



TESIS TK142541

**PEMBUATAN KATALIS HETEROGEN Ni-Mo/
H-ZSM-5 UNTUK MEMPRODUKSI *BIOFUEL* DARI
MINYAK BIJI KAPUK RANDU (*Ceiba pentandra*)
MELALUI PROSES *CATALYTIC HYDROCRACKING***

I GEDE ANDY ANDIKA PARAHITA
NRP. 02211550010207

DOSEN PEMBIMBING
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd
Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018

LEMBAR PENGESAHAN

PEMBUATAN KATALIS HETEROGEN Ni-Mo/H-ZSM-5 UNTUK MEMPRODUKSI *BIOFUEL* DARI MINYAK BIJI KAPUK RANDU (*Ceiba pentandra*) MELALUI PROSES CATALYTIC HYDROCRACKING

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Master Teknik (M.T.)
di Program Magister, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri,
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :
I Gede Andy Andika Parahita
NRP. 02211550010207

Tanggal Ujian : 4 Januari 2018

Disetujui oleh :

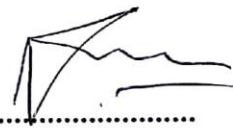
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd.
NIP. 19510729 198603 2 001

(Pembimbing)



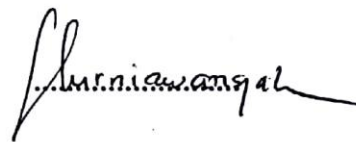
Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA.
NIP. 19500428 197903 1 002

(Co-Pembimbing)



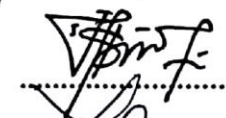
Firman Kurniawansyah, S.T., M.Eng.Sc., Ph.D.
NIP. 19770529 200312 1 002

(Penguji)



Siti Nurkhamidah, S.T., M.Sc., Ph.D.
NIP. 19840508 200912 2 004

(Penguji)



Dr. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.S.
NIP. 19841023 200912 2 009

(Penguji)



Dekan Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T.
NIP. 19690507 199512 1 001

**PEMBUATAN KATALIS HETEROGEN Ni-Mo/H-ZSM-5
UNTUK MEMPRODUKSI BIOFUEL
DARI MINYAK BIJI KAPUK RANDU (*Ceiba pentandra*)
MELALUI PROSES CATALYTIC HYDROCRACKING**

Nama Mahasiswa : I Gede Andy Andika Parahita
NRP : 02211550010207
Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd
Co-Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA

ABSTRAK

Penelitian ini memiliki tujuan umum yaitu mempelajari proses pembuatan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 menggunakan metode *incipient wetness impregnation*. Mempelajari pengaruh % *loading* logam Ni dan Mo yang diimpregnasikan pada katalis H-ZSM-5 dan pengaruh suhu reaksi dalam proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) terhadap nilai *yield* dan konversi yang dihasilkan pada reaktor *pressure batch*. Selain itu, penelitian ini juga mencari model kinetika reaksi proses *catalytic hydrocracking* pada reaktor *pressure batch*.

Pada tahap pembuatan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 terjadi penurunan luas permukaan katalis seperti yang ditunjukkan oleh hasil analisa BET (*Brunauer-Emmett-Teller*) untuk katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan % *loading* 10% dan rasio (1:3) yaitu sebesar 213.6600 m²/g. Difraktogram yang dihasilkan dari analisa XRD (*X-Ray Diffraction*) menunjukkan puncak - puncak identik JCPDS dari penyangga H-ZSM-5, logam Ni dan logam Mo. Hal ini menunjukkan bahwa logam Ni dan Mo berhasil terimpregnasi ke dalam penyangga katalis H-ZSM-5.

Katalis yang dihasilkan digunakan dalam uji aktivitas katalis melalui proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu kemudian produk yang dihasilkan dianalisa menggunakan GCMS (*Gas Chromatography - Mass Spectrofotometry*) untuk mengetahui kandungan senyawa hidrokarbon yang terdapat produk. Pada uji katalitik nilai *yield* dan konversi terbaik diperoleh pada penggunaan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan % *loading* 10% dan rasio (1:3) yaitu *yield kerosene* 26.3348%, *yield gasoil* 43.6911% dan nilai konversi sebesar 88.64%. Persamaan kinetika reaksi untuk reaksi *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu menggunakan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 pada reaktor *pressure batch* dapat dirumuskan $-r_A = 13,30 \times 10^3 e^{93.16/8,314T} C_A$.

Kata kunci : *biofuel*, minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*), *catalytic hydrocracking*, Ni-Mo/H-ZSM-5

**THE PRODUCTION OF Ni-Mo/H-ZSM-5 HETEROGEN CATALYST
TO PRODUCE BIOFUEL
FROM KAPUK RANDU (*Ceiba pentandra*) SEED OIL
THROUGH CATALYTIC HYDROCRACKING PROCESS**

Student Name : I Gede Andy Andika Parahita
NRP : 02211550010207
Advisor : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd
Co-Advisor : Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA

ABSTRAK

This research has a general purpose of studying the process of produce Ni-Mo/H-ZSM-5 catalyst using incipient wetness impregnation method. Studied the effect of %loading of Ni and Mo metal that impregnated on H-ZSM-5 catalyst and the effect of reaction temperature in catalytic hydrocracking process of kapuk (*Ceiba pentandra*) seed oil against the yield and conversion values that produced in pressure batch reactor. In addition, this study also determine the reaction kinetic model of catalytic hydrocracking process in pressure batch reactor.

At the Ni-Mo/H-ZSM-5 catalyst preparation step, there was decreasing of catalyst surface area that determined by BET (Brunauer-Emmett-Teller) analysis for Ni-Mo/H-ZSM-5 catalysts with 10% loading and ratio (1: 3) that is equal to 213.6600 m² / g. the XRD (X-Ray Diffraction) diffractogram showed the identical peaks of JCPDS from H-ZSM-5, Ni and Mo metals. This indicated that Ni and Mo metals were successfully impregnated into the H-ZSM-5 catalyst support.

The obtained catalysts were used in the catalytic activity test through catalytic hydrocracking process of the kapuk randu seed oil and the obtained products were analyzed using GCMS (Gas Chromatography - Mass Spectrophotometry) to determine the hydrocarbon content of the product. In the catalytic hydrocracking test, the best yield and conversion values were obtained on the use of Ni-Mo / H-ZSM-5 catalyst with 10% loading% and ratio (1: 3) i.e. 26.3348% of kerosene yield, 43.6911% of gasoil yield and conversion value 88.64%. The reaction kinetics equation for catalytic hydrocracking reaction of kapuk randu seed oil using Ni-Mo/H-ZSM-5 catalyst at pressure batch reactor is well-defined by $-r_A = 13,30 \times 10^3 e^{93.16/8,314T} C_A$

Keywords : *biofuel, kapuk (Ceiba pentandra) seed oil, catalytic hydrocracking, Ni-Mo/H-ZSM-5*

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tesis yang berjudul :”**Pembuatan Katalis Heterogen Ni-Mo/H-ZSM-5 untuk Memproduksi Biofuel dari Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*) melalui Proses *Catalytic Hydrocracking***” dengan baik.

Tesis ini merupakan salah satu syarat dalam rangka menyelesaikan pendidikan S2 di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS. Dalam penyusunan Tesis ini, penulis mendapatkan bantuan berupa masukan – masukan dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung. Pada kesempatan ini, penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd. selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan motivasi dan semangat serta dengan penuh kesabaran memberikan bimbingan dan masukan hingga Tesis ini dapat diselesaikan.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Achmad Roesyadi, DEA. selaku Dosen Co-Pembimbing dan Kepala Laboratorium Teknik Reaksi Kimia atas saran, semangat dan dengan penuh kesabaran memberikan bimbingan hingga Tesis ini dapat diselesaikan.
4. Bapak Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi Pascasarjana Departemen Teknik Reaksi Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
5. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Sekretaris Program Studi Pascasarjana Departemen Teknik Reaksi Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
6. Bapak Firman Kurniawansyah, S.T., M.Eng.Sc., Ph.D., Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D., dan Ibu Dr. Eva Oktavia Ningrum, S.T., M.Sc., selaku tim penguji Tesis yang telah memberikan banyak kritik, saran dan dorongan semangat sehingga Tesis ini dapat diselesaikan dengan baik.

7. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember atas bantuannya kepada penulis selama penulis melakukan penelitian sehingga dapat menyelesaikan Tesis ini.
8. I Gede Rai Maya Temaja dan Ni Luh Komang Kusumawati sebagai orang tua, serta I Made Bayu Puradipa sebagai adik dari penulis yang selalu memberikan dukungan, semangat, doa, dan kasih sayang sehingga penulis dapat menyelesaikan Tesis ini dengan baik.
9. Ni Wayan Lia Kusumaningrum atas Doa, support, semangat dan kasih sayangnya yang memotivasi penulis sehingga Tesis ini dapat diselesaikan.
10. Teman – teman di Laboratorium Teknik Reaksi Kimia yang telah memberikan semangat, motivasi dan supportnya selama penulis menyelesaikan Tesis ini.
11. Semua pihak yang membantu penyelesaian Tesis ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa masih banyak kekurangan dari penulisan Tesis ini baik dari materi maupun teknik penyajiannya mengingat kurangnya pengetahuan dan pengalaman penulis. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan.

Surabaya, Januari 2018

Penulis

DAFTAR ISI

	Hal
Halaman Judul	
Lembar Pengesahan	
Abstrak	i
Abstract	ii
Kata Pengantar	iii
Daftar Isi.....	v
Daftar Tabel	viii
Daftar Gambar.....	ix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	4
1.3 Batasan Masalah	4
1.4 Tujuan Penelitian.....	4
1.5 Manfaat Penelitian.....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 Tanaman Kapuk Randu	7
2.2 Minyak Biji Kapuk Randu.....	9
2.3 Katalis.....	11
2.3.1 Katalis Homogen.....	12
2.3.2 Katalis Heterogen.....	13
2.4 Zeolit.....	14
2.4.1 Zeolit Alam	15
2.4.2 Zeolit Sintesis.....	15
2.5 Logam Nikel (Ni)	17
2.6 Logam Molibdenum (Mo).....	19
2.7 Perengkahan (<i>Cracking</i>).....	20
2.7.1 Perengkahan Termal (<i>Thermal Cracking</i>)	21
2.7.2 Perengkahan Katalitik (<i>Catalytic Cracking</i>).....	21
2.7.3 Perengkahan Hidro (<i>Hydrocracking</i>).....	21

2.8	Reaktor <i>Batch</i>	24
2.9	<i>Biofuel</i>	25
2.10	Penelitian Terdahulu	27
BAB III	METODOLOGI PENELITIAN	31
3.1	Tahapan Penelitian	31
3.2	Peralatan dan Bahan Penelitian	32
3.2.1	Peralatan Penelitian.....	32
3.2.2	Bahan Penelitian	32
3.3	Skema Peralatan Penelitian	32
3.3.1	Peralatan Kalsinasi.....	32
3.3.2	Reaktor <i>Pressure Batch</i>	33
3.4	Variabel Penelitian	35
3.4.1	Variabel Tetap.....	35
3.4.2	Variabel Berubah	35
3.5	Prosedur Penelitian.....	35
3.5.1	Prosedur Preparasi Katalis H-ZSM-5	35
3.5.2	Prosedur Pembuatan Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5.....	36
3.5.3	Prosedur <i>Catalytic Hydrocracking</i> Minyak Biji Kapuk Randu	36
3.6	Diagram Alir Penelitian.....	38
3.6.1	Diagram Alir Preparasi Katalis H-ZSM-5	38
3.6.2	Diagram Alir Pembuatan Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5	38
3.6.3	Diagram Alir <i>Catalytic Hydrocracking</i> Minyak Biji Kapuk Randu.....	39
3.7	Analisa Data	40
BAB IV	HASIL DAN PEMBAHASAN	41
4.1	Analisa Kandungan Minyak Biji Kapuk Randu	41
4.2	Pembuatan Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5.....	44
4.3	Karakterisasi Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5	45
4.4	Hasil <i>Catalytic Hydrocracking</i> Minyak Biji Kapuk Randu	52
4.4.1	Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap Komposisi Senyawa Hidrokarbon Produk <i>Biofuel</i>	52

4.4.2 Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap <i>Yield Biofuel</i>	63
4.4.3 Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap Konversi <i>Biofuel</i>	67
4.5 Studi Kinetika Reaksi Minyak Biji Kapuk Randu pada Reaktor <i>Batch</i>	67
BAB V KESIMPULAN	73
DAFTAR PUSTAKA	xi

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Klasifikasi Tanaman Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>).....	8
Tabel 2.2	Karakteristik Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>).....	10
Tabel 2.3	Komposisi Asam Lemak dari Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>)	11
Tabel 2.4	Tanaman yang digunakan sebagai biomassa di Indonesia	25
Tabel 2.5	Hasil Penelitian Terdahulu	28
Tabel 4.1	Hasil Analisa Komposisi Senyawa Dalam Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>) Menggunakan GCMS.....	43
Tabel 4.2	Karakteristik Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>).....	44
Tabel 4.3	Penamaan Katalis Berdasarkan Variasi % <i>Loading</i> dan Rasio Logam yang Digunakan	45
Tabel 4.4	Data Analisa Luas Permukaan, Diameter Pori dan Volume Pori Katalis Ni-Mo/HZSM-5	46

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Tanaman Kapuk Randu (<i>Ceiba Pentandra</i>).....	7
Gambar 2.2	Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba Pentandra</i>).....	9
Gambar 2.3	Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba Pentandra</i>)	10
Gambar 2.4	Representasi Kerja Katalis	12
Gambar 2.5	Struktur Tiga Dimensi ZSM-5.....	16
Gambar 2.6	Mekanisme Reaksi <i>Hydrocracking</i>	22
Gambar 2.7	Skema reaksi untuk konversi trigliserida menjadi hidrokarbon ..	24
Gambar 3.1	Diagram Blok Tahapan Penelitian.....	31
Gambar 3.2	Rangkaian Peralatan Kalsinasi	33
Gambar 3.3	Rangkaian Reaktor <i>Pressure Batch</i>	34
Gambar 3.4	Diagram Alir Preparasi Katalis H-ZSM-5.....	38
Gambar 3.5	Diagram Alir Preparasi Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5.....	38
Gambar 3.6	Diagram Alir <i>Catalytic Hydrocracking</i> Minyak Biji Kapuk Randu.....	39
Gambar 4.1	Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba Pentandra</i>)	41
Gambar 4.2	Spektra GCMS Minyak Biji Kapuk Randu (<i>Ceiba pentandra</i>) ..	42
Gambar 4.3	Pola Difraktogram Katalis H-ZSM-5, A1, A2, A3 dan A4.....	48
Gambar 4.4	Pola Difraktogram Katalis H-ZSM-5, B1, B2, B3 dan B4.....	49
Gambar 4.5	Hasil Analisa SEM katalis (a) A3, (b) A4, (c) B3 dan (d) B4.....	51
Gambar 4.6	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis A1	53
Gambar 4.7	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis A2	54
Gambar 4.8	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis A3	55
Gambar 4.9	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis A4	56
Gambar 4.10	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis B1	57

Gambar 4.11	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis B2	59
Gambar 4.12	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis B3	60
Gambar 4.13	Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam <i>biofuel</i> menggunakan katalis B4	61
Gambar 4.14	Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai <i>yield</i> kerosin menggunakan variasi katalis A1, A2, A3 dan A4.....	63
Gambar 4.15	Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai <i>yield</i> kerosin menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4.....	64
Gambar 4.16	Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai <i>yield</i> gasoil menggunakan variasi katalis A1, A2, A3 dan A4.....	65
Gambar 4.17	Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai <i>yield</i> gasoil menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4.....	66
Gambar 4.18	Pengaruh jenis katalis terhadap nilai konversi pada suhu 400°C	67
Gambar 4.19	Plot $-\ln(1-X_A)$ vs waktu reaksi menggunakan katalis B3 (Ni-Mo/H-ZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3).....	69
Gambar 4.20	Plot $\ln k$ vs $1/T$ menggunakan katalis B3 (Ni-Mo/H-ZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3)	70

BAB I

PENDAHULUAN

1. 1 Latar Belakang

Keperluan akan minyak bumi sebagai sumber energi semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan penduduk dan perkembangan ekonomi. Meningkatnya keperluan akan minyak bumi sebagai sumber energi tidak dapat diimbangi dengan ketersediaannya karena sifatnya yang tidak terbarukan sehingga akan mengakibatkan terjadinya krisis energi. Menurut laporan Perkembangan Penyediaan dan Pemanfaatan Migas Batubara Energi Baru Terbarukan dan Listrik oleh Kementrian Energi dan Sumber Daya Minyak 2015, produksi energi fosil salah satunya minyak bumi mengalami penurunan setiap tahunnya. Pada tahun 2004, produksi minyak bumi di Indonesia mengalami penurunan rata – rata 3% per tahun. Produksi minyak bumi termasuk kondensat pada tahun 2014 adalah sebesar 789 ribu BOPD atau hanya sekitar 95.8% dari produksi minyak bumi pada tahun 2013 yaitu sebesar 824 BOPD. Total cadangan minyak bumi di Indonesia pada tahun 2013 mencapai 7.55 miliar barel dan menurun menjadi 7.38 barel pada tahun 2014 sebagai akibat dari penemuan cadangan minyak bumi baru yang lebih rendah dibandingkan dengan produksinya (KESDM, 2015). Penipisan cadangan minyak bumi ini menjadi alasan untuk mencari sumber daya energi alternatif pengganti minyak bumi.

Sumber energi alternatif misalnya *biofuel*, saat ini sedang banyak dikembangkan karena sifatnya yang ramah lingkungan dan didukung suplai bahan baku yang berkelanjutan. *Biofuel* merupakan bahan bakar hayati yang berasal dari minyak nabati. Minyak nabati yang digunakan sebagai sumber bahan bakar hayati dibagi menjadi dua bagian utama yaitu minyak nabati *edible oil* dan *nonedible oil*. *Edible oil* merupakan minyak nabati bahan pangan dan *non edible oil* merupakan minyak nabati non pangan. Penggunaan minyak nabati non pangan saat ini banyak dikembangkan karena harganya yang lebih murah dibandingkan dengan minyak nabati pangan (Singh dan Singh, 2010). Selain itu, penggunaan minyak nabati non pangan tidak bersaing dengan kebutuhan akan tanaman pangan (Silitonga, 2013).

Salah satu minyak nabati non pangan yang dapat digunakan sebagai sumber bahan baku pembuatan *biofuel* adalah minyak biji kapuk (*Ceiba pentandra*). Kapuk merupakan tanaman yang tergolong ke dalam famili Malvaceae (Abdullah, 2010). Tanaman kapuk hidup di daerah lembab pada daerah tropis. Secara umum tanaman kapuk merupakan tanaman yang tahan terhadap kekeringan dan memiliki buah yang kasar, berbentuk seperti kapsul dan menggantung (Silitonga, 2013). Di dalam buahnya terdapat biji yang diselimuti oleh serat halus berwarna kekuningan yang merupakan campuran dari lignin dan selulosa. Setiap buah mengandung 120 – 175 biji kapuk (Vedharaj, 2013) atau sekitar 25 – 28% berat (Walia, 2009). Bijinya mengandung 25 – 28% minyak yang berwarna kekuningan dengan bau yang khas (Kumar dkk, 2015). Minyak biji kapuk mengandung asam lemak tidak jenuh sekitar 71,95%, lebih tinggi dibandingkan dengan minyak kelapa.

Metode pembuatan *biofuel* yang saat ini sedang dikembangkan salah satunya adalah melalui proses *catalytic hydrocracking*. *Catalytic hydrocracking* merupakan proses kombinasi antara perengkahan dan hidrogenasi untuk menghasilkan senyawa jenuh menggunakan bantuan katalis. Katalis yang umum digunakan saat ini adalah zeolit H-ZSM-5 karena H-ZSM-5 merupakan katalis aktif yang mampu mendukung terjadinya berbagai reaksi seperti perengkahan (*cracking*), aromatisasi, isomerasi hidrokarbon dan alkilasi. Hal ini dapat terjadi karena didukung oleh situs aktif, selektivitas struktural, sifat pertukaran ion dan struktur pori spesifik dari H-ZSM-5 itu sendiri (Cheng dkk, 2014). Di sisi lain, impregnasi logam transisi juga digunakan untuk meningkatkan situs aktif dari katalis H-ZSM-5. Penggunaan logam transisi seperti Ni, Cu dan Zn dapat memodifikasi sifat katalis H-ZSM-5 seperti aktivitas katalitik dan selektivitas karena logam transisi dapat menambah situs asam dari H-ZSM-5 (Li dkk, 2015).

Biswas dan Sharma (2014) melakukan penelitian mengenai penggunaan katalis zeolit ZSM-5 untuk mengkonversi *jatropha oil* melalui proses *catalytic cracking* menggunakan reaktor *batch* menghasilkan ditemukannya formasi hidrokarbon rentang gasolin ($C_7 - C_{11}$) sebesar 38% dan hidrokarbon rentang diesel ($C_{12} - C_{22}$) sebesar 58%. Penelitian ini memiliki kelemahan karena katalis yang digunakan hanya menggunakan penyangga zeolit ZSM-5 dan tidak menggunakan promotor logam, sehingga nilai konversi produk yang dihasilkan kurang maksimal

karena kurangnya situs aktif yang membantu memaksimalkan reaksi yang terjadi. Selanjutnya adalah penelitian yang dilakukan oleh Luo (2016) menggunakan katalis NiMo/Al₂O₃ untuk mengkonversi *sunflower oil* menjadi *biofuel* dimana *yield* kerosin yang didapatkan sebesar 55.00% pada suhu reaksi 450°C dan tekanan 50 bar. Hasil penelitian tersebut memiliki kelemahan dimana katalis penyangga yang digunakan adalah katalis Al₂O₃, dimana katalis Al₂O₃ memiliki luas permukaan yang lebih kecil dan situs asam yang sedikit jumlahnya dibandingkan dengan zeolit, sehingga konversi yang dihasilkan kurang maksimal. Kemudian penelitian yang dilakukan oleh Ishihara (2014) menggunakan katalis NiMo/ZSM-5 dengan rasio molar ZSM-5 90 untuk mengkonversi *soybean oil* menjadi *biofuel*, dimana *yield* tertinggi dalam produk adalah gasolin pada rentang hidrokarbon C₅ – C₁₁ mencapai 51.6%. Penelitian yang dilakukan oleh Ishihara (2014) sudah memiliki nilai konversi dan selektivitas produk yang baik, namun penelitian ini masih menggunakan minyak yang berasal dari bahan minyak nabati pangan (*edible oil*), sehingga dikhawatirkan akan mengganggu stabilitas pangan.

Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) yang akan dikonversi menjadi *biofuel* melalui proses *catalytic hydrocracking*. Bahan ini dipilih karena minyak biji kapuk randu bersifat minyak nabati non pangan sehingga dapat menjaga stabilitas pangan. Selain itu, minyak biji kapu randu juga termasuk bahan baku melimpah ketersediaannya mengingat tanaman kapuk randu tumbuh subur di daerah tropis. Di sisi lain, katalis yang digunakan dalam penelitian ini adalah katalis bimetal Ni-Mo/H-ZSM-5. Penggunaan logam Ni dan Mo pada H-ZSM-5 diharapkan mampu meningkatkan aktivitas katalitik dan selektivitas produk karena logam Ni berperan dalam proses deoksigenasi pada reaksi dekarbonilasi sedangkan logam Mo berperan dalam proses deoksigenasi pada reaksi hidrideoksigenasi (Kubicka dan Kaluza, 2010).

Berdasarkan uraian diatas, maka perlu dilakukan penelitian lebih lanjut mengenai penggunaan katalis berpromotor ganda Ni-Mo/H-ZSM-5 dalam proses *catalytic hydrocracking* untuk memproduksi *biofuel* menggunakan bahan baku minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*).

1. 2 Perumusan Masalah

Berdasarkan uraian latar belakang diatas, maka masalah dalam penelitian ini dapat dirumuskan sebagai berikut :

1. Bagaimana proses pembuatan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 menggunakan metode *incipient wetness impregnation* ?
2. Bagaimana pengaruh % *loading* logam Ni dan Mo yang diimpregnaskan pada katalis H-ZSM-5 terhadap kinerja katalis dalam proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) untuk memproduksi *biofuel* ?
3. Bagaimana pengaruh suhu reaksi dalam proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) terhadap nilai *yield* dan konversi yang dihasilkan ?
4. Bagaimana model kinetika reaksi proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) pada reaktor *pressure batch* ?

1. 3 Batasan Masalah

1. Bahan baku pembuatan *biofuel* adalah minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) menggunakan reaktor *pressure batch*.
2. Proses *catalytic hydrocracking* menggunakan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5.
3. Variabel suhu yang digunakan dalam proses *catalytic hydrocracking* adalah 300, 325, 350, 375 dan 400°C.

1. 4 Tujuan Penelitian

Tujuan yang ingin dicapai dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mempelajari proses pembuatan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 menggunakan metode *incipient wetness impregnation*.
2. Mempelajari pengaruh % *loading* logam Ni dan Mo yang diimpregnaskan pada katalis H-ZSM-5 terhadap kinerja katalis dalam proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) untuk memproduksi *biofuel*.
3. Mempelajari pengaruh suhu reaksi dalam proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) terhadap nilai *yield* dan konversi yang dihasilkan.

4. Mempelajari model kinetika reaksi proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) pada reaktor *pressure batch*.

1. 5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Memberikan informasi mengenai potensi minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) sebagai salah satu minyak nabati non pangan yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan *biofuel*.
2. Memberikan informasi mengenai produksi *biofuel* melalui proses *catalytic hydrocracking* menggunakan reaktor *pressure batch*.
3. Menghasilkan *biofuel* yang ramah lingkungan sebagai salah satu solusi alternatif dalam mengatasi krisis energi yang terjadi.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Tanaman Kapuk Randu

Tanaman kapuk randu (*Ceiba pentandra*) merupakan pohon tropis yang tergolong ke dalam ordo *Malvales* dan famili *Malvaceae* berasal dari bagian utara Amerika Selatan, Amerika Tengah dan Karibia. *Ceiba pentandra* atau dikenal dengan nama kapuk banyak dibudidayakan di daerah Asia Tenggara, Malaysia, Sri Lanka, dan di tempat lain pada Asia Timur dan Afrika. (Abdullah dkk, 2010).



Gambar 2.1 Tanaman Kapuk Randu (*Ceiba Pentandra*)

Sumber : balittas.litbang.pertanian.go.id/varietas-unggulan/kapuk, 2014

Pembudidayaan pohon kapuk di Indonesia menurut data Badan Pusat Statistik tahun 2014, luas areal perkebunan mencapai 151.88 ribu ha dan hasil produksi mencapai 58.3 ribu ton. Daerah penghasil kapuk di Indonesia meliputi Sumatra Utara, Aceh, Jambi, Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur. Klasifikasi tanaman kapuk randu ditunjukkan pada Tabel 2.1 berikut :

Tabel 2.1 Klasifikasi Tanaman Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*)

Kerajaan	: Plantae
Divisi	: Magnoliophyta
Subdivisi	: Spermatophyta
Kelas	: Magnoliopsida
Orde	: Malvales
Famili	: Malvaceae
Genus	: Ceiba
Spesies	: Ceiba pentandra

Sumber : Ochse dkk, 1961

Pohon kapuk memiliki tinggi sekitar 8 – 30 meter dan memiliki diameter pohon mencapai 3 meter. Pada batangnya terdapat duri – duri tempel besar berbentuk kerucut. Daunnya bertangkai panjang dan berbilang 5 – 9 lembar. Bunga kapuk berkumpul pada ketiak daun yang sudah rontok di dekat ujung ranting. Kelopak berbentuk menyerupai lonceng, berlekuk pendek dengan tinggi 1 – 2 cm. daun mahkota berbentuk bulat terbalik dan memanjang dengan panjang 2.5 – 4 cm. bunga kapuk memiliki benang sari berjumlah 5 buah, bersatu menjadi bentuk tabung pendek serta memiliki kepala sari yang berbelok – belok. Bakal buah memiliki biji yang cukup banyak. Pembuahan penuh terjadi pada saat usia pohon kapuk mencapai umur 7 – 10 tahun. Pohon kapuk memiliki buah yang bentuknya memanjang dengan panjang 7.5 – 15 cm, menggantung, berkulit keras dan berwarna hijau pada saat muda dan berubah menjadi coklat pada saat tua. Dalam buahnya terdapat biji yang dikelilingi bulu – bulu halus, serat kekuningan yang merupakan campuran dari lignin dan selulosa. Bentuk bijinya bulat – bulat kecil dan berwarna hitam (Setiadi, 1983).

Tanaman kapuk randu sangat bernilai ekonomis karena memiliki banyak kegunaan dalam berbagai industri. Dalam industri mebel serat kapuk digunakan sebagai pengisi jok kursi, bantal dan kasur, dalam industri pemintalan, serat kapuk digunakan sebagai bahan pembuat benang, dalam industri yang berhubungan dengan dunia kesehatan, serat kapuk digunakan sebagai bahan utama pembuatan pembalut luka, dalam industri elektronika, serat kapuk digunakan sebagai isolator panas dan peredam suara. Abu yang dihasilkan dari kulit buah kapuk dapat

digunakan sebagai bahan pembuat sabun dan pupuk karena mengandung kalium (Ambarwati dkk, 2006). Adapun sebagian besar biji kapuk masih dibuang begitu saja sebagai suatu limbah pertanian tanaman kapuk, sehingga pada saat musim tanaman kapuk berbuah, banyak biji kapuk ini dibuang begitu saja tanpa diolah dan dimanfaatkan (Hidayat, 2010). Hal ini mengakibatkan perlunya pemanfaatan limbah biji kapuk untuk meningkatkan nilai ekonomi dan kegunaannya.

2.2 Minyak Biji Kapuk Randu

Minyak biji kapuk randu berwarna kuning tua dan diperoleh melalui proses pengepresan biji kapuk randu. Setiap satu buah kapuk randu mengandung 26% biji kapuk randu, sehingga pada setiap 100 kg buah kapuk randu akan menghasilkan 26 kg biji kapuk randu. Setiap pohon kapuk randu dewasa memproduksi buah sebanyak 1000 – 4000 buah dalam waktu yang sama, dan di dalam bauhnya terdapat 250 biji kapuk randu yang diselimuti oleh serat kapuk yang halus dan berwarna kuning. Biji kapuk randu berbentuk bulat – bulat kecil dan berwarna hitam ditunjukkan pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Biji Kapuk Randu (*Ceiba Pentandra*)

Sumber : balittas.litbang.pertanian.go.id/varietas-unggulan/kapuk, 2014

Bijinya mengandung 25 – 28% minyak yang berwarna kekuningan dengan bau yang khas (Kumar dkk, 2015). Minyak biji kapuk mengandung asam lemak tidak jenuh sekitar 71,95%, lebih tinggi dibandingkan dengan minyak kelapa. Hal ini menyebabkan minyak biji kapuk mudah tengik sehingga kurang baik untuk dikembangkan sebagai minyak makanan. Selain itu juga mengandung sekitar 13%

asam siklopropenoid (malvalat dan stekurlat) yang menyebabkan tidak cocok digunakan untuk makanan (Shahidi, 2005). Karakteristik dari minyak biji kapuk randu ditunjukkan pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Karakteristik Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*)

Properti	<i>Ceiba pentandra</i> oil
Densitas pada 15°C (kg/m ³)	906.5
Viskositas kinematik (mm ² /s)	18.74
Titik nyala (°C)	186.5
Total panas pembakaran (MJ/kg)	38.672
Kandungan air (v/v)	0.005
Bilangan asam (mg KOH/g)	16.2
Kandungan iodine (I ₂ /100 g)	116.7

Sumber : Kusumo dkk, 2017



Gambar 2.3 Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba Pentandra*)

Sumber : <https://id.all.biz/kapok-seed-oils-g28703>

Minyak biji kapuk randu mengandung berbagai macam asam lemak. Kandungan asam lemak yang paling banyak jumlahnya pada minyak biji kapuk randu adalah asam linoleat sebesar 35.11 wt% sedangkan kandungan asam lemak terbesar kedua adalah asam oleat sebesar 29.69 wt% (Sivakumar, 2013). Kedua asam lemak ini merupakan asam lemak tak jenuh yang mengandung ikatan rangkap pada rantai karbonnya sehingga berpotensi untuk dikonversikan menjadi fraksi *biofuel*. Komposisi asam lemak dari minyak biji kapuk randu dapat dilihat pada Tabel 2.3.

Tabel 2.3 Komposisi Asam Lemak dari Minyak Biji Kapuk Randu
(*Ceiba pentandra*)

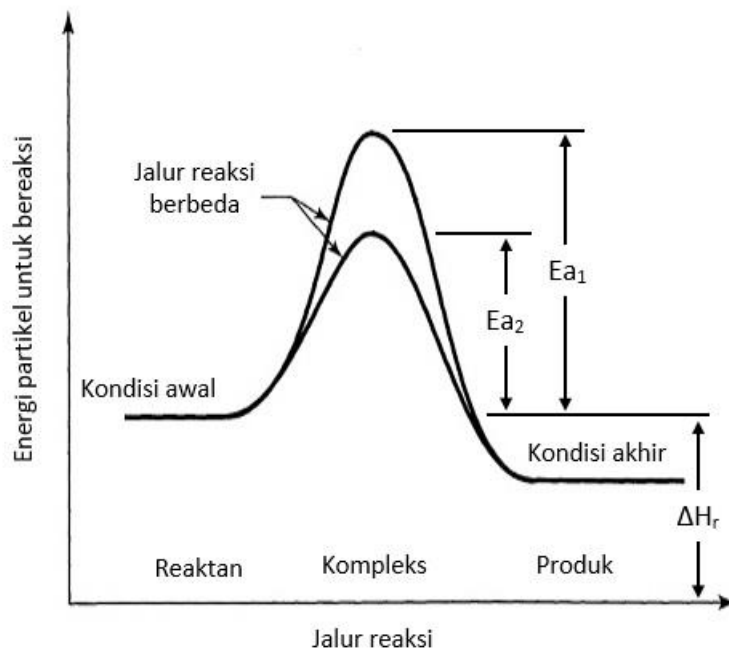
Asam Lemak	Komposisi (wt%)
Asam Miristat	0.11
Asam Palmitat	23.20
Asam Stearat	5.68
Asam Oleat	29.69
Asam Linoleat	35.11
Asam Arachidat	1.89
Asam Behenat	0.25
Asam Lignoserat	1.51

Sumber : Sivakumar dkk, 2013

2.3 Katalis

Katalis didefinisikan sebagai suatu zat yang berperan dalam mempercepat laju suatu reaksi kimia tanpa mengalami sebuah perubahan kimia yang permanen. Suatu katalis berperan dalam suatu reaksi namun bukan sebagai pereaksi ataupun produk. Katalis memungkinkan reaksi yang terjadi lebih cepat dan memungkinkan suhu reaksi yang dibutuhkan lebih rendah akibat dari perubahan yang dipicu oleh katalis terhadap pereaksi. Katalis berfungsi menurunkan energi aktivasi sehingga reaksi yang terjadi berlangsung lebih cepat. Energi aktivasi merupakan energi minimum yang dibutuhkan suatu reaksi dapat berlangsung. Katalis mengurangi energi yang dibutuhkan untuk berlangsungnya reaksi (Tiawarman, 2013).

