

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK
PEMBUATAN DODEKANA
KAPASITAS PRODUKSI 692.000 TON/TAHUN**



Adhitya Dwiky Putra

NIM 03031281419076

Derlia Mutiara Sari

NIM 03031381419114

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

SKRIPSI

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN DODEKANA KAPASITAS PRODUKSI 692.000 TON/TAHUN

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Teknik Kimia
pada
Universitas Sriwijaya**



Adhitya Dwiky Putra
NIM 03031281419076
Derlia Mutiara Sari
NIM 03031381419114

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN DODEKANA ($C_{12}H_{26}$)
KAPASITAS PRODUksi 692.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

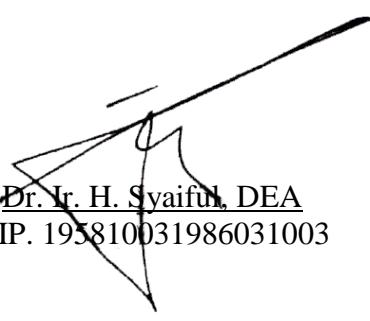
Adhitya Dwiky Putra 03031281419076
Derlia Mutiara Sari 03031381419114

Palembang, Mei 2018

Pembimbing


Ir. Tamzil Aziz, M.PL.
NIP. 195411231984031001

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “ Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dodekana dengan Kapasitas 692.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan Adhitya Dwiky Putra dan Derlia Mutiara Sari dihadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Mei 2018

Palembang, Mei 2018

Tim Penguji Karya Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA ()
NIP. 195805141984031001
2. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T. ()
NIP. 195608311984032002
3. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T ()
NIP. 197808222002122001

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Adhitya Dwiky Putra
NIM : 03031281419076
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dodekana Kapasitas 692.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Derlia Mutiara Sari** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Mei 2018

Adhitya Dwiky Putra
NIM. 03031281419076

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Derlia Mutiara Sari
NIM : 03031381419114
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dodekana Kapasitas 692.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Adhitya Dwiky Putra didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Mei 2018

Derlia Mutiara Sari
NIM. 03031381419114

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT sehingga dapat diselesaikan penulisan tugas akhir. Tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Dodekana Kapasitas 692.000 Ton/Tahun”.

Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik karena banyaknya bantuan, dukungan dan bimbingan yang diberikan dari berbagai pihak, oleh karena itu terima kasih kepada:

1. Bapak, Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
2. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, ST, MT, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
3. Bapak Ir. Tamzil Aziz, M.PL selaku Dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Kedua Orang Tua dan Keluarga atas semua dukungan yang begitu besar.
5. Seluruh Staff Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014 yang terlibat dan turut membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Demikian, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Mei 2018

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR NOTASI.....	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xv
INTISARI	xx
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	1
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan	2
1.4. Sifat-sifat Fisik dan Kimia.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK	7
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	8
2.3. Pemilihan Bahan Baku	10
2.4. Pemilihan Proses	10
2.5. Uraian Proses	11
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	15
3.1. Lokasi Pabrik	15

3.2. Tata Letak Pabrik.....	17
3.3. Luas Area.....	18
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	21
4.1. Neraca Massa.....	21
4.2. Neraca Panas	28
BAB V UTILITAS	35
5.1. Unit Pengadaan Air.....	35
5.2. Unit Pengadaan Steam	37
5.3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	38
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar	40
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	42
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	65
7.1. Bentuk Perusahaan	65
7.2. Struktur Organisasi	66
7.3. Tugas dan Wewenang	67
7.4. Sistem Kerja.....	70
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan.....	72
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	77
8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	78
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	79
8.3. Total Modal Akhir	81
8.4. Laju Pengembalian Modal	84
8.5. <i>Break Even Point</i>	85
BAB IX KESIMPULAN	88

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Sifat-sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk	5
Tabel 2.1. Data Impor Avtur di Indonesia	9
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift.....	71
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	74
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal	80
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi	87

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Kebutuhan Bahan Bakar Jet Indonesia	9
Gambar 2.2. Flowsheet Proses Pembuatan <i>Jet Fuel</i>	14
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik.....	17
Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik	18
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan.....	20
Gambar 7.1. Stuktur Organisasi Perusahaan.....	76
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	86

