₁₉. Jumlah atom C membuat nilai volatilitasnya berbeda-beda. Semakin tinggi jumlah atom C semakin rendah volatilitasnya. Oleh karena itu, kurva laju oksidasi terlihat berbentuk seperti berbukit untuk seluruh sampel (10 sampel).

BAB V

KESIMPULAN

- a). Reaksi konversi katalitik aseton menjadi hidrokarbon aromatik H-ZSM-5 telah dapat dilakukan dan didapatkan hasil produk hidrokarbon aromatik terbaik mencapai lebih dari 70 % yield. Produk utama hidrokarbon aromatik adalah senyawa benzena, toluena, silena dan trimetilbenzena, yang merupakan indikator kemampuan *shape-selective catalyst* dari H-ZSM-5 yang digunakan.
- b). Didapatkan bahwa H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 menunjukkan kinerja katalitik yang terbaik dengan tingkat konversi aseton mencapai 100% dan yield aromatik diatas 70 % dalam uji kinerja reaksi selama 10 jam. Hal ini mengindikasikan bahwa keberlangsungan reaksi konversi aseton sangat dipengaruhi oleh tingkat keasaman katalis H-ZSM-5 yang berkorelasi dengan kandungan rasio Si/Al katalis H-ZSM-5.
- c). Didapatkan bahwa kinerja katalis sangat dipengaruhi oleh rasio Si/Al dalam tingkat rentan katalis H-ZSM-5 mengalami deaktivasi. Didapatkan bahwa katalis H-ZSM-5 dengan rasio Si/Al=25 tidak mudah mengalami deaktivasi, dan yield aromatik diatas 70 % dalam uji kinerja reaksi sampai dengan rentang waktu reaksi (*time on stream*) selama 13 jam.
- d) Berdasar hasil uji keasaman menunjukkan bahwa kemampuan H-ZSM-5 untuk mempercepat reaksi konversi aseton sangat berkaitan dengan sifat keasamannya. Parameter penting H-ZSM-5 yang bisa dikontrol dengan rasio Si/Al, keasaman yang tinggi yang dimiliki oleh zeolit dengan rasio sekitar 25 memberikan tingkat keasaman total yang tinggi dan memberikan tingkat stabilitas yang paling lama. Hasil karakterisasi BET katalis setelah reaksi menunjukkan penurunan luas permukaan total maupun pori katalis. Hal ini mengindikasikan bahwa penyebab utama penurunan kinerja katalis (deaktivasi) disebabkan oleh terjadinya penutupan pori oleh kokas yang terbentuk dari hasil samping reaksi konversi aseton.

DAFTAR REFERENSI

- Al-Otaibi, N.M., Hutchings, G. (2010). Aromatization of isobutene using H-ZSM-5/oxide composite catalysts. *Catal Lett.*, 134, 191–195.
- Anderson, M. W., Sulikowski, B., Barrie, P.J., Klinowski, J. (1990). In situ solid-state NMR studies of the catalytic conversion of methanol on the molecular sieve SAPO-34. *J. Phys. Chem.*, 94, 2730-2734.
- Anderson, R. J. and Boudart, M. (1981). *Catalysis science and technology*. Vol 2. New York : Springer verlag.
- Araki, H.(1989). Technical note micro area x-ray diffraction techniques. *The Rigaku Journal*. 6, 34-42.
- Baba, T., Ono, Y.(1999). Variable temperature ^1H MAS NMR: A Powerful tool for the investigation of dynamic properties of acidic protons in zeolites and heteropoly compounds. *NMR Spectrosc.*, 38, 355-390.
- Badr, H.R., Toledo, R., Hamdy, M.K.. (2001). Continuous acetone-ethanol-butanol fermentation by immobilized cells of clostridium acetobutylicum. *Biomass and Bioenergy*, 20, 119-132.
- Bhatia, S. (2000). *Zeolite Catalysis : Principles and Applications*, Florida: CRC Press.
- Biaglow, A.I., Gorte, R. J., Kokotailo, G. T., and David, W. (1994). A probe of bronsted site acidity in zeolites : ^{13}C chemical shift of acetone. *Journal of Catalysis*, 148, 779-786.
- Biaglow, A.I., Sepa, J., Gorte, R. J., and David, W. (1995). A ^{13}C NMR study of the condensation chemistry of acetone and acetaldehyde adsorbed at the bronsted acid sites in H-ZSM-5. *Journal of Catalysis*, 151, 373-384.
- Blaszowski, S. R., Van Santen, R. A. (1996). The Mechanism of dimethylether formation from methanol catalyzed by zeolitic protons. *J. Am. Chem. Soc.*, 118, 5152-5153.
- Blaszowski, S. R., Van Santen, R. A. (1997). Theoretical study of C–C bond formation in the methanol-to-gasoline process. *J. Am. Chem. Soc.*, 119, 5020-5027.
- Buchanan, J.S. (2000). The chemistry of olefins production by ZSM-5 addition to catalytic cracking units, *Cat. Today*, 55, 207–212.
- Campbell, Ian M. (1998). *Catalysis at surfaces*. New York : Chapman and Hall.

- Campbell, S. M., Jiang, X.-Z., Howe, R. F. (1999). Methanol to hydrocarbons: spectroscopic studies and the significance of extra-framework aluminium. *Microporous Mesoporous Mater.*, 29, 91-108.
- Chang, C. D. (1983). Hydrocarbons from methanol. *Catal. Rev. Sci. Eng.*, 25, 1-118.
- Chang, C. D., Lang, W. H., dan Bell, W.K. (1981). *Molecular shape-selective catalysis in zeolite, in catalysis of organic reactions*, edited by William R. Moser. New York : Marcel Dekker
- Chang, C.D. and Silvestri, A. (1977). The conversion of methanol and other O-compounds to hydrocarbons over zeolite Catalysts. *Journal of Catalysis*, 47, 249.
- Changlong, Y., Zhao, R., Liu, C. (2005). Transformation of olefin over Ni/HZSM-5 catalyst. *Fuel*, 84, 701-706.
- Chauvel, A., and Lefebvre, G. (1989). *Petrochemical processes*, technical and economic characteristics, 2nd editions. Paris : Gulf Publishing Company.
- Chen, N. Y. (2001). Personal perspective of the development of para selective ZSM-5 catalysts, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 40, 4157-4161.
- Chen, N. Y., Degnan, T. F., Smith, C. M. (1994). *In: Molecular transport and reaction in Zeolites*. New York : John Wiley and Sons.
- Chen, N. Y., Garwood, W. E., Dwyer, F. G. (1989). *Shape selective catalysis in industrial applications*. New York : Marcel Dekker.
- Choudhary, V. R., Devadas, P., Subhabrata, B. (2002). Aromatization of propene and n-butene over H-galloaluminosilicate (ZSM-5 type) zeolite. *Applied Catalysis A : General*, 231, 243-251.
- Corey, E.J. (1990). *Alpha substitution reactions and condensation reactions of carbonyl compounds*, Chap. 22 and 23: Harvard University, Nobel Prize.
- Corma, A. (1995). Inorganic solid acids and their use in acid-catalyzed hydrocarbon reactions. *Chem. Rev.*, 95, 559.
- Degnan, T. F. Jr. (2003). The implications of the fundamentals of shape selectivity for the development of catalysts for the petroleum and petrochemical industries, *Journal of Catalysis*, 216, 32-46.
- Dehertog, W.J.H., Fromen, G.F. (1999). A catalytic route for aromatics production from LPG, *Applied Catalysis A: General*, 189, 63-75
- Demirbas, A. (2001). Biomass resource facilities and biomass conversion processing for fuels and chemicals, *Energy Conversion and Management*, 42, 1357-1378.

- Di Cosimo, J.I., Apestegula, C. R., Gin, M. J. L., and Iglesia, E. (2000). Structural requirements and reaction pathways in condensation reactions of alcohols on Mg_yAlO_x , *Catalysts Journal Of Catalysis*, 190, 261–275
- Di Cosimo, J.I., Diez, V.K., Apestegula, C.R. (1996). Base catalysis for the synthesis of α , β -unsaturated ketones from the vapor-phase aldol condensation of acetone, *Applied Catalysis A: General*, 137, 149-166.
- Doremieux-Morin, C., Batamack, P., Martín, C., Bregeault, J. M., Fraissard, J. (1991). Brønsted acidity of solids. *Catal. Lett.*, 9. 403
- Dumitriu, E., Hulea, V., Fechete, I., Auroux, A., Lacaze, J-F, Guimon, C. (2001). The aldol condensation of lower aldehydes over MFI zeolites with different acidic properties. *Microporous and Mesoporous Materials*, 43, 341-359.
- Ernst, H., Freude, D., Mildner, T. (1994). Temperature-switched MAS NMR: A new method for time-resolved in situ studies of reaction steps in heterogeneous catalysis. *Chem. Phys. Lett.*, 229, 291-296.
- Farneth, W. E., Gorke, R. J. (1995). Methods for characterizing zeolite acidity. *Chem. Rev.*, 95, 615.
- Costa, E., Aguado, J., Ovejero, G. and Caffizares, P. (1992). Conversion of n-buthanol-acetone mixtures to C_1 - C_{10} hydrocarbon on H-ZSM-5 type zeolites. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 31, 1021-1025.
- Fumoto, E., Tago, T., Tsuji, T., and Masuda, T. (2004). Recovery of useful hydrocarbons from petroleum residual oil by catalytic cracking with steam over zirconia-supporting iron oxide, *Catalyst Energy & Fuels*, 18, 1770-1774.
- Gayubo, A.G., Aguayo, A.T., Atutxa, A., Aguado, R., and Bilbao, J. (2004). Transformation of oxygenate components of biomass pyrolysis Oil on a HZSM-5 zeolite. I. Alcohols and Phenols, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 43, 2610-2618.
- Gayubo, A.G., Aguayo, A.T., Atutxa, A., Aguado, R., Olazar, M., and Bilbao, J. (2004). Transformation of oxygenate components of biomass pyrolysis oil on a HZSM-5 zeolite. II. Aldehydes, Ketones, and Acids, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 43, 2619–2626.
- Gayubo, A.G., Ortega, J.M., Aguayo, A.T., Arandes, J. M., Bilbao, J. (2000). MTG fluidized bed reactor regenerator unit with catalyst circulation: process simulation and operation of an experimental setup, *Chemical Engineering Science*, 55, 3223-3235.
- Gines, M. J. L., Iglesia, E, Enrique, I. (1998). Bifunctional condensation reactions of alcohols on basic oxides, modified by copper and potassium. *Journal Of Catalysis*, 176, 155–172.

- Goguen, P. W., Xu, T., Barich, D. H., Skloss, T. W., Song, W., Wang, Z., Nicholas, J. B., Haw, J. F. (1998). Pulse-quench catalytic reactor studies reveal a carbon-pool mechanism in methanol-to-gasoline chemistry on zeolite HZSM-5. *J. Am. Chem. Soc.*, 120, 2651-2652.
- Gorke, R.J., White., D. (2000). Measuring sorption effects at zeolite acid sites: pursuing ideas from W.O. Haag. *Micropor. Mesopor. Mater.*, 35, 477.
- Haase, F., Sauer, J. (1995). Interaction of methanol with broensted acid sites of zeolite catalysts: an ab-initio study. *J. Am. Chem. Soc.*, 117, 3780-3789.
- Hagstrom, L. (1985). Acetone-butanol fermentation and its variants. *Biotech Adv.*, 3, 13-28.
- Haw, J. F., Nicholas, J.B., Song, W., Deng, F., Wang, Z., Xu, T., and Heneghan, C. S. (2000). Roles for cyclopentenyl cations in the synthesis of hydrocarbons from methanol on zeolite catalyst HZSM-5. *J. Am. Chem. Soc.*, 122, 4763-4775.
- Haw, J. F., Richardson, B. R., Oshiro, I. S., Lazo, N. L., Speed, J.A. (1989). Reactions of propene on zeolite HY catalyst studied by in situ variable temperature solid-state nuclear magnetic resonance spectroscopy. *J. Am. Chem. Soc.*, 111, 2052-2058.
- Hunger, M. and Horvath, T. (1996). Adsorption of methanol on Brønsted Acid Sites in Zeolite H-ZSM-5 Investigated by Multinuclear Solid-State NMR Spectroscopy. *J. Am. Chem. Soc.*, 118, 12302-12308.
- Keil, F. J. (1999). Review on methanol-to-hydrocarbons: process technology. *Microporous Mesoporous Mater.*, 29, 49-66.
- Kojima, T. (1998). *The Carbon Dioxide Problem: integrated energy and environmental policies for the 21 st century*. Tokyo : Gordon and Breach.
- Liu, J. F., Jin, L., Liu, Y., Shi, Y. (2008). Methane aromatization over cobalt and gallium –impregnated HZSM-5 catalysts, *Catal Lett.*, 125, 352–358.
- Liu, Wei-Qiau, Lin Zhao, Gui-Da Sun, En-Ze Min. (1999). Saturation of aromatics and aromatization of C₃ and C₄ hydrocarbons over metal loaded pillared clay catalysts. *Catalysis Today*, 51, 135-140.
- Löffler, D. (2001). Which catalyst. *Chem. Eng. Prog.*, 98, 47.
- Long, H., Wang, X., Sun, W., Guo, X. (2008). Conversion of n-octene over nanoscale HZSM-5 zeolite. *Catal Lett.*, 126, 378–382.
- Lowell, S., and Shield, J.E. (1984). *Powder surface Area and Porosity*. London and New York : Chapman and Hall.

- Lucas, A., Canizares, P., Duran, A. (2001). Improving deactivation behaviour of HZSM-5 catalysts. *App.Catal. A : General*, 206, 87-93.
- Lucas, A., Canizares, P., Duran, A., and Carrero, A. (1997). Coke formation, location, nature and regeneration on dealuminated HZSM-5 type zeolites. *App. Catal. A : General*, 156, 299-317.
- Lucas, A., Canizares, P., Duran, A., Carrero, A. (1997). Dealumination of HZSM-5 zeolites : Effect of steaming on acidity and aromatization activity. *Appl. Catal.*, 154, 221.
- Marcilly, C. (2003). Present status and future trends in catalysis for refining and petrochemicals. *Journal of Catalysis*, 216, 47-62.
- Matus, E. V., Sukhova, O. B., Ilyas, Z., Ismagilov, L., Zinfer, T. T., Ismagilov, R. (2009). Peculiarities of dehydroaromatization of $\text{CH}_4\text{-C}_2\text{H}_6$ and CH_4 over Mo/ZSM-5 catalysts. *React Kinet Catal Lett.*, 98, 59-67.
- Metzger, J. O., Eissen, M. (2004). Concepts on the contribution of chemistry to a sustainable development. Renewable raw Materials. *C. R. Chimie*, 7, 569-581.
- Munson, E. J., Haw, J. F. (1991). NMR observation of trimethyloxonium formation from dimethyl ether on zeolite HZSM-5. *J. Am. Chem. Soc.*, 113, 6303-6305.
- Munson, E. J., Khier, A. A., Lazo, N. D., Haw, J. F. (1992). In situ solid-state NMR study of methanol-to-gasoline chemistry in zeolite HZSM-5. *J. Phys. Chem.*, 96, 7740-7746.
- Munson, E. J., Lazo, N. D., Moellenhoff, M. E., Haw, J. F. (1991). Carbon monoxide is neither an intermediate nor a catalyst in MTG chemistry on zeolite HZSM-5. *J. Am. Chem. Soc.*, 113, 2783-2786.
- Nilson, S. S., Marcilio, M. R., Lopez, O. W. P. (2009). Aromatization of methane over Mo-Fe/ZSM-5 catalysts. *Catal Lett.*, 131, 194-202.
- Niua, X., Songa, Y., Xiea, S., Liu, S., Wang, Q., and Xua, L. (2005). Synthesis and catalytic reactivity of MCM-22/ZSM-35 composites for olefin aromatization. *Catalysis Letters*, 103, 3-4.
- Panov, A. G., and Fripiat, J. J. (1998). Acetone condensation reaction on acid catalysts *Journal Of Catalysis*, 178, 188-197.
- Panov, A. G., and Fripiat, J. J. (1998). An infrared spectroscopic study of acetone and mesityl oxide adsorption on acid catalyst. *Langmuir*, 14, 3788-3796.
- Parikh, P. A. (2008). Catalytic and kinetic study of toluene ethylation over ZSM-5 wash-coated honeycomb monolith. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 47, 1793-1797.
- Prinetto, F., Tichit, D., Teissier, R., Coq, B. (2000). Mg- and Ni-containing

layered double hydroxides as soda substitutes in the aldol condensation of acetone. *Catalysis Today*, 55, 103–116.

- Richard, J. P., and Nagorski, R. W. (1999). Mechanistic imperatives for catalysis of aldol addition reactions-partitioning of the enolate intermediate between reaction with bronsted acids and the carbonyl group. *J. Am. Chem. Soc.*, 121, 4763-4770.
- Richardson, J. T. (1989). *Principles of Catalyst Development*. New York : Plenum Press.
- Rossi, R.A., Pierini, A.B., and Penenory, A.B. (2003). Nucleophilic substitution reactions by electron transfer. *Chem. Rev.*, 103, 71-167
- Sammelson, R.E. and Kurth, M.J. (2001). Carbon-Carbon bond forming solid-phase reactions. Part II, *Chem. Rev.*, 101, 137-202.
- Satterfield, C.N. 1991. *Heterogeneous catalysis in industrial practice*, New York : McGraw-Hill Inc.
- Heminway, S. 1995). *Profile of the petroleum refining industry, EPA office of compliance sector notebook project*, U.S. Environmental Protection Agency, Washington.
- Sie, S.T. (2001), Consequences of catalyst deactivation for process design and operation. *Applied Catalysis A: General*, 212, 129–151
- Sierka, M. and Sauer, J. (2002). Proton mobility in Chabazite, Faujasite, and ZSM-5 Zeolite catalysts. Comparison based on ab initio calculations. *J.Phys. Chem. B*, 105, 1603-1613.
- Solymosi, F. and Barthos, R. (2005). Aromatization of n-hexane on Mo₂C catalysts. *Catalysis Letters*, 101, 2005.
- Solymosi, F. and Szechenyi, A. (2004). Aromatization of n-butene and 1-butene over supported Mo₂C catalyst. *Journal of Catalysis*, 223, 221-231.
- Song, W., Feng, D. F., Wang, Z., Xu, T. and Catherine, S. and Heneghan, C.S. (2001). A persistent carbenium ion on the methanol-to-olefin catalyst HSAPO-34: Acetone shows the way. *J. Phys. Chem. B*, 105, 4317-4323.
- Song, Y., C. Sun, W. S., and Lin, L. (2006). Hydrothermal post-synthesis of HZSM-5 zeolite to enhance the coke-resistance of Mo/HZSM-5 catalyst for methane dehydro-aromatization. *Catalysis Letters*, 109, 1-2.
- Stevens, M.G., Chen D. and Henry C. F. (1999), Solid-base catalysts with highly dispersed active sites. *Chemical Commun.*, 275-276.