Secara umum katalis mempunyai 2 fungsi yaitu mempercepat reaksi menuju kesetimbangan atau fungsi aktivitas dan meningkatkan hasil reaksi yang dikehendaki atau fungsi selektivitas (Nasikin dan Susanto, 2010). Semakin kecil energi aktivasi, semakin kecil pula energi minimum yang diperlukan suatu reaksi dapat berlangsung. Sebaliknya, semakin besar energi aktivasi maka semakin besar pula energi minimum yang diperlukan suatu reaksi dapat berlangsung. Penjelasan mengenai representasi kerja katalis dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.4 Representasi Kerja Katalis

Sumber : Levenspiel, 1999

Gambar 2.4 menjelaskan bahwa katalis menyediakan jalur untuk menurunkan energi aktivasi. Penurunan energi aktivasi disebabkan oleh pembentukan alur mekanisme reaksi yang berbeda. E_{a1} adalah energi aktivasi tanpa katalis sedangkan E_{a2} adalah energi aktivasi dengan katalis dan ΔH_r (panas reaksi) adalah H rektan dikurangi H produk reaksi.

2.3.1 Katalis Homogen

Katalis homogen adalah katalis yang memiliki fase yang sama dengan fase reaktannya. Katalis homogen pada umumnya hanya digunakan untuk skala laboratorium atau pun hanya digunakan pada suatu jenis bahan kimia tertentu dalam skala industri. Kondisi operasi yang diperlukan dalam penggunaan katalis homogen adalah penanganan suhu dan tekanan tertentu sehingga alat yang digunakan akan jauh lebih kompleks. Katalis homogen juga memerlukan perlakuan tertentu karena sulitnya pemisahan katalis ini dari media pereaksi. Kerugian lainnya adalah pada saat pemisahan, katalis tidak dapat di *recovery* dan harus dinetralisasi sehingga menimbulkan limbah cair dalam jumlah besar (Wiswanathan, 2005).

2.3.2 Katalis Heterogen

Katalis heterogen adalah katalis yang memiliki fase yang berbeda dengan fase reaktannya. Katalis heterogen umumnya memiliki fase padat dan digunakan pada reaktan dengan fase cair atau gas. Contoh dari katalis heterogen adalah zeolit, CaO, MgO dan resin penukar ion. Mekanisme sederhana dari katalis heterogen adalah bahwa katalis menyediakan suatu permukaan dimana pereaksi atau substrat sementara terjerap. Ikatan di dalam substrat – substrat akan melemah sehingga akan memicu terbentuknya produk baru. Selanjutnya ikatan antar katalis dan produk akan lebih lemah sehingga akhirnya akan terlepas. Keuntungan dalam menggunakan katalis heterogen adalah memiliki aktivitas yang tinggi dan kondisi reaksi yang ringan, masa hidup katalis panjang, biaya katalis yang cenderung rendah, ramah lingkungan dan meminimalisir terjadinya masalah karena katalis dapat dipisahkan dari produk dan dapat digunakan kembali (Bangun, 2008).

Katalis heterogen memiliki beberapa komponen penyusun yang dibagi menjadi tiga komponen utama yaitu, penyangga, promotor dan senyawa aktif.

1. Penyangga

Penyangga adalah komponen utama dari katalis yang memiliki fungsi sebagai tempat distribusi senyawa aktif dan promotor yang digunakan. Penyangga memiliki ciri – ciri luas permukaan yang tinggi, porositas, sifat mekanik kestabilan, aktivitas fungsional ganda, dapat memodifikasi komponen aktif. Penyangga juga memiliki sifat inert sehingga tidak mempengaruhi reaksi yang terjadi dan tahan terhadap panas reaksi.

2. Promotor

Promotor adalah komponen katalis yang digunakan untuk meningkatkan aktivitas, selektivitas dan kestabilan katalis. Promotor dibedakan menjadi promotor tekstual yang berfungsi sebagai penstabil dan promotor struktural yang mengarahkan terbentuknya struktur intermediet tertentu.

3. Senyawa Aktif

Senyawa aktif adalah komponen katalis yang berfungsi sebagai pengemban yang mengatur dan mengarahkan terjadinya reaksi pada katalis. Senyawa aktif ini berperan dalam pembentukan produk dari reaktan. Senyawa aktif yang digunakan

biasanya berupa logam golongan transisi dalam bentuk murni maupun dalam bentuk oksidanya.

Menurut Agustine dan Tanielyan (1996), faktor yang harus diperhatikan untuk mendapatkan suatu katalis yang baik adalah diantaranya :

1. Aktivitas, merupakan kemampuan katalis untuk mengkonversikan reaktan menjadi produk yang diinginkan.
2. Selektivitas, merupakan kemampuan mempercepat suatu reaksi diantara beberapa reaksi yang berlangsung dengan demikian yang akan diperoleh adalah produk yang diinginkan dan produk samping yang dihasilkan dapat ditekan seminimal mungkin.
3. Kestabilan, merupakan lamanya katalis memiliki aktivitas dan selektivitas pada keadaan seperti semula. Untuk memperoleh katalis yang memiliki kestabilan yang tinggi, katalis harus bersifat tahan terhadap racun, perlakuan panas dan erosi.
4. *Yield*, adalah jumlah produk tertentu yang terbentuk untuk setiap satuan reaktan yang dikonsumsi.
5. Kemudahan regenerasi, dimana suatu katalis akan menurun baik aktivitas maupun selektivitasnya setelah digunakan dalam beberapa reaksi. Hal tersebut dapat terjadi akibat adanya racun katalis yang menutupi situs aktif katalis seperti kokas atau arang.

2.4 Zeolit

Zeolit merupakan bahan pengemban yang sering digunakan dalam katalis heterogen. Zeolit terdiri atas gugusan alumina dan gugusan silika-oksida yang masing – masing berbentuk tetrahedral dan saling dihubungkan oleh atom oksigen sedemikian rupa sehingga membentuk kerangka tiga dimensi. Zeolit katalis umumnya mempunyai rasio Si/Al tinggi (>10) sehingga dapat digunakan sebagai katalis reaksi-reaksi organik seperti konversi hidrokarbon (misalnya hydro-cracking), perubahan metanol menjadi gasolin (Handhoyo dkk, 2005).

Zeolit adalah mineral dengan struktur kristal aluminasilikat yang berbentuk rangka (framework) tiga dimensi, mempunyai rongga dan saluran serta mengandung ion-ion logam seperti Na, K, Mg, Ca dan Fe serta molekul air (Setiadi

& Pertiwi, 2007). Di Indonesia, deposit zeolit alam cukup besar dan kemurniannya cukup tinggi. Pemanfaatan zeolit sangat luas seperti sebagai adsorben, penukar ion, dan katalis. Kemampuan zeolit sebagai katalis berkaitan dengan tersedianya pusat-pusat aktif dalam saluran antar zeolit (Supriyantomo, 1996). Bila zeolit digunakan pada proses katalitik maka akan terjadi difusi molekul ke dalam ruang kosong antar kristal dan reaksi kimia juga terjadi di permukaan tersebut. Zeolit merupakan katalis yang cukup efektif digunakan pada proses perengkahan, isomerisasi, dan alkilasi hidrokarbon (Majid dkk, 2012).

Berdasarkan proses pembentukannya, zeolit dapat dibagi menjadi dua jenis yaitu zeolit alam dan zeolit sintesis.

2.4.1 Zeolit Alam

Zeolit alam adalah zeolit yang terbentuk melalui proses alam yaitu proses hidrotermal pada batuan beku basa. Kebanyakan zeolit alam memiliki perbandingan Si/Al yang rendah.

2.4.2 Zeolit Sintesis

Zeolit sintesis biasanya dibuat untuk mendapatkan zeolit dengan kemurnian yang lebih baik dengan mengatur perbandingan Si/Al yang diinginkan. Zeolit sintesis diklasifikasikan menurut jumlah Si atau Al yang terkandung didalamnya yaitu (Breck, 1979):

1. Zeolit kadar silika rendah

Milton dan Breck dari *Union Carbide* melaporkan pengamatan dari zeolit A dan X pada tahun 1959. Zeolit ini mempunyai pori, komposisi, dan saluran rongga optimum dan sangat baik sebagai agen penukar ion. Volume porinya mencapai 0.5 cm^3 tiap cm^3 dari volume zeolit.

2. Zeolit kadar silika sedang

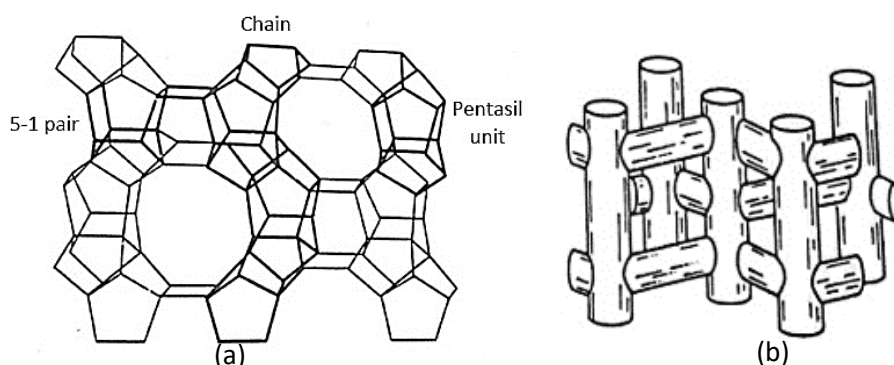
Breck melaporkan sintesis zeolit Y pada tahun 1964, dimana perbandingan Si/Al adalah 1,5-3,8 dan memiliki kerangka yang hampir sama dengan zeolit X dan mineral faujasit. Menurunnya kandungan alumina akan menyebabkan stabilitas pada asam dan panas sehingga zeolit Y dapat dikembangkan untuk transformasi hidrokarbon.

3. Zeolit kadar silika tinggi

Zeolit dengan perbandingan Si/Al mencapai 10:100 (atau lebih) telah dilaporkan oleh *Mobil Research and Development Laboratories* di tahun 1960 dan 1970an, contohnya ZSM-5, SM-11, ZSM-21 dan ZSM-24. Walaupun kandungan aluminanya rendah namun zeolit ini sangat baik untuk reaksi katalisis hidrokarbon.

Jenis zeolit sintesis yang sering digunakan adalah ZSM-5. Zeolit ZSM-5 disintesis pertama kali oleh Landolt dan Arguer (1965) yang kemudian diaplikasikan sebagai katalis dalam produksi propilena dan oktana gasolin karena adanya sisi asam pada permukaan (J. Cejka dkk, 2005). Zeolit ZSM-5 merupakan zeolit yang memiliki rasio Si/Al bervariasi dari 10 sampai ratusan dan juga merupakan salah satu zeolit dengan framework tipe MFI, dengan rumus umum $\text{Na}_n(\text{AlO}_2)_n(\text{SiO}_2)_{96-n} \cdot 16\text{H}_2\text{O}$.

Struktur tiga dimensi dari ZSM-5 ditunjukkan pada Gambar 2.5(a). sepuluh cincin yang terdapat pada struktur ZSM-5 memberikan jalan ke dalam jaringan perpotongan pori di dalam kristal. Struktur pori ditunjukkan oleh Gambar 2.5(b) dimana terdapat kumpulan perpotongan pori yang lurus dan paralel dengan susunan zigzag. Banyak molekul yang berukuran sangat kecil untuk menembus struktur kristal pori ini, dimana molekul - molekul tersebut dapat terkonversi secara katalitik (Gates, 1992).



Gambar 2.5 Struktur Tiga Dimensi ZSM-5

Sumber : Gates, 1992

Katalis ZSM-5 merupakan material yang memiliki porositas tinggi. Kandungan unsur Si pada katalis ZSM-5 lebih tinggi dibandingkan dengan unsur

Al (Buzetzk dkk., 2009). Selain itu katalis ZSM-5 memiliki sifat organofil dan berstruktur dimensi tiga sehingga membuatnya lebih selektif terhadap pembentukan hidrokarbon dengan rantai $C \leq 11$, mempunyai umur katalis yang panjang serta tahan terhadap perlakuan panas dan asam (Nurjannah dkk., 2010). Jumlah dari atom silika dalam ZSM-5 lebih besar dibandingkan dengan atom alumunium. Setiap atom alumunium yang terdapat pada zeolit ini merupakan situs asam dan zeolit memiliki rasio Si/Al yang rendah mengindikasikan tingginya jumlah situs asam (Emori, 2016).

Zeolit ZSM-5 komersil yang digunakan sebagai penyangga katalis tersusun atas kristal nano dengan rentang ukuran 20 – 80 nm. Hal ini dapat menjelaskan bahwa sebagai zeolit nano kristal, ZSM-5 menyediakan situs asam dengan jumlah besar yang tersebar pada permukaan zeolit, sehingga zeolit HZSM-5 sangat cocok untuk digunakan dalam reaksi yang melibatkan molekul besar seperti trigliserida (Botas, 2012).

Dibandingkan dengan zeolit Y dan zeolit beta, zeolit ZSM-5 menghasilkan nilai *yield* yang lebih tinggi, seperti penelitian yang dilakukan oleh Taufiqurrahmi (2011) dimana nilai *yield* fraksi gasolin mencapai 53.4% sedangkan nilai *yield* gasolin pada penggunaan zeolit Y sebesar 48.0% dan zeolit beta 46.1%. Distribusi produk yang didapatkan dipengaruhi oleh keasaman dan struktur pori dari zeolit (Taufiqurrahmi, 2011).

2.5 Logam Nikel (Ni)

Nikel merupakan logam transisi dengan nomor atom 28 dan massa atom relatif 58,69. Di dalam Sistem Periodik Unsur, nikel terletak pada periode 4 golongan VIII B. Nikel memiliki titik leleh 1455°C dan bersifat sedikit magnetis (Vogel, 1979). Nikel merupakan logam berwarna putih perak mengkilat, dalam keadaan murni bersifat lembek, namun jika dipadukan dengan besi, krom, dan logam lainnya, dapat membentuk baja tahan karat yang keras. Nikel tergolong ke dalam logam peralihan, sifatnya tidak berubah jika terkena udara, tahan terhadap oksidasi dan memiliki kemampuan mempertahankan sifat aslinya di bawah suhu ekstrim (Cotton, 1989). Nikel berbentuk sebagai unsur bebas atau dalam bentuk ion dengan valensi 2 dan 3 (Agusnar, 2008).

Nikel dapat digunakan dalam berbagai aplikasi di dunia industri, misalnya sebagai pelindung baja (*stainless steel*), pelindung tembaga, bahan dalam industri baterai, elektronik, pembuatan pesawat terbang, bahan tekstil, turbin pembangkit listrik bertenaga gas, magnet kuat, bahan pembuatan kawat nikrom, kawat lampu listrik, katalisator lemak, pupuk dan berbagai fungsi lainnya (Gerberding, 2005)

Garam – garam nikel seperti nikel amonium sulfat, nikel nitrat dan nikel klorida bersifat mudah larut dalam air. Pada kondisi aerob dan $\text{pH} < 9$, nikel membentuk senyawa kompleks dengan hidroksida, karbonat dan sulfat kemudian mengalami presipitasi. Pada kondisi anaerob, nikel bersifat tidak larut dalam air (Moore, 1991).

Sistem periodik unsur – unsur menunjukkan apabila distribusi elektron pada orbital – orbital atom Ni mengikuti aturan Hund, maka terdapat elektron – elektron yang belum berpasangan dalam orbital d. Keadaan ini akan menentukan sifat – sifat dari logam nikel, misalnya sifat – sifat magnetik, struktur padatan dan kemampuannya membentuk senyawa kompleks (Hasanah, 1995). Fenomena tersebut mengakibatkan logam nikel dapat berperan dalam berbagai reaksi katalitik karena logam nikel akan mudah membentuk ikatan kovalen koordinat, sehingga pembentukan intermediet pada permukaan katalisis menjadi lebih mudah.

Pada penelitian yang dilakukan oleh Kim dkk (2013) mengenai hidrotreatment *soybean oil* untuk memproduksi bahan bakar diesel terbarukan menggunakan katalis Ni, menunjukkan bahwa katalis Ni dapat memproduksi produk cair $n\text{-C}_{17}/(n\text{-C}_{17} + n\text{-C}_{18}) = 0.93\text{-}0.96$ yang mengindikasikan bahwa sebagian besar trigliserida mengalami deoksigenasi melalui dekarboksilasi dan atau dekarbonilasi. Ketika katalis Ni digunakan, baik nilai konversi ataupun *yield* diesel bertambah seiring dengan kenaikan temperatur reaksi dengan suhu maksimum 400°C yang sebagian besar dikarenakan reaksi dekarboksilasi dan dekarbonilasi endotermik (Kim dkk, 2013).

Nilai dekarboksilasi dan dekarbonilasi yang tinggi pada penggunaan katalis Ni mengindikasikan terjadinya pemotongan ikatan C–C. Katalis yang mengandung logam transisi sebagai material aktif seperti Ni, Pd dan Pt menunjukkan aktivitas katalitik pada pemotongan ikatan C–C (Shimada dkk, 2003).

2.6 Logam Molibdenum (Mo)

Molibdenum merupakan logam transisi dengan nomor atom 42 dan massa atom relatif 95,94. Di dalam Sistem Periodik Unsur, molibdenum terletak pada periode 5 golongan VI B. Logam molibdenum merupakan logam yang cenderung memiliki tingkat oksidasi rendah sehingga membuat unsur ini semakin tidak stabil dengan kenaikan nomor atom. Konfigurasi elektron tingkat dasar molibdenum adalah d^5s^1 dengan sebuah konfigurasi terisi setengah d^5 yang stabil. Dilihat dari struktur elektronnya, molibdenum diharapkan membentuk senyawa – senyawa dengan oksidasi dari (+1) sampai (+6), dimana tingkat oksidasi terpenting adalah (+6) karena bersifat stabil, sesuai dengan kecenderungan bahwa semakin menurun posisi unsur dalam satu golongan maka semakin tinggi tingkat oksidasi menjadi semakin stabil dan tingkat oksidasi semakin lemah menjadi kurang stabil.

Molibdenum berasal dari molibdenit sulfida, MoS_2 , dan yang lainnya adalah bijih *wulfenit*, PbMoO_4 , dan *powelit*, $\text{Ca}(\text{Mo,W})\text{O}_4$ (Sugiyarto dan Suyani, 2010). Logam molibdenum diproduksi sebagai hasil utama maupun hasil sampingan dalam pengolahan tembaga. Pada proses tersebut, bijih molibdenit terlebih dahulu dipisahkan dengan teknik flotasi, kemudian dipanggang untuk memperoleh oksidanya, MoO_3 . Jika ingin digunakan langsung sebagai paduan logam seperti pada pabrik baja, oksidasi ini diubah menjadi feromolibdenum dengan proses aluminotermik. Untuk memperoleh logam yang lebih murni, molibdenum oksida dilarutkan dalam larutan amonia untuk dikristalkan sebagai amonium molibdat, kadang-kadang sebagai dimolibdat, $[\text{NH}_4]_2[\text{Mo}_2\text{O}_7]$, atau sebagai paramolibdat, $[\text{NH}_4]_6[\text{Mo}_7\text{O}_{24}]\cdot 4\text{H}_2\text{O}$ dengan bergantung pada kondisinya. Molibdat ini kemudian dapat direduksi dengan gas H_2 menjadi serbuk logam molibdenum yang berwarna abu-abu. Selain itu, MoO_3 dapat dibuat dengan memanaskan logamnya atau sulfidanya dalam oksigen. Oksida-oksida ini tidak bereaksi dengan asam, tetapi larut dalam larutan basa membentuk larutan molibdat. MoO_2 dapat diperoleh dari reduksi MoO_3 dengan H_2 atau NH_3 pada temperatur di bawah 470°C , diatas temperatur ini terjadi reduksi lebih lanjut menjadi logamnya. Selain itu, MoO_2 juga dapat diperoleh dari reaksi molibdenum dengan uap air panas pada suhu 800°C . Mo_2O_5 dapat diperoleh dari reduksi MoO_3 dengan serbuk molibdenum pada 750°C . Penambahan amonia ke dalam larutan yang mengandung Mo(V) hasil

reduksi tersebut akan diperoleh endapan coklat $\text{MoO}(\text{OH})_3$ dan apabila endapan ini dipanaskan akan menghasilkan Mo_2O_5 .

Salah satu kegunaan logam molibdenum adalah sebagai katalis. Katalis molibdenum digunakan dalam berbagai jenis operasi kimia, industri minyak bumi, industri polimer dan plastik. Pada penelitian yang dilakukan oleh Teixeira (2017) mengenai impregnasi logam Mo di dalam H-ZSM-5 sebagai katalis untuk merengkah *jatropha oil* menjadi *biofuel* menunjukkan bahwa Mo menurunkan luas permukaan spesifik dan derajat keasaman H-ZSM-5. Di sisi lain, Mo mampu berperan aktif dalam pergantian jumlah distribusi senyawa hidrokarbon selama reaksi perengkahan berlangsung, dimana jumlah senyawa monoaromatik bertambah dan jumlah senyawa poliaromatik berkurang dimana senyawa poliaromatik merupakan senyawa prekursor dari kokas (Teixeira, 2017).

Vichaphund dkk (2015) melakukan penelitian mengenai penggunaan berbagai jenis logam transisi dalam H-ZSM-5 sebagai katalis dalam reaksi pirolisis residu *Jatropha* menunjukkan bahwa katalis H-ZSM-5 yang ditambahkan logam Mo memiliki selektivitas senyawa aromatik tertinggi sebesar 97% dengan selektivitas senyawa monoaromatik sebesar 85% dan senyawa poliaromatik sebesar 15%. Logam Mo berperan dalam reaksi hidrogenasi untuk memproduksi senyawa aromatik (Thangalazhy-Gopakumar, 2012).

2.7 Perengkahan (*Cracking*)

Reaksi perengkahan (*cracking*) adalah reaksi memecah senyawa hidrokarbon yang memiliki berat molekul besar dan rantai panjang menjadi senyawa hidrokarbon dengan berat molekul yang lebih kecil dan rantai yang lebih pendek (Nazarudin, 2000). Bahan baku yang biasa digunakan dalam proses perengkahan adalah minyak bumi atau residu (Clark, 2003). Ada tiga jenis reaksi perengkahan yang umum dikenal yaitu reaksi perengkahan menggunakan temperatur tinggi yang dikenal dengan perengkahan termal (*thermal cracking*), reaksi perengkahan yang menggunakan katalis yang dikenal dengan perengkahan katalitik (*catalytic cracking*) dan perengkahan hidro (*hydrocracking*) (Cleveland dan Szostak, 2014).

2.7.1. Perengkahan Termal (*Thermal Cracking*)

Perengkahan termal adalah proses perengkahan minyak nabati yang menggunakan panas tanpa keberadaan katalis. Proses ini adalah cara paling sederhana untuk merengkah rantai hidrokarbon panjang menjadi lebih pendek. Kelemahan proses tanpa katalis ini adalah reaksi akan berjalan lambat dan rantai karbon bahan baku akan terengkah secara acak, sehingga selektivitasnya tidak dapat dikontrol, dan konversinya sangat rendah (Prasad dkk, 1985).

Proses perengkahan termal melibatkan reaksi dekarboksilasi yang dilakukan pada suhu tinggi (biasanya 350-750°C) dan tekanan yang tinggi (kira-kira $6,89 \times 10^6$ Pa) dibutuhkan untuk perengkahan termal dari minyak nabati (Li dkk, 2009). Proses ini merupakan cara yang paling sederhana untuk merengkah rantai hidrokarbon yang panjang menjadi lebih pendek. Kelemahan dari proses tanpa menggunakan katalis ini adalah reaksi akan berjalan lambat dan rantai karbon dari bahan baku yang akan terengkah secara acak, sehingga selektivitasnya menjadi tidak dapat terkontrol dan menghasilkan konversi yang rendah (Prasad dkk, 1985).

Reaksi ini melibatkan penggunaan suasana inert dan / atau konsentrasi kecil oksigen. Pemutusan rantai dari molekul trigliserida mengarah pada pembentukan campuran hidrokarbon dari rantai kecil seperti alkana, alkena, alkadiena, aromatik, aldehida, keton, dan asam karboksilat (Ma dkk, 1999; Prasad dkk, 2000; Alencar dkk, 1983).

2.7.2. Perengkahan Katalitik (*Catalytic Cracking*)

Proses perengkahan ini adalah proses perengkahan yang menggunakan katalis dan membutuhkan panas dalam jumlah lebih sedikit dibanding perengkahan termal. Proses ini menghasilkan produk dengan kualitas yang lebih baik, tergantung pada jenis katalis yang digunakan. Dalam sejarah katalis, sintesa ZSM-5 oleh Mobil Oil menjadi terobosan yang penting karena katalis ini mempunyai keasaman dan selektivitas bentuk yang kuat.

2.7.3. Perengkahan Hidro (*Hydrocracking*)

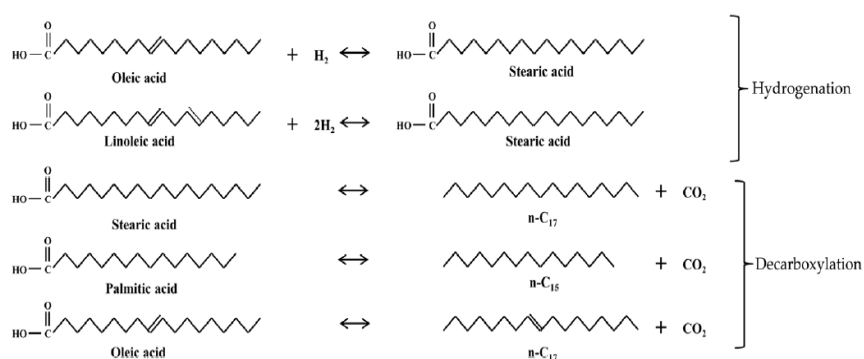
Merupakan kombinasi dari perengkahan katalitik dan hidrogenasi. H_2 akan meminimalkan terbentuknya kokas (*coke*), sehingga umur katalis lebih panjang.

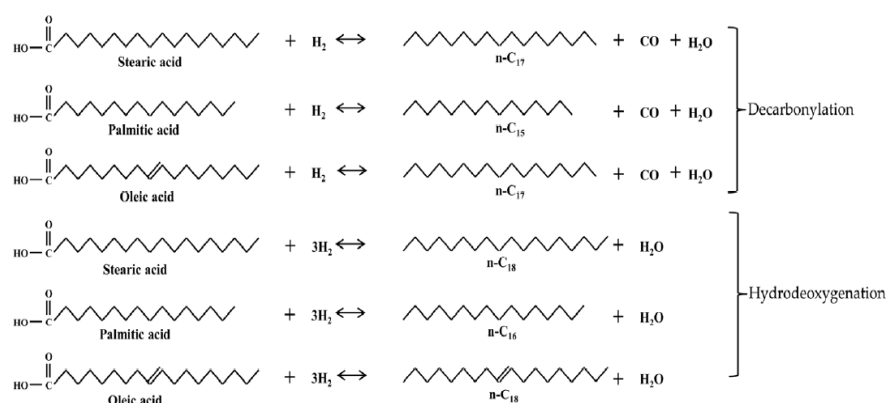
Hydrocracking merupakan kombinasi antara *cracking* dan hidrogenasi untuk menghasilkan senyawa yang jenuh. Reaksi tersebut dilakukan pada tekanan tinggi dan suhu yang lebih rendah daripada *thermal cracking*. Keuntungan lain dari *hydrocracking* ini adalah bahwa reaksi berlangsung bertahap, mulai dari hidrogenasi hingga dilanjutkan proses *cracking*.

Hidrogenasi adalah reaksi adisi hidrogen (H_2) pada gugus etilenik atau ikatan rangkap. Reaksi hidrogenasi ini dilakukan dengan menggunakan gas hidrogen dan penambahan serbuk nikel sebagai katalis. Kegunaan reaksi hidrogenasi adalah untuk menjenuhkan ikatan rangkap menjadi ikatan tunggal pada rantai karbonnya. Laju hidrogenasi tergantung pada temperatur, jenis bahan yang dihidrogenasi, aktivitas katalis, konsentrasi katalis, dan laju alir gas hidrogen di permukaan katalis. Agar hidrogenasi dapat berlangsung, gas hidrogen, bahan yang akan dihidrogenasi, dan katalis padat harus ada pada temperatur yang sesuai.

Reaksi hidrogenasi pada umumnya menggunakan logam-logam transisi sebagai katalis. Pemilihan logam sebagai katalis disesuaikan pada senyawa yang akan direduksi dan kondisi reaksi hidrogenasinya. Aktivitas dan selektivitas logam sebagai katalis sangat berhubungan dengan struktur dan komposisi logamnya.

Dalam proses pembuatan hidrokarbon dari minyak nabati, kondisi proses memainkan peran penting. Suhu mempunyai pengaruh yang cukup besar pada perengkahan minyak nabati, bahkan mempengaruhi konversi dan yield produk. Hal ini telah diteliti oleh beberapa peneliti sebelumnya. Pada proses *hydrocracking*, selektivitas gasolin tetap konstan dengan naiknya suhu. Penambahan H_2 dengan konsentrasi rendah selama perengkahan tidak berpengaruh signifikan terhadap selektivitas produk, karena produksi bensin lebih dipengaruhi oleh karakteristik katalis. Berikut ini adalah mekanisme reaksi *hydrocracking*.

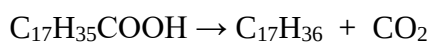




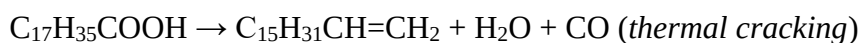
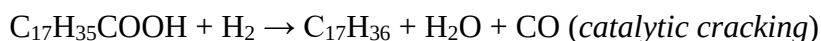
Gambar 2.6 Mekanisme Reaksi *Hydrocracking*

Hydrocracking minyak nabati memungkinkan tranformasi dari trigliserida menjadi hidrokarbon. Selama reaksi hidrogenasi, molekul trigliserida dari minyak nabati kemudian dikonversi menjadi molekul-molekul yang lebih kecil seperti digliserida, monogliserida, asam karboksilat, dan senyawa yang mengandung oksigen. Produk tersebut kemudian ditransformasi menjadi hidrokarbon dengan tiga reaksi yang berbeda, yaitu dekarboksilasi, dekarbonilasi, dan hidrideoksigenasi. Tiga reaksi yang paling penting berlangsung selama *hydrocracking* minyak nabati pada Gambar 2.6, yaitu:

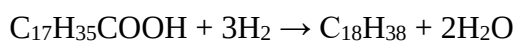
1. Reaksi dekarboksilasi, reaksi yang mengarah ke penghapusan kelompok karboksilat dan menghasilkan karbon dioksida (CO₂).

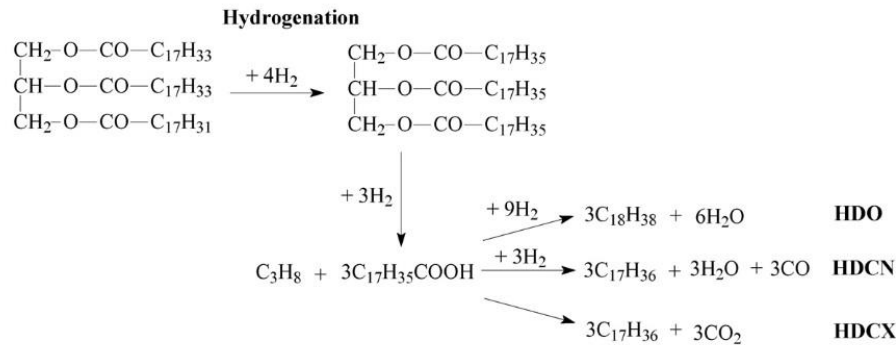


2. Reaksi dekarbonilasi, reaksi yang menghasilkan hidrokarbon utama dengan bilangan karbon yang ganjil. Produk sampingnya adalah H₂O dan CO.



3. Reaksi hidrideoksigenasi (reduksi), reaksi yang menghasilkan hidrokarbon utama dengan bilangan karbon yang genap dan air.





Gambar 2.7 Skema reaksi untuk konversi trigliserida menjadi hidrokarbon

Sumber : Kochetkova dkk, 2016

2.8 Reaktor *Batch*

Proses *catalytic hydrocracking* minyak nabati menjadi *biofuel* dilakukan di dalam reaktor *batch* skala laboratorium. Pemilihan reaktor *batch* yang digunakan untuk proses *catalytic hydrocracking* dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu :

1. Fase zat pereaksi dan hasil reaksi.
2. Tipe reaksi dan persamaan kecepatan reaksi serta ada tidaknya reaksi sampingan.
3. Kapasitas produksi.
4. Harga reaktor dan biaya instalasi.
5. Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

Dalam reaktor *batch*, reaktan dan katalis yang akan direaksikan dimasukkan secara serentak ke dalam reaktor, dioperasikan dalam kondisi operasi yang sudah ditentukan kemudian setelah waktu tertentu dikeluarkan dari reaktor dan dipisahkan dari produk sampingannya. Reaktor *batch* biasanya digunakan untuk produksi dalam skala kecil (Fogler, 1986).

Keuntungan dalam menggunakan reaktor *batch* adalah :

1. Lebih murah dibandingkan reaktor alir.
2. Lebih mudah dalam pengoperasian dan perawatannya.
3. Cocok digunakan dalam skala laboratorium.
4. Mampu melakukan mobilitas yang tinggi.

Kekurangan dalam menggunakan reaktor *batch* adalah :

1. Tidak begitu baik dalam reaksi fase gas.
2. Membutuhkan waktu dalam pengisian, pemanasan zat pereaksi dan pendinginan zat hasil reaksi dan waktu reaksi.

Persamaan laju reaksi pada reaktor *batch* dengan katalis heterogen dinyatakan oleh Persamaan 2.1 berikut :

$$\frac{t}{C_{A0}} = \frac{V}{W_s} \int \frac{dX_A}{-r'_A} \quad (2.1)$$

Dimana t merupakan waktu tinggal di dalam reaktor *batch*, C_{A0} adalah konsentrasi awal reaktan, V adalah volume reaktor, W_s adalah berat katalis, X_A adalah konversi reaktan dan $-r'_A$ adalah laju reaksi berdasarkan berat katalis (Levenspiel, 1999).