DAFTAR NOTASI

1. Accumulator

C _c	: Tebal korosi maksimum, in
E _j	: Efisiensi pengelasan
ID, OD	: Diameter dalam, diameter luar, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan desain, psi
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	: Temperatur operasi, °C
t	: Tebal dinding accumulator, cm
V	: Volume total, m ³
V _s	: Volume silinder, m ³
ρ	: Densitas, kg/m ³

2. Kompresor

BHP	: Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP
k	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah stage
η	: Efisiensi kompressor
P _{IN}	: Tekanan masuk, bar
P _{OUT}	: Tekanan keluar, bar
T ₁	: Temperatur masuk kompressor, °C
T ₂	: Temperatur keluar kompressor, °C
P _w	: Power kompressor, HP
Q	: Kapasitas kompressor, lb/menit
R _c	: Rasio kompresi
W	: Laju alir massa, lb/jam
ρ	: Densitas, kg/m ³

3. Condenser, Cooler, Heater, Reboiler, Chiller

W, w	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T ₁ , t ₁	: Temperatur masuk shell, tube, °C
T ₂ , t ₂	: Temperatur keluar shell, tube, °C
Q	: Beban panas, kW
U _o	: Koefisien overall perpindahan panas, W/m ² .°C
ΔT _{lm}	: Selisih log mean temperatur, °C
A	: Luas area perpindahan panas, m ²
ID	: Diameter dalam tube, m
OD	: Diameter luar tube, m
L	: Panjang tube, m
p _t	: Tube pitch, m
A _o	: Luas satu buah tube, m ²
N _t	: Jumlah tube, buah
V, v	: Laju alir volumetrik shell, tube, m ³ /jam
u _t , U _s	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
D _b	: Diameter bundel, m
D _s	: Diameter shell, m
N _{RE}	: Bilangan Reynold
N _{PR}	: Bilangan Prandtl
N _{NU}	: Bilangan Nusselt
h _i , h _o	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, W/m ² .°C
I _b	: Jarak baffle, m
D _e	: Diameter ekivalen, m
k _f	: Konduktivitas termal, W/m.°C
ρ	: Densitas, kg/m ³
μ	: Viskositas, cP
C _p	: Panas spesifik, kJ/kg.°C
h _{id} , h _{od}	: Koefisien dirt factor shell, tube, W/m ² .°C
k _w	: Konduktivitas bahan, W/m.°C
ΔP	: Pressure drop, psi

4. Kolom Destilasi

A_a	:	Active area, m ²
A_d	:	Downcomer area, m ²
A_{da}	:	Luas aerasi, m ²
A_h	:	Hole area, m ²
A_n	:	Net area, m ²
A_t	:	Tower area, m ²
C_c	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter kolom, m
d_h	:	Diameter hole, mm
E	:	Total entrainment, kg/s
E_j	:	Efisiensi pengelasan
F_{iv}	:	Parameter aliran
H	:	Tinggi kolom, m
h_a	:	Aerated liquid drop, m
h_f	:	Froth height. m
h_q	:	Weep point, cm
h_w	:	Weir height, m
L_w	:	Weir height, m
N_m	:	Jumlah tray minimum, stage
Q_p	:	Faktor aerasi
R	:	Rasio refluks
R_m	:	Rasio refluks minimum
U_f	:	Kecepatan massa aerasi, m/s
V_d	:	Kelajuan downcomer
ΔP	:	Pressure drop, psi
ψ	:	Fractional entrainment