- Stich, I., Gale, J. D., Terakura, K., Payne, M. C. (1999). Role of the Zeolitic Environment in Catalytic Activation of Methanol. *J. Am. Chem. Soc.*, *121*, 3292-3302.
- Stöcker, M. (1999). Methanol-to-hydrocarbons: catalytic materials and their behavior. *Microporous Mesoporous Mater.* *29*, 3-48.
- Tajima, N., Tsuneda, T., Toyama, F., Hirao, K. (1998). A new mechanism for the first Carbon–Carbon bond formation in the MTG process: A theoretical study. *J. Am. Chem. Soc.*, *120*, 8222-8229.
- Tan, P.L., Au, C.T. and Lai, S.Y. (2006). Methane dehydrogenation and aromatization over 4 wt% Mn/HZSM-5 in the absence of an oxidant. *Catalysis Letters*, *112*, 3–4.
- Tanabe, K., Misono, Ono, Y. 1989. *New Solid Acids and Bases. Their Catalytic Properties*. Tokyo: Kondansha LTD and Elsevier Science Publisher.
- Thermal Analysis & Rheology, Thermal analysis applications brief, TGA evaluation of zeolite catalysts. Internet: <http://www.tainst.com>
- Toosi, M.R, Peyrovi, M. H., Mondgarian, R. (2009). Conversion of n-heptane to LPG and aromatics over Mo₂C and W₂C catalysts supported on ZSM-5. *React Kinet Catal Lett*, *98*, 133–138.
- Tsutsui, T., (1999). Research and development of high-efficient production technology of 2,6-dimethylnaphthalene from by-product oil of catalyst cracking. *Research and Development Report of Petroleum Energy*, T-07, 95-108.
- Tsutsui, T., Ijichi, K., Inomata, T., Setiadi, Kojima, T., Sato, K. (2005). Enhancement of conversion and selectivity by temperature-swing unsteady-state reaction method in shape-selective methylation of methylnaphthalene with ZSM-5. *Chemical Engineering Science*, *59*, 3993 – 3999.
- Van Santen, R.A., Kramer, G.J. (1995). Review : Reactivity theory of zeolitic bronsted acidic sites. *Chem. Rev.*, *95*, 637-660.
- Villegas, J.I., Kumar, N., Heikkilä, T., Lehto, V.P., Salmi, T., Yu, D.M. (2006). Isomerization of n-butane to isobutane over Pt-modified Beta and ZSM-5 zeolite catalysts: Catalyst deactivation and regeneration. *Chemical Engineering Journal*, *120*, 83-89.
- Viswanadham, N., Gupta, J. K., Dhar, G. M., and Garg, M. O. (2006). Effect of synthesis methods and modification treatments of ZSM-5 on light alkane aromatization. *Energy Fuels*, *20*, 1806–1814.

- Washio, K. The Measurement of surface area and pore size distribution using gas adsorption methods. *Shimadzu Review*, 48, 1991, 35-49.
- Weisz, P.B., *Selective Cracking of Aliphatic Hydrocarbons*. U.S. Patent 2,950,240, Aug 23, 1960.
- Weitkamp, J. (2000), Zeolites and Catalysis. *Solid State Ionics*, 131, 175-188
- Weitkamp, J., S. E., Puppe, L. in: J. Weitkamp, L. Puppe (Eds.), (1999). *Catalysis and Zeolites*. Berlin, Heidelberg, New York : Springer Verlag.
- Xu, M., Wang, W., and Hunger, M. (2003). Formation of acetone enol on acidic zeolite ZSM-5 evidenced by H/D Exchange. *Chem. Commun.*, 722-723.
- Xu, T., Barich, D. H., Goguen, P. W., Song, W., Wang, Z., Nicholas, J. B., Haw, J. F. (1998). Synthesis of a benzenium ion in a zeolite with use of a catalytic flow reactor. *J. Am. Chem. Soc.*, 120, 4025-4026.
- Xu, T., Munson, E.J., and Haw, J.F.(1994). Toward a systematic chemistry of organic reactions in zeolites: In situ NMR studies of ketones. *J. Am. Chem. Soc.*, 116, 1962-1972.
- Zaidi, H.A. and Pant, K. K. (2010). Combined experimental and kinetic modeling studies for the conversion of gasoline range hydrocarbons from methanol over modified HZSM-5 catalyst. *Korean J. Chem. Eng.*, 27, 1404-1411.
- Zaidi, H.A., and Pant, K. K. (2005). Transformation of methanol to gasoline range hydrocarbons using HZSM-5 catalysts impregnated with copper oxide. *Korean J. Chem. Eng.*, 22, 353-357.
- Zaki, M.I., Hasan, M. A., and Pasupulety, L. (2001). Surface reactions of acetone on Al₂O₃, TiO₂, ZrO₂, and CeO₂ IR spectroscopic assessment of impacts of the surface acid-base properties. *Langmuir*, 17, 768-774.
- Zhanga, Y., D. Wanga, J. F., and Zheng, X. (2001). Methane aromatization under O₂-free conditions on zinc modified Mo/HZM-5 catalyst. *React. Kinet. Catal. Lett.*, 74, 151-161.
- Zhao, X. and Harding, R.H. (1999). ZSM-5 additive in fluid catalytic cracking. 2. Effect of hydrogen transfer characteristics of the base catalysts and feedstocks. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 3854-3859.
- Zheng, Y., Flora, T.T. Ng., and Rempel, G.L. (2001). Catalytic distillation A three-phase non-equilibrium model for the simulation of the aldol condensation of acetone. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 40, 5342-5349.

-----000-----

Lampiran A Perhitungan Neraca Massa

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-A	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :					Aceton Feed [mg]
Aceton Feed	3 cc		25.5 min		
	2329.5 mg		25.5 min		

I Cold Trap -1 :

Absorbent weight	1826.119 mg				Product in trap 1 [mg]
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)		mg
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00	
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00	
Acetone - (~6.7 min)	7.49E+00	16.4693815	15.176	277.14	
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	6.48E+00	6.47980412	5.971	109.04	
Benzene - (9.67 min)	3.37E+00	3.37080511	3.106	56.72	
Toluene - (13.5 min)	1.69E+01	16.8540255	15.531	283.61	
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.41E+00	3.41216468	3.144	57.42	
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	2.37E+01	23.7197145	21.857	399.14	
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.79E+00	5.79034006	5.336	97.44	
C ₇ -Aromatics - (24 - 26 min)	2.14E+01	21.3828986	19.704	359.82	
Naphthalene - (34.4 min)	1.82E+00	1.82395712	1.681	30.69	
2-MMN - (42.8 min)	7.03E-01	0.70311272	0.648	11.83	
1-MMN - (43.5 min)	0	0	0.000	0.00	
DMN - (44.3 - 49.4)min	3.58E-01	0.3577603	0.330	6.02	
TMN - (53.4 min)	0	0	0.000	0.00	
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	2.81E+00	2.80624695	2.586	47.22	
Others (2)	5.35E+00	5.34986062	4.930	90.02	
	99.5367728	108.520072	100.000	1826.12	

Others (1) Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)

Others (2) Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)

II Absorption Trap-2 :

	7762.3 mgram				Product in trap 2
Component	Area	FID Factor	% w		Component, mg
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000
Ethanol	99.3451	1.51E-07	1.50E-05	99.71	7739.731415
Acetone	0.1249	1.53E-07	1.91E-08	0.13	9.857591
Benzene	0.1741	6.9131E-08	1.20E-08	0.08	6.209271
Toluen	0.1823	6.9131E-08	1.26E-08	0.08	6.501723
			1.50E-05	100.00	7762.300000

III Gas Phase

N2 rate	30 ml/min for	25.5 min			Product Gas [mg]	
Vol. N2	765 ml			vol/mmol Nitrogen	23.79487	
Temperature	17 °C				32.14978	
Vol.Gas	1040.12344 ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight
N2(MS, 2.6 min)	1417808	1	1417808.0	73.549	32.1497845	28
H2 (MS, 1.7 min)	150344	0.105096	15800.55	0.820	0.3582886	2.00
CO (MS, 4.7 min)	9288	1.00367	9322.09	0.484	0.2113848	28.00
CO2(PQ, 0.9min)	183815	0.916593	168483.54	8.740	3.8204817	44.00
CH4(MS,4.1 min)	31207	0.345307	10776.00	0.559	0.2443532	16.00

Lampiran A (Lanjutan)

C2H4(PQ, 1.4 min)	84962	0.875529	74386.69	3.859	1.6867701	28.00
C2H6(PQ,1.8min)	2462	0.806991	1986.81	0.103	0.0450523	30.00
C3H6 (PQ, 5.2 min)	154067	0.67474745	103956.32	5.393	2.3572819	42.00
C3H8 (PQ, 6.1min)	48577	0.652652	31703.88	1.645	0.7189075	44.00
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	165516	0.564794	93482.44	4.849	2.1197796	58.00
			1927706.3	100.000		

Total output [mg]

Recovery	100.00	wt %				
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton		12.32	%
Yield			Acetone Conversion		87.68	% based on
			Acetone Conversion		87.68	% based on
			Gas Product Yield	20.64	wt %	
			Liq. Oil Product Yield	79.36	wt %	

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-B	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :		Aceton Feed [mg]				
Aceton Feed	3 cc	38.17 min				
	2329.5 mg	63.67 min				
I Cold Trap -1 :		Product in trap 1 [mg]				
Absorbent weight	1594.024	mg				
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)		mg	
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000		0.00	
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000		0.00	
Acetone - (~6.7 min)	8.69E-01	1.9118	1.874		29.88	
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	5.03E+00	5.03	4.931		78.61	
Benzene - (9.67 min)	3.48	3.48	3.412		54.38	
Toluene - (13.5 min)	19	19	18.627		296.92	
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.5	3.5	3.431		54.70	
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	24	24	23.529		375.06	
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	6.61	6.61	6.480		103.30	
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	20.29	20.29	19.892		317.08	
Naphthalene - (34.4 min)	1.86	1.86	1.823		29.07	
2-MMN - (42.8 min)	9.50E-01	0.95	0.931		14.85	
1-MMN - (43.5 min)	1.25E-01	0.125	0.123		1.95	
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.36	1.36	1.333		21.25	
TMN - (53.4 min)	0.225	0.225	0.221		3.52	
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	4.3	4.3	4.216		67.20	
Others (2)	9.36	9.36	9.176		146.27	
	100.959	102.0018	100.000		1594.02	
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)					
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)					
II Absorption Trap-2 :		Product in trap 2				
Component	Area	FID Factor	% w		Component, mg	
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000	
Ethanol	99.6317	1.51E-07	1.50E-05	99.80	7727.734506	
Acetone	0.0625	1.53E-07	9.56E-09	0.06	4.910928	
Benzene	0.1328	6.9131E-08	9.18E-09	0.06	4.715363	
Toluen	0.1729	6.9131E-08	1.20E-08	0.08	6.139203	

Lampiran A (Lanjutan)

		1.51E-05	100.00	7743.500000			
III	Gas Phase	Product Gas [mg]					
N2 rate	30	ml/min for	38.17	min	vol/mmol	23.794872	ml/l
Vol. N2	1145.1	ml			Nitrogen	48.123815	mm
Temperature	17	° C					
Vol.Gas	1556.922028	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n
N2(MS, 2.6 min)	1417808	1	1417808.0	73.549	48.1238147	28	13
H2 (MS, 1.7 min)	150344	0.105096	15800.55	0.820	0.5363088	2.00	
CO (MS, 4.7 min)	9288	1.00367	9322.09	0.484	0.3164141	28.00	
CO2(PQ, 0.9min)	183815	0.916593	168483.54	8.740	5.7187368	44.00	25
CH4(MS,4.1 min)	31207	0.345307	10776.00	0.559	0.3657632	16.00	
C2H4(PQ, 1.4 min)	84962	0.875529	74386.69	3.859	2.5248634	28.00	7
C2H6(PQ,1.8min)	2462	0.806991	1986.81	0.103	0.0674372	30.00	
C3H6 (PQ, 5.2 min)	154067	0.67474745	103956.32	5.393	3.5285275	42.00	14
C3H8 (PQ, 6.1min)	48577	0.652652	31703.88	1.645	1.0761058	44.00	4
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	165516	0.564794	93482.44	4.849	3.1730191	58.00	18
			1927706.3	100.000			20
Total output [mg]							
Recovery	100.00	wt %					
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %			Unreacted Aceton	1.49	%
					Acetone Conversion	98.51	% based on output

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-C	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :		Aceton Feed [mg]				
Aceton Feed	3	cc	30.83	min		
	2329.5	mg	94.5	min		
I Cold Trap -1 :		Product in trap 1 [mg]				
Absorbent weight	1726.43	mg				
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg		
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00		
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00		
Acetone - (~6.7 min)	9.017083585	19.8375839	17.881	308.71		
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	6.543974412	6.54397441	5.899	101.83		
Benzene - (9.67 min)	2.861712145	2.86171214	2.579	44.53		
Toluene - (13.5 min)	15.46789292	15.4678929	13.942	240.71		
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.064732287	3.06473229	2.762	47.69		
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	21.62824645	21.6282465	19.495	336.57		
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.240659828	5.24065983	4.724	81.55		
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	19.99337382	19.9933738	18.021	311.13		
Naphthalene - (34.4 min)	0.06576358	0.06576358	0.059	1.02		
2-MMN - (42.8 min)	0.760515945	0.76051595	0.686	11.83		
1-MMN - (43.5 min)	0.06352164	0.06352164	0.057	0.99		
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.057697577	1.05769758	0.953	16.46		
TMN - (53.4 min)	0.217219097	0.2172191	0.196	3.38		
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	4.922802525	4.92280252	4.437	76.61		
Others (2)	9.216118056	9.21611806	8.307	143.42		

Lampiran A (Lanjutan)

	100.1213139	110.941814	100.000	1726.43				
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)							
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)							
II	Absorption Trap-2 :			5120.3	mgram	Product in trap 2		
	Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg			
	Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.0000		
	Ethanol	99.2711	1.51E-07	1.50E-05	99.58	5098.5463		
	Acetone	0.2293	1.53E-07	3.51E-08	0.23	11.9304		
	Benzene	0.1789	6.9131E-08	1.24E-08	0.08	4.2063		
	Toluen	0.2389	6.9131E-08	1.65E-08	0.11	5.6170		
				1.51E-05	100.00	5120.3000		
III	Gas Phase				Product Gas [mg]			
	N2 rate	30	ml/min for	30.83	min	vol/mmol	23.794872	ml/l
	Vol. N2	924.9	ml			Nitrogen	38.869720	mm
	Temperature	17	° C					
	Vol.Gas	1257.529634	ml					
	Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n
	N2(MS, 2.6 min)	1417808	1	1417808.0	73.549	38.8697198	28	10
	H2 (MS, 1.7 min)	150344	0.105096	15800.55	0.820	0.4331779	2.00	
	CO (MS, 4.7 min)	9288	1.00367	9322.09	0.484	0.2555684	28.00	
	CO2(PQ, 0.9min)	183815	0.916593	168483.54	8.740	4.6190373	44.00	20
	CH4(MS,4.1 min)	31207	0.345307	10776.00	0.559	0.2954278	16.00	
	C2H4(PQ, 1.4 min)	84962	0.875529	74386.69	3.859	2.0393382	28.00	5
	C2H6(PQ,1.8min)	2462	0.806991	1986.81	0.103	0.0544692	30.00	
	C3H6 (PQ, 5.2 min)	154067	0.67474745	103956.32	5.393	2.8500000	42.00	11
	C3H8 (PQ, 6.1min)	48577	0.652652	31703.88	1.645	0.8691732	44.00	3
	C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	165516	0.564794	93482.44	4.849	2.5628551	58.00	14
				1927706.3	100.000			16
	Total output [mg]							
	Recovery	100.00	wt %					
	losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton		13.76	%	
				Acetone Conversion		86.24	% based on output	

Run No. Temp. Press.[atm] Carrier gas ZSM_5 Form Si/Al
 01-D 400 °C 1.3 30 ml/min N.E. Chemcat powder 75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

	Feed	Aceton Feed [mg]						
	Aceton Feed	3.28	cc	37.7	min			
		2546.9	mg	132.2	min			
	Out							
I	Cold Trap -1 :			Product in trap 1 [mg]				
	Absorbent weight	1859.03	mg					
		wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg			
	Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00			
	Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00			
	Acetone - (~6.7 min)	2.44	5.368	5.215	96.96			
	C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	4.18E+00	4.1764	4.058	75.43			
	Benzene - (9.67 min)	2.85	2.85	2.769	51.48			
	Toluene - (13.5 min)	16.59	16.59	16.119	299.65			
	Ethylbenzene - (18.2 min)	3.46	3.46	3.362	62.49			

Lampiran A (Lanjutan)

<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	24.02	24.02	23.337	433.85
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.92	5.92	5.752	106.93
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	22.658	22.658	22.014	409.25
Naphthalene - (34.4 min)	2.12	2.12	2.060	38.29
2-MMN - (42.8 min)	6.97E-01	0.697	0.677	12.59
1-MMN - (43.5 min)	1.36E-01	0.136	0.132	2.46
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.23E+00	1.228	1.193	22.18
TMN - (53.4 min)	1.92E-01	0.192	0.187	3.47
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	5.12E+00	5.1244	4.979	92.56
Others (2)	8.38E+00	8.3849	8.147	151.45
	99.9967	102.9247	100.000	1859.03

Others (1) Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (*ca.*24-26 min)

Others (2) Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(*ca.*24-26 min)

II Absorption Trap-2 :		10664	mgram		Product in trap 2	
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg		
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000	
Ethanol	98.2066	1.51E-07	1.48E-05	99.28	10586.710	
Acetone	0.5921	1.53E-07	9.06E-08	0.61	64.661	
Benzene	0.2559	6.9131E-08	1.77E-08	0.12	12.629	
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.000	
			1.49E-05	100.00	10664.000	

III Gas Phase		Product Gas [mg]					
N2 rate	30	ml/min for	37.7	min	vol/mmol	23.794872	ml/m
Vol. N2	1131	ml			Nitrogen	47.531250	mmo
Temperature	17	° C					
Vol.Gas	1484.62232	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	m
N2(MS, 2.6 min)	1472155	1	1472155.0	76.181	47.5312500	28	133
H2 (MS, 1.7 min)	151679	0.105096	15940.86	0.825	0.5146801	2.00	1
CO (MS, 4.7 min)	11293	1.00367	11334.45	0.587	0.3659536	28.00	10
CO2(PQ, 0.9min)	168783	0.916593	154705.32	8.006	4.9949476	44.00	219
CH4(MS,4.1 min)	29160	0.345307	10069.15	0.521	0.3251012	16.00	5
C2H4(PQ, 1.4 min)	78564	0.875529	68785.06	3.559	2.2208530	28.00	62
C2H6(PQ,1.8min)	2237	0.806991	1805.24	0.093	0.0582855	30.00	1
C3H6 (PQ, 5.2 min)	136401	0.67474745	92036.23	4.763	2.9715600	42.00	124
C3H8 (PQ, 6.1min)	41228	0.652652	26907.54	1.392	0.8687596	44.00	38
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	139352	0.564794	78705.17	4.073	2.5411423	58.00	147
			1932444.0	100.000			194