2.9 Biofuel

Biofuel atau bahan bakar hayati merupakan bahan bakar yang berasal dari biomassa. Biomassa merupakan bahan biologis atau baru mati yang dapat digunakan sebagai bahan bakar. Biomassa yang sering digunakan sebagai sumber bahan bakar hayati biasanya adalah minyak kelapa sawit, biji mahoni, jarak pagar dan sebagainya. Berikut merupakan berbagai tanaman yang digunakan sebagai biomassa yang dikembangkan di Indonesia :

Tabel 2.4 Tanaman yang digunakan sebagai biomassa di Indonesia

No.	Nama Lokal	Nama Latin	Sumber Minyak	Isi % Berat Kering
1.	Jarak Pagar	<i>Jatropha curcas</i>	Inti biji	40-60
2.	Kacang Suuk	<i>Arachis hypogea</i>	Biji	35-55
3.	Kapuk Randu	<i>Ceiba pentandra</i>	Biji	24-40
4.	Karet	<i>Hevea brasiliensis</i>	Biji	40-50
5.	Kecipir	<i>Psophocarpus tetrag</i>	Biji	15-20
6.	Kelapa	<i>Cocos nucifera</i>	Inti biji	60-70
7.	Kelor	<i>Moringa oleifera</i>	Biji	30-49
8.	Kacang Tanah	<i>Aleurites moluccana</i>	Inti biji	57-69

9.	Kusambi	<i>Sleichera trijuga</i>	Sabut	55-70
10.	Nimba	<i>Azadiruchta indica</i>	Inti biji	40-50
11.	Saga Utan	<i>Adenanthera pavonina</i>	Inti biji	14-28
12.	Sawit	<i>Elaeis quincencis</i>	Sabut	45-70
13.	Sawit	<i>Elaeis quincencis</i>	Biji	46-54
14.	Nyamplung	<i>Callophyllum lanceatum</i>	Inti biji	40-73
15.	Randu Alas	<i>Bombax malabaricum</i>	Biji	18-26
16.	Sirsak	<i>Annona muricata</i>	Inti biji	20-30
17.	Srikaya	<i>Annona squosa</i>	Biji	15-20

Sumber : Wirawan dkk, 2007

1. Bioetanol

Bioetanol berasal dari tanaman yang memiliki kandungan pati/gula seperti sagu, singkong, tebu dan sogum. Bioetanol digunakan sebagai bahan pengganti bensin berupa cairan biokimia dari sistem fermentasi gula dari sumber karbohidrat memakai pertolongan mikroorganisme. Setelah frementasi kemudian dilanjutkan dengan proses destilasi yang dapat menghasilkan kadar etanol sebesar 95% dari volume total, sedangkan yang akan digunakan sebagai *biofuel* harus dimurnikan kembali hingga mencapai kadar etanol 99% dari volume total yang biasa disebut dengan *Fuel Grade Ethanol* (FGE). Proses pemurnian dengan prinsip dehidrasi biasanya digunakan dengan metode *Molecular Sieve* untuk memisahkan air dengan etanol (Musarif dkk, 2012).

2. Biodiesel

Biodiesel merupakan bahan bakar mesin diesel yang tersusun atas alkil ester dan asam – asam lemak. Biodiesel berasal dapat berasal dari minyak nabati, minyak hewani maupun miyak goreng bekas atau daur ulang sebagai pengganti minyak bumi. Minyak tumbuhan yang sering digunakan antara lain minyak sawit (palm oil), minyak kelapa, minyak jarak pagar dan minyak biji kapuk randu, sedangkan lemak hewani seperti lemak babi, lemak ayam, lemak sapi, dan juga lemak yang berasal dari ikan (Wibisono dkk, 2007; Sathivel dkk,

2005). Biodiesel sangat mudah diaplikasikan dalam mesin diesel karena sifatnya yang mirip dengan solar. Bahan mentah pembuatan biodiesel terdiri atas trigliserida, yaitu komponen utama aneka lemak dan minyak lemak dan komponen lainnya adalah asam- asam lemak, yaitu produk samping industri *refining* lemak dan minyak lemak (Mittlebatch dkk, 2004).

3. Bio-oil

Bio-oil merupakan bahan bakar cair yang berwarna gelap dan memiliki aroma seperti asap. Bio-oil berasal dari biomassa seperti kayu, kulit kayu, kertas atau biomassa lainnya. Bio-oil diproduksi melalui proses pirolisis ataupun pirolisis cepat. Komponen organik terbesar bio-oil adalah lignin, alkohol, asam organik dan karbonil. Bio-oil mengandung sedikit unsur nitrogen dan sulfur yang menjadikan bio-oil sebagai bahan bakar yang ramah lingkungan. Di sisi lain, bio-oil memiliki nilai pembakaran yang lebih besar dibandingkan dengan bahan bakar oksigen lainnya (seperti metanol) dan nilainya hanya sedikit lebih rendah dibandingkan dengan diesel dan light fuel oil lainnya (Hambali dkk, 2007).

2.10 Penelitian Terdahulu

Sebagian besar penelitian yang dilakukan menunjukkan hasil bahwa penggunaan H-ZSM-5 sebagai katalis dalam perengkahan minyak nabati telah berhasil memotong rantai panjang trigliserida menjadi senyawa yang memiliki rantai yang relatif lebih pendek untuk menghasilkan fraksi *biofuel* yang mendekati karakteristik bahan bakar konvensional. Nilai konversi dan selektivitas dari produk yang dihasilkan sangat bergantung pada logam aktif yang digunakan di dalam katalis H-ZSM-5. Perbedaan logam yang digunakan sebagai senyawa aktif maupun promotor menghasilkan konversi dan selektivitas yang berbeda pula.

Menurut penelitian yang dilakukan oleh Teixeira dkk (2017) yang memaparkan tentang proses *catalytic cracking* untuk mengkonversi minyak jarak dengan katalis Mo/HZSM-5 menunjukkan bahwa pada suhu reaksi 650°C katalis Mo/HZSM-5 dengan *loading* logam Mo 15% menghasilkan senyawa hidrokarbon monoaromatik sebesar 57.99 %area sedangkan hidrokarbon poliaromatik sebesar 7.37 %area. Kehadiran logam Mo dalam katalis HZSM-5 mengindikasikan bahwa

Mo berperan aktif dalam memecah ikatan hidrokarbon poliaromatik menjadi hidrokarbon monoaromatik, dimana hidrokarbon poliaromatik sendiri merupakan prekursor terbentuknya kokas (Vichaphund dkk, 2015). Di sisi lain, kehadiran logam Mo juga menekan terbentuknya aldehid (Teixeira, 2017).

Penelitian yang dilakukan oleh Ishihara dkk (2014) menggunakan bahan baku minyak kedelai dan katalis NiMo dengan beberapa jenis zeolit diantaranya zeolit 25USY(14)60A, zeolit 25HY(5.5)60A, zeolit 25Beta(37)60A, zeolit 25ZSM(90)60A dan zeolit 25ZSM(1770)60A. Melalui proses *hydrocracking*, nilai *yield* tertinggi dihasilkan oleh penggunaan jenis katalis NiMo/25Beta (37)60A yaitu fraksi gasolin pada rentang hidrokarbon C₅ – C₁₁ yaitu mencapai nilai 69.8%. Hal ini mengindikasikan bahwa situs asam sebagai situs aktif pada katalis NiMo/25Beta (37)60A memiliki kemampuan yang cukup baik dalam reaksi perengkahan.

Nurjannah dkk (2012) mencoba melakukan impregnasi logam transisi (Ni,Cu,Zn) ke dalam HZSM-5 untuk meningkatkan situs aktif dari katalis yang digunakan. Dari penelitian ini diketahui pada temperatur 450°C dan laju gas N₂ 130 ml/min untuk katalis HZSM-5 *yield gasoline* 17,11% *kerosene* 14,89% dan *diesel* 10,86%. Untuk katalis Ni/HZSM-5 *yield gasoline* 17,55% *kerosene* 13,48% dan *diesel* 5,84%. Untuk katalis Cu/HZSM-5 *yield gasoline* 18,05% *kerosene* 13,30% dan *diesel* 5,72%. Untuk katalis Zn/HZSM-5 *yield gasoline* 29,38% *kerosene* 12,86% dan *diesel* 4,78%. Data mengenai hasil penelitian terdahulu dari beberapa peneliti dapat dilihat pada Tabel 2.5 berikut.

Tabel 2.5 Hasil Penelitian Terdahulu

No.	Peneliti	Katalis	Bahan Baku	Hasil
1.	Teixeira, C.M., Frety, R., Barbosa, C.B.M, Santos, M.R., Bruce, E.D., Pacheco, J.G.A. (2017)	Mo/HZSM-5	Minyak Jarak	Penggunaan katalis Mo/HZSM-5 dengan loading logam 15% dalam reaksi <i>catalytic cracking</i> dengan suhu 650°C menghasilkan fraksi senyawa monoaromatik sebesar 57.99% area dan senyawa poliaromatik sebesar 7.37% area.

2.	Sotelo-Boyas, R., Liu, Y., Minowa, T., (2011)	Ni-Mo /Al ₂ O ₃	Minyak Biji Rapa	Melalui proses <i>hydrocracking</i> dengan rentang suhu 300-400°C, tekanan hidrogen 5-11 Mpa dan waktu reaksi selama 3 jam menghasilkan fraksi utama berupa fraksi diesel yaitu fraksi n-parafin (C ₁₅ -C ₁₈) dan nilai <i>yield</i> 70-80%.
3.	Cheng, J., Li, T., Huang, R., Zhou, J., Cen, K., (2014)	Ni-Mo /HZSM-5 dan Ni-Mo /HY	Minyak Kedelai	Melalui proses <i>catalytic hydrocracking</i> , katalis Ni-Mo/HZSM-5 menghasilkan nilai selektivitas alkana 13.8% dan selektivitas hidrokarbon 58.9%, sedangkan katalis Ni-Mo/HY menghasilkan nilai selektivitas alkana 40.3% dan selektivitas hidrokarbon 23.8% pada suhu reaksi 390°C
4.	Ishihara, A., Fukui, N., Nasu, H., Hashimoto, T., (2014)	Ni-Mo /zeolit	Minyak Kedelai	Melalui proses <i>hydrocracking</i> , nilai <i>yield</i> tertinggi dihasilkan oleh penggunaan jenis katalis NiMo/25Beta (37)60A yaitu fraksi gasolin pada rentang hidrokarbon C ₅ – C ₁₁ yaitu mencapai nilai 69.8%
5.	Roesyadi, A., Prajitno, D.H., Nurjannah, Santi, D.S., (2012)	Cu/HZSM-5 Ni/HZSM-5 Zn/HZSM-5	Minyak Kelapa Sawit	Menggunakan proses <i>catalytic cracking</i> dengan rentang suhu 350°C - 500°C pada reaktor fixed bed menghasilkan untuk katalis HZSM-5 <i>yield gasoline</i> 17,11% <i>kerosene</i> 14,89% dan

				<i>diesel</i> 10,86%. Untuk katalis Ni/HZSM-5 yield <i>gasoline</i> 17,55% <i>kerosene</i> 13,48% dan <i>diesel</i> 5,84%. Untuk katalis Cu/HZSM-5 yield <i>gasoline</i> 18,05% <i>kerosene</i> 13,30% dan <i>diesel</i> 5,72%. Untuk katalis Zn/HZSM-5 yield <i>gasoline</i> 29,38% <i>kerosene</i> 12,86% dan <i>diesel</i> 4,78%
6.	Budianto, A., Prajitno, D.H., Budhikarjono, K., (2014)	Zn/HZSM-5	Minyak Kemiri	Melalui proses <i>catalytic cracking</i> menggunakan reaktor fixed bed dengan rentang suhu reaksi 300°C-375°C menghasilkan <i>biofuel</i> dengan selektivitas tertinggi adalah 80,75% pada suhu 325°C dengan laju aliran nitrogen dari 60 ml/menit.
7.	Marlinda, L., Al-Muttaqii, M., Gunardi, I., Roesyadi, A., Prajitno, D.H., (2017)	Co-Ni /HZSM-5	Minyak Bintaro	Menggunakan proses <i>hydrocracking</i> dengan reaktor <i>pressure batch</i> dengan rentang suhu reaksi 300°C-375°C menghasilkan fraksi hidrokarbon berupa n-parafin tertinggi pada suhu 375°C dengan katalis Co-Ni(5%;1:3)/HZSM-5 sebesar 66.42 area%

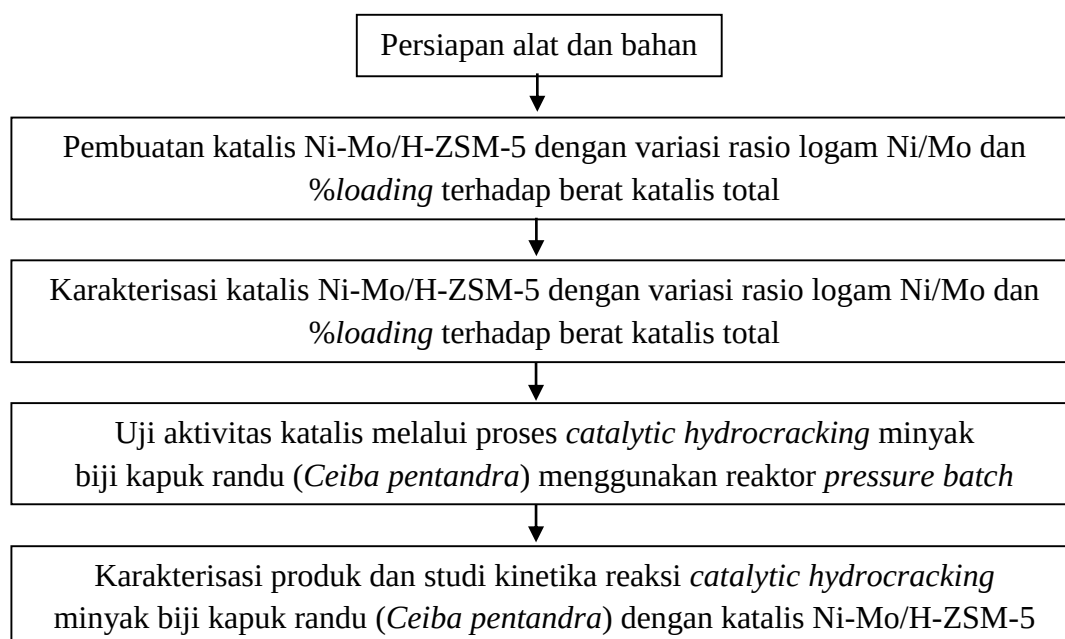
BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan di Laboratorium Teknik Reaksi Kimia, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Penelitian ini merupakan penelitian eksperimental yang menggunakan bahan baku minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) yang akan dikonversi menjadi *biofuel* menggunakan katalis dengan beberapa macam perlakuan. Pembuatan *biofuel* menggunakan metode *catalytic hydrocracking* menggunakan *pressure batch reactor*.

3.1 Tahapan Penelitian

Tahapan penelitian ini diawali dengan melakukan preparasi penyangga katalis H-ZSM-5 dengan cara mengkalsinasi $\text{NH}_4\text{-ZSM-5}$. Penyangga H-ZSM-5 kemudian diimpregnasi $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ sehingga menghasilkan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5. Selanjutnya dilakukan karakterisasi terhadap katalis yang dihasilkan dan melakukan uji aktivitas katalis melalui proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) menggunakan reaktor *pressure batch*. Tahap akhir melakukan karakterisasi produk dan studi kinetika reaksi *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*).



Gambar 3.1 Diagram Blok Tahapan Penelitian

3.2 Peralatan dan Bahan Penelitian

3.2.1 Peralatan Penelitian

Alat – alat yang digunakan dalam penelitian ini adalah :

- | | |
|-----------------------|-----------------------------------|
| 1. Gelas ukur | 8. <i>Nucelle</i> |
| 2. Gelas beaker | 9. Oven fischer |
| 3. Kaca arloji | 10. Botol sampel |
| 4. Cawan porselin | 11. Peralatan kalsinasi |
| 5. Pengaduk magnetik | 12. Reaktor <i>pressure batch</i> |
| 6. Desikator | |
| 7. Timbangan analitik | |

3.2.2 Bahan Penelitian

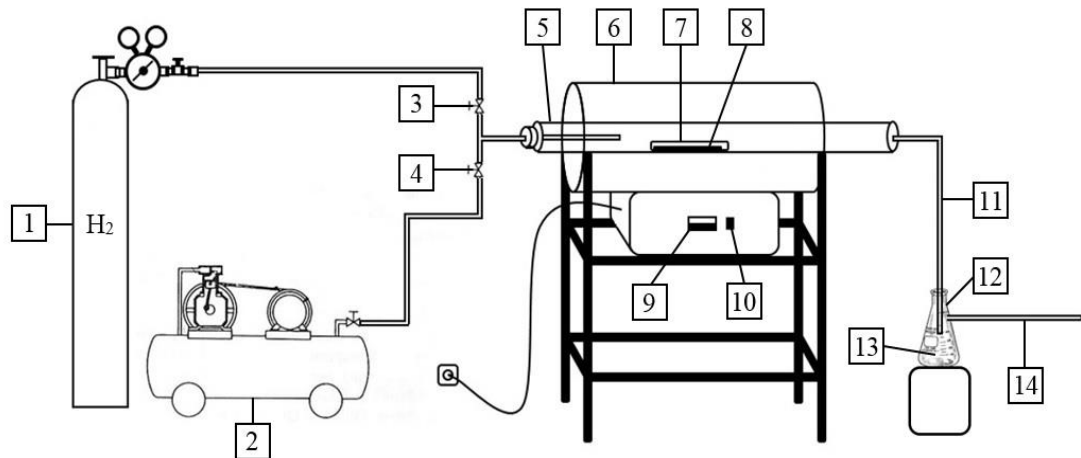
Bahan – bahan yang digunakan dalam penelitian ini terdiri dari minyak biji kapuk randu (*Ceiba petandra*) yang diperoleh dari perkebunan kapuk randu di daerah Pasuruan, Jawa Timur. NH₄-ZSM-5 atau zeolite ZSM-5 ammonium (CAS No. 1318-02-1) dengan luas permukaan 425 m²/gram dengan rasio SiO₂/Al₂O₃ = 50 yang diperoleh dari Zeolyst International (CBV 8014), logam Ni(NO₃)₂.6H₂O dan logam (NH₄)₆Mo₇O₂₄.4H₂O diperoleh dari Merck, serta gas H₂ dan gas N₂ diperoleh dari CV. Tri Gases.

3.3 Skema Peralatan Penelitian

3.3.1 Peralatan Kalsinasi

Peralatan kalsinasi yang digunakan dalam penelitian ini merupakan alat kalsinasi berbentuk *tubular furnace* dengan merk Lim Elektro Therm Jerman. *Tubular furnace* ini memiliki panjang 80 cm dan diameter 10 cm. Kondisi operasi yang digunakan dalam peralatan ini dikendalikan melalui *panel control* yang terdapat pada sisi peralatan kalsinasi. *Tubular furnace* ini memerlukan daya sebesar 2900 watt. Tempat yang digunakan untuk menampung katalis yang akan dikalsinasi pada *tubular furnace* adalah sebuah *nucelle* yang terbuat dari bahan *quartz* dengan diameter 0.5 inci dan panjang 10 cm. Peralatan kalsinasi ini dilengkapi dengan aliran gas hidrogen dan kompresor udara untuk menyuplai udara ke dalam reaktor.

Laju alir udara yang digunakan pada reaktor dapat dilihat pada gelembung gas yang terbentuk pada indikator air pada *vacuumfest* yang terletak pada bawah peralatan kalsinasi. Rangkaian alat kalsinasi ditunjukkan pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2 Rangkaian Peralatan Kalsinasi

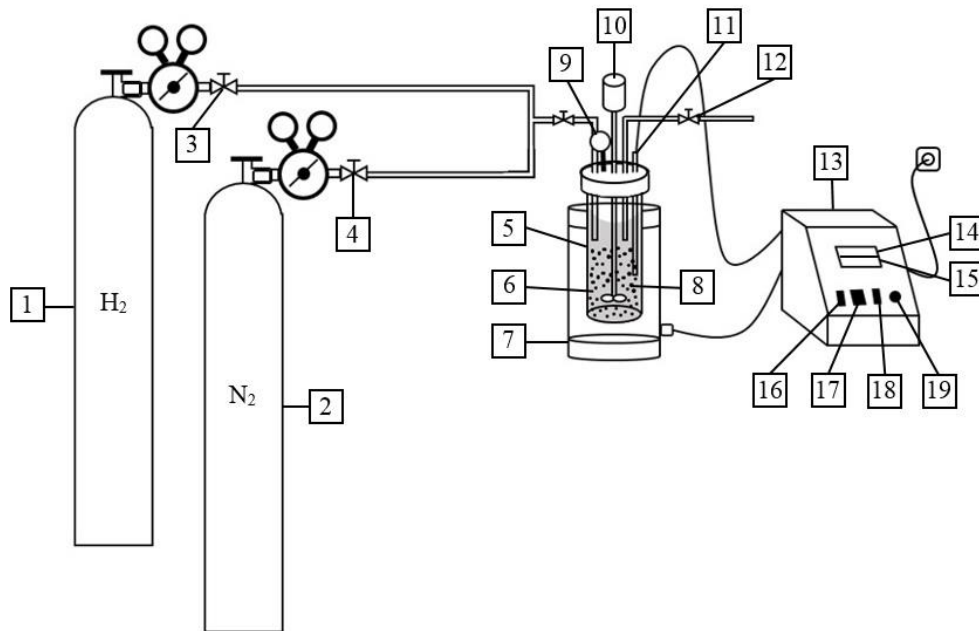
Keterangan Gambar :

- | | |
|---|--|
| 1. Tabung gas hidrogen | 8. Katalis |
| 2. Kompresor | 9. <i>Panel control</i> |
| 3. <i>Valve</i> gas hidrogen | 10. Tombol <i>power</i> |
| 4. <i>Valve</i> udara | 11. <i>Tube gas outlet</i> reaktor kalsinasi |
| 5. Reaktor kalsinasi (<i>tubular</i>) | 12. <i>Vacuum fest</i> |
| 6. <i>Furnace</i> | 13. Air (indikator aliran gas) |
| 7. <i>Nucelle</i> | 14. <i>Tube gas out vacuum fest</i> |

3.3.2 Reaktor *Pressure Batch*

Reaktor *pressure batch* yang digunakan dalam penelitian ini merupakan seperangkat reaktor *batch* dengan merk PARR Instrument Co.USA. Reaktor yang digunakan memiliki diameter reaktor 7.5 cm dan panjang reaktor 21.5 cm dengan kapasitas reaktor sebesar 500 ml dan dilengkapi dengan *stirrer*, *heater* dan *panel control* untuk mengendalikan *stirrer* dan *heater* sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan. Reaktor *pressure batch* ini memerlukan daya sebesar 1300 watt untuk beroperasi. Selain itu, tabung gas nitrogen dan hidrogen yang terdapat pada rangkaian reaktor juga digunakan untuk menyuplai aliran gas nitrogen dan hidrogen

yang diperlukan pada saat proses *catalytic hydrocracking* di dalam reaktor. Rangkaian peralatan reaktor *pressure batch* ditunjukkan pada Gambar 3.3.



Gambar 3.3 Rangkaian Reaktor *Pressure Batch*

Keterangan Gambar :

- | | |
|----------------------------------|---|
| 1. Tabung gas hidrogen | 11. <i>Thermocouple</i> |
| 2. Tabung gas nitrogen | 12. <i>Pressure release valve</i> |
| 3. <i>Valve</i> gas hidrogen | 13. <i>Panel control</i> |
| 4. <i>Valve</i> gas nitrogen | 14. Tampilan suhu reaktor |
| 5. Reaktor | 15. Tampilan suhu <i>set point</i> |
| 6. Minyak biji kapuk randu | 16. Tombol <i>power panel control</i> |
| 7. <i>Heater</i> | 17. Tombol <i>power heater</i> |
| 8. Katalis | 18. Tombol <i>power stirrer</i> |
| 9. <i>Pressure gauge</i> reaktor | 19. Tombol kontrol kecepatan <i>stirrer</i> |
| 10. <i>Stirrer</i> | |

3.4 Variabel Penelitian

3.4.1 Variabel Tetap

1. Kondisi operasi preparasi katalis Ni-Mo/H-ZSM-5
 - a. Suhu kalsinasi : 400°C.
 - b. Suhu reduksi : 450°C.
2. Kondisi operasi *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*)
 - a. Tipe katalis : Ni-Mo/H-ZSM-5
 - b. Massa katalis total : 1 gram (2.5% b/v).
 - c. Bahan baku : minyak biji kapuk randu.
 - d. Volume bahan baku : 200 ml.
 - e. Waktu reaksi : 2 jam.

3.4.2 Variabel Berubah

1. Kondisi operasi preparasi katalis Ni-Mo/H-ZSM-5
 - a. Rasio logam Ni/Mo : 1:1; 1:2; 1:3; dan 1:4.
 - b. *Loading* logam Ni-Mo terhadap berat katalis total : 5% dan 10%.
2. Kondisi operasi *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*)
 - a. Suhu reaksi : 300°C, 325°C, 350°C, 375°C dan 400°C.

3.5 Prosedur Penelitian

Prosedur penelitian yang dilakukan dalam penelitian ini terdiri atas preparasi katalis H-ZSM-5, preparasi katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dan proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) menjadi *biofuel*.

3.5.1 Prosedur Preparasi Katalis H-ZSM-5

1. Mengeringkan NH₄-ZSM-5 selama 12 jam menggunakan oven pada suhu 120°C
2. Melakukan kalsinasi NH₄-ZSM-5 pada suhu 550°C dengan aliran udara selama 5 jam.
3. Melakukan analisa XRD, BET dan SEM-EDX untuk mengetahui karakteristik H-ZSM-5 yang dihasilkan.

3.5.2 Prosedur Pembuatan Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5

H-ZSM-5 sebagai penyangga katalis diimpregnasi dengan larutan garam logam yaitu $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ dengan menggunakan prosedur *incipient wetness impregnation* dengan mengadaptasi metode yang dilakukan oleh Sartipi et al. 2013 dan Haber et al. 1995 yaitu sebagai berikut :

1. Zeolit H-ZSM-5 dikeringkan selama 12 jam dalam oven pada suhu 120°C untuk mengurangi senyawa yang terserap pada permukaan.
2. Melakukan impregnasi larutan $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (konsentrasi sesuai variabel) dengan cara ditambahkan sedikit demi sedikit ke zeolit sampai larutan habis.
3. Melakukan pengadukan selama 3 jam menggunakan *magnetic stirrer*.
4. Katalis dikeringkan dalam oven pada suhu 120°C selama 12 jam.
5. Melakukan Impregnasi larutan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (konsentrasi sesuai variabel) dengan cara ditambahkan sedikit demi sedikit ke zeolit sampai larutan habis.
6. Melakukan pengadukan selama 3 jam menggunakan *magnetic stirrer*.
7. Katalis dikeringkan dalam oven pada suhu 120°C selama 12 jam.
8. Melakukan kalsinasi dengan udara pada suhu 400°C selama 2 jam dan dilanjutkan proses reduksi dengan gas H_2 pada suhu 450°C selama 3 jam.
9. Setelah melakukan reduksi, aliran gas H_2 dan *heater* dimatikan kemudian menunggu hingga katalis mencapai suhu 30°C .
10. Melakukan analisa XRD, BET dan SEM-EDX untuk mengetahui karakteristik katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 yang dihasilkan.
11. Melakukan prosedur yang sama untuk preparasi katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan variasi rasio dan *loading* logam lainnya.

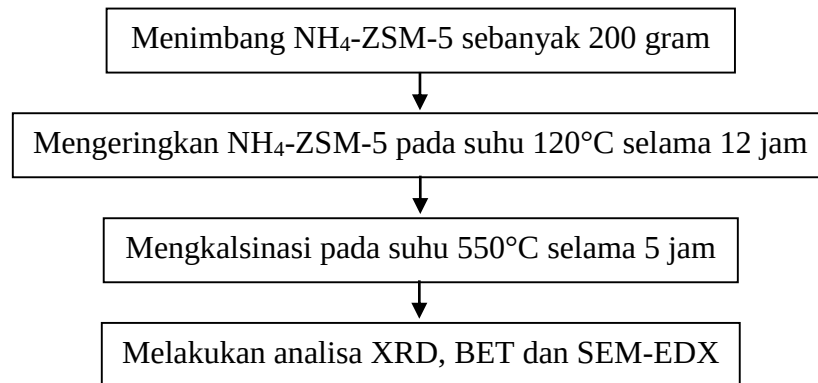
3.5.3 Prosedur Catalytic Hydrocracking Minyak Biji Kapuk Randu

1. Menimbang 1 gram katalis.
2. Memasukkan katalis dalam reaktor *pressure batch*.
3. Memasukkan 200 ml bahan baku minyak biji kapuk randu ke dalam reaktor.
4. Menyusun seluruh rangkaian reaktor.

5. Mengalirkan gas N₂ ke dalam reaktor untuk menghilangkan oksigen dalam reaktor (*purging*).
6. Mengalirkan gas H₂ ke dalam reaktor hingga mencapai tekanan yang diinginkan. Tekanan yang digunakan 10-35 bar.
7. Menghidupkan *heater* dan *stirrer* reaktor.
8. Menutup *valve* gas hidrogen setelah 1 jam.
9. Memulai proses *catalytic hydrocracking* dengan mengatur *setting* suhu proses sesuai variabel suhu yang digunakan.
10. Setelah mencapai variabel suhu yang diinginkan, membiarkan reaksi berjalan selama 2 jam untuk setiap variabel suhu.
11. Mematikan *heater* dan *stirrer* dan menunggu suhu produk mencapai suhu ruangan.
12. Mengambil sampel keluar dan menyaring sampel.
13. Melakukan prosedur yang sama menggunakan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan variasi rasio dan *loading* logam lainnya sesuai dengan variabel yang telah ditetapkan.
14. Melakukan analisa komposisi produk yang dihasilkan dengan GC-MS

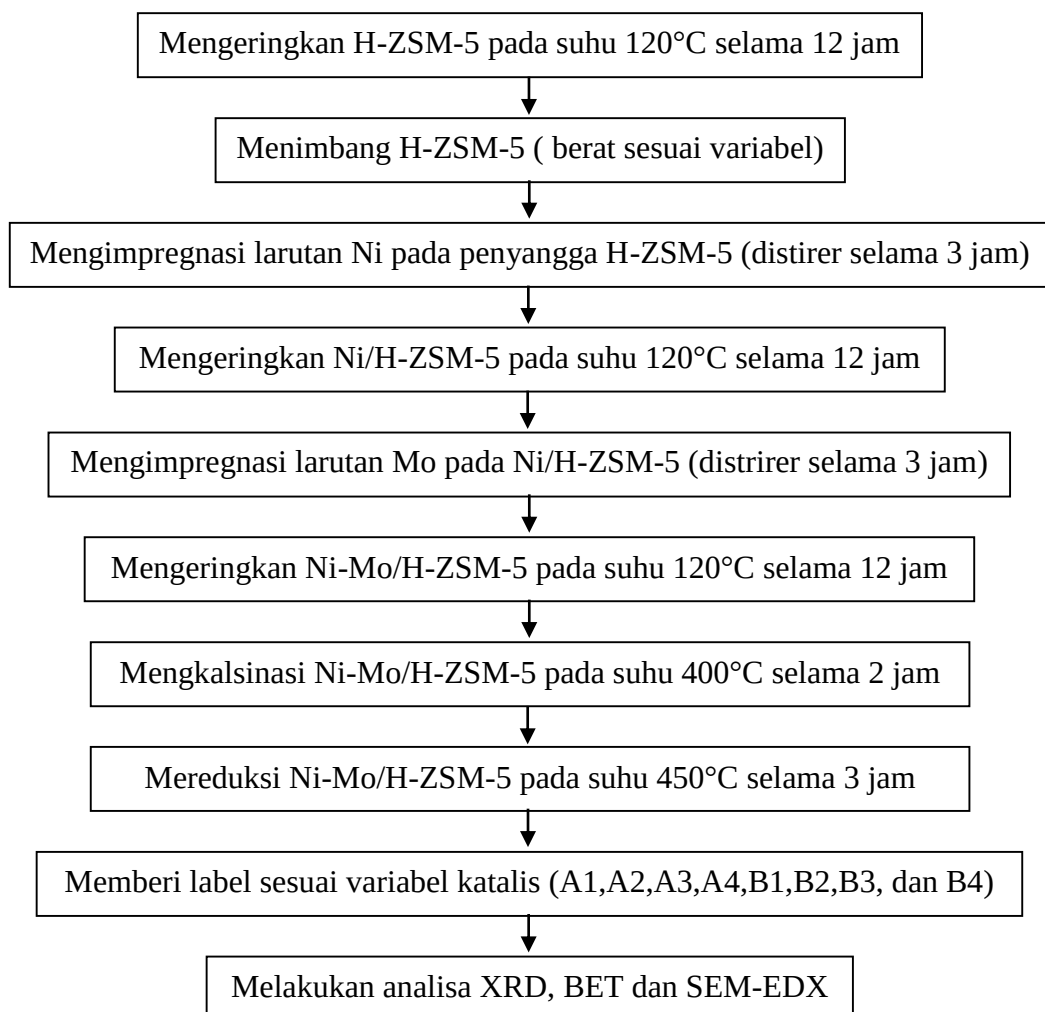
3.6 Diagram Alir Penelitian

3.6.1 Diagram Alir Preparasi Katalis H-ZSM-5



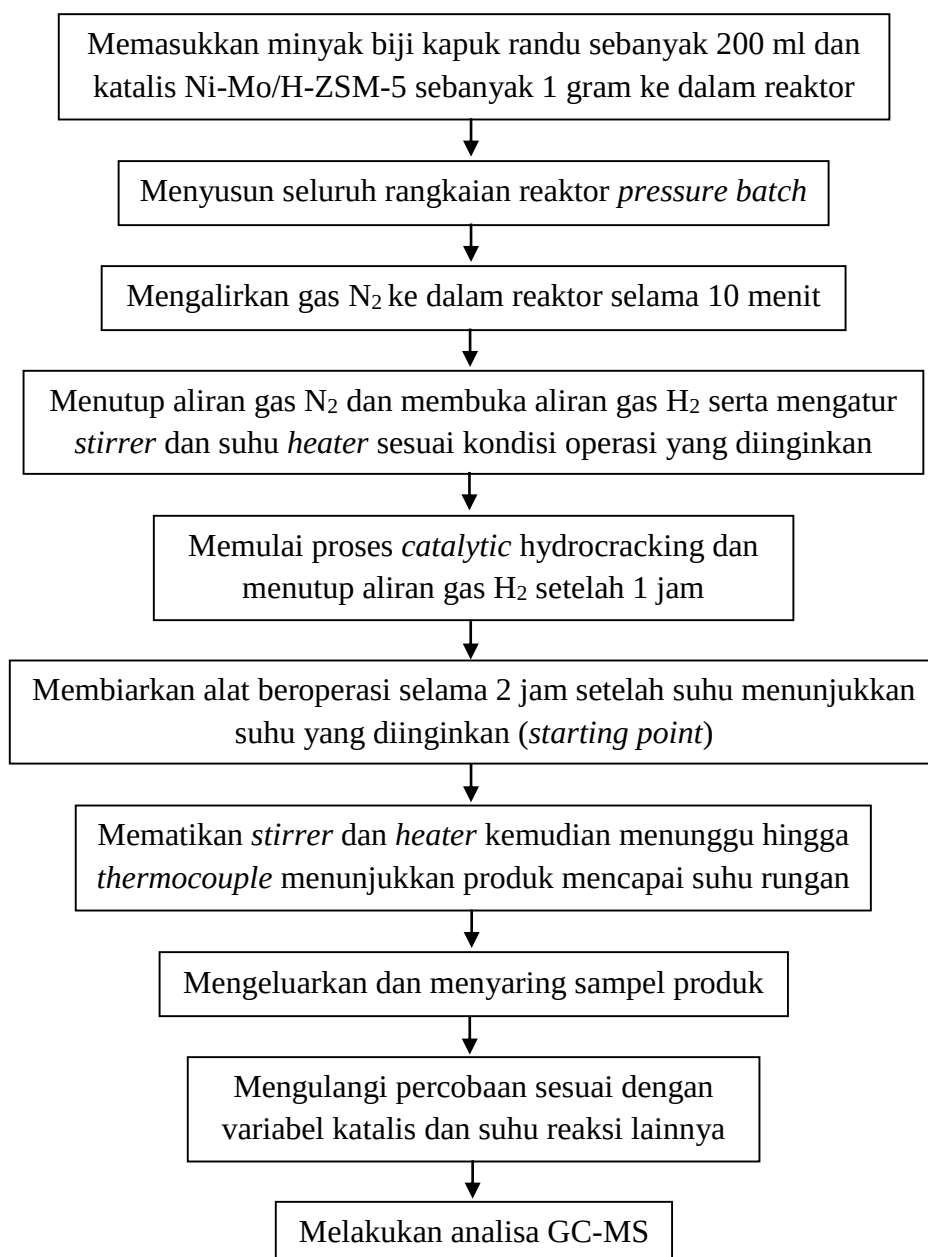
Gambar 3.4 Diagram Alir Preparasi Katalis H-ZSM-5

3.6.2 Diagram Alir Pembuatan Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5



Gambar 3.5 Diagram Alir Preparasi Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5

3.6.3 Diagram Alir *Catalytic Hydrocracking* Minyak Biji Kapuk Randu



Gambar 3.6 Diagram Alir *Catalytic Hydrocracking* Minyak Biji Kapuk Randu

3.7 Analisa Data

Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5 yang dihasilkan dianalisa menggunakan analisa BET (*Brunauer-Emmett-Teller*) untuk mengetahui luas permukaan spesifik, diameter pori dan volume pori katalis. Kemudian katalis dianalisa menggunakan XRD (*X-Ray Diffraction*) untuk mengidentifikasi senyawa yang terdapat pada katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5 yang dihasilkan. Untuk mengetahui struktur morfologi dan sebaran logam pada permukaan katalis digunakan analisa SEM-EDX (*Scanning Electron Microscopy – Energy Dispersive X-ray spectroscopy*).