5. Pompa

A	: Area alir pipa, in ²
BHP	: Brake Horse Power, HP
D _{opt}	: Diameter optimum pipa, in
f	: Faktor friksi
g	: Percepatan gravitasi ft/s ²
gc	: Konstanta percepatan gravitas, ft/s ²
H _d , H _s	: Head discharge, suction, ft
H _f	: Total friksi, ft
H _{fc}	: Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
H _{fe}	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
H _{ff}	: Friksi karena fitting dan valve, ft
H _{fs}	: Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	: Diameter dalam, in
K _C , K _E	: Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	: Panjang pipa, m
Le	: Panjang ekivalen pipa, m
MHP	: Motor Horse Power, HP
NPSH	: Net positive suction head, ft.lbf/lb
N _{RE}	: Bilangan Reynold
OD	: Diameter luar, in
P _{uap}	: Tekanan uap, psi
Q _f	: Laju alir volumetrik, ft ³ /s
V _d	: Discharge velocity, ft/s
V _s	: Suction velocity, ft/s
ε	: Equivalent roughness, ft
η	: Efisiensi pompa
μ	: Viskositas, kg/ms
ρ	: Densitas, kg/m ³

6. Reaktor

C_c	: Tebal korosi maksimum, in
C_{AO}	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m ³
D_p	: Diameter katalis, m
D_s	: Diameter shell, m
D_t	: Diameter tube, in
F_{AO}	: Laju alir umpan, kmol/jam
H_R	: Tinggi shell reaktor, m
H_T	: Tinggi tube, m
k	: Konstanta kecepatan reaksi, m ³ /kmol.s
N_t	: Jumlah tube, buah
P	: Tekanan operasi, bar
τ	: Waktu tinggal, jam
p_t	: Tube pitch, in
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
t	: Tebal dinding reaktor, cm
V_k	: Volume katalis, m ³
V_T	: Volume reaktor, m ³
ρ, ρ_k	: Densitas fluida, katalis, kg/m ³
R	: Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
σ_A	: Diameter molekul, cm
M	: Berat molekul, kg/kmol
E_A	: Energi aktivasi, kJ/kmol
V_E	: Volume ellipsoidal, m ³
H_S	: Tinggi silinder, m
h	: Tinggi tutup
H_T	: Tinggi total tanki, m
H_L	: Tinggi liquid, m
H_i	: Tinggi impeller, m
Di	: Diameter impeller, m

Wb	:	Lebar Baffle, m
g	:	Lebar baffle pengaduk, m
r	:	Panjang blade pangaduk, m
rb	:	Posisi baffle dari dinding tanki, m

7. Tangki

Cc	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter tangki, m
Ej	:	Efisiensi pengelasan
P	:	Tekanan desain, psi
S	:	Tegangan kerja diizinkan, psi
t	:	Tebal dinding tangki, cm
V	:	Volume tangki, m ³
W	:	Laju alir massa, kg/jam
ρ	:	Densitas

8. Reactive Distillation Column

a. Zona Reaksi

BM_{av}	=	BM rata – rata, kg/kmol
C_{Ao}	=	Konsentrasi Trigliserida mula – mula, kmol/m ³
C_{Bo}	=	Konsentrasi Methanol mula – mula, kmol/m ³
g	=	Percepatan Gravitasi, m/s ²
H_S	=	Tinggi Head Reaktor, m
H_R	=	Tinggi reaktor total, m
k	=	Konstanta reaksi , m ³ /kmol.s, s ⁻¹
M_{fr}	=	Laju alir massa, kg/h
Q_f	=	Volumetric Flowrate Umpan, m ³ /h
r_1, r_2	=	Lajureaksi 1,2, kmol/m ³ .s
t	=	Tebaldindingreaktor, m
V_f	=	Total free volume, m ³
V_{HR}	=	Volume head reaktor, m

- V_R = Volume Total Reaktor, m
 V_s = Volume Shell, m³
 μ = ViskositasCampuran, kg m/s

b. Zona Pemisahan

- A_d = Downcomer area, m²
 A_t = Tower area, m²
 A_n = Net area, m²
 A_a = Active area, m²
 A_b = Hole area, m²
 A_{da} = Aerated area, m²
 C = Faktor korosi yang dizinkan, m
 C_{sb} = Kapasitas vapor, m/det
 D_l = Clearance, mm
 d_h = Diameter hole, mm
 d_c = Diameter kolom, mm
 e = Total entrainment, kg/det
 E = Joint efficiency, dimensionless
 F = Friction factor, dimensionless
 F_{iv} = Paramater aliran, dimensionless
 h_a = Aerated liquid drop, m
 h_f = Froth height, mm
 h_w = Weir height, mm
 h_σ = Weep point, cm
 H = Tinggi kolom, m
 L_w = Weir length
 L = Laju alir massa liquid solvent, kg/det
 N_m = Jumlah tray minimum
 ΔP = Pressure drop
 P = Tekanan desain, atm
 q = Laju alir volume umpan solvent, m³/det
 Q = Laju alir volume umpan gas, m³/det