Total output [mg]

Recovery	100.00	wt %		
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton	6.35 %
			Acetone Conversion	93.65 % based on output

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-F	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :		Aceton Feed [mg]	
Aceton Feed	3	cc	34.83 min
	2329.5	mg	201.3 min

II

Ou

Lampiran A (Lanjutan)

I Cold Trap -1 :				Product in trap 1 [mg]			
Absorbent weight	1655.324	mg					
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg			
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00			
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00			
Acetone - (~6.7 min)	3.17	6.974	6.771	112.08			
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	4.36E+00	4.3566	4.230	70.01			
Benzene - (9.67 min)	2.66	2.66	2.582	42.75			
Toluene - (13.5 min)	16.09	16.09	15.621	258.58			
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.41	3.41	3.311	54.80			
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	23.68	23.68	22.990	380.56			
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.71	5.71	5.544	91.76			
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	23.063	23.063	22.391	370.64			
Naphthalene - (34.4 min)	2.05	2.05	1.990	32.95			
2-MMN - (42.8 min)	6.06E-01	0.606	0.588	9.74			
1-MMN - (43.5 min)	1.35E-01	0.135	0.131	2.17			
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.06E+00	1.0638	1.033	17.10			
TMN - (53.4 min)	1.61E-01	0.161	0.156	2.59			
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	4.84E+00	4.8387	4.698	77.76			
Others (2)	8.20E+00	8.2035	7.964	131.84			
	99.1976	103.0016	100.000	1655.32			
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (<i>ca.</i> 24-26 min)						
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(<i>ca.</i> 24-26 min)						
II Absorption Trap-2 :				Product in trap 2			
	9586.7	mgram					
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg			
Methanol	1.0	2.075E-07	2.07E-07	132.907			
Ethanol	96.6581	1.51E-07	1.46E-05	9349.358			
Acetone	0.9263	1.53E-07	1.42E-07	90.766			
Benzene	0.3087	6.9131E-08	2.13E-08	13.669			
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.000			
			1.50E-05	98.61	9453.793331		
III Gas Phase				Product Gas [mg]			
N2 rate	30	ml/min for	34.83	min	vol/mmol	23.794872	ml/l
Vol. N2	1044.9	ml			Nitrogen	43.912823	mm
Temperature	17	° C					
Vol.Gas	1374.447265	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n
N2(MS, 2.6 min)	1460618	1	1460618.0	76.023	43.9128233	28	12
H2 (MS, 1.7 min)	141696	0.105096	14891.68	0.775	0.4477117	2.00	
CO (MS, 4.7 min)	11479	1.00367	11521.13	0.600	0.3463775	28.00	
CO2(PQ, 0.9min)	171479	0.916593	157176.45	8.181	4.7254393	44.00	20
CH4(MS,4.1 min)	30255	0.345307	10447.26	0.544	0.3140923	16.00	
C2H4(PQ, 1.4 min)	78359	0.875529	68605.58	3.571	2.0625958	28.00	5
C2H6(PQ,1.8min)	2529	0.806991	2040.88	0.106	0.0613581	30.00	
C3H6 (PQ, 5.2 min)	133353	0.67474745	89979.60	4.683	2.7051961	42.00	11
C3H8 (PQ, 6.1min)	43102	0.652652	28130.61	1.464	0.8457340	44.00	3
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	137866	0.564794	77865.89	4.053	2.3410030	58.00	13
			1921277.1	100.000			17
Total output [mg]							
Recovery	100.00	wt %					
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton	8.71	%		
			Acetone Conversion	91.29	% based on output		

Lampiran A (Lanjutan)

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-G	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :		Aceton Feed [mg]					I	
Aceton Feed	3.562 CC	41.03 min						
	2765.9 mg	242.33 min						
I Cold Trap -1 :		Product in trap 1 [mg]					Ou	
Absorbent weight	2022.807 mg							
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg				
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00				
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00				
Acetone - (~6.7 min)	4.5568	10.02496	9.495	192.07				
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	4.1347	4.1347	3.916	79.22				
Benzene - (9.67 min)	2.5258	2.5258	2.392	48.39				
Toluene - (13.5 min)	15.4811	15.4811	14.663	296.61				
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.2454	3.2454	3.074	62.18				
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	22.578	22.578	21.385	432.58				
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.3983	5.3983	5.113	103.43				
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	22.2918	22.2918	21.114	427.10				
Naphthalene - (34.4 min)	1.9002	1.9002	1.800	36.41				
2-MMN - (42.8 min)	0.6426	0.6426	0.609	12.31				
1-MMN - (43.5 min)	0.0864	0.0864	0.082	1.66				
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.2787	1.2787	1.211	24.50				
TMN - (53.4 min)	0.2649	0.2649	0.251	5.08				
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	7.0537	7.0537	6.681	135.15				
Others (2)	8.6708	8.6708	8.213	166.13				
	100.1092	105.57736	100.000	2022.81				
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)							
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)							
II Absorption Trap-2 :		9348 mgram			Product in trap 2			
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg				
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.0000			
Ethanol	97.1604	1.51E-07	1.47E-05	98.56	9213.6848			
Acetone	1.2572	1.53E-07	1.92E-07	1.29	120.7751			
Benzene	0.3119	6.9131E-08	2.16E-08	0.14	13.5401			
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.0000			
			1.49E-05	100.00	9348.0000			
III Gas Phase		Product Gas [mg]						
N2 rate	30 ml/min for	41.03 min	vol/mmol	23.794872 ml/l				
Vol. N2	1230.9 ml		Nitrogen	51.729634 mm				
Temperature	17 ° C							
Vol.Gas	1571.017657 ml							
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n	
N2(MS, 2.6 min)	1466459	1	1466459.0	78.350	51.7296336	28	14	
H2 (MS, 1.7 min)	71373	0.105096	7501.02	0.401	0.2645999	2.00		
CO (MS, 4.7 min)	11064	1.00367	11104.60	0.593	0.3917172	28.00	1	
CO2(PQ, 0.9min)	142995	0.916593	131068.22	7.003	4.6234575	44.00	20	
CH4(MS,4.1 min)	23041	0.345307	7956.22	0.425	0.2806572	16.00		
C2H4(PQ, 1.4 min)	63122	0.875529	55265.14	2.953	1.9494889	28.00	5	
C2H6(PQ,1.8min)	1573	0.806991	1269.40	0.068	0.0447782	30.00		

Lampiran A (Lanjutan)

C3H6 (PQ, 5.2 min)	126845	0.67474745	85588.34	4.573	3.0191458	42.00	12
C3H8 (PQ, 6.1min)	28346	0.652652	18500.07	0.988	0.6525938	44.00	2
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	153956	0.564794	86953.43	4.646	3.0672994	58.00	17
			1871665.4	100.000			20

Total output [mg]

Recovery	100.00	wt %					
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton		11.31	%	
			Acetone Conversion		88.69	% based on output	

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-H	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :		Aceton Feed [mg]				
Aceton Feed	4 cc	45.09	min			
	3106.0 mg	287.42	min			
I Cold Trap -1 :		Product in trap 1 [mg]				
Absorbent weight	2279.173	mg				
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg		
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00		
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00		
Acetone - (-6.7 min)	3.98	8.756	8.370	190.76		
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	3.11E+00	3.1135	2.976	67.83		
Benzene - (9.67 min)	2.22	2.22	2.122	48.37		
Toluene - (13.5 min)	14.77	14.77	14.118	321.78		
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.34	3.34	3.193	72.77		
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	23.31	23.31	22.282	507.83		
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.69	5.69	5.439	123.96		
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	25.048	25.048	23.943	545.70		
Naphthalene - (34.4 min)	2.27	2.27	2.170	49.45		
2-MMN - (42.8 min)	6.28E-01	0.628	0.600	13.68		
1-MMN - (43.5 min)	1.58E-01	0.158	0.151	3.44		
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.06E+00	1.0629	1.016	23.16		
TMN - (53.4 min)	1.78E-01	0.178	0.170	3.88		
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	4.52E+00	4.5152	4.316	98.37		
Others (2)	9.56E+00	9.5563	9.135	208.19		
	99.8399	104.6159	100.000	2279.17		
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)					
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)					
II Absorption Trap-2 :		Product in trap 2				
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg		
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.0000	
Ethanol	95.9854	1.51E-07	1.45E-05	98.21	8640.8831	
Acetone	1.7305	1.53E-07	2.65E-07	1.79	157.8169	
Benzene	0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.0000	
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.0000	
			1.48E-05	100.00	8798.700000	
III Gas Phase		Product Gas [mg]				
N2 rate	30	ml/min for	45.09	min	vol/mmol	23.794872 ml/l
Vol. N2	1352.7	ml			Nitrogen	56.848384 mm

Lampiran A (Lanjutan)

Temperature	17	° C					
Vol.Gas	1726.472975	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n
N2(MS, 2.6 min)	1466459	1	1466459.0	78.350	56.8483836	28	15
H2 (MS, 1.7 min)	71373	0.105096	7501.02	0.401	0.2907825	2.00	
CO (MS, 4.7 min)	11064	1.00367	11104.60	0.593	0.4304783	28.00	1
CO2(PQ, 0.9min)	142995	0.916593	131068.22	7.003	5.0809578	44.00	22
CH4(MS,4.1 min)	23041	0.345307	7956.22	0.425	0.3084288	16.00	
C2H4(PQ, 1.4 min)	63122	0.875529	55265.14	2.953	2.1423947	28.00	5
C2H6(PQ,1.8min)	1573	0.806991	1269.40	0.068	0.0492091	30.00	
C3H6 (PQ, 5.2 min)	126845	0.67474745	85588.34	4.573	3.3178962	42.00	13
C3H8 (PQ, 6.1min)	28346	0.652652	18500.07	0.988	0.7171692	44.00	3
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	153956	0.564794	86953.43	4.646	3.3708148	58.00	19
			1871665.4	100.000			22
Total output [mg]							
Recovery	124.90	wt %					
losses (Cokes, etc)	-24.90	wt %	Unreacted Aceton		11.22	%	
Yield			Acetone Conversion		88.78	% based on output	
Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al	
01-I	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75	
Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst							
I							
Feed :	Aceton Feed [mg]						
Aceton Feed	3	cc	33.75	min			
	2329.5	mg	321.2	min			
Ou							
I Cold Trap -1 :	Product in trap 1 [mg]						
Absorbent weight	1815.77	mg					
	wt%(FID)	Correction	wt%(recalc)	mg			
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0	0	0.000	0.00			
Ethanol - (6.4 min)	0	0	0.000	0.00			
Acetone - (~6.7 min)	4.46	9.812	9.353	169.82			
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	2.17E+00	1.73	1.649	29.94			
Benzene - (9.67 min)	1.73	1.73	1.649	29.94			
Toluene - (13.5 min)	12.83	12.83	12.229	222.06			
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.16	3.16	3.012	54.69			
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	22.2427	22.2427	21.202	384.97			
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	5.56	5.56	5.300	96.23			
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	26.0588	26.0588	24.839	451.02			
Naphthalene - (34.4 min)	2.47	2.47	2.354	42.75			
2-MMN - (42.8 min)	6.86E-01	0.686	0.654	11.87			
1-MMN - (43.5 min)	2.34E-01	0.2341	0.223	4.05			
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.70E+00	1.7037	1.624	29.49			
TMN - (53.4 min)	3.04E-01	0.3042	0.290	5.27			
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	5.57E+00	5.573	5.312	96.46			
Others (2)	1.08E+01	10.8162	10.310	187.20			
	99.9942	104.9107	100.000	1815.77			
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)						
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)						
II Absorption Trap-2 :	8506.1	mgram					Product in trap 2

Lampiran A (Lanjutan)

Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg
Methanol	1.0	2.075E-07	2.07E-07	116.385518
Ethanol	97.8252	1.51E-07	1.48E-05	8286.029016
Acetone	1.1614	1.53E-07	1.78E-07	99.656686
Benzene	0.1039	6.9131E-08	7.18E-09	4.028781
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.000000
			1.52E-05	8389.714482

III Gas Phase				Product Gas [mg]			
N2 rate	30	ml/min for	33.75	min	vol/mmol	23.794872	ml/l
Vol. N2	1012.5	ml			Nitrogen	42.551185	mm
Temperature	17	° C					
Vol. Gas	1303.123588	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	n
N2(MS, 2.6 min)	1496530	1	1496530.0	77.698	42.5511853	28	11
H2 (MS, 1.7 min)	95393	0.105096	10025.42	0.521	0.2850552	2.00	
CO (MS, 4.7 min)	13670	1.00367	13720.17	0.712	0.3901088	28.00	1
CO2(PQ, 0.9min)	157545	0.916593	144404.64	7.497	4.1058908	44.00	18
CH4(MS,4.1 min)	25946	0.345307	8959.34	0.465	0.2547429	16.00	
C2H4(PQ, 1.4 min)	67774	0.875529	59338.10	3.081	1.6871741	28.00	4
C2H6(PQ,1.8min)	1662	0.806991	1341.22	0.070	0.0381352	30.00	
C3H6 (PQ, 5.2 min)	131019	0.67474745	88404.74	4.590	2.5136324	42.00	10
C3H8 (PQ, 6.1min)	26611	0.652652	17367.72	0.902	0.4938205	44.00	2
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	152261	0.564794	85996.10	4.465	2.4451471	58.00	14
			1926087.5	100.000			17
Total output [mg]							
Recovery	104.45	wt %					
losses (Cokes, etc)	-4.45	wt %					
			Unreacted Aceton		11.08	%	
			Acetone Conversion		88.92	% based on output	

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-J	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :	Aceton Feed [mg]			
Aceton Feed	3	cc	35.5	min
	2329.5	mg	356.7	min

I Cold Trap -1 :	Product in trap 1 [mg]				
Absorbent weight	1642.892	mg			
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg	
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ethanol - (6.4 min)	0.00	0.00	0.00	0.00	
Acetone - (~6.7 min)	4.46	9.81	9.32	153.05	
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	2.17	2.17	2.06	33.85	
Benzene - (9.67 min)	1.73	1.73	1.64	26.98	
Toluene - (13.5 min)	12.83	12.83	12.18	200.12	
Ethylbenzene - (18.2 min)	3.16	3.16	3.00	49.29	
m+p-Xylene - (18.8 min)	22.24	22.24	21.12	346.94	
o-Xylene - (20.0 min)	5.56	5.56	5.28	86.72	
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	26.06	26.06	24.74	406.46	
Naphthalene - (34.4 min)	2.47	2.47	2.35	38.53	

Lampiran A (Lanjutan)

2-MMN - (42.8 min)	0.69	0.69	0.65	10.70		
1-MMN - (43.5 min)	0.23	0.23	0.22	3.65		
DMN - (44.3 - 49.4)min	1.70	1.70	1.61	26.52		
TMN - (53.4 min)	0.30	0.30	0.29	4.74		
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	5.57	5.57	5.29	86.88		
Others (2)	10.80	10.80	10.25	168.46		
	99.98	105.33	100.00	1642.89		
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 min)					
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 min)					
II Absorption Trap-2 :	9499.1	mgram			Product in trap 2	
Component	Area	FID Factor		% w	Component, mg	
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000	
Ethanol	97.4684	1.51E-07	1.47E-05	98.46	9352.862243	
Acetone	1.4593	1.53E-07	2.23E-07	1.49	141.858118	
Benzene	0.0997	6.9131E-08	6.89E-09	0.05	4.379638	
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.000000	
			1.49E-05	100.00	9499.100000	
III Gas Phase					Product Gas [mg]	
N2 rate	30	ml/min for	35.5	min	vol/mmol	23.794872
Vol. N2	1065	ml			Nitrogen	44.757543
Temperature	17	° C				
Vol.Gas	1370.69296	ml				
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight
N2(MS, 2.6 min)	1496530	1	1496530.0	77.698	44.7575431	28
H2 (MS, 1.7 min)	95393	0.105096	10025.42	0.521	0.2998358	2.00
CO (MS, 4.7 min)	13670	1.00367	13720.17	0.712	0.4103366	28.00
CO2(PQ, 0.9min)	157545	0.916593	144404.64	7.497	4.3187889	44.00
CH4(MS,4.1 min)	25946	0.345307	8959.34	0.465	0.2679518	16.00
C2H4(PQ, 1.4 min)	67774	0.875529	59338.10	3.081	1.7746572	28.00
C2H6(PQ,1.8min)	1662	0.806991	1341.22	0.070	0.0401126	30.00
C3H6 (PQ, 5.2 min)	131019	0.67474745	88404.74	4.590	2.6439689	42.00
C3H8 (PQ, 6.1min)	26611	0.652652	17367.72	0.902	0.5194260	44.00
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	152261	0.564794	85996.10	4.465	2.5719325	58.00
			1926087.5	100.000		
					Total output [mg]	
Recovery	100.00	wt %				
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %			12.66	%
			Unreacted Aceton		87.34	% based on c
			Acetone Conversion			
Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-K	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75
Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst						
Feed :					Aceton Feed [n	
Aceton Feed	6	cc	90	min		
	4659.0	mg	446.7	min		
I Cold Trap -1 :					Product in trap 1 [n	
Absorbent weight	3528.960	mg				
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg		
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0.00	0.00	0.00	0.00		
Ethanol - (6.4 min)	68.46	149.54	373.22	13170.78		

Lampiran A (Lanjutan)