Produk *biofuel* yang dihasilkan dari proses *catalytic hydrocracking* dianalisa menggunakan GC-MS (*Gas Chromatography – Mass Spectrofotometry*) untuk mengetahui komponen – komponen yang terdapat pada produk baik secara kualitatif maupun secara kuantitatif. Parameter – parameter yang diukur adalah nilai *yield* dan konversi produk, menggunakan persamaan Zhang dkk (2014), sebagai berikut :

$$\text{Yield gasoline} = \frac{\% \text{ kadar gasoline} \times \text{massa total produk}}{\text{massa umpan}} \times 100\% \quad (3.1)$$

$$\text{Yield kerosene} = \frac{\% \text{ kadar kerosene} \times \text{massa total produk}}{\text{massa umpan}} \times 100\% \quad (3.2)$$

$$\text{Yield gasoil} = \frac{\% \text{ kadar gasoil} \times \text{massa total produk}}{\text{massa umpan}} \times 100\% \quad (3.3)$$

$$\text{Konversi} = \frac{\text{massa trigliserida reaktan} - \text{massa trigliserida produk}}{\text{massa trigliserida reaktan}} \times 100\% \quad (3.4)$$

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini terdiri atas lima tahap yaitu analisa kandungan minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*), pembuatan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5, karakterisasi katalis NiMo/H-ZSM-5, proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) dan penentuan model kinetika reaksi proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) pada reaktor *pressure batch*. Berikut akan dibahas hasil dari setiap tahap penelitian tersebut.

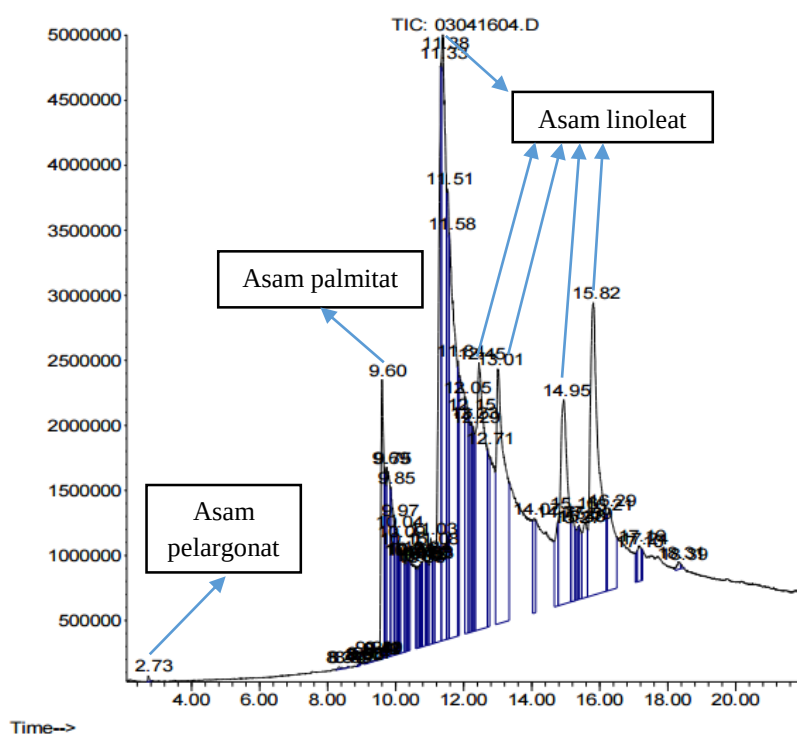
4.1 Analisa Kandungan Minyak Biji Kapuk Randu

Produksi *biofuel* dengan kualitas yang baik menggunakan minyak nabati sangat bergantung pada jenis bahan baku yang digunakan. Komposisi kimia dari bahan baku akan mempengaruhi parameter proses yang digunakan seperti tipe katalis, suhu dan waktu reaksi sehingga akan mempengaruhi nilai *yield* dan konversi produk yang diinginkan. Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) yang berasal dari perkebunan kapuk randu di daerah Pasuruan, Jawa Timur. Minyak biji kapuk randu yang digunakan dapat dilihat pada Gambar 4.1. Dapat dilihat bahwa minyak biji kapuk randu hasil ekstraksi berwarna kuning cerah. Selain itu minyak biji kapuk randu juga memiliki bau yang khas.



Gambar 4.1 Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba Pentandra*)

Minyak biji kapuk randu yang akan digunakan sebagai bahan baku pembuatan *biofuel* terlebih dahulu dianalisa menggunakan GCMS untuk mengetahui kandungan senyawa yang terdapat didalamnya. Hasil analisa GCMS berupa spektra GCMS minyak biji kapuk randu dapat dilihat pada Gambar 4.2 berikut.



Gambar 4.2 Spektra GCMS Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*)

Spektra GCMS minyak biji kapuk randu menunjukkan bahwa minyak biji kapuk randu terdiri atas trigliserida yang mengandung beberapa macam asam lemak. Puncak tertinggi yang ditunjukkan pada spektra dimiliki oleh senyawa 9,12-Octadecanoic acid yaitu asam linoleat pada *retention time* 11,38. Hal ini menunjukkan bahwa komponen asam lemak trigliserida tertinggi pada minyak biji kapuk randu merupakan asam linoleat. Selain asam linoleat (C18:2), terdapat komponen asam lemak trigliserida lainnya seperti asam palmitat (C16:0) pada *retention time* 9.60-11.08 dan asam pelargonat (C9) pada *retention time* 11.33-18.39. Asam linoleat termasuk ke dalam asam lemak *polyunsaturated*, sedangkan asam palmitat dan asam oleat termasuk ke dalam asam lemak *mono-*

unsaturated. Kandungan asam lemak tak jenuh dalam minyak biji kapuk randu menyebabkan minyak biji kapuk randu stabil dalam suhu ruangan. Asam lemak tak jenuh yang terdapat dalam minyak biji kapuk randu berperan dalam konversi minyak nabati menjadi *biofuel*.

Tabel 4.1 Hasil Analisa Komposisi Senyawa Dalam Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*) Menggunakan GCMS

Komposisi Asam	Rumus Molekul	Kadar (%berat)
Asam Linoleat (C18:2)	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	71.18
Asam Palmitat (C16:0)	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	19.06
Asam Pelargonat (C9)	C ₉ H ₁₈ O ₂	0.03
Oxacyclohexadecan-2-one	C ₁₅ H ₂₈ O ₂	0.01
Senyawa lainnya	-	9.70
Total		99.98

Data pada Tabel 4.1 yang menunjukkan bahwa minyak biji kapuk randu mengandung 90.27% asam lemak berupa asam karboksilat dimana komposisi terbesar dimiliki oleh asam linoleat sebesar 71.18%. Di sisi lain komposisi asam lemak trigliserida lainnya adalah asam palmitat dengan 19.06% dan asam pelargonat 0.03%. Hal ini bersesuaian dengan penelitian yang dilakukan oleh Silitonga dkk (2013) dimana dua kandungan asam lemak trigliserida dominan pada minyak biji kapuk randu (*Ceiba pentandra*) merupakan asam linoleat dan asam palmitat.

Karakteristik minyak biji kapuk randu dintinjau dari sifat fisik dan kimia dianalisa menggunakan metode ASTM dan SNI yang ditunjukkan pada Tabel 4.2. Minyak biji kapuk randu memiliki nilai densitas sebesar 0.891 gr/cm³ yang memiliki nilai yang bersesuaian dengan penelitian yang dilakukan oleh Silitonga dkk (2013) yaitu 0.876 gr/cm³. Nilai viskositas kinematik minyak biji kapuk randu dianalisa menggunakan metode ASTM D445-97 dimana pada 40°C nilai viskositas kinematik yang didapatkan adalah 37.47 cSt. Nilai viskositas kinematik yang diperoleh bersesuaian dengan penelitian yang dilakukan oleh Vedharaj dkk (2013) dimana nilai viskositas kinematik minyak biji kapuk randu sebesar 31.20 cSt. Nilai viskositas kinematik merupakan perbandingan antara nilai viskositas dinamik

dengan densitas suatu fluida. Nilai viskositas kinematik yang tinggi mengindikasikan banyaknya komposisi rantai silik pada senyawa asam lemak pada minyak biji kapuk randu (Rashid, 2014).

Tabel 4.2 Karakteristik Minyak Biji Kapuk Randu (*Ceiba pentandra*)

Properti	Minyak Biji Kapuk Randu	Metode Standar Analisa
Densitas (g/cm ³)	0.981	
Viskositas kinematik (cSt)	37.47	ASTM D445-97
Bilangan asam (mg KOH/g)	89.49	SNI 7431:2008
Bilangan iod (g.I ₂ /100g)	52.15	SNI 7381:2008
Titik nyala (°C)	308	ASTM D93

Bilangan asam minyak biji kapuk randu sebesar 89.49 mg KOH/g. Bilangan asam mengindikasikan adanya komponen asam lemak bebas dalam minyak nabati (Ong dkk, 2013). Bilangan asam menunjukkan banyaknya asam lemak bebas yang ada dalam minyak akibat terjadi reaksi hidrolisis pada minyak terutama pada saat pengolahan. Asam lemak merupakan struktur kerangka dasar untuk kebanyakan bahan lipid (Agoes dkk, 2008)

Bilangan iod mempengaruhi titik didih dan titik beku minyak nabati. Bilangan iod minyak biji kapuk randu berdasarkan Tabel 4.2 adalah 52.15 g.I₂/100g. Bilangan iod menunjukkan tingkat ketidak jenuhan atau banyaknya ikatan rangkap dua pada minyak biji kapuk randu. Bilangan iod juga dapat mempengaruhi stabilitas oksidasi dan polimerisasi gliserida (Ong dkk, 2013).

4.2 Pembuatan Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5

Katalis Ni-Mo/H-ZSM5 dibuat menggunakan bahan baku NH₄-ZSM-5 atau zeolite ZSM-5 ammonium, logam *nickel (II) nitrate hexahydrate* Ni(NO₃)₂.6H₂O dan logam *ammonium molybdenum (IV) tetrahydrate* (NH₄)₆Mo₇O₂₄.4H₂O. Penyangga H-ZSM-5 dipreparasi dengan mengkalsinasinya pada suhu 550°C selama 5 jam. Logam Ni(NO₃)₂.6H₂O dan (NH₄)₆Mo₇O₂₄.4H₂O diimpregnasikan ke dalam H-ZSM5 menggunakan metode *incipient wetness impregnation*, kemudian dikeringkan pada suhu 110°C pada oven selama 12 jam. Tahap

berikutnya katalis dikalsinasi pada suhu 400°C selama 2 jam dan direduksi pada suhu 450°C selama 3 jam. Proses reduksi mengakibatkan logam terdeposisi pada pori – pori penyangga H-ZSM-5. Proses impregnasi diulangi menggunakan variasi *loading* dan rasio logam yang berbeda dan diberi label nama katalis sesuai dengan variasi *loading* dan rasio logam yang berbeda dengan keterangan pada tabel 4.3 berikut.

Tabel 4.3 Penamaan Katalis Berdasarkan Variasi % *Loading* dan Rasio Logam yang Digunakan

No	Nama Katalis	Tipe Katalis
1.	A1	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1
2.	A2	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2
3.	A3	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3
4.	A4	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4
5.	B1	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1
6.	B2	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2
7.	B3	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3
8.	B4	Ni-Mo/HZSM-5 <i>loading</i> logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

4.3 Karakterisasi Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5

Katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5 yang dihasilkan dikarakterisasi menggunakan metode *Brunauer-Emmet-Teller* (BET), *X-Ray Diffraction* (XRD) dan *Scanning Electron Microscopy* (SEM-EDX). BET digunakan untuk mengetahui luas permukaan, diameter pori dan volume pori katalis, XRD digunakan untuk mengidentifikasi senyawa yang terdapat pada katalis dan SEM-EDX digunakan untuk mengetahui struktur morfologi dan sebaran logam pada permukaan katalis. Luas permukaan, diameter pori dan volume pori katalis pada penelitian ini ditampilkan pada Tabel 4.3. Karakterisasi BET menjelaskan mengenai adsorpsi molekul gas pada permukaan zat padat. Kuantitas molekul gas bergantung pada luas permukaan zat padat yang dianalisa.

Tabel 4.4 Data Analisa Luas Permukaan, Diameter Pori dan Volume Pori Katalis Ni-Mo/HZSM-5

No	Jenis Katalis	Luas Permukaan (m ² /gram)	Diameter Pori (nm)	Volume Pori (cm ³ /gram)	Kadar Logam (wt%)*	
					Ni	Mo
1.	H-ZSM-5	375.1210	2.4900	0.2712	-	-
2.	A1	255.6530	2.6836	0.1715	1.23	2.47
3.	A2	222.1350	3.0148	0.1674	0.86	4.97
4.	A3	241.1850	2.8707	0.1731	1.75	2.79
5.	A4	219.8910	3.5302	0.1941	2.64	5.15
6.	B1	216.7040	2.7639	0.1497	0.67	5.21
7.	B2	232.0420	3.4190	0.1445	0.56	4.80
8.	B3	213.6600	4.0675	0.2173	1.13	7.12
9.	B4	279.3740	3.6868	0.2575	0.79	7.35

*berdasarkan analisa EDX

Berdasarkan data pada Tabel 4.4 dapat diketahui bahwa luas permukaan katalis H-ZSM-5 sebesar 375.1210 m²/gram dan luas permukaan menurun pada katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 pada berbagai variabel penelitian. Penurunan luas permukaan pada katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 diakibatkan dari impregnasi logam Ni dan Mo yang tersebar pada permukaan katalis H-ZSM-5. Berkurangnya luas permukaan support katalis mengindikasikan adanya material logam yang membloking pori katalis dan atau adanya kerusakan struktur pori katalis (Maia dkk, 2010). Di sisi lain, volume pori pada katalis H-ZSM-5 juga mengalami penurunan seiring dengan penambahan logam promotor. Penambahan logam menggunakan metode impregnasi mengakibatkan penurunan volume pori yang diakibatkan partikel logam terdispersi pada permukaan H-ZSM-5 dan masuk ke dalam pori H-ZSM-5 (Vichaphund dkk, 2015).

Luas permukaan katalis pada katalis dengan %loading logam 5% (A1-A4) menunjukkan penurunan luas permukaan seiring dengan meningkatnya rasio logam promotor Mo. Namun pada jenis katalis A3 dengan luas permukaan 241.1850 m²/gram, memiliki luas permukaan lebih tinggi dibandingkan dengan jenis katalis A2 dengan rasio logam yang lebih rendah yaitu sebesar 222.1350 m²/gram. Hal ini diakibatkan pada jenis katalis A3, logam promotor yang diimpregnasikan ke dalam katalis berhasil masuk ke dalam pori katalis dan tidak hanya tersebar di permukaan penyangga katalis H-ZSM-5. Di sisi lain, luas permukaan katalis dengan %loading

logam 10% (B1-B4) terkecil dimiliki oleh katalis B3 dengan luas permukaan sebesar 231.6600 m²/gram. kecilnya luas permukaan yang dimiliki oleh jenis katalis B3 diakibatkan oleh proses pendispersian yang tidak merata dari logam Ni dan Mo sehingga terjadi penumpukan pada permukaan katalis H-ZSM-5 yang mengakibatkan tertutupnya saluran pori – pori H-ZSM-5. Penurunan luas permukaan pada saat rasio logam Mo meningkat dapat diakibatkan karena reaksi antara logam Ni dan Mo membutuhkan suhu reduksi yang lebih tinggi yang mengakibatkan terjadinya sintering (Yun dkk, 2017).

Sintering merupakan suatu proses berkumpulnya partikel logam yang membentuk gumpalan pada permukaan pori pengemban sehingga menutupi sebagian pori dan sisi aktif katalis. Dispersi yang kurang optimal akan menyebabkan logam terakumulasi pada salah satu sisi katalis sehingga akan menutup pori-pori katalis, yang akibatnya dapat mengurangi luas permukaan katalis (Bhatia dkk, 1999)

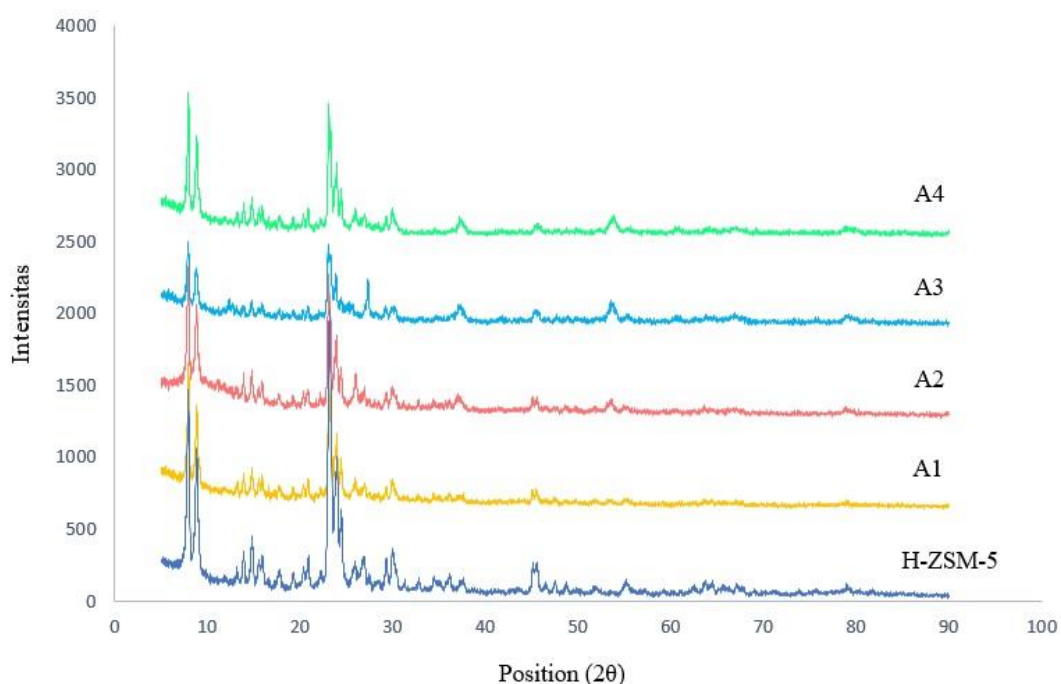
Tabel 4.3 menunjukkan bahwa diameter pori mengalami kenaikan pada setiap jenis katalis jika dibandingkan dengan katalis H-ZSM-5. Diameter pori pada setiap jenis katalis memiliki diameter pori rata – rata diatas 2 nm. Diameter pori pada setiap jenis katalis ini termasuk ke dalam mesopori karena material mesopori memiliki ukuran 2 – 50 nm (Corma dkk, 1997). Distribusi ukuran pori dipengaruhi oleh banyaknya grup silanol pada permukaan silika (Quercia dkk, 2013).

Semakin tinggi suhu kalsinasi akan memperkecil volume, luas permukaan dan diameter pori silika dari katalis H-ZSM-5. Tetapi diameter pori pada katalis yang sudah diimpregnasi logam Ni dan Mo memiliki diameter pori yang lebih besar dibandingkan dengan H-ZSM-5 komersil padahal luas permukaannya mengalami penurunan. Hal ini dikarenakan adanya perbedaan bentuk pori silika sebelum kalsinasi (H-ZSM-5 komersil) dan setelah kalsinasi (Ni-Mo/H-ZSM-5). Silika hasil kalsinasi memiliki bentuk sferikal atau seperti botol tinta dengan volume pori yang kecil namun memiliki diameter pori yang lebih besar daripada silika tanpa kalsinasi yang dominan berbentuk silinder (Nisa dan Munasir, 2015).

Analisa kualitatif kandungan senyawa yang terdapat pada katalis H-ZSM-5 dan Ni-Mo/H-ZSM-5 dianalisa menggunakan XRD (*X-Ray Diffraction*). Data yang diperoleh berupa difraktogram yang digunakan untuk mengetahui intensitas

difraksi dari senyawa Ni, NiO, Mo, MoO₂ dan H-ZSM-5 yang terbentuk. Puncak – puncak tersebut diperoleh melalui hubungan antara intensitas relatif dan sudut hamburan 2 θ . Gambar 4.3 menunjukkan pola difraktogram katalis H-ZSM-5 dan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan %loading logam 5% Ni-Mo terhadap berat katalis total (A1-A4).

Pola difraktogram pada Gambar 4.3 menunjukkan bahwa untuk jenis katalis A1 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi 2 θ = 7.9469°; 8.8774°; 23.1114° dan 23.9780°. Puncak difraksi Ni dan NiO ditemukan pada posisi 2 θ = 51.9140° dan posisi 2 θ = 37.4674°. Puncak difraksi MoO₂ ditemukan pada posisi 2 θ = 25.9061°; 53.3831°; 63.5408°. Difraktogram untuk jenis katalis A2 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi 2 θ = 7.9346°; 8.8514°; 23.0779° dan 23.9574°. Puncak difraksi Ni dan NiO ditemukan pada posisi 2 θ = 51.7283° dan posisi 2 θ = 62.5102°. Puncak difraksi MoO₂ ditemukan pada posisi 2 θ = 25.9743°; 31.1866°; 41.6007°; 49.6517° dan 53.5674°.

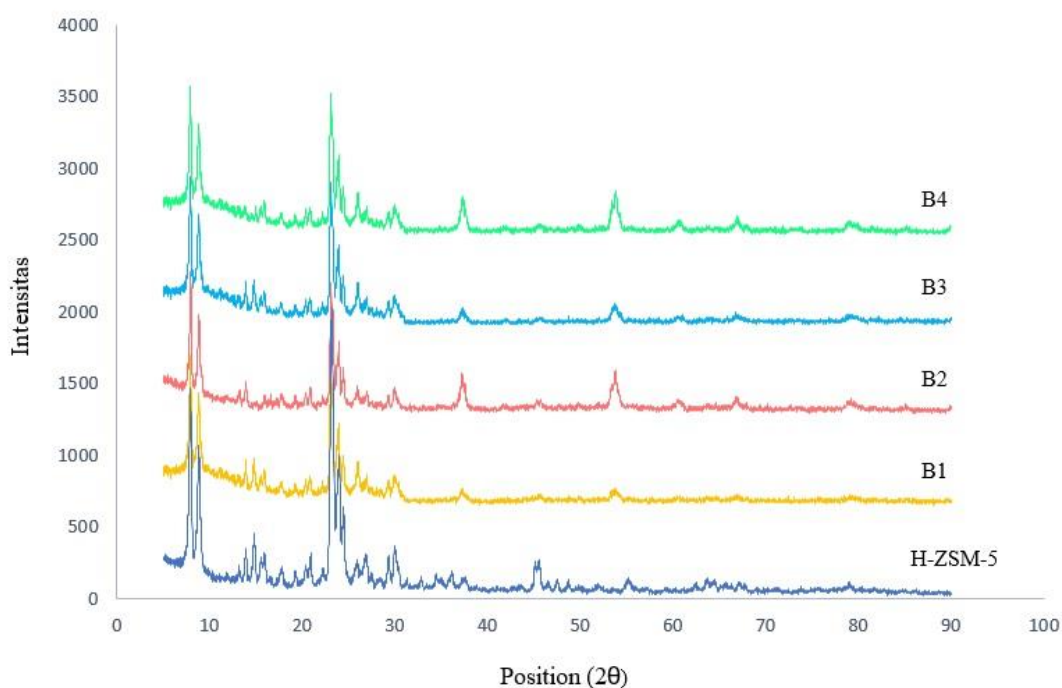


Gambar 4.3 Pola Difraktogram Katalis H-ZSM-5, A1, A2, A3 dan A4

Difraktogram untuk jenis katalis A3 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi 2 θ = 8.9819°; 23.2931°; 24.5989° dan 45.3190°. Puncak difraksi NiO ditemukan pada posisi 2 θ = 37.1700°. Puncak difraksi MoO₂ ditemukan pada posisi

$2\theta = 26.1889^\circ$; 41.7068° dan 53.7003° . Difraktogram untuk jenis katalis A4 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi $2\theta = 7.9346^\circ$; 8.8514° ; 23.0779° dan 23.9574° . Puncak difraksi Ni dan NiO ditemukan pada posisi $2\theta = 51.7283^\circ$ dan posisi $2\theta = 62.5102^\circ$. Puncak difraksi MoO_2 ditemukan pada posisi $2\theta = 25.9743^\circ$; 31.1866° ; 41.6007° ; 49.6517° dan 53.5674° .

Gambar 4.4 menunjukkan pola difraktogram katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan %loading logam 10% Ni-Mo terhadap berat katalis total (B1-B4). Pola difraktogram pada Gambar 4.4 menunjukkan bahwa untuk jenis katalis B1 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi $2\theta = 7.9445^\circ$; 23.3948° dan 34.5744° . Puncak difraksi NiO ditemukan pada posisi $2\theta = 37.2561^\circ$. Puncak difraksi Mo dan MoO_2 ditemukan pada posisi $2\theta = 58.7961^\circ$ dan pada posisi $2\theta = 26.2805^\circ$; 49.9738° ; 53.3671° dan 60.4972° .



Gambar 4.4 Pola Difraktogram Katalis H-ZSM-5, B1, B2, B3 dan B4

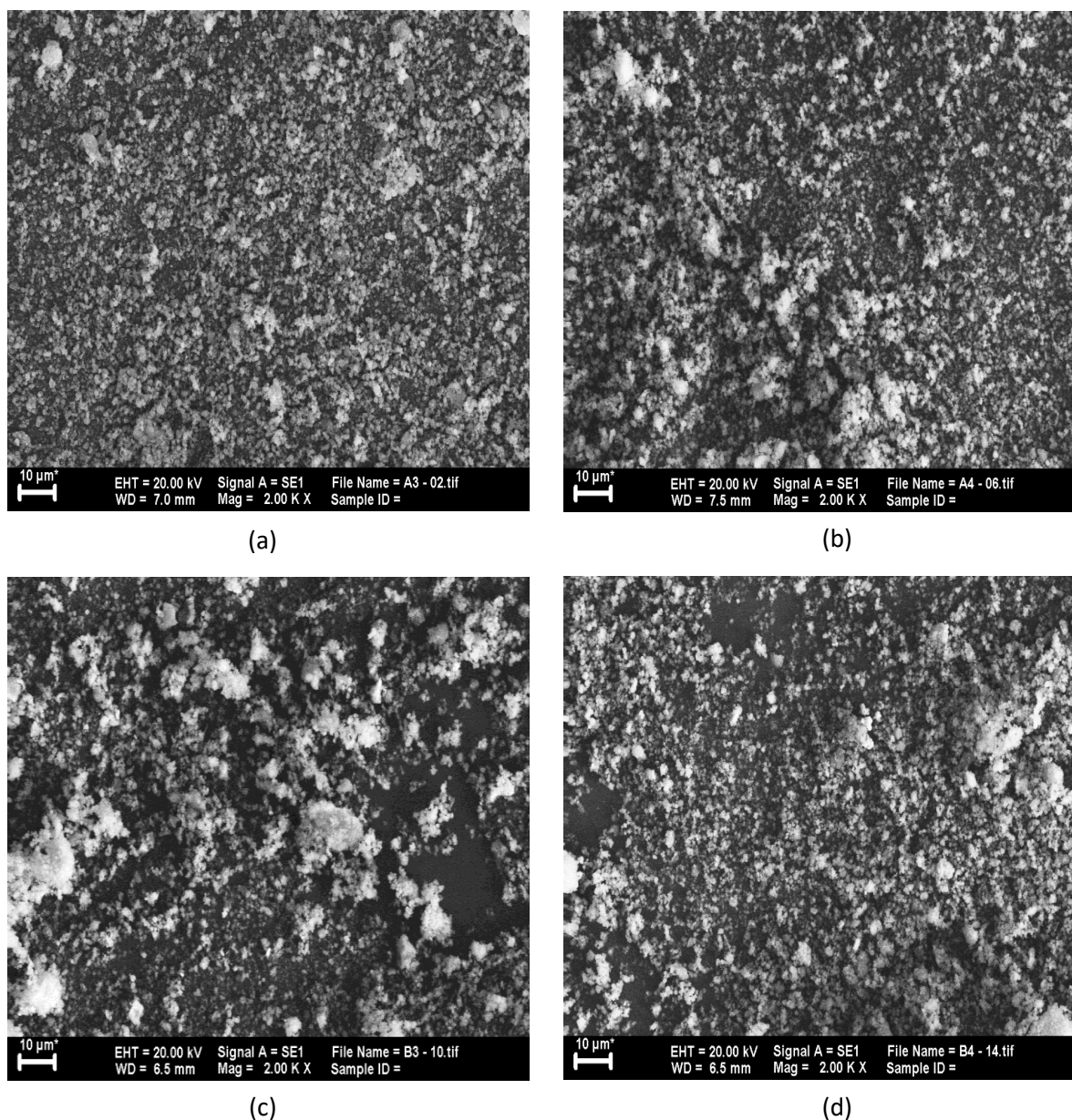
Difraktogram untuk jenis katalis B2 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi $2\theta = 23.2936^\circ$; 23.5150° ; dan 30.2165° . Puncak difraksi NiO ditemukan pada posisi $2\theta = 51.7283^\circ$. Puncak difraksi MoO_2 ditemukan pada posisi $2\theta = 26.1744^\circ$; 41.6351° ; 49.7333° dan 53.7640° . Difraktogram untuk jenis katalis B3

puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi $2\theta = 7.7861^\circ$; 23.3841° dan 45.7957° . Puncak difraksi NiO ditemukan pada posisi $2\theta = 37.2992^\circ$. Puncak difraksi MoO₂ ditemukan pada posisi $2\theta = 26.3914^\circ$; 41.9735° ; 53.4149° dan 60.4193° . Difraktogram untuk jenis katalis B4 puncak difraksi H-ZSM-5 ditemukan pada posisi $2\theta = 23.3387^\circ$; 24.1559° dan 27.3621° . Puncak difraksi NiO ditemukan pada posisi $2\theta = 37.2791^\circ$. Puncak difraksi MoO₂ ditemukan pada posisi $2\theta = 26.3607^\circ$; 41.7949° ; 53.3732° dan 60.7218° .

Pola difraktogram pada setiap jenis katalis baik pada katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan %loading logam 5% Ni-Mo maupun katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dengan %loading logam 10% Ni-Mo secara keseluruhan tidak memiliki perbedaan yang signifikan jika dibandingkan dengan H-ZSM-5 komersial. Namun sebagian besar intensitas puncak difraksi mengalami penurunan sehingga terjadi beberapa puncak melebar (*broadening*). Hal ini diakibatkan masuknya logam ke dalam penyangga H-ZSM-5 yang berakibat pula pada berkurangnya derajat kristalinitas (%) katalis (Vichapund dkk, 2015).

Analisa morfologi pada permukaan katalis dilakukan menggunakan instrumentasi *Scanning Electron Microscopy* (SEM). Prinsip kerjanya adalah dengan memantulkan sinar elektron ke permukaan katalis dan menangkap sinar elektron pantul dari permukaan katalis menggunakan detektor. Karakteristik permukaan katalis yang telah dihasilkan ditampilkan pada Gambar 4.5.

Hasil analisa SEM yang ditampilkan pada Gambar 4.5 menunjukkan struktur permukaan katalis yang berbeda dengan menggunakan perbesaran yang sama yaitu 20.000x. Terdapat banyak butiran yang tersebar pada permukaan masing – masing katalis. Seperti yang terlihat pada Gambar 4.5 (a) butiran – butiran kecil nampak tersebar merata pada permukaan katalis A3. Berbeda dengan yang terlihat pada Gambar 4.5 (b) dimana sebagian butiran – butiran yang terdapat pada permukaan katalis membentuk aglomerasi menjadi partikel yang lebih besar dan menutup mulut pori penyangga sehingga luas permukaan menurun seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.4 menggunakan analisa BET. Di sisi lain, Gambar 4.5 (c) untuk jenis katalis B3 menunjukkan bahwa aglomerasi terjadi lebih membentuk partikel yang lebih besar dibandingkan dengan yang ditampilkan pada katalis A4.