- Q_p = Aeration factor, dimensionless
 R = [L/D] refluks ratio, dimensionless
 R_h = Radius Hydrolic, m
 R_m = Refluks minimum
 Re_h = Reynold modulus, dimensionless
 S = Working stress, N/m²
 S_s = Stage umpan
 St = Jumlah stages
 t = Tebal dinding vessel, m
 T = Temperatur operasi, oC
 T_{av} = Temperatur rata-rata, oC
 U_f = Kecepatan aerated mass, Uf
 V = Laju alir massa umpan gas, kg/det
 V_d = Downcomer velocity, m/det
 α = Relatif volatil, dimensionless
 Δ = Liquid gradien, cm
 ρ_g = Densitas gas, kg/m³
 ρ_l = Densitas liquid, kg/m³
 ψ = Fractional entrainment, dimensionless

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Perbaikan

Lampiran 2 Biodata

Lampiran 3 Paten Utama dan Pendukung

Lampiran 4 Tugas Khusus

INTISARI

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN DODEKANA ($C_{12}H_{26}$) KAPASITAS PRODUKSI 692.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 14 Mei 2018

Adhitya Dwiky Putra dan Derlia Mutiara Sari; Dibimbing oleh Ir. Tamzil Aziz, M.PL

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xv + 88 halaman, 6 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

INTISARI

Pabrik pembuatan dodekana dengan kapasitas 692.000 Ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2023 di kawasan industri Kali Mireng, Gresik, Jawa Timur yang diperkirakan memiliki luas area 9 Ha. Proses pembuatan dodekana sebagai bahan bakar jet ini mengacu pada US Patent No. 9,688,590 B2. Bahan baku dari pembuatan dodekana ini adalah isobutanol dan hidrogen. Reaksi berlangsung pada reaktor *Single bed* dengan menggunakan katalis Nikel pada temperatur 216°C.

Pabrik ini akan didirikan perusahaan berbentuk perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line and Staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan total karyawan 225 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi pabrik dodekana ini layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut

- *Total Capital Investment* (TCI) : US\$ 132.180.221,28
- *Total Production Cost* (TPC) : US\$ 1.778.298.589
- Total Penjualan per Tahun (SP) : US\$ 1.840.720.000
- *Annual Cash Flow* : US\$ 90.075.432,90
- *Pay Out Time* : 1,48 Tahun
- *Rate of Return* : 60,87%
- *Break Even Point* : 33,29%
- *Servise Life* : 11 Tahun

Kata Kunci : Dodekana, Bahan Bakar Jet, Pabrik, Analisa Ekonomi
Kepustakaan : 32 (1965-2017)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia adalah sebuah negara yang memiliki potensi sumber daya yang tinggi, baik alam maupun manusia. Memasuki era dimana tingkat perdagangan semakin meningkat, seluruh negara bersaing dalam berbagai bidang industri. Oleh karena itu, pemerintah Indonesia diharapkan dapat meningkatkan pembangunan di sektor industri yang bertujuan untuk meningkatkan perekonomian negara.

Salah satu sektor industri yang dapat dikembangkan di Indonesia adalah industri bahan bakar jet. Bahan bakar jet (dodekana) adalah sebuah produk olahan minyak bumi dengan proses *crude distillation unit* (CDU) fraksi *middle distillate*, dimana hingga saat ini bahan baku *jet fuel* masih bersumber dari minyak bumi, sementara cadangan minyak bumi di Indonesia mulai menipis. Data dari Energi dan Sumber Daya Mineral-ESDM (2013) menyatakan cadangan minyak mentah Indonesia hanya 7,4 miliar barrel yang terdiri dari 3,74 miliar barrel cadangan yang terbukti dan 3,66 miliar barrel masih berstatus potensi.