Acetone - (~6.7 min)	7.11	15.64	39.04	1377.64
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	2.07	2.07	5.15	181.91
Benzene - (9.67 min)	0.88	0.88	2.19	77.33
Toluene - (13.5 min)	4.41	4.41	11.01	388.40
Ethylbenzene - (18.2 min)	0.83	0.83	2.07	73.19
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	5.74	5.74	14.33	505.54
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	1.47	1.47	3.67	129.47
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	5.61	5.61	14.00	493.91
Naphthalene - (34.4 min)	0.50	0.50	1.24	43.68
2-MMN - (42.8 min)	0.13	0.13	0.32	11.36
1-MMN - (43.5 min)	0.00	0.00	0.00	0.00
DMN - (44.3 - 49.4)min	0.15	0.15	0.36	12.87
TMN - (53.4 min)	0.00	0.00	0.00	0.00
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	1.23	1.23	3.06	108.04
Others (2)	1.43	1.43	3.56	125.62
	31.54	40.07	100.00	3528.96
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (<i>ca.</i> 24-26 min)			
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(<i>ca.</i> 24-26 min)			
II Absorption Trap-2 :	0	mgram	Product in trap 2	
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00
Ethanol	97.4684	1.51E-07	1.47E-05	98.46
Acetone	1.4593	1.53E-07	2.23E-07	1.49
Benzene	0.0997	6.9131E-08	6.89E-09	0.05
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00
			1.49E-05	100.00
III Gas Phase	Product Gas [r			
N2 rate	30	ml/min for	90	min
Vol. N2	2700	ml		vol/mmol
Temperature	17	° C		Nitrogen
Vol.Gas	3335.548879	ml		23.794
Component	area	Factor	amount	% mol
N2(MS, 2.6 min)	1515439	1	1515439.0	80.946
H2 (MS, 1.7 min)	99652	0.105096	10473.03	0.559
CO (MS, 4.7 min)	10639	1.00367	10678.05	0.570
CO2(PQ, 0.9min)	124073	0.916593	113724.44	6.075
CH4(MS,4.1 min)	19386	0.345307	6694.12	0.358
C2H4(PQ, 1.4 min)	54060	0.875529	47331.10	2.528
C2H6(PQ,1.8min)	1592	0.806991	1284.73	0.069
C3H6 (PQ, 5.2 min)	106184	0.67474745	71647.38	3.827
C3H8 (PQ, 6.1min)	23532	0.652652	15358.21	0.820
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	140805	0.564794	79525.82	4.248
			1872155.9	100.000
	Total output [r			
Recovery	100.00	wt %		
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Acetone	29.57 %
Yield			Acetone Conversion	70.43 % based
Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5
01-L	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat
				Form
				Si/Al
				75
Total Mass Balance for Acetone Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst				

Inj

Lampiran A (Lanjutan)

Feed :		Aceton Feed [mg]					
Aceton Feed	2	cc	30	min			
	1553.0	mg	476.7	min			
Out							
I Cold Trap -1 :		Product in trap 1 [mg]					
Absorbent weight	1204.59	mg					
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg			
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0.00	0.00	0.00	0.00			
Ethanol - (6.4 min)	79.61	173.90	630.39	7593.57			
Acetone - (~6.7 min)	5.63	12.39	44.90	540.85			
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	2.55	2.55	9.26	111.51			
Benzene - (9.67 min)	4.73E-01	0.47	1.71	20.65			
Toluene - (13.5 min)	2.29	2.29	8.30	100.00			
Ethylbenzene - (18.2 min)	0.44	0.44	1.61	19.39			
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	3.09	3.09	11.20	134.93			
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	0.80	0.80	2.88	34.71			
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	3.29	3.29	11.91	143.44			
Naphthalene - (34.4 min)	0.30	0.30	1.07	12.93			
2-MMN - (42.8 min)	0.08	0.08	0.31	3.70			
1-MMN - (43.5 min)	0.00	0.00	0.00	0.00			
DMN - (44.3 - 49.4)min	0.06	0.06	0.21	2.54			
TMN - (53.4 min)	0.00	0.00	0.00	0.00			
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	1.03	1.03	3.74	45.11			
Others (2)	0.80	0.80	2.89	34.82			
	20.83	27.59	100.00	1204.59			
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (<i>ca.24-26 min</i>)						
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(<i>ca.24-26 min</i>)						
II Absorption Trap-2 :		0 mgram				Product in trap 2	
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg			
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000		
Ethanol	97,4684	1.51E-07	1.47E-05	98.46	0.000000		
Acetone	1.4593	1.53E-07	2.23E-07	1.49	0.000000		
Benzene	0.0997	6.9131E-08	6.89E-09	0.05	0.000000		
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.000000		
			1.49E-05	100.00	0.000000		
III Gas Phase		Product Gas [mg]					
N2 rate	30	ml/min for	30	min	vol/mmol	23.794872	ml/m
Vol. N2	900	ml			Nitrogen	37.823276	mmo
Temperature	17	° C					
Vol.Gas	1093.2729	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Weight	mg
N2(MS, 2.6 min)	1482637	1	1482637.0	82.322	37.8232759	28	1057
H2 (MS, 1.7 min)	74194	0.105096	7797.49	0.433	0.1989204	2.00	0.
CO (MS, 4.7 min)	10423	1.00367	10461.25	0.581	0.2668751	28.00	7.
CO2(PQ, 0.9min)	111879	0.916593	102547.51	5.694	2.6160703	44.00	115.
CH4(MS,4.1 min)	16917	0.345307	5841.56	0.324	0.1490229	16.00	2.
C2H4(PQ, 1.4 min)	46319	0.875529	40553.63	2.252	1.0345560	28.00	28.
C2H6(PQ,1.8min)	1313	0.806991	1059.58	0.059	0.0270307	30.00	0.
C3H6 (PQ, 5.2 min)	88632	0.67474745	59804.22	3.321	1.5256542	42.00	64.
C3H8 (PQ, 6.1min)	19113	0.652652	12474.14	0.693	0.3182254	44.00	14.
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	137844	0.564794	77853.46	4.323	1.9861052	58.00	115.
			1801029.8	100.000			140'

Lampiran A (Lanjutan)

				Total output [mg]	
Recovery	100.00	wt %			
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton	34.83	%
Yield			Acetone Conversion	65.17	% based on output
Gas Product Yield	22.43	wt %	Acetone Conversion	65.17	% based on input ac
Liq. Oil Product Yield	77.57	wt %			

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/Al
01-M	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed :				Aceton Feed [g]	
Aceton Feed	5.15	cc	60	min	
	3999.0	mg	536.7	min	

I Cold Trap -1 :					Product in trap 1 [g]	
Absorbent weight	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg		
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0.00	0.00	0.00	0.00		
Ethanol - (6.4 min)	65.42	142.90	309.50	9152.80		
Acetone - (~6.7 min)	10.60	23.32	50.51	1493.62		
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	1.62	1.62	3.50	103.48		
Benzene - (9.67 min)	0.74	0.74	1.61	47.52		
Toluene - (13.5 min)	3.83	3.83	8.30	245.31		
Ethylbenzene - (18.2 min)	0.77	0.77	1.66	49.06		
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	5.25	5.25	11.37	336.26		
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	1.36	1.36	2.95	87.11		
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	5.76	5.76	12.48	368.96		
Naphthalene - (34.4 min)	0.50	0.50	1.07	31.70		
2-MMN - (42.8 min)	0.14	0.14	0.30	8.77		
1-MMN - (43.5 min)	0.00	0.00	0.00	0.00		
DMN - (44.3 - 49.4)min	0.16	0.16	0.35	10.44		
TMN - (53.4 min)	0.00	0.00	0.00	0.00		
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	1.17	1.17	2.54	75.09		
Others (2)	1.56	1.56	3.38	99.94		
	33.45	46.17	100.00	2957.26		
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (<i>ca.24-26 min</i>)					
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(<i>ca.24-26 min</i>)					

II Absorption Trap-2 :					Product in trap 2	
Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg		
Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000	
Ethanol	97.4684	1.51E-07	1.47E-05	98.46	0.000000	
Acetone	1.4593	1.53E-07	2.23E-07	1.49	0.000000	
Benzene	0.0997	6.9131E-08	6.89E-09	0.05	0.000000	
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.000000	
			1.49E-05	100.00	0.000000	

III Gas Phase						Product Gas [g]	
N2 rate	30	ml/min for	60	min	vol/mmol	23.794	
Vol. N2	1800	ml			Nitrogen	75.646	
Temperature	17	° C					
Vol.Gas	2353.839398	ml					
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. Wei	

Lampiran A (Lanjutan)

N2(MS, 2.6 min)	1441563	1	1441563.0	76.471	75.6465517	
H2 (MS, 1.7 min)	81203	0.105096	8534.11	0.453	0.4478306	2
CO (MS, 4.7 min)	12917	1.00367	12964.41	0.688	0.6803120	28
CO2(PQ, 0.9min)	135788	0.916593	124462.33	6.602	6.5312068	44
CH4(MS,4.1 min)	19891	0.345307	6868.50	0.364	0.3604272	16
C2H4(PQ, 1.4 min)	54480	0.875529	47698.82	2.530	2.5030132	28
C2H6(PQ,1.8min)	1518	0.806991	1225.01	0.065	0.0642830	30
C3H6 (PQ, 5.2 min)	118944	0.67474745	80257.16	4.257	4.2115242	42
C3H8 (PQ, 6.1min)	24875	0.652652	16234.72	0.861	0.8519229	44
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	257275	0.564794	145307.38	7.708	7.6250583	58
			1885115.4	100.000		

Total output [r

Recovery	100.00	wt %			
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton	37.35	%
Yield			Acetone Conversion	62.65	% based
Gas Product Yield	26.05	wt %	Acetone Conversion	62.65	% based
Liq. Oil Product Yield	73.95	wt %			

Run No.	Temp.	Press.[atm]	Carrier gas	ZSM_5	Form	Si/
01-N	400 °C	1.3	30 ml/min	N.E. Chemcat	powder	75

Total Mass Balance for Aceton Chemical Transformation Over ZSM-5 Catalyst

Feed : Aceton Feed

Aceton Feed	5.15	cc	60	min
	3999.0	mg	596.7	min

I Cold Trap -1 : Product in trap 1

Absorbent weight	3101.632	mg			
	wt% (FID)	Correction	wt%(recalc)	mg	
Methanol - (6.0 - 6.1min)	0.00	0.00	0.00	0.00	
Ethanol - (6.4 min)	64.44	140.76	263.37	8168.69	
Acetone - (~6.7 min)	12.84	28.25	52.85	1639.28	
C ₅ -C ₆ Aliphatics (6.1-9.3 min)	1.67	1.67	3.12	96.70	
Benzene - (9.67 min)	0.68	0.68	1.27	39.29	
Toluene - (13.5 min)	3.52	3.52	6.59	204.27	
Ethylbenzene - (18.2 min)	0.71	0.71	1.34	41.43	
<i>m+p</i> -Xylene - (18.8 min)	4.84	4.84	9.06	280.87	
<i>o</i> -Xylene - (20.0 min)	1.27	1.27	2.38	73.70	
C ₉ -Aromatics - (24 - 26 min)	5.51	5.51	10.31	319.67	
Naphthalene - (34.4 min)	0.46	0.46	0.86	26.64	
2-MMN - (42.8 min)	0.12	0.12	0.22	6.96	
1-MMN - (43.5 min)	0.00	0.00	0.00	0.00	
DMN - (44.3 - 49.4)min	0.15	0.15	0.28	8.57	
TMN - (53.4 min)	0	1.07	2.00	61.98	
Others (1) - (19.1 ~ 23.6) min	1.07	2.60	4.87	151.13	
Others (2)	2.60	2.60	4.87	151.13	
	35.44	53.45	100.00	3101.63	
Others (1)	Components with boiling point lower range than that of trimethylbenzene (ca.24-26 m				
Others (2)	Components with boiling point range higher than that of trimethylbenzene(ca.24-26 n				

II Absorption Trap-2 : 0 mgram Product in trap 2

Component	Area	FID Factor	% w	Component, mg
-----------	------	------------	-----	---------------

Lampiran A (Lanjutan)

Methanol	0.0	2.075E-07	0.00E+00	0.00	0.000000
Ethanol	97.4684	1.51E-07	1.47E-05	98.46	0.000000
Acetone	1.4593	1.53E-07	2.23E-07	1.49	0.000000
Benzene	0.0997	6.9131E-08	6.89E-09	0.05	0.000000
Toluen	0.0	6.9131E-08	0.00E+00	0.00	0.000000
			1.49E-05	100.00	0.000000

III Gas Phase						Product Gas
N2 rate	30	ml/min for	60	min	vol/mmol	23.7'
Vol. N2	1800	ml			Nitrogen	75.6
Temperature	17	° C				
Vol.Gas	2283.51839	ml				
Component	area	Factor	amount	% mol	mmol	Mol. W
N2(MS, 2.6 min)	1480470	1	1480470.0	78.826	75.6465517	
H2 (MS, 1.7 min)	75381	0.105096	7922.24	0.422	0.4047973	
CO (MS, 4.7 min)	12708	1.00367	12754.64	0.679	0.6517149	
CO2(PQ, 0.9min)	130936	0.916593	120015.02	6.390	6.1323245	
CH4(MS,4.1 min)	19531	0.345307	6744.19	0.359	0.3446033	
C2H4(PQ, 1.4 min)	51581	0.875529	45160.66	2.405	2.3075431	
C2H6(PQ,1.8min)	1414	0.806991	1141.09	0.061	0.0583052	
C3H6 (PQ, 5.2 min)	105036	0.67474745	70872.77	3.774	3.6213371	
C3H8 (PQ, 6.1min)	21177	0.652652	13821.21	0.736	0.7062129	
C4+ Aliphatics(PQ, 12.8 min)	211146	0.564794	119253.99	6.350	6.0934389	
			1878155.8	100.000		
						Total output
Recovery	100.00	wt %				
losses (Cokes, etc)	0.00	wt %	Unreacted Aceton		40.99	%
Yield			Acetone Conversion		59.01	% base
Gas Product Yield	22.44	wt %	Acetone Conversion		59.01	% base
Liq. Oil Product Yield	77.56	wt %				

Lampiran B Tabel Data Selektivitas Hasil Perhitungan

UN 01 - Time-on-Stream Experiment on 400 °C, N.E. Chemcat (75) Powder, Acetone conversion using ZSM-5 catalyst

	Run- 01		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P-1	P-2	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z		
Variable Design	ZSM-5 N.E.C																														
	Powder, g		1	1	1	1	1	1	1	1	1																				
	Si/Al ratio		75	75	75	75	75	75	75	75	75	75																			
	Preheating zone,		300	300	300	300	300	300	300	300	300																				
Variable Process	Pressure		atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm																					
	Temperature, °C		400	400	400	400	400	400	400	400																					
	Acetone feed, g/h																														
	gas N2, ml/min		30	30	30	30	30	30	30	30	30																				
			A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P-1	P-2	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z		
	Interval time			0.64	0.51	0.63	0.57	0.58	0.68	0.75	0.56	0.59	1.50	0.50	1.00	1.00	1.00	1.15	1.68	1.50	1.50	1.17	1.50	1.50	3.00	1.50	1.50	1.50	1.50		
	Acetone feed, [g]			2.33	2.33	2.55	2.33	2.33	2.77	3.11	2.33	2.33	4.66	1.55	4.00	4.00	4.00	4.60	6.73	6.00	6.00	4.66	6.00	6.00	12.00	6.00	6.00	6.00	6.00		
	g-acetone/g-cat																														
	Time-On-Stream, [h]			0.74	1.32	1.89	2.49	3.06	3.70	4.41	5.07	5.65	6.70	7.70	8.45	9.45	10.45	11.52	12.94	14.53	16.03	17.36	18.70	20.20	22.45	24.70	26.20	27.70	29.20		
	Acetone Conv. [%]			98.91	93.4	94.35	91.17	91.97	89.01	90.18	88.14	87.34	87.04	65.17	62.65	59.01	57.75	47.99	46.56	44.26	40.05	37.23	31.22	30.20	28.65	24.46	21.53	19.16	18.6		
Gas phase product distribution	H ₂	0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
	CO	0.43	0.15	0.20	0.19	0.22	0.23	0.24	0.23	0.22	0.25	0.29	0.36	0.39	0.40	0.41	0.45	0.37	0.39	0.43	0.62	0.68	0.65	0.68	0.67	0.67	0.77	0.86	0.88	0.88	0.88
	CO ₂	0.27	2.64	3.60	3.30	2.97	3.12	3.17	2.66	2.59	2.67	3.02	3.78	3.78	3.82	3.79	3.93	2.86	2.96	3.31	3.65	4.03	3.67	3.81	4.12	4.92	5.48	5.66	5.50	5.50	
	CH ₄	0.75	0.17	0.24	0.22	0.20	0.21	0.22	0.16	0.16	0.17	0.19	0.22	0.22	0.21	0.21	0.22	0.17	0.17	0.19	0.24	0.26	0.23	0.24	0.22	0.24	0.26	0.26	0.26	0.26	
	C ₂ H ₄	0.86	2.36	3.22	2.95	2.68	2.75	2.81	2.28	2.22	2.22	2.51	3.18	3.03	2.97	2.89	2.93	2.37	2.45	2.32	2.85	2.86	2.26	2.35	1.97	1.90	1.98	1.78	1.37	1.37	
	C ₂ H ₆	0.8	0.07	0.09	0.08	0.07	0.09	0.09	0.05	0.05	0.05	0.06	0.09	0.08	0.08	0.07	0.08	0.06	0.06	0.05	0.07	0.06	0.04	0.05	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	
	C ₃ H ₆	0.86	4.95	6.74	6.19	5.37	5.42	5.51	5.28	5.14	4.97	5.61	7.24	6.70	7.48	6.81	7.23	6.45	6.67	6.91	7.68	7.64	6.71	6.97	6.29	6.27	6.30	5.88	5.22	4.54	
	C ₃ H ₈	0.82	1.51	2.05	1.88	1.57	1.69	1.72	1.14	1.11	0.97	1.10	1.55	1.39	1.52	1.33	1.35	1.04	1.07	0.90	1.00	0.93	0.66	0.69	0.44	0.46	0.43	0.30	0.13	0.13	
	C ₄ -Aliphatics	0.84	6.00	8.18	7.50	6.20	6.33	6.44	7.23	7.05	6.52	7.36	10.84	11.77	18.27	15.47	17.95	19.54	20.22	18.44	24.40	23.63	26.28	27.32	35.00	34.56	34.56	36.16	45.47		
	C ₅ -C ₆ Aliphatics	0.85	5.39	3.54	5.20	3.21	3.58	3.36	3.26	2.48	1.39	1.69	5.77	11.53	4.33	4.28	6.29	6.89	6.82	6.90	4.51	8.08	10.19	11.19	6.99	9.20	12.97	14.47	11.8		
Liquid phase products distribution	Benzene	0.92	3.36	2.88	2.70	2.96	3.12	2.93	2.75	1.91	1.71	1.69	2.66	2.31	2.15	1.88	1.73	1.71	2.05	1.72	1.66	1.60	1.78	1.45	1.04	1.46	1.48	1.41	1.11		
	Toluene	0.91	15.33	14.59	13.46	13.65	13.06	13.09	12.55	11.07	11.06	10.71	13.21	11.07	10.98	9.68	10.21	9.21	10.94	9.71	9.60	9.53	9.59	8.51	6.84	6.82	6.62	5.26	8.77		
	Ethylbenzene	0.91	3.03	2.63	2.60	2.85	2.71	2.82	2.73	2.84	2.73	2.63	2.49	2.15	2.20	1.97	2.07	1.91	2.29	2.12	1.92	1.81	1.77	1.56	1.35	1.42	1.20	1.06	0.83		
	m+p-Xylene	0.91	21.10	18.05	18.39	19.77	18.71	19.55	19.03	19.84	19.15	18.55	17.13	14.93	15.05	13.30	14.10	12.60	14.99	13.89	12.46	11.69	11.30	10.10	8.88	9.15	7.77	6.95	5.60		
	o-Xylene	0.91	5.15	4.97	4.46	4.87	4.54	4.71	4.56	4.85	4.80	4.64	4.41	3.84	3.90	3.49	3.74	3.37	4.04	3.78	3.39	3.15	3.01	2.71	2.38	2.43	2.03	1.81	1.44		
	C ₇ -Aromatics	0.9	18.82	15.12	16.82	18.45	17.65	18.84	18.59	21.08	22.22	21.52	16.60	15.74	16.34	14.97	16.29	14.69	18.04	17.98	17.08	16.48	10.66	15.31	14.77	14.11	13.21	12.90	11.10		
	Naphthalene	0.94	1.67	1.45	0.06	1.81	1.66	1.75	1.65	1.99	2.20	2.12	1.53	1.48	1.47	1.30	1.35	1.06	1.53	1.53	1.46	1.37	1.09	1.22	1.09	0.89	0.92	1.03	0.87		
	2-Methylnaphthalene	0.93	0.64	0.73	0.66	0.59	0.52	0.51	0.55	0.55	0.61	0.59	0.40	0.42	0.40	0.34	0.37	0.25	0.36	0.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.22	0.00	0.00	0.00		
	1-Methylnaphthalene	0.93	0.00	0.10	0.06	0.11	0.14	0.11	0.08	0.13	0.21	0.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.12	0.00	0.00	0.00		
	Dimethylnaphthalene	0.92	0.32	1.04	0.91	1.02	1.17	0.88	1.09	0.91	1.48	1.43	0.44	0.28	0.48	0.41	0.52	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.35	0.00	0.00	0.00		
	Trimethylnaphthalene	0.92	0.00	0.17	0.19	0.16	0.28	0.13	0.23	0.15	0.26	0.25	0.00	0.00	0.00	0.29	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	Others(1)	0.91	2.49	3.24	4.18	4.22	5.56	4.00	5.95	3.85	4.81	4.65	3.67	5.00	3.37	7.15	3.61	6.45	4.35	5.13	2.70	2.74	7.50	2.90	3.10	3.62	3.00	2.48	0.00		
	Others(2)	0.93	4.87	7.19	8.01	7.05	7.46	6.92	7.47	8.31	9.53	9.21	4.37	3.94	4.57	7.31	5.43	8.93	4.68	4.46	4.67	3.52	2.60	2.95	4.13	1.75	0.92	1.68	0.00		