Gambar 4.5 Hasil Analisa SEM katalis (a) A3, (b) A4, (c) B3 dan (d) B4

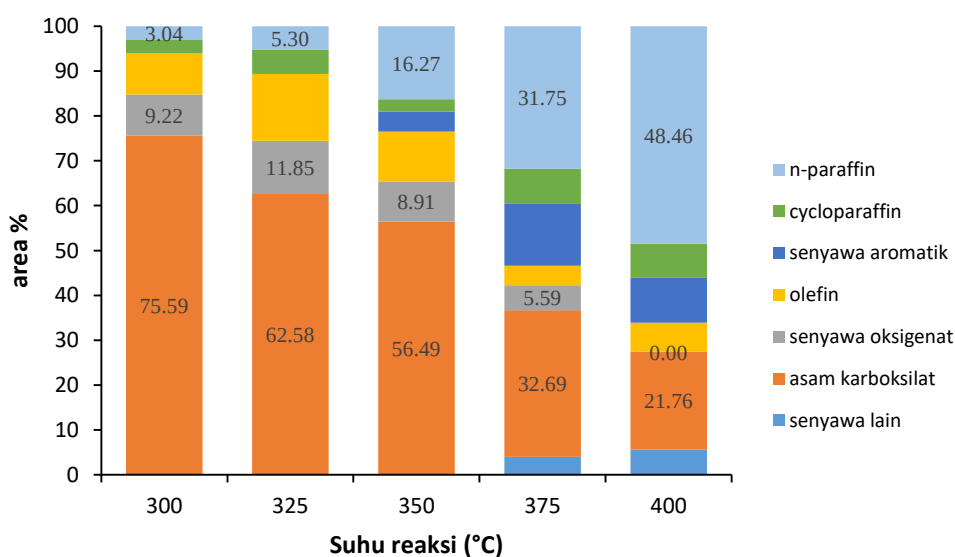
Partikel - partikel besar berbentuk gumpalan – gumpalan yang ditunjukkan pada katalis B3 menutup mulut pori penyangga katalis yang mengakibatkan penurunan luas permukaan katalis lebih banyak dibandingkan dengan luas permukaan pada katalis yang berbeda sesuai dengan data yang ditunjukkan pada Tabel 4.3 untuk data luas permukaan. Pada Gambar 4.5 (d) untuk jenis katalis B4 menunjukkan partikel – partikel kecil terdispersi dengan baik pada permukaan katalis.

4.4 Hasil *Catalytic Hydrocracking* Minyak Biji Kapuk Randu

Produk cair *biofuel* yang didapatkan dari proses *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk randu dikarakterisasi menggunakan GCMS. GCMS digunakan untuk menganalisa senyawa hidrokarbon yang terdapat didalam produk *biofuel*.

4.4.1 Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap Komposisi Senyawa Hidrokarbon Produk *Biofuel*

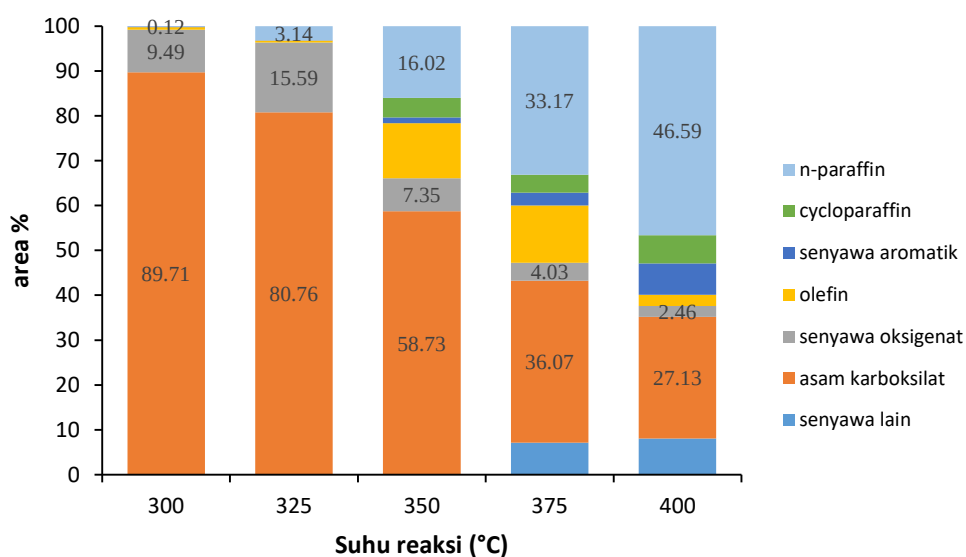
Komponen produk cair *biofuel* hasil *catalytic hydrocracking* dikategorikan atas tujuh kelompok senyawa hidrokarbon. Senyawa hidrokarbon tersebut adalah asam karboksilat, n-paraffin, cycloparaffin, olefin, aromatik, oksigenat dan senyawa lainnya. Asam karboksilat merupakan komponen utama dari minyak biji kapuk randu. Keberadaan asam karboksilat sangat berpengaruh terhadap nilai konversi produk *biofuel* dimana semakin kecil kandungannya maka nilai konversi yang dihasilkan akan semakin tinggi. Senyawa n-paraffin merupakan produk hasil reaksi dekarboksilasi asam lemak yang terkandung dalam minyak nabati. Senyawa aromatik dihasilkan melalui proses *catallutic hydrocracking* dengan bantuan katalis H-ZSM-5 (Vichaphund dkk, 2015). Senyawa cycloparaffin/naphthene adalah cycloheksana dan naphtalene dengan rantai cabang yang dihasilkan dari reaksi hidrogenasi senyawa hidrokarbon tidak jenuh (Zheng dkk, 2015).



Gambar 4.6 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis A1

Gambar 4.6 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis A1. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 75.59%, diikuti dengan senyawa oksigenat 9.22%, olefin 9.12%, n-paraffin 3.04% dan cycloparaffin 3.03%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 56.49% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Di sisi lain, pada suhu 350°C terjadi peningkatan kandungan senyawa n-paraffin 16.27% dan senyawa aromatik 4.44% mulai terbentuk. Senyawa aromatik yang terbentuk mengindikasikan terjadinya reaksi dehidrogenasi pada proses *catalytic hydrocracking* dan senyawa alkil-benzene terbentuk pada suhu 350°C (Palanisamy dan Gevert, 2014).

Produk *biofuel* pada suhu reaksi 400°C menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 21.76%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 48.46% dan senyawa aromatik 10.00%, sedangkan senyawa olefin 6.46% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi 350°C. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan olefin menjadi senyawa hidrokarbon dengan rantai yang lebih pendek seiring dengan peningkatan suhu reaksi yang digunakan (Kim dkk, 2013).

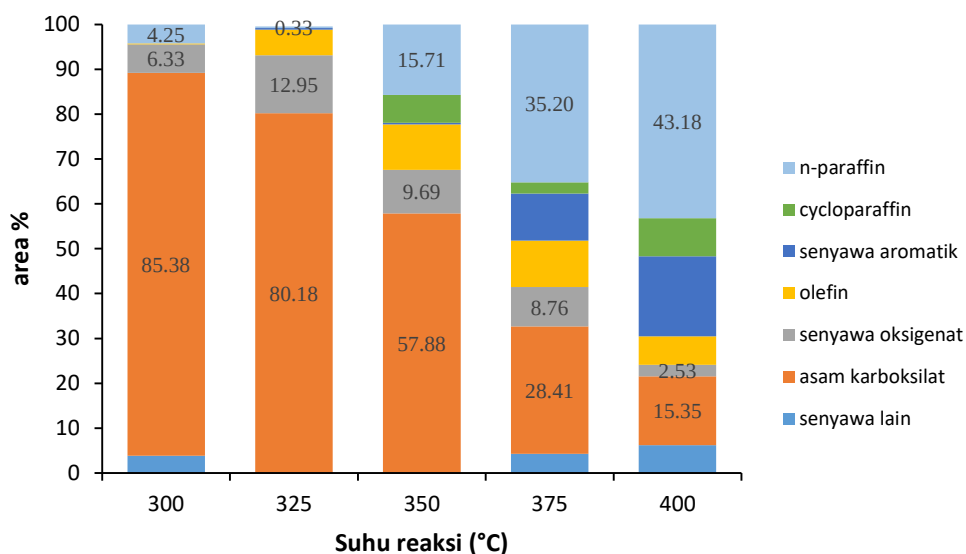


Gambar 4.7 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis A2

Gambar 4.7 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis A2. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 89.71%, diikuti dengan senyawa oksigenat 9.49%, olefin 0.59% dan n-paraffin 0.12%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 58.73% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Terjadi peningkatan kandungan senyawa olefin yang signifikan yaitu sebesar 12.26%, n-paraffin 16.02%, cycloparaffin 4.34% dan senyawa aromatik 1.30% mulai terbentuk pada suhu reaksi 350°C. N-paraffin yang terbentuk dapat melalui proses dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau dehidrogenasi merupakan komposisi terbesar senyawa hidrokarbon yang terbentuk pada suhu reaksi 350°C. Sedangkan kandungan senyawa cycloparaffin dan aromatik yang terbentuk dalam jumlah kecil pada produk *biofuel* menunjukkan terdapat beberapa variasi reaksi yang terlibat seperti isomerisasi, siklisasi, dan dehidrasi (Kim dkk, 2013).

Pada suhu reaksi 400°C komposisi produk *biofuel* menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 27.13%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 46.59% dan senyawa aromatik 7.00%,

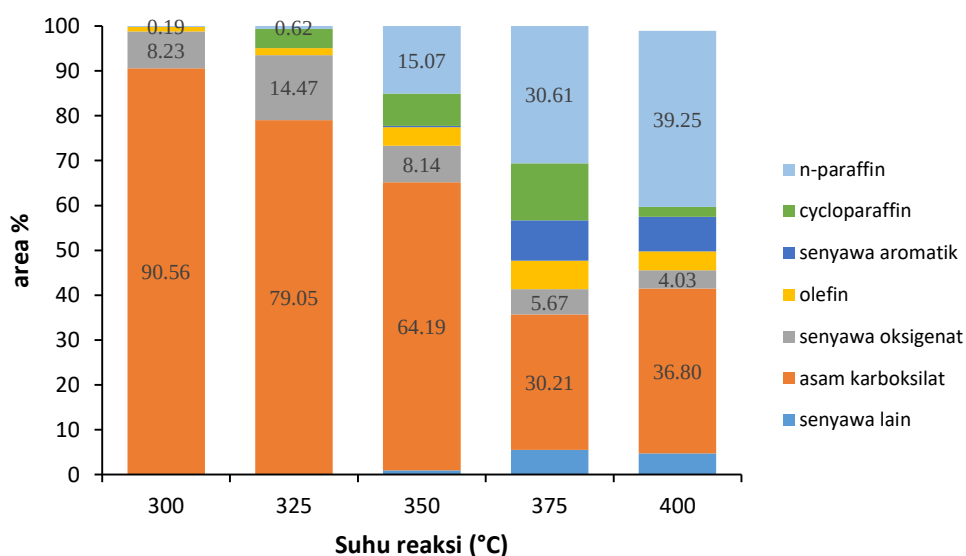
sedangkan senyawa olefin 2.48% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi yang lebih rendah. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan senyawa olefin dimana pada suhu diatas 280°C senyawa olefin terengkah menjadi senyawa hidrokarbon lain (Gayubo dkk, 2010).



Gambar 4.8 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis A3

Gambar 4.8 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis A3. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 85.38%, diikuti dengan senyawa oksigenat 6.33%, dan n-paraffin 4.25%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 57.88% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Di sisi lain, pada suhu 350°C terjadi peningkatan kandungan senyawa n-paraffin 15.71% dan senyawa aromatik 0.37% mulai terbentuk. Senyawa aromatik yang terbentuk mengindikasikan terjadinya reaksi dehidrogenasi pada proses *catalytic hydrocracking* dan senyawa alkil-benzene terbentuk pada suhu 350°C (Palanisamy dan Gevert, 2014).

Produk *biofuel* pada suhu reaksi 400°C menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 21.76%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 43.18% dan senyawa aromatik 17.88%, sedangkan senyawa olefin 6.37 % mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi 350°C. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan olefin menjadi senyawa hidrokarbon dengan rantai yang lebih pendek seiring dengan peningkatan suhu reaksi yang digunakan (Kim dkk, 2013).

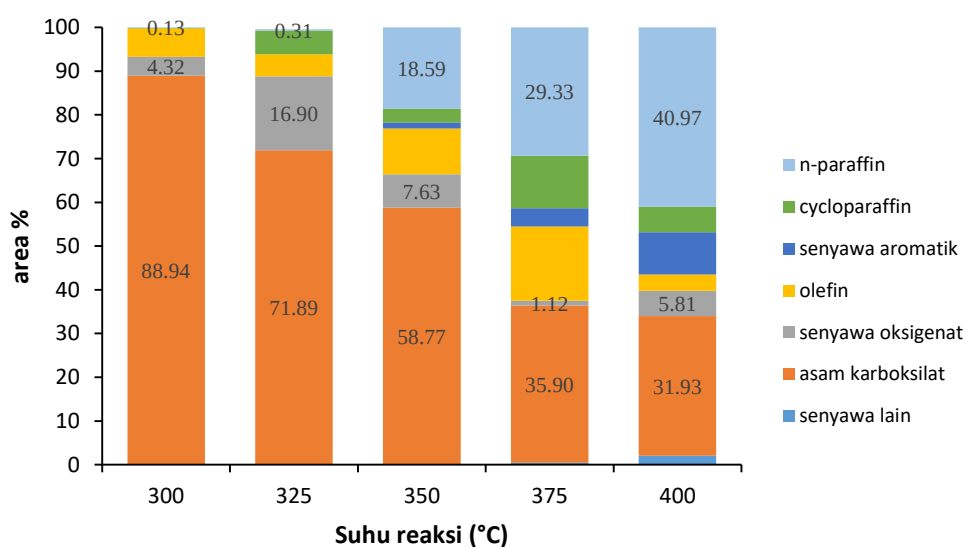


Gambar 4.9 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis A4

Gambar 4.9 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis A4. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 90.86%, diikuti dengan senyawa oksigenat 8.23%, olefin 1.02% dan n-paraffin 0.19%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 64.19% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Terjadi peningkatan kandungan senyawa olefin yang signifikan yaitu sebesar 4.13%, n-paraffin 15.07%, cycloparaffin 7.16% dan senyawa aromatik

0.34% mulai terbentuk pada suhu reaksi 350°C. N-paraffin yang terbentuk dapat melalui proses dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau dehidrogenasi merupakan komposisi terbesar senyawa hidrokarbon yang terbentuk pada suhu reaksi 350°C. Sedangkan kandungan senyawa cycloparaffin dan aromatik yang terbentuk dalam jumlah kecil pada produk *biofuel* menunjukkan terdapat beberapa variasi reaksi yang terlibat seperti isomerisasi, siklisasi, dan dehidrasi (Kim dkk, 2013).

Pada suhu reaksi 400°C komposisi produk *biofuel* menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 36.80%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 39.25% dan senyawa aromatik 7.69%, sedangkan senyawa olefin 4.23% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi yang lebih rendah. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan senyawa olefin dimana pada suhu diatas 280°C senyawa olefin terengkah menjadi senyawa hidrokarbon lain (Gayubo dkk, 2010).

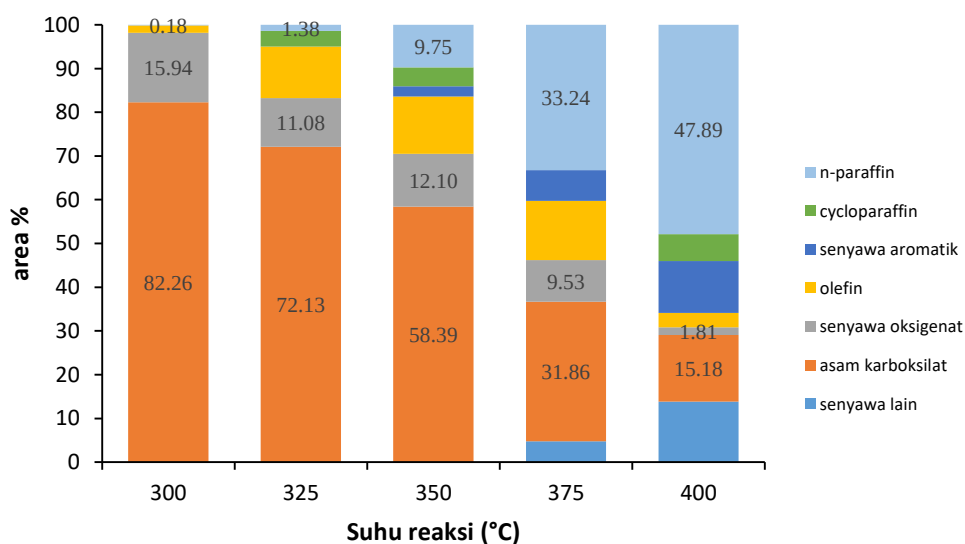


Gambar 4.10 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis B1

Gambar 4.10 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis B1. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 88.94%, diikuti dengan senyawa oksigenat 4.32%, olefin 6.52%, n-paraffin 0.13%

dan cycloparaffin 0.08%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 58.77% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Di sisi lain, pada suhu 350°C terjadi peningkatan kandungan senyawa n-paraffin 18.59% dan senyawa aromatik 1.42% mulai terbentuk. Senyawa aromatik yang terbentuk mengindikasikan terjadinya reaksi dehidrogenasi pada proses *catalytic hydrocracking* dan senyawa alkil-benzene terbentuk pada suhu 350°C (Palanisamy dan Gevert, 2014).

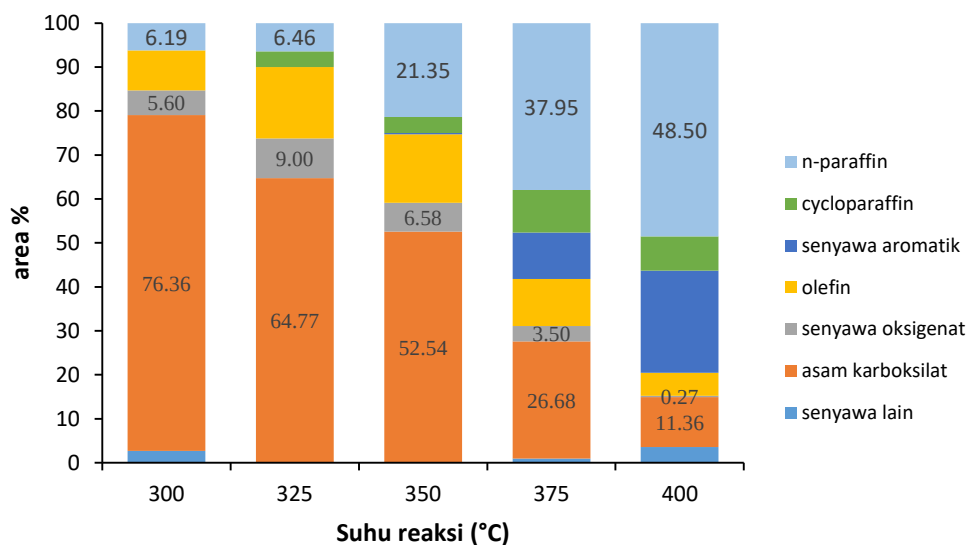
Produk *biofuel* pada suhu reaksi 400°C menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 31.93%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 40.97% dan senyawa aromatik 9.65%, sedangkan senyawa olefin 3.70% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi 350°C. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan olefin menjadi senyawa hidrokarbon dengan rantai yang lebih pendek seiring dengan peningkatan suhu reaksi yang digunakan (Kim dkk, 2013).



Gambar 4.11 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis B2

Gambar 4.11 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis B2. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 82.26%, diikuti dengan senyawa oksigenat 15.94%, olefin 1.62% dan n-paraffin 0.18%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 58.39% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Terjadi peningkatan kandungan senyawa olefin yang signifikan yaitu sebesar 13.11%, n-paraffin 9.75%, cycloparaffin 4.29% dan senyawa aromatik 2.35% mulai terbentuk pada suhu reaksi 350°C. N-paraffin yang terbentuk dapat melalui proses dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau dehidrogenasi merupakan komposisi terbesar senyawa hidrokarbon yang terbentuk pada suhu reaksi 350°C. Sedangkan kandungan senyawa cycloparaffin dan aromatik yang terbentuk dalam jumlah kecil pada produk *biofuel* menunjukkan terdapat beberapa variasi reaksi yang terlibat seperti isomerisasi, siklisasi, dan dehidrasi (Kim dkk, 2013).

Pada suhu reaksi 400°C komposisi produk *biofuel* menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 15.18%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 47.89% dan senyawa aromatik 11.83%, sedangkan senyawa olefin 3.30% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi yang lebih rendah. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan senyawa olefin dimana pada suhu diatas 280°C senyawa olefin terengkah menjadi senyawa hidrokarbon lain (Gayubo dkk, 2010).

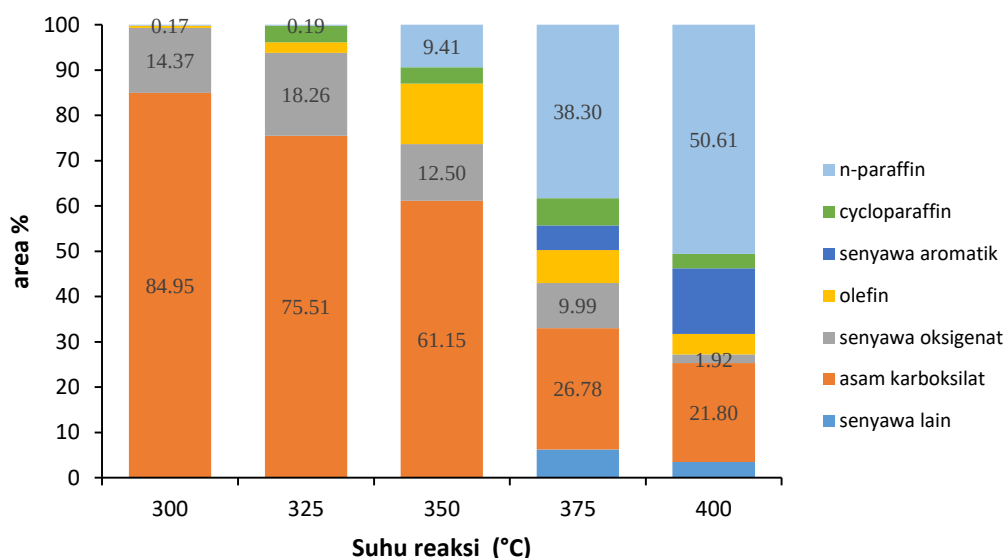


Gambar 4.12 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis B3

Gambar 4.12 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis B3. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 76.36%, diikuti dengan senyawa oksigenat 5.60%, olefin 9.12%, dan n-paraffin 6.19%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 52.54% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Di sisi lain, pada suhu 350°C terjadi peningkatan kandungan senyawa n-paraffin 21.35% dan senyawa aromatik 0.24% mulai terbentuk. Senyawa aromatik yang terbentuk mengindikasikan terjadinya reaksi dehidrogenasi pada proses *catalytic hydrocracking* dan senyawa alkil-benzene terbentuk pada suhu 350°C (Palanisamy dan Gevert, 2014).

Produk *biofuel* pada suhu reaksi 400°C menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 11.36%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 48.50% dan senyawa aromatik 23.24%, sedangkan senyawa olefin 5.21% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi 350°C. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan olefin menjadi senyawa hidrokarbon

dengan rantai yang lebih pendek seiring dengan peningkatan suhu reaksi yang digunakan (Kim dkk, 2013).



Gambar 4.13 Pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam *biofuel* menggunakan katalis B4

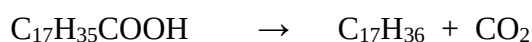
Gambar 4.13 menampilkan pengaruh suhu reaksi terhadap komposisi hidrokarbon dalam produk *biofuel* menggunakan katalis B4. Pada suhu 300°C, komponen utama dari produk yang dihasilkan adalah asam karboksilat sebesar 84.95%, diikuti dengan senyawa oksigenat 14.37%, olefin 0.51% dan n-paraffin 0.17%. Pada suhu 350°C komponen utama dari produk yang dihasilkan masih berupa asam karboksilat sebesar 61.15% namun kandungan asam karboksilat ini sudah mengalami penurunan dibandingkan dengan produk *biofuel* pada suhu yang lebih rendah. Terjadi peningkatan kandungan senyawa olefin yang signifikan yaitu sebesar 13.39%, n-paraffin 9.41% dan cycloparaffin 3.56. N-paraffin yang terbentuk dapat melalui proses dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau dehidrogenasi merupakan komposisi terbesar senyawa hidrokarbon yang terbentuk pada suhu reaksi 350°C. Sedangkan kandungan senyawa cycloparaffin dan aromatik yang terbentuk dalam jumlah kecil pada produk *biofuel* menunjukkan terdapat beberapa variasi reaksi yang terlibat seperti isomerisasi, siklisasi, dan dehidrasi (Kim dkk, 2013).

Pada suhu reaksi 400°C komposisi produk *biofuel* menunjukkan bahwa kandungan asam karboksilat semakin berkurang yaitu sebesar 21.80%. Peningkatan kandungan terjadi pada senyawa n-paraffin 50.61% dan senyawa aromatik 14.49%, sedangkan senyawa olefin 4.54% mengalami penurunan dibandingkan produk *biofuel* pada suhu reaksi yang lebih rendah. Menurunnya komposisi olefin pada produk *biofuel* mengindikasikan bahwa terjadi perengkahan senyawa olefin dimana pada suhu diatas 280°C senyawa olefin terengkah menjadi senyawa hidrokarbon lain (Gayubo dkk, 2010).

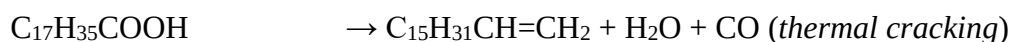
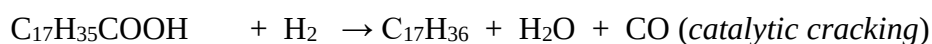
Secara keseluruhan, sebagian besar senyawa hidrokarbon yang terbentuk pada suhu optimum (400°C) merupakan senyawa n- parafin. Senyawa n- parafin terbentuk dari reaksi dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau hidrideoksigenasi. Sedangkan senyawa lain dalam jumlah kecil seperti isoparafin, cycloparafin dan aromatik terbentuk melibatkan beberapa reaksi seperti isomerisasi, siklisasi dan dehidrasi (Kim dkk, 2013).

Pada saat hydrocracking minyak nabati dalam hal ini minyak biji kapuk randu, terjadi konversi senyawa trigliserida menjadi senyawa hidrokarbon. Molekul trigliserida dikonversi menjadi monogliserida, digliserida, asam karboksilat dan senyawa oksigenat lainnya dalam reaksi hidrogenasi. Selanjutnya senyawa – senyawa tersebut dikonversi menjadi senyawa hidrokarbon melalui tiga jalur reaksi berbeda, diantaranya :

4. Reaksi dekarboksilasi, reaksi yang mengarah ke penghapusan kelompok karboksilat dan menghasilkan karbon dioksida (CO₂).



5. Reaksi dekarbonilasi, reaksi yang menghasilkan hidrokarbon utama dengan bilangan karbon yang ganjil. Produk sampingnya adalah H₂O dan CO.

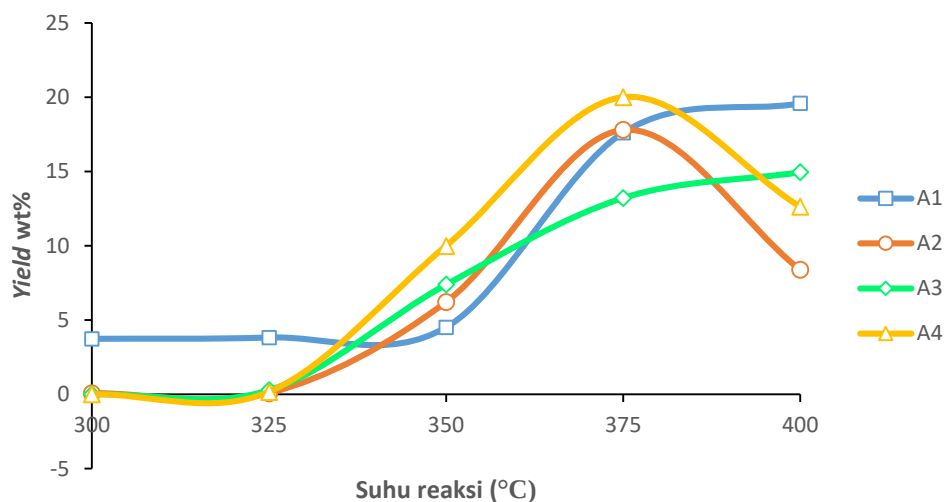


6. Reaksi hidrideoksigenasi (reduksi), reaksi yang menghasilkan hidrokarbon utama dengan bilangan karbon yang genap dan air.



4.4.2 Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap *Yield Biofuel*

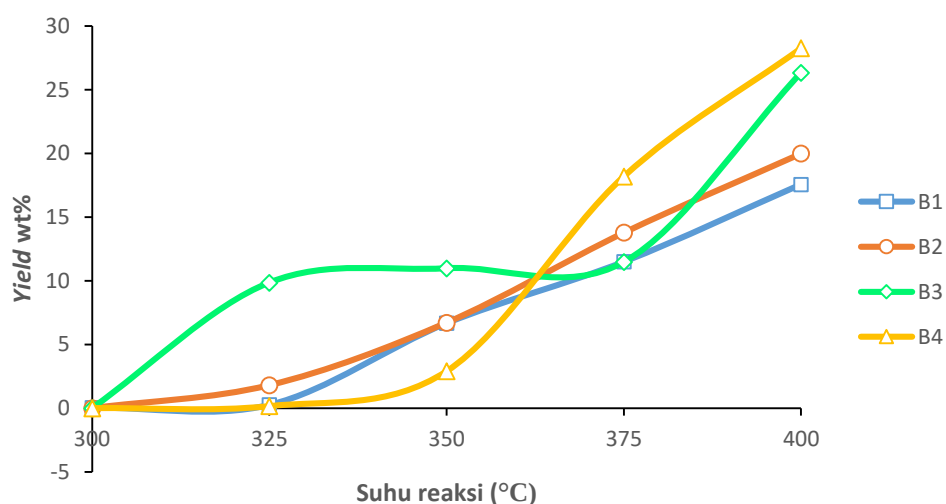
Komponen *biofuel* yang dihasilkan dibagi atas tiga kelompok utama berdasarkan jumlah atom C yang dimiliki oleh masing – masing komponen produk *biofuel* yaitu diantaranya gasoline (C5-C9), kerosin (C10-C13) dan gasoil (C12-C22) (Barron dkk, 2011). Berikut ini merupakan nilai *yield* dari fraksi kerosin dan gasoil yang diinterpretasikan dalam bentuk grafik hubungan antara nilai *yield* dan suhu reaksi yang digunakan.



Gambar 4.14 Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai *yield* kerosin menggunakan variasi katalis A1, A2, A3 dan A4

Yield kerosin menggunakan variasi katalis A1, A2, A3 dan A4 yang ditampilkan pada Gambar 4.14 menunjukkan bahwa nilai *yield* kerosin meningkat seiring dengan meningkatnya suhu reaksi. Seperti yang ditunjukkan oleh nilai *yield* kerosin pada penggunaan katalis A1 dari yang awalnya sebesar 3.7307% pada suhu 300°C meningkat menjadi 19.5779% pada suhu 400°C. Hal yang sama juga ditunjukkan pada jenis katalis A3 dimana nilai *yield* kerosin yang awalnya sebesar 0% pada suhu 300°C meningkat menjadi 14,9449% pada suhu 400°C. Nilai berbeda ditunjukkan oleh nilai *yield* kerosin dengan menggunakan katalis A2 dan A4 dimana kedua katalis ini menghasilkan nilai *yield* kerosin yang cenderung meningkat dari suhu 300°C ke suhu 375°C namun mengalami penurunan pada suhu

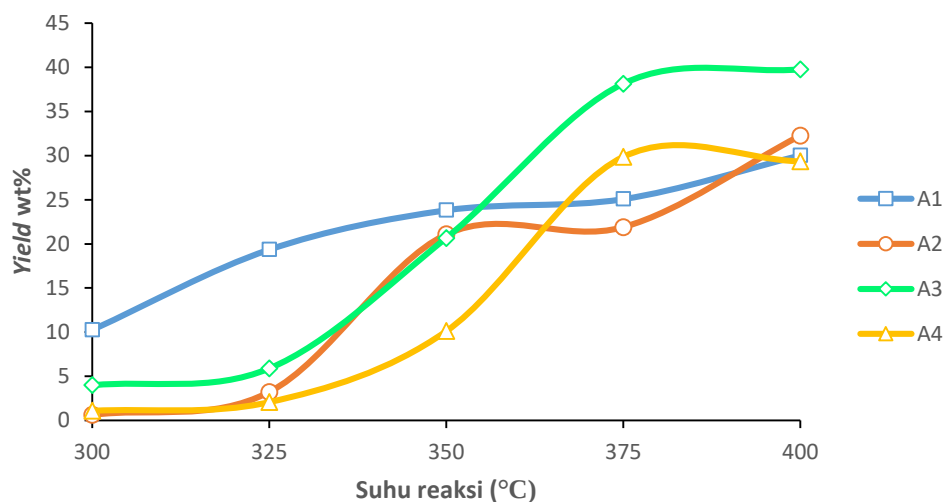
400°C. Pada suhu 300°C nilai *yield* kerosin yang dihasilkan oleh penggunaan katalis A2 sebesar 0.0742% dan katalis A4 sebesar 0% meningkat pada suhu 375°C dimana nilai *yield* kerosin pada penggunaan katalis A2 sebesar 17.7877% dan katalis A4 sebesar 19.9881% dan menurun pada suhu 400°C nilai *yield* kerosin pada penggunaan katalis A2 sebesar 8.3736% dan katalis A4 sebesar 12.6163%. Penurunan nilai *yield* kerosin ini diakibatkan masih banyaknya senyawa dengan rantai karbon lebih panjang yang belum mengalami perengkahan sehingga menghasilkan fraksi *biofuel* dengan rantai karbon lebih panjang pada akhir reaksi *catalytic hydrocracking*.



Gambar 4.15 Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai *yield* kerosin menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4

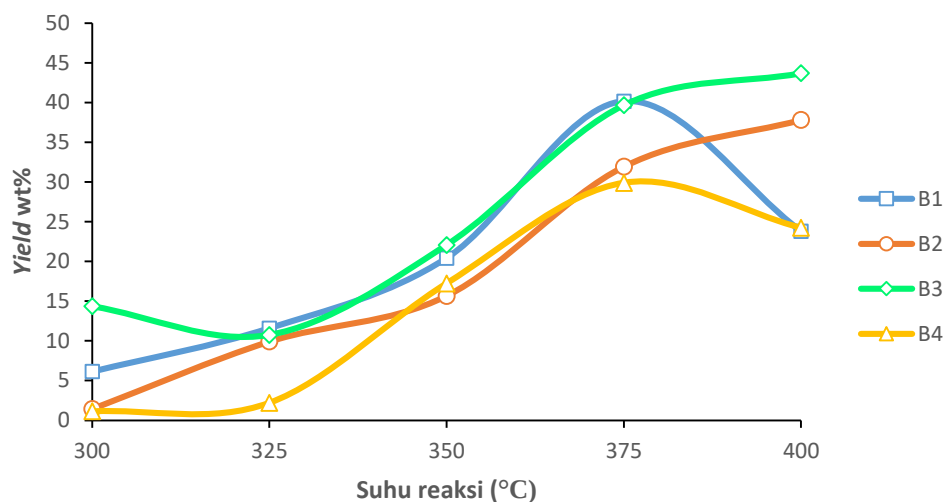
Gambar 4.15 menampilkan nilai *yield* kerosin dengan menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4. Peningkatan suhu reaksi mengakibatkan nilai *yield* kerosin dari produk *biofuel* juga mengalami peningkatan, seperti yang ditunjukkan pada penggunaan katalis B1, dimana yang awalnya pada suhu 300°C nilai *yield* kerosin sebesar 0.0469% meningkat pada suhu 400°C menjadi 17.5680%. Pada penggunaan katalis B2, pada suhu 300°C nilai *yield* kerosin sebesar 0% meningkat pada suhu 400°C menjadi 19.9961%. Pada penggunaan katalis B3, pada suhu 300°C nilai *yield* kerosin sebesar 0% meningkat pada suhu 400°C menjadi 26.3348%. Pada penggunaan katalis B4, pada suhu 300°C nilai *yield* kerosin

sebesar 0% meningkat pada suhu 400°C menjadi 28.2622% Peningkatan suhu reaksi mengakibatkan aktivitas perengkahan meningkat yang berperan penting dalam reaksi pemutusan rantai panjang hidrokarbon menjadi rantai hidrokarbon yang lebih pendek (Chen dkk, 2011).