Jumlah bahan bakar jet di Indonesia berbanding terbalik dengan kebutuhan industri penerbangan. Dengan meningkatnya jumlah armada penerbangan di Indonesia maka jumlah konsumsi bahan bakar juga semakin tinggi. Oleh karena itu, diperlukan pendirian pabrik baru untuk memenuhi kebutuhan industri penerbangan dengan memanfaatkan sumber daya yang baru.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Bahan bakar jet atau *jet fuel* atau *aviation turbine fuel* (ATF) atau avtur (*aviation turbine*) merupakan salah satu jenis bahan bakar penerbangan yang dirancang untuk digunakan pada pesawat terbang yang bermesin turbin gas. Warnanya cerah sampai kekuningan. Bahan bakar yang paling umum adalah Jet A dan Jet A-1 (Avtur) yang diproduksi dalam perlengkapan spesifikasi yang terstandardisasi secara internasional. Satu-satunya bahan bakar jet yang umum digunakan dalam penerbangan bermesin turbin disebut Jet B dan digunakan untuk menghadapi cuaca dingin.

Bahan bakar jet adalah campuran sejumlah hidrokarbon yang berbeda, kemungkinan ribuan lebih. Kisaran ukurannya (berat molekul atau nomor karbon) dibatasi oleh persyaratan untuk produk, sebagai contoh, titik beku atau titik asap. Bahan bakar jenis kerosin (termasuk Jet A dan Jet A-1) memiliki distribusi nomor karbon antara 8-16; bahan bakar jet tipe potong luas atau nafta (termasuk Jet B), berkisar antara 5-15 nomor karbon

Bahan bakar jet atau Avtur adalah bahan bakar yang diperoleh dari hasil pengolahan minyak bumi yang memiliki trayek didih 150 s.d. 300°C yang terdiri dari molekul hidrokarbon C₁₀-C₁₄. Hidrokarbon berupa senyawa parafin (terbanyak), naften, dan sedikit aromat. Di dalam avtur juga terdapat senyawa-senyawa *impurities* dalam jumlah kecil serta *additive*.

Dalam aplikasinya avtur digunakan sebagai bahan bakar minyak pesawat terbang bermesin turbin. Pembakaran pada mesin turbin yaitu sebuah rangkaian reaksi oksidasi cepat yang melepaskan panas. Udara dari *air compressor* dan *avtur* yang telah diatomisasi oleh *nozzle* dibakar di ruang pembakaran. Sumber energi dibutuhkan untuk memulai pembakaran pada saat *start up*. Setelah itu, pembakaran ditopang oleh injeksi bahan bakar yang berlanjut ke dalam nyala api. Gas panas hasil pembakaran digunakan untuk menggerakkan *turbine*.

1.3. Proses Pembuatan Bahan Bakar Jet

1. *Hydroprocessed Esters and Fatty Acids (HEFA)*

Pada proses HEFA, bahan baku biomassa seperti alga, jatropha, atau carmelina diekstrak kandungan minyak didalamnya. Minyak hasil ekstraksi tersebut mengalami proses *degumming* dan *bleaching* sebagai tahap penyiapan bahan baku. Proses HEFA (Proses UOP) terdiri dari dua tahap reaksi yaitu reaksi *hydrotreating* dan *isomerization / selective hydrocracking* yang sering disebut sebagai proses *hydroprossesing*. Trigliserida dan gas hidrogen direaksikan pada tekanan 1.379 – 13.790 kPa temperatur 150 – 454 °C menggunakan katalis NiMo/Al₂O₃ (McCall, 2011).

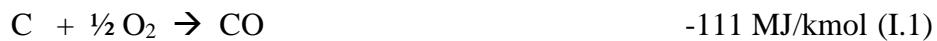
Produk reaktor pertama merupakan rantai alkana panjang (n-parafin) berfase gas yang kemudian mengalami pemutusan rantai di reaktor kedua menghasilkan *light gases naptha, jet range paraffins*, dan diesel dan

dialirkan ke unit pemisahan.