RUN 02 - Time-on-Stream Experiment on 400 °C, ZSM-5 powder (Si/Al=100), Acetone conversion using ZSM-5 catalyst

Run- 02		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	
Variable Design	ZSM-5 N.E. ChemCat																							
	Powder, g	1	1	1	1	1	1	1	1															
	Si/Al ratio	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100													
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300	300	300	300														
Variable Process	Pressure	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm															
	Temperature, °C	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400													
	Acetone feed, g/h																							
	Carrier gas N2, ml/min	30	30	30	30	30	30	30	30	30														
		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	
Interval time for sample	Interval time for sample	0.66	0.66	0.84	0.62	0.65	1.19	1.58	1.62	1.58	1.75	2.00	2.00	2	1.5	2.00	2.00	1.50						
	Acetone feed, [g]	2.33	2.33	3.11	2.33	2.33	4.77	6.21	6.21		6.33		8.00	8.00			8.00	8.00	6.00					
	g-acetone/g-cat																							
	Time-On-Stream, [h]	0.33	0.33	1.93	2.66	3.29	4.21	5.60	7.20	8.80	10.47	12.35	14.34	16.34	18.09	19.84	21.84	23.59						
	Acetone Conv. [%]	99.12	99.80	97.17	95.63	94.80	98.13	52.04	69.32	68.17	43.59	49.25	36.92	28.07	23.62	23.60	16.82	14.43						
Gas phase products distribution	H ₂	0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00					
	CO	0.43	0.13	0.08	0.29	0.26	0.28	0.26	0.32	0.41	0.34	0.49	0.59	0.67	0.78	0.87	0.86	0.89	0.96					
	CO ₂	0.27	1.44	1.32	3.57	3.21	3.41	1.88	3.05	4.55	4.03	4.90	6.33	6.79	7.76	7.56	8.06	7.49	8.05					
	CH ₄	0.75	0.08	0.05	0.16	0.15	0.16	0.08	0.13	0.18	0.15	0.17	0.18	0.17	0.18	0.18	0.17	0.17	0.18					
	C ₂ H ₄	0.86	1.38	1.06	2.73	2.38	2.53	1.45	2.13	2.44	1.65	1.44	0.87	0.50	0.44	0.43	0.32	0.37	0.40					
	C ₂ H ₆	0.80	0.05	0.03	0.06	0.04	0.05	0.04	0.04	0.03	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00					
	C ₃ H ₆	0.86	2.78	2.96	7.00	6.19	6.58	4.14	6.77	9.23	7.43	7.52	5.14	2.69	2.31	2.26	1.47	1.44	1.55					
	C ₃ H ₈	0.82	0.72	0.48	0.94	0.73	0.78	0.41	0.57	0.45	0.21	0.12	0.02	0.01	0.00	0.00	0.00	0.27	0.29					
	C ₄₊ Aliphatics	0.84	2.47	4.16	8.22	6.71	7.14	5.25	9.89	17.97	20.07	26.21	44.66	50.15	57.04	58.81	56.31	62.73	67.41					
Liquid phase products distribution	C ₅ ~C ₆ Aliphatics	1	3.46	2.83	3.02	2.96	3.81	14.12	9.43	8.96	10.13	10.28	7.69	11.12	15.09	11.81	20.04	11.43	12.29					
	Benzene	1	2.22	2.37	1.34	1.44	1.59	3.64	2.17	1.49	0.89	1.30	0.62	0.45	0.50	0.46	0.00	0.00	0.00					
	Toluene	1	16.37	17.18	11.94	11.61	10.99	12.82	10.53	6.89	5.72	5.31	2.56	1.65	1.30	1.34	5.10	5.94	6.38					
	Ethylbenzene	1	3.81	3.15	2.92	2.94	2.61	3.23	2.59	1.65	1.32	1.16	0.50	0.00	0.00	1.66	1.07	0.97	1.04					
	m+p-Xylene	1	24.40	24.60	18.58	19.26	17.50	14.00	14.24	12.40	10.96	9.22	4.32	2.20	1.42	0.00	0.00	0.00	0.00					

2-Methylnaphthalene	0.93	0.66	1.79	1.45	0.96	0.97	0.71	0.65	0.6	0.61	0.69	1.34	0.54	0.58	0.48	0.29	1.46	0.28	0	0	0	0	0	0
1-Methylnaphthalene	0.93	0.24	0.6	0.36	0.18	0.14	0.18	0.17	0.11	0.09	0.25	0.3	0.07	0.03	0	0.16	0.53	0	0	0	0	0	0	0
Dimethylnaphthalene	0.92	0	2.68	2.54	1.56	1.53	1.32	1.23	1.06	1.07	1.2	1.29	1.01	1.29	0.83	0.73	0.61	0.6	0	0	0	0	0	0
Trimethylnaphthalene	0.92	0	0.67	0.83	0.41	0.39	0.28	0.2	0.2	0.27	0.28	0.25	0.16	0.23	0.15	0.18	0.1	0.1	0	0	0	0	0	0
Others(1)	0.91	2.83	0.43	0.64	1.09	1.37	1.9	1.61	2.82	2.89	3.73	3.96	3.97	4.96	7.04	6.65	5.49	7.43	12.8	8.15	7.32	7.22	13.2	
Others(2)	0.93	0	6.9	6.77	6.28	6.99	6.81	6.83	6.86	6.67	7.97	8.38	7.03	8.75	7.61	7.46	6	6.78	5	3.52	1.57	1.35	1.13	

**RUN 04 - Time-on-Stream Experiment on 350 °C, ZSM-5 powder (Si/Al= 25),
Acetone conversion using ZSM-5 catalyst**

	Run- 04		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J
Variable Design	ZSM-5 N.E. ChemCat											
	Powder, g		1	1	1	1	1	1	1	1		
	Si/Al ratio		25	25	25	25	25	25	25	25		
	Preheating zone, ° C		300	300	300	300	300	300	300	300		
Variable Process	Pressure, MPa		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
	Temperature, °C		350	350	350	350	350	350	350	350	350	350
	Acetone feed, g/h											
	Carrier gas N2, ml/min		30	30	30	30	30	30	30	30		
			A	B	C	D	E	F	G	H	i	J
	Interval time for sample		1.67	1.50	1.50	2.00	1.50	1.50	1.50	1.50		
	Acetone feed, [g]		6.67	6.00	6.00	8.00	6.00	6.00	6.00	6.00		
	g-acetone/g-cat											
	Time-On-Stream, [h]		0.83	2.42	3.92	5.67	7.42	8.92	10.42	11.92		
	Acetone Conv. [%]		98.07	94.55	84.70	31.26	19.76	18.19	15.82	14.85		
Gas phase products distribution	H ₂	0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	CO	0.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	0.00	0.06	0.00		
	CO ₂	0.27	2.40	1.81	1.41	2.98	5.13	5.55	6.59	6.74		
	CH ₄	0.75	0.14	0.09	0.04	0.07	0.04	0.04	0.05	0.05		
	C ₂ H ₄	0.86	0.72	0.58	0.88	1.52	0.38	0.31	0.28	0.30		
	C ₂ H ₆	0.8	0.07	0.05	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00		
	C ₃ H ₆	0.86	1.33	1.10	2.19	3.85	1.84	1.76	1.27	1.32		
	C ₃ H ₈	0.82	3.18	2.42	0.44	0.67	0.05	0.00	0.03	0.00		
C ₄₊ Aliphatics	0.84	8.28	6.56	5.25	12.55	51.33	59.25	56.93	55.98			
Liquid phase products distribution	C ₅ -C ₆ Aliphatics	0.85	3.61	4.42	6.96	18.40	22.25	21.37	23.71	21.30		
	Benzene	0.92	2.33	1.46	1.67	1.18	0.57	0.00	0.00	0.00		
	Toluene	0.91	15.27	9.46	8.85	5.29	4.36	1.93	1.89	8.51		
	Ethylbenzene	0.91	3.10	2.44	2.11	1.04	0.00	0.00	0.00	0.00		

	<i>m+p</i> -Xylene	0.91	18.63	17.62	17.12	10.54	1.52	1.04	0.80	0.00		
	<i>o</i> -Xylene	0.91	5.22	4.05	3.56	1.82	0.00	0.00	0.00	0.00		
	<i>C₉</i> -Aromatics	0.9	20.99	27.08	28.31	20.60	5.16	3.84	3.17	2.08		
	Naphthalene	0.94	1.37	0.24	0.36	0.84	0.00	0.00	0.55	0.00		
	2-Methylnaphthalene	0.93	0.78	0.45	0.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	1-Methylnaphthalene	0.93	0.13	0.28	0.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	Dimethylnaphthalene	0.92	1.91	1.26	0.92	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	Trimethylnaphthalene	0.92	0.51	0.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00		
	Others(1)	0.91	1.98	5.31	6.92	11.77	6.47	4.37	3.95	3.72		
	Others(2)	0.93	8.06	12.99	12.32	6.86	0.84	0.53	0.73	0.00		

**RUN 05 - Time-on-Stream Experiment on 300 °C, ZSM-5 powder (Si/Al= 25),
Acetone conversion using ZSM-5 catalyst**

	Run- 05		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J
Variable Design	ZSM-5 N.E. ChemCat											
	Powder, g		1	1	1	1	1	1	1	1		
	Si/Al ratio		25	25	25	25	25	25	25	25		
	Preheating zone, °C		300	300	300	300	300	300	300	300		
Variable Process	Pressure, MPa		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
	Temperature, °C		350	350	350	350	350	350	350	350	350	350
	Acetone feed, g/h											
	Carrier gas N ₂ , ml/min		30	30	30	30	30	30	30	30		
			A	B	C	D	E	F	G	H	i	J
	Interval time for sample		0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	1.00			
	Acetone feed, [g]		2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	2.00	4.00			
	g-acetone/g-cat											
	Time-on-Stream, [h]		0.25	0.75	1.25	1.75	2.25	2.75	3.50			
	Acetone Conv. [%]		50.57	14.26	12.11	10.08	9.12	7.71	8.90			
Gas phase products distribution	H ₂	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	CO	0.43	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	CO ₂	0.27	0.3	1.1	1.3	2.3	2.5	1.5	1.7			
	CH ₄	0.75	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	C ₂ H ₄	0.86	0.1	0.2	0.3	0.3	0.4	0.2	0.2			
	C ₂ H ₆	0.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	C ₃ H ₆	0.86	0.2	0.8	1.0	1.1	1.3	0.7	0.7			
	C ₃ H ₈	0.82	0.0	0.1	0.1	0.1	0.1	0.0	0.1			
C ₄₊ Aliphatics	0.84	7.9	29.4	34.6	39.1	43.6	31.0	40.2				

Liquid phase products distribution	C ₅ -C ₆ Aliphatics	0.85	24.7	41.5	31.3	38.7	39.5	47.1	12.2			
	Benzene	0.92	1.2	0.9	0.5	0.0	0.0	1.4	0.0			
	Toluene	0.91	5.9	4.9	16.4	11.2	1.5	8.8	12.6			
	Ethylbenzene	0.91	1.3	3.7	1.0	0.0	0.0	0.2	0.0			
	<i>m+p</i> -Xylene	0.91	13.6	0.0	0.6	0.0	0.0	0.0	0.0			
	<i>o</i> -Xylene	0.91	2.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	C ₉ -Aromatics	0.9	22.1	8.6	6.4	3.9	3.8	3.7	3.0			
	Naphthalene	0.94	0.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	2-Methylnaphthalene	0.93	0.0	1.1	0.0	0.0	0.0	0.0	18.6			
	1-Methylnaphthalene	0.93	0.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	6.8			
	Dimethylnaphthalene	0.92	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	Trimethylnaphthalene	0.92	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0			
	Others(1)	0.91	6.9	7.7	5.1	3.3	7.4	5.3	3.9			
Others(2)	0.93	12.5	0.0	1.3	0.0	0.0	0.0	0.0				

RUN 06 - Time-on-Stream Experiment on 450 °C, ZSM-5 powder (Si/Al= 25), Acetone conversion using ZSM-5 catalyst

Run- 05		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P
Variable Design	ZSM-5 N.E. ChemCat																
	Powder, g	1	1	1	1	1	1	1	1								
	Si/Al ratio	25	25	25	25	25	25	25	25								
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300	300	300	300							
Variable Process	Pressure, MPa	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12						
	Temperature, °C	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450	450
	Acetone feed, g/h																
	Carrier gas N2, ml/min	30	30	30	30	30	30	30	30	30							
		A	B	C	D	E	F	G	H	i	J	K	L	M	N	O	P
Acc. Sampling time	Acc. Sampling time	1.00	2.00	2.00	1.00	2.00	2.00	2.00	2.00	1.25	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
	Acetone feed, [g]	4.00	8.00	8.00	4.00	8.00	8.00	8.00	8.00	5.00	3.98	3.98	4.00	4.00	4.00	4.00	3.98
g-acetone/g-cat	g-acetone/g-cat																
	Time-0n-Stream, [h]	2.50	4.00	6.00	7.50	9.00	11.0	13.0	15.0	17.3	18.5	19.5	20.5	21.3	22.3	23.5	24.5
Acetone Conv. [%]	Acetone Conv. [%]	98.6	99.0	99.0	98.9	99.2	98.9	98.0	96.3	88.9	88.0	84.5	68.5	63.0	51.1	40.0	33.3
		3	8	7	1	7	4	4	0	0	8	1	7	2	0	6	1
Gas phase products distribution	H ₂	0.00	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	CO	0.43	1.3	1.3	1.3	1.4	1.4	1.3	1.1	1.1	0.7	0.7	0.7	1.1	1.0	1.1	1.2
	CO ₂	0.27	5.3	5.3	5.3	5.7	6.2	6.0	5.8	5.3	4.0	4.2	5.0	7.7	7.6	9.4	10.1
	CH ₄	0.75	0.3	0.3	0.3	0.4	0.4	0.4	0.4	0.3	0.3	0.2	0.2	0.4	0.3	0.3	0.3
	C ₂ H ₄	0.86	2.6	2.6	2.6	3.3	4.5	4.7	4.7	4.2	4.2	2.4	2.5	1.8	1.9	1.0	0.8

Lampiran B (Lanjutan)

	C ₂ H ₆	0.80	0.7	0.7	0.7	0.6	0.5	0.3	0.2	0.2	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	
	C ₃ H ₆	0.86	3.9	3.9	3.9	5.6	8.8	9.9	11.3	11.6	11.6	10.7	11.0	10.9	13.2	8.2	5.9	3.5
	C ₃ H ₈	0.82	9.0	9.0	9.0	8.0	6.1	4.4	3.2	2.2	2.2	0.7	0.8	0.1	0.1	0.0	0.0	
	C ₄₊ Aliphatics	0.84	13.0	13.0	13.0	14.7	18.2	18.0	18.5	18.0	18.0	15.0	14.7	15.3	27.5	41.5	48.6	57.2
	C ₅ -C ₆ Aliphatics	0.85	2.7	2.7	2.5	3.6	5.2	4.9	6.8	6.1	6.1	11.2	16.4	20.3	16.4	14.2	15.3	13.4
Liquid phase products distribution	Benzene	0.92	6.7	6.7	5.3	3.9	3.2	2.9	2.5	2.8	2.8	2.8	3.1	2.5	1.5	0.4	0.7	0.0
	Toluene	0.91	21.2	21.2	19.4	16.1	13.3	12.5	10.7	11.8	11.8	9.3	9.2	6.3	3.6	2.4	1.6	0.0
	Ethylbenzene	0.91	1.5	1.5	1.9	2.2	2.2	2.4	2.4	2.4	2.4	2.7	2.6	1.8	1.1	0.6	0.4	0.0
	<i>m+p</i> -Xylene	0.91	15.1	15.1	16.2	15.2	13.2	13.1	9.0	10.9	10.9	12.6	11.8	9.2	5.7	3.8	2.2	1.4
	<i>o</i> -Xylene	0.91	4.7	4.7	5.0	4.7	4.0	4.0	2.9	3.2	3.2	3.7	3.4	2.4	1.5	0.1	0.6	0.4
	C ₉ -Aromatics	0.90	5.1	5.1	7.9	8.7	8.3	9.0	9.2	12.2	12.2	14.2	12.7	12.4	7.4	6.5	5.0	3.3
	Naphthalene	0.94	0.4	0.4	0.5	0.6	0.5	0.6	0.6	0.8	0.8	1.0	1.0	0.7	0.6	0.6	0.4	0.0
	2-Methylnaphthalene	0.93	0.9	0.9	0.6	0.4	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	1-Methylnaphthalene	0.93	0.4	0.4	0.2	0.1	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	Dimethylnaphthalene	0.92	1.1	1.1	0.8	0.5	0.0	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	Trimethylnaphthalene	0.92	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
	Others(1)	0.91	1.4	1.4	0.2	1.1	1.6	2.1	7.0	3.6	3.6	5.8	4.5	8.2	8.9	9.8	7.7	8.7
	Others(2)	0.93	2.6	2.6	3.3	3.4	2.1	3.0	3.2	3.0	3.0	3.1	1.1	2.2	1.6	1.9	0.0	0.0