Gambar 4.16 Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai *yield* gasoil menggunakan variasi katalis A1, A2, A3 dan A4

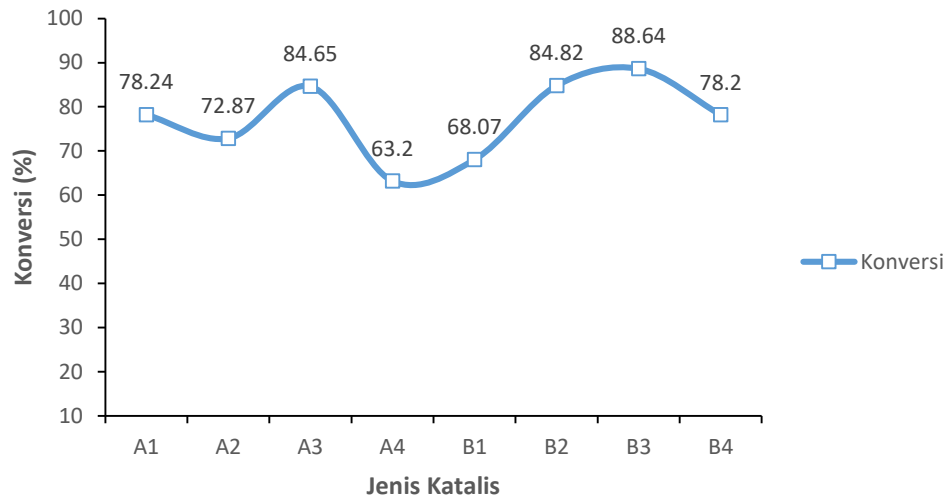
Yield gasoil yang dihasilkan menggunakan katalis A1, A2, A3 dan A4 ditampilkan pada Gambar 4.16. Secara keseluruhan, nilai *yield* gasoil dengan variasi katalis berbeda mengalami peningkatan. Pada penggunaan katalis A1, dimana yang awalnya pada suhu 300°C nilai *yield* gasoil sebesar 10.2524% meningkat pada suhu 400°C menjadi 30.0279%. Pada penggunaan katalis A2, pada suhu 300°C nilai *yield* gasoil sebesar 0.6171% meningkat pada suhu 400°C menjadi 32.2567%. Pada penggunaan katalis A3, pada suhu 300°C nilai *yield* gasoil sebesar 3.9740% meningkat pada suhu 400°C menjadi 39.7567%. Pada penggunaan katalis A4, pada suhu 300°C nilai *yield* gasoil sebesar 1.0933% meningkat pada suhu 400°C menjadi 29.3499%. Suhu reaksi yang digunakan pada proses *catalytic hydrocracking* sangat berpengaruh terhadap aktivitas perengkahan karena semakin tinggi suhu perengkahan maka semakin tinggi aktivitas perengkahan yang terjadi (Rogelio dkk, 2010).



Gambar 4.17 Pengaruh suhu reaksi terhadap nilai *yield* gasoil menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4

Gambar 4.17 menunjukkan pengaruh suhu reaksi terhadap nilai *yield* gasoil menggunakan variasi katalis B1, B2, B3 dan B4. Nilai *yield* gasoil pada katalis B2 dan B3 mengalami peningkatan yang cukup signifikan seiring dengan peningkatan suhu reaksi yang digunakan. Pada penggunaan katalis B2 nilai *yield* gasoil pada suhu 300°C yaitu sebesar 1.4317% meningkat menjadi 37.8037% pada suhu 400°C. sedangkan dengan menggunakan katalis B3, nilai *yield* gasoil meningkat dari yang awalnya sebesar 14.3540% pada suhu 300°C menjadi 43.6911% pada suhu 400°C. Hal berbeda ditunjukkan pada penggunaan katalis B1 dan B4, dimana nilai *yield* gasoil yang dihasilkan naik dari suhu reaksi 300°C hingga suhu 375°C dan menurun pada suhu 400°C. Pada suhu reaksi 300°C nilai *yield* gasoil yang dihasilkan oleh penggunaan katalis B1 dan B4 masing – masing adalah 6.1306% dan 1.1357% dan mengalami peningkatan nilai *yield* gasoil pada suhu 375°C pada masing – masing katalis yaitu 40.1716% dan 29.9009%. Sedangkan pada suhu reaksi 400°C, nilai *yield* gasoil mengalami penurunan baik pada penggunaan katalis B1 maupun B4 yaitu masing – masing sebesar 23.8005% dan 24.2328%. Penurunan *yield* gasoil ini terjadi akibat dari sebagian fraksi gasoil yang mengalami perengkahan lebih lanjut menjadi fraksi hidrokarbon dengan rantai karbon yang lebih pendek akibat kenaikan suhu reaksi. Semakin tinggi suhu perengkahan maka semakin tinggi aktivitas perengkahan yang terjadi (Rogelio dkk, 2010).

4.4.3 Pengaruh Jenis Katalis dan Suhu Reaksi Terhadap Konversi *Biofuel*



Gambar 4.18 Pengaruh jenis katalis terhadap nilai konversi pada suhu 400°C

Gambar 4.18 menampilkan pengaruh jenis katalis terhadap nilai konversi pada suhu 400°C dengan berbagai variasi katalis. Jenis katalis terbaik dalam mengkonversi trigliserida menjadi *biofuel* dihasilkan dengan penggunaan katalis B3 dimana konversi yang dihasilkan mencapai nilai 88.64%. Nilai konversi ini juga diiringi dengan peningkatan kandungan n-paraffin pada produk *biofuel* yang dihasilkan. Peningkatan kandungan n-paraffin ini diakibatkan adanya beberapa reaksi yang terjadi pada saat proses *catalytic hydrocracking* yaitu proses dekarboksilasi, dekarbonilasi dan atau dehidrogenasi (Kim dkk, 2013).

4.5 Studi Kinetika Reaksi Minyak Biji Kapuk Randu pada Reaktor *Batch*

Konversi minyak biji kapuk randu menjadi *biofuel* menggunakan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 menghasilkan fraksi *biofuel* terbesar yaitu gasoil. Terjadi peningkatan signifikan pada waktu reaksi 60 hingga 120 menit. Reaksi konversi minyak biji kapuk randu menjadi *biofuel* dimulai dengan tahap perubahan trigliserida menjadi triolein. Asam lemak jenuh dan tak jenuh yang terbentuk mengalami reaksi hidrogenasi dan dehidrogenasi pada tahap awal reaksi sebagai berikut (Ishihara dkk, 2014).

Dekarboksilasi



Dekarbonilasi



Hidrideoksigenasi



Berdasarkan produk *biofuel* yang dihasilkan, dapat diasumsikan bahwa reaksi *catalytic* hydrocracking minyak biji kapuk randu menjadi *biofuel* termasuk ke dalam reaksi seri. Permodelan kinetika reaksi dapat dianalisa dengan perubahan reaktan menjadi produk selama perubahan waktu. Dimana reaksi seri dapat digambarkan sebagai berikut.



Keterangan :

A = minyak biji kapuk randu

R = produk *biofuel*

S = produk dengan rantai karbon lebih pendek

Berdasarkan asumsi diatas, maka pemodelan kinetika reaksi dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} = k[C_A] \quad (4.5)$$

Laju reaksi mempertimbangkan berat katalis dan volume reaktan karena katalis yang digunakan pada reaksi ini termasuk dalam katalis heterogen. Persamaan laju reaksi yang digunakan merupakan hasil integrasi persamaan 4.6 sampai persamaan 4.9.

$$\frac{t}{C_{A0}} = \frac{V}{W} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \quad (4.6)$$

karena $-r_A$ adalah $k[C_A]$ maka persamaan 4.5 diubah menjadi

$$\frac{t}{C_{A0}} = \frac{V}{W} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_A} \quad (4.7)$$

karena $C_A = C_{A0}(1-X_A)$ maka persamaan 4.5 menjadi

$$\frac{t}{C_{A0}} = \frac{V}{W} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0}(1-X_A)} \quad (4.8)$$

setelah diintegrasi persamaan 4.8 menjadi persamaan 4.9

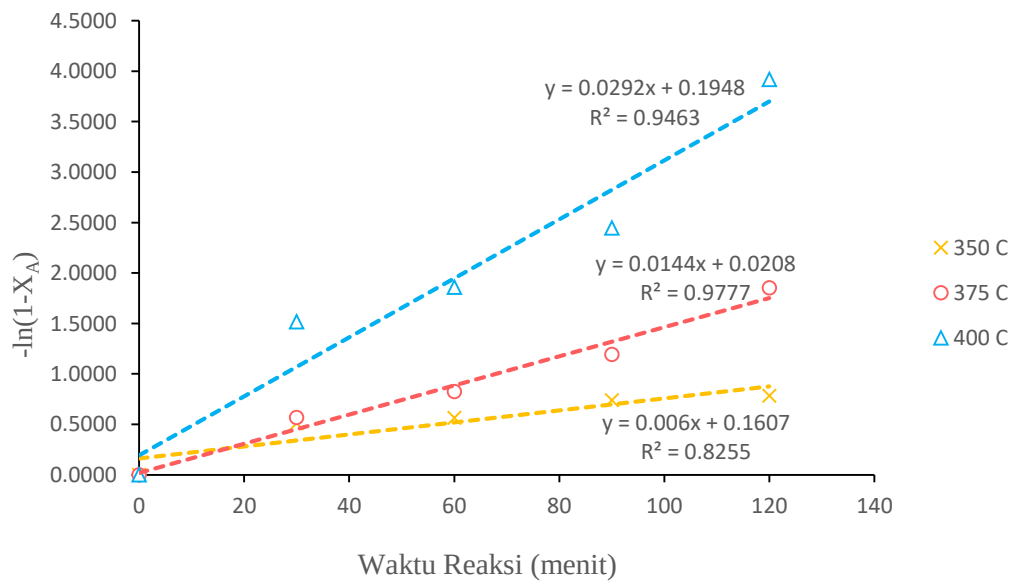
$$\frac{t}{C_{A0}} = \frac{V}{W} \frac{1}{kC_{A0}} [-\ln(1 - X_A)] \quad (4.9)$$

$$\frac{Wk}{V} t = [-\ln(1 - X_A)] \quad (4.9)$$

(Levenspiel, 2009)

dimana W menyatakan berat katalis, k menyatakan konstanta kecepatan reaksi orde satu semu, t menyatakan waktu tinggal di dalam reaktor *batch*, V menyatakan volume total reaktan dan C_{A0} menyatakan konsentrasi trigliserida pada minyak mula – mula.

Kemudian dilakukan plot $-\ln(1-X_A)$ vs waktu reaksi untuk mencapai nilai k yang merupakan slope dari garis linier yang didapatkan.



Gambar 4.19 Plot $-\ln(1-X_A)$ vs waktu reaksi menggunakan katalis B3 (Ni-Mo/H-ZSM-5 loading logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3)

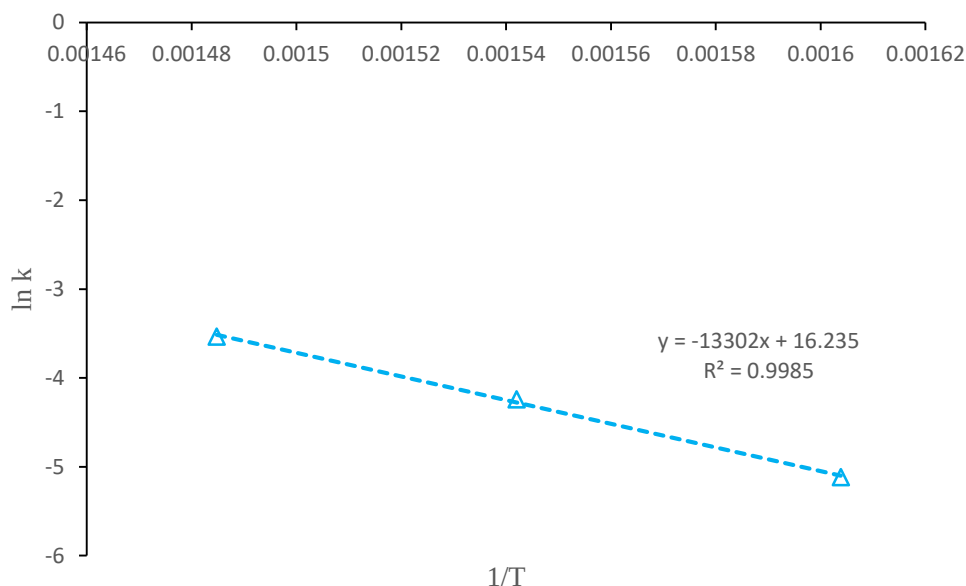
Berdasarkan Gambar 4.19 diketahui bahwa regresi linier yang terbentuk mendekati garis lurus dengan nilai R^2 terkecil diperoleh pada penggunaan suhu reaksi reaktor 350°C yaitu sebesar 0.8255 dan nilai R^2 terbesar diperoleh pada penggunaan suhu reaksi reaktor 375°C yaitu sebesar 0.9777. Dari Gambar 4.19 didapatkan konstanta kecepatan reaksi (k) yang merupakan nilai slope dari regresi linier yang terbentuk. Menurut Arrhenius, konstanta kecepatan reaksi (k) dapat dikorelasikan dengan suhu reaksi yaitu :

$$k = k_0 e^{-E_A/RT} \quad (4.10)$$

jika diubah secara logaritmik, maka persamaan 4.10 menjadi

$$\ln k = \ln k_0 - \frac{E_A}{R} \left(\frac{1}{T} \right) \quad (4.11)$$

data k yang diperoleh kemudian dibuat plot $\ln k$ vs $(1/T)$ sebagai berikut :



Gambar 4.20 Plot $\ln k$ vs $1/T$ menggunakan katalis B3 (Ni-Mo/H-ZSM-5 loading logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3)

Dari persamaan 4.6 dan harga k yang telah didapatkan, dapat ditentukan plot $\ln k$ vs $1/T$ untuk mencari energi aktivasi (E_A) dari reaksi tersebut. Dari Gambar 4.20 didapatkan persamaan regresi linier $y = -13302x + 16.235$ dengan slope merupakan harga $-E_A/R$ dan intersep merupakan harga $\ln k_0$. Dengan harga $R = 8.314$ Joule/mol, maka harga E_A diperoleh sebesar 110.59 kJ/mol. Melalui intersep diperoleh nilai k_0 sebesar 13.30×10^3 . sehingga persamaan kinetika dapat dijabarkan sebagai berikut $-r_A = 13,30 \times 10^3 e^{93.16/8,314T} C_A$.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN

1. Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 dapat dipersiapkan dengan baik dengan metode *incipient wetness impregnation* berdasarkan volume pori peyangga H-ZSM-5 yang telah ditentukan.
2. Pada hasil karakterisasi katalis Ni-Mo/H-ZSM-5, luas permukaan menurun setelah dilakukan impregnasi logam Ni dan Mo yang menunjukkan bahwa logam Ni dan Mo terdispersi dengan baik pada permukaan penyangga katalis H-ZSM-5. Analisa XRD menunjukkan puncak – puncak khas H-ZSM-5, logam Ni, NiO, Mo dan MoO₂ pada masing – masing katalis dengan variabel berbeda. Hasil EDX menunjukkan perbandingan logam Ni dan Mo yang diimpregnasikan ke dalam penyangga H-ZSM-5.
3. Semakin tinggi suhu reaksi yang digunakan akan menghasilkan nilai *yield* dan konversi yang semakin besar. Konversi tertinggi dihasilkan sebesar 88.64% yang dihasilkan oleh produk *biofuel* dengan menggunakan katalis A3 dengan suhu reaksi 400°C. *Yield* kerosin yang dihasilkan produk *biofuel* menggunakan katalis A3 dengan suhu reaksi 400°C sebesar 26.3348% dan *yield* gasoil sebesar 43.6911%.
4. Model kinetika reaksi *catalytic hydrocracking* minyak biji kapuk ransu menggunakan katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 menghasilkan reaksi seri dengan orde satu dan persamaan kinetika reaksi dapat dirumuskan $-r_A = 13,30 \times 10^3 e^{93.16/8,314TC_A}$

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Abdullah M.A., Rahmah A.U, Man Z. (2010), Physicochemical and Sorption Characteristics of Malaysian *Ceiba Pentandra* (L.) Gaertn as a Natural Oil Sorbent. *Hazardous Materials*. 177:683-691.
- Ambarwati, Hasrimah K., Darnoto S., (2006). Rancang Bangun Alat Pemisah Serabut Dengan Biji Kapuk. *Warta*. 10(2):162-177.
- Andaka, G. (2008), *Hidrolisis Minyak Biji Kapuk dengan Katalisator Asam Klorida*, Jurnal Rekayasa Proses AKPRIND Yogyakarta, 45-48.
- Atkins, P. F., Jr., and Scherger, D. A. (1997). *A Review of Physicalchemical Methods for Nitrogen Removal From Wastewaters*. Progress in Water Technol., 8(4-5), 713–719.
- Alencar J. W., P.B. Alves, A. A. Craveiro, J. Agric. *Food Chem*. 31:1268
- Barron C.A., Melo-Banda J., Dominguez E.J., Hernandez M.E., Silva R.R, Reyes T.A. (2011). Catalytic Hydrocracking of Vegetable Oil for Agrofuels Production Using Ni-Mo, Ni-W, Pt and TFA Catalyst Supported on SBA-15. *Catal Today*;166:102-10.
- Bhatia S., Kee H.J., Lan L.M., Mohamed A.R., (1999) Production of Biofuel by Catalytic Cracking of Palm Oil : Performance of Different Catalysts. Proc Biofuel, PORIM Intl. *Biofuel and Lubricant Conf*. Kuala Lumpur. 107-112
- Biswas S., Sharma D.K. (2014). Effect of Different Catalysts on the Cracking of Jatropha Oil. *Analytical and Applied Pyrolysis*. 110:346-352.
- Botas J.A., Serrano D.P., Garcia A., dkk. (2012). Catalytic Conversion of Rapeseed Oil into Raw Chemical and Fuels Over Ni and Mo Modified Nanocrystalline ZSM-5 Zeolite. *Journal of Catalysis Today*. Vol.195;59-70.
- Budianto, A., Hariprajitno, Danawati., Budhikarjono, Kusno., (2014). Biofuel Production From Candlenut Oil Using Catalytic Cracking Process With Zn/HZSM-5 Catalyst. *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences* Vol 9, No.11 ISSN 1819-6608

- Cejka, J., H. Van Bekkum. (2005). “Zeolite and Ordered Mesoporous Materials : Progress and Prospects”, *Czech Republic : The 1st FEZA School on Zeolites, Prague Studies in Surface Science and Catalysis* Volume 157.
- Cheng J., Li T., Huang R., Zhou J., Cen K. (2014). Optimizing Catalysis Conditions to Decrease Aromatic Hydrocarbon and Increase Alkanes for Improving Jet Biofuel Quality. *Bioresource Technology*. 158:378-382.
- Cleveland, C Szostak, R., (2014) “Cracking ; The Encyclopedia of earth”;
- Demirbas A. (2009). Progress and Recent Trends in Biodiesel Fuels. *Energy Convers Manage* ;50:14-34
- Emori E.Y., Hirashima F.H., Zandonai C.H, dkk. (2016). Catalytic Cracking of Soybean Oil Using ZSM5 Zeolite. *Journal of Catalysis Today*.
- Fogler, H, Scott. (1999), “*Elements of Chemical Reaction Engineering*”, 3rd edition, Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Series.
- Gates, B.C., (1992), “*Catalytic Chemistry*”, New york: John Wiley and Sons, Inc.
- Gayubo A.G., Alonso A., Valle B., Aguayo A.T., Olazar M., Bilbao J., (2010). Hydrothermal Stability of HZSM-5 Catalysts Modified with Ni for the Transformation of Bioethanol into Hydrocarbons. *Fuel*. 89:3365-3372.
- Handhoyo R., Prijatama H., Sofiyah S., dkk. (2005). Peningkatan Ratio Si/Al Zeolit Alam Mordenit sebagai Bahan Dasar Zeolit Katalis. *Jurnal Zeolit Indonesia*. 4:1.
- Hardjono A. (2000). *Teknologi Minyak Bumi*. Gadjah Mada University Press. Yogyakarta.
- Hensen E. J. M., Van Veen J. A. R., de Schepper I. M. (2008). *High Pressure Sulfidation of Hydrotreating Catalyst*. A.I. Dugulan and IOS Press. Amsterdam.
- Hidayat R., (2010). Pemanfaatan Minyak Biji Kapuk Randu (Ceiba Pentandra) dalam Pembuatan Biodiesel Dengan Teknologi Gelombang Mikro, Jakarta.

- Hsu C. S., and Robinson P. R. (2006). *Practical Advance In Petroleum Processing*. Springer Science Business Media. Inc. USA.
- Hua T., Chunyi L., Chaohe Y., Honghong S. (2008). Alternative Processing Technology for Converting Vegetable Oils and Animal Fats to Clean Fuels and Light Olefins. *Chin J Chem Eng* ;16, 394-400.
- Ishihara A., Fukui N., Nasu Hiroyuki, Hashimoto T. (2014). Hydrocracking of Soybean Oil Using Zeolite-Alumina Composite Supported NiMo Catalyst. *Fuel*. 134:611-617.
- Kim S K, Brand S, Lee H, Kim Y, Kim J., (2013), Production of renewable diesel by hydrotreatment of soybean oil: Effect of reaction parameters, *Chemical Engineering Journal*, 228:114–123.
- Kochetkova Daria, Josef Blažek, Pavel Šimáček, Martin Staš, Zdeněk Beňo. (2016). Influence of rapeseed oil hydrotreating on hydrogenation activity of CoMo catalyst. *Fuel Processing Technology* 142:319–325.
- Kubicka D, Kaluza L. (2010). Deoxygenation of Vegetable Oils Over sulfided Ni, Mo and NiMo Catalysts, *Appl Catal A General*. 379:199-208.
- Kumar S.T., Annamalai K. (2015). Experimental Study on the Performance and Emission Measures of Direct Engine With Kapok Methyl Ester and Its Blends. *Renewable Energy*. 74:903-909.
- Kusumo F., Silitonga A.S., Masjuki H.H., Ong H.C., Siswantoro J., Mahlia T.M.I. (2017). Optimization of Transesterification Process for *Ceiba pentandra* Oil: A Comparative Study Between Kernel-based Extreme Learning Machine and Artificial Neural Networks. *Energy*. 134:24-34.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering 3rd*. Wiley International Edition. John Wiley and sons. Inc. Canada.
- Li H., Yu P., Shen B. (2009). Biofuel Potential Production from Cottonseed Oil : A Comparison of Non-Catalytic and Catalytic Pyrolysis on Fixed-Fluidized Bed Reactor. *Fuel Process Technology*. 90:1087-92.
- Li X., Han D., Wang H., Liu G., Wang B., Li Z., Wu J. (2015). Propene Oligomeration to High-Quality Liquid Fuels Over Ni/HZSM-5.

- Ma F., M.A. Hanna. (1999). Biodiesel production: a review. *Bioresource of Technology*. 70:1
- Maia A. J., Louis B., Lam Y. L., Pereira M. M. (2010). Ni-ZSM-5 catalysts : Detailed Characterization of Metal Sites for Proper Catalyst Design. *Journal of Catalysis*. 269: 103-109
- Nasikin, M., dan Susanto, B. H. (2010) *Katalis Heterogen*, Edisi Pertama, Penerbit Universitas Indonesia, Jakarta.
- Nasution S. A., Sidjabat Oberlin, Morina. (2010). *Proses Pembuatan Bahan Bakar Bensin dan Solar Ramah Lingkungan*. LEMIGAS. Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia. Indonesia.
- Nisa Z., Munasir. (2015). Studi Morfologi Silika Hasil Kalsinasi dengan Metode Sintesis Hidrotermal-Kopresipitasi. *Jurnal Fisika*, 4.1; 41-44
- Nurjannah, Irmawati, Roesyadi, A., Danawati. (2010). Perengkahan Katalitik Minyak Sawit Menjadi Biofuel Menggunakan Katalis HZSM-5 dengan Impregnasi Logam. *Prosiding Seminar Nasional Thermofluid*, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta.
- Ong Y.K., Bhatia S. (2010). The Current Status and Perspectives of Biofuel Production via Catalytic Cracking of Edible and Non-Edible Oils. *Journal of Energy* ;35,111-9.
- Osche, J. J. (1961). *Kapok (Ceiba pentandra (L) Gaertn)*. Tropical and sub tropical. Agriculture. 41-53
- Panalisamy S., Gevert B.S., (2014) Study of Non-Catalytic Thermal Decomposition of Triglyceride at Hydroprocessing Condition. *Applied Thermal Engineering*. 107:301-310.
- Panalisamy S., Gevert B.S., (2014) Hydroprocessing of Fatty Acid Methyl Ester Containing Resin Acids Blended with Gasoil. *Fuel Processing Technology*. 126:435-440.
- Prasad R., A. Srivastava. (2000). Triglycerides-Based Diesel Fuel. *Renewable Sustainable Energy Review*, 4:111-133.

- Prasad, Y.S. dan Bakhshi, N.N, (1985), Effect of Pretreatment of HZSM-5 Catalyst on its Performance in Canola Oil Upgrading, *Applied Catalysis*. 18(1):71-85
- Quercia G., A. Lazaro, J.W. Geus , dan H.J.H. Brouwers. (2013). Characterization of Morphology and Texture Of Several Amorphous Nano-Silica Particles Used in Concrete. *Cement & Concrete Composites*. 44:77–92.
- Rismawati R., Adrianto P., Machfud, Achmad R. (2015). Hydrocracking of Nyamplung Oil (*Calophyllum inophyllum* Oil) Using CoMo/ γ -Al₂O₃ and CoMo/SiO₂ Catalysts. *Modern Applied Science*, 9, No. 7;42-46.
- Roesyadi A., Prajitno D.H., Nurjannah N., Santi D.S. (2012). HZSM-5 Catalyst for Cracking Palm Oil to Gasoline : A Comparative Study with and without Impregnation. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*. (7)3:185-190
- Rogelio S.B., Liu Y., Minowa T. (2010). Renewable Diesel Production from the Hydrotreating of Repeseed Oil with Pt/Zeolite and Ni-Mo/Al₂O₃ Catalysts. *Industrial Eng Chem Res* ;50, 2791-9.
- Rosyadi Erlan. (2012). *Konversi Minyak Nabati Menjadi Green Diesel dan Green Gasoline dengan Proses Hydrocracking dan Hydrotreating pada Katalis NiMo/Al₂O₃-SiO₂, NiMo/SiO₂, dan NiMo/Zeorit*. Disertasi Doktor ITS, Surabaya.
- Santoso, Joko. (2010). *Uji Sifat Minyak Pirolisis dan Uji Performasi Kompor Berbahan Bakar Minyak Pirolisis dari Sampah Plastik*. eprints.uss.ac.id/6591/1
- Shahidi, F., Ying Z., (2005). *Citrus oils and essences*. In: *Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, Sixth Edition, John Wiley & Sons, Inc.
- Sotelo-Boyas R., Liu Y., Minowa T., (2011) Production of Green Diesel by hydrocracking of Canola Oil On Ni-Mo/ γ -Al₂O₃ and Pt/Zeorite Based Catalyst
- Setiadi. (1983). *Bertanam Kapuk Randu*. PT. Penebar Swadaya

- Singh SP., Singh D. (2010) Biodiesel Production Through the Use of Different Sources and Characterization of Oils and Their Esters as the Substitute of Diesel : A Review. *Renew Sust Energy Rev.* 14:200-16.
- Sildir H., Arkun Y., Cakal B., Gokce D., Kuzu E. (2012). A Dynamic Non-Isothermal Model for a Hydrocracking Reactor : Model Development by the Method of Continuous Lumping and Application to an Industrial Unit. *Journal of Process Control*, 22:1956-1956.
- Silitonga A.S., Ong H.C., Mahlia T.M.I., Masjuki H.H., Chong W.T. (2013). Characterization and Production of *Ceiba Pentandra* Biodiesel and Its Blends. *Fuel*. 108:855-858.
- Sivakumar P., Sindhanaiselvan S., Gandhi N.N, Devi S.S., Renganathan S. (2013). Optimization and Kinetic Studies on Biodiesel Production from Underutilized *Ceiba Pentandra* Oil. *Fuel*. 103:693-698.
- Solomon., (1992), *Organic Chemistry*, 5th ed, John Wiley & Sons, New York
- Taufiqurrahmi N., Mohamed A.R., Bhatia S. (2011). Production of Biofuel from Waste Cooking Palm Oil using Nanocrystalline zeolite as Catalyst: Process Optimization Studies. *Journal of Bioresource Technology*. Vol. 102;10686-10694.
- Teixeira C., Frety R., Barbosa C.B.M., dkk. (2017). Mo Influence on The Kinetic of *Jatropha* Oil Cracking Over Mo/HZSM-5 Catalysts. *Journal of Catalysis Today*. Vol. 279;202-208.
- Thybaut J.W., Narasimhan C.S., Denayer J.F., Baron G.V., Jacobs P.A., Martens J.A. (2005). Acid Metal Balance of a Hydrocracking Catalyst : Ideal Versus Non Ideal Behavior. *Ind Eng Chem Res* ;44, 51-9.
- Vedharaj S., Vallinayagam R., Yang W.M., Chou S.K., Chua K.J.E., Lee P.S. (2013). Experimental Investigation of Kapok (*Ceiba Pentandra*) Oil Biodiesel as an Alternate Fuel for Diesel Engine. *Energy Conversion Management*, 75:773-779.
- Vichaphund S, Aht-ong D, Sricharoenchaikul V, Atong D. (2015), Production of aromatic compounds from catalytic fast pyrolysis of *Hatroppha* residues using metal/HZSM-5 prepared by ion-exchange and impregnation methods. *Renewable Energy*; 79: 28-37.