2. *Biomass to Liquid* (BTL)

Biomassa dikonversi menjadi gas CO, CO₂, CH₄, H₂ melalui proses gasifikasi pada suhu 900 °C - 1200 °C pada tekanan atmosfer (Higman, 2008).

- **Reaksi pembakaran**



- **Reaksi Boudouard**



- **Reaksi water gas shift**



- **Reaksi metanasi**



Gas produser hasil gasifikasi (penyusun utama: CO dan H₂) dikonversi menjadi komponen tersebut kemudian dicairkan melalui proses Fischer- Tropsch (FT) pada suhu 200 - 250 °C, tekanan 2500 – 6000 kPa dengan katalis berbasis Fe dan Co. sehingga dihasilkan *wax*. Hasil FT kemudian didistilasi hingga dihasilkan bioavtur

- **Reaksi Fischer-Tropsch**



3. *Alcohol to Jet* (ATJ)

Proses ATJ merupakan salah satu sintesa bioavtur berbasis selulosa dan gulan menggunakan proses fermentasi. Selulosa dan gula tersebut dikonversi menjadi grup alkohol (C₁-C₆) dengan bantuan mikrobia, *yeast*, atau bakteri pada suhu 30 °C tekanan atmosfer selama 14 jam dengan *yield* 70%. Produk fermentasi mengalami reaksi dehidrasi pada *fixed bed tubular reactor* dengan bantuan γ -alumina pada suhu 310 °C menghasilkan n-alkena. Produk n-alkena dialirkan ke *fixed*

bed continuous flow katalis β zeolite CP 814C pada suhu 140 – 180 °C tekanan atmosfer. Keluaran reaktor oligomerisasi mengalami tahapan reaksi yang terakhir yaitu reaksi hidrogenasi pada suhu 150 °C tekanan 1.013,25 kPa dengan katalis Pd/alumina.(Gruber, 2012)

4. Pirolisis

Biomassa mengalami proses pirolisis pada suhu 200-500 °C tekanan atmosferis menghasilkan arang, abu, *pyrolysis oil*. Produk pirolisis tersebut dialrkan ke rahap pemisahan sehingga menghasilkan bioavtur.

1.4. Spesifikasi Avtur

Spesifikasi yaitu batasan-batasan yang harus dipenuhi oleh bahan bakar minyak, dengan tujuan untuk melindungi peralatan dan mesin, keselamatan pemakai, dan akrab dengan lingkungan dalam pemakaiannya. Spesifikasi merupakan batasan maksimum atau minimum sifat-sifat fisika atau kimia yang diukur dengan menggunakan metode dan peralatan standar.

Avtur digunakan oleh pesawat terbang bermesin turbin yang memiliki resiko bahaya tinggi, karena itu spesifikasi yang digunakan sangat ketat sesuai dengan standar internasional. Avtur di Indonesia digunakan juga oleh *airliner* luar negeri yang menginginkan spesifikasi yang digunakan memenuhi standar internasional. Spesifikasi Avtur mengikuti SK. Dirjen Migas No.10668K/72/DJM/2005 tanggal 7 September 2005 sesuai dengan *DEF. STAN 91-91 issue 5 (DERD 2494)* tanggal 8 Pebruari 2005 tentang *Turbin Fuel, Aviation Kerosine Type, Jet A-1*.

1.5. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia Produk dan Bahan Baku

Tabel 1.1. Sifat-sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

No.	Nama Senyawa	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Densitas (gr/cm ³)	Wujud	Warna	Titik Didih T _d (°C)	Titik Lebur T _f (°C)	Tekanan Kritis P _{kritis} (bar)	Temperatur Kritis T _{kritis} (K)	ΔH ^o f _(l) (kJ/kmol)
1.	Isobutilena	C ₄ H ₈	56,106	0,594	Cair	Tidak Berwarna	-6,9	-140,3	39,99	417,9	-130
2.	Isobutanol	C ₄ H ₁₀ O	56,106	0,802	Cair	Tidak Berwarna	107	72,78	42,95	464,5	-283220
3.	Air	H ₂ O	18,02	1	Cair	Tidak Berwarna	100	0	46	647	-241800
4.	Diisobutilena	C ₈ H ₁₆	112,216	0,692	Cair	Tidak Berwarna	101,5	-93	26,3	553	-110400
5.	Isobutana	C ₄ H ₁₀	58,12	0,557	Cair	Tidak Berwarna	-11,7	-138,3	37,97	408,14	-134520
6.	Paraffin	C ₁₂ H ₂₆	170,34	0,748	Cair	Tidak Berwana	216	-9,5	18,24	685,2	-290870