RUN 11 - Time-on-Stream Experiment on 350 °C							
	Run-11	A	B	C	D	E	F
Variable Design	ZSM-5 Zeolyst						
	Powder, g	1	1	1	1	1	1
	Si/Al ratio	140	140	140	140	140	140
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300
Variable Process	Pressure	atm	atm	atm	atm	atm	atm
	Temperature, °C	350	350	350	350	350	350
	Acetone feed, g/h						
	Carrier gas N ₂ , ml/min	30	30	30	30	30	30
	g-acetone/g-cat						
	Interval of sample, [h]	0.40	0.40	0.57	0.60	0.58	0.55

	Acetone feed, [g]	1.55	1.55	2.33	2.33	2.33	2.33
	Time-On-Stream, [h]	0.40	0.80	1.37	1.97	2.55	3.10
	Acetone Conv. [%]	83.32	46.07	38.92	31.17	31.97	31.14
Gas phase products distribution	H₂	0.00	0.00	0.25	0.02	0.00	0.00
	CO	0.00	0.13	0.00	0.55	0.26	0.18
	CO₂	9.74	14.18	7.52	18.19	16.50	14.07
	CH₄	0.00	0.09	0.02	0.26	0.11	0.05
	C₂H₄	2.59	0.72	0.22	1.10	0.65	0.29
	C₂H₆	0.01	0.00	0.00	0.19	0.02	0.00
	C₃H₆	4.79	2.50	0.04	2.42	1.74	0.91
	C₃H₈	0.81	0.00	0.00	4.26	0.99	0.00
	C₄₊ Aliphatics	6.40	24.80	24.74	35.41	42.47	45.77
Liquid phase products distribution	C₅~C₆ Aliphatics	24.17	38.08	40.49	24.56	21.75	22.16
	Benzene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	Toluene	7.21	1.73	15.66	8.68	11.66	12.73
	Ethylbenzene	1.63	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	<i>m+p</i>-Xylene	18.58	2.45	0.00	0.00	0.00	0.00
	<i>o</i>-Xylene	2.26	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	C₉-Aromatics	18.67	11.52	6.90	4.37	3.85	3.83
	Naphthalene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	2-Methylnaphthalene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	1-Methylnaphthalene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	Dimethylnaphthalene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	Trimethylnaphthalene	0.00	3.81	0.00	0.00	0.00	0.00
	Others(1)	3.13	0.00	4.16	0.00	0.00	0.00
	Others(2)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	

Yield [%]							
	Run-11	A	B	C	D	E	F
Gas phase products	H₂	0	0	0.0973	0.00623	0	0
	CO	0	0.05989	0	0.17144	0.08312	0.05605
	CO₂	8.11537	6.53273	2.92678	5.66982	5.27505	4.3814
	CH₄	0	0.04146	0.00778	0.08104	0.03517	0.01557
	C₂H₄	2.15799	0.3317	0.08562	0.34287	0.20781	0.09031

	C ₂ H ₆	0.00833	0	0	0.05922	0.00639	0
	C ₃ H ₆	3.99103	1.15175	0.01557	0.75431	0.55628	0.28337
	C ₃ H ₈	0.67489	0	0	1.32784	0.3165	0
	C ₄₊ Aliphatics	5.33248	11.4254	9.62881	11.0373	13.5777	14.2528
Liquid phase products	C ₅ -C ₆ Aliphatics	20.1384	17.5435	15.7587	7.65535	6.95348	6.90062
	Benzene	0	0	0	0	0	0
	Toluene	6.00737	0.79701	6.09487	2.70556	3.7277	3.96412
	Ethylbenzene	1.35812	1.895	0	0	0	0
	<i>m+p</i> -Xylene	15.4809	14	0	0	0	0
	<i>o</i> -Xylene	1.88303	0	0	0	0	0
	C ₉ -Aromatics	15.5558	5.30726	2.68548	1.36213	11.0278	1.19266
	Naphthalene	0	0	0	0	0	0
	2-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	1.75527	0	0	0	0
	Others(1)	2.60792	0	1.61907	0	0	0
	Others(2)	0	0	0	0	0	0
		83.3117	60.8409	38.92	31.1731	41.767	31.1369

Run 12 - Time-on-Stream Experiment on 350 °C for acetone conversion

	Run No.12	A	B	C	D	E	F	G
Variable Design	ZSM-5 Zeolyst							
	Powder, g	1	1	1	1	1	1	1
	Si/Al ratio	75	75	75	75	75	75	75
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300	300
Variable Process	Pressure	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm
	Temperature, °C	350	350	350	350	350	350	350
	WHSV, g/g-cat.h	3.88	4.56	3.88	3.88	3.48	4.02	3.48
	Carrier gas N ₂ , ml/min	30	30	30	30	30	30	30
	Time-On-Stream, [h]	0.2	0.57	1.04	1.64	2.285	2.91	3.535
	Acetone feed, [g]	1.55	1.55	2.33	2.33	2.33	2.33	2.33
	g-acetone/g-cat							

	Interval of sample, [h]	0.4	0.34	0.6	0.6	0.67	0.58	0.67
	Acetone Conv. [%]	98.67	98.21	96.81	88.79	74.12	65.38	63.15
Gas phase	H ₂	0.05	0.02	0.01	0	0	0	0
products distribution	CO	0.15	0.13	0.11	0.15	0.16	0.22	0.23
(wt %)	CO ₂	14.53	14.18	12.17	15.03	15.76	16.51	17.77
	CH ₄	0.28	0.24	0.18	0.2	0.16	0.14	0.16
	C ₂ H ₄	1.96	2.56	2.55	2.96	2.03	1.22	1.31
	C ₂ H ₆	0.08	0.04	0.02	0.01	0	0.01	0.01
	C ₃ H ₆	2.79	3.98	4.64	6.79	6.76	4.96	5.33
	C ₃ H ₈	2.71	1.56	0.96	0.49	0.16	0.23	0.25
	C ₄ + Aliphatics	5.3	5.46	6.97	9.74	17.69	27.58	29.68
Liquid phase	C ₅ -C ₆ Aliphatics	8.79	9.59	9.19	12.12	16.95	18.8	16.42
products distribution	Benzene	1.17	0.86	0.43	0.93	0.23	0	0
(wt%)	Toluene	9.07	7.67	6.17	4.52	2.85	2.07	2.17
	Ethylbenzene	7.78	2	1.57	0.99	0.49	0	0
	m+p-Xylene	13.16	14.22	13.14	10.51	4.26	3.88	3.41
	o-Xylene	3.6	3.31	2.81	2.16	2.27	0.69	0.6
	C ₉ -Aromatics	17.43	23.1	23.92	21.64	13.63	10.9	10.62
	Naphthalene	1.14	1.75	1.83	1.42	0.91	0.62	0.58
	2-Methylnaphthalene	0	0	0.22	0	0	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Others(1)	0	3.56	6.27	4.23	10.71	9.22	8.27
	Others(2)	10.04	5.73	6.84	6.1	4.99	2.96	3.18
		100	100	100	100	100	100	100
Sub-total	CO+CO ₂	14.68	14.31	12.28	15.18	15.92	16.73	18
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	4.75	6.54	7.19	9.75	8.79	6.18	6.64
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	2.79	1.6	0.98	0.5	0.16	0.24	0.26
	Paraffins/olefins ratio	0.587368	0.24465	0.1363	0.05128	0.0182	0.03883	0.03916
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	52.21	51.16	48.04	40.75	23.73	17.54	16.8
Sub-total	Gas products	27.85	28.17	27.61	35.37	42.72	50.87	54.74
Sub-total	Liquid Products	72.18	71.79	72.39	64.62	57.29	49.14	45.25

		Yield [%]						
	Run-17	A	B	C	D	E	F	G
Gas phase products	H2	0.049335	0.01964	0.0097	0	0	0	0
	CO	0.148005	0.12767	0.1065	0.13319	0.11859	0.14384	0.14525
	CO2	14.33675	13.9262	11.782	13.3451	11.6813	10.7942	11.2218
	CH4	0.276276	0.2357	0.1743	0.17758	0.11859	0.09153	0.10104
	C2H4	1.933932	2.51418	2.4687	2.62818	1.50464	0.79764	0.82727
	C2H6	0.078936	0.03928	0.0194	0.00888	0	0.00654	0.00632
	C3H6	2.752893	3.90876	4.492	6.02884	5.01051	3.24285	3.3659
	C3H8	2.673957	1.53208	0.9294	0.43507	0.11859	0.15037	0.15788
	C4+ Aliphatics	5.22951	5.36227	6.7477	8.64815	13.1118	18.0318	18.7429
Liquid phase products	C5~C6 Aliphatics	8.673093	9.41834	8.8968	10.7613	12.5633	12.2914	10.3692
	Benzene	1.154439	0.84461	0.4163	0.82575	0.17048	0	0
	Toluene	8.949369	7.53271	5.9732	4.01331	2.11242	1.35337	1.37036
	Ethylbenzene	7.676526	1.9642	1.5199	0.87902	0.36319	0	0
	m+p-Xylene	12.98497	13.9655	12.721	9.33183	3.15751	2.53674	2.15342
	o-Xylene	3.55212	3.25075	2.7204	1.91786	1.68252	0.45112	0.3789
	C9-Aromatics	17.19818	22.6865	23.157	19.2142	10.1026	7.12642	6.70653
	Naphthalene	1.124838	1.71868	1.7716	1.26082	0.67449	0.40536	0.36627
	2-Methylnaphthalene	0	0	0.213	0	0	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0
	Others(1)	0	3.49628	6.07	3.75582	7.93825	6.02804	5.22251
	Others(2)	9.906468	5.62743	6.6218	5.41619	3.69859	1.93525	2.00817
		98.6996	98.1707	96.81	88.7811	74.1274	65.3865	63.1437
Sub-total	CO+CO₂	14.48476	14.0539	11.888	13.4783	11.7999	10.9381	11.367
Sub-total	C₂+C₃ olefins	4.686825	6.42293	6.9606	8.65703	6.51515	4.04048	4.19316
Sub-total	C₂+C₃ paraffins	2.752893	1.57136	0.9487	0.44395	0.11859	0.15691	0.16419
	Paraffins/olefins ratio	0.587368	0.24465	0.1363	0.05128	0.0182	0.03883	0.03916
Sub-total	C₆-C₉ monoaromatics	51.51561	50.2442	46.508	36.1819	17.5887	11.4677	10.6092
Sub-total	Gas products	27.4796	27.6658	26.729	31.405	31.6641	33.2588	34.5683
Sub-total	Liquid Products	71.22001	70.505	70.081	57.3761	42.4633	32.1277	28.5754

Sub-total	C6-C9 aromatics	51.516	50.244	46.51	36.18	17.589	11.468	10.609
------------------	------------------------	--------	--------	-------	-------	--------	--------	--------

Experiment Run	Time-on-Stream Experiment					
	15A	15B	15C	15D	15E	
Variable Design	ZSM-5					
	Zeolyst (Powder), g	1	1	1	1	1
	Si/Al ratio	25	25	25	25	25
	Preheating zone, o C	300	300	300	300	300
Variable Process	Pressure					
	Temperature, oC	350	350	350	350	350
	WHSV, g/g-cat.h	3.87	3.86	4.1	3.83	3.81
	Carrier gas N2, ml/min	30	30	30	30	30
3.894	Acetone feed, g/h					
	Acetone Conv. %	93.25	73.28	43.38	30.11	20.98
	g-acetone/g-cat contact	3.106	5.4355	7.765	10.0945	12.424
	Sampl./analysis time, h	0.4	1.1	1.69	2.27	2.87
Gas phase products	H2	0.03	0.02	0.01	0.09	0.01
	CO	0.28	0.19	0.16	0.69	0.25
	CO2	11.92	17.06	13.46	29.98	19.47
	CH4	0.35	0.25	0.13	0.88	1.41
	C2H4	1.16	1.83	0.48	2.92	0.46
	C2H6	0.21	0.06	0.03	0.54	0.03
	C3H6	1.98	5.64	1.58	4.97	1.2
	C3H8	7.3	0.92	0.08	18.35	0.5
	C4+ Aliphatics	11.64	26.82	34	29.28	46.46
Liquid phase products	C5-C6 Aliphatics	7.58	6.91	7.32	7.36	20.31
	Benzene	2.38	15.29	0	0	0
	Toluene	15.34	3.57	0	0.42	0.99
	Ethylbenzene	2.36	0	0	0	1.51
	m+p-Xylene	17.28	7.26	1.73	0.8	0
	o-Xylene	4.43	0	0	0	0

	C9-Aromatics	13.85	6.9	4.44	2.02	0
	Naphthalene	0.82	0	0	0	0
	2-Methylnaphthalene	1.1	0	0	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	0	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0
	Others(1)	0	7.28	0	1.71	7.4
	Others(2)	0	0	0	0	0
		100	100	100	100	100
Sub-total	CO+CO ₂	12.2	17.25	13.62	30.67	19.72
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	3.14	7.47	2.06	7.89	1.66
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	7.51	0.98	0.11	18.89	0.53
	Paraffins/olefins ratio	2.392	0.131	0.053	2.394	0.319
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	55.64	33.02	6.17	3.24	2.5
Sub-total	Gas products	34.87	52.79	49.93	87.7	69.79
Sub-total	Liquid Products	65.14	47.21	13.49	12.31	30.21

		Yields [%]					
		Run-16	A	B	C	D	E
Gas phase products	H ₂		0.028	0.015	0.004	0.027	0.002
	CO		0.261	0.139	0.069	0.208	0.052
	CO ₂		11.115	12.502	5.839	9.027	4.085
	CH ₄		0.326	0.183	0.056	0.265	0.296
	C ₂ H ₄		1.082	1.341	0.208	0.879	0.097
	C ₂ H ₆		0.196	0.044	0.013	0.163	0.006
	C ₃ H ₆		1.846	4.133	0.685	1.496	0.252
	C ₃ H ₈		6.807	0.674	0.035	5.525	0.105
	C ₄ + Aliphatics		10.854	19.654	14.749	8.816	9.747
Liquid phase products	C ₅ -C ₆ Aliphatics		7.068	5.064	3.175	2.216	4.261
	Benzene		2.219	11.205	0.000	0.000	0.000

	Toluene	14.305	2.616	0.000	0.126	0.208
	Ethylbenzene	2.201	0.000	0.000	0.000	0.317
	m+p-Xylene	16.114	5.320	0.750	0.241	0.000
	o-Xylene	4.131	0.000	0.000	0.000	0.000
	C ₉ -Aromatics	12.915	5.056	1.926	0.608	0.000
	Naphthalene	0.765	0.000	0.000	0.000	0.000
	2-Methylnaphthalene	1.026	0.000	0.000	0.000	0.000
	1-Methylnaphthalene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Dimethylnaphthalene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Trimethylnaphthalene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Others(1)	0.000	5.335	0.000	0.515	1.553
	Others(2)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
		0.000	73.280	27.512	30.113	20.980
Sub-total	CO+CO ₂	11.3765	12.6408	5.908356	9.234737	4.137256
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	2.92805	5.474016	0.893628	2.375679	0.348268
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	7.003075	0.718144	0.047718	5.687779	0.111194
	Paraffins/olefins ratio	2.391719745	0.131191432	0.053398058	2.394169835	0.319277108
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	51.8843	24.197056	2.676546	0.975564	0.5245
Sub-total	Gas products	32.516275	38.684512	21.659634	26.40647	14.641942
Sub-total	Liquid Products	60.74305	34.595488	5.851962	3.706541	6.338058

Time-on-Stream Experiment on 300 °C for acetone conversion									
	Run No.16	16A	16B	16C	16D	16E	16F	16G	16H
Variable Design	ZSM-5 Zeolyst								
	Powder, g	1	1	1	1	1	1	1	
	Si/Al ratio	25	25	25	25	25	25	25	
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300	300	
Variable Process	Pressure	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm	
	Temperature, °C	300	300	300	300	300	300	300	
	WHSV, g/g-cat.h	3.23	4.08	3.48	3.15	3.53	3.33	3.44	3.46

	Carrier gas N ₂ , ml/min	30	30	30	30	30	30	30	
	Interval of sample, [h]	0.48	0.38	0.67	0.74	0.66	0.7	0.45	
	Acetone feed, [g]	1.55	1.55	2.33	2.33	2.33	2.33	1.55	
	g-acetone/g-cat	1.55	3.1	5.43	7.76	10.09	12.42	13.97	
	Time-On-Stream, [h]	0.24	0.67	1.195	1.9	2.593	3.28	3.845	
	Acetone Conv. [%]	90.45	41.97	30.41	24.97	21.13	20.38	20.49	
Gas phase products distribution	H ₂	0.01	0.01	0	0.01	0.01	0.01	0.01	
	CO	0	0	0	0	0	0	0	
	CO ₂	7.94	3.02	2.54	3.16	3.01	5.38	5.38	
	CH ₄	0.18	0.03	0	0.02	0	0	0	
	C ₂ H ₄	0.94	0.47	0.19	0.16	0.16	0.21	0.21	
	C ₂ H ₆	0.1	0.08	0.08	0.07	0.07	0.12	0.12	
	C ₃ H ₆	1.39	1.28	0.55	0.42	0.15	0.71	0.71	
	C ₃ H ₈	4.7	0.42	0	0.2	0.04	0	0	
	C ₄ + Aliphatics	10.19	22.47	21.09	17.01	21.97	60.9	60.9	
Liquid phase products distribution	C ₅ ~C ₆ Aliphatics	13.62	13.11	9.17	8.79	11.38	21.8	21.8	
	Benzene	6.07	47.96	64.27	70.15	63.2	0	0	
	Toluene	11.06	1.74	0	0	0	9.23	9.23	
	Ethylbenzene	18.86	0	0	0	0	0	0	
	m+p-Xylene	0	3.25	0	0	0	0	0	
	o-Xylene	0	0	0	0	0	0	0	
	C ₉ -Aromatics	13.53	6.17	2.1	0	0	1.62	1.62	
	Naphthalene	0	0	0	0	0	0	0	
	2-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	
	1-Methylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	
	Dimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	
	Others(1)	11.39	0	0	0	0	0	0	
	Others(2)	0	0	0	0	0	0	0	
		100	100	100	100	100	100	100	
Sub-total	CO+CO ₂	7.94	3.02	2.54	3.16	3.01	5.38	5.38	