- Walia Y.K., Kishore K., Vasu D., Gupta D.K. (2009). Physico-chemical Analysis of *Ceiba pentandra* (Kapok). *Theoretical & Appl Sci.* 1(2):15-18
- Wang H., Yan S., Salley S.O., Ng K.S. (2012). Hydrocarbon Fuels Production from Hydrocracking of Soybean Oil using Transition Metal Carbides and Nitrides Supported on ZSM-5. *Ind Engineering Chemical Resources*, 51:10066-73.
- Wildschut J., Mahfud F.H., Venderbosch R.H., Heeres H.J. (2009). Hydrotreatment of Fast Pyrolysis Oil using Heterogenous Noble-Metal Catalyst. *Ind Engineering Chemical Resources*, 48:10324-34.
- Yakovlev V., Khromova S., Sherstyuk O., Dundich V., Ermakov D.Y., Novopashina V., (2009). Development of New Catalytic Systems for Upgraded Bio-Fuels Production from Bio-Crude-Oil and Biodiesel. *Catal Today* ; 144, 362-6.
- Yuniwati, M., 2012, *Produksi Minyak Biji Kapuk dalam Usaha Pemanfaatan Biji Kapuk sebagai Sumber Minyak Nabati*, Jurnal Teknologi Technoscientia, AKPRIND Yogyakarta, 202-212.
- Zheng X., Jie C., Yan Fu., (2015), One-pot catalytic hydrocracking of diesel distillate and residual oil fractions obtained from bio-oil to gasoline-range hydrocarbon fuel, *Fuel* 157:107–114

APPENDIKS A

SPESIFIKASI PERALATAN

A.1 Peralatan Penelitian

A.1.1 Peralatan *furnace*

Spesifikasi peralatan *furnace* pada Gambar 3.1 sebagai berikut :

Jenis reaktor	= <i>furnace</i> tabung
Merk <i>furnace</i>	= Lim Elektro Therm Jerman
Panjang <i>furnace</i>	= 80 cm
Diameter <i>furnace</i>	= 10 cm
Daya <i>furnace</i>	= 2900 watt
<i>Nucelle</i> (penampung katalis)	= bahan <i>quartz</i> (kuarsa)
Diameter <i>nucelle</i>	= 0.5 inci
Panjang <i>nucelle</i>	= 10 cm

A.1.2 Peralatan reaktor *pressure batch*

Spesifikasi peralatan reaktor *pressure batch* pada Gambar 3.2 sebagai berikut:

Jenis reaktor	= <i>pressure batch</i>
Diameter reaktor	= 7.5 cm
Panjang reaktor	= 21.5 cm
Merk reaktor	= PARR 452HC3
Merk jaket pemanas	= PARR A3240HC9
Daya jaket pemanas	= 1300 watt
Merk Temp. Control	= PARR 4842
Merk <i>stirrer</i>	= PARR A1120HC6

A.2 Peralatan Analisa

A.2.1 Kondisi operasi *X-Ray Diffraction* (XRD)

Comment	= Configuration=Reflection-Transmission SpGoniometer=PW3050/60(Theta/Theta); Mini
Measurement Date / Time	= 9/5/2016 2:08:00 PM
Raw Data Origin	= PHILIPS-binary (scan) (.RD)
Scan Axis	= Gonio
Start Position [$^{\circ}$ 2Th.]	= 5.0084
End Position [$^{\circ}$ 2Th.]	= 90.0084
Step Size [$^{\circ}$ 2Th.]	= 0.0170
Scan Step Time [s]	= 10.1500
Scan Type	= Continuous

Offset [°2Th.]	= 0.0000
Divergence Slit Type	= Fixed
Divergence Slit Size [°]	= 0.2500
Specimen Length [mm]	= 10.00
Receiving Slit Size [mm]	= 12.7500
Measurement Temperature [°C]	= -273.15
Anode Material	= Cu
K-Alpha1 [Å]	= 1.54060
K-Alpha2 [Å]	= 1.54443
K-Beta [Å]	= 1.39225
K-A2 / K-A1 Ratio	= 0.50000
Generator Settings	= 30 mA, 40 kV
Diffractionmeter Type	= XPert MPD
Diffractionmeter Number	= 1
Goniometer Radius [mm]	= 200.00
Dist. Focus-Diverg. Slit [mm]	= 91.00
Incident Beam Monochromator	= No
Spinning	= No

A.2.2 Kondisi operasi *Brunauer Emmett Teller* (BET)

Operator	= ITS
Sample ID	= Andika A ₁
Sample Desc	= Powder
Sample weight	= 0.03526 g
Outgas Time	= 3.0 hrs
Analysis gas	= Nitrogen
Press. Tolerance	= 0.050/2.000 (ads/des)
Equil time	= 60/60 sec (ads/des)
Equil timeout	= 120/120 sec (ads/des)
Analysis Time	= 120.5 min
End of run	= 2016/11/09 11:36:19
Instrument	= Nova Station A
Cell ID	= 26
Adsorbate	= Nitrogen
Temperature	= 77.350K
Molec. Wt.	= 28.013 g
Cross Section	= 16.200 Å ²
Liquid Density	= 0.808 g/cc

A.2.3 Kondisi operasi *Gas Chromatography Mass Spectrofotometry* (GCMS)

HP 6890 GC METHOD UMUM :

OVEN

Initial temp = 100°C (ON)

Maximum temp = 325°C

Equilibration time = 1.00 min

Oven Temp. Program :

Rate (°C/min)	Temp. °C	Hold time (min)
-	150	1.00
15	220	18.33
Run time	= 24.00 min	

COLUMN :

Capillary Column

Model Number = Agilent 19091S-433 HP-5MS 5% Phenyl Metyl
Siloxane

Max temperature = 325°C

Nominal length = 30.0 m

Nominal diameter = 250 µm

Nominal film thickness = 0.25 µm

Mode = constant flow

Initial flow = 1.0 mL/min

Nominal initial pressure = 13.3 psi

Average velocity = 38 cm/sec

Inlet = Front inlet

Outlet = MSD Detector

Outlet pressure = Vacuum

MSD ACQUISITION PARAMETER :

Tune File = atune.u

Acquisition mode = Scan

Solvent Delay = 2.00 min

Resulting EM Voltage = 1294

MS Quad = 150°C maximum 200°C

MS Source = 230°C maximum 250°C

FRONT INLET :

Mode = Split

Initial Temp = 300°C

Pressure = 13.3 psi

Split ratio = 50 : 1

Split flow = 50.0 mL/min
Total flow = 54.2 mL/min
Gas saver = ON
Gas type = Helium

GC Injector :

Front Injector :

Sample washes = 2
Sample Pump = 5
Injection Volume = 1.0 microliters
Syringe Size = 10.0 microliters
PostInj Solvent A Washes = 3
PostInj Solvent B Washes = 3

APPENDIKS B

HASIL PERHITUNGAN

1. Perhitungan Pembuatan Katalis Ni-Mo/HZSM-5

- Katalis A1 (loading 5% rasio 1:1)

Massa katalis total	= 6.00 gram
Loading Ni-Mo	= 5 %wt
Kadar HZSM-5	= 95 %wt
Rasio Ni-Mo	= 1 : 1
Massa logam total	= 0.05×6.00 gram
	= 0.30 gram
Massa HZSM-5	= $6.00 \text{ gram} - 0.30 \text{ gram}$
	= 5.70 gram
Massa logam Ni	= $0.50 \times \text{massa logam total}$
	= 0.50×0.30 gram
	= 0.15 gram
Massa logam Mo	= $0.50 \times \text{massa logam total}$
	= 0.50×0.30 gram
	= 0.15 gram

Logam Ni dan Mo yang diimpregnasi ke dalam HZSM-5 adalah berupa senyawa $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, sehingga dilakukan perhitungan massa senyawa sebagai berikut :

Mr $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	= 290.81 gram/mol
Ar Ni	= 58.6934 gram/mol
Kemurnian $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	= 98%
	= 0.98
Mr $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	= 1235.86 gram/mol
Ar Mo	= 95.94 gram/mol
Kemurnian $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	= 98%
	= 0.98

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{Mr } \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}}{\text{Ar Ni}} \times \text{massa logam Ni} \times \frac{100\%}{\% \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}} \\
 &= \frac{290.81 \text{ gram/mol}}{58.6934 \text{ gram/mol}} \times 0.15 \text{ gram} \times \frac{1}{0.98} \\
 &= 0.7584 \text{ gram}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa}(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}\cdot 4\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{Mr}(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}\cdot 4\text{H}_2\text{O}}{\text{Ar Ni}} \times \text{massa logam Ni} \times \frac{100\%}{\%(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}\cdot 4\text{H}_2\text{O}} \\
&= \frac{1235.86 \text{ gram/mol}}{95.94 \text{ gram/mol}} \times 0.15 \text{ gram} \times \frac{1}{0.98} \\
&= 0.7584 \text{ gram}
\end{aligned}$$

Karena metode yang digunakan merupakan metode *incipient wetness impregnation*, maka volume larutan logam yang digunakan sama dengan volume pori HZSM-5 yang didapatkan dari data analisa BET.

$$\begin{aligned}
\text{Volume pori rata-rata HZSM-5} &= 0.2712 \text{ cm}^3/\text{gram} \\
\text{Volume larutan logam} &= \text{massa HZSM-5} \times \text{volume pori rata-rata HZSM-5} \\
&= 5.70 \text{ gram} \times 0.2712 \text{ cm}^3/\text{gram} \\
&= 1.5458 \text{ ml}
\end{aligned}$$

Dengan cara yang sama massa logam Ni dan Mo pada katalis Ni-Mo/HZSM-5 dengan variabel loading dan rasio yang berbeda dapat dilihat pada Tabel B.1 berikut :

Tabel B.1 Massa Logam Ni dan Mo pada Katalis Ni-Mo/HZSM-5 dengan Variabel Loading dan Rasio yang Berbeda

No	Jenis Katalis	Massa HZSM-5 (gram)	Massa Ni (gram)	Massa Mo (gram)	Massa Ni(NO ₃) ₂ ·6 H ₂ O (gram)	Massa (NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ ·4 H ₂ O (gram)	Volume Larutan (ml)
1.	A1	5.7000	0.1500	0.1500	0.7584	1.9717	1.5458
2.	A2	5.7000	0.1000	0.2000	0.5056	2.6289	1.5458
3.	A3	5.7000	0.0750	0.2250	0.3792	2.9575	1.5458
4.	A4	5.7000	0.0600	0.2400	0.3034	3.1547	1.5458
5.	B1	5.4000	0.3000	0.3000	1.5167	3.9433	1.4645
6.	B2	5.4000	0.2000	0.4000	1.0112	5.2578	1.4645
7.	B3	5.4000	0.1500	0.4500	0.7584	5.9150	1.4645
8.	B4	5.4000	0.1200	0.4800	0.6067	6.3093	1.4645

Keterangan :

A1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1

A2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2

A3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3

A4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4

B1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1

B2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2

B3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3

B4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

Selanjutnya dilakukan perhitungan konsentrasi larutan garam $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Konsentrasi } \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa } \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}}{\text{Mr } \text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}} \times \frac{1000}{\text{volume larutan}} \\ &= \frac{0.7584 \text{ gram}}{290.81 \text{ gram/mol}} \times \frac{1000}{1.5458 \text{ ml}} \\ &= 1.6871 \text{ M}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Konsentrasi } (\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa } (\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}}{\text{Mr } (\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}} \times \frac{1000}{\text{volume larutan}} \\ &= \frac{1.9717 \text{ gram}}{1235.86 \text{ gram/mol}} \times \frac{1000}{1.5458 \text{ ml}} \\ &= 1.0321 \text{ M}\end{aligned}$$

Dengan cara yang sama konsentrasi larutan garam $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ dapat dilihat pada Tabel B.2 berikut :

Tabel B.2 Konsentrasi Larutan Garam $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ dan $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$

No.	Jenis Katalis	Konsentrasi $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (Molar)	Konsentrasi $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (Molar)
1.	A1	1.6871	1.0321
2.	A2	1.1247	1.3761
3.	A3	0.8435	1.5481
4.	A4	0.6749	1.6513
5.	B1	3.5612	2.1787
6.	B2	2.3743	2.9050
7.	B3	1.7807	3.2681
8.	B4	1.4245	3.4860

Keterangan :

A1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1

A2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2

A3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3

A4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4

B1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1

B2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2

B3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3

B4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

APPENDIKS C

HASIL ANALISA

1. Data analisa BET katalis Ni-Mo/HZSM-5

Tabel C.1 Data Analisa Luas Permukaan, Diameter Pori dan Volume Pori
Katalis Ni-Mo/HZSM-5

No.	Jenis Katalis	Luas Permukaan (m ² /gram)	Diameter Pori (nm)	Volume Pori (cm ³ /gram)
1.	H-ZSM-5	375.1210	2.4900	0.2712
2.	A1	255.6530	2.6836	0.1715
3.	A2	222.1350	3.0148	0.1674
4.	A3	241.1850	2.8707	0.1731
5.	A4	219.8910	3.5302	0.1941
6.	B1	216.7040	2.7639	0.1497
7.	B2	232.0420	3.4190	0.1445
8.	B3	213.6600	4.0675	0.2173
9.	B4	279.3740	3.6868	0.2575

Keterangan :

A1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1

A2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2

A3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3

A4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4

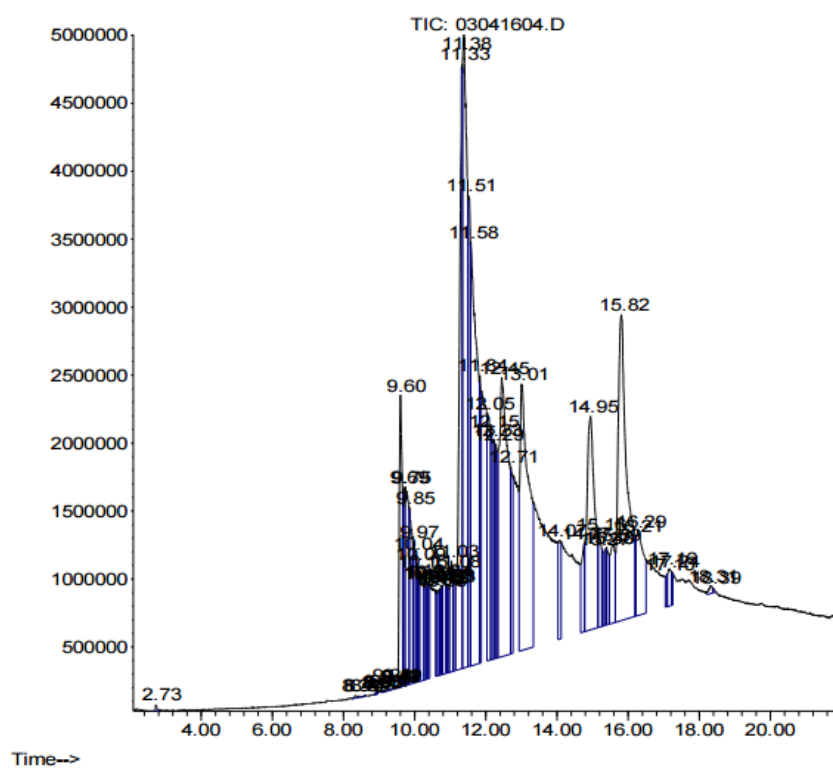
B1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1

B2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2

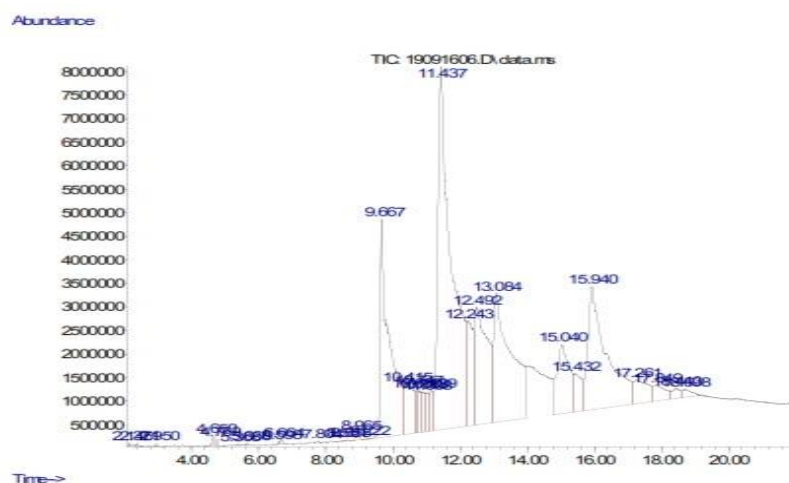
B3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3

B4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

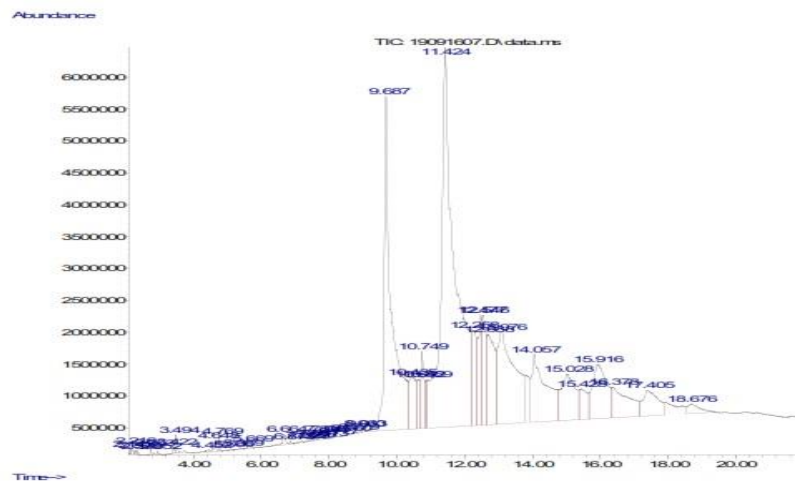
2. Data analisa GCMS produk *Biofuel Catalytic Hydrocracking*



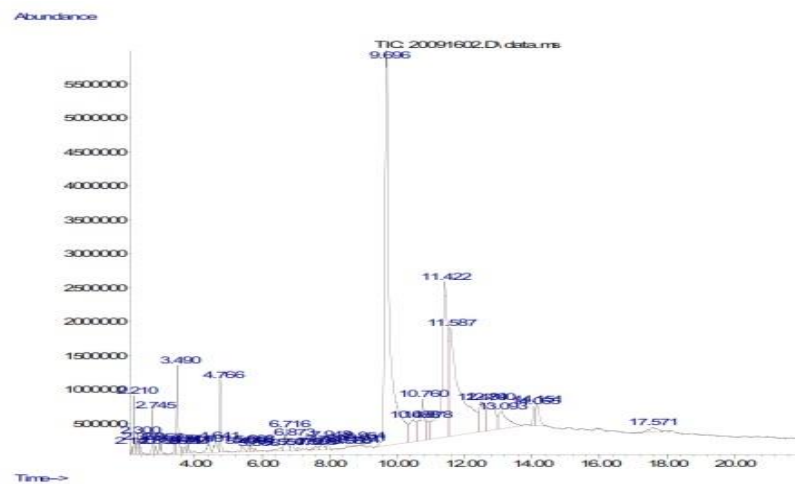
Gambar C.1 Grafik GCMS Minyak Biji Kapuk Randu

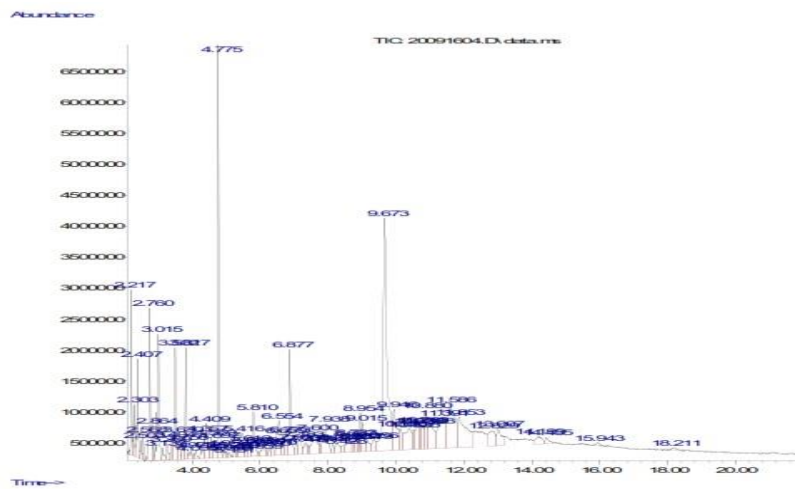


Gambar C.2 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:1 pada suhu 300°C (A1a)

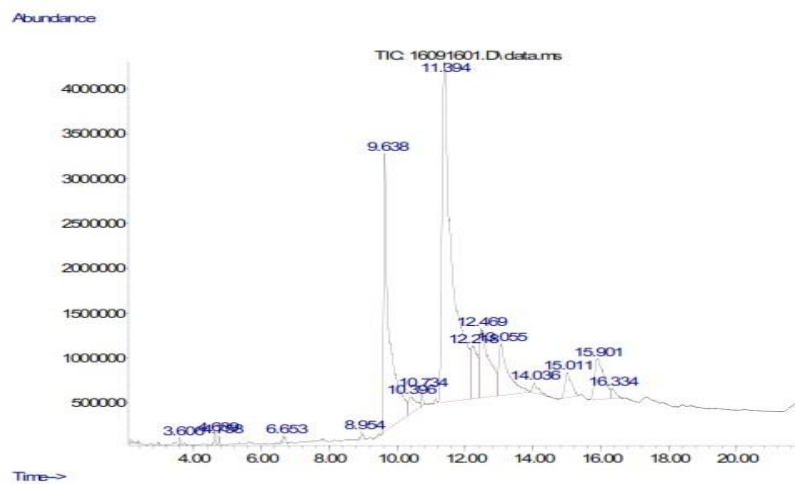


Gambar C.3 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:1 pada suhu 325°C (A1b)

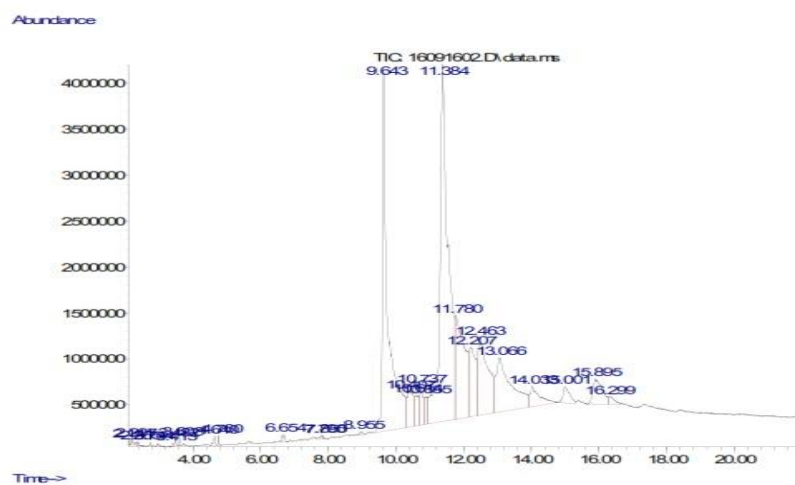




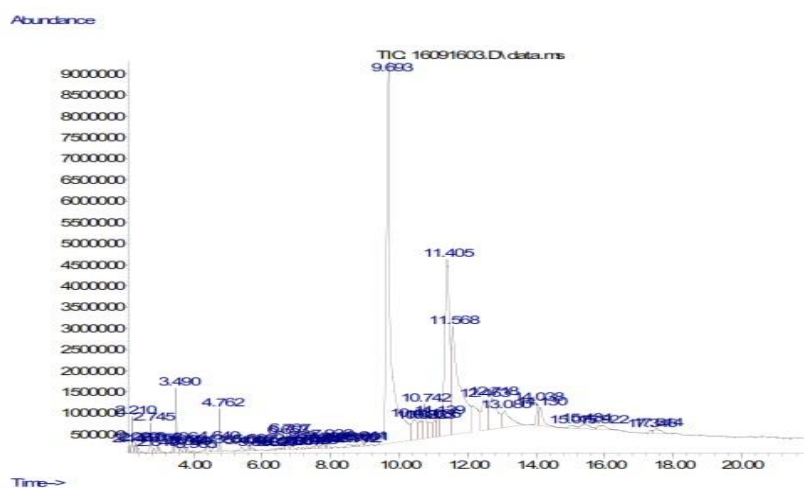
Gambar C.6 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:1 pada suhu 400°C (A1e)



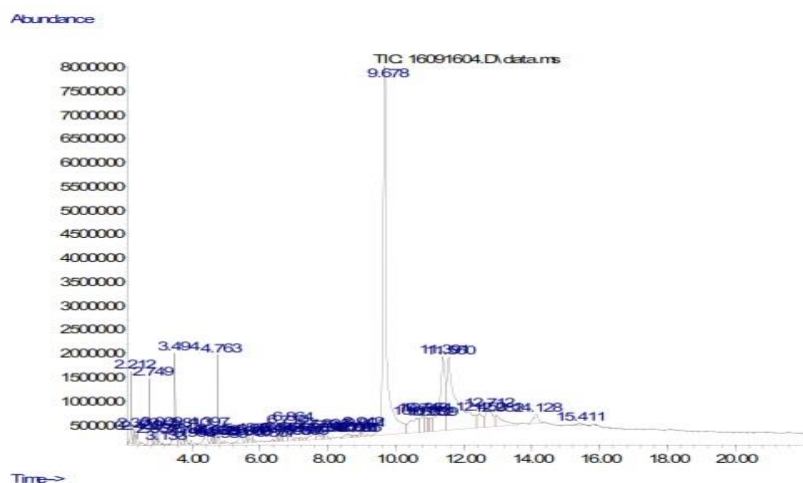
Gambar C.7 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:2 pada suhu 300°C (A2a)



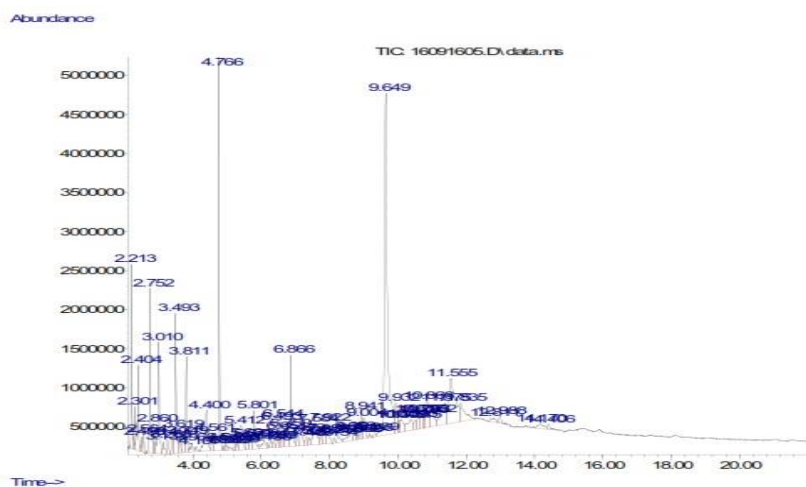
Gambar C.8 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:2 pada suhu 325°C (A2b)



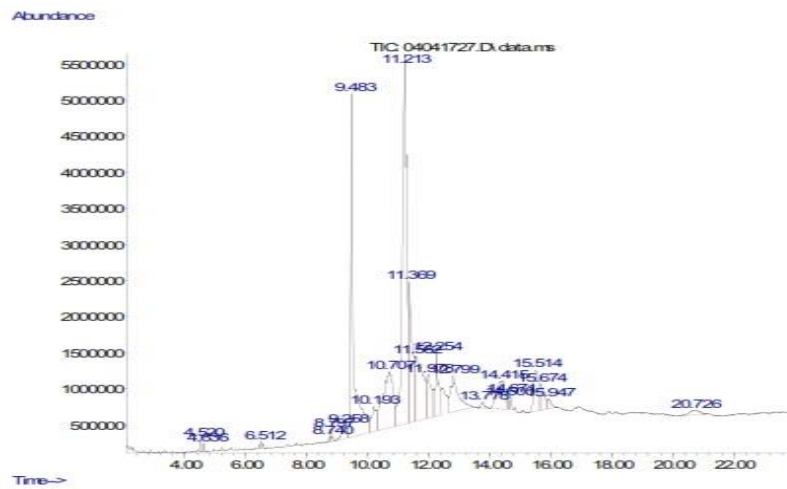
Gambar C.9 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:2 pada suhu 350°C (A2c)



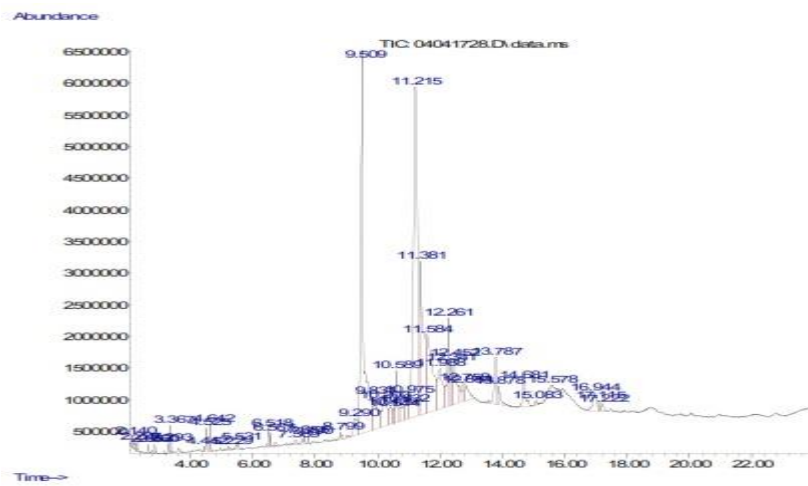
Gambar C.10 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:2 pada suhu 375°C (A2d)



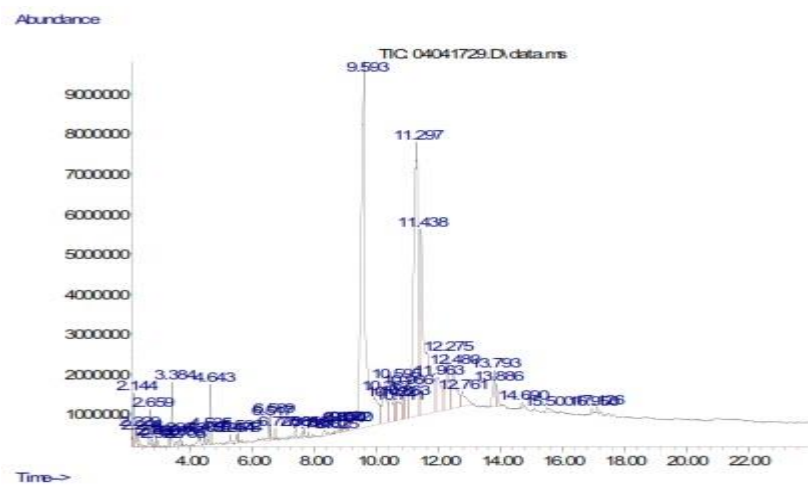
Gambar C.11 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:2 pada suhu 400°C (A2e)



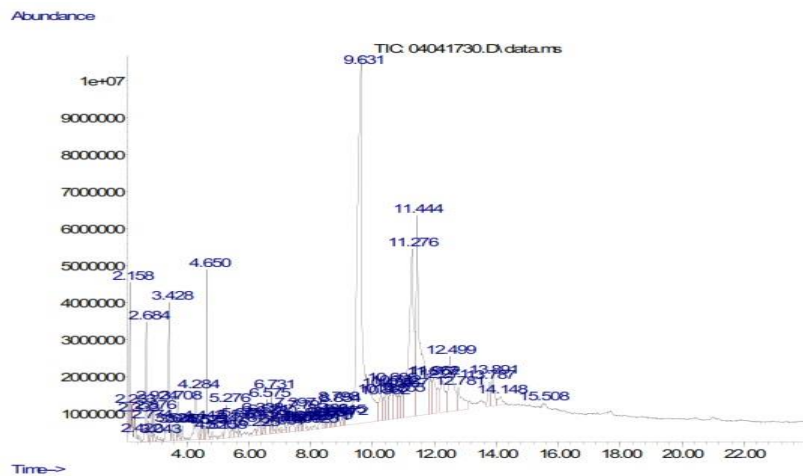
Gambar C.12 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:3 pada suhu 300°C (A3a)



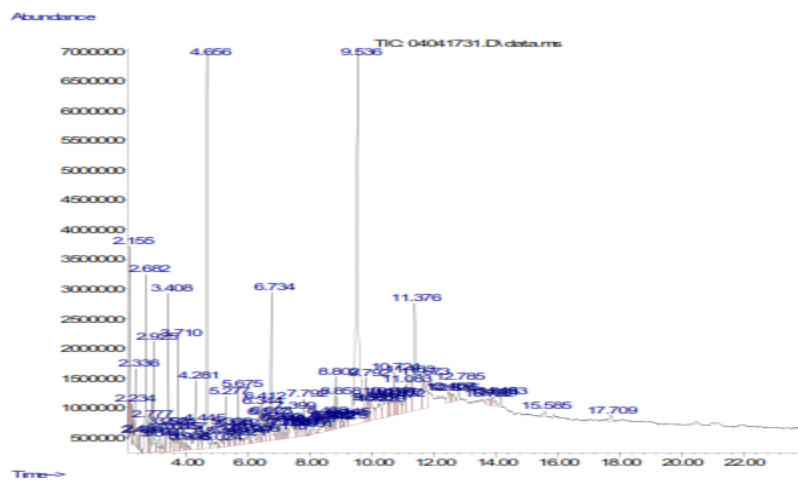
Gambar C.13 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:3 pada suhu 325°C (A3b)



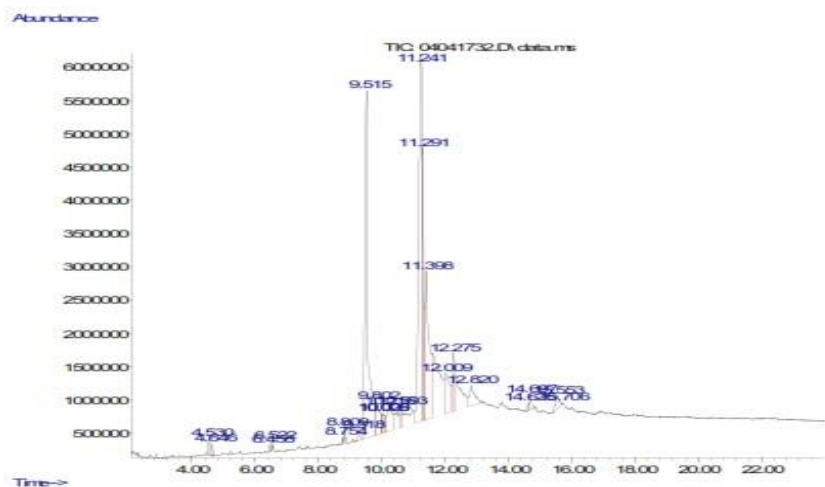
Gambar C.14 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:3 pada suhu 350°C (A3c)



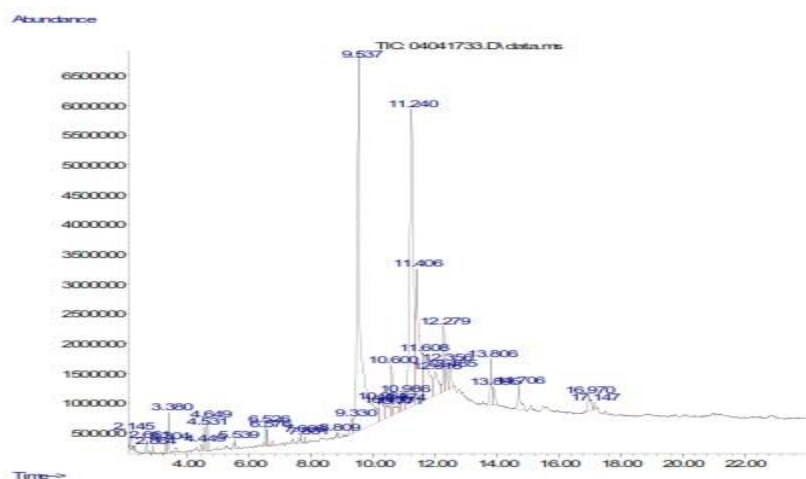
Gambar C.15 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:3 pada suhu 375°C (A3d)



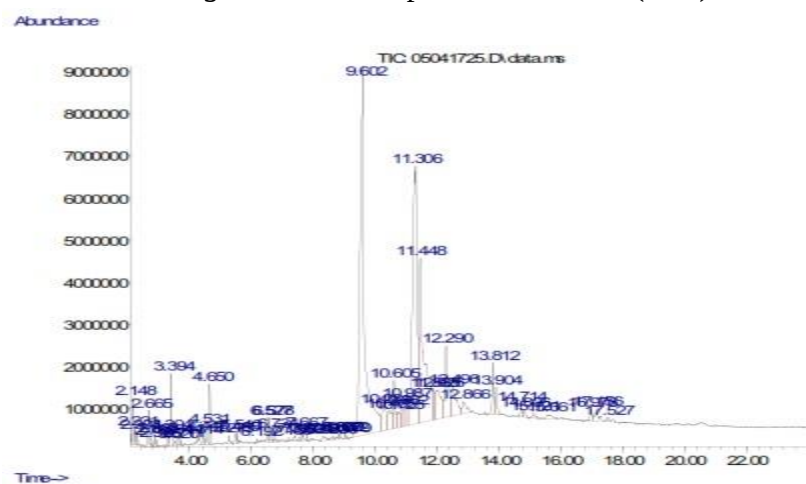
Gambar C.16 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:3 pada suhu 400°C (A3e)



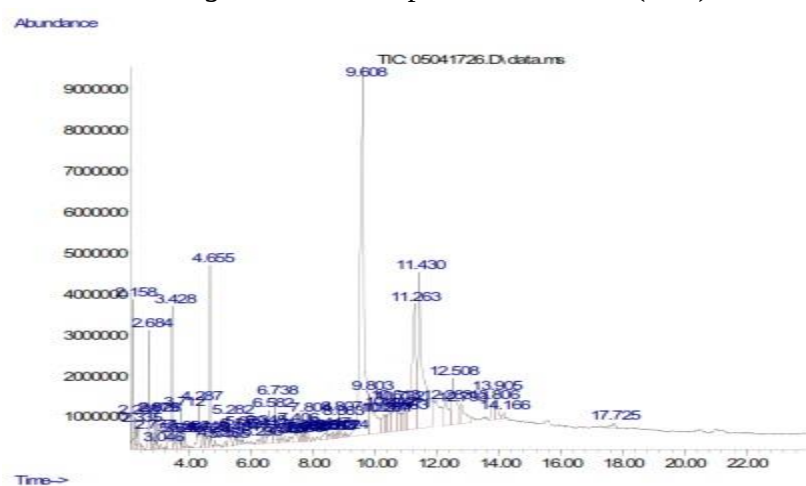
Gambar C.17 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:4 pada suhu 300°C (A4a)