7.	Triisobutilena	C ₁₂ H ₂₄	168,324	0,758	Cair	Tidak Berwarna	177	141	19,4	657	-165350
8.	Isooktana	C ₈ H ₁₈	114,23	0,703	Cair	Tidak Berwarna	98	-107	25,42	543,96	-224140
9.	Hidrogen	H ₂	2,014	0,071	Gas	Tidak Berwarna	-252,87	-259,1	33,9	33,18	0

DAFTAR PUSTAKA

- Al-Arfaj, M. 1999. *Quantitative Heuristic Design Of Reactive Distillation*. USA: University of Lehigh.
- Anonim. (2017). *Expor - Impor Avtur*. Indonesia: Badan Pusat Statistik (BPS).
- Anonim. 1996. *Kriteria Perencanaan Ditjen Cipta Karya Dinas PU. Departemen Pekerjaan Umum Direktorat Jenderal Cipta Karya*.
- Anonim, 2011, *A Global Approach to reducing aviation emissions*, IATA, USA
- Badan Standarisasi Nasional. 2015. *Bahan Bakar Jet*. SNI 7182:2015. Jakarta: BSN.
- Bertelli, C., 2010, *Current Status of Biofuel Production and Use for Commercial Aviation*, UOP LLC, Chile.
- Felder, R. M., & Rousseau, R. W. 1986. *Elementary Principles of Chemical Processes 2nd Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Fogler, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice Hall International Series.
- Groemping, M., Dragomir.R.M., Jobson.M. 2004. *Conceptual Design of Reactive Distillation Columns Using Stage Composition Lines*. Journal of Chemical Engineering and Procesing. Vol. 43 (369-382).
- Hantoko.D., Adnan.M.A. 2013. *Pra Rancangan Pabrik Bioavtur dari Crude Palm Oil dengan Proses Universal Oil Product (UOP) Kapasitas 87.000 Ton/Tahun* (Skripsi). Surakarta (ID): Universitas Sebelas Maret.
- Ismail, Syarifuddin. 1996. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2016. *Pedoman Investasi Bioenergi Di Indonesia*. Direktorat Bioenergi. Direktorat Jenderal Energi Baru , Terbarukan, dan Konservasi Energi: Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill.
- Kinder, J.D., Rahmes, T., 2009, *Evaluation of Bio-Derived Synthetic Paraffinic Kerosene (Bio-SPK)*, The Boeing Company Sustainable Biofuel Reseach, USA.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering Third Edition*. United State of America: John Wiley and Sons.

- Ludwig, E. E.,. 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston.
- Mccabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Matches Engineering. 2017. *Equipment Cost Index*. <http://www.matche.com/equipcost.html>. Diakses 15 Maret 2018.
- NIST. 2017. *NIST Chemistry Webbook*. Dalam *webbook.nist.gov*. Diakses pada Maret 2017.
- Perry, Robert H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's HandbookSeventh Edition*. United State: McGraw Hill.
- Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition*. New York: Mc Graw Hill.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M. (1970). *Chemical Engineering Kinetics*.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbot, M. M. (2001). *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics* (6th ed.). Boston: McGraw Hill.
- Soccol, Carlos Ricardo. 2016. *Green Fuels Technology Biofuels*. Switszerland : Springer.
- Thery. R., Meyer.X.M., Joulia.2002. *Preliminary Design of Reactive Distillation Columns*. France: Process System Engineering Department.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Vilbrandt. 1998. *Chemical Engineering Plant Design*. New York: McGraw Hill.
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Winkle, M.V. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill.
- Yaws. Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Texas: Mc-Graw-Hill