Sub-total	C₂+C₃ olefins	2.33	1.75	0.74	0.58	0.31	0.92	0.92
Sub-total	C₂+C₃ paraffins	4.80	0.50	0.08	0.27	0.11	0.12	0.12
	Paraffins/olefins ratio	2.06	0.29	0.11	0.47	0.35	0.13	0.13
Sub-total	C₆-C₉ monoaromatics	49.52	59.12	66.37	70.15	63.20	10.85	10.85
Sub-total	Gas products	25.45	27.78	24.45	21.05	25.41	67.33	67.33
Sub-total	Liquid Products	74.53	72.23	75.54	78.94	74.58	32.65	32.65

		Yield [%]							
Run-16		A	B	C	D	E	F	G	H
Gas phase products	H ₂	0.009	0.004	0.000	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002
	CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	CO ₂	7.182	1.267	0.772	0.789	0.636	1.096	1.102	
	CH ₄	0.163	0.013	0.000	0.005	0.000	0.000	0.000	
	C ₂ H ₄	0.850	0.197	0.058	0.040	0.034	0.043	0.043	
	C ₂ H ₆	0.090	0.034	0.024	0.017	0.015	0.024	0.025	
	C ₃ H ₆	1.257	0.537	0.167	0.105	0.032	0.145	0.145	
	C ₃ H ₈	4.251	0.176	0.000	0.050	0.008	0.000	0.000	
	C ₄ + Aliphatics	9.217	9.431	6.413	4.247	4.642	12.411	12.478	
	Liquid phase products	C ₅ -C ₆ Aliphatics	12.319	5.502	2.789	2.195	2.405	4.443	4.467
Benzene		5.490	20.129	19.545	17.516	13.354	0.000	0.000	
Toluene		10.004	0.730	0.000	0.000	0.000	1.881	1.891	
Ethylbenzene		17.059	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
m+p-Xylene		0.000	1.364	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
o-Xylene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
C ₉ -Aromatics		12.238	2.590	0.639	0.000	0.000	0.330	0.332	
Naphthalene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
2-Methylnaphthalene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
1-Methylnaphthalene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
Dimethylnaphthalene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
Trimethylnaphthalene		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
Others(1)		10.302	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
Others(2)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	

		90.432	41.974	30.407	24.968	21.128	20.376	20.486
Sub-total	CO+CO ₂	7.18173	1.26749	0.7724	0.78905	0.63601	1.09644	1.10236
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	2.107485	0.73448	0.225	0.14483	0.0655	0.1875	0.18851
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	4.3416	0.20985	0.0243	0.06742	0.02324	0.02446	0.02459
	Paraffins/olefins ratio	2.060086	0.28571	0.1081	0.46552	0.35484	0.13043	0.13043
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	44.79084	24.8127	20.183	17.5165	13.3542	2.21123	2.22317
Sub-total	Gas products	23.01953	11.6593	7.4352	5.25619	5.36913	13.7219	13.7959
Sub-total	Liquid Products	67.41239	30.3149	22.972	19.7113	15.7588	6.65407	6.68999
Sub-total	C6-C9 aromatics	44.791	24.813	20.18	17.52	13.354	2.2112	2.2232

Run 17 - Time-on-Stream Experiment on 400 °C for acetone conversion									
	Run No.17	A	B	C	D	E	F	G	H
Variable Design	ZSM-5 Zeolyst Powder, g	1	1	1	1	1	1	1	1
	Si/Al ratio	25	25	25	25	25	25	25	25
	Preheating zone, °C	300	300	300	300	300	300	300	300
Variable Process	Pressure	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm	atm
	Temperature, °C	400	400	400	400	400	400	400	400
	WHSV, g/g-cat.h	4.19	4.19	4.48	5.55	3.95	4.02	4.16	3.88
	Carrier gas N ₂ , ml/min	30	30	30	30	30	30	30	30
Time-on-Stream	Time-on-Stream, [h]	0.37	0.37	0.52	0.42	0.59	0.56	0.56	0.4
	Acetone feed, [g]	1.55	1.55	2.33	2.33	2.33	2.25	2.33	1.55
	g-acetone/g-cat	1.55	3.1	5.43	7.76	10.09	12.34	14.67	16.22
	Interval of sample, [h]	0.1833	0.55	0.994	1.465	1.969	2.544	3.103	3.581
	Acetone Conv. [%]	99.29	98.94	99.51	99.54	99.4	93.01	53.16	36.94
Gas phase products distribution	H ₂	0.18	0.13	0.09	0.09	0.08	0.03	0.01	0.01
	CO	1.9	1.27	0.86	0.85	0.82	0.49	0.81	0.89
	CO ₂	16.2	14.48	12.46	13.8	18.92	15.93	21.42	23.43
	CH ₄	0.57	0.48	0.39	0.41	0.51	0.38	0.37	0.34
	C ₂ H ₄	0.84	0.88	1.01	1.53	2.98	3.38	1.04	0.54

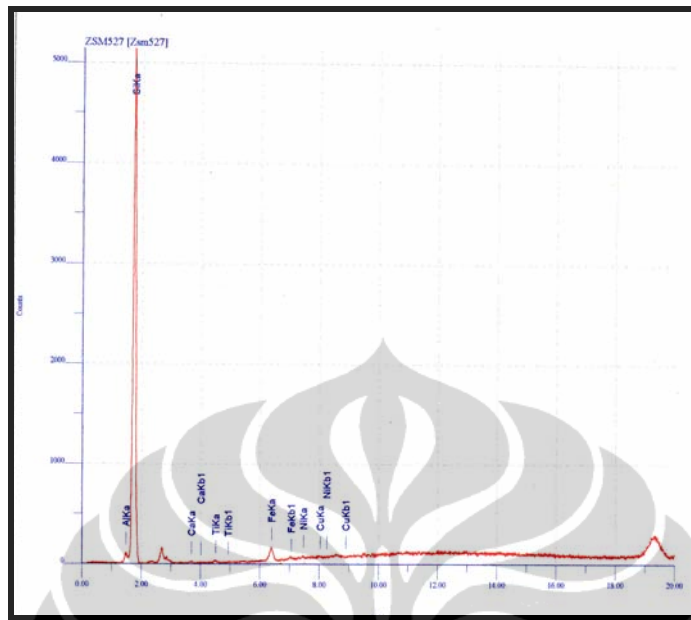
	C2H6	0.93	0.65	0.41	0.34	0.29	0.09	0.03	0.01
	C3H6	0.88	1.03	1.56	2.49	5.63	8.38	4.86	2.16
	C3H8	17.34	13.1	9.27	7.8	7.53	2.47	0.19	0
	C4+ Aliphatics	9.05	9.22	9.95	11.27	14.15	10.83	32.67	35.26
Liquid phase products distribution	C ₅ -C ₆ Aliphatics	1.72	1.19	2.21	3.51	4.94	10.54	19.65	29.56
	Benzene	6.4	4.87	4.05	3.32	1.95	1.55	0	0
	Toluene	21.21	19.3	18.75	16.88	11.47	8.05	2.13	5.1
	Ethylbenzene	1.22	14.79	2.04	2.37	2.2	13.9	4.58	0
	m+p-Xylene	13.06	0	16.78	16.69	13.44	0	0	0
	o-Xylene	3.81	4.49	5.08	5.04	3.89	2.66	0	0
	C ₉ -Aromatics	3.74	6.91	9.32	10.67	6.64	13.35	3.51	2.69
	Naphthalene	0	0.47	0.68	0.77	0.75	0.85	0	0
	2-Methylnaphthalene	0.95	1.49	1.27	0.97	0.61	0.42	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0.47	0	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	1.4	1.25	0	0.36	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	0
	Others(1)	0	3.35	0	0	0	4.98	8.73	0
Others(2)	0	0	2.57	1.2	2.83	1.74	0	0	
		100	100	100	100	100	100	100	100
Sub-total	CO+CO ₂	18.1	15.75	13.32	14.65	19.74	16.42	22.23	24.32
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	1.72	1.91	2.57	4.02	8.61	11.76	5.9	2.7
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	18.27	13.75	9.68	8.14	7.82	2.56	0.22	0.01
Sub-total	Paraffins/olefins ratio	10.62209	7.19895	3.7665	2.02488	0.90825	0.21769	0.03729	0.0037
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	49.44	50.36	56.02	54.97	39.59	39.51	10.22	7.79
Sub-total	Gas products	47.89	41.24	36	38.58	50.91	41.98	61.4	62.64
Sub-total	Liquid Products	52.11	58.73	64	61.42	49.08	58.04	38.6	37.35
		Yield [%]							
	Run-17	A	B	C	D	E	F	G	H
Gas phase products	H2	0.178722	0.12862	0.0896	0.08959	0.07952	0.0279	0.00532	0.00369
	CO	1.88651	1.25654	0.8558	0.84609	0.81508	0.45575	0.4306	0.32877
	CO2	16.08498	14.3265	12.399	13.7365	18.8065	14.8165	11.3869	8.65504
	CH4	0.565953	0.47491	0.3881	0.40811	0.50694	0.35344	0.19669	0.1256
	C2H4	0.834036	0.87067	1.0051	1.52296	2.96212	3.14374	0.55286	0.19948

Lampiran B (Lanjutan)

	C2H6	0.923397	0.64311	0.408	0.33844	0.28826	0.08371	0.01595	0.00369
	C3H6	0.873752	1.01908	1.5524	2.47855	5.59622	7.79424	2.58358	0.7979
	C3H8	17.21689	12.9611	9.2246	7.76412	7.48482	2.29735	0.101	0
	C4+ Aliphatics	8.985745	9.12227	9.9012	11.2182	14.0651	10.073	17.3674	13.025
Liquid phase products	C5~C6 Aliphatics	1.707788	1.17739	2.1992	3.49385	4.91036	9.80325	10.4459	10.9195
	Benzene	6.35456	4.81838	4.0302	3.30473	1.9383	1.44166	0	0
	Toluene	21.05941	19.0954	18.658	16.8024	11.4012	7.48731	1.13231	1.88394
	Ethylbenzene	1.211338	1.895	2.03	2.3591	2.1868	12.9284	2.43473	0
	m+p-Xylene	12.96727	14	16.698	16.6132	13.3594	0	0	0
	o-Xylene	3.782949	4.44241	5.0551	5.01682	3.86666	2.47407	0	0
	C9-Aromatics	3.713446	6.83675	9.2743	10.6209	11.0278	12.4168	1.86592	0.99369
	Naphthalene	0	0.46502	0.6767	0.76646	0.7455	0.79059	0	0
	2-Methylnaphthalene	0.943255	1.47421	1.2638	0.96554	0.60634	0.39064	0	0
	1-Methylnaphthalene	0	0.46502	0	0	0	0	0	0
	Dimethylnaphthalene	0	1.38516	1.2439	0	0.35784	0	0	0
	Trimethylnaphthalene	0	0	0	0	0	0	0	0
	Others(1)	0	3.31449	0	0	0	4.6319	4.64087	0
	Others(2)	0	0	2.5574	1.19448	2.81302	1.61837	0	0
		99.29	100.172	99.51	99.54	103.818	93.0286	53.16	36.9363
Sub-total	CO+CO ₂	17.97149	15.5831	13.255	14.5826	19.6216	15.2722	11.8175	8.98381
Sub-total	C ₂ +C ₃ olefins	1.707788	1.88975	2.5574	4.00151	8.55834	10.938	3.13644	0.99738
Sub-total	C ₂ +C ₃ paraffins	18.14028	13.6043	9.6326	8.10256	7.77308	2.38106	0.11695	0.00369
	Paraffins/olefins ratio	10.62209	7.19895	3.7665	2.02488	0.90825	0.21769	0.03729	0.0037
Sub-total	C ₆ -C ₉ monoaromatics	49.08898	51.088	55.746	54.7171	43.7801	36.7483	5.43295	2.87763
Sub-total	Gas products	47.54998	40.8029	35.824	38.4025	50.6045	39.0456	32.6402	23.1392
Sub-total	Liquid Products	51.74002	59.3692	63.686	61.1375	53.2132	53.983	20.5198	13.7971
Sub-total	C6-C9 aromatics	49.089	51.088	55.75	54.72	43.78	36.748	5.433	2.8776



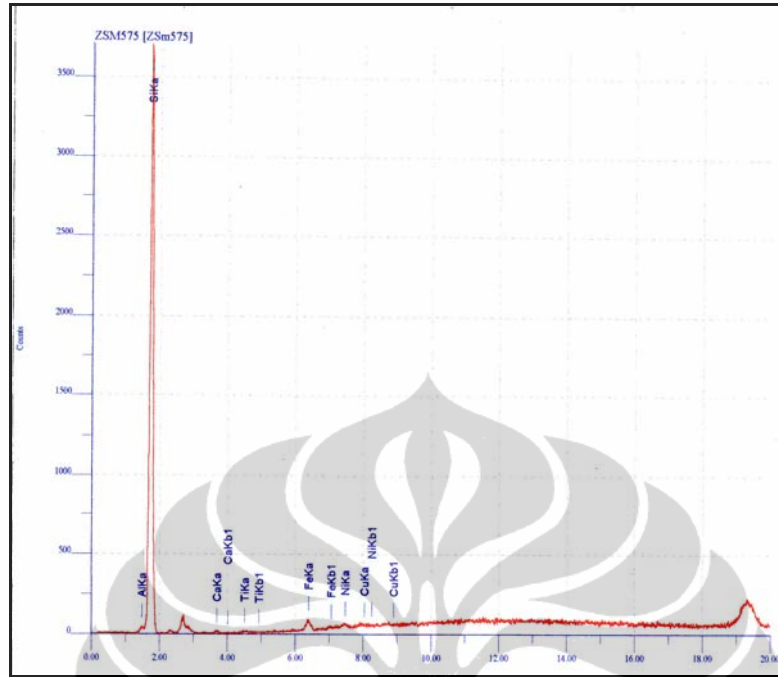
Lampiran C Data Analisis XRF dan GC-MS



Hasil XRF Untuk H-ZSM-5 Sampel 1

Kandungan Unsur-unsur dalam H-ZSM-5 Sampel 1

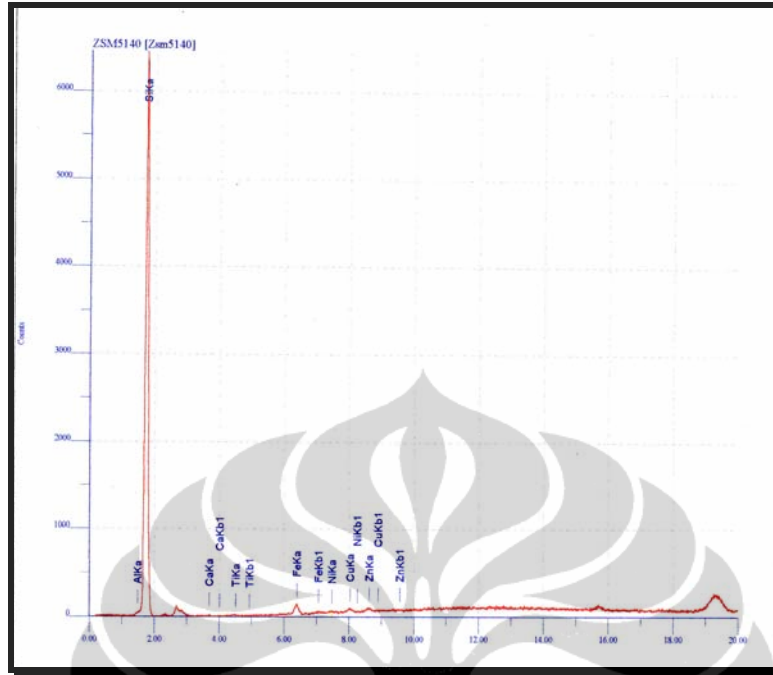
Atom/Chem Formula	Wt (%)	Mole (%)
Al	1,9759	2,0719
Si	96,1983	96,9069
Ca	0,3851	0,2721
Ti	0,3141	0,1855
Fe	0,9551	0,4839
Ni	0,0950	0,0458
Cu	0,0763	0,0340



Hasil XRF Untuk H-ZSM-5 Sampel 2

Tabel Kandungan Unsur-unsur dalam H-ZSM-5 Sampel 2

Atom/Chem Formula	Wt (%)	Mole (%)
Al	0,4167	0,4362
Si	98,2155	98,7744
Ca	0,4544	0,3203
Ti	0,1349	0,0795
Fe	0,6100	0,3085
Ni	0,1684	0,0810