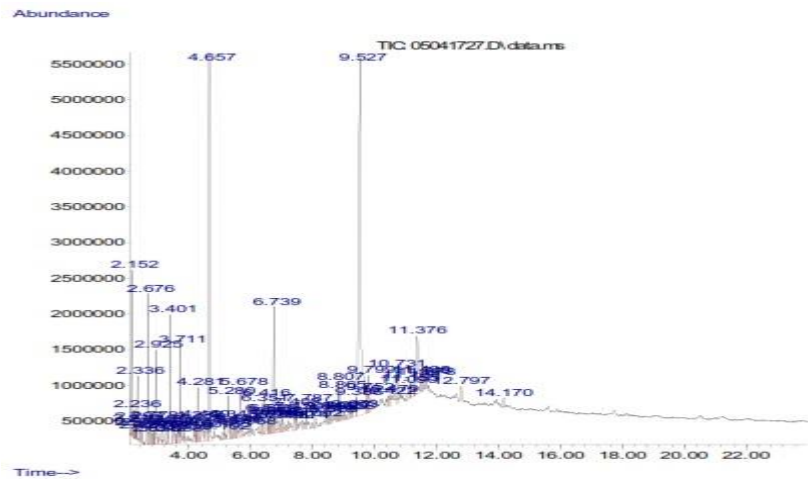
Gambar C.18 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:4 pada suhu 325°C (A4b)



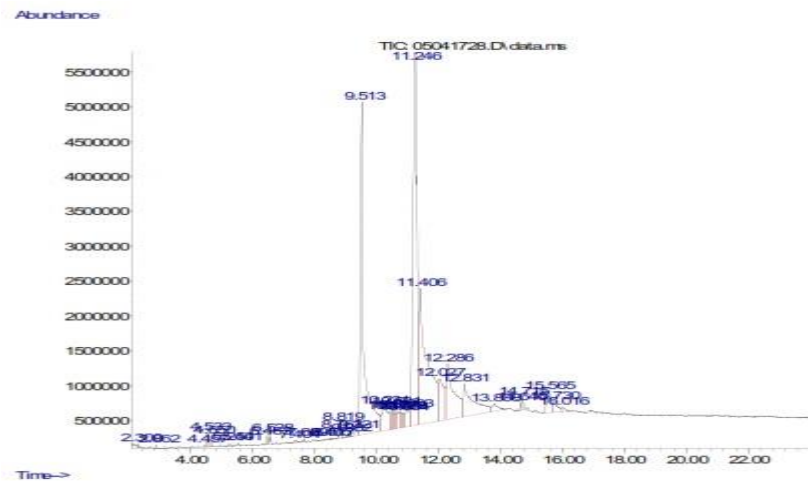
Gambar C.19 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:4 pada suhu 350°C (A4c)



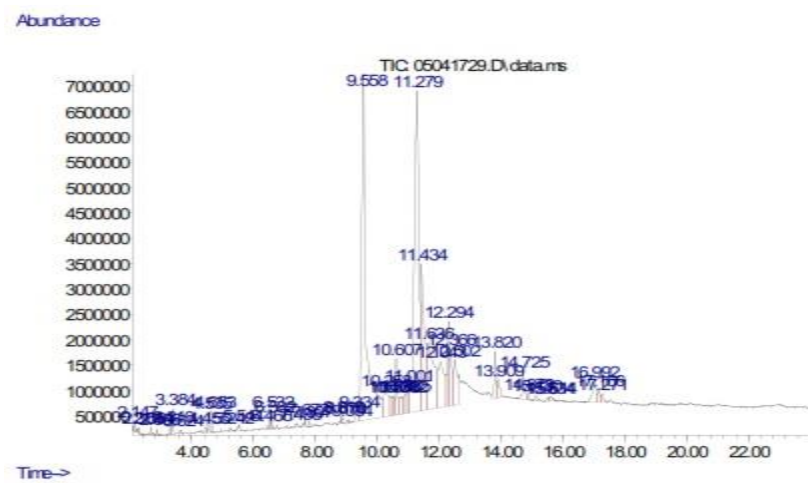
Gambar C.20 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 5%, rasio 1:4 pada suhu 375°C (A4d)



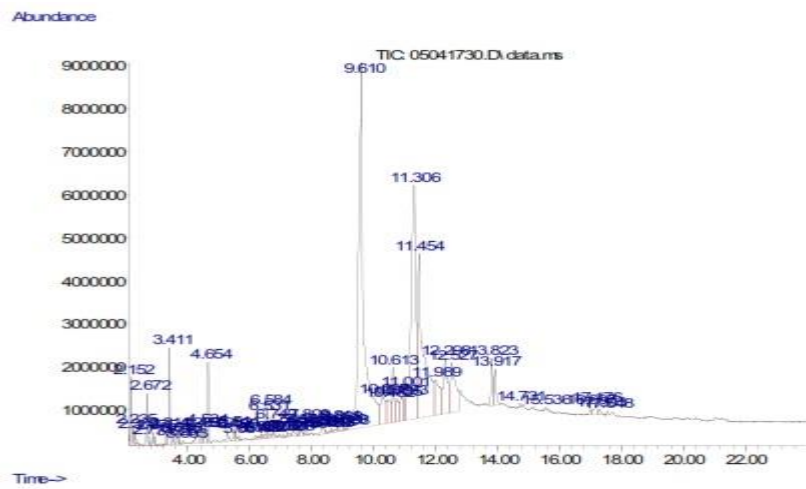
Gambar C.21 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:4 pada suhu 400°C (A4e)



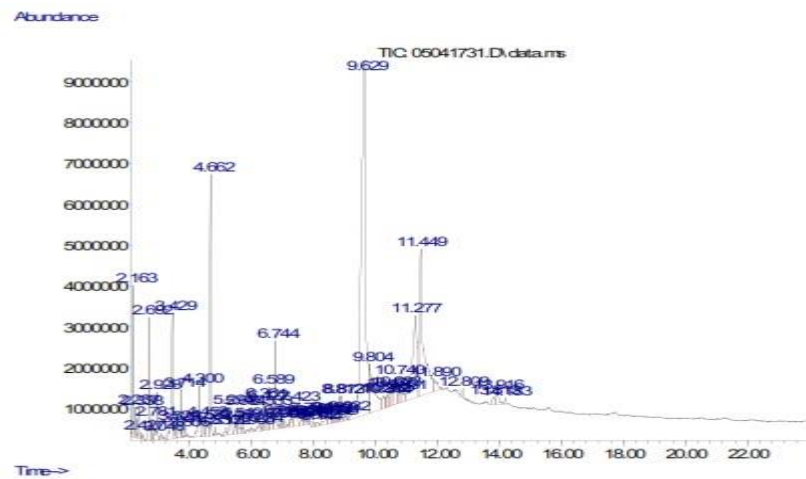
Gambar C.22 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:1 pada suhu 300°C (B1a)



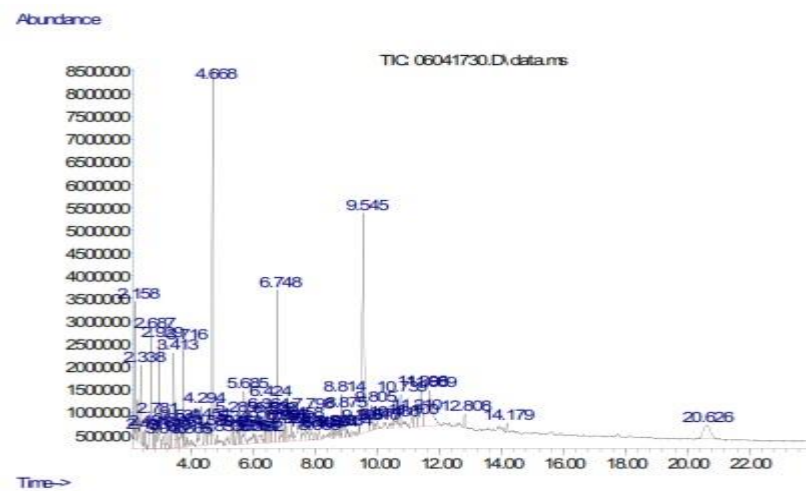
Gambar C.23 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:1 pada suhu 325°C (B1b)



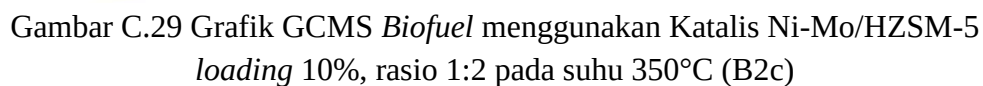
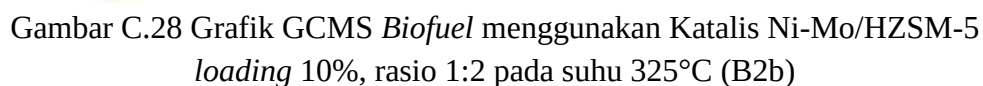
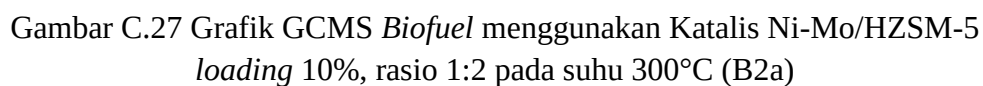
Gambar C.24 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:1 pada suhu 350°C (B1c)

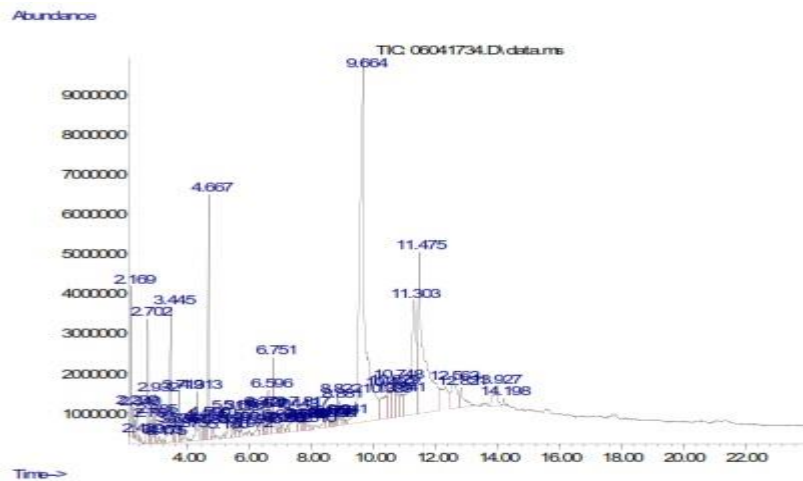


Gambar C.25 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:1 pada suhu 375°C (B1d)

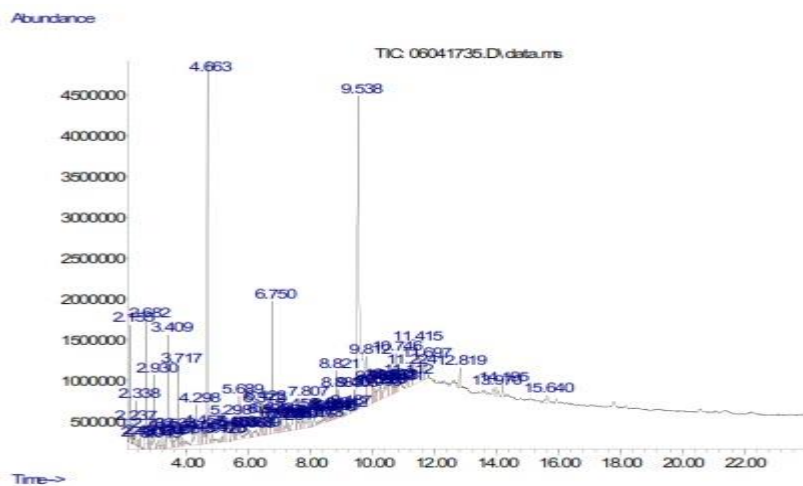


Gambar C.26 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:1 pada suhu 400°C (B1e)

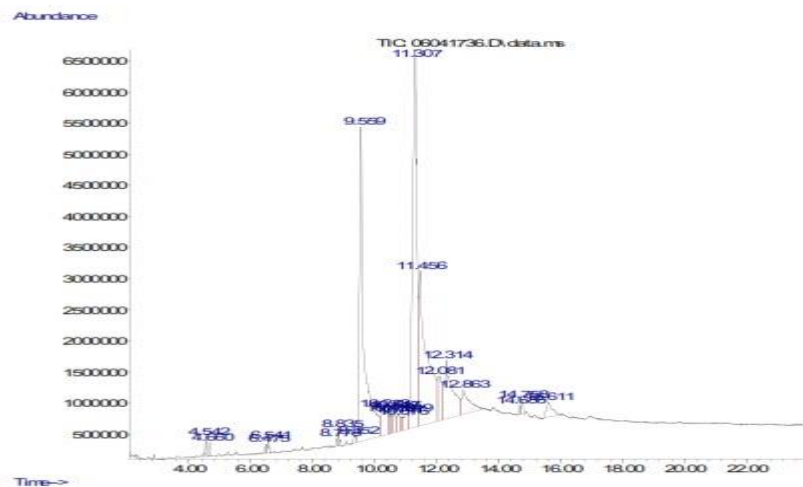




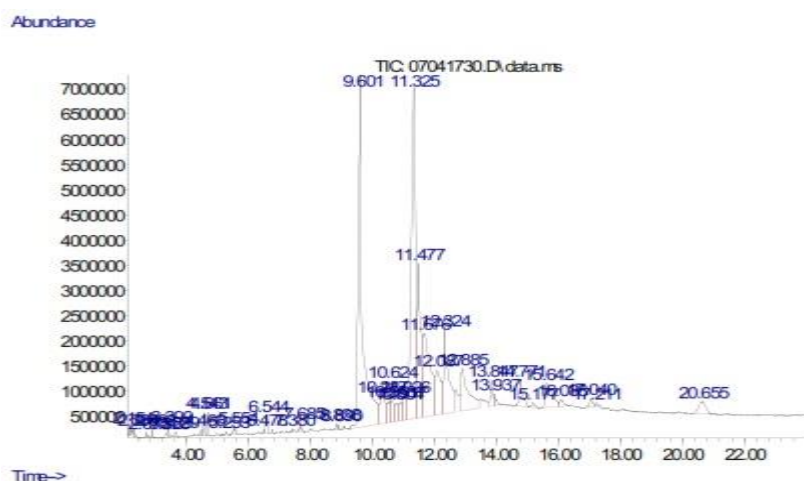
Gambar C.30 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:2 pada suhu 375°C (B2d)



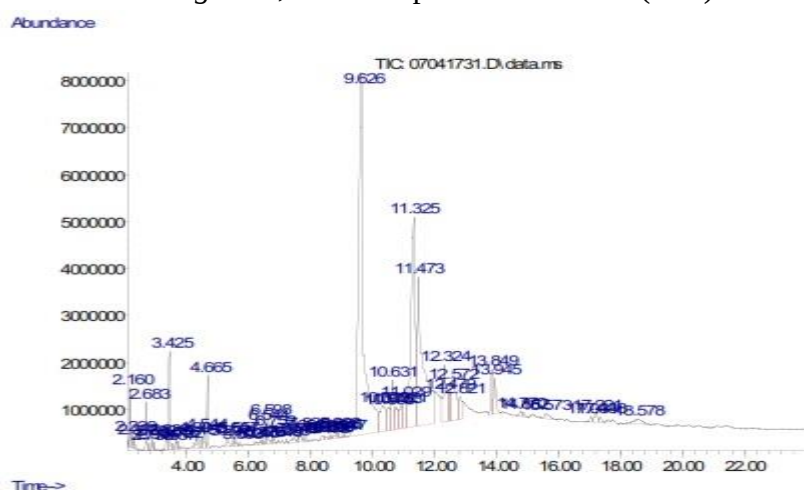
Gambar C.31 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:2 pada suhu 400°C (B2e)



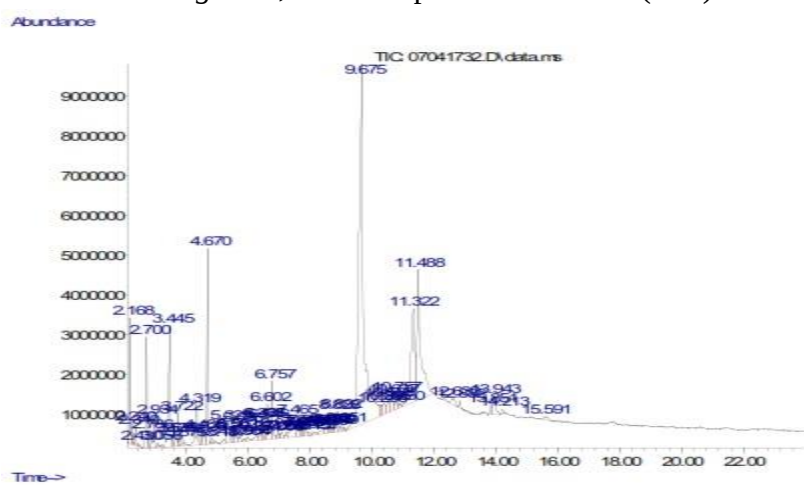
Gambar C.32 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:3 pada suhu 300°C (B3a)



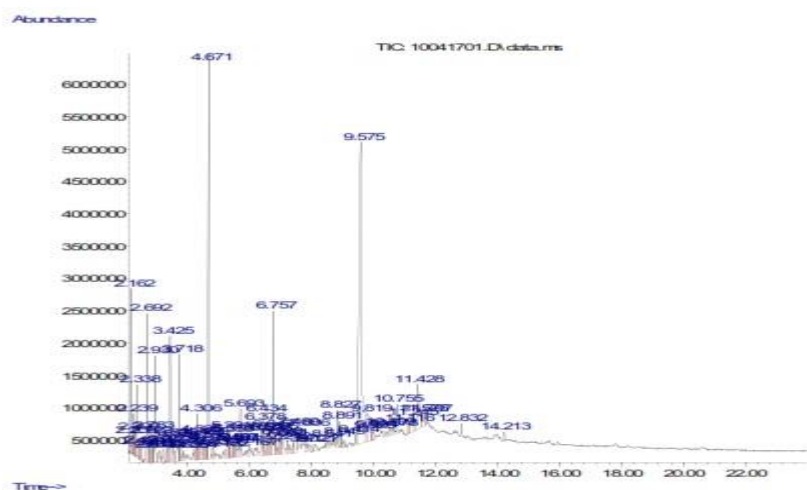
Gambar C.33 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:3 pada suhu 325°C (B3b)



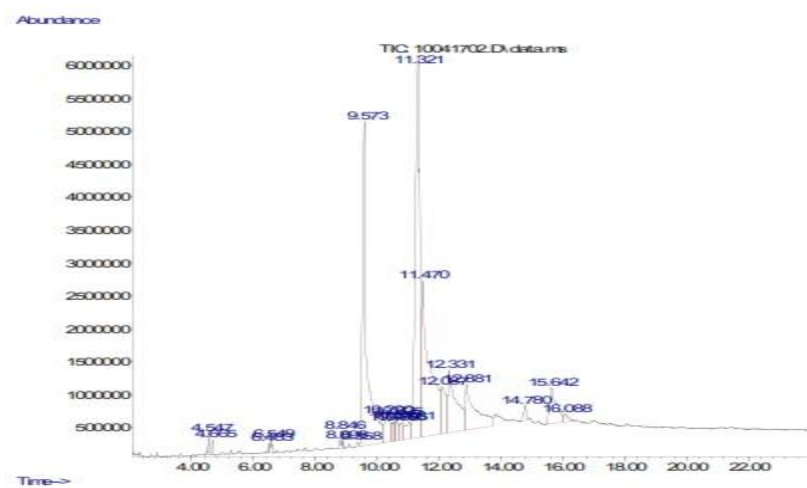
Gambar C.34 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:3 pada suhu 350°C (B3c)



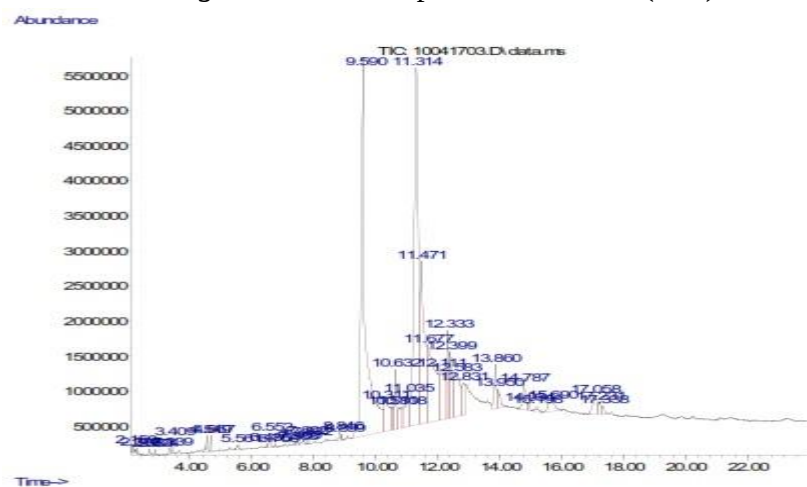
Gambar C.35 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 10%, rasio 1:3 pada suhu 375°C (B3d)



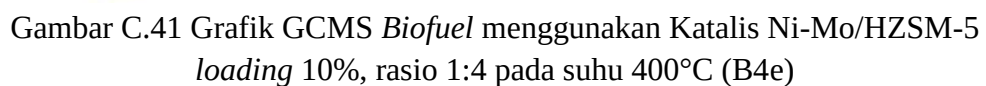
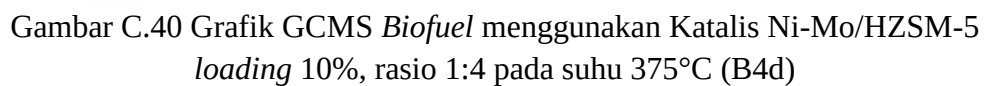
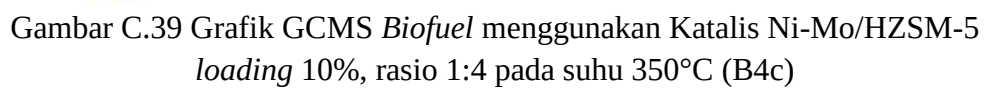
Gambar C.36 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:3 pada suhu 400°C (B3e)



Gambar C.37 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:4 pada suhu 300°C (B4a)



Gambar C.38 Grafik GCMS *Biofuel* menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5 loading 10%, rasio 1:4 pada suhu 325°C (B4b)



APPENDIKS D

PERHITUNGAN *YIELD* DAN KONVERSI *BIOFUEL*

1. Perhitungan *Yield Biofuel*

- Perhitungan massa *biofuel* hasil *catalytic hydrocracking* menggunakan katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:1 pada suhu 300°C (A1a)

Volume minyak biji kapuk randu = 200 ml

Densitas minyak biji kapuk randu = 0.9170 gram/cm³

Massa minyak mula-mula = 0.9170 gram/cm³ × 200 ml
= 183.4 gram

Massa botol kosong = 235.0380 gram

Massa botol kosong + *biofuel* = 403.9774 gram

Massa *biofuel* = 403.9774 gram – 235.0380 gram
= 168.9394 gram

Dengan cara yang sama massa *biofuel* dapat dilihat pada Tabel D.1 berikut :

Tabel D.1 Massa *Biofuel* Hasil *Catalytic Hydrocracking* Menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5

No.	Jenis Katalis	Suhu (°C)	Massa Botol Kosong (gram)	Massa Botol Kosong + <i>Biofuel</i> (gram)	Massa <i>Biofuel</i> (gram)
1.	A1	300	235.0380	403.9774	168.9394
		325	232.6915	405.6203	172.9288
		350	235.6002	399.3628	163.7626
		375	234.5209	367.8772	133.3563
		400	237.8727	374.0863	136.2136
2.	A2	300	236.1894	406.2925	170.1031
		325	232.6384	402.6167	169.9783
		350	234.5555	404.6408	170.0853
		375	234.9330	402.6589	167.7259
		400	236.4567	388.8099	152.3532
3.	A3	300	235.2369	409.1809	173.9440
		325	234.3619	406.1993	171.8374
		350	238.9824	409.0587	170.0763
		375	238.6196	404.9227	166.3031
		400	238.8045	386.1645	147.3600
4.	A4	300	234.6048	405.9744	171.3696
		325	237.2781	408.8602	171.5821
		350	233.6680	402.3778	168.7098
		375	239.2622	402.9149	163.6527
		400	234.1724	390.5119	156.3395

5.	B1	300	241.6102	413.5306	171.9204
		325	239.6323	411.9537	172.3214
		350	240.8652	410.5972	169.7321
		375	239.4951	401.1688	161.6737
		400	235.0980	376.0413	140.9433
6.	B2	300	239.4419	413.3352	173.8933
		325	238.3909	408.7123	170.3214
		350	238.8435	408.1789	169.3554
		375	237.5553	401.3265	163.7712
		400	240.1427	385.0372	144.8945
7.	B3	300	238.3082	410.5943	172.2861
		325	236.7943	408.2911	171.4968
		350	239.8896	408.6856	168.7960
		375	240.9038	406.6803	165.7765
		400	241.4941	390.3783	148.8842
8.	B4	300	239.6636	414.6917	175.0281
		325	240.8255	411.3734	170.5479
		350	236.8106	406.6956	169.7850
		375	240.4919	404.3218	163.8429
		400	238.1513	385.6553	147.5040

Keterangan :

- A1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1
 A2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2
 A3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3
 A4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4
 B1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1
 B2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2
 B3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3
 B4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

- Perhitungan nilai *yield gasoline*, *kerosene* dan *gasoil* dari *biofuel* hasil *catalytic hydrocracking* menggunakan katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:1 pada suhu 300°C (A1a) berdasarkan hasil analisa GCMS :

Kadar *gasoline* (%Gsn) = 0%

Kadar *kerosene* (%Krn) = 0.03%

Kadar *gasoil* (%Gsl) = 19.52%

Berdasarkan Persamaan 3.1 – 3.3, maka :

$$\text{Yield gasoline} = \frac{\% \text{ Gsn} \times \text{massa total produk}}{\text{massa umpan}} \times 100\%$$

$$Yield\ kerosene = \frac{\% Krn \times massa\ total\ produk}{massa\ umpan} \times 100\%$$

$$Yield\ gasoil = \frac{\% Gsl \times massa\ total\ produk}{massa\ umpan} \times 100\%$$

Sehingga :

$$Yield\ gasoline = \frac{0 \times 168.9394}{183.4} = 0.0000\%$$

$$Yield\ kerosene = \frac{4.05 \times 168.9394}{183.4} = 3.7307\%$$

$$Yield\ gasoline = \frac{11.13 \times 168.9394}{183.4} = 10.2524\%$$

Dengan cara yang sama nilai *yield gasoline*, *kerosene* dan *gasoil* dapat dilihat pada Tabel D.2 berikut :

Tabel D.2 Nilai *Yield Gasoline*, *Kerosene* dan *Gasoil* dari *Biofuel* Hasil *Catalytic Hydrocracking* Menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5

No.	Jenis Katalis	Suhu (°C)	%Gsn	%Krn	%Gsl	Yield Gasoline (%)	Yield Kerosene (%)	Yield Gasoil (%)
1.	A1	300	0.00	4.05	11.13	0.0000	3.7307	10.2524
		325	0.00	4.05	20.52	0.0000	3.8188	19.3484
		350	0.00	5.04	26.67	0.0000	4.5003	23.8143
		375	0.00	24.21	34.49	0.0000	17.6039	25.0788
		400	0.00	26.36	40.43	0.0000	19.5779	30.0279
2.	A2	300	0.00	0.08	0.66	0.0000	0.0742	0.6121
		325	0.00	0.08	3.45	0.0000	0.0741	3.1975
		350	0.00	6.69	22.71	0.0000	6.2043	21.0613
		375	0.00	19.45	23.93	0.0000	17.7877	21.8848
		400	0.00	10.08	38.83	0.0000	8.3736	32.2567
3.	A3	300	0.00	0.00	4.19	0.0000	0.0000	3.9740
		325	0.00	0.29	6.27	0.0000	0.2717	5.8747
		350	0.00	7.96	22.27	0.0000	7.3817	20.6521
		375	0.00	14.57	42.05	0.0000	13.2118	38.1300
		400	0.00	18.60	49.48	0.0000	14.9449	39.7567

4.	A4	300	0.00	0.00	1.17	0.0000	0.0000	1.0933
		325	0.00	0.17	2.21	0.0000	0.1590	2.0676
		350	0.00	10.85	10.98	0.0000	9.9809	10.1005
		375	0.00	22.40	33.46	0.0000	19.9881	29.8572
		400	0.00	14.80	34.43	0.0000	12.6163	29.3499
5.	B1	300	0.00	0.05	6.54	0.0000	0.0469	6.1306
		325	0.00	0.28	12.34	0.0000	0.2631	11.5946
		350	0.00	7.21	22.07	0.0000	6.6727	20.4252
		375	0.00	13.04	45.57	0.0000	11.4952	40.1716
		400	0.00	22.86	30.97	0.0000	17.5680	23.8005
6.	B2	300	0.00	0.00	1.51	0.0000	0.0000	1.4317
		325	0.00	1.94	10.68	0.0000	1.8017	9.9184
		350	0.00	7.27	16.97	0.0000	6.7133	15.6705
		375	0.00	15.43	35.75	0.0000	13.7786	31.9238
		400	0.00	25.31	47.85	0.0000	19.9961	37.8037
7.	B3	300	0.00	0.00	15.28	0.0000	0.0000	14.3540
		325	0.00	10.54	11.50	0.0000	9.8559	10.7536
		350	0.00	11.93	23.99	0.0000	10.9800	22.0797
		375	0.00	12.69	43.89	0.0000	11.4706	39.6725
		400	0.00	32.44	53.82	0.0000	26.3348	43.6911
8.	B4	300	0.00	0.00	1.19	0.0000	0.0000	1.1357
		325	0.00	0.17	2.38	0.0000	0.1581	2.2132
		350	0.00	3.13	18.63	0.0000	2.8976	17.2470
		375	0.00	20.37	33.47	0.0000	18.1978	29.9009
		400	0.00	35.14	30.13	0.0000	28.2622	24.2328

2. Perhitungan Konversi *Biofuel*

- Perhitungan nilai konversi dari *biofuel* hasil *catalytic hydrocracking* menggunakan katalis Ni-Mo/HZSM-5 *loading* 5%, rasio 1:1 pada suhu 300°C (A1a) berdasarkan hasil analisa GCMS :

Massa trigliserida reaktan = 100

Massa trigliserida produk = 75.59

Berdasarkan Persamaan 3.4, maka :

$$\text{Konversi} = \frac{\text{massa trigliserida reaktan} - \text{massa trigliserida produk}}{\text{massa trigliserida reaktan}} \times 100\%$$

$$\text{Konversi} = \frac{100 - 75.59}{100} \times 100\%$$

$$\text{Konversi} = 24.41\%$$

Dengan cara yang sama nilai konversi *biofuel* dapat dilihat pada Tabel D.3 berikut :

Tabel D.3 Nilai Konversi *Biofuel* Hasil *Catalytic Hydrocracking* Menggunakan Katalis Ni-Mo/HZSM-5

No.	Jenis Katalis	Suhu (°C)	Massa Trigliserida Produk	Konversi (%)
1.	A1	300	75.59	24.41
		325	62.58	37.42
		350	56.49	43.51
		375	32.69	67.31
		400	21.76	78.24
2.	A2	300	89.71	10.29
		325	80.76	19.24
		350	58.73	41.27
		375	36.07	63.93
		400	27.13	72.87
3.	A3	300	85.38	14.62
		325	80.18	19.82
		350	57.88	42.12
		375	28.41	71.59
		400	15.35	84.65
4.	A4	300	90.56	9.44
		325	79.05	20.95
		350	64.19	35.81
		375	30.21	69.79
		400	36.80	63.20
5.	B1	300	88.94	11.06
		325	71.89	28.11
		350	58.77	41.23
		375	35.90	64.10
		400	31.93	68.07
6.	B2	300	82.26	17.74
		325	72.13	27.87
		350	58.39	41.61
		375	31.86	68.14
		400	15.18	84.82

7.	B3	300	76.36	23.64
		325	64.77	35.23
		350	52.54	47.46
		375	26.68	73.32
		400	11.36	88.64
8.	B4	300	84.95	15.05
		325	75.51	24.49
		350	61.15	38.85
		375	26.78	73.22
		400	21.80	78.20

Keterangan :

- A1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:1
 A2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:2
 A3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:3
 A4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 5%, rasio Ni-Mo = 1:4
 B1 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:1
 B2 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:2
 B3 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:3
 B4 = Ni-Mo/HZSM-5 *loading* logam 10%, rasio Ni-Mo = 1:4

APPENDIKS E

PERHITUNGAN KINETIKA REAKSI

Perhitungan kinetika reaksi didasarkan pada nilai konversi minyak biji kapuk randu menggunakan katalis terbaik. Orde reaksi diasumsi reaksi orde satu. Berdasarkan penurunan rumus menurut persamaan 4.9 dibuat grafik hubungan antara waktu reaksi (t) dalam menit dan $-\ln(1-X_{tg})$ sebagai fungsi ordinat berdasarkan Tabel E.1 berikut.

Tabel E.1 Hasil Perhitungan $-\ln(1-X_{tg})$ untuk Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 (B₃)

Temperatur Reaksi (°C)	Waktu (menit)	X _{tg}	$-\ln(1-X_{tg})$
350	30	0.3999	0.5107
	60	0.4310	0.5639
	90	0.5220	0.7381
	120	0.5423	0.7815
375	30	0.4321	0.5658
	60	0.5607	0.8226
	90	0.6966	1.1927
	120	0.8428	1.8502
400	30	0.7806	1.5169
	60	0.8439	1.8573
	90	0.9132	2.4441
	120	0.9801	3.9170

Tabel E.2 Hasil Perhitungan $\ln k$ dan $1/T$ untuk Katalis Ni-Mo/H-ZSM-5 (B₃)

T (K)	slope	k	1/T	$\ln k$
623.5	0.0060	0.0060	0.0016	-5.1159
648.5	0.0144	0.0144	0.0015	-4.2405
673.5	0.0292	0.0292	0.0014	-3.5335

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Denpasar pada 19 Juli 1993 dengan nama I Gede Andy Andika Parahita. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara pasangan I Gede Rai Maya Temaja dan Ni Luh Komang Kusumawati. Penulis telah menyelesaikan pendidikan formal di SDK Tegaljaya pada tahun 2005, SMPN 1 Kuta Utara pada tahun 2008 dan SMAN 7 Denpasar pada tahun 2011. Pada tahun 2011, penulis melanjutkan studi S-1 di Jurusan Kimia FMIPA Universitas Udayana dan lulus pada tahun 2015. Penulis melanjutkan jenjang studi S-2 di Departemen Teknik Kimia FTI Institut Teknologi Sepuluh Nopember pada tahun 2016. Penulis melaksanakan ujian Akhir Tesis pada tanggal 4 Januari 2018. Selama pendidikan di Departemen Teknik Kimia FTI Institut Teknologi Sepuluh Nopember, penulis juga ikut serta berpartisipasi dalam seminar Internasional 24th Regional Symposium on Chemical Engineering (RSCE) oleh Department of Chemical Engineering Faculty Engineering Diponegoro University di Semarang sebagai Presenter.

e-mail : andika.parahita@gmail.com