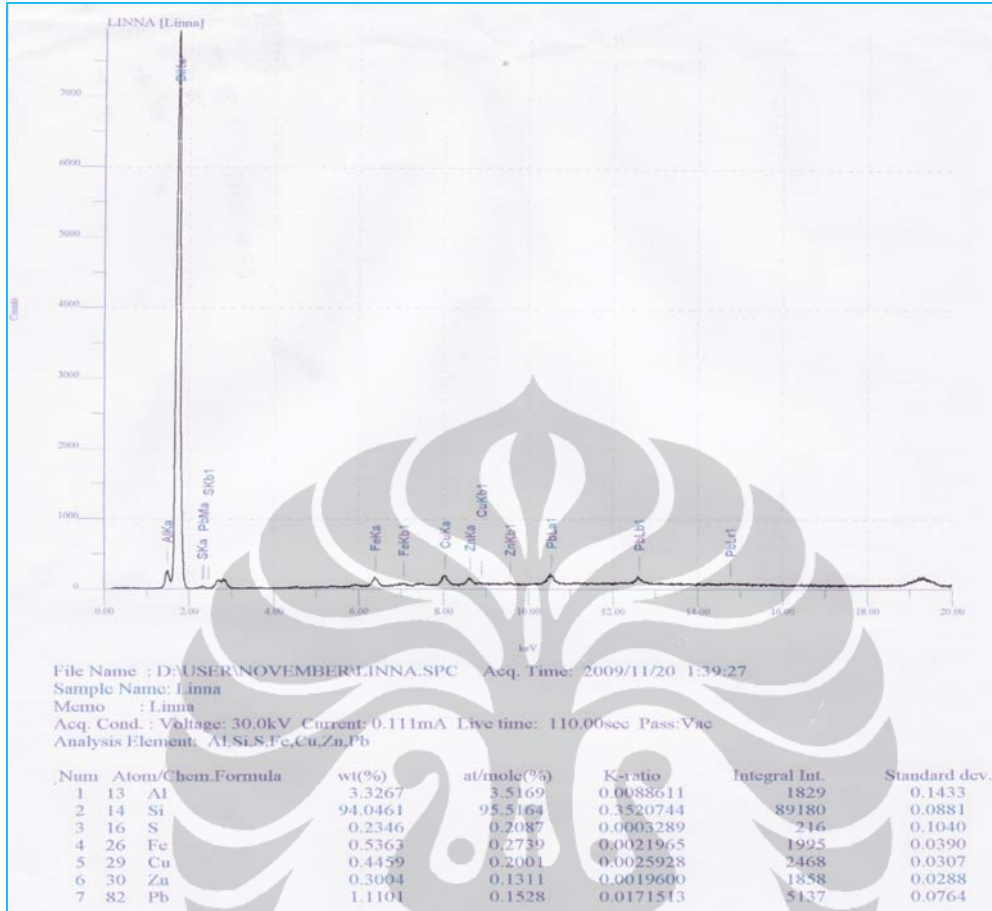


Hasil XRF Untuk H-ZSM-5 Sampel 3

Kandungan Unsur-unsur dalam H-ZSM-5 Sampel 3

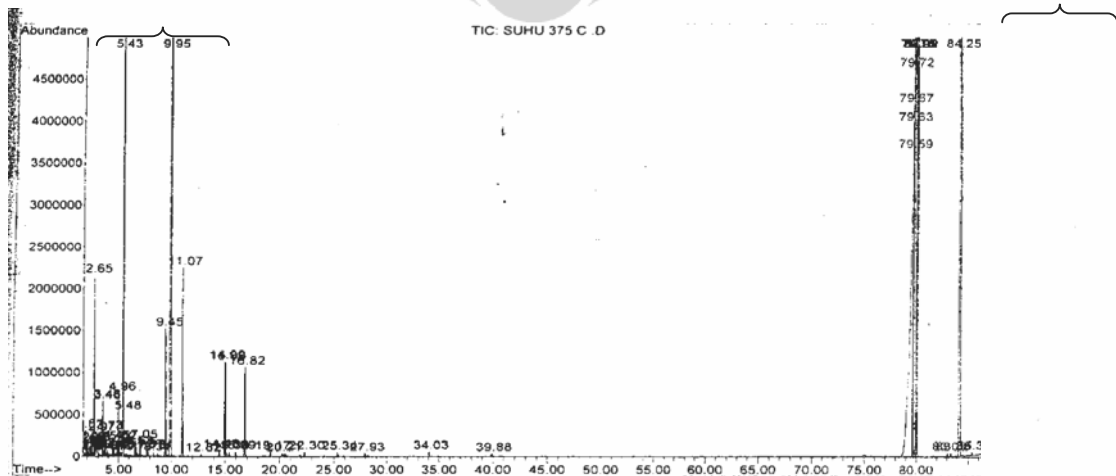
Atom/Chem Formula	Wt (%)	Mole (%)
Al	0,0399	0,0402
Si	98,5865	99,2521
Ca	0,2372	0,1673
Ti	0,0987	0,0583
Fe	0,6963	0,3525
Ni	0,0534	0,0257
Cu	0,1786	0,0795
Zn	0,1493	0,0646

Lampiran C (Lanjutan)



Hasil X-Ray Fluorescence untuk Katalis HZSM-5 yang Digunakan (N.E Chemcat)

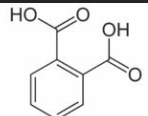


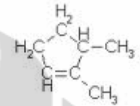
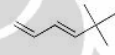

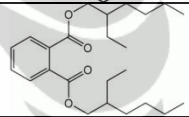



Identifikasi produk cair hasil reaksi suhu 375⁰C



Gambar Spektrum Chromatogram Suhu 375⁰ C

Lampiran C (Lanjutan)

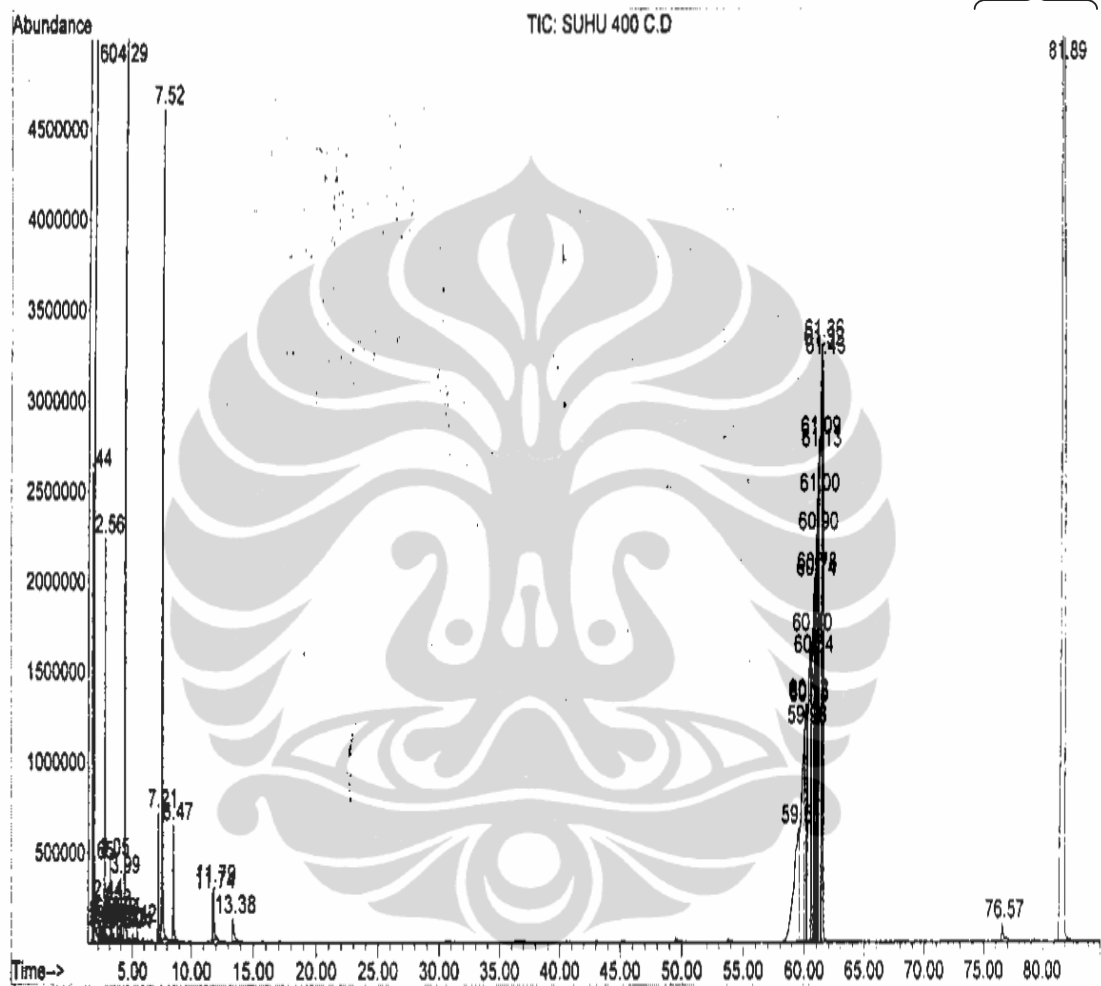
Tabel Komposisi Senyawa Produk hasil reaksi Aseton Suhu 375⁰C

no.	ID	% mol	struktur kimia
1	1,2-Benzenedicarboxylic acid	31,89	
2	1,3,5-Hexatriene	0,05	
3	1,4-Cyclohexadiene	0,03	
4	3,5-Dimethylcyclopentene	0,11	
5	5,5-Dimethyl-1,3-hexadiene	0,06	
6	Benzene	11,93	
7	Bis (2-ethylhexyl) phtalate	55,19	
8	Cyclohexene	0,07	
9	Cyclopentane	0,09	
10	Methylaurate	0,59	

Lampiran C (Lanjutan)

Identifikasi GC-MS produk cair hasil reaksi suhu 400 °C

Bis (2-ethylhexyl) phthalate



Gambar Spektrum Chromatogram Suhu 400° C

Lampiran C (Lanjutan)

Struktur Kimia dan Komposisi Produk pada Suhu 400 °C

no.	ID	%mol	struktur kimia
1	(E)-1-Phenyl-1-butene	0,052	
2	1,4-Cyclohexadiene	0,114	
3	1H-Indene	0,041	
4	1-Pentene	0,010	
5	3,5-Dimethylcyclopentene	0,28	
6	3-Penten-2-one	0,093	
7	Benzene	14,67	
8	Bis (2-ethylhexyl) phthalate	73,23	
9	Cyclohexene	0,393	
10	Cyclopentane	0,041	
11	Cyclopentene	1,346	
12	Methylaurate	1,025	
13	Naphtalene	0,114	
14	Toluene	8,59	

DAFTAR RIWAYAT HIDUP

Nama Lengkap : Setiadi
NPM : 0706310406
Program Studi : Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia
Tempat/Tgl Lahir : Surabaya, 19 Agustus 1960

Pendidikan :

1. SD Negeri Kecubung II, Pace, Nganjuk 1972
2. SMP Negeri Nganjuk 1975
3. SMAN/SMPP Negeri Surabaya 1979
4. Teknik Kimia- ITS Surabaya 1985
5. Chemical Engineering, TIT-Tokyo 1994

Publikasi

- Setiadi, Slamet, M. Nasikin “Catalytic Conversion of Acetone to Monoaromatic Chemicals using H-ZSM-5”, *International Journal of Engineering & Technology IJET-IJENS*, Vol. 11 No.2, pp. 72-79, ISSN : 2077-1185 (Published)
- Setiadi, Slamet, M. Nasikin, T. Tsutsui, T. Kojima , “Review on H-ZSM-5 Catalyst for Production of Hydrocarbons from Renewable Organic Compounds” *Jurnal Teknologi Edisi No.4, Tahun XXII, 2008*, ISSN 0215-1685 (Published)
- Setiadi, Slamet, M. Nasikin, T. Tsutsui, T. Kojima “The Change in Catalytic Activity of H-ZSM-5 in Acetone Reaction Due To The Coking Deactivation” (Under preparation ready for submission)

International Seminar

- “The Producing of Aromatic Hydrocarbons from Renewable acetone : Product Identification”, *Sriwijaya International Seminar on Engineering and Science, Palembang 2008* (Setiadi, Slamet, M. Nasikin, T. Tsutsui, T. Kojima)
- “Change in Catalytic Activity of HZSM-5 in Acetone Conversion to Aromatic Hydrocarbons”, *The International Seminar on Chemistry, Bandung 2009* (Setiadi, Slamet, M. Nasikin, T. Tsutsui, T. Kojima)
- “A study on the Crystallization Stage of The ZSM-5 Crystal Structure”, *The 12th International Conference on QIR (Quality in Research)*, Bali Juli 2011
- *International Seminar On Energy Science & Technology*, Nov. 3-4, 2010, ISBN : 978-979-18845-0-1 “Conversion of Acetone using H-ZSM-5 Catalyst” (Setiadi, Slamet, M. Nasikin, T. Tsutsui, T. Kojima)

Pengalaman Publikasi/disseminasi lain

- *Jurnal Makara seri Teknologi*, Vol. 12, No.1, April 2009, hal. 31-37 “Studi Absorpsi CO₂ Menggunakan Kolo Gelembung Berpancaran Jet” (Setiadi, Dijan Supramono, Sukirno)
- *Chemical Engineering Science* 59, hal. 3993-3999 “Enhancement of Conversion and Selectivity by temperature-swing unsteady-state reaction method in shape-selective methylation of methylnaphthalene with ZSM-5” (T.Tsutsui, K.Ijichi, T.Inomata, **Setiadi**, T.Kojima, K. Sato)
- Pengaruh Konfigurasi Liquid Jet Flow Kolom Gelembung terhadap Kemampuan Absorpsi gas CO₂, *Jurnal APTEKINDO, JTKI-ITB*. edisi Agustus 2010 (Setiadi, Dijan Supramono, Nur Istiqomah)

- Catalysis Today 24 (1995) p.315' "Ethane oxidative dehydrogenation over boron oxides supported on YSZ"
- Mendelev Commn., 1993 p.10'"Selectivity Control by Oxygen Pressure in Methane Oxidation Over Phosphate Catalysis" M.Yu Sinev, **Setiadi**, K. Otsuka

Pengalaman Seminar Lain

Tema	Event Seminar
• Sintesis Biodiesel Dari Bahan Baku Minyak Sawit Menggunakan Reaktor Jet Bubble Column	Seminar Nasional Teknik Kimia Soehadi reksowardojo, ITB, Oct. 25-26 2008, Prosiding ISSN - 0854-7769
• Studi Tahap Kristalisasi Dalam Sintesis Katalis ZSM-5 Menggunakan Template Organik Etilendiamin (EDA)	Seminar Nasional Teknik Kimia Soehadi reksowardojo, ITB, Oct. 25-26 2008, Prosiding ISSN - 0854-7769
• Formulasi Empirik Kinerja Proses Absorpsi CO ₂ oleh Larutan KOH dalam Kolom Gelembung Pancaran (Jet Bubble Column)	Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia, SNTKI 20 Oktober 2009, ISBN 978-979-98300-1-2
• Kemampuan Kolom Gelembung Pancaran (Jet Bubble Column) Untuk Mereduksi Kandungan CO ₂	Seminar Nasional Teknik Kimia Soehadi reksowardojo, ITB, 3-4 Nopember 2008, Prosiding ISSN - 0854-7769
• Pengaruh Konfigurasi Liquid Jet Flow Kolom Gelembung terhadap Kemampuan Absorpsi gas CO ₂	Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia, SNTKI 20 Oktober 2009, ISBN 978-979-98300-1-
• Perengkahan Katalitik Campuran Minyak Jarak dan Air menjadi Hidrokarbon setara fraksi Bensin Menggunakan Katalis B ₂ O ₃ /Zeolit	Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia, SNTKI 20 Oktober 09, ISBN 978-979-98300-1-2
• Producing Aromatic Chemicals Fom Renewable Acetone Using H-ZSM-5	ORAL Presentation EM-02 Sriwijaya International Seminar On Energy Science & Technology, Nov. 5-6, 008, ISBN : 978-979-18845-0-1
• Reaksi Dekarboksilasi Minyak Jarak Pagar untu Pembuatan Hidrokarbon setara Fraksi Diesel Menggunakan Ca(OH) ₂	Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia, SNTKI 2009, ISBN 978-979-98300-1-2
• A New Route of Petrochemicals Production from a Biomass-Derived Reource (T. Tsutsui, M. Wada, K. Ijichi, Setiadi, T. Kojima)	ORAL Presentation OA3 Combined Application of Biomass for Energy Industrial Products for Climate Protection, 15 th European Biomass conference & Exhibition, Berlin, Germany, 7 -11 May 2007
• Catalytic Process To Hydrocarbons From Renewable Compounds by Zeolite Catalysts (Setiadi, Prilly C., Astri N.)	Regional Symposium on Chemical Engineering, Department of Chemical Eng., Gajahmada University, December 4-5, 2007
• Kinerja Katalis Sintetik ZSM-5-Al ₂ O ₃ dalam Reaksi Perengkahan Minyak Sawit Menjadi Hidrokarbon Fraksi Gasoline (Setiadi, Benny A.W)	Prosiding Seminar Nasional Zeolit V, Ikatan Zeolit Indonesia (IZI), Bandar Lampung 2006, ISBN 979-15213-0-1

•Konversi Katalitik Aseton menjadi Hidrokarbon C1-C10 Menggunakan Katalis ZSM-5 (Setiadi)	Prosiding Seminar Nasional Teknologi Proses Kimia (SNTPK) VII, Teknik Gas Petrokimia-FTUI, Jakarta, Maret 2005, ISSN : 1410-9891
•Konversi Katalitik n-butanol menjadi hidrokarbon C2-C4 Menggunakan Katalis B2O3/Zeolit Alam (Setiadi, Darius)	Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia 2006, Palembang 19-20 Juli 2006, ISBN 979-97893-0-3
•Oxidative Dehidrogenasi Etana menjadi Etilen menggunakan Katalis B2O3/Al2O3 : Pengaruh Kandungan Boron Oksida (Setiadi)	Prosiding Seminar Nasional Teknologi Proses Kimia (SNTPK) VII, Teknik Gas Petrokimia-FTUI, Jakarta, Maret 2005, ISSN : 1410-9891
•Pemanfaatan Zeolit Alam sebagai Komponen Penyangga Katalis untuk Reaksi Hidrogenasi CO2 & Perengkahan Minyak Sawit (Setiadi, Yanes Darmawan, R. Meilisa Fitria)	Prosiding Seminar Nasional Zeolit V, Ikatan Zeolit Indonesia (IZI), Bandar Lampung 2006, ISBN 979-15213-0-1
•Perengkahan Molekul trigliserida Minyak Sawit Menjadi Hidrokarbon Fraksi Gasoline Menggunakan Katalis B2O3 (Setiadi, Bayu Arifianto)	Prosiding Seminar Nasional Kimia 2007, Departemen Kimia, FMIPA-UI, Gd. PSJ-UI, Depok, 7-8 Agustus 2007
•Preparasi dan Karakterisasi Zeolit Alam untuk Konversi Senyawa ABE Menjadi Hidrokarbon (Setiadi, Astri Pertiwi)	Prosiding Konggres dan Simposium Nasional Kedua MKICS 2007, Semarang 18-19 April 2007, ISSN 0216-4183
•Proses Katalitik Sintesis Hidrokarbon Fraksi Bensin dari Minyak Sawit Menggunakan Katalis B2O3/Zeolit (Setiadi, R. Mailisa Fitria)	Prosiding Seminar Nasional Masyarakat Katalisis Indonesia (MKICS) Indonesian Catalyst Society 2006, Kampus UI, Depok 26-27 Juni 2006 ISBN-979-8768-05-1
•Spesi Aktif Hasil Impregnasi Boron Oksida untuk Reaksi Oksidatif Dehidrogenasi Etana (Setiadi)	Prosiding Seminar Nasional Masyarakat Katalisis Indonesia (MKICS) Indonesian Catalyst Society 2006, Kampus UI, Depok 26-27 Juni 2006 ISBN-979-8768-05-1
•Studi Hidrodinamika dan Kinetika Absorpsi CO2 Kolom Gelembung Pancaran (Jet Bubble Column) (Setiadi, Didiek Hari Nugroho)	Prosiding Seminar Nasional Rekayasa Kimia dan Proses 2007, Teknik Kimia UNDIP Semarang, 25-26 Juli 2007, ISSN 1411-4216
•The Deactivation Behaviour of HZSM-5 Catalyst at Various Temperatures of Acetone Conversion to Mono-aromatic Hydrocarbons (Setiadi, Prilly Fatticianita J., Toshinori KOJIMA)	Prosiding The 10th International Conference on Quality on Research, FTUI, Depok, 4-6 Desember 2007, ISSN : 1411-1284
•Time On Stream Stability of H-ZSM-5 Catalyst on Acetone Conversion to Aromatic Chemicals (Setiadi, T. Kojima, T. Tsutsui)	Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia 2006, Palembang 19-20 Juli 2006, ISBN 979-97893-0-3